



ΓΕΩΠΟΝΙΚΟ ΠΑΝΕΠΙΣΤΗΜΙΟ ΑΘΗΝΩΝ  
ΤΜΗΜΑ ΕΠΙΣΤΗΜΗΣ ΤΡΟΦΙΜΩΝ & ΔΙΑΤΡΟΦΗΣ ΤΟΥ ΑΝΘΡΩΠΟΥ  
Π.Μ.Σ ΕΠΙΣΤΗΜΗ ΚΑΙ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΤΡΟΦΙΜΩΝ  
& ΔΙΑΤΡΟΦΗ ΤΟΥ ΑΝΘΡΩΠΟΥ

ΚΑΤΕΥΘΥΝΣΗ:  
ΒΙΟΔΙΕΡΓΑΣΙΕΣ ΤΡΟΦΙΜΩΝ & ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΑ

ΜΕΤΑΠΤΥΧΙΑΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ:

---

ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΣ & ΤΕΧΝΟΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ  
ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΓΙΑ ΤΗΝ ΠΑΡΑΓΩΓΗ ΜΙΚΡΟΒΙΑΚΩΝ  
ΛΙΠΙΔΙΩΝ ΚΑΙ ΠΡΟΪΟΝΤΩΝ ΠΡΟΣΤΙΘΕΜΕΝΗΣ ΑΞΙΑΣ

---

ΣΤΥΛΙΑΝΟΣ Π. ΘΕΟΛΟΓΟΥ

ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ

ΑΠΟΣΤΟΛΟΣ ΚΟΥΤΙΝΑΣ

Γ.Π.Α, ΑΘΗΝΑ 2018



ΓΕΩΠΟΝΙΚΟ ΠΑΝΕΠΙΣΤΗΜΙΟ ΑΘΗΝΩΝ  
ΤΜΗΜΑ ΕΠΙΣΤΗΜΗΣ ΤΡΟΦΙΜΩΝ & ΔΙΑΤΡΟΦΗΣ ΤΟΥ ΑΝΘΡΩΠΟΥ  
Π.Μ.Σ ΕΠΙΣΤΗΜΗ ΚΑΙ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΤΡΟΦΙΜΩΝ  
& ΔΙΑΤΡΟΦΗ ΤΟΥ ΑΝΘΡΩΠΟΥ

ΚΑΤΕΥΘΥΝΣΗ:  
ΒΙΟΔΙΕΡΓΑΣΙΕΣ ΤΡΟΦΙΜΩΝ & ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΑ

ΜΕΤΑΠΤΥΧΙΑΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ:

---

ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΣ & ΤΕΧΝΟΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ  
ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΓΙΑ ΤΗΝ ΠΑΡΑΓΩΓΗ ΜΙΚΡΟΒΙΑΚΩΝ  
ΛΙΠΙΔΙΩΝ ΚΑΙ ΠΡΟΪΟΝΤΩΝ ΠΡΟΣΤΙΘΕΜΕΝΗΣ ΑΞΙΑΣ

---

ΣΤΥΛΙΑΝΟΣ Π. ΘΕΟΛΟΓΟΥ

ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ

ΑΠΟΣΤΟΛΟΣ ΚΟΥΤΙΝΑΣ

Γ.Π.Α, ΑΘΗΝΑ 2018

**ΜΕΤΑΠΤΥΧΙΑΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ:**

---

**ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΣ & ΤΕΧΝΟΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ  
ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΓΙΑ ΤΗΝ ΠΑΡΑΓΩΓΗ ΜΙΚΡΟΒΙΑΚΩΝ  
ΛΙΠΙΔΙΩΝ ΚΑΙ ΠΡΟΪΟΝΤΩΝ ΠΡΟΣΤΙΘΕΜΕΝΗΣ ΑΞΙΑΣ**

---

**ΣΤΥΛΙΑΝΟΣ Π. ΘΕΟΛΟΓΟΥ**

**ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ**

**ΑΠΟΣΤΟΛΟΣ ΚΟΥΤΙΝΑΣ**

**ΤΡΙΜΕΛΗΣ ΕΠΙΤΡΟΠΗ**

**ΑΠΟΣΤΟΛΟΣ ΚΟΥΤΙΝΑΣ**

**ΙΩΑΝΝΗΣ ΚΟΥΚΟΣ**

**ΣΕΡΑΦΕΙΜ ΠΑΠΑΝΙΚΟΛΑΟΥ**

## ***Ευχαριστίες***

---

*Η παρούσα ερευνητική μελέτη αποτελεί τη διπλωματική μου εργασία στο μεταπτυχιακό πρόγραμμα Επιστήμης και Τεχνολογίας Τροφίμων & Διατροφής του Ανθρώπου με κατεύθυνση Βιοδιεργασίες Τροφίμων και Βιοδιύλιστήρια στο Γεωπονικό Πανεπιστήμιο Αθηνών με επιβλέποντα καθηγητή τον κ. Κουτίνα Απόστολο τον οποίο και ευχαριστώ ιδιαίτερα.*

*Επίσης, θα ήθελα να ευχαριστήσω τον υποψήφιο διδάκτορα κ. Λαδάκη Δημήτρη για τη βοήθεια καθ' όλη τη διάρκεια εκπόνησης της συγκεκριμένης μελέτης. Παράλληλα θα ήθελα να ευχαριστήσω το σύνολο των καθηγητών του μεταπτυχιακού προγράμματος καθώς και τα άτομα που συνεργάστηκα το συνολικό αυτό διάστημα.*

*Τέλος θα ήθελα να ευχαριστήσω τους γονείς μου για την ηθική και οικονομική υποστήριξη τόσο κατά τη διάρκεια του μεταπτυχιακού προγράμματος όσο και για το σύνολο των σπουδών μου.*

## Περίληψη

---

Τα τελευταία χρόνια γίνεται προσπάθεια για την αντικατάσταση των συμβατικών πρώτων υλών που προέρχονται απ' τη βιομηχανία πετρελαίου με βιοπαραγόμενα υλικά. Μέσω των βιοδιυλιστήριων, ολοκληρωμένων δηλαδή μονάδων παραγωγής βιοτεχνολογικών προϊόντων, επιχειρείται σταδιακά η αντικατάσταση των συμβατικών διυλιστήριων πετρελαίου με σκοπό την χρήση πρώτων υλών που προέρχονται από καλλιέργειες ή βιομηχανικά υπολείμματα. Πολλά απ' αυτά τα υπολείμματα προέρχονται απ' τις βιομηχανίες τροφίμων και ένα απ' τα σημαντικότερα σε καθημερινή μεγάλη παραγωγή αποτελεί το τυρόγαλα που συνιστά παραπροϊόν της παραγωγής τυριού. Σκοπός της παρούσας διπλωματικής εργασίας είναι η μελέτη της αποτελεσματικής αξιοποίησης του συγκεκριμένου προϊόντος ώστε να χρησιμοποιηθεί για τη παραγωγή μικροβιακών λιπιδίων και άλλων προϊόντων προστιθέμενης αξίας.

