



ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ ΚΡΗΤΗΣ  
Σχολή Χημικών Μηχανικών και  
Μηχανικών Περιβάλλοντος

**ΤΕΧΝΟ-ΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΜΕΛΕΤΗ ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ  
ΑΞΙΟΠΟΙΗΣΗΣ ΑΠΟΒΛΗΤΩΝ ΤΩΝ ΕΛΑΙΟΤΡΙΒΕΙΩΝ**

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ  
ΤΗΣ  
ΤΑΞΙΑΡΧΟΥΛΑΣ ΕΥΓΕΝΙΑΣ ΜΑΝΔΑΛΟΠΟΥΛΟΥ

ΧΑΝΙΑ, ΜΑΙΟΣ 2023

"Απαγορεύεται η αντιγραφή, αποθήκευση και διανομή της παρούσας εργασίας, εξ ολοκλήρου ή τμήματος αυτής, για εμπορικό σκοπό. Επιτρέπεται η ανατύπωση, αποθήκευση και διανομή για μη κερδοσκοπικό σκοπό, εκπαιδευτικού ή ερευνητικού χαρακτήρα, με την προϋπόθεση να αναφέρεται η πηγή προέλευσης. Ερωτήματα που αφορούν τη χρήση της εργασίας για άλλη χρήση θα πρέπει να απευθύνονται προς το συγγραφέα. Οι απόψεις και τα συμπεράσματα που περιέχονται σε αυτό το έγγραφο εκφράζουν τον συγγραφέα και δεν πρέπει να ερμηνευθεί ότι αντιπροσωπεύουν τις επίσημες θέσεις του Πολυτεχνείου Κρήτης"



ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ ΚΡΗΤΗΣ  
Σχολή Χημικών Μηχανικών και  
Μηχανικών Περιβάλλοντος

## ΤΕΧΝΟ-ΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΜΕΛΕΤΗ ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΑΞΙΟΠΟΙΗΣΗΣ ΑΠΟΒΛΗΤΩΝ ΤΩΝ ΕΛΑΙΟΤΡΙΒΕΙΩΝ

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ  
ΤΗΣ  
ΤΑΞΙΑΡΧΟΥΛΑΣ ΕΥΓΕΝΙΑΣ ΜΑΝΔΑΛΟΠΟΥΛΟΥ

### ΤΡΙΜΕΛΗΣ ΕΠΙΤΡΟΠΗ

Π. Γκίκας (Καθηγητής, Επιβλέπων)

Α. Βλυσίδης (ΕΜΠ, Σχολή Χημικών Μηχανικών)

Θ. Τσούτσος (Καθηγητής)

ΧΑΝΙΑ, ΜΑΙΟΣ 2023

## ΕΥΧΑΡΙΣΤΙΕΣ

Η παρούσα διπλωματική εργασία εκπονήθηκε με επιβλέπων καθηγητή τον κύριο Π. Γκίκα Καθηγητή του τμήματος Χημικών Μηχανικών και Μηχανικών Περιβάλλοντος του Πολυτεχνείου Κρήτης, ο οποίος με τις πολύτιμες γνώσεις, την καθοδήγηση που μου προσέφερε και το χρόνο που διέθεσε δίνοντάς μου χρήσιμες συμβουλές και οδηγίες συνεισέφερε καθοριστικά στην υλοποίηση της πτυχιακής μου εργασίας όσο και στην εξέλιξή μου ως μελλοντική μηχανικός. Ως ελάχιστο, εκφράζω τις ειλικρινείς μου ευχαριστίες για την καθοδήγησή του και την αρμονική μας συνεργασία. Θερμές ευχαριστίες επίσης, στα μέλη της τριμελούς επιτροπής.

Οφείλω τέλος, ένα μεγάλο ευχαριστώ σε όλους εκείνους που συνέβαλαν είτε πρακτικά είτε ψυχικά στην ολοκλήρωση της εργασίας μου και ιδιαίτερα στους γονείς μου για την οικονομική τους υποστήριξη όλα αυτά τα χρόνια, καθώς επίσης και τους συγγενείς και τους φίλους για την ηθική υποστήριξη καθ' όλο το διάστημα των σπουδών μου.

Χανιά, Μάιος 2023

## ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Η παραγωγή ελαιολάδου αποτελεί βασικό οικονομικό τομέα για τις χώρες παραγωγής, κυρίως στην περιοχή της Μεσογείου. Ωστόσο, η παγκοσμίως αυξανόμενη παραγωγή λαδιού οδήγησε στην παραγωγή τεράστιων ποσοτήτων αποβλήτων επιζήμιων για το περιβάλλον. Ως εκ τούτου, η αποτελεσματική και βιώσιμη διαχείριση των αποβλήτων της ελαιοβιομηχανίας έχει εγείρει σημαντικό ενδιαφέρον στην επιστημονική ερευνητική κοινότητα.

Η παρούσα διπλωματική εργασία παρουσιάζει τον σχεδιασμό μιας αποδοτικής εγκατάστασης για την επεξεργασία και αξιοποίηση του διφασικού αποβλήτου των ελαιοτριβείων με σκοπό την παραγωγή προϊόντων υψηλής προστιθέμενης αξίας και εδαφοβελτιωτικού. Η δομή της παρούσας διπλωματικής διαρθρώνεται σε 3 κύριες θεματικές ενότητες:

- 1) τη βιβλιογραφική ανασκόπηση
- 2) τον σχεδιασμό ενός βιοδιυλιστηρίου
- 3) την κοστολόγηση και την οικονομική ανάλυση αυτού.

Το 1ο μέρος εξετάζει τους τύπους των ελαιοτριβείων, τα παραπροϊόντα και τα χαρακτηριστικά τους, τις διαφορετικές τεχνολογίες οι οποίες μπορούν να χρησιμοποιηθούν για τη σωστή εκμετάλλευση και την ασφαλή προς το περιβάλλον διάθεσή τους, καθώς επίσης και τις δυσκολίες που παρουσιάζονται στη χρήση των τεχνολογικών αυτών υπηρεσιών.

Το δεύτερο μέρος επικεντρώνεται στο σχεδιασμό ενός βιοδιυλιστηρίου. Η μονάδα αποτελείται από μία δεξαμενή εισαγωγής όπου ανεφοδιάζεται και αποθηκεύεται το προς επεξεργασία απόβλητο πριν κατευθυνθεί προς τη δεξαμενή προετοιμασίας. Εκεί γίνεται αραίωση με νερό πριν περάσει το ρεύμα από τον εναλλάκτη θερμότητας που με τη βοήθεια ατμού χαμηλής πίεσης θα αυξηθεί η θερμοκρασία του στους 70 °C. Η θερμοκρασία αυτή είναι ιδανική για την οξίνιση, η οποία έχει στόχο την εξαγωγή του λαδιού από το απόβλητο. Αυτή η διαδικασία ξεκινάει με τη προσθήκη  $H_2SO_4$  και  $FeSO_4$  και συνεχή ανάμιξη για 60 λεπτά. Το θερμό υγρό ρεύμα οδηγείται στον υδρόψυκτο εναλλάκτη θερμότητας όπου η υψηλή θερμότητα της διεργασίας απορρίπτεται στην ατμόσφαιρα.

Μετά τη διαδικασία οξίνισης, τα εκχυλίσματα φυγοκεντρούνται στις 10.000 στροφές το λεπτό για 10 λεπτά ώστε να επιτευχθεί ο διαχωρισμός των τριών σχηματισμένων φάσεων (φάση ελαίου, υδατική φάση και στερεά φάση). Η

φυγοκέντρωση αποτελεί το δεύτερο στάδιο για την ανάκτηση του υπολειμματικού ελαίου. Η ενδιάμεση υδατική φάση πηγαίνει στο επόμενο στάδιο αξιοποίησης που είναι ο διαχωρισμός με μεμβράνες. Η στερεά φάση χρησιμοποιείται στη διεργασία της κομποστοποίησης.

Το σύστημα μεμβρανών αποτελείται από υπερδιήθηση (UF), νανοδιήθηση (NF) και αντίστροφη ώσμωση (RO), όπου συγκεντρώνονται οι χαμηλές μοριακού βάρους φαινόλες. Το τελικό προϊόν έχει συγκέντρωση ελεύθερων φαινολικών χαμηλού μοριακού βάρους 0,5 g/L (**Russo, 2007**). Τα συμπυκνώματα από τα δύο πρώτα στάδια (UF και NF) καθώς και το διήθημα από την διεργασία RO οδηγούνται στη μονάδα συγκομποστοποίησης όπου χρησιμοποιούνται κυρίως για τη διατήρηση της υγρασίας του κομπόστ στις βέλτιστες συνθήκες.

Το ρεύμα που εισέρχεται στις στήλες προσρόφησης είναι το συμπύκνωμα που προέρχεται από την αντίστροφη ώσμωση διότι είναι το πιο πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις. Χρησιμοποιούνται 3 στήλες S-101 με όγκο 0,38 m<sup>3</sup> η κάθε μία. Έγινε εκτίμηση ότι χρειάζονται 120 kg ρητίνης για κάθε 1 m<sup>3</sup> RO concentrate (**Zagklis et al., 2015**). Η συνολική προσρόφηση στη ρητίνη ήταν 93,1 % για φαινόλες και 35,8 % για υδατάνθρακες. Το σύστημα στοχεύει στην απομάκρυνση της φαινόλης μέσω ιοντικών μηχανισμών ανταλλαγής σε πολυμερείς ρητίνες ακολουθούμενη από εκρόφηση υδατανθράκων και των προσροφούμενων φαινολικών ενώσεων με μείγματα νερού και αιθανόλης. Μετά από πέντε κύκλους λειτουργίας γίνεται αναγέννηση της ρητίνης και μετά από 5 φορές αναγέννησης γίνεται προσθήκη καινούριας ποσότητας ρητίνης.

Το επόμενο στάδιο αποτελεί την εξάτμιση με μονοβάθμιο εξαμιστήρα υπό κενό ο οποίος, θα συγκεντρώσει περαιτέρω τις φαινόλες που περιέχονται στο διάλυμα αιθανόλης. Μετά την εξάτμιση γίνεται ψύξη της αιθανόλης και στη συνέχεια επανακυκλοφορεί στη δεξαμενή αποθήκευσης της αιθανόλης.

Την επεξεργασία του διφασικού αποβλήτου ολοκληρώνει η κομποστοποίηση. Το στερεό ρεύμα μετά τη φυγοκέντρωση καθώς και τα συμπυκνώματα από τη διήθηση και το νερό που χρησιμοποιείται για την εκρόφηση των υδατανθράκων οδηγούνται προς μία διεργασία συγκομποστοποίησης. Το ρεύμα που έχει υποστεί κομποστοποίηση, κατάλληλα, είναι ένα υλικό μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως εδαφοβελτιωτικό.

Ο σχεδιασμός του εξοπλισμού της εγκατάστασης περιλαμβάνει τον

υπολογισμό των ισοζυγίων μάζας για κάθε εξοπλισμό, ενώ γίνεται η διαστασιολόγηση και η κοστολόγησή τους.

Τέλος, το 3ο μέρος περικλείει τον υπολογισμό του πάγιου κεφαλαίου και του λειτουργικού κόστους του εργοστασίου, τον υπολογισμό της Καθαρής Παρούσας Αξίας (ΚΠΑ) καθώς και άλλων οικονομικών δεικτών. Επιπλέον, γίνεται διερεύνηση των παραγόντων που αυξάνουν το κόστος της επένδυσης αλλά και του πως θα μπορέσουμε να τους περιορίσουμε. Στα συμπεράσματα της διπλωματικής δίνεται απάντηση στο αρχικό ερώτημα, του κατά πόσο οι τεχνολογίες που μελετήθηκαν μπορούν να εφαρμοστούν και να είναι βιώσιμες, ενώ στη συνέχεια επιχειρείται να γίνει μια πρόβλεψη για την πιθανή εφαρμογή και υλοποίηση αυτών των τεχνολογιών σε εγκαταστάσεις διφασικών ελαιοτριβείων ή σε ξεχωριστούς ανεξάρτητους χώρους.

**Λέξεις κλειδιά:** Αξιοποίηση αποβλήτων ελαιοτριβείων, *alperujo*, εκχύλιση προϊόντων προστιθέμενης αξίας, κομποστοποίηση, σχεδιασμός βιοδιυλιστηρίου, τεχνοοικονομική μελέτη, ανάλυση ευαισθησίας

## ABSTRACT

Olive oil production is a key economic sector for producing countries, in the Mediterranean region. However, the worldwide increasing production of oil has led to the production of massive amounts of environmentally harmful waste. Therefore, the effective and sustainable management of olive oil industry waste has gained significant interest in the scientific research community.

This diploma thesis presents the design of an efficient facility for the treatment and utilization of two-phase waste from olive mills to produce high added value products and soil improver. The structure of this thesis is structured in three main thematic units:

- 1) the literature review
- 2) the design of a biorefinery
- 3) it's costing and economic analysis.

The first part examines the types of mills, their by-products and characteristics, the different technologies that can be used for proper exploitation and safe disposal for the environment, as well as the difficulties encountered in the use of these technological services.

The second part focuses on the design of a biorefinery. The unit consists of an intake tank where the waste to be treated is refueled and stored before it is directed to the preparation tank. There it is diluted with water before passing the current through the heat exchanger which with the help of low-pressure steam will increase its temperature to 70 °C. This temperature is ideal for acidification, which aims to extract the oil from the waste. This process begins with the addition of  $\text{H}_2\text{SO}_4$  and  $\text{FeSO}_4$  and continuous mixing for 60 minutes. The hot liquid stream is led to the water-cooled heat exchanger where the high heat of the process is discharged into the atmosphere.

After the acidification process, the extracts were centrifuged at 10,000 revolutions per minute for 10 minutes to separate the three formed phases (oil phase, aqueous phase, and solid phase). Centrifugation is the second step in the recovery of residual oil. The intermediate aqueous phase goes to the next stage of utilization which is membrane separation. The solid phase is used in the composting process.

The membrane system consists of ultrafiltration (UF), nanofiltration (NF) and reverse osmosis (RO) where low molecular weight phenols are concentrated. The final product has a low molecular weight free phenolic concentration of 0.5 g/L (**Russo, 2007**). The concentrates from the first two stages (UF and NF) as well as the filtrate



from the RO process, are taken to the composting section, where they are mainly used to maintain the moisture of the compost in optimal conditions.

The current entering the adsorption columns is the concentrate derived from reverse osmosis because it is the richest in phenolic compounds. Three S-101 columns with a volume of  $0.38m^3$  each were used. It was estimated that 120 kg of resin is needed for every  $1m^3$  RO concentrate (**Zagklis et al., 2015**). The total absorption in resin was 93.1% for phenols and 35.8% for carbohydrates. The system aims to remove phenol through biological exchange mechanisms in polymer resins followed by desorption of carbohydrates and adsorbed phenolic compounds with mixtures of water and ethanol. After five cycles of operation, the resin is regenerated and after 5 times of regeneration, a new amount of resin is added.

The next step is evaporation with a single-step evaporator under vacuum will further concentrate the phenols contained in the ethanol solution. After evaporation, the ethanol is cooled and then recirculated in the ethanol tank.

The treatment of biphasic waste is completed by composting. The solid current after centrifugation as well as the condensate from filtration and water used to absorb carbohydrates are directed to a composting process. The properly composted stream is a material that can be used as a soil improver.

This design includes the calculation of mass balances for each equipment, while the dimensions of the equipment and the costing are being calculated.

Lastly, part 3 includes the calculation of the fixed capital and operating costs of the plant, the calculation of the Net Present Value (NPV) as well as other economic indicators. Critical factors that affect the cost of the investment are indicated and examined with respect to diminishing them. The initial question that was raised of whether the proposal made can be plausible and viable is answered and an attempt is made to make predictions about the potential of the proposed technologies into two-phase olive mills or separate independent facilities.

**Key words:** Utilization of olive mill waste, alperujo, extraction of added value products, composting, biorefinery design, technoeconomic analysis, sensitivity analysis.

## ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

<b>ΣΥΝΤΟΜΕΥΣΕΙΣ .....</b>	<b>13</b>
<b>1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ .....</b>	<b>14</b>
<b>2 ΘΕΩΡΗΤΙΚΟ ΜΕΡΟΣ .....</b>	<b>16</b>
2.1 Το ελαιόλαδο.....	16
2.2 Τύποι ελαιολιβείου .....	16
2.2.1 Ασυνεχές Σύστημα .....	17
2.2.2 Συνεχές Σύστημα 3 – Φάσεων.....	17
2.2.3 Συνεχές Σύστημα 2 – Φάσεων.....	19
2.3 Παραπροϊόντα ελαιολιβείου .....	20
2.3.1 Αέρια παραπροϊόντα .....	21
2.3.2 Στερεά παραπροϊόντα .....	21
2.3.3 Υγρά παραπροϊόντα .....	22
2.4 Ποιοτικά Χαρακτηριστικά .....	23
2.5 Παρούσα Κατάσταση .....	26
2.6 Τεχνολογίες αξιοποίησης .....	27
2.6.1 Φυσικοχημική επεξεργασία .....	28
2.6.2 Αναερόβια χώνευση .....	28
2.6.3 Θερμικές διεργασίες .....	29
2.6.4 Διεργασίες μεμβρανών .....	29
2.6.5 Ηλεκτρόλυση .....	30
2.6.6 Απόσταξη .....	30
<b>3 ΣΚΟΠΟΣ ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗΣ.....</b>	<b>32</b>
<b>4 ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΟ ΜΕΡΟΣ.....</b>	<b>34</b>
4.1 Διεργασίες Επεξεργασίας Αποβλήτου.....	35
4.2 Ποσότητα Αποβλήτου .....	35
4.3 Απεικόνιση εγκατάστασης .....	38
4.3.1 Δεξαμενή εισαγωγής V-101.....	40
4.3.2 Δεξαμενή προετοιμασίας V-102 .....	41
4.3.3 Εναλλάκτης θερμότητας E-101.....	42
4.3.4 Οξίνιση .....	45
4.3.5 Υδρόψυκτος εναλλάκτης θερμότητας E-102 .....	50
4.3.6 Φυγοκέντρωση.....	52
4.3.7 Διήθηση .....	55
4.3.8 Προσρόφηση .....	63
4.3.9 Εκρόφηση .....	65
4.3.10 Αναγέννηση .....	67
4.3.11 Εξατμιστήρας EV-101.....	69
4.3.12 Ψύκτης E-103 .....	72
4.3.13 Κομποστοποίηση .....	74
4.3.14 Αντλίες .....	77
<b>5 ΚΟΣΤΟΛΟΓΙΣΗ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ .....</b>	<b>80</b>
5.1 Κόστος εγκατεστημένου εξοπλισμού .....	80
5.2 Κόστος Πάγιου Κεφαλαίου FCI .....	82

5.3	Κόστος συντήρησης.....	8283
5.4	Κόστος πρώτων υλών (CRM) .....	83
5.5	Κόστος Βοηθητικών Παροχών (CUT) .....	84
5.5.1	Κοστολόγηση ατμού χαμηλής πίεσης εναλλάκτη θερμότητας .....	85
5.6	Κόστος Άμεσης Εργασίας (COL) .....	86
5.7	Λειτουργικά κόστη .....	8788
5.8	Γενικά Έξοδα, Άμεσα κόστη, Σταθερές Δαπάνες, Κόστος κατασκευής .....	88
5.9	Κατασκευαστικά έξοδα .....	89
5.10	Νομικά έξοδα .....	89
5.11	Εργολαβικό κέρδος.....	89
5.12	Απρόβλεπτα κόστη .....	89
5.13	Έσοδα .....	90
5.14	Καθαρά Παρούσα Αξία .....	91
5.15	Υπολογισμός ετήσιων χρηματορροών .....	91
6	ΠΑΡΑΜΕΤΡΙΚΗ ΑΝΑΛΥΣΗ .....	95
7	ΣΥΖΗΤΗΣΗ- ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ .....	97
8	Βιβλιογραφία .....	104

## ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΠΙΝΑΚΩΝ

ΠΙΝΑΚΑΣ 2.1 ΧΑΡΑΚΤΗΡΙΣΤΙΚΑ ΣΤΕΡΕΩΝ ΑΠΟΒΛΗΤΩΝ ΔΙΑΦΟΡΩΝ ΤΥΠΩΝ ΕΛΑΙΟΤΡΙΒΕΙΟΥ (VLYSSIDES ET AL., 2004) .....	22
ΠΙΝΑΚΑΣ 2.2 ΦΥΣΙΚΑ ΧΑΡΑΚΤΗΡΙΣΤΙΚΑ ΚΑΙ ΣΥΣΤΑΤΙΚΑ ΤΩΝ ΥΓΡΩΝ ΑΠΟΒΛΗΤΩΝ (ΚΥΡΙΑΚΟΠΟΥΛΟΣ, 2005).....	25
ΠΙΝΑΚΑΣ 2.3 ΧΗΜΙΚΑ ΧΑΡΑΚΤΗΡΙΣΤΙΚΑ ΤΩΝ ΥΓΡΩΝ ΑΠΟΒΛΗΤΩΝ.....	26
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.1 ΧΑΡΑΚΤΗΡΙΣΤΙΚΑ ΤΟΥ ΠΡΟ ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑ ΑΠΟΒΛΗΤΟΥ (ZAGLIS ET AL., 2015) .....	36
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.2 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΙΣΑΓΩΓΗΣ ΑΠΟΒΛΗΤΟΥ .....	41
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.3 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΠΡΟΕΡΓΑΣΙΑΣ .....	42
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.4 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΝΑΛΛΑΚΤΗ ΘΕΡΜΟΤΗΤΑΣ .....	45
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.5 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΟΞΙΝΙΣΗΣ .....	49
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.6 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΥΔΡΟΨΥΚΤΟΥ ΕΝΑΛΛΑΚΤΗ ΘΕΡΜΟΤΗΤΑΣ.....	52
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.7 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΦΥΓΟΚΕΝΤΡΙΣΗΣ .....	55
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.8 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΛΑΣΜΑΤΩΝ ΥΠΕΡΔΙΗΘΗΣΗΣ (ZAGKLIS ET AL, 2015) .....	57
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.9 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΥΠΕΡΔΙΗΘΗΣΗΣ .....	59
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.10 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΛΑΣΜΑΤΩΝ ΝΑΝΟΔΙΗΘΗΣΗΣ (ZAGKLIS ET AL, 2015) .....	59
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.11 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΝΑΝΟΔΙΗΘΗΣΗΣ .....	60
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.12 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΛΑΣΜΑΤΩΝ ΑΝΤΙΣΤΡΟΦΗΣ ΩΣΜΩΣΗΣ (ZAGKLIS ET AL., 2015) .....	61
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.13 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΑΝΤΙΣΤΡΟΦΗΣ ΩΣΜΩΣΗΣ .....	63
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.14 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΑΝΤΙΣΤΡΟΦΗΣ ΩΣΜΩΣΗΣ .....	65
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.15 ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΣ RESIN VOLUME ΓΙΑ ΠΑΡΟΧΗ ΣΥΣΤΗΜΑΤΟΣ .....	66
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.16 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΚΡΟΦΗΣΗΣ .....	67
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.17 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΑΝΑΓΕΝΝΗΣΗΣ .....	69
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.18 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΞΑΤΜΙΣΗΣ .....	71

ΠΙΝΑΚΑΣ 4.19 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΨΥΚΤΗ .....	74
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.20 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΚΟΜΠΟΣΤΟΠΟΙΗΣΗΣ .....	<del>76</del> <sup>77</sup>
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.21 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΑΝΤΛΙΩΝ.....	77
ΠΙΝΑΚΑΣ 4.22 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ.....	79
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.1 ΑΝΑΛΥΣΗ ΚΟΣΤΟΥΣ ΕΓΚΑΤΕΣΤΗΜΕΝΟΥ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ.....	80
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.2 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΣ ΕΓΚΑΤΕΣΤΗΜΕΝΟΥ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ .....	81
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.3 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΕΤΗΣΙΑΣ ΚΟΣΤΟΛΟΓΗΣΗΣ ΠΡΩΤΩΝ ΥΛΩΝ (CRM) .....	83
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.4 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΛΟΓΗΣΗΣ ΕΝΕΡΓΕΙΑΣ ΤΟΥ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ.....	85
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.5 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΒΟΗΘΗΤΙΚΩΝ ΠΑΡΟΧΩΝ.....	86
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.6 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΚΟΣΤΟΥΣ ΑΜΕΣΗΣ ΕΡΓΑΣΙΑΣ .....	87
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.7 ΠΙΝΑΚΑΣ ΛΟΙΠΩΝ ΕΞΟΔΩΝ .....	90
ΠΙΝΑΚΑΣ 5.8 ΑΝΑΛΥΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΤΙΜΩΝ ΠΩΛΗΣΗΣ ΤΩΝ ΠΡΟΪΟΝΤΩΝ .....	91
ΠΙΝΑΚΑΣ 7.1 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΕΤΗΣΙΑΣ ΚΟΣΤΟΛΟΓΗΣΗΣ ΠΡΩΤΩΝ ΥΛΩΝ (CRM) .....	100
ΠΙΝΑΚΑΣ 7.2 ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΤΙΚΟΣ ΠΙΝΑΚΑΣ ΛΟΙΠΩΝ ΕΞΟΔΩΝ.....	102

#### ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΕΙΚΟΝΩΝ

ΕΙΚΟΝΑ 2.1 ΓΡΑΦΙΚΗ ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΣΥΝΕΧΟΥΣ ΣΥΣΤΗΜΑΤΟΣ 3 ΦΑΣΕΩΝ.....	18
ΕΙΚΟΝΑ 2.2 ΓΡΑΦΙΚΗ ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΣΥΝΕΧΟΥΣ ΣΥΣΤΗΜΑΤΟΣ 2 ΦΑΣΕΩΝ.....	20
ΕΙΚΟΝΑ 2.3 ΚΑΤΑΝΟΜΗ ΕΛΑΙΟΤΡΙΒΕΙΩΝ ΣΤΗΝ ΕΛΛΑΔΑ ΑΝΑ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ.....	27
ΕΙΚΟΝΑ 4.1 ΓΡΑΦΙΚΗ ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΤΟΥ ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ.....	39
ΕΙΚΟΝΑ 4.2 ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΔΕΞΑΜΕΝΗΣ ΑΝΑΜΕΙΞΗΣ.....	47
ΕΙΚΟΝΑ 4.3 ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΣΥΣΤΗΜΑΤΟΣ ΔΙΗΘΗΣΗΣ ΑΠΟ ΜΕΛΕΤΗ (ZAGKLIS ET AL., 2015).....	56
ΕΙΚΟΝΑ 4.4 ΑΠΕΙΚΟΝΙΣΗ ΣΥΣΤΗΜΑΤΟΣ ΔΙΗΘΗΣΗΣ ΤΗΣ ΕΓΚΑΤΑΣΤΑΣΗΣ.....	56
ΕΙΚΟΝΑ 5.1 ΑΠΑΙΤΟΥΜΕΝΗ ΑΜΕΣΗ ΕΡΓΑΣΙΑ ΑΝΑ ΜΟΝΑΔΑ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ ΓΙΑ ΑΝΤΙΠΡΟΣΩΠΕΥΤΙΚΑ ΣΤΟΙΧΕΙΑ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ (ULRICH 2004).....	86

#### ΚΑΤΑΛΟΓΟΣ ΔΙΑΓΡΑΜΜΑΤΩΝ

ΔΙΑΓΡΑΜΜΑ 5.1 ΕΤΗΣΙΕΣ ΧΡΗΜΑΤΟΠΡΟΕΣ .....	<del>93</del> <sup>94</sup>
ΔΙΑΓΡΑΜΜΑ 6.1 ΜΕΤΑΒΟΛΗ NPV ΣΥΝΑΡΤΗΣΗ ΤΙΜΗΣ ΠΩΛΗΣΗΣ ΦΑΙΝΟΛΙΚΩΝ ΕΝΩΣΕΩΝ.....	95
ΔΙΑΓΡΑΜΜΑ 7.1 ΕΤΗΣΙΕΣ ΧΡΗΜΑΤΟΠΡΟΕΣ .....	103

## ΣΥΝΤΟΜΕΥΣΕΙΣ

OMW: Olive Mill Waste	Απόβλητα Ελαιολιβερίου
OMWW: Olive Mill Water Waste	Υγρά Απόβλητα Ελαιολιβερίου
C/N: Carbon to nitrogen ratio	Λόγος Άνθρακα προς Άζωτο
C/P: Carbon to phosphorus ration	Λόγος Άνθρακα προς Φώσφορο
BOD: Biochemical Oxygen Demand	Βιοχημικά Απαιτούμενο Οξυγόνο
$BOD_5$ : Five-day Biochemical Oxygen Demand	Απαιτούμενο Οξυγόνο 5 ημερών
COD: Chemical Oxygen Demand	Χημικά Απαιτούμενο Οξυγόνο
VSS: Volatile suspended solids	Πτητικά Αιωρούμενα Στερεά
OC: Organic Carbon	Οργανικός Άνθρακας
TSS: Total Suspended Solids	Ολικά Αιωρούμενα Στερεά
TS: Total Solids	Ολικά Στερεά
TDS: Total Dissolved Solids	Ολικά Διαλυμένα Στερεά
Ch: Carbohydrates	Υδατάνθρακες
Ph: Phenols	Φαινολικές Ενώσεις
LPS: Low Pressure Steam	Ατμός Χαμηλής Πίεσης

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

**Μορφοποίησης:** Ελληνικά

## 1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ

---

Η εκπόνηση μιας τεχνοοικονομικής μελέτης αποτελεί βασική προϋπόθεση για τη λειτουργία οποιασδήποτε μονάδας. Η εφαρμογή της τεχνοοικονομικής ανάλυσης μπορεί να παρέχει βασικές πληροφορίες για τα οικονομικά στοιχεία μιας διαδικασίας, επιτρέποντας την καλά ενημερωμένη επιλογή των λειτουργιών της μονάδας και των διαμορφώσεων των διαδικασιών. Για την διεξαγωγή της ακολουθείται μια μεθοδολογία που αποτελείται από μια σειρά αναλύσεων οι οποίες αφορούν το σχεδιασμό των διεργασιών, τη διαστασιολόγηση του εξοπλισμού, την εκτίμηση του κόστους κεφαλαίου, την εκτίμηση του λειτουργικού κόστους και την ανάλυση των ταμειακών ροών. Η αναλυτική γνώση των ευαίσθητων σημείων της διαδικασίας μπορεί επίσης να βοηθήσει στην ιεράρχηση των ερευνητικών προσπαθειών και στη δημιουργία βασικών στόχων απόδοσης στο δρόμο προς την εμπορευματοποίηση.

Σκοπός της παρούσας μελέτης είναι ο σχεδιασμός μιας μονάδας επεξεργασίας και αξιοποίησης του διφασικού αποβλήτου από την ελαιουργική διεργασία για την παραγωγή προϊόντων υψηλής προστιθέμενης αξίας. Τα παραγόμενα προϊόντα είναι λάδι, κομπόστ και φαινολικές ενώσεις, τα οποία διατίθενται για περαιτέρω χρήση. Τα τελευταία χρόνια έχει δημιουργηθεί η ανάγκη εκμετάλλευσης του αποβλήτου μέσω μεθόδων, φιλικών προς το περιβάλλον.

Στο παρόν κεφάλαιο, αναλύεται ο σκοπός της συγκεκριμένης εργασίας, και παρουσιάζεται μία περίληψη του περιεχομένου των κεφαλαίων που ακολουθούν. Στο δεύτερο κεφάλαιο γίνεται εισαγωγή στο ελαιόλαδο, τους τύπους ελαιοτριβείων και τα παραπροϊόντα τους. Στη συνέχεια του κεφαλαίου αυτού, περιγράφονται τα ποιοτικά χαρακτηριστικά των αποβλήτων που παράγονται κατά την ελαιουργική διεργασία. Επιπλέον, περιγράφεται η κατάσταση που επικρατεί όσον αναφορά τη διείσδυση της διφασικής τεχνολογίας τα τελευταία χρόνια. Τέλος, γίνεται μια αναφορά στις τεχνολογίες αξιοποίησης του alperujo αναλύοντας εκτενώς τους δυνατούς τρόπους ανάκτησής του. Το alperujo είναι το κύριο απόβλητο των διφασικών ελαιοτριβείων, το οποίο έχει μια χαρακτηριστική υφή. Πρόκειται για ένα ημι-στέρεο υλικό με μεγάλο ποσοστό υγρασίας (55.6–74.5%) και pH που κυμαίνεται από 4.86–6.45 (Alburquerque et al., 2004). Τέλος είναι πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις διαλυτές στο νερό με τιμή 6.2–23.9 g kg<sup>-1</sup> ξηρού βάρους.