Στη παρούσα μελέτη, αρχικά γίνεται αναφορά στο τυρόγαλα και σε ορισμένα φυσικοχημικά χαρακτηριστικά του και εν συνεχεία γίνεται συλλογή δεδομένων για το σχεδιασμό ενός ολοκληρωμένου βιοδιυλιστηρίου με πρώτη ύλη το τυρόγαλα για παραγωγή μικροβιακών λιπιδίων και λοιπών προϊόντων όπως πρωτεΐνες. Ακολούθως αναπτύσσεται η θεωρία για τον προγραμματισμό του συστήματος παραγωγής ενώ γίνεται εκτενής αναφορά στη διεργασία της εξάτμισης όπου μελετήθηκε μέσω υπολογιστικών εργαλείων (GAMS, EXCEL) το κόστος με το οποίο είναι δυνατή η συμπύκνωση διαθέσιμων ποσοτήτων στη μονάδα μας. Κατόπιν, γίνεται αναλυτικά ο σχεδιασμός του βιοδιυλιστηρίου στο πρόγραμμα του MATLAB και ταυτόχρονα πραγματοποιείται τεχνοοικονομική μελέτη ώστε να εκτιμηθεί το όλο εγχείρημα.

Με βάση τις παραπάνω ενέργειες, γίνεται προσπάθεια να αξιολογηθεί το συνολικό κόστος παραγωγής των λιπιδίων και των πρωτεϊνών ανά kg που παράγονται ξεχωριστά. Με μηδενική τιμή αγοράς γλυκόζης (δεδομένου ότι αξιοποιούνται ρεύματα αποβλήτων) έχει παρατηρηθεί ότι το κόστος παραγωγής μικροβιακών λιπιδίων για 10000 t/y κυμαίνεται στα 3,4\$/kg ενώ η τιμή παραγωγής ή και πώλησης των πρωτεϊνών έχει αρκετές διακυμάνσεις αναλόγως την καθαρότητα του τελικού προϊόντος. Έτσι λοιπόν, αποτυπώνεται το συμφέρον ή όχι της παραγωγής των συγκεκριμένων προϊόντων ενώ στο τέλος αναφέρονται σύντομα συμπεράσματα και μελλοντικές δυνατότητες που απορρέουν απ' τη συγκεκριμένη μελέτη, παρατηρώντας ότι η

*παραγωγή των πρωτεϊνών αποτελεί μια συμφέρουσα παραγωγική διαδικασία σε σχέση πάντα με την εμπορική αξία τους, σε αντίθεση με την παραγωγή των λιπιδίων.*

*Λέξεις κλειδιά: βιοδιύλιστήριο, τυρόγαλα, λιπίδια, πρωτεΐνες, εξάτμιση, τεχνοοικονομική αξιολόγηση*

**MASTER THESIS TITLE:**

---

**DESIGN & TECHNO-ECONOMIC EVALUATION OF  
BIOREFINERY FOR PRODUCING MICROBIAL LIPIDS  
AND ADDED VALUE PRODUCTS**

---

***Abstract***

---

*The recent years efforts are done in order to replace conventional raw materials that come from petrochemical industry with bioproducted materials. Through biorefineries, integrated production units for producing biotechnological products, it is gradually attempted the replacement of conventional oil refineries with greater purpose the use of raw materials derived from crops or industrial wastes. Many of these residues come from the food industry, and one of the most important of those that is produced in vast amounts is cheese whey, a cheese production by-product. The scope of this master thesis is the study of the efficient valorisation of cheese whey in order to produce microbial lipids and other high value added products.*

*In this study, initially, after mentioning some introductory elements about cheese whey and some of its physicochemical characteristics, it is shortly described the study where the necessary data is collected for the design of the biorefinery by using cheese whey as a raw material in order to produce lipids and other valuable products like proteins. Subsequently, it is developed the theory of planning the production system and at the same time it is briefly analyzed the evaporation process through which, and by using computational tools (GAMS, EXCEL) it is tried to condense specific amounts of the production unit. Finally, the design of the biorefinery is developed in MATLAB, accompanied with a technoeconomic study in order to evaluate the whole production process.*

*Through the above actions, the evaluation of the total production cost per kg of lipids and proteins (separately) is attempted. With zero glucose purchased price (as the byproducts streams are already available) has been observed that the production cost*

*of microbial lipids for 10000t/y, is 3,4\$/kg and the production cost and minimum selling price of proteins is varied according the purity of the final product. So, after this evaluation and the results, it is captured the interest of production each of the products and afterwards are mentioned some conclusions and future potentials that issue from this study. The results show that the proteins production, from this study, is a profitable process, in contrast with lipids production process which is quite expensive.*

***Key words:*** *biorefinery, cheese whey, lipids, proteins, evaporation, techno-economic evaluation*



## Πίνακας Περιεχομένων

ΚΕΦΑΛΑΙΟ I: ΤΥΡΟΓΑΛΑ ΚΑΙ ΖΥΜΩΣΗ .....	1
1.1) Εισαγωγικά στοιχεία για το Τυρόγαλα.....	1
1.2) Επεξεργασία του Τυρογάλακτος .....	4
1.3) Πρωτεΐνη Τυρογάλακτος .....	5
1.4) Μελέτη Διεργασίας Παραγωγής Λιπιδίων με βάση το Τυρόγαλα και την Οινολάσπη	5
1.5) Στόχος Διπλωματικής και Σχεδιασμός Βιοδιύλιστηρίου με βάση το Τυρόγαλα .....	8
ΚΕΦΑΛΑΙΟ II: ΜΕΘΟΔΟΛΟΓΙΑ ΑΝΑΠΤΥΞΗΣ ΜΑΘΗΜΑΤΙΚΟΥ ΠΡΟΤΥΠΟΥ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΖΥΜΩΣΕΩΝ .....	11
2.1) Μεθοδολογία Προγραμματισμού Παραγωγής .....	11
2.2) Σχεδιασμός Κόστους Εξοπλισμού και Παροχών .....	13
ΚΕΦΑΛΑΙΟ III: ΕΞΑΤΜΙΣΗ .....	17
3.1) Εισαγωγή στην διεργασία της εξάτμισης.....	17
3.2) Περιγραφή της Διεργασίας .....	18
3.3) Μαθηματικό Πρότυπο Εξατμιστήρα Πολλαπλών Βαθμίδων .....	20
3.4) Μαθηματικό Πρότυπο Εξατμιστήρα Ανασυμπίεσης Ατμών (MVR) .....	23
ΚΕΦΑΛΑΙΟ IV: ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΚΑΙ ΠΟΡΕΙΑ ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΥ ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΛΙΠΙΔΙΩΝ – WPC.....	26
4.1) Upstream– Παραγωγή WPC.....	26
4.2) Εξάτμιση των Διαπερνώντων Ρευμάτων .....	34
4.3) Production Section .....	35
4.4) Downstream Section.....	35
4.5) Απεικόνιση Βιοδιύλιστηρίου.....	36
ΚΕΦΑΛΑΙΟ V: ΑΝΑΛΥΤΙΚΟΣ ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΣ ΒΙΟΔΙΥΣΤΗΡΙΟΥ.....	38
5.1) Εισαγωγή στο σχεδιασμό του Βιοδιύλιστηρίου .....	38
5.2) Ισοζύγια Μάζας Προεργασίας .....	39
5.3) Ισοζύγια Μάζας και Μελέτη Εξατμιστήρων .....	43
5.4) Σύγκριση Multiple Effect – MVR .....	48
5.5) Ισοζύγια Μάζας Παραγωγής .....	49
5.6) Ισοζύγια Μάζας Downstream .....	52
5.7) Ισοζύγια Ενέργειας.....	53
5.6.1) Αποτελέσματα που προκύπτουν για Downstream, Sterilization.....	53
5.6.2) Αποτελέσματα που προκύπτουν για Upstream (Ultrafiltration + Εξατμιστήρας).....	54