Στο τρίτο κεφάλαιο, περιγράφεται ο σκοπός της εργασίας αυτής. Δηλαδή, ο ολοκληρωμένος σχεδιασμός ενός βιοδιυλιστηρίου που θα επεξεργάζεται το alperujo

με σκοπό την παραγωγή οικονομικά εκμεταλλεύσιμων προϊόντων τα οποία δεν προκαλούν βλάβες στο περιβάλλον.

Έπειτα ακολουθεί το υπολογιστικό μέρος (τέταρτο κεφάλαιο) όπου δίνεται έμφαση σε μια αλληλουχία διεργασιών, οι οποίες μαζί όταν λειτουργούν αρμονικά παράγουν προϊόντα υψηλής προστιθέμενης αξίας (φαινολικές ενώσεις), λάδι και κομπόστ. Το πρώτο στάδιο της παραγωγικής διαδικασίας, είναι η διεργασία της οξίνισης και της φυγοκέντρισης κατά την οποία λαμβάνει χώρα ο διαχωρισμός του λαδιού από τη υγρή φάση και τα στερεά. Το επόμενο στάδιο περιλαμβάνει ένα σύστημα διήθησης όπου η υδατική φάση περνάει από μεμβράνες με διαφορετικό μέγεθος πόρων για την δημιουργία ρεύματος χωρίς στερεές προσμίξεις και πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις μικρού μοριακού βάρους. Στη συνέχεια, το ρεύμα πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις περνάει από στήλες ρητινών όπου γίνεται η προσρόφηση των φαινολικών ενώσεων. Το στάδιο αυτό πραγματοποιείται σε τρία υπο-στάδια, ένα στάδιο προσρόφησης και δύο στάδια εκρόφησης ούτως ώστε να απομακρυνθούν οι υδατάνθρακες που έχουν προσροφηθεί και αυτοί στην ρητίνη. Η εκρόφηση των υδατανθράκων και των φαινολικών ενώσεων γίνεται με τη χρήση νερού και αιθανόλης, αντίστοιχα. Το ρεύμα πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις που προκύπτει μετά την εκρόφηση με αιθανόλη συμπυκνώνεται σε εξατμιστή ενώ όλα τα υπολειμματικά ρεύματα από τις διεργασίες της διήθησης και προσρόφησης/εκρόφησης ενώνονται και χρησιμοποιούνται σε μια διεργασία συγκομποστοποίησης με το στερεό κλάσμα που προκύπτει από την αρχική φυγοκέντριση.

Επιπλέον, γίνεται αναλυτική περιγραφή της διαδρομής που ακολουθεί το αίμα στην εγκατάσταση μέχρι την ολιστική απομάκρυνση των φαινολικών ενώσεων, αναφέρονται τα ισοζύγια μάζας και ενέργειας, ενώ παράλληλα, πραγματοποιείται διαστασιολόγηση και κοστολόγηση των στοιχείων εξοπλισμού και υπολογισμός της ισχύος λειτουργείας.

Στο έκτο κεφάλαιο, πραγματοποιείται οικονομική ανάλυση των επιμέρους διεργασιών υπολογίζοντας: (i) το κόστος εξοπλισμού αγοράς και εγκατεστημένου εξοπλισμού, (iii) το κόστος του παγίου κεφαλαίου, (iv) το κόστος των πρώτων υλών, (v) το κόστος των βοηθητικών παροχών και (vi) το κόστος άμεσης εργασίας. Βάσει των παραπάνω, προκύπτει το συνολικό κόστος παραγωγής TPC. Επιπρόσθετα, στο εν λόγω κεφάλαιο, παρατίθεται χρηματοοικονομική ανάλυση για την αξιολόγηση της οικονομικής βιωσιμότητας του επενδυτικού σχεδίου.

Τέλος, στο έβδομο και τελευταίο κεφάλαιο της διπλωματικής εργασίας,

παρουσιάζονται τα συμπεράσματα της αξιολόγησης των παραπάνω αποτελεσμάτων και διατυπώνονται προτάσεις για περαιτέρω έρευνα και ανάλυση.

## **2 ΘΕΩΡΗΤΙΚΟ ΜΕΡΟΣ**

---

### **2.1 Το ελαιόλαδο**

Το ελαιόλαδο είναι ένα από τα πιο ευρέως διαδεδομένα λάδια που διατίθενται προς κατανάλωση, με συνεχώς αυξανόμενη ζήτηση από το 2005 λόγω της θρεπτικής του αξίας και των βιολογικών ιδιοτήτων που συνδέονται στενά με την ποιότητα. Παρά την πληθώρα από ελαιώνες που έχουν διασκορπιστεί πλέον σε όλο τον κόσμο, τόσο στο βόρειο όσο και στο νότιο ημισφαίριο, τα περισσότερα ελαιόλαδα εξακολουθούν να προέρχονται από τη Μεσόγειο. Η καλλιέργεια ελαιόδεντρων έχει οικονομική και κοινωνική σπουδαιότητα ιδιαίτερα στις χώρες της Μεσογείου. Σήμερα παγκοσμίως υπάρχουν περίπου 900 εκατομμύρια ελαιόδεντρα από τα οποία το 95%, περίπου, καλλιεργούνται στη Μεσόγειο, η οποία διαθέτει άριστες εδαφικές και κλιματικές συνθήκες για την ανάπτυξη της ελιάς. Η Ισπανία, η Ιταλία και η Ελλάδα συμπληρώνουν το 97% της ευρωπαϊκής παραγωγής. Η Τυνησία και η Τουρκία έχουν το 9% και το 5% της παραγωγής αντίστοιχα.

Η Ελλάδα είναι η τρίτη ελαιοπαραγωγός χώρα σε παγκόσμιο επίπεδο, ενώ η ποιότητα του ελληνικού ελαιόλαδου εκτιμάται ως ανώτερη των λοιπών ελαιοπαραγωγικών χωρών. Η παραγωγή ετησίως ανέρχεται σε 350.000 τόνους, εκ των οποίων το 82% ανήκει στην κατηγορία «εξαιρετικά-παρθένο». Οι πιο σημαντικές περιοχές στην Ελλάδα είναι η Πελοπόννησος, η οποία παράγει το 65% της συνολικής παραγωγής, καθώς επίσης και η Κρήτη και τα νησιά του Αιγαίου και του Ιονίου.

### **2.2 Τύποι ελαιολιβερίου**

Η πολύπλοκη φύση της ελιάς αντικατοπτρίζεται στις πολλές ποικιλίες ελιών που υπάρχουν. Οι κλιματολογικές συνθήκες, η μέθοδος συγκομιδής, η τεχνική ελαιοποίησης καθώς και τα ποιοτικά χαρακτηριστικά όπως το χρώμα, το μέγεθος, η σύνθεση αλλά και η ωριμότητα της ελιάς παίζουν σημαντικό ρόλο επηρεάζοντας τόσο την γεύση όσο και το παραγόμενο λάδι. Η κορωνέικη, η αθηνολιά, οι ελιές Καλαμάτας



και οι πράσινες ελιές είναι μόνο μερικές από τις ποικιλίες που ευδοκιμούν στα ελληνικά εδάφη. Επιπλέον, μερικές ελιές είναι κατάλληλες μόνο προς βρώση και άλλες είναι κατάλληλες μόνο για την παραγωγή ελαιόλαδου.

Η ποιότητα του ελαιολάδου επηρεάζεται από το σύστημα επεξεργασίας και τα διάφορα στάδια της εξόρυξης του ελαιολάδου. Τα παραδοσιακά συστήματα συμπίεσης αντικαταστάθηκαν σταδιακά από το τριφασικό φυγόκεντρο σύστημα, ενώ τα φυγοκεντρικά συστήματα διπλής φάσης χρησιμοποιούνται πιο πρόσφατα.

### **2.2.1 Ασυνεχές Σύστημα**

Το παραδοσιακό σύστημα ονομάζεται ασυνεχές, επειδή ο κατασκευαστής πρέπει να σταματήσει τη διαδικασία για να γίνει καθαρισμός όλων των εργαλείων και των μηχανημάτων που χρησιμοποιούνται. Είναι εξαιρετικά σημαντικό να απολυμαίνονται τα πάντα με ακρίβεια για να παράγεται ποιοτικό λάδι (**Patruno et al., 2020**). Η χρήση του ασυνεχούς συστήματος έχει πολλά μειονεκτήματα που οδήγησαν πολλούς κατασκευαστές να στραφούν στο συνεχές σύστημα. Τα κύρια μειονεκτήματα αφορούν τη θερμοκρασία, την επαφή με το οξυγόνο, το συχνό καθαρισμό και την έκθεση στον ήλιο.

Η μέθοδος της πίεσης θα μπορούσε να θεωρηθεί ως η παλαιότερη διαδικασία για την απόκτηση ελαιόλαδου. Μετά το άλεσμα των ελιών σε λιθόμυλους, η πάστα απλώνεται σε στρώσεις πάχους 2-3 cm σε πατάκια πίεσης (κατασκευασμένα από συνθετικές ή φυσικές ίνες) ή σε χαλύβδινους δίσκους σε διαφράγματα ινών (τα οποία στοιβάζονται το ένα πάνω στο άλλο) και στη συνέχεια τοποθετείται στο πιεστήριο. Εφαρμόζεται υδραυλική πίεση στους δίσκους, συμπιέζοντας έτσι τη στερεά φάση της ελαιόπαστας και διήθηση των υγρών φάσεων (λάδι και νερό βλάστησης). Για να διευκολυνθεί ο διαχωρισμός της υγρής φάσης, το νερό τρέχει κάτω από τις πλευρές των δίσκων για να αυξήσει την ταχύτητα διήθησης. Αυτή η διαδικασία παράγει ένα στερεό κλάσμα που ονομάζεται φλοιός ελιάς (ή πυρήνας), ένα γαλάκτωμα που περιέχει το ελαιόλαδο και μια φάση νερού. Το ελαιόλαδο διαχωρίζεται τελικά από τα εναπομείναντα λύματα με κατακόρυφη φυγοκέντρωση. Αυτή η μέθοδος έχει μειονεκτήματα, συμπεριλαμβανομένης της ασυνέχειας.

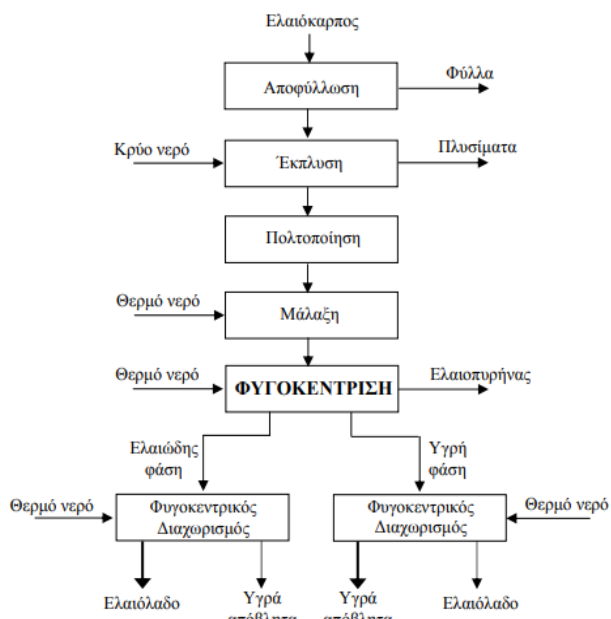
### **2.2.2 Συνεχές Σύστημα 3 – Φάσεων**

Η τριφασική διαδικασία αναπτύχθηκε με σκοπό τη μείωση του εργατικού κόστους και την αύξηση της δυναμικότητας και της παραγωγής. Ενώ οι κλασικές μέθοδοι επεξεργάζονται περίπου 8-10 τόνους/ημέρα, η φυγοκέντρωση τριών

φάσεων επεξεργάζεται 30-32 τόνους/ημέρα, χρησιμοποιώντας ένα ποσοστό μόνο του εργατικού δυναμικού που απαιτείται στις κλασικές μεθόδους (Ντόλια, 2006).

Ο διαχωρισμός του λαδιού από την ελαιοζύμη γίνεται μέσω φυγοκέντρισης σε τριφασικούς φυγοκεντρικούς διαχωριστήρες. Η λειτουργία τους βασίζεται στη φυγόκεντρο δύναμη που επιτυγχάνει ικανοποιητικό διαχωρισμό του ελαιοπολτού και παραλαβή του ελαιόλαδου, λόγω της διαφοράς στο ειδικό βάρος τους.

Τα 3-φασικά ελαιουργικά συγκροτήματα καταναλώνουν μεγάλες ποσότητες πόσιμου νερού για την παραγωγή λαδιού (1η φάση), παράγοντας κατ' επέκταση σημαντικές ποσότητες υγρών αποβλήτων, γνωστά ως κασίγαρος (2η φάση). Επιπλέον, παράγεται η ελαιοπυρήνα (3η φάση), που αντιστοιχεί στα στερεά συστατικά του ελαιόκαρπου, και επεξεργάζεται στα πυρηνελαιουργεία για την παραγωγή πυρηνέλαιου και πυρηνόξυλου. Υπολογίζεται ότι από 1000 kg καρπό, παράγονται 500 kg ελαιοπυρήνα (περιεκτικότητα σε υγρασία 50 %) και 1200 kg υγρά απόβλητα (Χρυσοβαλάντου, 2010).



Εικόνα 2.1 Γραφική απεικόνιση συνεχούς συστήματος 3 φάσεων

Υπάρχουν διάφοροι τύποι φυγοκεντρικών διαχωριστήρων, συνήθως οριζόντιοι ή και κάθετοι τριών φάσεων. Η συσκευή αποτελείται από ένα πολύστροφο τύμπανο που στερεώνεται σε κατακόρυφο άξονα ο οποίος κινείται χάρη σε σύστημα

ατέρμονα και οδοντωτού τροχού. Κατά την περιστροφική κίνηση του άξονα και του τυμπάνου, αναπτύσσονται φυγοκεντρικές δυνάμεις, με συνέπεια το διαχωρισμό της υγρής φάσης (ελαιόλαδο - νερό) από τη στερεά φάση (ελαιοπυρήνα). Πριν τη φυγοκέντρωση είναι απαραίτητη η αραίωση του ελαιοπολτού με νερό.

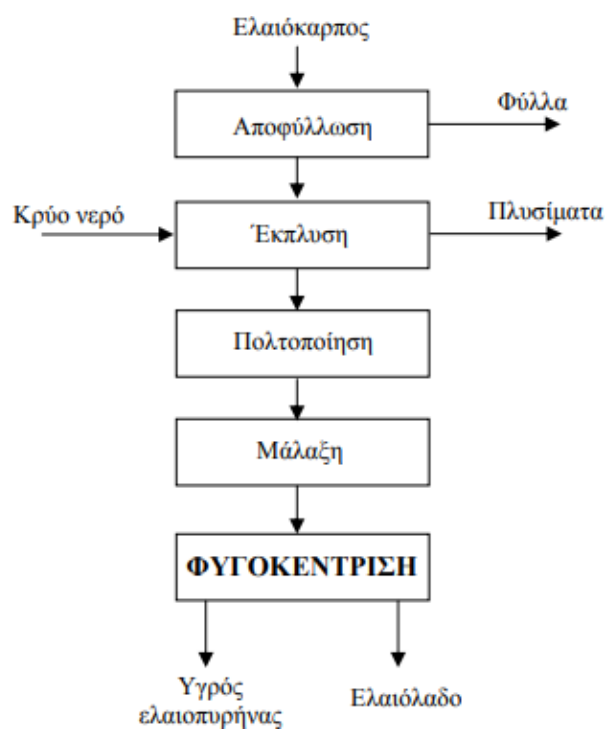
### **2.2.3 Συνεχές Σύστημα 2 – Φάσεων**

Η διφασική διαδικασία είναι μια παραλλαγή του συστήματος 3-φάσεων, η οποία έχει εισαχθεί στην αγορά εξόρυξης ελαιολάδου από το 1992. Στη διφασική λειτουργία, ο πλυμένος ελαιόκαρπος τροφοδοτείται στο μύλο και από εκεί στον αναμίκτη, όπου η ελαιοζύμη ομογενοποιείται. Όταν χρησιμοποιούνται φρέσκες ελιές, η πάστα παράγεται χωρίς την προσθήκη νερού, ενώ όταν χρησιμοποιούνται στεγνές ελιές, μια μικρή ποσότητα προστίθεται ανάλογα με την κατάσταση των ελιών. Η ομογενοποιημένη πάστα τροφοδοτείται στον διφασικό φυγοκεντρικό διαχωριστήρα και διαχωρίζονται στο ελαιόλαδο (1η φάση) και στα υπόλοιπα συστατικά της ελιάς (πούλπα, φυτικά υγρά), που στο σύνολο τους αντιστοιχούν στη διφασική ελαιοπυρήνα (2η φάση). Σε αυτή τη διαδικασία, τα τελικά προϊόντα είναι το ελαιόλαδο και ο ελαιοπυρήνας, στον οποίο ενσωματώνονται τα φυτικά υγρά του καρπού. Στην προκειμένη περίπτωση η ελαιοπυρήνη είναι πιο δύσκολη στο χειρισμό (εξαιτίας της μεγαλύτερης υγρασίας) και η εξαγωγή του εναπομείναντος ελαίου για την παραγωγή του πυρηνέλαιου, είναι λιγότερο επικερδής (εξαιτίας του μικρότερου περιεχομένου σε λάδι) σε σύγκριση με την ελαιοπυρήνη που προκύπτει από τα προηγούμενα συστήματα. Το λάδι διοχετεύεται με την προσθήκη μικρής ποσότητας νερού, σε φυγοκεντρική δίσκων όπου αποκοτούνται καθαρό λάδι και ξεχωριστό νερό. Το νερό είναι σχετικά καθαρό και μπορεί να αναμειχθεί με το κυκλοφορούν νερό που χρησιμοποιείται για το πλύσιμο των ελιών.

Τα στερεά σωματίδια (τεμαχίδια σάρκας, φλοιού, θρύμματα πυρηνόξυλου) που βρίσκονται διαλυμένα στην υγρή φάση απομακρύνονται με την χρήση παλινδρομικά κινούμενων κοσκίνων (κόσκινα απολάσπωσης). Σημειώνεται ότι το βάρος των στερεών σωματιδίων υπολογίζεται σε ποσοστό 0,5-1% επί του συνολικού βάρους της υγρής φάσης (**Ντόλια, 2006**). Κατά μέσο όρο η επεξεργασία 1000 kg ελαιόκαρπου αποδίδει 200 kg λαδιού και ανάλογα με την περίπτωση και τη μέθοδο διαχωρισμού, 800 kg υγρού ελαιοπυρήνα με ποσοστό υγρασίας μεγαλύτερο του 60%.

Σοβαρό μειονέκτημα της μεθόδου είναι ότι ο ελαιοπυρήνας που προκύπτει έχει αυξημένη υγρασία και είναι δύσκολος στο χειρισμό, στη μεταφορά και την επεξεργασία. Επιπλέον, ξηραίνεται με αργό ρυθμό και έχει υψηλό ρυπαντικό φορτίο.

Το σημαντικό πλεονέκτημα του συστήματος είναι η μηδενική κατανάλωση νερού και η μηδενική παραγωγή υγρών αποβλήτων στο στάδιο της παραλαβής του ελαιόλαδου, για το λόγο αυτό η συγκεκριμένη μέθοδος προσέλκυσε ιδιαίτερο ενδιαφέρον σε περιοχές όπου η προμήθεια νερού είναι περιορισμένη και η ποσότητα υδατικών αποβλήτων πρέπει να είναι μειωμένη. Τέλος, το έλαιο που λαμβάνονταν από το διφασικό σύστημα ήταν συγκρίσιμο με το λάδι που λαμβάνονταν από τη διαδικασία πίεσης αλλά είχε καλύτερα ποιοτικά χαρακτηριστικά από αυτό που προερχόταν από τριφασικό σύστημα.



Εικόνα 2.2 Γραφική απεικόνιση συνεχούς συστήματος 2 φάσεων

## 2.3 Παραπροϊόντα ελαιοτριβείου

Τα απόβλητα αναφέρονται ως δευτερεύοντα υποπροϊόντα σε όλους τους κλάδους της βιομηχανίας, δεδομένου ότι δεν μπορούν να υποβληθούν σε περαιτέρω επεξεργασία, αλλά αναφέρονται ως υποπροϊόντα όταν περιέχουν χρησιμοποιήσιμα

στατιστικά. Ως εκ τούτου, το κύριο προϊόν της παραγωγής ελαιολάδου είναι το ελαιόλαδο, ενώ παράγονται και διάφορα υποπροϊόντα (πυρηνέλαιο, φύλλα ελιάς) και απόβλητα τα οποία υπερβαίνουν τα  $30 \cdot 10^6 \text{ m}^3$  (Barbera et al., 2013). Τα απόβλητα διασπώνται σε υγρά απόβλητα (OMWW), αέρια και στερεά υπολείμματα. Όλα τα παραπροϊόντα είναι επικίνδυνα για το περιβάλλον, σε μεγαλύτερο βαθμό όμως τα υγρά, ιδίως λόγω των εκπομπών διοξειδίου του θείου που παράγουν οι φαινόλες, έχει αποδειχθεί από πολυάριθμες μελέτες ότι έχουν αρνητικές επιπτώσεις στον μικροβιακό πληθυσμό, στο υδάτινο περιβάλλον και στον αέρα.

### **2.3.1 Αέρια παραπροϊόντα**

Τα καυσαέρια, τόσο από τις μηχανές εσωτερικής καύσης όσο και από την καύση του πυρηνελαίου, είναι τα αέρια υποπροϊόντα της παραγωγικής διαδικασίας των μύλων. Μπορεί να θεωρηθεί ότι η επιβάρυνση που ασκούν στο περιβάλλον είναι εξαιρετικά μικρή. Αυτό δικαιολογείται διότι τα ελαιοτριβεία σε πολύ μεγάλο ποσοστό χωροθετούνται εκτός των αστικών περιοχών και έτσι δεν κινδυνεύουν κατοικημένες περιοχές από τους αέριους ρύπους που ενδεχομένως εκπέμπονται. Επιπλέον, οι ποσότητες των αέριων αποβλήτων είναι πολύ μικρές σε σχέση με τον τεράστιο όγκο του ατμοσφαιρικού αποδέκτη και επομένως η επιβάρυνση που επιφέρουν σε αυτόν μπορεί να θεωρηθεί αμελητέα.

### **2.3.2 Στερεά παραπροϊόντα**

Τα κλαδιά ελιάς, τα φύλλα ελιάς, οι πέτρες ελιάς και ο πυρήνας είναι παραδείγματα των στερεών υποπροϊόντων που δημιουργούνται κατά το στάδιο της συλλογής και της απολίπανσης των ελιών καθώς και της εκχύλισης του ελαιολάδου.

Λόγω της αξιοσημείωτης αντοχής του, το ξύλο της ελιάς έχει χρησιμοποιηθεί ως καύσιμο και ως πρώτη ύλη σε ξύλινες κατασκευές από την αρχαιότητα. Η κυρίαρχη πρακτική στην Ελλάδα σήμερα είναι η καύση των ελαιόδεντρων μετά το κόψιμο, η οποία συμβάλλει στην ατμοσφαιρική ρύπανση. Τα φύλλα ήταν επίσης μια πολύτιμη πηγή διατροφής.

Πρέπει να επισημάνουμε ότι ορισμένοι ερευνητές προσέφεραν μεθόδους για τον έλεγχο του κλαδέματος και των φύλλων ελιάς, όπως η σύνθεση αιθανόλης μετά από υδρόλυση, η παραγωγή ενέργειας από βιομάζα και η χρήση όποιων καταλοίπων που είναι δυνατόν να χρησιμοποιηθούν για ζωοτροφές (Φάκλαρης κ.ά., 1999).

Τέλος το πυρηνέλαιο, το οποίο δημιουργείται κατά τη διαδικασία διαχωρισμού της πάστας ελιάς από τον πυρήνα και αποτελείται από το μείγμα φρούτων και τη φλούδα της ελιάς, είναι το σημαντικότερο στερεό υποπροϊόν. Ανάλογα με το είδος του μύλου, μπορούν να δημιουργηθούν διαφορετικές ποσότητες και σχετικά επίπεδα υγρασίας. Αναλυτικότερα, ο παρακάτω πίνακας εμφανίζει ορισμένα χαρακτηριστικά της σύνθεσης των στερεών αποβλήτων:

Πίνακας 2.1 Χαρακτηριστικά στερεών αποβλήτων διαφόρων τύπων ελαιοτριβείου (Vlyssides et al., 2004)

Παράμετροι	Σύστημα πίεσης	Φυγοκέντριση 3 φάσεων	Φυγοκέντριση 2 φάσεων
Υγρασία, %	27,2 ± 1,048	50,23 ± 1,935	56,80 ± 2,188
Λίπη και έλαια, %	8,72 ± 3,254	3,89 ± 1,449	4,65 ± 1,736
Πρωτεΐνες, %	4,77 ± 0,024	0,99 ± 0,012	2,87 ± 0,014
Ολικά σάκχαρα, %	1,38 ± 0,016	0,99 ± 0,012	0,83 ± 0,010
Κυτταρίνη, %	24,1 ± 0,283	17,37 ± 0,203	14,54 ± 0,170
Ημικυτταρίνη, %	11,0 ± 0,608	7,92 ± 0,438	6,63 ± 0,366
Στάχτη, %	2,36 ± 0,145	1,70 ± 0,105	1,42 ± 0,088
Λιγνίνη, %	14,1 ± 0,291	10,21 ± 0,209	8,54 ± 0,175
N Kjendahl, %	0,71 ± 0,010	0,51 ± 0,007	0,43 ± 0,006
Φώσφορος σαν P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> , %	0,07 ± 0,005	0,05 ± 0,004	0,04 ± 0,003
Φαινολικά συστατικά, %	1,14 ± 0,06	0,326 ± 0,035	2,43 ± 0,15
Κάλιο σαν K <sub>2</sub> O, %	0,54 ± 0,045	0,39 ± 0,033	0,32 ± 0,027
Ασβέστιο σαν C <sub>ao</sub>	0,61 ± 0,059	0,44 ± 0,043	0,37 ± 0,036
Ολικός άνθρακας, %	42,9 ± 3,424	29,03 ± 2,317	25,37 ± 2,025
Λόγος C/N	60,7 ± 5,352	57,17 ± 5,033	59,68 ± 5,254
Λόγος C/P	588,7 ± 51,25	552,9 ± 48,20	577,2 ± 50,31

### 2.3.3 Υγρά παραπροϊόντα

Τα λιοζούμια, απόνερα ή κασιγάρος είναι υγρά υποπροϊόντα της παραγωγής ελαιολάδου που έχουν μικρή εμπορική αξία αλλά είναι γεμάτα από σημαντικά

συστατικά, όπως σάκχαρα, πρωτεΐνες, υπολείμματα ελαίου, φαινολικές ενώσεις, χρωστικές ουσίες και χλωροφύλλες. Μία εκτίμηση του συνολικά παραγόμενου Olive Mill Wastewater (OMWW) κυμαίνεται μεταξύ  $7 \cdot 10^6$  και  $30 \cdot 10^6 \text{ m}^3$  ετησίως. Ως αποτέλεσμα του πλυσίματος του καρπού, του ζυμώματος, της φυγοκέντρισης στον οριζόντιο φυγοκεντρικό διαχωριστή και της φυγοκέντρισης στον ελαιοδιαχωριστή κατά τον διαχωρισμό του ελαιολάδου, τα τριφασικά φυγοκεντρικά ελαιοτριβεία παράγουν το μεγαλύτερο μέρος των υγρών αποβλήτων του ελαιοτριβείου (Βλυσίδης κ.ά., 2004).

Το OMWW είναι 83-96% νερό, 3,5-15% οργανικά και 0,5-2% μεταλλικά άλατα. Η μέγιστη χημική ζήτηση οξυγόνου (COD) και η βιολογική ζήτηση οξυγόνου (BOD) φτάνουν σε συγκεντρώσεις 220 και 100 g/L, αντίστοιχα (Fiestas Ros de Ursins et al., 1992). Το OMWW περιέχει υψηλές συγκεντρώσεις ανθεκτικών ενώσεων όπως λιγνίνες και τανίνες, οι οποίες του προσδίδουν ένα χαρακτηριστικό σκούρο χρώμα (52,3-180 g/L Pt-Co units) (Παρασκευά κ.α., 2006), αλλά το πιο σημαντικό, περιέχει φαινολικές ενώσεις και λιπαρά οξέα μακράς αλυσού που είναι τοξικά για μικροοργανισμούς και φυτά. Οι φαινολικές ενώσεις υπάρχουν στο υπόλειμμα ως μείγμα μονομερών αρωματικών και ως πολυμερισμένες ετερογενείς χρωστικές ουσίες (Νιαουνάκης κ.α., 2004). Η συγκέντρωση φαινολικών στο OMWW κυμαίνεται σημαντικά από 0,5 έως 24 g/L. Ως παράδειγμα της κλίμακας των περιβαλλοντικών επιπτώσεων του OMWW, πρέπει να σημειωθεί ότι 10 εκατομμύρια  $\text{m}^3$ /έτος υγρών λυμάτων από τριφασικά συστήματα αντιστοιχούν σε ισοδύναμο φορτίο των λυμάτων που παράγονται από περίπου 20 εκατομμύρια ανθρώπους.

## 2.4 Ποιοτικά Χαρακτηριστικά

Όλα τα είδη των αποβλήτων που παράγονται κατά την ελαιουργική διεργασία χαρακτηρίζονται από ένα πλήθος χαρακτηριστικών που τα διακρίνουν μεταξύ τους. Τα κυριότερα είναι:

- **Χρώμα:** έχουν σκούρο πυκνό χρώμα με ποικίλες αποχρώσεις του πράσινου, του κίτρινου, του καφέ, του μαύρου και του θόλου. Το χρώμα τους μπορεί να ποικίλλει ανάλογα με την τιμή του pH του περιβάλλοντος. Για παράδειγμα έχουν πράσινο χρώμα όταν η τιμή του pH είναι όξινη, ενώ έχουν σκούρο χρώμα όταν η τιμή του pH είναι αλκαλική. *«Το χρώμα που θα αποκτήσουν, οφείλεται στη παρουσία τανινών που περιέχονται στο φλοιό του ελαιόκαρπου και στα φαινολικά μόρια, που βρίσκονται σε αναλογία απλών φαινολικών ενώσεων και πολυφαινολών οι οποίες αποτελούν σκουρόχρωμες ενώσεις»*

(Γεωργακαράκος, 2013).

- **Οσμή:** έχουν χαρακτηριστική έντονη οσμή η οποία οφείλεται σε πτητικά οξέα.
- **pH:** η μάζα τους ανά μονάδα επιφάνειας είναι 1,015–1,081 g/cm<sup>3</sup>. Ο έλεγχος της ενεργού οξύτητας είναι ένας από τους πιο κρίσιμους παράγοντες στην επεξεργασία νερού και λυμάτων. Το pH τους κυμαίνεται από 4-6, καθιστώντας τα ελαφρώς όξινα, γεγονός που προάγει τη διάβρωση του εδάφους και επιτρέπει στα συστατικά της ΕΑΥ να εισχωρήσουν στον υπόγειο υδροφόρο ορίζοντα, όπου τον υποβαθμίζουν.
- **Θερμοκρασία:** 28 με 30 °C.
- **Οργανικό φορτίο:** ιδιαίτερα υψηλό οργανικό φορτίο. Το COD τους είναι μεγαλύτερο από 220 g/L. Το COD αναφέρεται στο χημικό οξυγόνο που απαιτείται για την οξείδωση των οργανικών υλικών στα λύματα. Η συγκρίσιμη ποσότητα οξυγόνου που απαιτείται για την οξείδωση των διαφόρων τμημάτων ενός πειραματικού δείγματος από έναν ισχυρό οξειδωτικό παράγοντα. Οι ισχυροί οξειδωτικοί παράγοντες οξειδώνουν ως επί το πλείστον οργανικά μόρια, τα οποία χρησιμεύουν ως βάση για τον υπολογισμό του COD. Το οργανικό φορτίο αποτελείται από ουσίες που μπορούν να διασπαστούν εύκολα (όπως σάκχαρα, οργανικά οξέα, αμινοξέα και πρωτεΐνες) και ουσίες που είναι πιο δύσκολο να διασπαστούν (όπως μεγαλομοριακά λιπίδια και πολυφαινόλες).
- **BOD<sub>5</sub> :** Τα απόβλητα των ελαιοϋγρικών διεργασιών έχουν υψηλή βιολογική απαίτηση οξυγόνου, που κυμαίνεται από 35 έως 110 g/L. Το BOD<sub>5</sub> είναι μια μονάδα μέτρησης που χρησιμοποιείται για τον ορισμό της βιοχημικής ζήτησης οξυγόνου που χρειάζονται τα αερόβια βακτήρια για να αποικοδομήσουν τα οργανικά υλικά.
- **Ανόργανα συστατικά:** Οι υδατοδιαλυτές ουσίες που είναι τόσο οργανικές όσο και ανόργανες στη φύση είναι γνωστές ως ανόργανα συστατικά (ενώσεις αζώτου και φωσφόρου, νάτριο, κάλιο, σίδηρος κ.λπ.).
- **Περιεκτικότητα σε φαινολικά:** Υψηλή συγκέντρωση πολυφαινολών στην περιεκτικότητα σε φαινόλες. Διαθέτοντας αντιβακτηριακές και φυτοτοξικές ιδιότητες. Οι φαινόλες παίζουν έναν κρίσιμο ρόλο στα λύματα επειδή εμποδίζουν τους μικροοργανισμούς να διασπούν τα συστατικά των αποβλήτων



και να τους παρέχουν επικίνδυνες ιδιότητες και αργό ρυθμό βιοαπικοδόμησης. Οι φαινολικές ενώσεις αποτελούνται από ένα δακτύλιο βενζολίου με μία ή περισσότερες άμεσα συνδεδεμένες ομάδες υδροξυλίου. Οι φαινόλες που βρίσκονται στο ελαιόλαδο βρίσκονται στην πολική περιοχή του λαδιού και προέρχονται από τον καρπό και τα φύλλα της ελιάς. Η περιεκτικότητα των καρπών της ελιάς σε φαινόλες είναι υψηλή και μέρος της περνά και στο ελαιόλαδο.