ΚΕΦΑΛΑΙΟ VI: ΤΕΧΝΟΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ .....	57
6.1) Εισαγωγικά στοιχεία Υπολογισμού Κόστους .....	57
6.2) Δεδομένα Κόστους Κατασκευής Βιοδιύλιστηρίου.....	59
6.3) Ανάπτυξη Βιοδιύλιστηρίου με την 1 <sup>η</sup> Τεχνική (2- Διαφίλ) και σύγκριση .....	61
6.4) Πίνακες και Διαγράμματα για τη Περίπτωση της 1 <sup>ης</sup> τεχνικής.....	64
6.5) Πίνακες και Διαγράμματα για τη Περίπτωση της 2 <sup>ης</sup> τεχνικής.....	70
6.6) Σύγκριση των τεχνικών .....	76
ΚΕΦΑΛΑΙΟ VII: ΑΝΑΣΚΟΠΗΣΗ – ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ.....	77
ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ .....	80
ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ .....	82
Π.1) Κώδικας MATLAB (2 <sup>ης</sup> Τεχνικής).....	82
Π.2) Κώδικας GAMS (Multiple effect) - Ομορροής.....	100
Π.3) Κώδικας GAMS (Multiple effect) - Αντιρροής.....	103
Π.4) Πίνακας DCF ANALYSIS (Παράδειγμα) .....	106

## **ΚΕΦΑΛΑΙΟ Ι: ΤΥΡΟΓΑΛΑ ΚΑΙ ΖΥΜΩΣΗ**

---

### **1.1) Εισαγωγικά στοιχεία για το Τυρόγαλα**

---

Η βιομηχανία των γαλακτοκομικών προϊόντων διαιρείται σε πολλά τμήματα τα οποία συνδέονται με τη παραγωγή πολλών υδατικών αποβλήτων. Αυτά τα παραπροϊόντα έχουν διαφορετικά χαρακτηριστικά ανάλογα με το προϊόν που παράγεται (τυρί, γιαούρτι, γάλα, βούτυρο, παγωτό κ.α).



*Εικόνα 1.1: Γαλακτοκομικά προϊόντα <sup>[2]</sup>*

Επιπλέον, η διαχείριση των παραπροϊόντων και οι λειτουργικές συνθήκες επίσης ως ένα βαθμό επηρεάζουν το χαρακτηρισμό αυτών των γαλακτοκομικών αποβλήτων. Ανάμεσα στις κρίσιμες παραμέτρους που χαρακτηρίζουν αυτά τα απόβλητα είναι ότι τα γαλακτοκομικά προϊόντα, εμφανίζουν ένα μεγάλο οργανικό φορτίο, με τιμές BOD ή COD (biological or chemical oxygen demand) στο σχετικό εύρος των 0,1-100  $\text{kg m}^{-3}$  με δείκτη βιο-αποικοδομησιμότητας στο εύρος του 0,4-0,8. Η περιεκτικότητα σε οργανικό υλικό είναι αποτέλεσμα κυρίως των υδατανθράκων ή και των πρωτεϊνών, όπως είναι για παράδειγμα η λακτόζη ή η καζεΐνη. Επίσης το περιεχόμενο αυτών των παραπροϊόντων σε λίπος (0,1-10,6  $\text{kg m}^{-3}$ ), σε αιωρούμενα στερεά (0,1-22  $\text{kg m}^{-3}$ ) και θρεπτικά συστατικά (N,P) συνεισφέρουν επίσης στα επίπεδα μόλυνσης.

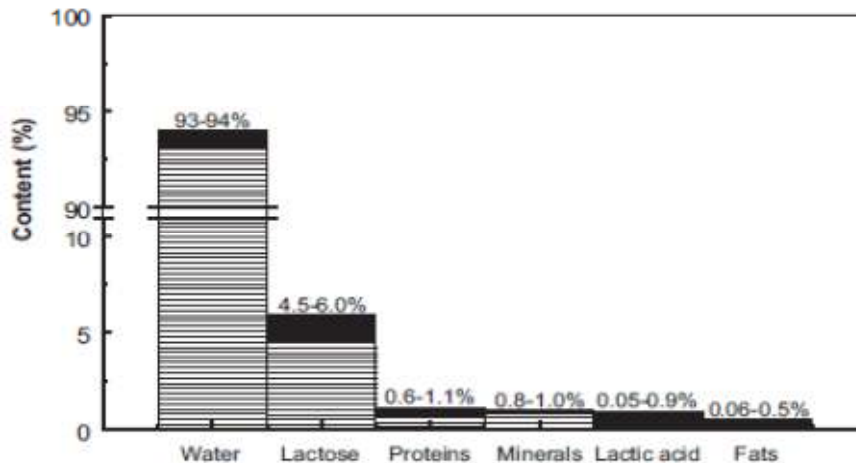
Χωρίς μιας λοιπόν, καλής διαχείρισης επεξεργασίας, αυτά τα απόβλητα προϊόντα μπορούν να επιφέρουν σημαντικού κινδύνου περιβαλλοντικά προβλήματα γι' αυτό και πολλές φορές προτείνονται βιολογικές και φυσικοχημικές διεργασίες επεξεργασίας των συγκεκριμένων παραπροϊόντων. Η παραγωγή του τυριού είναι υπεύθυνη για τριών ειδών απόβλητα. Το τυρόγαλα ή αλλιώς cheese whey (CW), το

δευτερογενές τυρόγαλα απ' το τυρί cottage (SCW, second cheese whey) και τα υδατικά λύματα τυρογάλακτος CWW (νερά πλύσης που περιέχουν διαφορετικά επίπεδα τυρογάλακτος ή δευτερογενούς τυρογάλακτος). Τα απόβλητα της παραγωγής του τυριού έχουν τεράστια περιβαλλοντική επίπτωση στη γαλακτοβιομηχανία εξαιτίας των φυσικοχημικών χαρακτηριστικών τους. Ονομαστικά σε αυτά είναι τα μεταλλικά στοιχεία (0,46-10%), συνολικά αιωρούμενα στερεά ( $0,1-22 \text{ kg m}^{-3}$ ), pH (3,3-9,0), φώσφορος ( $0,006-0,5 \text{ kg m}^{-3}$ ), Total Kjeldahl Nitrogen (TKN,  $0,01-0,7 \text{ kg m}^{-3}$ ), οργανικό φορτίο ( $0,6-102 \text{ kg m}^{-3}$ ), κ.α. Αυτό το υψηλό οργανικό φορτίο προκαλείται απ' τη λακτόζη ( $0,18-60 \text{ kg m}^{-3}$ ), πρωτεΐνες ( $1,4-33,5 \text{ kg m}^{-3}$ ), και λίπη ( $0,08-10,58 \text{ kg m}^{-3}$ ). Αυτό το οργανικό φορτίο είναι κατά 99% βιοαποικοδομήσιμο και συνεπώς οι παραδοσιακές τεχνικές επεξεργασίας στηρίζονταν σε βιολογικές διεργασίες. Ωστόσο όταν αυτές οι βιολογικές διεργασίες δεν ελεγχθούν καταλλήλως τότε οι αποικοδομήσεις της λακτόζης και της καζεΐνης μπορούν να δημιουργήσουν ισχυρές οσμές και προσέλκυση εντόμων.

Το τυρόγαλα αποτελεί το πιο μολυσμένο απόβλητο που δημιουργείται κατά τη παραγωγή του τυριού. Ο χαρακτηρισμός του τυρογάλακτος εξαρτάται σε μεγάλο βαθμό απ' το είδος του γάλακτος που έγινε διαχείριση (κατσίκας, αγελάδας, πρόβατου, βουβαλιού), όπου ακόμη και στα ίδια είδη ζώων να ποικίλει ανάλογα της ράτσας του ζώου που προήλθε, το επίπεδο διατροφής ή υγείας του ζώου, ή ακόμη και το στάδιο γαλουχίας του. Το τυρόγαλα μπορεί να προκαλέσει μεγάλη κατανάλωση οξυγόνου, ευτροφισμό, τοξικότητα στο περιβάλλον υποδοχής. Επίσης το επίπεδο των αποβλήτων που παράγονται απ' τη βιομηχανία παραγωγής τυριού, αυξάνεται, όπως είναι λογικό και με την αύξηση της παραγωγής τυριού. Έτσι σε αυτό το πλαίσιο, μπορεί να υποθεθεί ότι για την παραγωγή ενός kg τυριού, 10 kg γάλα απαιτούνται, δημιουργώντας έτσι 9 kg τυρογάλακτος. Παγκοσμίως να αναφέρουμε ότι 4,7 εκατομμύρια τόνους το έτος παράγονται, τα μισά απ' τα οποία παράγονται στις ΗΠΑ.

Το τυρόγαλα αποτελεί ένα πράσινο-κιτρινωπό υγρό που είναι αποτέλεσμα της κατακρήμνισης και αφαίρεσης της καζεΐνης γάλακτος στις διεργασίες παραγωγής του τυριού. Το κιτρινωπό αυτό χρώμα προκαλείται απ' τη παρουσία ριβοβλαμίνης (βιταμίνη B2). Η περισσότερη απ' τη λακτόζη του γάλακτος ( $39-60 \text{ kg m}^{-3}$ ) παραμένει στο τυρόγαλα, αποτελώντας κατά βάση το κύριο οργανικό φορτίου του προϊόντος (~90%). Ο λόγος επίσης BOD<sub>5</sub>/COD είναι συνήθως πάνω από 0,5 γι' αυτό και θεωρείται πως αυτό το υπόστρωμα είναι κατάλληλο για επεξεργασία με

βιολογικές διεργασίες. Η ανόργανη μόλυνση του οφείλεται στη παρουσία μεταλλικών αλάτων κυρίως εξαιτίας του NaCl και KCl (>50%). Η ανόργανη παρουσία αποτυπώνεται εξαιτίας κυρίως της προσθήκης αλατιού κατά τη παραγωγή τυριού. Να σημειωθεί ότι το νάτριο κατά τη λειτουργία βιολογικών χωνευτηρίων, σε επεξεργασία με βιολογικό τρόπο, ενδέχεται να δημιουργήσει πρόβλημα. Το όξινο pH (3,8-6,5) επίσης και η χαμηλή αλκαλικότητα επηρεάζουν την απόδοση της βιολογικής επεξεργασίας καθώς στη πρώτη περίπτωση η νηματοειδής αύξηση της βιομάζας ευνοείται ενώ στη δεύτερη περίπτωση μια γρήγορη όξυνση παρατηρείται. Παράλληλα το τυρόγαλα εμφανίζει μεγάλο κίνδυνο για ευτροφισμό εξαιτίας του αζώτου ( $0,2-1,76 \text{ kg m}^{-3}$ ) και του φωσφόρου ( $0,124-0,54 \text{ kg m}^{-3}$ ). Απ' τα παραπάνω παρατηρείται ότι το τυρόγαλα δεν μπορεί να διατεθεί αμέσως στο περιβάλλον χωρίς μια κατάλληλη επεξεργασία ή αξιοποίηση. Από θέμα αξιοποίησης, αποτελεί ένα πλούσιο σε θρεπτικά συστατικά απόβλητο καθώς περιέχει σε 93-94% περιεκτικότητα σε νερό και το υπόλοιπο αποτελείται από συστατικά που προέρχονται κατευθείαν απ' το γάλα. Στην Εικόνα 1.2 παρατηρούνται και τα ποσοστά κάθε συστατικού στο τυρόγαλα:



**Εικόνα 1.2:** Σύσταση Τυρογάλακτος<sup>[1]</sup>

Τα θρεπτικά και ιατρικά χαρακτηριστικά των συμπυκνωμάτων των πρωτεϊνών του τυρογάλακτος έχει επιφέρει και το ενδιαφέρον ώστε να αξιοποιηθεί κατάλληλα.