- **Φυτοτοξικότητα:** Οι κύριες αιτίες φυτοτοξικότητας είναι οι φαινολικές χημικές ουσίες, ωστόσο άλλα μόρια, συμπεριλαμβανομένων των πτητικών οργανικών οξέων όπως το οξικό και το μυρμηκικό οξύ, μπορούν επίσης να το προκαλέσουν.
- **Επιφανειακή τάση και ρύθμιση χωρητικότητας:** Έχουν υψηλή επιφανειακή τάση και ρυθμιστική ικανότητα.
- **Υφή:** Έχουν ένα εναιώρημα αδιάλυτων οργανικών σωματιδίων καθώς και σταγονίδια λαδιού που τους δίνουν μια υφή που μοιάζει με γαλάκτωμα.

Τα κύρια φυσικοχημικά χαρακτηριστικά και στοιχεία των υγρών αποβλήτων ελαιολάδου παρουσιάζονται στους πίνακες.

Πίνακας 2.2 Φυσικά χαρακτηριστικά και συστατικά των υγρών αποβλήτων (**Κυριακόπουλος, 2005**)

Συστατικό	Συγκέντρωση(%)	Κύρια συστατικά
Νερό	83-92	
Λίπη	0,003-1,00	Υπολείμματα ελαίου
Αζωτούχες ουσίες	1,2-2,4	Γλουταμίνη, Προλίνη, Τυροσίνη, Λυσίνη, Γλυκοζαμίνη, Ιστιδίνη κ.α
Σάκχαρα	2,0-8,0	Ραφινόζη, Μανόζη, Σακχαρόζη, Γλυκόζη, Αραβινόζη, Ραμνόζη, Γαλακτόζη, Ξυλόζη
Οργανικά οξέα	0,5-1,5	Οξικό, Κιτρικό, Ηλεκτρικό, Γλυκερινικό, Γαλακτικό, Μηλικό, Μηλονικό, Οξαλικό, Τρυγικό, Φουμαρικό
Πολυαλκοόλες	0,5-1,5	Γλυκερίνη, Μανιτόλη
Τανίνες, Πηκτίνες	0,4-1,5	

Φαινολικές ενώσεις	0,3-0,8	Φλανοειδή, Φαινόλες
Ανόργανα συστατικά	0,4-1,5	K, P, Na, Ca, Mg, Fe, Mn, Cu, Cl, S

Πίνακας 2.3 Χημικά χαρακτηριστικά των υγρών αποβλήτων

Παράμετρος	Όρια τιμών
Νερό (%)	83-94
Οργανικά συστατικά (%)	4-16
Ανόργανα συστατικά (%)	1-2
Πυκνότητα (g/cm <sup>3</sup> )	1,024
Αγωγιμότητα (μS/cm)	80000-160000
PH	4,5-6,5
BOD <sub>5</sub> (mg/l)	14000-1100000
COD (mg/l)	41400-130000

## 2.5 Παρούσα Κατάσταση

Το σύστημα φυγοκέντρισης ελαιοκαλλιέργειας 3 φάσεων εμφανίστηκε σταδιακά στην Ελλάδα από τις αρχές της δεκαετίας του 1970 και σύντομα έγινε ο κυρίαρχος τύπος ελαιόμυλου που λειτουργεί στη χώρα, αντικαθιστώντας σχεδόν όλους τους τύπους πίεσης. Στα 3-φασικά συστήματα, παράγονται δύο τύποι αποβλήτων, τα στερεά απόβλητα ελαιοτριβείου 3 φάσεων (ή κέικ ελιάς ή πυρηνέλαιου ή ελαιοπυρήνα) με περιεκτικότητα σε υγρασία περίπου 40-50%, και ένα υγρό απόβλητο. Το κύριο απόβλητο από τα 3-φασικά συστήματα εξόρυξης είναι το 3-φασικό OMWW. Για την επεξεργασία αυτού του τύπου λυμάτων υπάρχουν αρκετές, περισσότερο ή λιγότερο εξελιγμένες, βιολογικές, φυσικοχημικές και οξειδωτικές μέθοδοι. Δεδομένου ότι το 3-φασικό OMSW εξακολουθεί να περιέχει μια μικρή αλλά σημαντική ποσότητα λαδιού, μεταφέρεται σε μονάδες και συνήθως ξηραίνεται θερμικά και επεξεργάζεται χημικά με εξάνιο για την εξαγωγή ελαίου.

Στα μέσα της δεκαετίας του 1990, σε μια προσπάθεια να μειωθεί η ποσότητα του 3-φασικού OMWW, αναπτύχθηκε ένα νέο σύστημα εξόρυξης ελαίου φυγοκέντρισης, δηλαδή το 2-φασικό σύστημα, το οποίο μειώνει τα απόβλητα ελαιοτριβείων (OMW) κατά 75% (**Γεωργακαράκης, 2013**). Τα μόνα απόβλητα που παράγονται στο διφασικό σύστημα είναι το 2-φασικό OMW (ή υγρό κέικ ελιάς ή υγρό πυρηνέλαιο) με περιεκτικότητα σε υγρασία περίπου 55-75%, ένα υλικό με δυσκολίες

μεταφοράς, αποθήκευσης και χειρισμού. Σε γενικές γραμμές τα 2-φασικά ΟΜΩ χαρακτηρίζονται ως υλικά με ιδιόμορφες φυσικοχημικές ιδιότητες λόγω των οποίων δεν μπορούν να κομποστοποιηθούν ή να καούν απευθείας χωρίς κάποια μορφή προεπεξεργασίας που αυξάνει το συνολικό κόστος διαχείρισης. Ως αποτέλεσμα, οι ιδιοκτήτες 3 φασικών ελαιοτριβείων δεν είναι όλοι τους πρόθυμοι να μετατρέψουν και να λειτουργήσουν το ελαιοτριβείο τους στη λειτουργία 2 φάσεων, αν και σε ορισμένες περιπτώσεις ο 2-φασικός τρόπος λειτουργίας φαίνεται να είναι η μόνη διαθέσιμη εναλλακτική διαδικασία.

Στη Ελλάδα το ποσοστό διείσδυσης της διφασικής τεχνολογίας έχει αυξηθεί σημαντικά την τελευταία δεκαετία. Τα ελαιοτριβεία που λειτουργούν με 2 φασικό σύστημα αγγίζουν το 55%, με 3 φασικό το 40% ενώ ένα 5% με τον παραδοσιακό τρόπο.



Εικόνα 2.3 Κατανομή ελαιοτριβείων στην Ελλάδα ανά τεχνολογία

## 2.6 Τεχνολογίες αξιοποίησης

Ένα κύριο μέρος της διπλωματικής αυτής αφορά την βιβλιογραφική ανασκόπηση των τεχνολογιών αξιοποίησης των παραπροϊόντων – αποβλήτων μιας μονάδας εκχύλισης ελαιόλαδου. Τα τελευταία χρόνια έχουν γίνει πολλές προσπάθειες για την εύρεση μιας φιλικής προς το περιβάλλον και οικονομικά βιώσιμης λύσης στο πρόβλημα της επεξεργασίας και διάθεσης των αποβλήτων ενός ελαιοτριβείου. Οι δυσκολίες στη διάθεση των στερεών και υγρών αποβλήτων εδράζονται κυρίως στην

υψηλή περιεκτικότητα σε οργανική ύλη που περιέχουν.

Στην περίπτωση της Ελλάδας, το πρόβλημα της διάθεσης των αποβλήτων της διφασικής διεργασίας δεν έχει ακόμη επιλυθεί και η έρευνα για νέες τεχνολογικές διαδικασίες που επιτρέπουν τη βιώσιμη αξιοποίησή του, την ανάπτυξη και την εφαρμογή της επεξεργασίας του είναι απαραίτητες. Μέχρι τώρα νέες, πιο αποτελεσματικές μέθοδοι επεξεργασίας έχουν διερευνηθεί προκειμένου να ελαχιστοποιηθεί το περιβαλλοντικό πρόβλημα και ταυτόχρονα να προκύψει κέρδος από την εκμετάλλευση πιθανών υποπροϊόντων. Μεταξύ των διαφόρων διεργασιών που χρησιμοποιούνται σήμερα, αυτές που περιγράφονται είναι οι εξής: φυσικοχημική επεξεργασία, αναερόβια χώνευση, θερμικές διεργασίες, διεργασίες μεμβράνης και ηλεκτρόλυση.

#### **2.6.1 Φυσικοχημική επεξεργασία**

Οι φυσικοχημικές επεξεργασίες συνίστανται στην προσθήκη χημικών ουσιών που παράγουν την πήξη, την καθίζηση ή την καταστροφή διαλυμένων οργανικών ενώσεων. Ερευνητές χρησιμοποίησαν υδροξείδιο του ασβεστίου και θειικό αργίλιο για να μειώσουν το COD (Χημικά Απαιτούμενο Οξυγόνο) στο 20-30% των αρχικών τιμών. Από την άλλη, οι **Aktas et al. (2001)** πρότειναν μια προεπεξεργασία με ασβέστη για να μειωθεί η ρυπογόνος επίδραση του ΟΜW, δεδομένου ότι ο ασβέστης μπορεί εύκολα να αγοραστεί και είναι φθηνότερος από άλλες χημικές ουσίες. Μια νέα τεχνολογία που αναπτύχθηκε από διάφορες εταιρείες συνίσταται στην κροκίδωση της οργανικής ύλης του ΟΜW με έναν οργανικό εμπορικό πολυηλεκτρολύτη. Αυτή η διαδικασία παράγει νερό που μπορεί να χρησιμοποιηθεί για άρδευση και μια λάσπη, η οποία ονομάζεται στερεό κλάσμα του ΟΜW. Αυτά τα απόβλητα έχουν κομποστοποιηθεί με επιτυχία με άλλα γεωργικά υποπροϊόντα (**Aktas et al., 2001**).

#### **2.6.2 Αναερόβια χώνευση**

Η αναερόβια χώνευση πραγματοποιείται απουσία μοριακού οξυγόνου από μια σειρά αναερόβιων μικροοργανισμών, κυρίως βακτηρίων, οι οποίοι έχουν χαμηλότερους ρυθμούς ανάπτυξης από τους αερόβιους μικροοργανισμούς. Τα κύρια βήματα της διαδικασίας είναι η υδρόλυση, η οξιογένεση και η μεθανιογένεση, με το τελευταίο να θεωρείται το πιο σημαντικό αναερόβιο στάδιο. Η αναερόβια χώνευση είναι η πιο δημοφιλής από όλες τις μεθόδους, βιολογικές ή άλλες, στην επεξεργασία των λυμάτων του ελαιολαιού. Η μέθοδος έχει χαμηλές ενεργειακές απαιτήσεις, παράγει λιγότερη ιλύ και επιτρέπει την ανάκτηση ενέργειας, καθώς, κατά το τελικό στάδιο,

σχηματίζεται μεθάνιο το οποίο μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την παραγωγή ενέργειας καθώς και μερικώς σταθεροποιημένη ιλύς. Το βιοαέριο μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την απόκτηση ενέργειας και η οργανική ύλη μπορεί να εφαρμοστεί ως βελτιωτικό εδάφους. Οι **Tekin et al, (2000)** πρότειναν την παραγωγή βιοαερίου από φλοιό ελιάς και διαπίστωσαν ότι η περιεκτικότητα σε μεθάνιο κυμαινόταν από 75-80%.

### **2.6.3 Θερμικές διεργασίες**

Μέθοδοι θερμικής επεξεργασίας όπως η καύση και η πυρόλυση έχουν επίσης δοκιμαστεί. Η καύση και η πυρόλυση έχουν τα πλεονεκτήματα της μείωσης του όγκου των αποβλήτων και της παροχής της δυνατότητας ανάκτησης ενέργειας, αλλά απαιτούν δαπανηρές εγκαταστάσεις και συνεπάγονται πιθανή εκπομπή τοξικών ουσιών στην ατμόσφαιρα. Τα ΟΜW πρέπει να είναι προ-συμπυκνωμένα σε κάποιο βαθμό, καθώς και αναμεμειγμένα με άλλα απόβλητα (**Tekin et al, 2000**). Απαιτούνται περίπου 500°C για την παραγωγή βιοελαίου (**Caputo et al, 2003**), συνήθως περιλαμβάνει οξέα, εστέρες, αλκοόλες, κετόνες, αλδεΐδες, φαινόλες, αλκένια, αρωματικά, ενώσεις αζώτου, φουράνια, γουαϊακόλες (2-μεθοξυ-φαινόλες), συριγγολές (2,6-διμεθοξυφαινόλες), και άλλα οξυγονούχα. Ορισμένες από αυτές τις ουσίες είναι βιομηχανικής σημασίας και μπορούν να χρησιμοποιηθούν για διάφορους σκοπούς στη χημική βιομηχανία, την παραγωγή βιοαιθανόλης και βιοαερίου ή ως πρώτες ύλες στις βιομηχανίες τροφίμων, φαρμάκων και/ή καλλυντικών. Συγκεκριμένα, οι αντιοξειδωτικές ικανότητες των φαινολικών ενώσεων, οι οποίες τις καθιστούν εξαιρετικά πολύτιμα προϊόντα στην αγορά, μπορεί να έχουν μεγάλη αξία.

### **2.6.4 Διεργασίες μεμβρανών**

Μια μέθοδος συγκέντρωσης και διαχωρισμού χωρίς τη χρήση θερμικών διεργασιών είναι η επεξεργασία μεμβρανών. Η πίεση και οι ειδικά δημιουργημένες ημιπερατές μεμβράνες χρησιμοποιούνται για τον διαχωρισμό των σωματιδίων ανάλογα με το μοριακό τους μέγεθος και σχήμα (**Bridgwater, 2012**). Για πολλά χρόνια, οι τεχνολογίες μεμβρανών αναπτύχθηκαν και χρησιμοποιήθηκαν σε μια ποικιλία εφαρμογών επεξεργασίας βιομηχανικών λυμάτων. Παρά τα οφέλη αυτά, το φιλτράρισμα μεμβράνης δεν χρησιμοποιείται ακόμη σε διαδικασίες προϊόντων χαμηλής αξίας, όπως η επεξεργασία αστικών λυμάτων. Η κύρια αιτία αυτού είναι οι υψηλές ενεργειακές απαιτήσεις, οι οποίες οδηγούν σε υψηλό κόστος διεργασίας. Διάφοροι τύποι διαδικασιών διαχωρισμού μεμβρανών έχουν αναπτυχθεί για συγκεκριμένες βιομηχανικές εφαρμογές. Μερικές από τις πιο ευρέως

χρησιμοποιούμενες διαδικασίες είναι η υπερδιήθηση, η νανοδιήθηση και η αντίστροφη ώσμωση.

### **2.6.5 Ηλεκτρόλυση**

Σύμφωνα με τη θεωρία της ηλεκτρόλυσης, η προσθήκη ηλεκτρικής ενέργειας στα απόβλητα θα προκαλέσει ηλεκτρική αντίδραση, η οποία θα καθαρίσει τα απόβλητα. Οι πρώτες ηλεκτρικές αντιδράσεις, όπως η ηλεκτρόλυση οξειδωσης, η ηλεκτρόλυση αποξειδωτικής οξειδωσης και η ουδέτερη ηλεκτρόλυση, λαμβάνουν χώρα στην περιοχή όπου συναντώνται τα απόβλητα και το ηλεκτρόδιο, ενώ η δεύτερη ηλεκτρική αντίδραση στην οποία τα στοιχεία των αποβλήτων και των προϊόντων ηλεκτροδίων αντιδρούν μεταξύ τους αφαιρεί τόσο οργανικές (μικροοργανισμούς και πλαγκτόν) όσο και ανόργανες (άζωτο και φώσφορο) ουσίες/στοιχεία. Η χρήση ηλεκτροχημικών τεχνολογιών για την επεξεργασία των λυμάτων έχει προσελκύσει πρόσφατα περισσότερη προσοχή. Αρκετά βιομηχανικά λύματα καθαρίστηκαν αποτελεσματικά χρησιμοποιώντας ηλεκτροχημικές τεχνικές. Στραγγίσματα χωματερών οικιακά λύματα (Chang,1995). Με τη χρήση αυτής της μεθόδου ποσότητα του διαλυτού COD, των πτητικών αιωρούμενων στερεών (VSS), του οργανικού άνθρακα (OC) και των ολικών φαινολικών ενώσεων μειώθηκε στο 93%, 98,7%, 80,4% και 99,4%, αντίστοιχα, μετά από 10 ώρες ηλεκτρόλυσης (Comninellis et al., 1991).

### **2.6.6 Απόσταξη**

Απόσταξη είναι η διαδικασία βρασμού ενός υγρού, απομόνωσης και ψύξης των θερμών ατμών που αναδύονται και στη συνέχεια συγκεντρώνουν τους συμπυκνωμένους ατμούς. Ο κύριος στόχος της απόσταξης είναι να διαχωρίσει τα συστατικά ενός ομοιογενούς μείγματος υγρών φάσεων. Με τη θέρμανση του υγρού, διαφορετικά συστατικά με διαφορετικά σημεία βρασμού μπορούν να εξαναγκαστούν στην αέρια φάση. Στη συνέχεια, το αέριο ανακτάται αφού συμπυκνωθεί εκ νέου σε υγρή μορφή. Η διπλή απόσταξη είναι η διαδικασία να περάσει από τα ίδια βήματα δύο φορές στο υγρό που έχει συλλεχθεί προκειμένου να αυξηθεί η καθαρότητα του προϊόντος. Απλή απόσταξη, η οποία είναι αυτό που αναλύεται εδώ, κλασματική απόσταξη, στην οποία συλλέγονται διάφορα πτητικά "κλάσματα" καθώς παράγονται.

Τον τελευταίο καιρό έχει παρατηρηθεί η χρήση της ηλιακής ακτινοβολίας σε μια ποικιλία εφαρμογών για την αφυδάτωση των λυμάτων, προκειμένου να μειωθεί ο αρχικός όγκος και να καταστεί η υπόλοιπη λάσπη απλή στο χειρισμό και την επεξεργασία. Η πιο αποτελεσματική τεχνική για μια τέτοια αφυδάτωση είναι ένα ηλιακό

σύστημα απόσταξης που απομονώνει τη μάζα του υγρού της λεκάνης από το περιβάλλον ενώ επιταχύνει το ρυθμό εξάτμισης. Για την επεξεργασία του OMW, κατασκευάστηκε ένα γυάλινο κάλυμμα πάνω από μια λεκάνη υγρών γνωστή ως υπαίθριος ηλιακός. Σε θερμοκρασία δωματίου, το OMW διατηρήθηκε μέσα στην ηλιακή ενέργεια για εννέα ημέρες.

Το απόσταγμα που δημιουργήθηκε δεν περιελάμβανε σωματίδια, το COD μειώθηκε κατά 90%. Το υπόλειμμα ήταν στερεό στη λεκάνη και περιείχε 15% συγκέντρωση νερού και δεν παρατηρήθηκαν εκπομπές οσμών (**Israilides et al., 1997**). Λόγω της υψηλής οργανικής περιεκτικότητάς του και της παρουσίας φυτοτοξικών συστατικών που καθιστούν δύσκολη τη χρήση του σε άλλες βιοεπεξεργασίες, το *alperujo* δημιουργεί μια σειρά περιβαλλοντικών δυσκολιών (**Rodríguez et al., 2007**). Η πλειοψηφία αυτών των συστατικών, κυρίως φαινολικών ενώσεων, παρέχουν στο ελαιόλαδο τις βιοδραστικές του ιδιότητες. Τόσο η αποτοξίνωση των αποβλήτων όσο και η πιθανή χρήση ως λειτουργικά συστατικά σε τρόφιμα, καλλυντικά ή για φαρμακευτικές εφαρμογές είναι πλεονεκτήματα της εκχύλισης φαινολικών ενώσεων (**Potoglou et al., 2003**).

Τα απόβλητα ελαιοτριβείων αποτελούν σημαντικό ζήτημα διάθεσης για την επιχείρηση και μπορεί να δημιουργήσουν σοβαρά ζητήματα ρύπανσης, αλλά προσφέρουν επίσης μια πολλά υποσχόμενη πηγή χημικών ουσιών υψηλής αξίας. Ο καρπός της ελιάς περιέχει ένα σημαντικό αριθμό βιοδραστικών ουσιών, πολλές από τις οποίες είναι γνωστό ότι έχουν πλεονεκτικά χαρακτηριστικά υγείας. Οι περισσότερες από τις ευεργετικές χημικές ουσίες εξακολουθούν να υπάρχουν στα απόβλητα ή στο *alperujo* μετά την επεξεργασία του ελαιολάδου. Επομένως προκειμένου να αξιοποιηθεί αυτό το υποπροϊόν και να καταστούν δυνατές οι εφαρμογές βιοεπεξεργασίας και ο διαχωρισμός φάσεων του *alperujo*, απαιτούνται νέες μεθοδολογίες.

Επειδή είναι δύσκολο να αποικοδομηθούν με φυσικές διεργασίες ή ακόμη και να χρησιμοποιηθούν στην καύση ως βιομάζα ή καύσιμο, οι προσπάθειες μέχρι τώρα επικεντρώνονταν στην αποτοξίνωση αυτών των αποβλήτων πριν από τη διάθεση, τη σίτιση, τη λίπανση ή την κομποστοποίηση (**Rodríguez et al., 2007**). Ωστόσο, εάν η διαδικασία ανάκτησης έχει τόσο οικονομική όσο και πρακτική αξία, η χρήση αυτών των αποβλήτων ως πρώτες ύλες για νέα προϊόντα ή η ανάκτηση χημικών ουσιών υψηλής αξίας από αυτά είναι μια ιδιαίτερα δελεαστική προσέγγιση για την επαναχρησιμοποίησή τους. Αυτό, σε συνδυασμό με τις εναλλακτικές προτάσεις για τη μείωση των περιβαλλοντικών επιπτώσεων, θα επιτρέψει την τοποθέτηση της αγοράς ελιάς σε ιδιαίτερα ανταγωνιστική θέση και τα απόβλητα αυτά θα πρέπει να θεωρηθούν

υποπροϊόντα.

### 3 ΣΚΟΠΟΣ ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗΣ

---

Κατά τη διάρκεια της παραγωγής ελαιόλαδου, μεγάλη περιεκτικότητα του καρπού της ελιάς σε φαινολικές ενώσεις παραμένει στα υποπροϊόντα του ελαιοτριβείου (**Vlyssides et al., 2004**). Εκτός από το γεγονός ότι αποτελεί ένα σοβαρό περιβαλλοντικό πρόβλημα, το OMW αντιπροσωπεύει σήμερα έναν πολύτιμο πόρο χρήσιμων ενώσεων για σκοπούς ανάκτησης και αξιοποίησης (**Rodis et al., 2002**). Το alperujo, το απόβλητο των 2-φασικών ελαιοτριβείων λόγω της χημικής σύνθεσής του, παρουσιάζει μικρές διακυμάνσεις ανάλογα με την ποικιλία, την καλλιεργητική διαχείριση, τους κλιματικούς παράγοντες και τις συνθήκες επεξεργασίας των καρπών. Συνήθως συντίθεται από νερό, με οργανικό κλάσμα που περιέχει λίπη, πρωτεΐνες, σάκχαρα, οργανικά οξέα, λιγνίνη, κυτταρίνη, ημικυτταρίνη, πηκτίνες, ταννίνες, φαινόλες και ανόργανα συστατικά. Αυτή η σύνθεσή του το καθιστά ικανό για να μετατρέψει τις αρνητικές πτυχές του ως απόβλητο, σε πρώτες ύλες για την ανάκτηση προϊόντων υψηλής προστιθέμενης αξίας με συγκεκριμένες ιδιότητες για διάφορες εφαρμογές.

Κατά καιρούς έχουν πραγματοποιηθεί διάφορες μελέτες και προσπάθειες προκειμένου να αξιοποιηθεί αυτό το υπόλειμμα ή άλλων ειδών υπολείμματα που προέρχονται από τη λειτουργία των ελαιοτριβείων, με διάφορους τρόπους, όπως είναι η άμεση εφαρμογή στο έδαφος, η κομποστοποίηση, η παραγωγή βιοντίζελ, η παραγωγή μεθανίου και άλλων. Η παρούσα λοιπόν εργασία, μπορεί να εμπλουτίσει τις ήδη υπάρχουσες μελέτες προσφέροντας πλούσια γνώση στο ερευνητικό της πεδίο και αποτελώντας χρήσιμη πηγή πληροφοριών για άλλους ερευνητές.

Η παρούσα διπλωματική εργασία αναπτύσσει μία τεχνοοικονομική μελέτη που σκοπό έχει την ολιστική αξιοποίηση των διφασικών αποβλήτων των ελαιοτριβείων και την παραγωγή ενός εύρους τελικών προϊόντων στα πλαίσια ανάπτυξης σύγχρονων βιοδιυλιστηρίων.

Μια γενική προσέγγιση της έννοιας της τεχνοοικονομικής μελέτης μιας επένδυσης, είναι η έρευνα και ανάλυση οικονομικών και τεχνικών δεδομένων της. Η μελέτη περιλαμβάνει την περιγραφή και το κόστος της επένδυσης, τις προβλέψεις των αναμενόμενων οικονομικών αποτελεσμάτων μετά τη λειτουργία της καθώς και τις προοπτικές βιωσιμότητας και αποδοτικότητάς της. Η μελέτη αυτή αναπτύσσει μια ολοκληρωμένη πρόταση η οποία περιλαμβάνει τον σχεδιασμό δημιουργίας μιας



μονάδας αξιοποίησης των αποβλήτων διφασικών ελαιοτριβείων και μετέπειτα την οικονομική ανάλυση των στοιχείων της επένδυσης.

Η παρούσα διπλωματική εργασία έχει ως στόχο τη μελέτη δημιουργίας ενός βιοδιυλιστηρίου το οποίο θα επεξεργάζεται το διφασικό απόβλητο που προέρχεται από την ελαιουργική διαδικασία. Δίνεται έμφαση σε μια αλληλουχία διεργασιών, οι οποίες λειτουργούν όλες μαζί αρμονικά, οδηγώντας σε προϊόντα υψηλής προστιθέμενης αξίας.

Για την αποτελεσματικότητα αυτού του εγχειρήματος προηγήθηκε μια βιβλιογραφική ανασκόπηση μεθοδών αξιοποίησης και εργαστηριακών αναφορών όπου έχουν δοκιμαστεί. Έπειτα επιλέχθηκε μια σειρά διεργασιών που θα απαρτίζουν την εγκατάσταση, η οποία στοχεύει στην παραγωγή προϊόντων τα οποία θα είναι οικονομικά εκμεταλλεύσιμα και αβλαβή προς το περιβάλλον. Το κριτήριο επιλογής των μεθοδών ήταν η αποτελεσματικότητα απομάκρυνσης των φαινολών διατηρώντας χαμηλό κόστος. Εν συνεχεία, πραγματοποιήθηκε ο πλήρης σχεδιασμός του εξοπλισμού που απαρτίζει την μονάδα επεξεργασίας. Το επόμενο και τελευταίο βήμα ήταν η οικονομική ανάλυση της δημιουργίας αυτής της μονάδας καθώς και προτάσεις για την μείωση του κόστους παραγωγής .

## 4 ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΟ ΜΕΡΟΣ

---

Την τελευταία δεκαετία έχουν γίνει προσπάθειες μετατροπής των περισσότερων 3 φασικών ελαιοτριβείων που παράγουν ελαιόλαδο, πυρήνα και ΟΜWW σε 2-φασικά που παράγουν μόνο ελαιόλαδο και αλφεγιο, ενός είδους πάστας που περιέχει πυρήνα και πιεσμένο ελαιόκαρπο μετά την εξαγωγή που ελαιόλαδου. Η διφασική διαδικασία θεωρείται πιο φιλική προς το περιβάλλον γιατί παράγεται μικρότερος όγκος αποβλήτων, ωστόσο εξακολουθούν να υπάρχουν προβλήματα όπως η ρύπανση του αέρα κατά τη διαδικασία αφαίρεσης της υγρασίας πριν τη εξαγωγή του πυρηνέλαιου.

Στην Ελλάδα, λόγω του μεγάλου ποσοστού μετατροπής τριφασικών ελαιοτριβείων σε διφασικά, τα πυρηνελαιουργεία (βιομηχανίες εκμετάλλευσης ελαιοπυρήνα για παραγωγή πυρηνέλαιου) έχουν βρεθεί σε μία θέση όπου θα πρέπει να επεξεργαστούν τεράστιες ποσότητες αλφεγιο. Λόγω του μικρού χρονικού διαστήματος κατά το οποίο παράγεται το ελαιόλαδο, οι ποσότητες αυτές συγκεντρώνονται σε μία περίοδο τριών έως τεσσάρων μηνών. Ως αποτέλεσμα, τα περισσότερα πυρηνελαιουργεία αποθηκεύουν το αλφεγιο πριν από την επεξεργασία του, συνήθως για αρκετές εβδομάδες, οδηγώντας στην παραγωγή οσμών. Αυτές οι οσμές στη συνέχεια εξαπλώνονται, μαζί με άλλα σωματίδια και υδρατμούς όταν το αλφεγιο αποξηραίνεται στη διαδικασία παραγωγής του πυρηνέλαιου, επιδεινώνοντας την ποιότητα του αέρα αρκετά χιλιόμετρα γύρω από τις εγκαταστάσεις. Οι φαινόλες των ΟΜW έχουν υψηλό αντιοξειδωτικό δυναμικό και διερευνώνται ως πρόσθετα για πολλά διαφορετικά τελικά προϊόντα. Το μεγάλο ενδιαφέρον για τις φαινόλες των ΟΜW αποτελεί ευκαιρία για τη δημιουργία προϊόντων υψηλής προστιθέμενης αξίας που μπορούν να καλύψουν το κόστος επεξεργασίας των αποβλήτων και να παρουσιάσουν σημαντικό περιθώριο κέρδους. Λόγω των υψηλών συγκεντρώσεων φαινολικών που υπάρχουν στα λύματα των ελαιοτριβείων, η βιολογική επεξεργασία των ΟΜW μπορεί να παρεμποδιστεί σοβαρά. Έχουν επίσης δοκιμαστεί προηγμένες διαδικασίες οξείδωσης για την επεξεργασία του ΟΜW. Αυτός ο τύπος μεθόδων στοχεύει συνήθως στη μείωση της περιεκτικότητας των αποβλήτων σε φαινόλες και στην επακόλουθη επεξεργασία με άλλες μεθόδους (συνήθως βιολογικές). Αυτές οι μέθοδοι μπορεί να είναι η οξείδωση Fenton και οι φωτοκαταλυτικές μέθοδοι.

Οι φυσικοχημικές μέθοδοι είναι από τις πιο χρησιμοποιούμενες μεθόδους επεξεργασίας επειδή δεν αναστέλλονται από την παρουσία φαινολικών ενώσεων και είναι συνήθως φθηνότερες από τις προηγμένες διαδικασίες οξείδωσης. Η διήθηση με

μεμβράνη έχει επίσης δοκιμαστεί ευρέως. Εκτός από τη μείωση του οργανικού φορτίου, έχουν χρησιμοποιηθεί διεργασίες μεμβράνης για την ανάκτηση της φαινολικής περιεκτικότητας του ΟΜW. Η προσρόφηση έχει επίσης χρησιμοποιηθεί για τον επιλεκτικό διαχωρισμό φαινολικών ΟΜW που είναι χαρακτηριστικές με ρητίνες ως προσροφητικά, αλλά έχουν χρησιμοποιηθεί και άλλα υλικά, όπως ο ενεργός άνθρακας.