## 1.2) Επεξεργασία του Τυρογάλακτος

Στο παρελθόν, οι περισσότερες βιομηχανίες τυριού εναπόθεταν τα απόβλητα τους είτε στη γη είτε κατευθείαν στα εναποτεθέντα νερά (ποτάμια, λίμνες, ωκεανούς) χωρίς προηγούμενη επεξεργασία. Άλλες, λιγότερο δραματικές λύσεις, περιλάμβαναν τη κατασκευή αποθηκευτικών δεξαμενών, η απόθεση τους σε δημόσια συστήματα αποχέτευσης ή ακόμη και η χρησιμοποίηση του, αυτοτελούς αυτού του προϊόντος, ως ζωοτροφής. Παρόλα αυτά η χρήση συμπυκνωμένου τυρογάλακτος μπορεί να περιλαμβάνει κάποια σημαντικά προβλήματα γι' αυτό και η συνεχής χρήση των γαλακτοκομικών αποβλήτων για πρακτικές εκτροφής έχει μειωθεί. Η αραίωση επίσης αυτών των αποβλήτων αποτελεί μια εναλλακτική μέθοδο όπου εξετάζει την ανάμιξη του τυρογάλακτος με λιγότερο μολυσμένα νερά, όπως τα οικιακά λύματα. Παρόλα αυτά, ακόμη και τα διαλυμένα απόβλητα μπορεί να επηρεάσουν την σταθερότητα και ικανότητα των μικροοργανισμών σε βιολογικές διεργασίες που πραγματοποιούνται σε δημόσιες εγκαταστάσεις επεξεργασίας νερού. Ανεξαρτήτως αποτελέσματος αυτές οι εναλλακτικές τεχνικές δεν είναι επαρκώς ελκυστικές ειδικά σε μικρότερες τύπου βιομηχανίες καθώς η διαχείριση αυτών των αποβλήτων απ' τη παραγωγή τυριού μπορούν να αποβούν μεγάλη πρόκληση λόγω των αυστηρών νομικών απαιτήσεων.

Τρεις, κυρίως, διαφορετικές επιλογές, στη διαχείριση αυτών των αποβλήτων μπορούν να θεωρηθούν. Η πρώτη απ' αυτές βασίζεται στην εφαρμογή τεχνολογιών αξιοποίησης. Αυτές οι τεχνολογίες παρουσιάζονται κυρίως με σκοπό την ανάκτηση σημαντικών συστατικών όπως είναι η λακτόζη και οι πρωτεΐνες. Κάθε λίτρο τυρογάλακτος περιέχει χοντρικά 50g λακτόζης και 10g πρωτεϊνών με υψηλή θρεπτικής και λοιπής εφαρμογής αξία. Σήμερα οι διεργασίες αξιοποίησης που εφαρμόζονται στο τυρόγαλα αποτελούν την προτιμητέα επιλογή για την επεξεργασία αυτού του παραπροϊόντος κυρίως εξαιτίας της παραγωγής συμπυκνωμάτων πρωτεϊνών. Η επόμενη επιλογή βασίζεται στην εφαρμογή βιολογικής επεξεργασίας καθώς οι βιολογικές διεργασίες μπορούν να χρησιμοποιηθούν ως τεχνολογίες αξιοποίησης. Για παράδειγμα η υδρόλυση της λακτόζης και των πρωτεϊνών οδηγεί στη δημιουργία μονοσακχαριτών της λακτόζης (γλυκόζη και γαλακτόζη), πεπτιδίων και αμινοξέων. Ελεγχόμενες διεργασίες ζύμωσης έχουν μελετηθεί για τη παραγωγή γαλακτικού οξέος, βουτυρικού οξέος, οξικού οξέος, αιθανόλης, ακετόνης, γλυκερόλης και άλλων γνωστών βιοτεχνολογικών προϊόντων. Η τρίτη επιλογή είναι η

εφαρμογή φυσικοχημικής επεξεργασίας όπως η κροκίδωση και η πήξη, ο οζονισμός, η θερμική και η ισοηλεκτρική κατακρήμνιση, η όξινη και η αλκαλική κατακρήμνιση, η ηλεκτροχημική οξείδωση και άλλες τεχνικές. Πολλές φορές, ειδικά για μικρού ή μεσαίου επιπέδου βιομηχανίες το κόστος συσχετισμένο με τις τεχνικές αξιοποίησης δεν είναι συχνά ανεκτό και πολλές φορές στρέφονται σε βιολογικές ή φυσικοχημικές τεχνικές για να μπορούν να διαχειριστούν τέτοιου είδους απόβλητα. [1]

### ***1.3) Πρωτεΐνη Τυρογάλακτος***

---

Η πρωτεΐνη τυρογάλακτος αποτελεί ένα μίγμα σφαιροειδών πρωτεϊνών που απομονώνεται απ' το τυρόγαλα. Η πρωτεΐνη στο αγελαδινό γάλα είναι 20% πρωτεΐνη τυρογάλακτος και 80% πρωτεΐνη καζεΐνης ενώ στο ανθρώπινο σώμα είναι 60% πρωτεΐνη τυρογάλακτος και 40% πρωτεΐνη καζεΐνης. Το κλάσμα της πρωτεΐνης στο τυρόγαλα είναι συνήθως ένα μίγμα από beta-lactoglobulin (~65%), alpha-lactalbumin(~25%), bovine serum albumin (~8), και immunoglobulins. Αυτές οι πρωτεΐνες είναι διαλυτές στη φυσική μορφή τους ανεξαρτήτως pH. Απαντάται συνήθως σε τέσσερις μορφές στη φύση. Τα συμπυκνώματα πρωτεΐνης WPC (Whey protein concentrates) όπου αποτελούνται σε 29-89% ξηρή βάση σε πρωτεΐνη, από απομονώσεις πρωτεΐνης (συνήθως εμφανίζονται ως WPI) που αποτελούνται πάνω από 90% σε ξηρή βάση σε πρωτεΐνη, υδρολύματα πρωτεΐνης που αποτελεί προχωνευμένη και μερικώς υδρολυμένη πρωτεΐνη με σκοπό ευκολότερο μεταβολισμό, ωστόσο το κόστος δημιουργίας τους είναι αυξημένο, και πρωτεΐνες που προέρχονται κατευθείαν από το αποβουτυρωμένο γάλα και όχι ως παραπροϊόν της παραγωγής τυριού και παράγεται ως συμπύκνωμα ή απομονωμένο προϊόν. Η γεύση αυτών των πρωτεϊνών (και κυρίως των δυο πρώτων κατηγοριών) έχουν από ήπια ως ελαφρώς γαλακτώδη γεύση. Η πρωτεΐνη αυτή έχει χαρακτηριστεί γενικά ως συμπλήρωμα διατροφής και διάφοροι ισχυρισμοί σε θέματα υγείας έχουν αποδοθεί σε αυτό το προϊόν. [3],[4],[5],[6],[7],[8]

### ***1.4) Μελέτη Διεργασίας Παραγωγής Λιπιδίων με βάση το Τυρόγαλα και την Οινολάσπη***

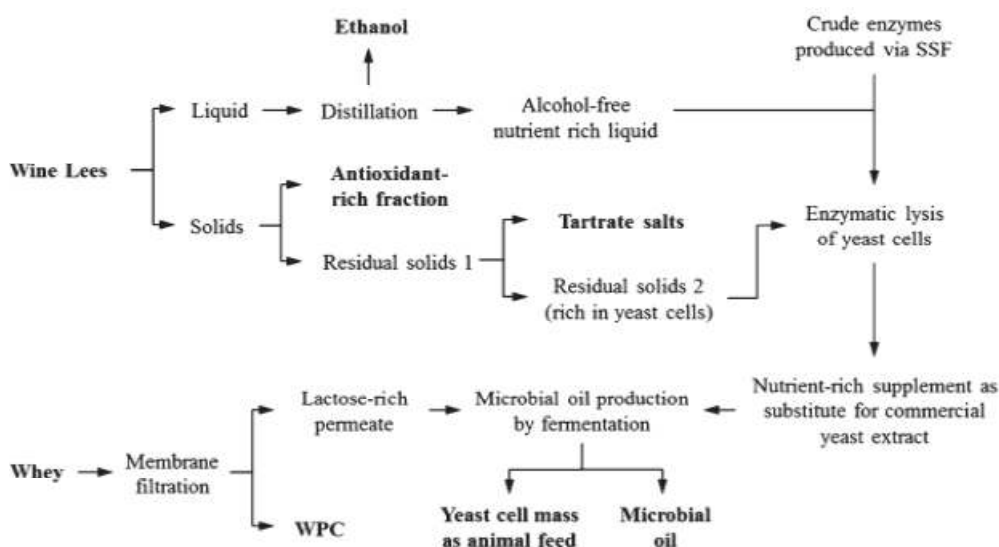
---

Το τυρόγαλα σαν προϊόν που αναφέρθηκε πριν, έχει χρησιμοποιηθεί για την παραγωγή διαφόρων προϊόντων ζύμωσης, χρησιμοποιώντας ελαιογενείς ζύμες, και μύκητες μικροοργανισμοί, όπως είναι οι *Cryptococcus curvatus* και *Mortierella*

*isabellina*. Να σημειωθεί πως τα μικροβιακά λιπίδια που παράγονται από ελαιογενείς ζύμες και μύκητες έχουν παρόμοια σύσταση με τα φυτικά έλαια και αποτελούνται κυρίως από τριγλυκερίδια, κατά κύριο λόγο από C16 και C18, αναλόγως τις συνθήκες ζύμωσης και το επιλεγμένο ελαιώδες στέλεχος.

Η παραγωγή κρασιού, απ' την άλλη, σαν διαδικασία αποτελεί μια απ' τις πιο σημαντικές δραστηριότητες αγροκαλλιιεργειών που σαν αποτέλεσμα επέφερε την παραγωγή ποσοτήτων περίπου 259 εκατομμύρια εκατολίτρων το 2016, αλλά και ρεύματα παραπροϊόντων τεράστιων ποσοτήτων (κοτσάνια σταφυλιού, στέμφυλα, οινολάσπη κ.α). Η οινολάσπη, αντιπροσωπεύει το 2-6% της παραγωγής κρασιού, και περιέχει κυρίως αιθανόλη, τρυγικά άλατα, και κύτταρα ζυμομυκήτων. Πολλές μελέτες έχουν αναπτυχθεί σχετικά με την αξιοποίηση της οινολάσπης προκειμένου να παραχθούν πολλά εμπορικά προϊόντα όπως η αιθανόλη, το τρυγικό οξύ, και διάφορα φαινολικά συστατικά, ενώ έχει προταθεί ως θρεπτικό μέσο σε πολλές διεργασίες ζυμώσεων συμπεριλαμβανομένου της παραγωγής γαλακτικού οξέος, της ξυλιτόλης και PHA.

Ένα ολοκληρωμένο σχεδιάγραμμα βιοδιύλιστηρίου παραγωγής λιπιδίων από τυρόγαλα και οινολάσπη απεικονίζεται στην Εικόνα 1.3:



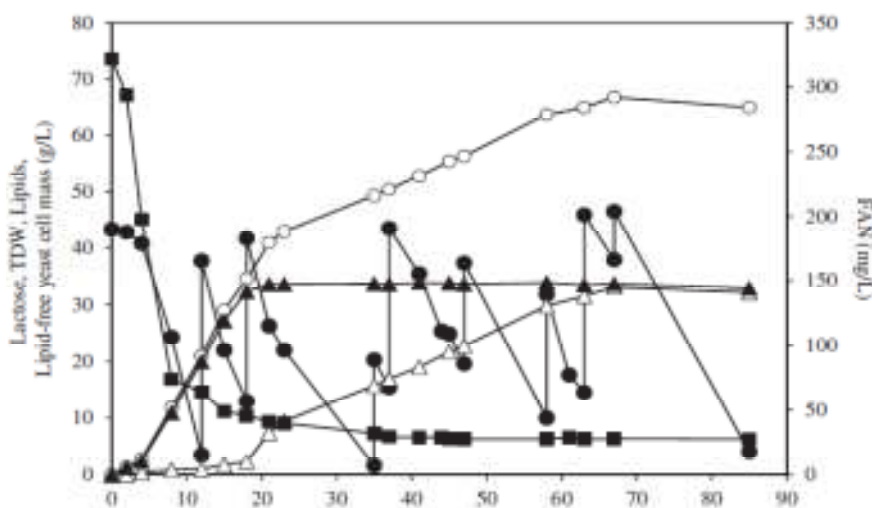
**Εικόνα 1.3:** Σχεδιάγραμμα Ολοκληρωμένου Βιοδιύλιστηρίου Παραγωγής Λιπιδίων και άλλων προϊόντων με βάση το τυρόγαλα και την οινολάσπη <sup>[9]</sup>

Στη περίπτωση τη δική μας, αυτό που θα μελετηθεί περισσότερο, είναι το κάτω μέρος του παραπάνω σχήματος, με βάση το οποίο θα πραγματοποιηθεί ο σχεδιασμός και η τεχνοοικονομική μελέτη βιοδιύλιστηρίου παραγωγής λιπιδίων με αξιοποίηση



τυρογάλακτος χρησιμοποιώντας ως εκχύλισμα μαγιάς τα θρεπτικά συστατικά που προκύπτουν απ' το άνω στάδιο. Τα πλούσια αυτά θρεπτικά συστατικά αποτελούν ένα υποκατάστατο εμπορικού εκχυλίσματος μαγιάς, τα οποία προέρχονται μέσω ζύμωσης στερεάς κατάστασης (χρησιμοποιώντας ως επί των πλείστον ακατέργαστα ένζυμα) του εκχυλίσματος μαγιάς που προορίζεται υπό κανονικές συνθήκες για ζωική τροφή και ενός ρεύματος απουσίας αιθανόλης πλούσια σε θρεπτικά συστατικά. Έτσι λοιπόν, το θρεπτικό αυτό υλικό συνδυάζεται μαζί με το τυρόγαλα (αποπρωτεϊνομένο κατά βάση) προκειμένου να αποδώσει μέσω ζύμωσης μικροβιακά λιπίδια.