#### 4.1 Διεργασίες Επεξεργασίας Αποβλήτου

Όπως προαναφέρθηκε για το alperujo, πρόκειται για το απόβλητο που προέρχεται από 2-φασικά ελαιοτριβεία και είναι πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις και υψηλό οργανικό φορτίο, το οποίο το καθιστά δύσκολο στην επεξεργασία του μέσω βιολογικών διεργασιών. Συνήθως απορρίπτεται σε υδατικούς υποδοχείς ή στο έδαφος είτε απευθείας είτε ανεπαρκώς επεξεργασμένο. Ακόμη και αν οι φαινολικές ενώσεις περιοριστούν, η βιοαποικοδόμηση του ΟΜW είναι τοξική σε υψηλές συγκεντρώσεις, για τους μικροοργανισμούς. Οι φαινολικές ενώσεις εάν έχουν απομονωθεί σωστά και στην κατάλληλη συγκέντρωση έχουν ευεργετικές επιδράσεις στην ανθρώπινη υγεία, κατέχοντας ισχυρές αντιοξειδωτικές ιδιότητες.

Στο παρόν κεφάλαιο εξετάζεται ο σχεδιασμός μίας μονάδας με σκοπό μια καινοτόμο και ολοκληρωμένη λύση στην επεξεργασία και αξιοποίηση των αποβλήτων των διφασικών ελαιοτριβείων που περιλαμβάνει την ανάκτηση φαινολικών ενώσεων και την παραγωγή ενός εδαφοβελτιωτικού προϊόντος αφήνοντας μηδενικά απόβλητα στην έξοδο του βιοδιυλιστηρίου. Περιλαμβάνει μία μέθοδο οξίνισης με τη χρήση πυκνού θειικού οξέος, νερού και δισθενή θειικού σιδήρου, φυγοκέντρισης, διήθησης με μεμβράνες ,προσρόφησης/εκρόφησης με τη χρήση ρητινών , απόσταξης και κομποστοποίησης.

#### 4.2 Ποσότητα Αποβλήτου

Ως πρώτο βήμα έγινε η επιλογή μια αρχικής ποσότητας την οποία θα διαχειριζόταν το βιοδιυλιστήριο. Επιλέχθηκε αρχική ποσότητα 10.000 τόνοι οι οποίοι αναλογούν σε μία μεσαίου τύπου εγκατάσταση για την τοπική διαχείριση των αποβλήτων 2-3 μεγάλων διφασικών ελαιοτριβείων. Η επιλέξιμη ποσότητα επεξεργάζεται σε ένα χρονικό διάστημα 16 ωρών ανά μέρα για 9 μήνες (από Νοέμβριο μέχρι Ιούλιο) δηλαδή για 4320 ώρες άρα κάθε μια ώρα στο σύστημα εισέρχονται τα απόβλητα με παροχή:

$$Q = \frac{10000 \text{ tn}}{4320 \text{ h}} = 2,315 \text{ tn/h}$$

Τα χαρακτηριστικά του αποβλήτου παρατίθενται στον πίνακα 4.1.

Πίνακας 4.1 Χαρακτηριστικά του προ επεξεργασία αποβλήτου (Zaglis et al., 2015)

Συστατικό	Συγκέντρωση (g/L)	Διακύμανση (g/L)
COD (g/L)	107,23	2,86
TS (g/L)	63,4	0,1
TSS (g/L)	44	0,1
Ch (g/L)	12,34	0,49
Ph (g/L)	2,64	0,04

COD: Η χημική απαίτηση οξυγόνου ή COD είναι το μέτρο της ικανότητας του αποβλήτου να καταναλώνει οξυγόνο κατά την αποσύνθεση της οργανικής ύλης. Με άλλα λόγια, είναι η ποσότητα οξυγόνου που απαιτείται για την οξείδωση της οργανικής ύλης που υπάρχει στο διφασικό απόβλητο.

TS: Ο όρος ολικά στερεά (TS) περιλαμβάνει τον συνδυασμό ολικών διαλυμένων στερεών και ολικών αιωρούμενων στερεών σε ένα υγρό. Τα ολικά στερεά αποτελούνται από όλα τα αιωρούμενα, κολλοειδή και διαλυμένα στερεά του δείγματος. Το μείγμα αυτό περιλαμβάνει τυχόν διαλυμένα άλατα όπως χλωριούχο νάτριο (NaCl) και στερεά σωματίδια όπως η ιλύς και το πλαγκτόν.

Ένα υψηλό επίπεδο ολικών στερεών δείχνει ότι υπάρχει υψηλό επίπεδο στερεού υλικού στο υγρό δείγμα. Ανάλογα με τα κριτήρια αξιολόγησης, ένα υψηλό επίπεδο ολικών στερεών θα μπορούσε να προκαλέσει το δείγμα να θεωρηθεί μολυσμένο.

TSS: Το TSS σημαίνει ολικά αιωρούμενα στερεά και αναφέρεται σε υδατομεταφερόμενα σωματίδια που υπερβαίνουν τα δύο microns σε μέγεθος. Κάθε σωματίδιο που είναι μικρότερο από 2 μικρά, από την άλλη πλευρά, θεωρείται ολικό διαλυμένο στερεό (TDS). Η πλειονότητα των ολικών αιωρούμενων στερεών αποτελείται από ανόργανα υλικά. Ωστόσο, τα βακτήρια μπορούν επίσης να θεωρηθούν TSS. Το TSS θα μπορούσε να είναι οτιδήποτε επιπλέει ή "αιωρείται" στο νερό.

Ch: Οι υδατάνθρακες αποτελούν μια ομάδα οργανικών ουσιών, που ως προς το χημικό τύπο τους, είναι «ενυδατωμένος άνθρακας», με γενικό τύπο  $C_n(H_2O)_n$ .

Οι υδατάνθρακες που περιλαμβάνονται στον καρπό της ελιάς είναι η γλυκόζη, η φρουκτόζη, η μαννόζη, η γαλακτόζη και η σακχαρόζη και οι πολυσακχαρίτες, συμπεριλαμβανομένης της κυτταρίνης και των ημικυτταρινών. Οι υδατάνθρακες, φυτικές ίνες, άμυλα και σάκχαρα είναι απαραίτητα θρεπτικά συστατικά τροφίμων που το σώμα μας μετατρέπει σε γλυκόζη για να παράσχει την απαιτούμενη ενέργεια. Υπάρχουν τρεις κύριοι τύποι υδατανθράκων:

**(Α) Σάκχαρα:** Ονομάζονται επίσης απλοί υδατάνθρακες επειδή είναι στην πιο βασική μορφή. Περιλαμβάνουν επίσης τα είδη ζάχαρης που βρίσκονται φυσικά στα φρούτα, τα λαχανικά και το γάλα.

**(Β) Άμυλα:** Είναι σύνθετοι υδατάνθρακες, οι οποίοι αποτελούνται από πολλά απλά σάκχαρα.

**(Γ) Ίνες:** Είναι ένας σύνθετος υδατάνθρακας. Οι φυτικές ίνες βρίσκονται σε πολλά τρόφιμα που προέρχονται από φυτά, συμπεριλαμβανομένων των φρούτων, των λαχανικών, των ξηρών καρπών, των σπόρων, των φασολιών και των δημητριακών ολικής αλέσεως.

Οι λέξεις «ολικοί υδατάνθρακες» αναφέρονται σε συνδυασμό και των τριών τύπων.

Ph: Οι φαινόλες είναι μια κατηγορία οργανικών ενώσεων που περιέχουν μια ομάδα υδροξυλίου και έναν δακτύλιο βενζολίου, ο απλούστερος από τους οποίους αναφέρεται ως φαινόλη. Οι φαινολικές ενώσεις συγκαταλέγονται μεταξύ των χημικών ουσιών που τείνουν να παραμένουν στο περιβάλλον για μεγάλο διάστημα, να συσσωρεύονται και να ασκούν τοξικές επιδράσεις στο άνθρωπο. Η είσοδος των φαινολικών ενώσεων στο υδάτινο περιβάλλον προκύπτει από φυσικές, οικιακές, βιομηχανικές και γεωργικές δραστηριότητες. Η παρουσία τους μπορεί να οφείλεται στην αποσύνθεση της φυσικής οργανικής ύλης μέσω απορροών από γεωργικές εκτάσεις. Οι φαινόλες (Ph) μετρούνται συνήθως με την τεχνική Folin-Ciocalteu με γαλλικό οξύ ως πρότυπο.

Η διάρκεια της επένδυσης υπολογίζεται στα 20 χρόνια με επιτόκιο 10%. Ετήσιο επιτόκιο 10%, δηλώνει αύξηση του κεφαλαίου 100 νομισματικών μονάδων κατά 10

νομισματικές μονάδες ανά έτος.

### 4.3 Απεικόνιση εγκατάστασης

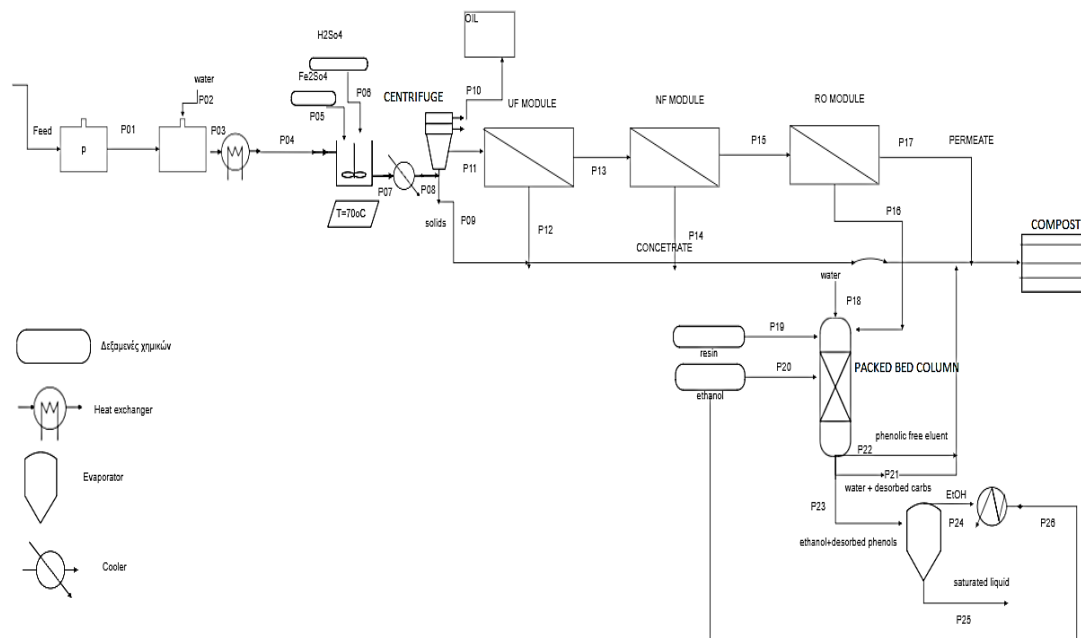
Σε αυτή την ενότητα παρουσιάζεται ο σχεδιασμός της εγκατάστασης (Εικόνα 4.1), τα ισοζύγια μάζας για την κάθε μονάδα λειτουργίας, το είδος και τη ποσότητα της ενέργειας που καταναλώνει καθώς και οι υπολογισμοί της διαστασιολόγησης και της κοστολόγησης του εξοπλισμού που απαρτίζεται στην μονάδα επεξεργασίας. Ο υπολογισμός του κόστους του εξοπλισμού της εγκατάστασης έγινε με τη χρήση διαγραμμάτων τα οποία περιέχονται στο βιβλίο του Peters & Timmerhaus "Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5/e. Για μεγαλύτερη ευκολία, χρησιμοποιήθηκε η ιστοσελίδα [www.mhhe.com](http://www.mhhe.com) όπου γίνεται αυτόματη χρήση των εξισώσεων των διαγραμμάτων του βιβλίου σε τιμές έτους 2002. Αναγωγή του κόστους αυτού επιτυγχάνεται με τη βοήθεια του δείκτη CEPCI που ισούται με 607,5 για τον έτος 2019 και 395,6 για το έτος 2002 και τη χρήση του παρακάτω τύπου.

$$\text{Κόστος εξοπλισμού (@2019)} = \frac{\text{Κόστος (@2007)} \cdot \text{CEPCI}(2019)}{\text{CEPCI}(2007)} \quad (4.1)$$

Για την κοστολόγηση της ηλεκτρικής ενέργειας καθώς και για την κοστολόγηση του ατμού χαμηλής πίεσης χρησιμοποιήθηκαν οι τιμές αγοράς ανά χαρακτηριστικό μέγεθος.

Πίνακας 4.2 Τιμές αγοράς ανά χαρακτηριστικό μέγεθος

Βοηθητική Παροχή	Κόστος ανά χαρακτηριστικό μέγεθος
Ηλεκτρική ενέργεια	0,118 €/kWh
Lower Pressure Steam (LPS)	15 €/tn



Εικόνα 4.1 Γραφική απεικόνιση του βιοδιυλιστηρίου

#### 4.3.1 Δεξαμενή εισαγωγής V-101

Το απόβλητο του διφασικού ελαιοτριβείου συλλέγεται αρχικά σε μια δεξαμενή ώστε από εκεί να συνεχίσει προς την υπόλοιπη εγκατάσταση. Λόγου τους μεγάλου όγκου υλικού που επεξεργαζόμαστε είναι πιο πρακτικό και οικονομικά συμφέρον να γίνεται ανεφοδιασμός του αποβλήτου κάθε δύο εβδομάδες.

Για την υποδοχή του προς επεξεργασία αποβλήτου, έγινε διαστασιολόγηση μίας κυλινδρικής δεξαμενής με συντελεστή ασφάλειας 1,2 και τελικό όγκο 622,3 m<sup>3</sup>. Γίνεται η υπόθεση ότι η πυκνότητα του διφασικού αποβλήτου είναι κοντά στο 1 kg/L αφού ένα μεγάλο μέρος του είναι νερό. Η ίδια υπόθεση χρησιμοποιείται σε όλους τους υπολογισμούς που θα ακολουθήσουν.

$$V=Q \cdot t = 2,315 \frac{m^3}{h} \cdot 16 \frac{h}{d} \cdot 14 \frac{d}{2weeks} \cdot 1,2 = 622,3 m^3$$

Επιλέχθηκε ύψος H=12 m και κατ' επέκταση από τον τύπο υπολογισμού όγκου ενός κυλίνδρου:

$$V_{(m^3)} = A \cdot H$$

Όπου A είναι η επιφάνεια της βάσης του κυλίνδρου (m<sup>2</sup>)

$$A = \frac{V}{H} = \frac{622,3}{12} = 51,856 m^2 \sim A = 52 m^2$$

Στη συνέχεια, υπολογίζεται η διάμετρος του κυλίνδρου:

$$\text{Διάμετρος } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 8,128 \sim D = 8,2 m$$

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε είναι ανοξείδωτο ατσάλι.

Όπως έχει προαναφερθεί η διαστασιολόγηση της δεξαμενής έγινε με βάση τον όγκο του προς επεξεργασία αποβλήτου. Για την κοστολόγηση χρησιμοποιήθηκε η τιμή του εξοπλισμού για το έτος 2002 που υπολογίστηκε με τη βοήθεια του τύπου  $C_p^o (\text{€@2002}) = \exp(9,369 - 0,1045 \cdot \ln(V) + 0,045355 \cdot (\ln(V))^2)$  και ο τύπος για την μετατροπή του κόστους στο έτος 2019:

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002} \quad (4.2)$$

$$C_p^o (\text{€@2019}) = 60045,06 \text{ €}$$



Πίνακας 4.2 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους εισαγωγής αποβλήτου

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Χαρακτηριστική Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Δεξαμενή αποθήκευσης OMW	1	Όγκος ( $m^3$ )	622,3	39101	60045,06	60045,06

#### 4.3.2 Δεξαμενή προετοιμασίας V-102

Στη συνέχεια το απόβλητό εισέρχεται μαζί με νερό σε δεξαμενή προετοιμασίας/ανάμιξης με όγκο  $0,3241 m^3$ . Η συνολική παροχή ισούται με  $3,24074 t/h$  και ο χρόνος παραμονής είναι 5 λεπτά.

Η διαδικασία αυτή είναι απαραίτητη ώστε να αραιώσουμε το απόβλητο στα επιθυμητά επίπεδα πριν την προσθήκη χημικών και να υπάρχει μεγαλύτερη αποτελεσματικότητα κατά την οξίνιση, η οποία απαιτεί υψηλή θερμοκρασία.

Πριν το ρεύμα μας περάσει από τον heat exchanger E-101 με παροχή  $Q_1=2,315 t/h$  χρειάζεται να αναμιχθεί με νερό παροχής  $Q_2=0,92593 t/h$ .

Για αυτό επιλέγουμε μια νέα δεξαμενή που θα υποδεχθεί αυτά τα δύο ρεύματα τα οποία θα παραμείνουν εκεί για 5 min.

Με τη χρήση του παρακάτω τύπου υπολογίζεται ο όγκος της δεξαμενής:

$$V = \frac{Q_{tot} \cdot t}{60} = \frac{3,24074 \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot 5 (min)}{60 \left( \frac{min}{h} \right)} = 0,27006 m^3$$

Όπου  $Q_{tot}$  η συνολική ογκομετρική παροχή που εισέρχεται στη δεξαμενή σε  $m^3/h$  θεωρώντας πυκνότητα ροής ίση με  $1 kg/L$  και  $t$  ο χρόνος παραμονής σε λεπτά.

Εισάγοντας και τον συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V = 0,27006 \cdot 1,2 = 0,3241 m^3$$

Υποθέτοντας ότι  $H=D$

$$\text{Διάμετρος } D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = 0,7446 \text{ m}^2$$

Οπότε η επιφάνεια υπολογίζεται ως εξής:

$$A = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 0,4352 \text{ m}^2$$

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε είναι ανοξείδωτο ατσάλι.

Για την κοστολόγηση της δεξαμενής προεργασίας/ανάμιξης χρησιμοποιήθηκε εμπειρική τιμή και στη συνέχεια έγινε αναγωγή στο έτος 2019.

Στους παρακάτω πίνακες παρουσιάζεται η κοστολόγηση.

$$C_p^o (\text{€@2002}) = 1800 \text{ €}$$

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o (\text{€@2019}) = 2764,16 \text{ €}$

Πίνακας 4.3 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους προεργασίας

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Δεξαμενή προεργασίας	1	Όγκος ( $m^3$ )	0,3241	1800	2764,16	2764,16

#### 4.3.3 Εναλλάκτης θερμότητας E-101

Έπειτα στη εγκατάσταση προστέθηκε ένας εναλλάκτης θερμότητας από τον οποίο περνάει το διαλυμένο με νερό απόβλητο αυξάνοντας τη θερμοκρασία του ρεύματος στην έξοδο του εναλλάκτη από τους 25 °C στους 70 °C η οποία είναι απαραίτητη για το επόμενο στάδιο της οξίνισης. Ο εναλλάκτης που χρησιμοποιείται λειτουργεί με ατμό χαμηλής πίεσης (LPS) με ετήσιες απαιτήσεις 1214,38 tn.

Στην περίπτωση μας επιλέχθηκε ένας heat exchanger διπλής αντλίας από ανοξείδωτο ατσάλι με περίβλημα ανθρακούχου χάλυβα.

Αρχικά υπολογίστηκε το θερμικό φορτίο του εναλλάκτη θερμότητας χρησιμοποιώντας την παρακάτω εξίσωση:

$$Q = F \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) \quad (4.3)$$

F: παροχή διεργασίας ίση με 0,900 kg/s (  $\frac{3,24 \frac{tn}{h} \cdot 1000 \frac{kg}{tn}}{3600 \frac{sec}{h}} = 0,900 \frac{kg}{s}$  )

C<sub>p</sub>: ειδική θερμότητα ρεύματος διεργασίας ίση με 4,19 (kJ/kg°C)

T<sub>1</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εισόδου 25(°C)

T<sub>2</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εξόδου 70(°C)

Με τη χρήση των παραπάνω δεδομένων Q= 169,73 kW

Εν συνεχεία κρίθηκε απαραίτητο να υπολογιστεί η λογαριθμική μέση θερμοκρασιακή διαφορά ώστε να εκτιμηθεί η επιφάνεια εναλλαγής του εναλλάκτη.

$$\Delta T_m = \frac{(T_s - T_1) - (T_s - T_2)}{\ln \left[ \frac{T_s - T_1}{T_s - T_2} \right]} \quad (4.4)$$

T<sub>1</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εισόδου 25(°C)

T<sub>2</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εξόδου 70(°C)

T<sub>s</sub>: θερμοκρασία συμπύκνωσης ατμού θέρμανσης 130(°C)

$$\text{Άρα, } \Delta T_m = 80,41(^{\circ}\text{C})$$

Η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας δίνεται από τον εξής τύπο:

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_m} \quad (4.5)$$

όπου U είναι ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς θερμότητας και έγινε η υπόθεση ότι ισούται με 1 kW/m<sup>2</sup>°C

$$\text{Άρα, } A = 2,11 \text{ m}^2$$

Από τη διαστασιολόγηση του εναλλάκτη θερμότητας προέκυψε ισχύς Q=169733,8 Watt

$$E(\text{kwh}) = \frac{Q \cdot T}{1000} = \frac{169733,8 \cdot 4320}{1000} = 733250 \text{ kwh/year}$$

Όπου:

$Q = \text{Ισχύς (W)} = 169733,8 \text{ W}$

$T = \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} = 4320 \text{ h/year}$

Για τιμή 0,118 €/kWh υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας :

$\text{Κόστος} = E \cdot 0,118 = 86523,5 \text{ €/year}$

Στο τελευταίο στάδιο έγινε ο υπολογισμός της παροχής ατμού θέρμανσης.

$$Fs = \frac{Q}{\Delta H_s} \quad (4.6)$$

Το μέγεθος αυτών εξαρτάται από το θερμικό φορτίο του θερμαντήρα το οποίο υπολογίσαμε προηγουμένως καθώς και τη θερμότητα συμπύκνωσης του ατμού η οποία είναι ίση με 2173,7 kJ/kg στους 130 °C.

$$Fs = \frac{169,73}{2173,7} = 0,078 \text{ kg/s}$$

Η κοστολόγηση του εναλλάκτη θερμότητας βασίζεται στην επιφάνεια εναλλαγής του και προκύπτει σύμφωνα με το λογισμικό και με αναγωγή σε σημερινές τιμές με τον παρακάτω τύπο:

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o (\text{€@2019}) = 4562,396 \text{ €}$

Ωστόσο στο κόστος προστίθεται και το κόστος του ατμού χαμηλής πίεσης (LPS) που χρησιμοποιείται.

Πίνακας 4.4 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους εναλλάκτη θερμότητας

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Εναλλάκτης θερμότητας	1	Επιφάνεια ( $m^2$ )	2,11	2674	4562,4	4562,4

#### 4.3.4 Οξίνιση

Η οξίνιση αποτελεί μια νέα οικονομική μέθοδο για την ανάκτηση του υπολειμματικού ελαίου από το OMW. Η απλότητα της προτεινόμενης διαδικασίας εκχύλισης επιτρέπει στους ιδιοκτήτες ελαιотριβείων να μειώσουν την επένδυση κεφαλαίου σε μηδενικά επίπεδα, καθώς μπορούν να χρησιμοποιήσουν τον υπάρχοντα εξοπλισμό των εγκαταστάσεών τους, όπως αναμικτήρες και φυγόκεντρους. Κατά την οξίνιση, η επίδραση της μείωσης του pH από 4,5 – 6,5 σε 2,0-3,0 είναι σημαντική. Το θειικό οξύ ( $H_2SO_4$ ) καθώς και το  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$  είναι ιδιαίτερα αποτελεσματικά για τη μείωση του pH και θεωρούνται σήμερα τα πιο οικονομικά βιώσιμα πρόσθετα για την οξίνιση.

##### 4.3.4.1 Δεξαμενή Υδροθερμής υδρόλυσης/οξίνισης V-103

Για τη αποτελεσματικότερη αξιοποίηση των αποβλήτων των διφασικών ελαιотριβείων, ως πρώτο προϊόν στόχο έχουμε την εξαγωγή του λαδιού από το απόβλητο. Αυτή η διαδικασία ολοκληρώνεται σε δύο στάδια. Το πρώτο στάδιο είναι το στάδιο της οξίνισης όπου γίνεται προσθήκη 0,14 tn/y  $H_2SO_4$  και 0,006 tn/y  $FeSO_4$  υπό συνεχή ανάμειξη στους 70 °C όπως εξετάστηκε από τους **Tzathas et al. (2019)**. Για 250 gr OMW προστέθηκαν 1000 mL νερό, 3.5 mL  $H_2SO_4$ , 1.5 g  $FeSO_4 \cdot 7H_2O$ . Η συνολική ροή μετά το πέρας της υδρόλυσης είναι ίση με 3,241 tn/h. Για παροχή  $Q=3,241$  t/h και χρόνο παραμονής εντός της δεξαμενής 60 min έγιναν οι κάτωθι υπολογισμοί.

Μορφοποίησης: Ελληνικά

Με τη χρήση του τύπου και για υπόθεση ότι η πυκνότητα του μείγματος είναι κοντά στην μονάδα:

$$V = \frac{Q \left( \frac{m^3}{h} \right) \cdot t (min)}{60 (min/h)} = \frac{3,241 \cdot 60}{60} = 3,241 m^3$$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V=3,8889 \text{ m}^3$$

$$\text{Διάμετρος } D=\sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}}=1,6042 \text{ m}$$

$$\text{Υποθέτω } H=D=1,6042 \text{ m}$$

Οπότε η επιφάνεια υπολογίζεται ως εξής:

$$A=\frac{\pi \cdot D^2}{4}=2,0202 \text{ m}^2$$

Επιπλέον υπολογίζουμε και τις διαστάσεις της φτερωτής για την ανάμιξη του διαλύματος:

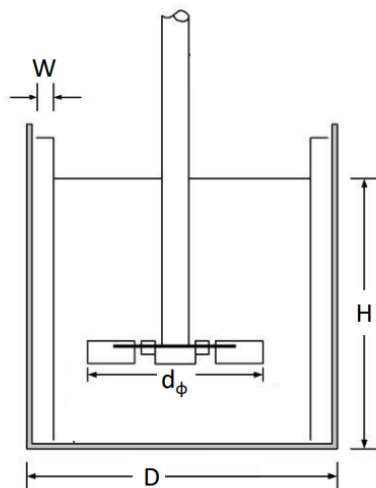
$$\text{Υποθέτω } H(\text{ύψος})=D(\text{διάμετρος})=1,6042 \text{ m}$$

$$D=3 \cdot d_{\varphi} \Rightarrow d=0,5347 \text{ m}$$

$$A=\frac{\pi \cdot D^2}{4}=2,0202 \text{ m}^2$$

$$W=0,1 \cdot D=0,16042 \text{ m}$$

Πλήθος πτερυγίων  $n=4$



Εικόνα 4.2 Απεικόνιση δεξαμενής ανάμειξης

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε ήταν ανθρακούχος χάλυβας.

Η κοστολόγηση της δεξαμενής οξίνισης βασίζεται στον όγκο της.

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o (\text{€@2019}) = 18000 \text{ €}$

Στο παραπάνω κόστος, δεν περιλαμβάνεται το κόστος του αναμίκτη που περιέχεται στο δοχείο. Για τον υπολογισμό του, είναι απαραίτητη η εύρεση της ισχύος που καταναλώνει ο ανάμικτης, η οποία προκύπτει με τη χρήση του παρακάτω τύπου:

$$PAG = 0.1 \cdot Vb \cdot 1.3410229 \quad (4.7)$$

$$PAG = 0,05588 \text{ hp}$$

$$C_{P,AG}^o (\text{€2002}) = \frac{500}{521,9} \cdot \exp (8.1374 + 0.4687 \cdot \ln(PAG) + 0.0448 \cdot (\ln(PAG))^2) \quad (4.8)$$

$$C_{P,AG}^o (\text{€@2002}) = 12509 \text{ €}$$

$$C_{P,AG}^0 (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_{P,AG}^0 \text{ €@2002} = 1921,07\text{€}$$

Το κόστος καταναλισκόμενης ενέργειας του αναμίκτη είναι:

Για ένα κυβικό μέτρο θεωρούμε ότι χρειαζόμαστε ισχύς 1 kW.

$$P = 1 \left( \frac{kW}{m^3} \right) \cdot 3,9 \text{ m}^3 \cdot \left( \frac{1}{0,9} \right) = 4,33 \text{ kW}$$

Για 4320 h η συνολική ενέργεια που χρειάζεται είναι:  $4,33 \text{ kW} \cdot 4320 \text{ h} = 18760 \frac{kWh}{y}$

Για τιμή  $0,118 \frac{\text{€}}{kWh}$  υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας:  $18760 \frac{kWh}{y} \cdot 0,118 \frac{\text{€}}{kWh} = 2209 \text{ €/y}$

#### 4.3.4.2 Δεξαμενή $H_2SO_4$ V-104

Για την αποθήκευση του  $H_2SO_4$  και του  $FeSO_4$  θα χρειαστούμε ακόμα δυο δεξαμενές με υλικό κατασκευής τον ανθρακούχο χάλυβα λόγω της διαβρωτικής τάσης των χημικών αυτών.

Αρχικά γίνεται υπολογισμός του όγκου της δεξαμενής.

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{140 \text{ kg}}{1830 \frac{kg}{m^3}} = 0,077 \text{ m}^3$$

Για  $V=0,077 \text{ m}^3$  , με συντελεστή ασφάλειας 1,2 ,  $V=0,0924 \text{ m}^3$

Επιλέχθηκε ύψος 0,6 m και κατ' επέκταση από τον τύπο :

$$V=A \cdot H \Rightarrow A = \frac{V}{H} \Rightarrow \frac{0,0924 \text{ m}^3}{0,6 \text{ m}} = 0,154 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow A = 0,154 \text{ m}^2$$

$$\text{Άρα, Διάμετρος } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 0,443 \text{ m}$$

Η κοστολόγηση της δεξαμενής βασίζεται στον όγκο της. Η τιμή ανέρχεται στα 450 € και προκύπτει από προσωπική επικοινωνία με εταιρεία.

Σύμφωνα με τον παρακάτω τύπο γίνεται με αναγωγή:



$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019})=691 \text{ €}$

#### 4.3.4.3 Δεξαμενή $\text{FeSO}_4$ V-105

Υπολογισμός του όγκου της δεξαμενής.

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{6 \text{ kg}}{3100 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0.0019355 \text{ m}^3$$

Για,  $V=0.0019355 \text{ m}^3$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V = 0,0023226 \text{ m}^3$$

Η κοστολόγηση της δεξαμενής βασίζεται στον όγκο της. Η τιμή ανέρχεται στα 100 € και προκύπτει από προσωπική έρευνα. Σύμφωνα με τον παρακάτω τύπο γίνεται με αναγωγή:

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019})=153,56 \text{ €}$

Πίνακας 4.5 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους οξίνισης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002 )	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Δεξαμενή οξίνισης	1	Όγκος ( $\text{m}^3$ )	3,89	11724	18003,87	18003,87
Δεξαμενή αποθήκευσης $\text{H}_2\text{SO}_4$	1	Όγκος ( $\text{m}^3$ )	0,0924	45	691	691

Δεξαμενή FeSO <sub>4</sub>	1	Όγκος (m <sup>3</sup> )	0,002323	100	153,56	153,56
-------------------------------	---	-------------------------	----------	-----	--------	--------

#### 4.3.5 Υδρόψυκτος εναλλάκτης θερμότητας E-102

Ο υδρόψυκτος εναλλάκτης θερμότητας είναι ένας εξοπλισμός απόρριψης θερμότητας όπου η υψηλή θερμότητα της διεργασίας απορρίπτεται στην ατμόσφαιρα. Λειτουργεί με βάση την αρχή της μεταφοράς και της αγωγιμότητας για τη διάχυση της θερμότητας από το υγρό διεργασίας στο κρύο νερό. Η παρουσία του ψύκτη σε αυτό το σημείο του συστήματος μας είναι απαραίτητη καθώς μετά τη οξίνιση η θερμοκρασία των 70 °C μπορεί να παίξει κατασταλτικό ρόλο στην αποτελεσματικότητα της υπόλοιπης διαδικασίας είτε φθείροντας τις μεμβράνες της διήθησης, είτε καταστρέφοντας τη ρητίνη μας, είτε μειώνοντας την απόδοση εκχύλισης υπολειμματικού ελαίου. Για τους άνω λόγους, προστίθεται ένας ψυκτήρας ο οποίος θα φέρει το ρεύμα σε θερμοκρασία περιβάλλοντος γύρω στους 30 °C . Όπως είναι φυσικό μια μικρή ποσότητα του νερού εξατμίζεται μειώνοντας τη θερμοκρασία του νερού το οποίο κυκλοφορεί μέσα στον ψύκτη. Το ρεύμα εισέρχεται με παροχή 3,241 τόνους ανά ώρα και εξέρχεται με την ίδια παροχή.