Στο παρακάτω διάγραμμα (Διάγραμμα 1.1) παρατηρείται η καλλιέργεια σε ημιδιαλείποντος έργου βιοαντιδραστήρα που πραγματοποιήθηκε με *C. Curvatus*, σε περιβάλλον υδρολύματος που προέρχεται από οινολάσπη και συμπυκνωμένο αποπρωτεϊνομένο τυρόγαλα με αρχικές. Η συσσώρευση λιπιδίων άρχισε περίπου στις 20 h, όπου η υψηλότερη συγκέντρωση κυτταρικής μάζας έχει επιτευχθεί. Το έναυσμα για τη συσσώρευση των λιπιδίων συνέπεσε με τη μείωση της κατανάλωσης της συγκέντρωσης του FAN. Πιο συγκεκριμένα, η συγκέντρωση του FAN μειώθηκε στα 40,9 mg/l σε 20 h, και από κει και πέρα μειώθηκε μόνο στα 27,5 mg/l στις 47 h.



**Διάγραμμα 1.1:** Κατανάλωση λακτόζης (●) και FAN (■), και παραγωγής TDW (○), κυτταρικής μάζας ελεύθερης λίπους (▲), και λιπιδίων (Δ), κατά τη διάρκεια ημιδιαλείποντος έργου βιοαντιδραστήρα καλλιέργειας *Cyrtosoccus curvatus* στο υδρόλυμα που προέρχεται απ' την οινολάσπη και συμπυκνωμένο αποπρωτεϊνομένο τυρόγαλα χωρίς τη προσθήκη μεταλλικών στοιχείων<sup>[9]</sup>

Η ολική μάζα των στερεών (TDW) 66,8 g/l, με συγκέντρωση λιπιδίων 33,1 g/l και ποσοστό των λιπιδίων στα στερεά 49,6% w/w, πήραν τις μέγιστες τιμές τους στις 67h και συγκριτικά με άλλες μελέτες, η συγκεκριμένη μελέτη παρουσιάζει τη μέγιστη συγκέντρωση λιπιδίων. Η παραγωγικότητα της ζύμωσης, λοιπόν, λαμβάνει τιμή 0,494

g/l/h, μια τιμή που μπορεί να βελτιωθεί με ανακύκλωση των κυττάρων. Στον πίνακα παρακάτω παρατηρείται η σύσταση σε λιπαρά οξέα των λιπιδίων που παράχθηκαν τόσο στη μελέτη με το βιοαντιδραστήρα που αναφέραμε όσο και στις υπόλοιπες με τις ανακινούμενες φιάλες σε διάφορες χρονικές στιγμές της ζύμωσης. Το μικροβιακό λάδι που παράχθηκε από *C.Curvatus* στο τέλος όλων των ζυμώσεων, χαρακτηρίστηκε γενικά ως ακόρεστο αφού τα λινολεϊκά και τα ολεϊκά οξέα αντιπροσώπευαν περισσότερο απ' το 55% του συνολικού περιεχομένου των λιπαρών οξέων στη περίπτωση των ανακινούμενων φιαλών και περισσότερο απ' το 60% στη περίπτωση του βιοαντιδραστήρα. Η παραγωγή του παλμιτικού οξέος κυμάνθηκε από 19,7% έως 28%.<sup>[9]</sup>

### 1.5) Στόχος Διπλωματικής και Σχεδιασμός Βιοδιύλιστηρίου με βάση το Τυρόγαλα

Με βάση τα παραπάνω, σκοπός της συγκεκριμένης μελέτης είναι η κατάλληλη αξιοποίηση του τυρογάλακτος ως παραπροϊόν που λαμβάνεται απ' τη βιομηχανία (με μέσες συγκεντρώσεις σε στερεά συστατικά στον Πίνακα 1.1) με σκοπό την ανάπτυξη ενός βιοδιύλιστηρίου που θα παράγει κατά κύριο λόγο λιπίδια και πρωτεΐνες.

Συστατικό	Μέση Συγκέντρωση (g/l)
Πρωτεΐνες	8,60
Λακτόζη	52,69
Λίπη	3,26
Διάφορα Άλλα (Άλατα, Ίχνη)	5,38

**Πίνακας 1.1:** Μέσες Συγκεντρώσεις συστατικών τυρογάλακτος<sup>[10]</sup>

Σε πρώτο στάδιο τα λίπη του τυρογάλακτος διαχωρίζονται μέσω φυγοκέντρωσης απ' τα υπόλοιπα συστατικά του. Ακολούθως μέσω της υπερδιήθησης (ultrafiltration), που αποτελεί τη συνηθέστερη μέθοδο διαχωρισμού λακτόζης και πρωτεϊνών στο τυρόγαλα, και ενδεχομένως και δια-διήθησης (diafiltration) που αποτελεί ουσιαστικά τεχνική προσθήκης νερού σε συνδυασμό με το στάδιο της υπερδιήθησης ώστε να αραιωθεί η λακτόζη απ' το ρεύμα κατακράτησης (retentate stream) και να συσσωρευτεί στο διαπερνούν ρεύμα (permeate stream) προκειμένου σε μεταγενέστερο στάδιο η ενέργεια, που θα απαιτηθεί ώστε να συμπυκνωθεί το ρεύμα στον εξατμιστήρα, να είναι μικρότερη. Ακολούθως το ρεύμα κατακράτησης θα περάσει από ένα φίλτρο ώστε να απομακρυνθεί η ποσότητα του νερού και να παραλάβουμε ποσότητα WPC με 50% υγρασία πριν παραλάβουμε το τελικό προϊόν

μετά το στάδιο του ξηραντήρα WPC με 4 % υγρασία. Το σύνολο ή κατά συνθήκη μέρος των διαπερνώντων ρευμάτων από το στάδιο της υπερδιήθησης / διαδιήθησης (όλα σε περιεκτικότητα μικρή ή περισσότερη σε λακτόζη) ενώνονται και οδηγούνται στο στάδιο του εξατμιστήρα. Στη παρούσα διπλωματική εργασία, επιλέχθηκε 2 τύπου εξατμιστήρες που κάναμε χρήση:

1. Multiple effect evaporator
2. MVR (mechanical vapor recompression)

Στη πρώτη επιλογή ο σχεδιασμός έλαβε χώρα στο περιβάλλον του GAMS (General Algebraic Modeling System), όπου έγινε και παραμετρική ανάλυση σχετικά με την επιλογή του βέλτιστου βαθμού σχεδιασμού του εξατμιστήρα ενώ στη δεύτερη επιλογή έγινε στο περιβάλλον του excel όπου ο μοναδικός γνώμονας βελτιστοποίησης του σχεδιασμού ήταν η πίεση του συμπιεστή. Η απαίτηση για συμπύκνωση στο σχεδιασμό μας ανέρχεται κοντά στα 215,7 g/l.

Ακολούθως έρχεται ο σχεδιασμός της κυρίου τμήματος της παραγωγής ώστε να παραχθούν τα λιπίδια. Σε πρώτο στάδιο το προϊόν της εξάτμισης περνάει από ένα στάδιο ελέγχου της ροής και κατόπιν εισέρχεται στην αποστείρωση και ακολούθως στους ζυμωτήρες. Στο άμεσο στάδιο της παραγωγής και συγκεκριμένα στους ζυμωτήρες, ακολουθείται μια συγκεκριμένη μεθοδολογία ώστε να υπολογιστούν οι χρόνοι φόρτωσης, εκφόρτωσης των ζυμωτήρων, ο απαιτούμενος αριθμός τους, αλλά και ο κατάλληλος λόγος του ενεργού όγκου προς τον πραγματικό όγκου ζυμωτήρα.