Αρχικά υπολογίζεται το θερμικό φορτίο του ψυκτήρα χρησιμοποιώντας την παρακάτω εξίσωση:

$$Q = F \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1)$$

F: παροχή διεργασίας ίση με 0,900kg/s (  $\frac{3,241 \frac{tn}{h} \cdot 1000 \frac{kg}{tn}}{3600 \frac{sec}{h}} = 0,900 \frac{kg}{s}$  )

C<sub>p</sub>: ειδική θερμότητα ρεύματος διεργασίας ίση με 4,19 (kJ/kg°C)

T<sub>1</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εισόδου 70 (°C)

T<sub>2</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εξόδου 30(°C)

Με τη χρήση των παραπάνω δεδομένων Q= 150,88 kW

Εν συνεχεία κρίθηκε απαραίτητο να υπολογιστεί η λογαριθμική μέση θερμοκρασιακή διαφορά ώστε να εκτιμηθεί η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας.

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

T<sub>1</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εισόδου 70(°C)

T<sub>2</sub>: θερμοκρασία ρεύματος εξόδου 30(°C)

$T_s$ : θερμοκρασία συμπύκνωσης ατμού θέρμανσης 130(°C)

$$\text{Άρα, } \Delta T_m = 78,31 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας δίνεται από τον εξής τύπο:

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_m}$$

όπου  $U$  αποτελεί τον συνολικό συντελεστή μεταφοράς θερμότητας ( $\text{kw/m}^2\text{}^\circ\text{C}$ ) = 1  $\text{kw/m}^2\text{}^\circ\text{C}$

$$\text{Άρα, } A = 1,93 \text{ m}^2$$

Από τη διαστασιολόγηση του υδρόψυκτου εναλλάκτη προέκυψε ισχύς  $Q = 150876,06$  Watt

$$E(\text{kwh}) = \frac{Q \cdot T}{1000} = \frac{150876,06 \cdot 4320}{1000} = 651784,57 \text{ kwh}$$

Όπου:

$$Q = \text{Ισχύς (W)} = 150876,06 \text{ W}$$

$$T = \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} = 4320 \text{ h}$$

Για τιμή 0,118 €/kWh υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας :

$$\text{Κόστος} = E \cdot 0,118 = 76910,58 \text{ €}$$

Σε τελευταίο στάδιο έγινε υπολογισμός της παροχής νερού ψύξης.

$$F_s = \frac{Q}{\Delta H_s}$$

Το μέγεθος αυτών εξαρτάται από το φορτίο του το οποίο υπολογίσαμε προηγουμένως καθώς και τη θερμότητα συμπύκνωσης του ατμού.

Η θερμότητα συμπύκνωσης του ατμού υπολογίστηκε με τη χρήση υπολογιστικού προγράμματος της ιστοσελίδας [tln.com](http://tln.com).

Στους 130°C 2173,7 kJ/kg

$$F_s = \frac{150,876059}{2173,7} = 0,0694 \text{ kg/s}$$

Επιλέχθηκε υλικό κατασκευής το ανοξείδωτο ατσάλι.

Η κοστολόγησή του βασίζεται στην επιφάνεια εναλλαγής του και ακολουθεί την ίδια διαδικασία υπολογισμού με τον εναλλάκτη-101.

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 3912,82 \text{ €}$

Πίνακας 4.6 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους υδρόψυκτου εναλλάκτη θερμότητας

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Υδρόψυκτος εναλλάκτης θερμότητας	1	Επιφάνεια ( $m^2$ )	1,93	2548	3912,82	3912,82

#### 4.3.6 Φυγοκέντρωση

Η φυγοκέντρωση αποτελεί το δεύτερο στάδιο για την ανάκτηση του υπολειμματικού ελαίου όπου εκεί έχουμε επίσης την δημιουργία μίας υδατικής φάσης καθώς και την δημιουργία μία φάσης στερεών. Αποτελεί ένα στάδιο προεπεξεργασίας για τη πρόληψη βλαβών της μεμβράνης που μειώνουν σημαντικά την αποτελεσματικότητα του διαχωρισμού. Μετά τη διαδικασία οξίνισης, το υδρόλυμα περνάει από μία φυγόκεντρο όπου διαχωρίζονται οι διαφορετικές φάσεις του διαλύματος (**Tzathas et al., 2019**): (i) μία άνω υγρή φάση που είναι το υπολειμματικό έλαιο, (ii) μία ενδιάμεση υγρή φάση που είναι η υδατική φάση πλούσια σε φαινολικές ενώσεις και σάκχαρα και (iii) μία κάτω φάση όπου καταλήγουν τα στερεά. Η άνω ελαιώδης φάση ή αλλιώς υπολειμματικό λάδι έχει παρόμοια σύσταση με το ελαιόλαδο και είναι το πρώτο προϊόν που βγαίνει από το βιοδιυλιστήριο (**Tzathas et al., 2019**). Η ενδιάμεση υδατική φάση πηγαίνει στο επόμενο στάδιο αξιοποίησης που είναι ο διαχωρισμός με μεμβράνες και περιγράφεται στη συνέχεια. Η στερεά φάση χρησιμοποιείται στη διεργασία της συν-κομποστοποίησης και περιγράφεται και αυτή

στη συνέχεια. Εδώ έχει γίνει η υπόθεση ότι έχουμε ολική απομάκρυνση των στερεών.

Χρησιμοποιήθηκε φυγόκεντρος δίσκου διότι ο διαχωρισμός μας είναι μεταξύ τριών φάσεων. Μετά τη διαδικασία οξίνισης, τα εκχυλίσματα φυγοκεντρίθηκαν στις 10.000 στροφές το λεπτό για 10 λεπτά ώστε να επιτευχθεί ο διαχωρισμός των τριών σχηματισμένων φάσεων (φάση ελαίου, υδατική φάση και στερεά φάση). Μόλις διαχωριστεί, η φάση του υπολειμματικού ελαίου ( $Q=24,292 \text{ kg/h}$ ) συλλέγεται σε μια ξεχωριστή δεξαμενή και αποθηκεύεται εκεί ενώ τα στερεά ( $Q=1,17479 \text{ t/h}$ ) συνεχίζουν σε μία νέα ανεξάρτητη ροή η οποία πάει για κομποστοποίηση. Η υδατική φάση συνεχίζει προς τη διήθηση με παροχή  $2,0417 \text{ tn/h}$ .

Το κόστος της φυγόκεντρου F-101 εξαρτάται από την ογκομετρική παροχή και υπολογίζεται με τη χρήση της ακόλουθης εμπειρικής εξίσωσης.

$$C_{FF}^o = 2810 \cdot Q^{0,574} \quad (4.9)$$

όπου  $Q$  είναι η εισερχόμενη ογκομετρική παροχή σε  $\text{m}^3/\text{h}$  (**Apostolakou et al., 2009**).

Για ροή  $Q=3,25 \text{ tn/h}$  και υποθέτοντας ότι  $\rho \sim 1 \text{ kg/m}^3$ , έχουμε:  $C_{FF}^o=55274,82 \text{ €}$

Στη συνέχεια γίνεται αναγωγή της τιμής του εξοπλισμού από το έτος 2007 στο 2019 όπου έχουμε την πιο πρόσφατη τιμή του δείκτη Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI):

$$\begin{aligned} \text{Κόστος εξοπλισμού} (@2019) &= \frac{\text{Κόστος} (@2007) \cdot \text{CEPCI}(2019)}{\text{CEPCI}(2007)} \\ \text{Κόστος εξοπλισμού} &= \frac{55761,35536 \cdot 607,5}{450} = 74621,01 \text{ €} \end{aligned}$$

Για την ακριβέστερη κοστολόγηση του φυγοκεντρικού διαχωριστή πρέπει να κοστολογηθεί και η ηλεκτρική ενέργεια που καταναλώνει. Από την όγδοη έκδοση Perry's Chemical Engineers' Handbook (πίνακα 18.12) επιλέχθηκε φυγοκεντρικός διαχωριστής δίσκου με διάμετρο 12 ιντσών με κινητήρα ισχύος 20 hp. Το κόστος της ετήσιας καταναλισκόμενης ηλεκτρικής ενέργειας, αφού το κόστος ανά κιλοβατώρα είναι  $0,118 \text{ €/kWh}$  υπολογίζεται ως εξής:

Η παροχή ισούται με  $3,241 \text{ tn/h}$

Για 4320 h =>  $3,241 \cdot 4320 = 14001,12$  tn

Με βάση δεδομένα από Westfalia ένας φυγόκεντρος που χειρίζεται  $5-10 \text{ m}^3/\text{h}$  απαιτεί  $(90+22)/0.8=140$  kW ηλεκτρική ενέργεια.

Για  $3,241 \text{ tn/h}$  η ενέργεια που καταναλώνει ο φυγόκεντρος είναι :  $\frac{3,214 \text{ tn/h} \cdot 140 \text{ kW}}{10 \text{ m}^3/\text{h}} = 45 \text{ kW}$   
 $E(\text{kwh}) = Q \cdot t = 45 \text{ kW} \cdot 4320 = 194400 \text{ kwh}$

Όπου:

$Q = \text{Ισχύς (kW)} = 45 \text{ kW}$

$T = \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} = 4320 \text{ h}$

Για τιμή  $0,118 \text{ €/kWh}$  υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας :

$\text{Κόστος} = E \cdot 0,118 = 22940 \text{ €}$

#### **4.3.6.α Δεξαμενή Αποθήκευσης Ελαίου V-106**

Το υπολειμματικό λάδι που διαχωρίζεται κατά τη διάρκεια της φυγοκέντρωσης αποθηκεύεται σε μία δεξαμενή. Θεωρήθηκε πιο πρακτικό να γίνεται αποθήκευση μίας παραγωγής λαδιού τεσσάρων εβδομάδων.

Άρα, για παροχή  $0,02429 \text{ tn/h}$  σε τέσσερις εβδομάδες θα έχουμε:

Γίνεται η υπόθεση ότι το υπολειμματικό λάδι έχει πυκνότητα ίση με την πυκνότητα του ελαιόλαδου  $917 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ . Οπότε ο όγκος υπολογίζεται:

$$V = \frac{24,29 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{917 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \cdot \left(16 \frac{\text{h}}{\text{d}} \cdot 28 \text{ d}\right) = 11.87 \text{ m}^3$$

Έγινε διαστασιολόγηση μίας κυλινδρικής δεξαμενής.

Επιλέχθηκε ύψος  $H=3 \text{ m}$  και κατ' επέκταση από τον τύπο υπολογισμού όγκου ενός κυλίνδρου:

ο όγκος της οποίας υπολογίστηκε όπως και προηγουμένως ίσος με:

$$V=11,87 \text{ m}^3$$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V=14,28 \text{ m}^3$$

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε ήταν ανοξείδωτο ατσάλι

Η κοστολόγηση της δεξαμενής βασίζεται στον όγκο της και προκύπτει σύμφωνα με τον παρακάτω τύπο:

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \exp (9,369 - 0,1045 \cdot \ln(V) + 0,045355 \cdot (\ln(V))^2)$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 18783,55\text{€}$

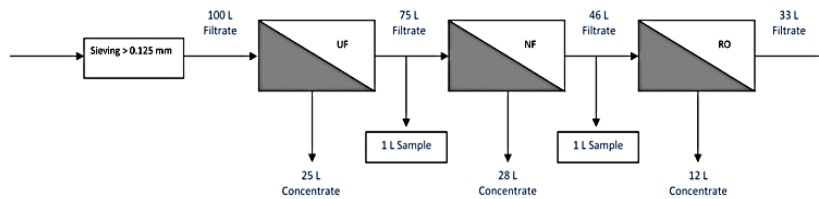
Πίνακας 4.7 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους φυγοκέντρισης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Φυγόκεντρο	1	Παροχή ( $\frac{tn}{h}$ )	3,25	55274,82409 (2007)	74621,01	74621,01
Δεξαμενή αποθήκευσης λαδιού	1	Όγκος ( $m^3$ )	14,28	12231,72	18783,55	18783,55

#### 4.3.7 Διήθηση

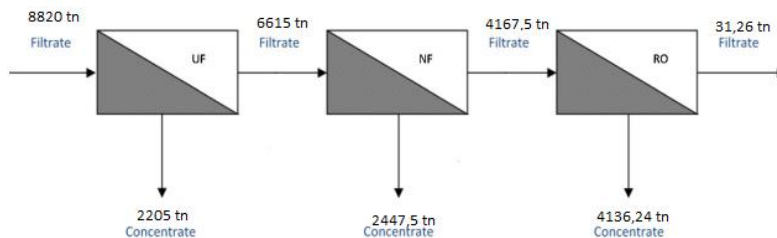
Αρκετές μελέτες έχουν εφαρμόσει μεμβράνες για τον καθαρισμό των OMW, μερικές από τις οποίες έχουν προσπαθήσει να απομονώσουν και να ανακτήσουν τις φαινολικές ενώσεις που περιέχονται. Σε μία έρευνα που πραγματοποιήθηκε από τον **Russo (2007)** δοκιμάστηκε ένα σύστημα μεμβράνης που αποτελείται από μικροδιήθηση (MF), υπερδιήθηση (UF) και αντίστροφη ώσμωση (RO) στο οποίο συγκεντρώθηκαν οι χαμηλού μοριακού βάρους φαινόλες. Η εργασία αυτή πρότεινε επίσης την προσθήκη ενός βήματος νανοδιήθησης (NF) πριν από την RO, όπου θα μπορούσαν να συγκεντρωθούν οι φαινολικές ενώσεις. Το τελικό προϊόν είχε συγκέντρωση ελεύθερων φαινολικών χαμηλού μοριακού βάρους 0,5 g/L με το 80% να είναι υδροξυτυροσόλη (**Russo, 2007**).

Κατά την υπερδιήθηση και νανοδιήθηση απομακρύνονται σωματίδια διαμέτρου 0,2-0,001  $\mu\text{m}$ . Για την εκτίμηση του συμπυκνώματος και των διηθημάτων χρησιμοποιήθηκε το παρακάτω διάγραμμα.



Εικόνα 4.3 Απεικόνιση συστήματος διήθησης από μελέτη (Zagklis et al., 2015)

Βάσει αυτού του σχεδιαγράμματος κατασκευάστηκε το σχεδιάγραμμα που ακολουθεί το οποίο παρουσιάζει το βιοδιυλιστήριο που σχεδιάστηκε σε αυτή τη διπλωματική. Το σύστημα διήθησης που χρησιμοποιούμε περιλαμβάνει 3 διαφορετικά στάδια το πρώτο την υπερδιήθηση, στη συνέχεια τη νανοδιήθηση και τέλος την αντίστροφη ώσμωση.



Εικόνα 4.4 Απεικόνιση συστήματος διήθησης της εγκατάστασης.

Τα συμπυκνώματα από τα δύο πρώτα στάδια (UF και NF) καθώς και το διήθημα από την διεργασία RO οδηγούνται στη μονάδα συγκομποστοποίησης όπου χρησιμοποιούνται κυρίως για τη διατήρηση της υγρασίας του κομπόστ στις βέλτιστες συνθήκες. Επίσης, αυτά τα ρεύματα έχουν και ποσότητες θρεπτικών οι οποίες αξιοποιούνται από το μικροβιακό δυναμικό της κομποστοποίησης.



#### 4.3.7.1 Υπερδιήθηση

Η υπερδιήθηση αποτελεί το πρώτο βήμα διαχωρισμού λεπτότερων αιωρούμενων στερεών και χρησιμοποιείται για την απομάκρυνση ουσιαστικά όλων των κολλοειδών σωματιδίων (0,01 έως 1,0  $\mu\text{m}$ ) από το υδατικό διάλυμα και μερικών από τους μεγαλύτερους διαλυμένους ρύπους. Αιωρούμενα στερεά και διαλυμένες ουσίες υψηλού μοριακού βάρους διατηρούνται στο λεγόμενο retentate ενώ το νερό και οι διαλυμένες ουσίες χαμηλού μοριακού βάρους περνούν μέσω της μεμβράνης στο διήθημα. Κατά τη διάρκεια της υπερδιήθησης είναι σημαντικό να εξισορροπήσουμε το ρυθμό ροής με τη συγκράτηση για να επιτευχθεί η βέλτιστη απόδοση. Το μέγεθος των πόρων σε μια μεμβράνη UF είναι κυρίως υπεύθυνο για τον προσδιορισμό του τύπου και του μεγέθους των σωματιδίων που διαχωρίζονται. Γενικά, οι πόροι της μεμβράνης κυμαίνονται σε μέγεθος από 0,005 έως 0,1  $\mu\text{m}$ . Ένα βασικό μέγεθος σχεδιασμού για τις μεμβράνες είναι η ροή μεμβρανών. Πρόκειται για την παράμετρο που συνδέει τη ροή με την επιφάνεια των μεμβρανών. Οι παροχές εξόδου του διηθήματος και του συμπυκνώματος είναι αντίστοιχα 1,53127  $\text{tn/h}$  και 0,510422  $\text{tn/h}$ . Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται να βασικά κλάσματα που περιέχονται στο συμπύκνωμα και στο διήθημα.

Πίνακας 4.8 Συγκεντρωτικός πίνακας κλασμάτων υπερδιήθησης (Zagklis et al, 2015)

	Permeate UF	Concentrate UF
COD [g/L]	14,39	72,48
TPC [g/L]	3,37	10,23
TS [g/L]	37,35	121,36
TSS [g/L]	1,33	141
Ch [g/L]	10,93	19,37

Για τον σχεδιασμό της υπερδιήθησης χρησιμοποιήθηκε το χαρακτηριστικό μέγεθός της ροής του διηθήματος (filtrate flux).

Η ροή διηθήματος για μεμβράνες υπερδιήθησης αναφέρεται στο (Rector & Vatai, 2004) από όπου είναι εφικτή μια ροή 50  $\text{L} / (\text{m}^2 \text{ h})$  (για μια διαμεμβρανική πτώση πίεσης περίπου 10 bar).

Άρα για  $Q=1,54 \text{ m}^3 / \text{h} = 1540 \text{ L/h}$  και ροή μεμβρανών  $50 \text{ L}/(\text{m}^2 \text{ h})$

η απαραίτητη επιφάνεια μεμβράνης είναι  $A = \frac{1540 \frac{L}{h}}{50 \frac{L}{hm^2}} = 30,8 \text{ m}^2$ .

Από την παρακάτω εξίσωση (5.4) (**Rektor & Vatai,2004**) υπολογίζεται το κόστος κάθε τεμαχίου.

Κόστος =  $1468 \cdot A^{0,89} = 1468 \cdot 30,8^{0,89} = 31012,46 \text{ €}$  (4.10)

Έγινε χρήση 2 modules M-101 όπου το ένα από τα δύο είναι εφεδρικό σε περίπτωση βλάβης.

Η κοστολόγηση του συστήματος υπερδιήθησης βασίζεται στη ροή του διηθήματος η οποία είναι  $50 \frac{L}{m^2h}$  και στη παροχή  $Q=1,54 (\frac{m^3}{h})$ .

Η επιφάνεια υπολογίζεται :  $A = \frac{Q}{FF} = 30,8 \text{ m}^2$

Το κόστος των modules δίνεται από τον τύπο:  $C_p = 1468 \cdot A^{0,89}$  (**Blanch & Clark, 1997**).

$$C_p = 31012,4583 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 47624,034 \text{ €}$

Επιλέχθηκαν 2 άρα 95248,07 €

Στη συνέχεια υπολογίζεται το κόστος των δύο μεμβρανών.

Εκτιμάται τιμή  $100 \text{ €/m}^2$  (**Κούκος,2014**)

Κόστος = Επιφάνεια · αριθμός μεμβρανών · κόστος τεμαχίου

Κόστος = 6160 €/y

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 9459,56 \text{ €}$

Πίνακας 4.9 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους υπερδιήθησης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Module	2	Ροή διηθήματος ( $\frac{L}{m^2h}$ )	50	31012,46	47624,034	95248,07
Κόστος μεμβρανών	2	Επιφάνεια ( $m^2$ )	30,8	3080	4729,77	9459,56

#### 4.3.7.2 Νανοδιήθηση

Η νανοδιήθηση είναι μια μέθοδος διήθησης με μεμβράνη που χρησιμοποιεί πόρους μεγέθους νανομέτρων. Πρόκειται για το δεύτερο βήμα διαχωρισμού μακρομορίων οργανικής ύλης. Οι μεμβράνες NF είναι πιο συμπαγείς από τις μεμβράνες UF και παρουσιάζουν μεγαλύτερη υδροδυναμική αντίσταση. Ο μηχανισμός και οι εφαρμογές του NF είναι σχεδόν παρόμοιες με το RO. Οι μεμβράνες έχουν μεγέθη πόρων από 1-10 nm, μικρότερα από αυτά που χρησιμοποιούνται στη μικροδιήθηση και την υπερδιήθηση, αλλά μεγαλύτερα από αυτά της αντίστροφης ώσμωσης. Οι μεμβράνες που χρησιμοποιούνται δημιουργούνται κυρίως από πολυμερείς λεπτές μεμβράνες. Οι παροχές εξόδου του διηθήματος και του συμπυκνώματος είναι αντίστοιχα 0,96470 tn/h και 0,56657 tn/h. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται βασικά κλάσματα που περιέχονται στο συμπύκνωμα και στο διήθημα.

Πίνακας 4.10 Συγκεντρωτικός πίνακας κλασμάτων νανοδιήθησης (Zagklis et al, 2015)

	Permeate UF	Concentrate UF
COD [g/L]	9,353	17,19
TPC [g/L]	1,336	4,1
TS [g/L]	22,12	43,82
TSS [g/L]	0,95	1,79
Ch [g/L]	5,09	11,97

Χρησιμοποιώντας την ίδια διαδικασία με την υπερδιήθηση για:

$$Q=0,57 \text{ m}^3/\text{h}= 570 \text{ L/h}$$

Και ροή μεμβρανών  $50 \text{ L}/(\text{m}^2\text{h})$

Η απαραίτητη επιφάνεια μεμβράνης είναι  $A = \frac{570 \frac{L}{h}}{50 \frac{L}{m^2 h}} = 11,4 \text{ m}^2$ .

Από την εξίσωση  $1468 \cdot A^{0,89}$  υπολογίζεται το κόστος κάθε τεμαχίου.

$$\text{Κόστος} = 1468 \cdot 11,4^{0,89} = 12804,76 \text{ €}$$

Έγινε χρήση 2 modules M-102 όπου το ένα από τα δύο είναι εφεδρικό σε περίπτωση βλάβης.

Η κοστολόγηση του συστήματος νανοδιήθησης βασίζεται στη ροή του διηθήματος η οποία είναι  $50 \frac{L}{m^2 h}$  και στη παροχή  $Q = 0,57 (\frac{m^3}{h})$ .

$$\text{Η επιφάνεια υπολογίζεται: } A = \frac{Q}{FF} = 11,4 \text{ m}^2$$

Το κόστος των modules δίνεται από τον τύπο:  $C_p = 1468 \cdot A^{0,89}$

$$C_p = 12804,76 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

$$\text{Για το έτος 2019 έχουμε: } C_p^o = (\text{€@2019}) = 19663,56 \text{ €}$$

$$\text{Επιλέχθηκαν 2 άρα } 39327,116 \text{ €}$$

Στη συνέχεια υπολογίζεται το κόστος των τεσσάρων μεμβρανών.

Εκτιμάται τιμή  $100 \text{ €/m}^2$  (**Κούκος, 2014**)

Κόστος = Επιφάνεια · αριθμός μεμβρανών · κόστος τεμαχίου

$$\text{Κόστος} = 2280 \text{ €/y}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

$$\text{Για το έτος 2019 έχουμε: } C_p^o = (\text{€@2019}) = 3501,26 \text{ €}$$

Πίνακας 4.11 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους νανοδιήθησης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Module	2	Ροή	50	12804,76	19663,56	39327,11

		διηθήματος ( $\frac{L}{m^2h}$ )				
Κόστος μεμβρανών	2	Επιφάνεια ( $m^2$ )	11,4	1140	1750,63	3501,26

#### 4.3.7.3 Αντίστροφη ώσμωση

Η αντίστροφη ώσμωση είναι το τελευταίο βήμα διαχωρισμού διήθησης με μεμβράνες για τον διαχωρισμό αλάτων και ιόντων. Η αντίστροφη ώσμωση περιλαμβάνει διάχυση διαλύτη σε μια μεμβράνη που είναι είτε μη πορώδης είτε χρησιμοποιεί νανοδιήθηση με πόρους μεγέθους 0,001 μικρόμετρων. Ο κυρίαρχος μηχανισμός απομάκρυνσης προέρχεται από διαφορές στη διαλυτότητα ή τη διάχυση και η διαδικασία εξαρτάται από την πίεση και τη συγκέντρωση διαλυμένης ουσίας. Γίνεται εφαρμογή μιας εξωτερικής πίεσης για την αντιστροφή της φυσικής ροής του καθαρού διαλύτη. Η διαδικασία χρησιμοποιεί μια μερικώς διαπερατή μεμβράνη για να διαχωρίσει τα ιόντα και τα ανεπιθύμητα μόρια και τα μεγαλύτερα. Στην αντίστροφη ώσμωση, μια εφαρμοζόμενη πίεση χρησιμοποιείται για να ξεπεραστεί η ωσμωτική πίεση. Ως αποτέλεσμα η διαλυμένη ουσία διατηρείται στην πλευρά υπό πίεση της μεμβράνης και ο διαλύτης αφήνεται να περάσει στην άλλη πλευρά. Η αντίστροφη ώσμωση μπορεί να απομακρύνει πολλούς τύπους διαλυμένων και αιωρούμενων χημικών ειδών και βακτηρίων. Οι παροχές εξόδου του διηθήματος και του συμπυκνώματος είναι αντίστοιχα 0,00072 tn/h και 0,95746 tn/h. Στον παρακάτω πίνακα παρουσιάζονται να βασικά κλάσματα που περιέχονται στο συμπύκνωμα και στο διήθημα.

Πίνακας 4.12 Συγκεντρωτικός πίνακας κλασμάτων αντίστροφης ώσμωσης (Zagklis et al., 2015)

	Permeate RO	Concentrate RO
COD [g/L]	1,821	18,521
TPC [g/L]	0,064	3,25
TS [g/L]	1,48	60,44
TSS [g/L]	0,52	1,67
Ch [g/L]	0,209	14,96

Χρησιμοποιώντας την ίδια διαδικασία με την νανοδιήθηση για:

για  $Q=0,0073 \text{ m}^3/\text{h}= 7,3 \text{ L/h}$  και ροή μεμβρανών  $50 \text{ L}/(\text{m}^2 \text{ h})$

Η απαραίτητη επιφάνεια μεμβράνης είναι  $A = \frac{7,3 \frac{\text{L}}{\text{h}}}{50 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{ h}}} = 0,146 \text{ m}^2$ .

Από την εξίσωση  $1468 \cdot A^{0,89}$  υπολογίζεται το κόστος κάθε τεμαχίου.

Κόστος  $= 1468 \cdot 0,146^{0,89} = 264,85 \text{ €}$

Έγινε χρήση 2 modules M-103 όπου το ένα από τα δύο είναι εφεδρικό σε περίπτωση βλάβης.

Η κοστολόγηση του συστήματος αντίστροφη ώσμωση βασίζεται στη ροή του διηθήματος η οποία είναι  $50 \frac{\text{L}}{\text{m}^2 \text{ h}}$  και στη παροχή  $Q=0,0073 (\frac{\text{m}^3}{\text{h}})$ .

Η επιφάνεια υπολογίζεται :  $A = \frac{Q}{FF} = 0,146 \text{ m}^2$

Το κόστος των modules δίνεται από τον τύπο:  $C_p = 1468 \cdot A^{0,89}$

$$C_p = 264,8500732 \text{ €},$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 406,72 \text{ €}$

Επιλέχθηκαν 2 άρα 813,43 €

Στη συνέχεια υπολογίζεται το κόστος των δύο μεμβρανών.

Εκτιμάται τιμή  $80 \text{ €/m}^2$  (Κούκος, 2014)

Κόστος = Επιφάνεια · αριθμός μεμβρανών · κόστος τεμαχίου

$$\text{Κόστος} = 23,36 \text{ €/y}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 35,87 \text{ €}$

Πίνακας 4.13 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους αντίστροφης ώσμωσης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Module	2	Ροή διηθήματος ( $\frac{L}{m^2h}$ )	50	264,85	406,72	813,43
Κόστος μεμβρανών	2	Επιφάνεια ( $m^2$ )	0,146	11,68	17,94	35,88

#### 4.3.8 Προσρόφηση

Η προσρόφηση σε ρητίνες έχει επίσης διερευνηθεί για την απομάκρυνση των φαινολικών ενώσεων από τα υδατικά διαλύματα, είτε μέσω μοριακών μηχανισμών προσρόφησης ή ανταλλαγής ιόντων. Έχει εξεταστεί η απομάκρυνση της φαινόλης μέσω ιοντικού μηχανισμού ανταλλαγής σε πολυμερείς ρητίνες ακολουθούμενη από εκρόφηση με μείγματα μεθανόλης/νερού. Κάποιες από τις ρητίνες του εμπορίου που χρησιμοποιούνται για τον σκοπό αυτό είναι οι XAD4, XAD7 και XAD16 όπου είναι μη ιοντικές πολυμερείς ρητίνες. Εκτός από τις πολυμερείς ρητίνες, φυσικά υλικά και τα βιομηχανικά υποπροϊόντα έχουν δοκιμαστεί για την προσρόφηση των φαινολικών ενώσεων, προσφέροντας μια φθηνή εναλλακτική στα ακριβά συνθετικά υλικά που χρησιμοποιούνται συνήθως. Τέλος έχει διερευνηθεί και η άμεση προσρόφηση των φαινολικών ενώσεων ΟΜW ακολουθούμενη από εκρόφηση με διαφορετικούς διαλύτες. Τα αποτελέσματα ήταν πολύ ενθαρρυντικά, παρουσιάζοντας υψηλά ποσοστά τόσο προσρόφησης όσο και εκρόφησης με το 95% των προσροφημένων φαινολικών να εκροφάται σε όξινη αιθανόλη.

Το ρεύμα που εισέρχεται στις στήλες προσρόφησης είναι το συμπύκνωμα που προέρχεται από την αντίστροφη ώσμωση διότι είναι το πιο πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις. Η παροχή που εισέρχεται είναι 0,95746 tn/h και η ουσία έκλυσης εξέρχεται με παροχή 0,949437 tn/h με ποσοστό φαινολικών και υδατανθράκων 6,9% και 64,2% αντίστοιχα. Η συνολική προσρόφηση στη ρητίνη ήταν 93,1 % για φαινόλες και 35,8 % για υδατάνθρακες.

Η προσρόφηση των φαινολικών ενώσεων από ρητίνες γίνεται είτε μέσω

μοριακών μηχανισμών προσρόφησης ή ανταλλαγής ιόντων. Το σύστημα που εξετάζεται στοχεύει στην απομάκρυνση της φαινόλης μέσω ιοντικών μηχανισμών ανταλλαγής σε πολυμερείς ρητίνες ακολουθούμενη από εκρόφηση υδατανθράκων και των προσροφούμενων φαινολικών ενώσεων με μείγματα νερού και αιθανόλης .

Αρχικά ήταν απαραίτητο να υπολογιστεί η ποσότητα της ρητίνης η οποία θα χρειαζόταν για τη δική μας ποσότητα προς επεξεργασία. Έγινε εκτίμηση ότι χρειάζονται 120 kg ρητίνης για κάθε 1 m<sup>3</sup> RO concentrate (Zagklis et al., 2015).

Έχοντας υποθέσει πυκνότητα 1 kg/L και γνωρίζονται ροή συμπτυκτώματος της αντίστροφης ώσμωσης 0,95746 tn/h για 4320 h λειτουργίας η ποσότητα αποβλήτου που περνάει από της στήλης προσρόφησης είναι 0,95746 m<sup>3</sup>/h · 4320 h = 4136,24 m<sup>3</sup>.

Άρα συνολικά υπολογίστηκε ότι χρειάζονται:  $\frac{120 \text{ kg} \cdot 4136,24 \text{ m}^3}{1 \text{ m}^3} = 496348,5 \text{ kg} = 496,35 \text{ m}^3$  ξηρού όγκου.

Έπειτα εκτιμήθηκαν οι διαστάσεις των πληρωμένων με ρητίνη στερεών στηλών (packed bed columns) της προσρόφησης/εκρόφησης. Χρησιμοποιήθηκαν 3 στήλες S-101 με όγκο 0,38 m<sup>3</sup> η κάθε μία και άλλες 3 επιλέχθηκαν ως εφεδρικές. Οι εφεδρικές στήλες είναι απαραίτητες καθώς μετά από 5 κύκλους αναγέννησης θα πρέπει να γίνει αντικατάσταση με νέα ρητίνη. Έτσι προκειμένου να μην σταματήσουμε τη λειτουργία της μονάδας, κατά την αναγέννηση θα χρησιμοποιούνται οι εφεδρικές στήλες .

Για τη κύρια διαδικασία που είναι η προσρόφηση των φαινολικών ενώσεων στη ρητίνη χρησιμοποιούνται 3 στήλες από ανθρακούχο χάλυβα.

$$\text{Για } V = 0,96 \text{ m}^3$$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V = 1,15 \text{ m}^3$$

$$\text{Επειδή θα χρησιμοποιούνται 3 στήλες } V_{\text{στήλης}} = \frac{V}{3} = 0,38 \text{ m}^3$$

Επιλέχθηκε διάμετρος 0,6 m και κατ' επέκταση από τον τύπο :

$$\text{Διάμετρος } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = > A = 0,29 \text{ m}$$



$$V=A \cdot H \Rightarrow H=\frac{V}{A}=\frac{0,382984}{0,29}=1,36 \text{ m}$$

$$\Rightarrow H=1,36 \text{ m}$$

Για την κοστολόγηση των στηλών χρησιμοποιήθηκε ο τύπος:

$$C_p^o = (\text{€@2002})=995 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019})= 1527,96 \text{ €}$

Πίνακας 4.14 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους αντίστροφης ώσμωσης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Στήλες προσρόφησης	3+3	Διάμετρος(m)	0,6	995	1527,96	9167,78
		Ύψος(m)	1,36			

#### 4.3.9 Εκρόφηση

Μετά το στάδιο της προσρόφησης, ακολουθεί το στάδιο της εκρόφησης των προσροφημένων στη ρητίνη ενώσεων. Για το σκοπό αυτό, επιλέχθηκαν τρεις διαφορετικοί διαλύτες, δηλαδή νερό, αιθανόλη και ακετόνη. Και για τα 3 στάδια η ποσότητα των διαλυτών υπολογίστηκε σε resin volume. Με βάση τα αποτελέσματα της εργασίας των **Zagklis et al. (2015)**, μια διαδοχική εκρόφηση προσροφημένων ενώσεων με τη χρήση διαφορετικών διαλυτών είναι πιο αποτελεσματική αφού μπορεί να διαχωρίσει τις φαινολικές ενώσεις από τους υδατάνθρακες. Οι τελευταίοι πρέπει να διαχωριστούν στο στάδιο αυτό αφού δημιουργούν προβλήματα σταθεροποίησης στις φαινολικές ενώσεις κατά το στάδιο της συμπύκνωσης που ακολουθεί. Η στήλη κατά τη διάρκεια της εκρόφησης ξεπλένεται πρώτα με νερό για την απομάκρυνση του μεγαλύτερου μέρους των προσροφημένων υδατανθράκων και στη συνέχεια με αιθανόλη για την ανάκτηση των προσροφημένων φαινολικών ενώσεων.

Όλες οι μονάδες όγκου που χρησιμοποιούνται σε αυτό το τμήμα καθώς και στην προσρόφηση αναφέρονται ως  $\text{m}^3$  (όγκος ρητίνης), που είναι ο όγκος της ρητίνης που τοποθετήθηκε στη στήλη. Επειδή η επιφάνεια της ρητίνης γίνεται κορεσμένη και άρα και λιγότερο αποτελεσματική όσο μεγαλύτερη ποσότητα προσροφάτε, επιλέχθηκε ρυθμός διήθησης 3  $\text{m}^3/\text{h}$  για το στάδιο προσρόφησης για συνολικό όγκο δείγματος 4  $\text{m}^3$ .

$$3 \text{ m}^3/\text{h} = 0,96 \text{ m}^3/\text{h} = > \text{m}^3/\text{h} = 0,32 \text{ m}^3/\text{h}$$

Μετά από διήθηση 2  $\text{m}^3$  νερού απομακρύνθηκε το 60% των προσροφημένων υδατανθράκων. Για το λόγο αυτό, επιλέχθηκαν 2  $\text{m}^3$  ως ο όγκος του νερού που χρησιμοποιείται στο βήμα εκρόφησης υδατανθράκων.

Πίνακας 4.15 Υπολογισμός resin volume για παροχή συστήματος

1	RESIN VOLUME		1382,4 $\text{m}^3$	0,32 $\text{m}^3/\text{h}$
2	RESIN VOLUME	Νερό	2764,8 $\text{m}^3$	0,64 $\text{m}^3/\text{h}$
3	RESIN VOLUME	Αιθανόλη	4147,2 $\text{m}^3$	0,96 $\text{m}^3/\text{h}$
5	RESIN VOLUME	Ακετόνη	6912 $\text{m}^3$	1,6 $\text{m}^3/\text{h}$

Για την εκρόφηση των υδατανθράκων χρειάστηκε η προσθήκη νερού. Η ουσία έκλυσης εξέρχεται με παροχή 0,643310  $\text{tn}/\text{h}$  με ποσοστό φαινολικών και υδατανθράκων 11,1% και 20,70% αντίστοιχα. Η συνολικά εκρόφηση στη ρητίνη ήταν 25 % για φαινολικές ενώσεις και 65 % για υδατάνθρακες. Στη συνέχεια για την εκρόφηση φαινολικών χρειάστηκε η προσθήκη αιθανόλης. Η ουσία έκλυσης εξέρχεται με παροχή 0,9635  $\text{tn}/\text{h}$  με ποσοστό φαινολικών ενώσεων και υδατανθράκων 77,1% (2,51  $\text{g}/\text{l}$ ) και 7,8% (1,17  $\text{g}/\text{l}$ ) της αρχικής ποσότητας αντίστοιχα.

#### 4.3.9.1 Δεξαμενή Αποθήκευσης Αιθανόλης V-107

Για παροχή  $Q = 0,7181 \text{ t}/\text{h}$  υπολογίστηκε η εβδομαδιαία αναγκαία ποσότητα 0,96  $\text{tn}/\text{h} \cdot 112 \text{ h} = 107,52 \text{ tn}$ . Λόγω της επικινδυνότητας να αποθηκεύεται ολόκληρη η απαραίτητη ποσότητα που χρειάζεται για το αρχικό μας απόβλητο θεωρείται καλύτερος ο εβδομαδιαίος ανεφοδιασμός της αιθανόλης.

$$\text{Για } V = 108 \text{ m}^3$$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V=129,6 \text{ m}^3$$

Επιλέχθηκε ύψος 10 m και κατ' επέκταση από τον τύπο:

$$V=A \cdot H \Rightarrow A = \frac{V}{H} = \frac{129,6}{10} = 12,96 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow A = 13 \text{ m}^2$$

$$\text{Διάμετρος } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 4,3 \text{ m}$$

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε ήταν ανοξείδωτο ατσάλι.

Για την κοστολόγηση της δεξαμενής χρησιμοποιήθηκε ο τύπος:

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \exp (9,369 - 0,1045 \cdot \ln(V) + 0,045355 \cdot (\ln(V))^2)$$

$$C_p^o = (\text{€@2002}) = 21434,49 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{ €@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 32915,71 \text{ €}$

Πίνακας 4.16 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους εκρόφησης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Δεξαμενή αποθήκευσης αιθανόλης	1	Όγκος ( $\text{m}^3$ )	129,6	21434,49	32915,71	32915,71

#### 4.3.10 Αναγέννηση

Η ρητίνη που χρησιμοποιείται για την προσρόφηση/εκρόφηση των φαινολικών

ενώσεων έχει τη δυνατότητα με τη προσθήκη χημικών να επαναχρησιμοποιηθεί με εξίσου καλή απόδοση. Αυτή η διαδικασία είναι πολύ χρήσιμη καθώς μειώνει σε πολύ μεγάλο βαθμό το κόστος λειτουργίας γλιτώνοντας το κόστος αγοράς καινούργιας ρητίνης με το πέρασμα του κάθε κύκλου προσρόφησης/εκρόφησης.

Στο στάδιο αυτό, γίνεται αναγέννηση της ρητίνης μετά από πέντε κύκλους λειτουργίας (δηλαδή πέντε κύκλους προσρόφησης εκρόφησης). Η αναγέννηση πραγματοποιείται με τη προσθήκη ακετόνης. Η ουσία έκλυσης εξέρχεται με παροχή 1,6 tn/h με ποσοστό φαινολικών και υδατανθράκων 4,9%(0,659 tn) και 7,3% (4,517 tn) αντίστοιχα και ολική συγκέντρωση φαινολικών ενώσεων 0,15925g/l και υδατανθράκων 1,09208g/l. Πρέπει να επισημάνουμε ότι μετά από 5 φορές αναγέννησης γίνεται προσθήκη καινούριας ποσότητας ρητίνης (δηλαδή η ίδια ρητίνη θα χρησιμοποιηθεί συνολικά σε τριάντα κύκλους προσρόφησης/εκρόφησης).

#### 4.3.10.1 Δεξαμενή Αποθήκευσης Ακετόνης V-108

Για παροχή  $Q = 1,6 \text{ tn/h}$  υπολογίστηκε η εβδομαδιαία αναγκαία ποσότητα ακετόνης  $1,6 \text{ tn/h} \cdot 112 \text{ h} = 179,2 \text{ tn}$ . Λόγω ότι απαγορεύεται να αποθηκεύεται ποσότητα ακετόνης πάνω από 200 tn σε μια εγκατάσταση κρίνεται προτιμότερος ο εβδομαδιαίος ανεφοδιασμός.

$$\text{Για } V = 179,2 \text{ m}^3$$

Με συντελεστή ασφάλειας 1,2

$$V = 215,04 \text{ m}^3$$

Επιλέχθηκε ύψος 5 m και κατ' επέκταση από τον τύπο:

$$V = A \cdot H \Rightarrow A = \frac{V}{H} \Rightarrow \frac{215,04}{5} = 43 \text{ m}^2$$

$$\Rightarrow A = 43 \text{ m}^2$$

$$\text{Διάμετρος } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}} = 7,4 \text{ m}$$

Το υλικό κατασκευής που επιλέχθηκε ήταν ανοξείδωτο ατσάλι.

Η τιμή της υπολογίζεται με τη χρήση του όγκου και της τιμής της δεξαμενής αιθανόλης με τη χρήση του παρακάτω τύπου:

$$cost = cost_0 \left( \frac{Characteristic\ size}{Characteristic\ size_0} \right)^{0.6} \quad (4.11)$$

$$cost = 39101 \left( \frac{215,04}{622,3} \right)^{0.6} = 20668$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 31739 \text{ €}$

Πίνακας 4.17 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους αναγέννησης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστι κό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(200 2)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Δεξαμενή αποθήκευσης ακετόνης	1	Όγκος ( $m^3$ )	215,04	20668	31739	31739

#### 4.3.11 Εξατμιστήρας EV-101

Ένας εξατμιστήρας είναι μια συσκευή που χρησιμοποιείται για να μετατρέψει την υγρή μορφή μιας χημικής ουσίας, όπως το νερό, στην αέρια μορφή της τον ατμό, αλλάζοντας έτσι την κατάσταση της ύλης της ουσίας. Σκοπός της εξάτμισης είναι η εξάτμιση του διαλύτη προκειμένου να παραχθεί ένα συμπύκνωμα πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις και να ανακυκλωθεί ένα μεγάλο ποσοστό του διαλύτη (διάλυμα αιθανόλης) για επαναχρησιμοποίηση. Ο σχεδιασμός της διαδικασίας είναι ένας κοινός εναλλάκτης θερμότητας. Είναι σημαντικό να μην υπερθερμανθεί η τροφοδοσία του εναλλάκτη επειδή πάνω από 130 °C θα έχουμε μεγάλες απώλειες του επιθυμητού προϊόντος. Αν θέλουμε να εξατμίσουμε μεγάλη ποσότητα νερού πριν από την απόσταξη χρησιμοποιούμε τον εξατμιστήρα και μειώνουμε το λειτουργικό κόστος στη στήλη καθώς θα χρησιμοποιήσουμε σημαντικά χαμηλότερο φορτίο ατμών μέσα σε αυτήν. Αυτή η προσέγγιση είναι χρήσιμη όταν απαιτείται από τη διαδικασία προϊόν υψηλής καθαρότητας (99,9% ή περισσότερο). Η εξάτμιση υπό κενό θα συγκεντρώσει περαιτέρω τις φαινόλες που περιέχονται στο διάλυμα αιθανόλης και θα επιτρέψει την ανάκτηση του διαλύτη. Προτιμάται μονοβάθμιος εξατμιστήρας διότι κρατάει χαμηλή

θερμοκρασία ώστε να μην καταστραφούν οι φαινολικές ενώσεις. Μετά την εξάτμιση γίνεται ψύξη της αιθανόλης.

Στο τέλος η ουσία που ανακτάται είναι γνωστή ως συμπύκνωμα. Στο σύστημα που σχεδιάστηκε επιλέχθηκε μονοβάθμιος εξατμιστήρας καθώς διατηρεί χαμηλότερη θερμοκρασία χωρίς να καταστρέφει τα φαινολικά. Η ροή εξόδου από την στήλη εκρόφησης ( $Q=0,9635 \text{ tn/h}$ ) η οποία είναι το αιθανολικό διάλυμα πλούσιο σε φαινολικές ενώσεις εισέρχεται στον μονοβάθμιο εξατμιστήρα. Τα προϊόντα του εξατμιστήρα είναι ένα συμπυκνωμένο υγρό με παροχή  $Q=0,019 \text{ tn/h}$  και ένα μέρος διαλύματος αιθανόλης που εξατμίζεται με παροχή  $0,722625 \text{ tn/h}$  το οποίο περνάει από ένα ψύκτη και στη συνέχεια επανακυκλοφορεί στη δεξαμενή της αιθανόλης.

Για τη κοστολόγηση του μονοβάθμιου εξατμιστή πρέπει να υπολογιστεί η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας. Η διαδικασία εξηγείτε παρακάτω.

Αρχικά έπρεπε να βρεθεί η παροχή προϊόντος (kg/s):

$$L_1 = \frac{L_0 \cdot X_1}{X_0} \quad (4.12)$$

Όπου:  $L_0$ : η παροχή τροφοδοσίας ίση με  $0,268 \text{ (kg/s)}$

Υποθέτω:

$X_1$ : συγκέντρωση προϊόντος 20%

$X_0$ : συγκέντρωση τροφοδοσίας 5%

Με τη χρήση των παραπάνω δεδομένων  $L_1 = 0,067 \text{ (kg/s)}$

Κατ' επέκταση η παροχή παραγόμενου ατμού:

$$V_1 = L_0 - L_1 = 0,20 \text{ (kg/s)}$$

Το θερμικό φορτίο του εξατμιστήρα  $Q$  δίνεται από τον εξής τύπο:

$$Q = L_0 \cdot C_p \cdot (T_1 - T_0) + V_1 \cdot \Delta H_{\text{tw1}} \quad (4.13)$$

Όπου:

$L_0$ : παροχή τροφοδοσίας ίση με  $0,96 \text{ (kg/s)}$

$T_0$ : θερμοκρασία τροφοδοσίας 30 (°C)

$T_1$ : λειτουργείας τροφοδοσίας 80 (°C)

$C_{p0}$ : θερμοχωρητικότητα ρεύματος διεργασίας ίση με 2,46 (kJ/Kg°C)

$\Delta H_{TW1}$ : ενθαλπία εξατμίσης διαλύτη ίση με 855 (kJ/kg)

$$Q=290,14 \text{ kW}$$

Η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας δίνεται από τον εξής τύπο:

$$A = \frac{Q}{U \cdot (T_s - T_1)} \quad (4.14)$$

όπου

U: συνολικό συντελεστή μεταφοράς θερμότητας στον εξατμιστή ίσο με 0,8 kW/m<sup>2</sup>°C

T<sub>s</sub>: θερμοκρασία ατμού θέρμανσης στους 130°C

$$A=7,25 \text{ m}^2$$

Επιλέχθηκε εξατμιστήρας κάθετου σωλήνα από ανθρακούχο χάλυβα.

Για την κοστολόγηση της εξατμίσης χρησιμοποιήθηκε ο τύπος:

$$C_p^o = (\text{€@2002})=76477 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019})= 117441 \text{ €}$

Πίνακας 4.18 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους εξατμίσης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Εξατμιστής	1	Επιφάνεια (m <sup>2</sup> )	7,25	76477	117441	117441

Από τη διαστασιολόγηση του εξατμιστήρα προέκυψε ισχύς Q=220133,94 Watt

$$E(\text{kwh}) = \frac{Q \cdot T}{1000} = \frac{217295,76 \cdot 4320}{1000} = 1253378,61 \text{ kwh}$$

Όπου:

$$Q=\text{Ισχύς (W)}= 220133,94 \text{ W}$$

$$T= \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} =4320 \text{ h}$$

Για τιμή 0,118 €/kWh υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας :

$$\text{Κόστος}=E\cdot 0,118=147898,68 \text{ €}$$

#### **4.3.12 Ψύκτης E-103**

Η παρουσία του ψύκτη σε αυτό το σημείο του συστήματος μας είναι απαραίτητη καθώς μετά την εξάτμιση, προκειμένου να γίνει επαναχρησιμοποίηση της αιθανόλης, χρειάζεται να έρθει σε κατάλληλη μορφή και θερμοκρασία. Οπότε προστίθεται ένας ψύκτης, ο οποίος θα κατεβάσει τη θερμοκρασία του διαλύματος στην έξοδο του ψυκτήρα λίγο πιο πάνω από τη θερμοκρασία περιβάλλοντος ( $T_{\text{εξ}}=30^{\circ}\text{C}$ ).

Το ρεύμα εισέρχεται με παροχή 0,723 tn/h καθώς και στην έξοδο συνεχίζετε με την ίδια παροχή.

Αρχικά υπολογίζεται το θερμικό φορτίο από την παρακάτω εξίσωση:

$$Q=F \cdot C_p \cdot (T_2-T_1)$$

F: παροχή ρεύματος διεργασίας είναι ίση με 0,723 t/h

$C_p$ : ειδική θερμότητα ρεύματος διεργασίας είναι ίση με 4,19 (kJ/kgC°)

$T_1$ : θερμοκρασία ρεύματος της διεργασίας στην είσοδο 80(C°)

$T_2$ : θερμοκρασία ρεύματος της διεργασίας στην έξοδο 30(C°)

Με τη χρήση των παραπάνω δεδομένων  $Q= 42,05 \text{ kW}$

Εν συνεχεία κρίθηκε απαραίτητο να υπολογιστεί η λογαριθμική μέση θερμοκρασιακή διαφορά ώστε να εκτιμηθεί η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας.



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

T<sub>1</sub>: θερμοκρασία ρεύματος της διεργασίας στην είσοδο 80(°C)

T<sub>2</sub>:θερμοκρασία ρεύματος της διεργασίας στην έξοδο 30(°C)

T<sub>s</sub>: θερμοκρασία συμπύκνωσης ατμού θέρμανσης 130(°C)

$$\Delta T_m = 72,13475204 \text{ (}^\circ\text{C)}$$

Η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας δίνεται από τον εξής τύπο:  $A = \frac{Q}{U \Delta T_m}$  όπου U αποτελεί τον συνολικό συντελεστή μεταφοράς θερμότητας ίσο με  $1 \text{ kw/m}^2\text{}^\circ\text{C}$

$$A = 0,58 \text{ m}^2$$

Σε τελευταίο στάδιο έγινε υπολογισμός της παροχής νερού ψύξης.

$$F_s = \frac{Q}{\Delta H_s}$$

Το μέγεθος αυτών εξαρτάται από το θερμικό φορτίο του θερμαντήρα το οποίο υπολογίσαμε προηγουμένως καθώς και τη θερμότητα συμπύκνωσης του ατμού.

Η θερμότητα συμπύκνωσης του ατμού υπολογίστηκε με τη χρήση υπολογιστικού προγράμματος.

$$\text{Στους } 130 \text{ }^\circ\text{C} \quad 2173,7 \text{ kJ/kg.}$$

$$F_s = \frac{42,05}{2173,7} = 0,0193 \text{ kg/s}$$

Επιλέχθηκε υλικό κατασκευής το ανοξείδωτο ατσάλι.

Τέλος η κοστολόγηση του ψύκτη βασίζεται στην επιφάνεια ( $0,44 \text{ m}^2$ ).

$$C_p^o (\text{€@2019}) = \frac{500}{444,2} \cdot \exp (10,0263 - 0,3137 \cdot \ln(A) + 0,0987 \cdot (\ln(A))^2)$$

$$C_p^o = (\text{€@2002}) = 35328 \text{ €}$$

$$C_p^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_p^o = (\text{€@2019}) = 54251 \text{ €}$

Πίνακας 4.19 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους ψύκτη

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Ψύκτη	1	Επιφάνεια ( $m^2$ )	0,44	31029	47649	47649

Από τη διαστασιολόγηση του ψύκτη προέκυψε ισχύς  $Q=42052,76 \text{ Watt}$

$$E(\text{kwh}) = \frac{Q \cdot T}{1000} = \frac{42052,76 \cdot 4320}{1000} = 181668 \text{ kwh}$$

Όπου:

$Q = \text{Ισχύς (W)} = 42052,76 \text{ W}$

$T = \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} = 4320 \text{ h}$

Για τιμή  $0,118 \text{ €/kWh}$  υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας :

$$\text{Κόστος} = E \cdot 0,118 = 21437 \text{ €}$$

Το ρεύμα της αιθανόλης που βγαίνει από τον ψύκτη με παροχή  $0,723 \frac{\text{tn}}{\text{h}}$  επιστρέφει στη δεξαμενή αποθήκευσής της για να επαναχρησιμοποιηθεί. Σε όλη τη διάρκεια λειτουργίας της μονάδας ανακυκλώνονται  $0,723 \frac{\text{tn}}{\text{h}} \cdot 4320 \text{ h} = 3121,74 \text{ tn}$ . Άρα από την αρχική ποσότητα αιθανόλης  $4147,2 \text{ tn}$  που υπολογίστηκε ότι θα χρειαστούμε  $4147,2 \text{ tn} - 3121,74 \text{ tn} = 1025,46 \text{ tn}$ . Επομένως η τελική απαίτηση σε αιθανόλη είναι  $1025,46 \text{ tn/y}$ .

#### 4.3.13 Κομποστοποίηση

Κομποστοποίηση είναι μια συνεχώς εξελισσόμενη αερόβια βιολογική διαδικασία αποδόμησης και σταθεροποίησης των οργανικών υπολειμμάτων. Η διαδικασία της κομποστοποίησης περιλαμβάνει 3 φάσεις. Κατά την πρώτη φάση η θερμοκρασία ανέρχεται στους  $40^\circ\text{C}$  ενώ κατά τη δεύτερη μπορεί να φτάσει έως και

τους 70°C λόγω των εξώθερμων βιολογικών δράσεων. Μετά το πέρας των βιολογικών διεργασιών το κομποστοποιημένο υλικό επιστρέφει σε θερμοκρασία περιβάλλοντος. Το στερεό ρεύμα μετά τη φυγοκέντρωση καθώς και τα συμπυκνώματα από τη διήθηση και το νερό που χρησιμοποιείται για την εκρόφηση των υδατανθράκων οδηγούνται προς μία διεργασία συγκομποστοποίησης. Βασικό ρόλο έχουν τα στερεά τα οποία στοχεύουν στην αύξηση του πορώδους του υποστρώματος, δηλαδή στη μείωση της πυκνότητας. Η προσθήκη τους βοηθά στη βελτίωση του αερισμού και της παροχής οξυγόνου στους αερόβιους μικροοργανισμούς, αποτρέποντας την εμφάνιση αναερόβιων συνθηκών.

Το ρεύμα που έχει υποστεί κομποστοποίηση κατάλληλα είναι ένα υλικό παρόμοιο με το χούμο που δεν προκαλεί οχλήσεις και μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως εδαφοβελτιωτικό. Η τεχνική αναστρεφόμενων σειραδιών είναι αυτή που κυρίως συναντάται λόγω της ευκολίας εφαρμογής της, των περιορισμένων οχλήσεων και του χαμηλού κόστους. Για την καλύτερη λειτουργία της βιοδιάσπασης και τη σμίκρυνση του χρόνου ολοκλήρωσης της είναι απαραίτητη η συνεχής παροχή οξυγόνου στα σειράδια. Επίσης, άλλοι παράγοντες που επηρεάζουν τη διαδικασία της βιοδιάσπασης είναι η υγρασία (πρέπει να είναι περίπου 50%), η μείωση των πτητικών στερεών, η θερμοκρασία, το pH, η ηλεκτρική αγωγιμότητα και η αναλογία C/N. Η διαδικασία ολοκληρώνεται μέσα σε 3-4 μήνες. Η απαιτούμενη υγρασία θα ρυθμίζεται με τροφοδοσία των υγρών ρευμάτων που έρχονται από την διήθηση και την προσρόφηση.

Όπως έχει προαναφερθεί, η ροή των στερεών υπολειμμάτων από τη φυγοκέντρωση καθώς και οι ροές των συμπυκνωμάτων των διηθήσεων (υπερδιήθηση και νανοδιήθηση), το νερό που έχει χρησιμοποιηθεί για την εκρόφηση των υδατανθράκων και το απαλλαγμένο από φαινολικές ενώσεις υγρό έκλουσης από τη διαδικασία της προσρόφησης οδηγούνται στη διαδικασία της συγκομποστοποίησης.

Για να υπάρξει μια επιτυχής κομποστοποίηση είναι απαραίτητη ανάμειξη με 40% σε στερεά. Με βάση αυτό τον περιορισμό και υποθέτοντας πυκνότητα στερεών  $0,22 \frac{tn}{m^3}$  (Γκίκας, 2020) και υγρασία 30% υπολογίστηκε η απαιτούμενη ποσότητα στερεών  $28,5544 \frac{tn}{d}$ .

$$M_{\rho\epsilon\upsilon\mu\alpha\tau\omicron\varsigma} = Q \cdot \rho = (Q_{UFconcentrate} + Q_{NFconcentrate} + Q_{ROPERMEAT} + Q_{carb\ desorbed\ eluent} + Q_{absorption\ eluent}) \cdot 1 \quad (4.15) \quad (\text{Γκίκας, 2020}) = 2,677 \frac{tn}{h} = 42,83 \frac{tn}{d}$$

Για να παραχθεί από την ανάμειξη υλικών με συγκέντρωση 40% σε στερεά.

$$0,2M_{υγροϋ}+0,7M_{στερεών}=0,4(M_{υγροϋ} + M_{στερεών}) \quad (4.16)$$

$$\Rightarrow M_{στερεών}=\frac{0,2M_{υγροϋ}}{0,3}=28,5544 \frac{tn}{d}$$

$$Q_{στερεών}=\frac{M}{\rho}=\frac{28,5544 \frac{tn}{d}}{0,22 \frac{tn}{m^3}}=129,79 \frac{m^3}{d}$$

Γίνεται υπολογισμός μας ποσότητας στερεών που έχουμε:

$$\text{Στερεά } 1,17479 \frac{tn}{h} \frac{16h}{d}=18,79496 \frac{tn}{d}$$

$$\text{Χρειάζομαι επιπλέον: } 28,5544 \frac{tn}{d}-18,79496 \frac{tn}{d}=9,76 \frac{tn}{d}$$

$$Q_{μείγματος}=Q_{υγροϋ}+Q_{κλαδ} \quad 71,38=\frac{tn}{d}$$

Επειδή η δική μας ποσότητα δεν επαρκεί θα χρειαστούμε ακόμα  $9,76 \frac{tn}{d}$  ή  $2635 \frac{tn}{y}$  την οποία μπορούμε να προμηθευτούμε από κουτσουλίες, άχυρα ακόμη και από απόβλητο τριφασικού πυρήνα του οποίου η τιμή κυμαίνεται στα 30-40 €/tn. Η τελική παροχή είναι  $79,06 \frac{tn}{d}$ . Το κομπόστ υπολογίζεται στα  $2/3$   $Q_{στερεών}=21,62 \frac{tn}{d} \cdot 270 d=5838 \text{ tn/y}$ .

Η κομποστοποίηση πραγματοποιείται σε σωρούς ύψους 1-2 μέτρων και πλάτους βάσης 2-5 μέτρων και κατά τη διάρκεια των 20-30 εβδομάδων που διαρκεί η διαδικασία οι σωροί αναμοχλεύονται ισχυρά κάθε δύο εβδομάδες (Antonia Fernández-Hernández et al., 2014). Για τη διαβροχή του σωρού θα χρειαστούμε ένα ειδικό τρακτέρ καθώς και για την αναμόχλευσή ένα ειδικό μηχάνημα. Το τελικό προϊόν που παράγεται από την κομποστοποίηση πρόκειται να εφοδιάζει εταιρείες οι οποίες ειδικεύονται στη συσκευασία τέτοιων υλικών με σκοπό την διάθεση κυρίως ως εδαφοβελτιωτικό. Το κομπόστ θα πωλείται 130-200 ευρώ ο τόνος.

Το κόστος για τα μηχανήματα διαβροχής και αναμόχλευσης εκτιμήθηκε από προσωπική επικοινωνία με εταιρεία κομποστοποίησης.

Πίνακας 4.20 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους κομποστοποίησης

Εξοπλισμός	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	€/τεμάχιο(2002)	Κόστος € 2019	Σύνολο €
Τρακτέρ για διαβροχή των σωρών και αναμόχλευση	1	Χωρητικότητα επεξεργασίας ( $\frac{tn}{d}$ )	196	-	50000	50000

#### 4.3.14 Αντλίες

Κάθε εξοπλισμός συνδέεται μεταξύ του με αντλίες οι οποίες είναι υπεύθυνες για την ομαλή ροή του υγρού ρεύματος στην εγκατάσταση, των στερεών από τη φυγοκέντρωση, του λαδιού, των συμπυκνωμάτων από τη διαδικασία της διήθησης, των χημικών που χρησιμοποιήθηκαν και όλων των ουσιών έκλυσης. Επιλέχθηκαν φυγοκεντρικές αντλίες διότι θεωρούνται οι πιο ιδανικές για υψηλής συγκέντρωσης υγρά. Επιπλέον, έχουν την πιο απλή εγκατάσταση και μικρότερο κόστος συντήρησης σε σύγκριση με άλλου είδους αντλίες. Προσθετικά θα χρειαστούμε για κάθε αντλία μια ακόμη εφεδρική σε περίπτωση που μπλοκαριστεί ή για κάποιο άλλο λόγο πάψει να λειτουργεί ώστε να μη σταματήσει η διεργασία. Ακολουθεί ο αναλυτικός πίνακας με τις αντλίες που θα χρησιμοποιηθούν και το κόστος τους. Η ογκομετρική παροχή είναι το μέγεθος που καθορίζει την τιμή της κάθε αντλίας ωστόσο όπως παρουσιάζεται και παρακάτω το κόστος του είναι ίδιο. Αυτό συμβαίνει διότι η ιστοσελίδα που χρησιμοποιήσαμε έχει κατώτατο όριο την τιμή 580 € για παροχή έως και 0,009 m<sup>3</sup>/s.

Πίνακας 4.21 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους αντλιών

			Τεμάχια	Παροχή tn/h	Παροχή (m <sup>3</sup> /s)	Τιμή τεμαχίου(€)	Σύνολο(€)
Αντλία μεταφοράς	Δεξαμενή εισαγωγής	σε Δεξαμενή προεργασίας	1+1	2,315	0,00064306	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Νερού	σε Προεργασίας	1+1	0,92593	0,0002572	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Δεξαμενή προεργασίας	σε Εναλλάκτη θερμότητας	1+1	3,24074	0,00090021	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Εναλλάκτη θερμότητας	σε Οξίνιση	1+1	3,24074	0,00090021	580	1160
Αντλία	Δεξαμενή	σε Οξίνιση	1+1	0,00003	8,3333E-09	580	1160

μεταφοράς	αποθήκευσης H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>						
Αντλία μεταφοράς	Δεξαμενή αποθήκευσης FeSO <sub>4</sub>	σε Οξίνιση	1+1	0,000001	2,7778E-10	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Οξίνιση	σε Υδρόψυκτο εναλλάκτη	1+1	3,241	0,00090028	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Υδρόψυκτο εναλλάκτη	σε Φυγόκεντρο	1+1	3,241	0,00090028	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Φυγόκεντρο	σε Δεξαμενή λαδιού	1+1	0,024292	6,7478E-06	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Φυγόκεντρο	σε Ρεύμα στερεών	1+1	1,17479	0,00032633	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Φυγόκεντρο	σε Σύστημα υπερδιήθησης	1+1	2,0417	0,00056714	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Σύστημα υπερδιήθησης	σε Σύστημα νανοδιήθησης	1+1	1,53127	0,00042535	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Σύστημα νανοδιήθησης	σε Σύστημα αντίστροφης ώσμωσης	1+1	0,9647	0,00026797	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Σύστημα αντίστροφης ώσμωσης	σε Στήλες ρητίνης	1+1	0,95746	0,00026596	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Συμπύκνωμα υπερδιήθησης	σε Υγρό ρεύμα	1+1	0,510422	0,00014178	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Συμπύκνωμα νανοδιήθησης	σε Υγρό ρεύμα	1+1	0,56657	0,00015738	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Reverse osmosis permeates	σε Υγρό ρεύμα	1+1	0,0072	0,000002	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Δεξαμενή αποθήκευσης αιθανόλης	σε Στήλες ρητίνης	1+1	0,718097	0,00019947	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Νερό	σε Στήλες ρητίνης	1+1	0,479	0,00013306	580	1160
Αντλία	Δεξαμενή	σε Στήλες	1+1	0,00332	9,2222E-07	580	1160

μεταφοράς	αποθήκευσης ακετόνης		ρητίνης					
Αντλία μεταφοράς	Νερό +εκροφούμενοι υδατάνθρακες	σε	Υγρό ρεύμα	1+1	0,482042	0,0001339	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Phenolic free eluent	σε	Υγρό ρεύμα	1+1	0,949437	0,00026373	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Αιθανόλη + εκροφούμενες φαινόλες	σε	Εξατμιστής	1+1	0,7216	0,00020044	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Εξατμιστής	σε	Ψύκτη	1+1	2,417	0,00067139	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Εξατμιστής	σε	Κορεσμένο υγρό	1+1	0,1804	5,0111E-05	580	1160
Αντλία μεταφοράς	Ψύκτης	σε	Δεξαμενή αποθήκευσης αιθανόλης	1+1	2,417	0,00067139	580	1160
ΣΥΝΟΛΟ								30160

Πίνακας 4.22 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους εξοπλισμού

Διεργασία	Κόστος εξοπλισμού €
Δεξαμενή εισαγωγής αποβλήτου	61205,06
Προεργασία	5084,16
Εναλλαγή θερμότητας	5266,3
Οξίνιση	26241,25
Φυγοκέντρωση	96884,563
Υπερδιήθηση	107027,63
Νανοδιήθηση	45148,37
Αντίστροφη ώσμωση	4329,31
Προσρόφηση-Εκρόφηση	80782,49
Εξάτμιση	144459
Κομποστοποίηση	50000
Σύνολο	626428,1

## 5 ΚΟΣΤΟΛΟΓΙΣΗ ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΥ

### 5.1 Κόστος εγκατεστημένου εξοπλισμού

Το κόστος του εγκατεστημένου εξοπλισμού περιλαμβάνει το άμεσο κόστος και το έμμεσο κόστος. Λεπτομερώς παρατίθενται στο παρακάτω πίνακα (Κούκος, 2014).

Πίνακας 5.1 Ανάλυση κόστους εγκατεστημένου εξοπλισμού.

<b>Άμεσο κόστος</b>		
Κόστος προμήθειας εξοπλισμού (f.o.b.)	$C_p$	
Κόστος υλικών για την εγκατάσταση	$C_M$	$\alpha \% C_p$
Κόστος εργατικών για την εγκατάσταση	$C_L$	$\beta \% C_p$
<b>Έμμεσο κόστος</b>		
Κόστος μεταφοράς, ασφάλισης και φόροι	$C_{FIT}$	$\gamma \% C_p$
Γενικά έξοδα κατασκευής	$C_{CO}$	$\delta \% C_p$
Κόστος μελέτης και επίβλεψης	$C_E$	$\varepsilon \% C_p$
<b>Συνολικό κόστος εγκατεστημένου εξοπλισμού</b>		
$C_{BM} = \{1 + (\alpha + \beta)/100 + (\gamma + \delta + \varepsilon)/100\} C_p$		

Η εξίσωση  $C_{BM} = F_{BM} \cdot C_p$  δίνει το συνολικό κόστος του εγκατεστημένου εξοπλισμού, όπου  $F_{BM}$  ο συντελεστής κόστους εγκατεστημένου εξοπλισμού. Για κάθε στοιχείο του εξοπλισμού μας θα χρησιμοποιήσουμε τις τιμές του συντελεστή κόστους βάση των **Walas et al. (1990)**.

Ο τύπος που συνδέει το  $C_{BM}$  με τα χαρακτηριστικά του εξοπλισμού είναι:

$$C_{BM} = ((F_{BM} - 1) + F_m \cdot (F_d + F_p)) \cdot C_p^0 \quad (\text{Κούκος, 2004}) \quad (5.1)$$

$F_m$  = Συντελεστής διόρθωσης για το χρησιμοποιούμενο υλικό κατασκευής

$F_d$  = Συντελεστής διόρθωσης για τον τύπο σχεδίασης

$F_p$  = Συντελεστής διόρθωσης για την πίεση λειτουργίας

Στο παρακάτω πίνακα παρατίθεται ο εξοπλισμός και το συνολικό τους κόστος περιλαμβανομένου το αμέσου και έμμεσου.



Πίνακας 5.2 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστος εγκατεστημένου εξοπλισμού

ΕΞΟΠΛΙΣΜΟΣ	ΤΕΜΑΧΙΑ	COST2002	Fbm	FD	FP	FM	CBM (€)
		(€)					$CBM=((FBM-1)+FM \cdot (FD+FP))CP0$
ΑΝΤΛΙΕΣ	27	580	4,02	0	1,2	1	84877,2
ΦΥΓΟΚΕΝΤΡΙΚΟΙ ΔΙΑΧΩΡΙΣΤΕΣ	1	55274,8241	1,3	0	1,2	3,67	260012,8
ΔΟΧΕΙΑ ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ OMW	1	39101	2,3	0	1,2	3,67	223032,1
ΕΞΑΤΜΙΣΤΗΡΑΣ	1	56477	2,5	0	1,2	3,67	333440,2
ΑΝΑΜΙΚΤΗΣ	1	11724	1,3	0	1,2	3,67	55149,7
ΥΔΡΟΨΥΚΤΟΣ ΕΝΑΛΛΑΚΤΗΣ ΘΕΡΜΟΤΗΤΑΣ	1	2548	1,2	0,8	0	3,67	7990,528
ΨΥΚΤΗΣ	1	21975,75	1,2	0,8	0	3,67	68915,95
ΕΝΑΛΛΑΚΤΗΣ ΘΕΡΜΟΤΗΤΑΣ	1	2674	1,9	0,8	0	1	4545,8
ΣΤΗΛΕΣ ΠΡΟΣΡΟΦΗΣΗΣ	3	995	2,3	0	1,2	1	7462,5
ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ FeSO4	1	100	2,3	0	1,2	1	250
ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ ΛΑΔΙΟΥ	1	12231,72	2,3	0	1,2	3,67	69769,73
ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ ΑΙΘΑΝΟΛΗΣ	1	21434,49	2,3	0	1,2	3,67	122262,3
ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΠΡΟΕΤΟΙΜΑΣΙΑΣ	1	1800	2,3	0	1,2	3,67	10267,2
ΔΕΞΑΜΕΝΗ	1	45	2,3	0	1,2	1	112,5

ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>							
ΔΕΞΑΜΕΝΗ ΑΠΟΘΗΚΕΥΣΗΣ ΑΚΕΤΟΝΗΣ	1	20608	2,3	0	1,2	1	51520
UF MODULE	2	31012,46	1,4	0	1,2	1	99239,87
NF MODULE	2	12804,76	1,4	0	1,2	1	40975,23
RO MODULE	2	264,85	1,4	0	1,2	1	847,52
UF MEMBRANE	2	3080	1,4	0	1,2	0	2464
NF MEMBRANE	2	1140	1,4	0	1,2	0	912
RO MEMBRANE	2	11,68	1,4	0	1,2	0	9,344
Σύνολο							1444056

Το κόστος του εγκαταστημένου εξοπλισμού αφορά το έτος 2002 οπότε θα πρέπει να γίνει αναγωγή στο έτος 2019.

$$C_{BM} = 1444056 \text{ €}$$

$$C_{BM}^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_{BM}^o = (\text{€@2019}) = 2217554 \text{ €}$

## 5.2 Κόστος Πάγιου Κεφαλαίου FCI

Το συνολικό f.o.b κόστος αγοράς (C<sub>p</sub>) ορίζεται ως το άθροισμα των κοστών αγοράς εξοπλισμού.

Το κόστος του πάγιου κεφαλαίου FCI (fixed capital investment) συνδέεται με το κόστος του εγκαταστημένου εξοπλισμού με τη σχέση 3.37 (Κούκος, 2004).

$$FCI = 1,8 \cdot \sum_{i=1}^n C_{BM,i} = 3991597,2 \text{ €} \quad (5.2)$$

## 5.3 Κόστος συντήρησης

Η εξασφάλιση της αξιόπιστης λειτουργίας του εξοπλισμού απαιτεί την συνεχή εκτέλεση έργων συντήρησης και επισκευών οι οποίες απαιτούν δαπάνες τόσο για άμεση και έμμεση εργασία όσο και για υλικά. Συνήθως υπολογίζεται ως το 2%- 10% του κόστους πάγιου κεφαλαίου. Για τον υπολογισμό του κόστους συντήρησης επιλέχθηκε ποσοστό 6%.

Το κόστος συντήρησης ισούται με :  $0,06 \cdot FCI = 239495,832 \text{ €}$

#### 5.4 Κόστος πρώτων υλών (CRM)

Το κόστος των πρώτων υλών αποτελεί την κύρια δαπάνη και ρυθμίζει το συνολικό κόστος παραγωγής. Ο υπολογισμός της απαιτούμενης ποσότητας πρώτων υλών γίνεται μέσω των ισοζυγίων μάζας και η κοστολόγησή τους έχει γίνει με τη βοήθεια των ηλεκτρονικών σελίδων που βρίσκονται στη βιβλιογραφία (47-51).

Πίνακας 5.3 Συγκεντρωτικός πίνακας ετήσιας κοστολόγησης πρώτων υλών (CRM)

Πρώτη ύλη	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	Κόστος	Μονάδα	Ετήσιο κόστος $\frac{\text{€}}{\text{y}}$
RESIN	-	Παροχή ( $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ )	4,6	1	€/kg	19853,94
ETHANOL	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,96	0,24	€/lt	867285,17
ACETONE	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	1,6	700	€/m <sup>3</sup>	6171428,57
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,0000324	200	€/tn	28
FESO <sub>4</sub>	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,0000014	68	€/tn	0,97
Μεμβράνες υπερδιήθησης	2	Επιφάνεια (m <sup>2</sup> )	30,8	4729,77	€/τεμάχιο	9459,56
Μεμβράνες νανοδιήθησης	2	Επιφάνεια (m <sup>2</sup> )	11,4	1750,63	€/τεμάχιο	3501,26
Μεμβράνες αντίστροφης ώσμωσης	2	Επιφάνεια (m <sup>2</sup> )	0,146	17,94	€/τεμάχιο	35,88
Επιπλέον στερεά για	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,61	30	€/tn	79056

κομποστοποίηση						
Σύνολο						7150649 €

### 5.5 Κόστος Βοηθητικών Παροχών (CUT)

Στις βοηθητικές παροχές της μονάδας συγκαταλέγονται:

- η ηλεκτρική ενέργεια των αντλιών, του φυγόκεντρου διαχωριστή, του εναλλάκτη θερμότητας, του υδρόψυκτου εναλλάκτη, του ψύκτη και του αναμίκτη του δοχείου ανάμιξης τροφοδοσίας.
- η παροχή ατμού χαμηλής πίεσης (LPS) που χρησιμοποιείται ως θερμό ρεύμα στον εναλλάκτη.

Για κάθε αντλία μεταφοράς ενός ρεύματος έγινε υπολογισμός της ισχύος του χρειάζεται να λειτουργήσει με τη χρήση του παρακάτω τύπου:

$$P=Q\cdot H\cdot g\cdot\rho/3600\text{ (W)}\text{ (5.3)}$$

Q παροχή (m<sup>3</sup>/s)  
H υψομετρική διαφορά (υπόθεση)= 5 m  
g επιτάχυνση της βαρύτητας = 9,81m<sup>2</sup>/s  
P πυκνότητα =1000 kg/m<sup>3</sup>

Για χρόνο λειτουργίας 4320 ώρες έγινε μετατροπή της ισχύος σε kWh και στη συνέχεια για τιμή 0,118 €/kWh υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας της κάθε μίας.

Για την πρώτη αντλία μεταφοράς ισχύει:

$$Q=2,315\text{ m}^3/\text{h}$$

$$P=\frac{2,315\cdot 5\cdot 9,81\cdot 1000}{3600}=31,54\text{ W}$$

$$E(\text{kwh})=\frac{P\cdot T}{1000}=\frac{31,54\cdot 4320}{1000}=136,26\text{ kWh}$$

Όπου:

$P = \text{Ισχύς (W)} = 31,54 \text{ W}$

$T = \text{Χρόνος λειτουργίας (hours)} = 4320 \text{ h}$

Για τιμή  $0,118 \text{ €/kWh}$  υπολογίστηκε το ετήσιο κόστος λειτουργίας:

$\text{Κόστος} = E \cdot 0,118 = 16,08 \text{ €}$

Με τον ίδιο τρόπο υπολογίζονται και οι υπόλοιπες αντλίες.

Το συνολικό κόστος λαμβάνοντας υπόψιν τα όσα προαναφερθήκαν παρουσιάζονται στο εξής πίνακα.

Πίνακας 5.4 Συγκεντρωτικός πίνακας κοστολόγησης ενέργειας του εξοπλισμού

	Ενέργεια	W	kWh/year	COST(€/y)
Αντλία μεταφοράς	Ηλεκτρική	440,863633	1904,61551	224,691425
Φυγόκεντρος	Ηλεκτρική	45000	194400	22939,2
Εξατμιστήρας	Ηλεκτρική	290133,94	1253378,61	147898,68
Εναλλάκτης θερμότητας	Ατμός Χαμηλής Πίεσης	169733,8	733250	86523,5
Υδρόψυκτος εναλλάκτης θερμότητας	Νερό ψύξης	150876,06	651784,57	76910,58
Ψύκτης	Ηλεκτρική	42052,76	181667,93	21436,82
Αναμίκτης	Ηλεκτρική	4330	18705,6	2207,2608
Σύνολο				358140,7

### 5.5.1 Κοστολόγηση ατμού χαμηλής πίεσης εναλλάκτη θερμότητας

Για την εκτίμηση του κόστους του LPS, αρχικά υπολογίζεται η ποσότητα του ατμού χαμηλής πίεσης που απαιτείται:

$$F_s = \frac{Q}{\Delta H_s} \quad (5.4)$$

$$F_s = 0,078 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \text{ ή } 1214,38 \frac{\text{tn}}{\text{y}}$$

Έστω κόστος ατμού 15 ευρώ ανά τόνο το κόστος θα είναι:

$$Cost, LPS = 15 \frac{\text{€}}{tn} \cdot 1214,38 \frac{tn}{y}$$

$$Cost, LPS = 18215,72 \frac{\text{€}}{y}$$

Πίνακας 5.5 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους βοηθητικών παροχών

Βοηθητική Παροχή	Κόστος ( $\frac{\text{€}}{y}$ )
Ηλεκτρική ενέργεια	315629
<i>Cost, LPS</i>	18215,72
Σύνολο (€)	376356,42

## 5.6 Κόστος Άμεσης Εργασίας (COL)

Για την εκτίμηση απαιτήσεων σε άμεση εργασία έχει επιλεγεί η μέθοδος του Ulrich, όπου σύμφωνα με την εικόνα (6.2) γίνονται οι εκτιμήσεις για τον απαιτούμενο αριθμό εργαζόμενων ανά βάρδια για κάθε στοιχείο εξοπλισμού.

Στοιχείο Εξοπλισμού	Εργαζόμενοι/βάρδια
Αναμίκτες	0.2
Αντιδραστήρες συνεχείς	0.3
Αντιδραστήρες ασυνεχείς	1.0
Αντλίες	0
Δεξαμενές	0
Δοχεία και στήλες	0.1 – 0.3
Εναλλάκτες θερμότητας	0.05
Εξατμιστήρες	0.2 – 0.4
Εξοπλισμός Ελάττωσης μεγέθους	0.3 – 0.6
Ζημωτήρες	0.2 – 0.3
Κλίβανοι	0.3
Μεταφορικές ταινίες	0.1
Συμπιεστές & Φυσητήρες	0.1
Φιλτρόπρεσες	0.6
Φυγοκεντρικοί διαχωριστές & Φίλτρα	0.05 – 0.1

Εικόνα 5.1 Απαιτούμενη άμεση εργασία ανά μονάδα εξοπλισμού για αντιπροσωπευτικά στοιχεία εξοπλισμού (Ulrich 2004).

Ο εξοπλισμός της εγκατάστασης απαριθμείτε παρακάτω.

8-Δεξαμενές  
27-Αντλίες  
3-Εναλλάκτες θερμότητας  
1-Εξαμιστήρα  
3Στήλες προσρόφησης  
1-Φυγόκεντρο  
6-Φίλτρα  
1-Αναμίκτη

Οι εργαζόμενοι ανά βάρδια είναι:

$N = 8 \cdot 0 + (26 \cdot 0) + (3 \cdot 0,05) + (1 \cdot 0,3) + (3 \cdot 0,3) + (1 \cdot 0,1) + (6 \cdot 0,1) + (1 \cdot 0,2) = 2,85 = 3$   
εργαζόμενοι/βάρδια

Θεωρείται ότι χρειάζονται 4.5 εργαζόμενοι ανά θέση εργασίας, οπότε ο συνολικός αριθμός εργαζομένων που απασχολούνται είναι:

$$COL = 4.5 \cdot 3 = 14 \text{ εργαζόμενοι}$$

Έτσι απαιτείται πρόσληψη 14 εργαζομένων για να καλύψουν και τις 2 βάρδιες.

Πίνακας 5.6 Συγκεντρωτικός πίνακας κόστους άμεσης εργασίας

Επάγγελμα	Αριθμός Υπαλλήλων	Ετήσιος μισθός (€)	Συνολικό κόστος (€)
Υδραυλικοί - Συντηρητές	2	16000	32000
Ηλεκτρολόγος	1	16000	16000
Χειριστής τρακτέρ	1	10000	10000
Εργαζόμενοι βάρδιας	14	10000	140000
<b>Σύνολο</b>			<b>198000</b>

## 5.7 Λειτουργικά κόστη

Το λειτουργικό κόστος της εγκατάστασης περιλαμβάνει το κόστος προσωπικού, το κόστος των πρώτων υλών που χρησιμοποιούνται, το κόστος ενέργειας και το κόστος συντήρησης και υπολογίζεται ως ετήσιο λειτουργικό κόστος.

Συνολικό λειτουργικό κόστος=198000+7150649 +358140,7+239495,832 =  
7946285,88€

## 5.8 Γενικά Έξοδα, Άμεσα κόστη, Σταθερές Δαπάνες, Κόστος κατασκευής

Έχοντας υπολογίσει τα επιμέρους κόστη, είναι πλέον δυνατός ο υπολογισμός του συνολικού κόστους παραγωγής, το οποίο μπορεί να αναλυθεί στις εξής κατηγορίες:

- Γενικά έξοδα,
- Άμεσα κόστη
- Πάγιες δαπάνες.

Τα άμεσα κόστη υπολογίζονται από τη σχέση:

$$DC = CRM + CUT + CWT + 1.33 \cdot COL + 0.1 \cdot FCI \quad (5.5)$$
$$=7150649+376356,42+0+1,33 \cdot 198000+0,1 \cdot 3991597,2=8189505,483€$$

Οι πάγιες δαπάνες είναι  $FC = 0.25 \cdot FCI=997899,3 €$

Συνολικό κόστος παραγωγής TPC (total product cost) αποτελείται από τα άμεσα κόστη, τα πάγια και τα γενικά έξοδα.

Υπολογίζεται μέσω της σχέσης 5.6 (Κούκος, 2004):

$$TPC = 1.22 \cdot (CRM + CUT + CWT) + 2.66 \cdot COL + 0.195 \cdot FCI(5.6)$$
$$TPC=1,22 \cdot (9779080+376356,42+0)+2,66 \cdot (198000)+0.195 \cdot 3991597,2$$
$$TPC= 10487988,48 €$$

Και τέλος για τα γενικά έξοδα ισχύει ότι:

$$GE = 0.20TPC$$

$$GE = 2097597,7 €$$



## 5.9 Κατασκευαστικά έξοδα

Συνιστούν τα έξοδα που σχετίζονται με τις εργασίες συνεργείων στον χώρο της κατασκευής και δεν περιλαμβάνονται στα έξοδα εγκατάστασης εξοπλισμού. Σε αυτά περιλαμβάνονται η λειτουργία και η συντήρηση προσωρινών εγκαταστάσεων, τα μηχανήματα κατασκευής, οι επιτόπου δοκιμές, η κατασκευή προσωρινών αποθηκευτικών χώρων και εργατικά που απαιτούνται για τα παραπάνω. Το κόστος ανέρχεται στο 8% της πάγιας επένδυσης.

## 5.10 Νομικά έξοδα

Πρόκειται για έξοδα συμβολαίων αγοράς του εξοπλισμού, καθώς και των εργολαβικών συμβολαίων. Επίσης περιλαμβάνει έξοδα για νομικές συμβουλές σχετικά με τις απαιτήσεις της πολιτείας σε θέματα ασφάλειας και προστασίας του περιβάλλοντος. Το σχετικό κόστος ανέρχεται στο 2% της πάγιας επένδυσης.

## 5.11 Εργολαβικό κέρδος

Πρόκειται για το ποσό που θα λάβει ο εργολάβος για τις υπηρεσίες του, και εξαρτάται από τις συνθήκες εργασίας. Το σχετικό κόστος ανέρχεται στο 3% της πάγιας επένδυσης.

## 5.12 Απρόβλεπτα κόστη

Στον προϋπολογισμό του έργου περιλαμβάνεται πάντα κάποιο ποσό για απρόβλεπτα έξοδα, τα οποία προκύπτουν λόγω μικρών αλλαγών στον σχεδιασμό, καθυστερήσεων κατά την κατασκευή λόγω καιρικών φαινομένων ή απεργιών, μεταβολές στις τιμές των υλικών κ.ά.. Συνήθως το κόστος των απρόβλεπτων διεργασιών κυμαίνεται μεταξύ 15-50% της πάγιας επένδυσης, ανάλογα και με την ακρίβεια των υπολογισμών των λοιπών εξόδων. Μία μέση εκτίμηση της τάξης του 15% θεωρείται λογική.

Ακολουθεί πίνακας με το συνολικό κόστος των παραπάνω εξόδων:

Πίνακας 5.7 Πίνακας λοιπών εξόδων

<b>ΛΟΙΠΑ ΕΞΟΔΑ</b>		
<b>Κατηγορία Δαπάνης</b>	Ποσοστό % της Πάγιας Επένδυσης	Κόστος (€)
Κατασκευαστικά έξοδα	8	319327,776
Νομικά έξοδα	2	79831,944
Εργολαβικό κέρδος	31	1237395,132
Απρόβλεπτα κόστη	5	199579,86
<b>Σύνολο</b>		<b>1836134,712</b>

#### Τελικός προϋπολογισμός

Για τον υπολογισμό του τελικού κόστους θα προσθέσουμε τα πάγια κόστη και τα λοιπά έξοδα:

$$\text{Τελικός Προϋπολογισμός} = 969054,18 + 1836134,712 = 2834034,012 \text{ €}$$

### 5.13 Έσοδα

Προκειμένου η επένδυση μας να αποφέρει έσοδα χρειάζεται να εκμεταλλευτούμε τα παραπροϊόντα που παράγονται. Έτσι θεωρήθηκε ιδανικό να γίνεται πώληση του λαδιού που εξάγεται από τη φυγοκέντριση, των φαινολικών ενώσεων οι οποίες έχουν διαχωριστεί από το 2-φασικό απόβλητο και τέλος τον κομπόστ που παράγουμε εντός της εγκατάστασης. Πιο κάτω παρουσιάζεται ένας πίνακας με τα προϊόντα και τις τιμές πώλησης τους.

Πίνακας 5.8 Αναλυτικός πίνακας τιμών πώλησης των προϊόντων

Προϊόντα	Τιμή πώλησης (€/kg)	Τελική τιμή (€/kg)
Λάδι	1-2	2
Φαινολικά	10-20	11
Κομπόστ	0,130-0,200	0,180

Υπολογισμός εσόδων μετά το πέρας ενός έτους.

Λάδι => 104940 kg · 2 €/kg = 209880 €

Φαινολικές ενώσεις => 1040580 kg · 11 €/kg = 11446380 €

Κομπόστ => 5838 tn · 180 €/tn = 1050840 €

Συνολικές ετήσιες απολαβές = 12707100 €

## 5.14 Καθαρά Παρούσα Αξία

Η Καθαρά Παρούσα Αξία αποτελεί το άθροισμα των παρούσων αξιών των εισερχόμενων και εξερχόμενων ταμειακών ροών που προκαλεί η επένδυση κατά τη διάρκεια μιας χρονικής περιόδου. Ο υπολογισμός της είναι απαραίτητος για να καθοριστεί αν το έργο κρίνεται συμφέρον για να χρηματοδοτηθεί ή όχι καθώς και για τη σωστότερη επιλογή αποφάσεων. Στη συγκεκριμένη μέθοδο όλες οι χρηματικές ροές προεξοφλούνται με τον ρυθμό προεξόφλησης 10% για 20 έτη. Ο υπολογισμός τη γίνεται με το παρακάτω τύπο.

$$NPV = \sum_{k=0}^{20} \frac{CF_k}{(1+i)^k} \quad (5.7)$$

$$NPV = -(4390756,92) + \frac{12707100}{(1+0,1)^1} + \frac{12707100}{(1+0,1)^2} + \frac{12707100}{(1+0,1)^3} + \dots + \frac{12707100}{(1+0,1)^{20}} = 6382379,39 > 0$$

Άρα επειδή η καθαρά παρούσα αξία είναι θετική η επένδυση είναι αποδοτική και επιφέρει κέρδη.

## 5.15 Υπολογισμός ετήσιων χρηματορροών

Η καθαρή χρηματική ροή υπολογίζεται ως το άθροισμα των καθαρών κερδών

και της απόσβεσης μειωμένων κατά το συνολικό κεφάλαιο που εκταμιεύεται.

Στην συγκεκριμένη μέθοδο χρησιμοποιήθηκαν οικονομικά στοιχεία και παραδοχές:

1. Η μονάδα θα λειτουργήσει για 20 χρόνια και θεωρούμε ότι τα 3 πρώτα χρόνια συντελείται η καταβολή του πάγιου κεφαλαίου FCI για την αγορά και εγκατάσταση του εξοπλισμού. Άρα, οι χρηματικές ροές που εξετάζονται αφορούν 23 χρόνια.
2. Το προϊόν της μονάδας είναι λάδι, κομπόστ και φαινολικά, τα οποία πωλούνται προς 2 €/kg, 180 €/tn και 11 €/kg, αντίστοιχα.
3. Ο φορολογικός συντελεστής ισούται με 35%.
4. Το κεφάλαιο κίνησης αποτελεί 10% του πάγιου κόστους κεφαλαίου. Ποσό που επιστρέφεται στο τέλος της λειτουργίας της μονάδας.
5. Η απόσβεση του πάγιου κόστους κεφαλαίου συντελείται στα πρώτα 7 έτη και το ποσό καθορίζεται από τους συντελεστές MACRS%.
6. Ο απαιτούμενος ρυθμός επιστροφής ισούται με 10%.
7. Ο χρόνος λειτουργίας της μονάδας είναι 4320 ώρες το χρόνο.

#### Γενικές έννοιες

Η χρηματοοικονομική ανάλυση προσβλέπει στην αξιολόγηση της βιωσιμότητας του επενδυτικού σχεδίου. Για τη χρηματοοικονομική ανάλυση απαραίτητη είναι η γνώση των καθαρών χρηματικών ροών που θα προκύψουν από την υλοποίηση του σχεδίου. Για τον υπολογισμό των καθαρών χρηματικών ροών, πρέπει να υπολογιστούν το ποσό των απαιτούμενων κεφαλαίων, των εσόδων, των εξόδων και των αποσβέσεων.

1. Για τον υπολογισμό των απαιτούμενων κεφαλαίων της επένδυσης πρέπει να υπολογιστεί το άθροισμα του πάγιου κόστους κεφαλαίου, FCI και του κεφαλαίου κίνησης, WC. Το κεφάλαιο κίνησης αποτελεί το 10% του πάγιου κόστους κεφαλαίου.

Κεφάλαιο επένδυσης=1,1·FCI=4390756,92 €

2. Τα έσοδα, R, είναι το γινόμενο της ποσότητας του κύριου προϊόντος καθώς και των παραπροϊόντων της διεργασίας επί την μοναδιαία τιμής πώλησής τους.

R=6463620 €

3. Τα έξοδα, COMwoD, καλύπτουν ένα ευρύ φάσμα χρηματικών ροών οι οποίες σχετίζονται με τη διαδικασία και γενικά έξοδα διάθεσης και διοίκησης.

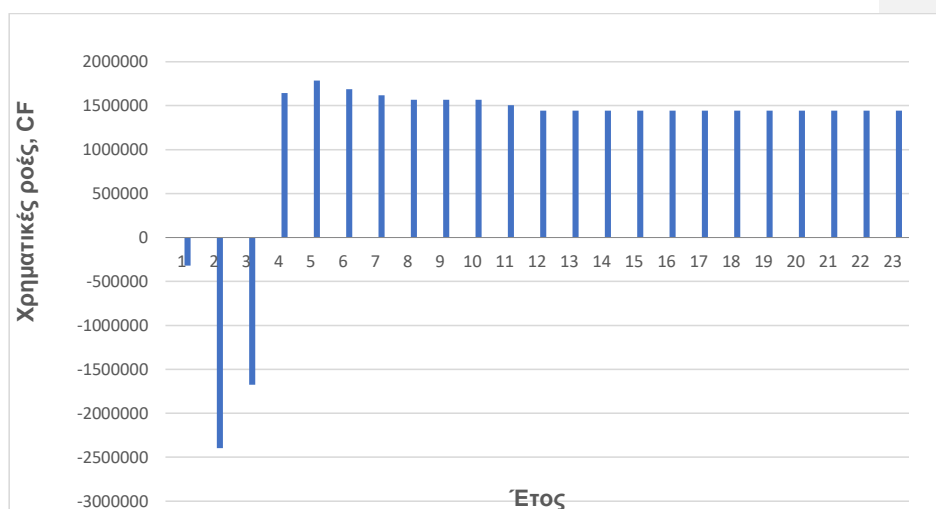
4. Η απόσβεση, D, είναι η μείωση της αξίας ενός περιουσιακού στοιχείου το οποίο χρησιμοποιείται τουλάχιστον για ένα έτος, λόγω χρονικής και λειτουργικής φθοράς ή τεχνολογικής απαξίωσης. Η απόσβεση υπολογίζεται ως το γινόμενο του πάγιου κόστους κεφαλαίου επί τους συντελεστές MACRS  $D = FCI \cdot MACRS\%$  (5.8)

5. Τα ετήσια ακαθάριστα κέρδη (IT) υπολογίζονται ως η διαφορά των εσόδων, R από τα έξοδα COMwoD.

Τελικά η χρηματική ροή για κάθε έτος δίνεται από τη σχέση:

$$CF = [(R - COMwoD) - (D + 1)] \cdot (1 - \Phi) + D \pm \text{ροές κεφαλαίων} \quad (5.9)$$

Με τη βοήθεια του υπολογιστικού φύλλου στο Excel σχεδιάστηκε το διάγραμμα χρηματοροών για διάστημα 23 ετών.



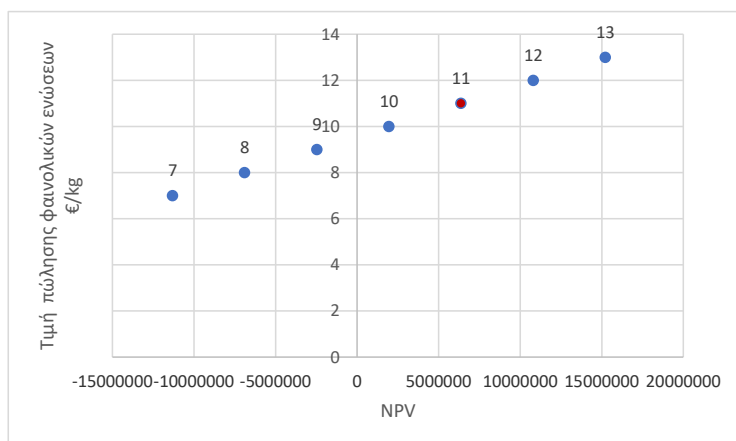
Διάγραμμα 5.1 Ετήσιες χρηματοροές



## 6 ΠΑΡΑΜΕΤΡΙΚΗ ΑΝΑΛΥΣΗ

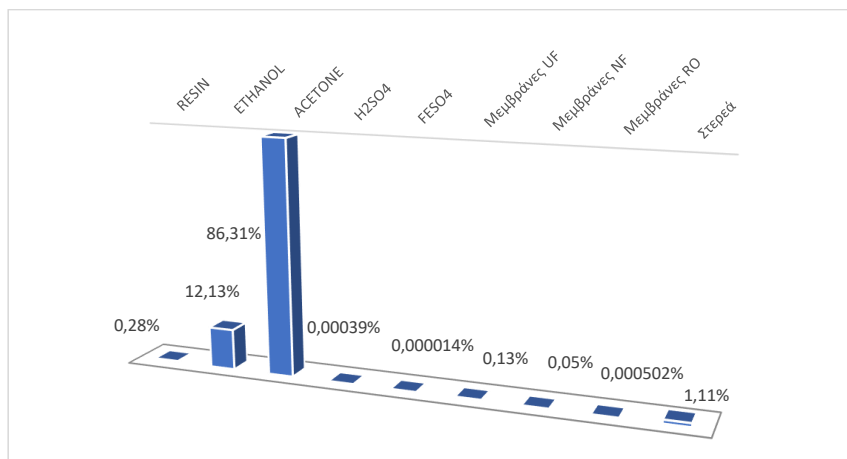
Μετά τον υπολογισμό του NPV παρατηρείτε ότι τα μεγέθη που συμβάλουν περισσότερο είναι τα έσοδα της επένδυσης, ειδικότερα αυτά που προέρχονται από την πώληση των φαινολικών ενώσεων.

Στο διάγραμμα 6.1 παρουσιάζεται γραφικά η μεταβολή της τιμής πώλησης των φαινολικών ενώσεων συναρτήσει της καθαρής παρούσας αξίας. Η σχέση αυτών των δύο μεγεθών είναι ανάλογη κάτι που δικαιολογεί την αύξηση της καθαρής παρούσας αξίας με την τιμή πώλησης των φαινολικών ενώσεων. Η μεταβολή της NPV για κάθε χρηματική μονάδα πώλησης των φαινολικών ενώσεων που αυξάνεται είναι αρκετά μεγάλη κάτι που οφείλεται στο γεγονός ότι το μεγαλύτερο μέρος των εσόδων προέρχεται από εκεί.



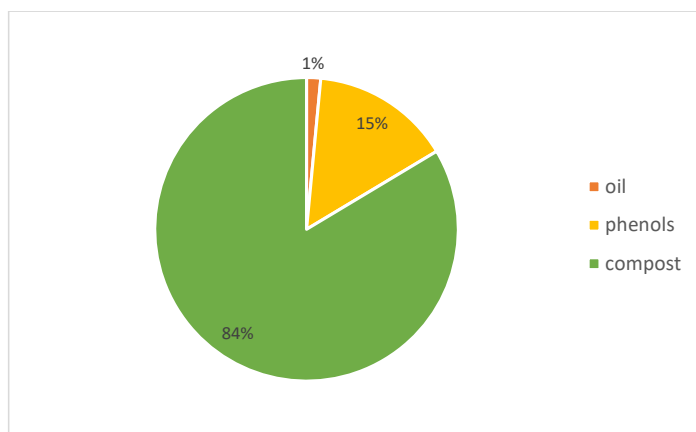
Διάγραμμα 6.1 Μεταβολή NPV συνάρτηση τιμής πώλησης φαινολικών ενώσεων

Το συνολικό κόστος παραγωγής αποτελείται από το κόστος που επιβαρύνει την επιχείρηση ή μια εταιρεία για την παραγωγή τελικών προϊόντων ή την παροχή συγκεκριμένων υπηρεσιών και περιλαμβάνει τα άμεσα κόστη, τα πάγια και τα γενικά έξοδα. Στα άμεσα κόστη συμπεριλαμβάνεται και το κόστος των πρώτων υλών. Στο διάγραμμα 6.2 παρουσιάζεται το ποσοστιαίο κόστος των πρώτων υλών. Η ακετόνη και η αιθανόλη καλύπτουν σχεδόν το 99% του κόστους των πρώτων υλών. Με την ακετόνη να έχει το μεγαλύτερο κόστος συγκριτικά με της υπόλοιπες πρώτες ύλες.



Διάγραμμα 6.2 Ποσοστιαίο κόστος πρώτων υλών

Στο διάγραμμα 6.3 παρατίθενται τα ποσοστά παραγωγής των προϊόντων από την αρχική ποσότητα διφασικού αποβλήτου. Το κύριο προϊόν είναι το κομπόστ έπειτα οι φαινολικές ενώσεις και σε μικρότερη ποσότητα το υπολειμματικό λάδι. Το pie chart αναφέρεται σε ιδανικές συνθήκες όπως είναι φυσικό υπάρχει και το ποσοστό του σφάλματος.



Διάγραμμα 6.3 Ποσοστιαία παραγωγή προϊόντων



## 7 ΣΥΖΗΤΗΣΗ- ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

Στο παρόν κεφάλαιο παρατίθενται τα συμπεράσματα, βάσει των αποτελεσμάτων που παρουσιάζονται στα κεφάλαια 4 ,5 και 6 καθώς και προτάσεις περαιτέρω βελτιστοποίησης της μονάδας βιοδιυλιστηρίου.

Η μονάδα επεξεργασίας που σχεδιάστηκε επεξεργάζεται 10.000 τόνους αποβλήτου. Η παραγωγή υπολειμματικού λαδιού ανέρχεται σε 105 τόνους που αποτελούν το 1,05 % της αρχικής ποσότητας του. Όσον αφορά τη σύνθεση λιπαρών οξέων, το υπολειμματικό έλαιο έχει παρόμοια σύσταση με το παρθένο ελαιόλαδο (Tzathas et al., 2019). Μόλις εξαχθεί, μπορεί να πωληθεί σε εταιρείες ελαιολάδου με τιμή αγοράς 1-2 €/ kg και ως εκ τούτου, ένα μεσαίου μεγέθους διφασικό ελαιοτριβείο στην Ελλάδα που παράγει 3000 τόνους OMW μπορεί να έχει εισόδημα 31.500-63.000 € / έτος. Η απλότητα της διαδικασίας εξαγωγής είναι εκείνη που επιτρέπει στους ιδιοκτήτες ελαιοτριβείων να μειώσουν την επένδυση κεφαλαίου στο μηδέν, καθώς μπορούν να χρησιμοποιήσουν τον υπάρχοντα εξοπλισμό των εγκαταστάσεών τους, όπως, φυγοκεντριστές και διαχωριστές και να εξάγουν το υπολειμματικό λαδιού.

Μετά τη διαδικασία εκχύλισης του υπολειμματικού ελαίου, η παραγόμενη υδατική φάση περιέχει σημαντικές ποσότητες φαινολικών ενώσεων όπως η υδροξυτυροσώλη και η τυροσώλη, οι οποίες παρουσιάζουν εμπορεύσιμο ενδιαφέρον και μπορεί να οδηγήσουν, με την κατάλληλη επεξεργασία σε επιπλέον έσοδα για τα ελαιοτριβεία. Η διαδικασία της διήθησης διαχώρισε σε μεγάλο βαθμό τις φαινολικές ενώσεις χαμηλού μοριακού βάρους από αυτές με υψηλό μοριακό βάρος.

Στη συνέχεια η διαδικασία της προσρόφησης/εκρόφησης με χρήση ρητινών τριών σταδίων επέτρεψε, σε μεγάλο βαθμό, τον διαχωρισμό των φαινολών από τους υδατάνθρακες που εμποδίζουν την περαιτέρω συμπύκνωσή τους. Το πρώτο στάδιο της εκρόφησης που χρησιμοποιήθηκε νερό ως διαλύτης επέτρεψε την απομάκρυνση σε υψηλό ποσοστό (60%) τους υδατάνθρακες από την ρητίνη. Από την άλλη, το δεύτερο στάδιο της εκρόφησης που πραγματοποιήθηκε με αιθανόλη αφαίρεσε σχεδόν επιλεκτικά τις προσροφημένες φαινόλες σε υψηλά ποσοστά που φτάνουν σχεδόν το 100%. Αξίζει να επισημάνουμε ότι η τιμή πώλησης των φαινολικών ενώσεων που ανακτώνται επηρεάζει στο μεγαλύτερο βαθμό τα έσοδα και επομένως και την καθαρά παρούσα αξία της επένδυσης.

Η τιμή πώλησης 11 €/kg θεωρείται αρκετά ανταγωνιστική για την αγορά όπου το κόστος αγοράς κυμαίνεται στα 20-40 €/kg. Βέβαια η τιμή πώλησης εξαρτάται από

την συγκέντρωση των φαινολικών ενώσεων στο συμπύκνωμα που προκύπτει μετά την εξάτμιση.

Λόγω των ανατιμήσεων το κόστος των πρώτων υλών συνεχώς αυξάνεται. Η αιθανόλη και η ακετόνη όπως παρουσιάζεται στο ραβδογράμμα είναι οι πιο κοστοβόρες πρώτες ύλες αφού χρησιμοποιούνται σε πολύ μεγάλες ποσότητες. Η ανακύκλωση της αιθανόλης που προτείνεται ελαττώνει το κόστος παραγωγής και επιτρέπει μείωση της τιμής πώλησης των φαινολικών ενώσεων. Αυτό σημαίνει ότι χωρίς την επανακυκλοφορία της αιθανόλης στη δεξαμενή οι φαινολικές ενώσεις θα πωλούταν προς 13,5 €/kg. Όσον αφορά την ακετόνη το κόστος πώλησης έχει αυξηθεί 20% τον τελευταίο χρόνο και αναμένεται να συνεχίσει να ανεβαίνει. Λαμβάνοντας υπόψιν τη συνεχή αύξηση του κόστους των πρώτων υλών συστήνεται μια πιο ενδελεχή έρευνα για τη μείωση τους καθώς τα αποτελέσματά της μελέτης βασίζονται σε εργαστηριακά δεδομένα. Επομένως, όπως μπορεί να γίνει εύκολα αντιληπτό, σε πραγματικές συνθήκες οι απαιτούμενες ποσότητες μπορεί να διαφέρουν.

Το κομπόστ αποτελεί το τελευταίο προϊόν που παράγει η μονάδα. Τα στερεά που διαχωρίζονται κατά τη φυγοκέντρωση καθώς και το συμπύκνωμα της υπερδιήθησης, της νανοδιήθησης, το διήθημα της αντίστροφης ώσμωσης καθώς και το νερό μαζί με τους εκροφημένους υδατάνθρακες και το απαλλαγμένο από φαινολικές ενώσεις υγρό ρεύμα με τη προσθήκη επιπλέον στερεών συμβάλουν στη δημιουργία ενός πολύτιμου και οικονομικά αξιοποιήσιμου προϊόντος. Η πώληση του κομπόστ επιφέρει έσοδα της τάξης 1050840 € ετησίως.

Τα συνολικά ετήσια έσοδα του βιοδιυλιστηρίου ανέρχονται σε 6463620 €, λαμβάνοντας υπόψιν και το κεφάλαιο επένδυσης η καθαρά παρούσα αξία υπολογίστηκε σε 6382379,39 €. Υπάρχει ωστόσο περιθώριο για μεγαλύτερο κέρδος, αυξάνοντας τη τιμή πώλησης των φαινολικών ενώσεων και παραμένοντας ακόμα ανταγωνιστικοί στην αγορά.

Εν κατακλείδι, βασικό συμπέρασμα της οικονομικής ανάλυσης αποτελεί το γεγονός ότι το επενδυτικό σχέδιο θεωρείται συμφέρον. Αυτό διότι η καθαρά παρούσα αξία είναι θετική, κυρίως λόγω των μεγάλων εσόδων από την πώληση των προϊόντων που παράγει η μονάδα μας μετά την επεξεργασία του αποβλήτου. Ταυτόχρονα, οι συντηρητικές τιμές πώλησης του λαδιού, του κομπόστ και του συμπυκνώματος των φαινολικών ενώσεων αποδείχθηκαν αρκετά ικανοποιητικές ούτως ώστε να βγάλουν επικερδή την επένδυση. Για τους προαναφερθέντες λόγους το επενδυτικό σχέδιο

θεωρείται αρκετά ελκυστικό.

Το επενδυτικό σενάριο που εξετάστηκε αναφέρεται σε μια μονάδα η οποία θα αποτελεί συνέχεια του ελαιοτριβείου και θα λειτουργεί στον ίδιο χώρο με αυτό. Κατ' αυτό τον τρόπο δεν θα έχουμε το κόστος μεταφοράς του αποβλήτου στην εγκατάσταση και την αγορά οικοπέδου. Τα επιπλέον κόστη που χρειάζονται για να λειτουργήσει η μονάδα σε ξεχωριστό χώρο δεν θα έπρεπε να είναι αποδοκιμαστικά για επίδοξους επενδυτές καθώς οι τιμές πώλησης των παραγόμενων προϊόντων, που έχουν επιλεγεί είναι αρκετά ανταγωνιστικές στην αγορά. Αυτό σημαίνει ότι με μία μικρή αύξηση των τιμών πώλησης θα μπορέσει να καλυφθεί το επιπλέον κόστος που χρειάζεται για τη δημιουργία της μονάδας.

### **ΠΡΟΤΑΣΕΙΣ ΓΙΑ ΠΕΡΑΙΤΕΡΩ ΕΡΕΥΝΑ**

Βάσει των παραπάνω συμπερασμάτων, στο παρόν κεφάλαιο, παρατίθενται συστάσεις για περαιτέρω έρευνα ώστε το συνολικό κόστος παραγωγής να ελαχιστοποιηθεί. Όπως προκύπτει από την εκτίμηση του συνολικού κόστους παραγωγής το μεγαλύτερο κόστος που καθιστά αρκετά υψηλή την ελάχιστη τιμή πώλησης των προϊόντων είναι αυτό των πρώτων υλών και πιο συγκεκριμένα το κόστος της ακετόνης που αποτελεί το 45,06 % του συνολικού κόστους παραγωγής. Για την περαιτέρω μείωση του συνολικού κόστους παραγωγής της διεργασίας προτείνεται η απόκτηση των πρώτων υλών, ενδεχομένως σε μεγαλύτερες ποσότητες ώστε να επιτευχθεί καλύτερη τιμή αλλιώς να γίνεται η προμήθεια τους από ελληνική εταιρία για να μειωθεί το κόστος της μεταφοράς.

Όπως προαναφέρθηκε το κόστος της ακετόνης που χρησιμοποιείται για την αναγέννησή της ρητίνης είναι πολύ υψηλό και συνεχίζει να ανεβαίνει με υψηλούς ρυθμούς. Αυτή η αύξηση τιμών πλέον δεν εξυπηρετεί τον αρχικό μας στόχο που ήταν η εξοικονόμηση της ρητίνης. Υπολογίστηκε ότι αν δεν γίνει αναγέννηση θα χρειαστούμε  $496348 \text{ kg} \cdot 1 \text{ €/kg} = 496348 \text{ €}$ , έναντι  $6171427 \text{ €}$  το ετήσιο κόστος αγοράς της ακετόνης. Με μια πρόχειρη ματιά, ακόμα και αν τριπλασιαστεί το κόστος της ρητίνης πάλι θα είναι προτιμότερη η αγορά της. Επιπλέον πέρα από το κόστος των πρώτων υλών μειώνεται σημαντικά και το κόστος παραγωγής. Τέλος, με αυτή την αλλαγή μπορούμε να μειώσουμε το κόστος πώλησης των φαινολικών ενώσεων σε  $7 \text{ €/kg}$  έχοντας τιμή  $NPV=4592249,36 \text{ €}$ . Παρακάτω παρουσιάζεται μια συνοπτική οικονομική ανάλυση στη περίπτωση που δεν επιλέγεται η αναγέννηση της ρητίνης.

### **Κόστος εγκατεστημένου εξοπλισμού**

Το κόστος του εγκαταστημένου εξοπλισμού αφορά το έτος 2002 οπότε θα πρέπει να γίνει αναγωγή στο έτος 2019.

$$C_{BM} = 1394056 \text{ €}$$

$$C_{BM}^o = (\text{€@2019}) = \frac{607,5}{395,6} \cdot C_p^o \text{€@2002}$$

Για το έτος 2019 έχουμε:  $C_{BM}^o = (\text{€@2019}) = 2140771 \text{ €}$

### Κόστος Πάγιου Κεφαλαίου FCI

$$FCI = 1,8 \cdot \sum_{i=1}^n C_{BM,i} = 3853387,8 \text{ €}$$

### Κόστος συντήρησης

Για τον υπολογισμό του κόστους συντήρησης επιλέχθηκε ποσοστό 6%.

Το κόστος συντήρησης ισούται με :  $0,06 \cdot FCI = 231203,27 \text{ €}$

### Κόστος πρώτων υλών (CRM)

Πίνακας 7.1 Συγκεντρωτικός πίνακας ετήσιας κοστολόγησης πρώτων υλών (CRM)

Πρώτη ύλη	Τεμάχια	Χαρακτηριστικό μέγεθος	Τιμή	Κόστος	Μονάδα	Ετήσιο κόστος $\frac{\text{€}}{\text{y}}$
RESIN	-	Παροχή ( $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ )	114,9	1	€/kg	496348,47
ETHANOL	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,24	0,66	€/lt	867285,17
H2SO4	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,0000324	200	€/tn	28
FESO4	-	Παροχή ( $\frac{\text{tn}}{\text{h}}$ )	0,0000014	68	€/tn	0,97
Μεμβράνες υπερδιήθησης	2	Επιφάνεια ( $\text{m}^2$ )	30,8	4729,77	€/τεμάχιο	9459,56
Μεμβράνες νανοδιήθησης	2	Επιφάνεια ( $\text{m}^2$ )	11,4	1750,63	€/τεμάχιο	3501,26
Μεμβράνες αντίστροφης ώσμωσης	2	Επιφάνεια ( $\text{m}^2$ )	0,146	17,94	€/τεμάχιο	35,88

Επιπλέον στερεά για κομποστοποίηση	Παροχή ( $\frac{tn}{h}$ )	0,61	30	€/tn	79056
Σύνολο					1455715 €

### Κόστος Βοηθητικών Παροχών (CUT)

Το κόστος των βοηθητικών παροχών παραμένει το ίδιο  $376356,422 \frac{\text{€}}{\text{y}}$

### Κόστος Άμεσης Εργασίας (COL)

Το κόστος της άμεσης εργασίας παραμένει το ίδιο  $1980000 \frac{\text{€}}{\text{y}}$

### Λειτουργικά κόστη

Το λειτουργικό κόστος της εγκατάστασης περιλαμβάνει το κόστος προσωπικού, το κόστος των πρώτων υλών που χρησιμοποιούνται, το κόστος ενέργειας και το κόστος συντήρησης και υπολογίζεται ως ετήσιο λειτουργικό κόστος.

Συνολικό λειτουργικό κόστος= 2251351,84€

### Γενικά Έξοδα, Άμεσα κόστη, Σταθερές Δαπάνες, Κόστος κατασκευής

Τα άμεσα κόστη υπολογίζονται από τη σχέση:  
 $DC = CRM + CUT + CWT + 1.33 \cdot COL + 0.1 \cdot FCI = 2494571,45 \text{ €}$

Οι πάγιες δαπάνες είναι  $FC = 0.25 \cdot FCI= 963346,95 \text{ €}$

Συνολικό κόστος παραγωγής TPC (total product cost) αποτελείται από τα άμεσα κόστη , τα πάγια και τα γενικά έξοδα.

$TPC = 1.22 \cdot (CRM + CUT + CWT) + 2.66 \cdot COL + 0.195 \cdot FCI(5.6)$   
 TPC= 3540168,97 €

Και τέλος για τα γενικά έξοδα ισχύει ότι:

$$GE = 0.20TPC$$

$$GE = 708033,79 \text{ €}$$

## Λοιπά Έξοδα

Ακολουθεί πίνακας με το συνολικό κόστος των παραπάνω εξόδων:

Πίνακας 7.2 Συγκεντρωτικός πίνακας λοιπών εξόδων

ΛΟΙΠΑ ΕΞΟΔΑ		
Κατηγορία Δαπάνης	Ποσοστό % της Πάγιας Επένδυσης	Κόστος (€)
Κατασκευαστικά έξοδα	8	319327,78
Νομικά έξοδα	2	79831,94
Εργολαβικό κέρδος	31	1237395
Απρόβλεπτα κόστη	5	199580
<b>Σύνολο</b>		<b>1836134,71</b>

### Τελικός προϋπολογισμός

Για τον υπολογισμό του τελικού κόστους θα προσθέσουμε τα πάγια κόστη και τα λοιπά έξοδα:

$$\text{Τελικός Προϋπολογισμός} = 2735905,338 \text{ €}$$

## Έσοδα

Τα συνολικά έσοδα υπολογίστηκαν κρατώντας τις ίδιες τιμές πώλησης των προϊόντων.  
Συνολικές ετήσιες απολαβές=12707100 €

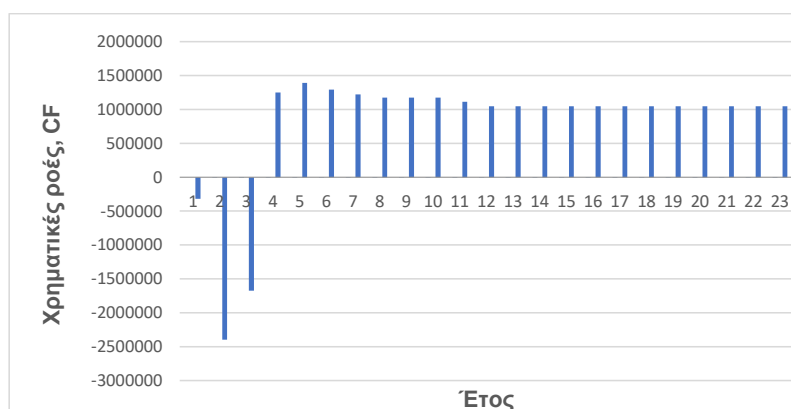
## Καθαρά Παρούσα Αξία

$$NPV = \sum_{k=0}^{20} \frac{CF_k}{(1+i)^k}$$

NPV = 33559151,04 € > 0

### Υπολογισμός ετήσιων χρηματοροών

Με τη βοήθεια του υπολογιστικού φύλλου στο Excel σχεδιάστηκε το διάγραμμα χρηματοροών για διάστημα 23 ετών.



Διάγραμμα 7.1 Ετήσιες χρηματοροές

Μειώνοντας το κόστος των πρώτων υλών, θα μας επιτρέψει να είμαστε πιο ανταγωνιστικοί στις τιμές πώλησης των προϊόντων συνεχίζοντας τη λειτουργία μια κερδοφόρας μονάδας επεξεργασίας.

Για τη μείωση του κόστους των βοηθητικών παροχών κύριος στόχος πρέπει να αποτελεί η μείωση του κόστους της ηλεκτρικής ενέργειας που αποτελεί και το μεγαλύτερο ποσοστό της.

Προτείνεται η χρησιμοποίηση ενδεχομένως, φωτοβολταϊκών πάνελ, για την αυτονομία της μονάδας σε ηλεκτρική ενέργεια. Πρέπει να επισημανθεί ότι ενώ η απομάκρυνση των φαινολικών ενώσεων από τα απόβλητα των ελαιοτριβείων ερευνάται πάνω από δύο δεκαετίες ωστόσο ακόμα δεν έχει μπει σε εφαρμογή ένα ολοκληρωμένο σύστημα για την επεξεργασία των αποβλήτων και την περαιτέρω

εκμετάλλευσή τους. Προτείνεται η περαιτέρω διερεύνηση και άλλων μεθόδων προς τελική αποτίμηση της οικονομικότερης.

## 8 Βιβλιογραφία

---

- 1) A. A. Apostolakou, I. K. Kookos, C. Marazioti, K. C. Angelopoulos, « Techno-economic analysis of a biodiesel production process from vegetable oils. », *Journal of Fuel Processing Technology*, Volume 90, Issues 7-8, Pages 1023-1031, 2009.
- 2) A. C. Barbera, C. Maucieri, V. Cavallaro, A. Ioppolo, G. Spagna, « Effects of spreading olive mill wastewater on soil properties and crops. », *Journal of Agricultural Water Management*, 119, Pages 43–53, 2013.
- 3) E. S. Aktas, S. Imre, L. Ersoy, « Systematic characterization and chemical treatment of olive oil mill wastewater. », *Journal of Toxicological and Environmental Chemistry* Issues 20–21, Pages 437–457, 2001.
- 4) E. S. Aktas, S. Imre, L. Ersoy, « Characterization and lime treatment of olive mill wastewater. », *Journal of Water Research* Volume 35 Pages, 2336–2340, 2001.
- 5) A. Rektor, G. Vatai, « Membrane filtration of Mozzarella whey. », *Department of Food Engineering, Faculty of Food Science, Szent Istvan University, Desalination* 162, Pages 279-286, 2004.
- 6) A. V. Bridgwater, « Review of fast pyrolysis of biomass and product upgrading. », *Journal of Biomass and Bioenergy*, Volume 38, Pages 68-94, March 2012.
- 7) A. C. Caputo, F. Scacchia, P. M. Pelagagge, « Disposal of byproducts in olive oil industry: waste to energy solution. », *Journal of Applied Thermal Engineering* Volume 23 Pages 197–214 (2003).
- 8) L. C. Chang, T. C. Wen, « Indirect oxidation effect of electrochemical oxidation treatment of landfill leachate. », *Journal of Water Research*, Volume 29, Issue 2, Pages 671–675, 1995.
- 9) C. Comninellis, C. Pugarin, « Anodic Oxidation of Phenol for Wastewater Treatment. », *Journal of Applied Electrochemistry*, Volume 21, Pages 703-708, 1991.



- 10) Γ. Γεωργακαράκος, « Επεξεργασία και αξιοποίηση υγρών λυμάτων ελαιουργείου. », Πτυχιακή Εργασία. Κρήτη, 2013.
- 11) D. P. Zagklis, A. I. Vavouraki, M. E. Kornaros, A. P. Christakis , « Purification of olive mill wastewater phenols through membrane filtration and resin adsorption/desorption. », Journal of Hazardous Materials, Volume 285, Pages 69-76, 2015.
- 12) G. Vlyssides, M. Loizides, P. Karlis, « Integrated strategic approach for reusing olive oil extraction by-products. », Journal of Cleaner Production, Pages 603-611, 2004.
- 13) J. Fiestas Ros de Ursinos ,R. B. Padilla, « Use and treatment of olive mill wastewater: current situation and prospects in Spain. », Grasas y Aceites, Volume 43, Issues 2, Pages 101–106, 1992.
- 14) Ι. Κ. Κούκος, « Εισαγωγή στο Σχεδιασμό Χημικών Εργοστασίων. », Εκδόσεις Τζιόλα, Κεφάλαιο 3, 2004.
- 15) Ι. Κ. Κούκος, « Εισαγωγή στο Σχεδιασμό Χημικών Εργοστασίων. », Εκδόσεις Τζιόλα, Κεφάλαιο 4, 2004.
- 16) Ι. Κ. Κούκος, « Εισαγωγή στο Σχεδιασμό Χημικών Εργοστασίων. », Εκδόσεις Τζιόλα, Κεφάλαιο 5, 2004.
- 17) C. J. Israilides, A. G. Vlyssides, N. V. Mourafeti, G. Karvouni, « Olive oil wastewater treatment with the use of an electrolysis system. », Journal of Bioresource Technology, Volume 61, Pages 163–170, 1997.
- 18) J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair, S. M. Walas, « Chemical Process Equipment – Selection and Design. », Gulf Professional Publishing, 2<sup>nd</sup> Edition, 2004.
- 19) K. Tzathas, E. Chrysagi, G. Lyberatos, A. Vlyssides, A. A. Vlysidis, « Pretreatment of Olive Mill Wastes for the Extraction of Residual Oil and High Added Value Compounds », Journal of Waste and Biomass Valorization, Volume 11, Pages 4025-4034, June 2019.
- 20) Χ. Κυριακόπουλος, «Η αποδόμηση των Υγρών Αποβλήτων Ελαιοτριβείων μετά από εφαρμογή τους στο έδαφος. » Μεταπτυχιακή Εργασία, Πάτρα, 2005
- 21) Ν. Χρυσοβαλάντου, « Αξιολόγηση τριφασικής και διφασικής μεθόδου ελαιοποίησης του ελαιόκαρπου. », Διεπιστημονικό - Διατμηματικό Πρόγραμμα Μεταπτυχιακών

Σπουδών "Επιστήμη και Τεχνολογία Υδάτινων Πόρων", Εθνικό Μετσόβιο Πολυτεχνείο, 2010.

22) M. Niaounakis, C. P. Halvadakis, « Olive Mill Waste Management–Literature Review and Patent Survey. », 2004.

23) Π. Φάκλαρης, Β. Σταματοπούλου, « Η ελιά και το ελαιόλαδο στην αρχαία Ελλάδα. », Πρακτικά διεθνούς συνεδρίου, 1999.

24) P. Paraskeva, E. Diamadopoulos, « Technologies for olive mill wastewater (OMW) treatment: a review. », Journal of Chemical Technology & Biotechnology, Volume 81, no. 9, Pages. 1475-1485, Sept. 2006.

25) D. Potoglou, A. Kouzeli-Katsiri, D. Haralambopoulos, « Solar distillation of olive mill wastewater. », Journal of Renewable Energy, Volume 29, Pages :569–579, 2004.

26) R. H. Perry, D. W. Green, « Perry's Chemical Engineers' Handbook. », The McGraw-Hill Companies, Perry's 8th Edition., Chapter 18, 2007

27) P. Rodis, V. T. Karathanos, A. Mantzavinou, « Partitioning of olive oil antioxidants between oil and water phases. », Journal of Agricultural and Food Chemistry, Volume 50, Issue 3, Pages 596-601, January 2002.

28) G. Rodríguez, R. Rodríguez, R. Guillén, A. Jiménez, J. F. Bolaños, « Effect of steam treatment of alperujo on the enzymatic saccharification and in vitro digestibility of alperujo. », Journal of Agriculture and Food Chemistry, Vol.55, No.1, Pages 136-142, January 2007.

29) S. Patruno, [www.extravo.com](http://www.extravo.com) [06/2022]

30) Σ.Ντόλια, « Διαχείριση αποβλήτων ελαιουργείων: ανασκόπηση ερευνών και προβλήματα. », Μεταπτυχιακό Πρόγραμμα Σπουδών: Συστήματα Διαχείρισης Ενέργειας και Προστασίας Περιβάλλοντος, Συνεργασία Τμήματος Οργάνωσης και Διοίκησης Βιομηχανικών Διεργασιών, Πανεπιστήμιο Πειραιά και Σχολής Χημικών Μηχανικών, Εθνικό Μετσόβιο Πολυτεχνείο, 2006.

31) A. L. Skaltsounis, A. Argyropoulou, N. Aligiannis, N. Xynos, « Recovery of High Added Value Compounds from Olive Tree Products and Olive Processing Byproducts. », Journal Olive and Olive Bioactive Constituents, Volume 11, Pages 333-356, 2015

32) A. R. Tekin, A. C. Dalgic, « Biogas production from olive pomace. Resources. »,

Journal of Conservation and Recycling, Volume 30, Pages 301–313, 2000.

33) [www.indiamart.com](http://www.indiamart.com)

34) [www.made-in-china.com](http://www.made-in-china.com)

35) A. F. Hernández, A. Roig, N. Serramiá, C. G. O. Civantos , « Application of compost of two-phase olive mill waste on olive grove Effects on soil, olive fruit and olive oil quality. », Journal of Waste Management, Volume 34, Issue7, Pages 1139-1147, July 2014.

36) C. Russo, « A new membrane process for the selective fractionation and total recovery of polyphenols, water and organic substances from vegetation waters (VW) .», Journal of Membrane Science Pages 239–246, February 2007.

37) J. A. Alburquerque, J. Gonzalez, D. Garcia, J. Cegarra, « Agrochemical characterization of “alperujo”, a solid by-product of the two-phase centrifugation method for olive oil extraction. », Journal of Bioresource Technology, Volume 91, Issue 2, Pages 195-200, January 2004.

38) Π. Γκίκας, « Σχεδιασμός Περιβαλλοντικών Εγκαταστάσεων και Εκτίμηση Περιβαλλοντικών Επιπτώσεων Ι. Ι», Πολυτεχνείο Κρήτης, 2020.

39) A. Rector, G. Vatai, « Membrane filtration of mozzarella whey. », Journal of Desalination, Volume 162, Pages 279-289, March 2004