Μετά τη ζύμωση ακολουθεί το στάδιο του downstream. Συγκεκριμένα το ρεύμα εξόδου, αφού αρχικά μέσω εναλλάκτη απενεργοποιηθούν οι λιπάσες, το ρεύμα οδηγείται σ' ένα φίλτρο, ώστε να απομακρυνθεί η περισσότερη ποσότητα νερού και να μείνει καθαρά η ποσότητα των κυττάρων με 50% υγρασία. Κατόπιν προκειμένου να εξαφανιστεί αυτή η ποσότητα οδηγούνται τα ρεύματα σ' ένα ξηραντήρα ώστε να μειωθεί η υγρασία αυτή στο 1%. Τέλος ακολουθείται μια επιπλέον διαδικασία ώστε να σπάσουν τα κύτταρα, και αυτό γίνεται συνήθως μέσω ενός διαλύτη. Στη περίπτωση μας, αυτός είναι το εξάνιο. Συγκεκριμένα αφού περάσει αρχικά το μίγμα (που δημιουργείται κατόπιν της προσθήκης εξανίου) μέσα από έναν ομογενοποιητή ώστε να σπάσουν τα κύτταρα, ακολουθείται ένα στάδιο φυγοκέντρωσης στο οποίο τα καθαρά κύτταρα (χωρίς το λίπος), απομακρύνονται. Κατόπιν το εξάνιο διαχωρίζεται

με τα λιπίδια μέσω εξάτμισης υπό κενό, ενώ το εξάνιο ανακυκλώνεται στο δοχείο ανάμιξης με τα κύτταρα πριν απ' το στάδιο της διάσπαση τους.

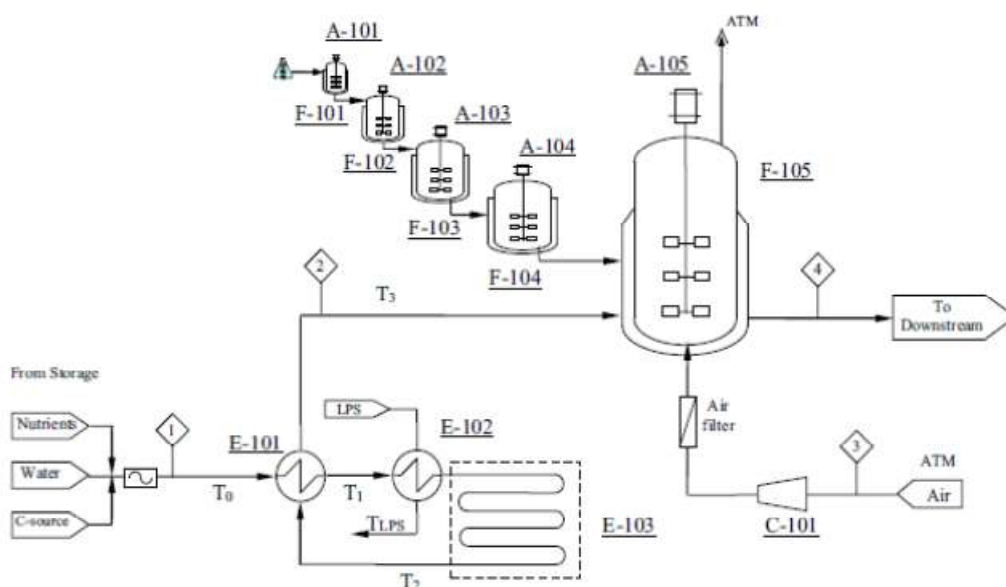
Στόχος λοιπόν αυτής της διπλωματικής είναι η ανάπτυξη ενός βιοδιύλιστηρίου που θα παράγει λιπίδια και πρωτεΐνες και κατόπιν επίσης η ανάπτυξη μιας τεχνοοικονομικής αξιολόγησης ώστε να εκτιμηθεί πως διαμορφώνεται το όλο αποτέλεσμα.

**ΚΕΦΑΛΑΙΟ II:**  
**ΜΕΘΟΔΟΛΟΓΙΑ ΑΝΑΠΤΥΞΗΣ**  
**ΜΑΘΗΜΑΤΙΚΟΥ ΠΡΟΤΥΠΟΥ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΖΥΜΩΣΕΩΝ**

**2.1) Μεθοδολογία Προγραμματισμού Παραγωγής**

Στην Εικόνα 2.1 παρατηρείται το διάγραμμα ροής μιας αερόβιας διεργασίας ζύμωσης μέσω της οποίας επιτελείται η παραγωγή των βιοτεχνολογικών προϊόντων της. Το στάδιο αυτό ουσιαστικά αποτελεί το στάδιο της διεργασίας μεταξύ της προκατεργασίας (pre-treatment) και της μετα-επεξεργασίας (downstream), και τα στάδια που περιλαμβάνονται είναι:

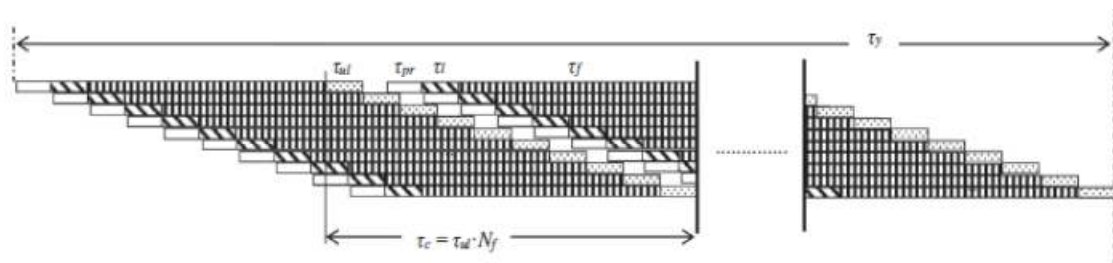
1. Δοχείο Ανάμιξης των Σακχάρων (Sugars + Water) με τα θρεπτικά συστατικά (Nutrients).
2. Στάδιο της Αποστείρωσης, που αποτελείται από έναν εναλλάκτη που εναλλάσσει θερμότητα το αποστειρωμένο ρευστό με το ρεύμα τροφοδοσίας της αποστείρωσης. Η προθερμασμένη τροφοδοσία θερμαίνεται σε έναν θερμαντήρα, χρησιμοποιώντας συνήθως ατμό χαμηλής πίεσης και ακολούθως εισάγεται στο σωλήνα συγκράτησης (holding tube)
3. Στάδιο της Ζύμωσης, όπου το αποστειρωμένο και κρύο πλέον ρεύμα τροφοδοτείται στα δοχεία ζύμωσης.



**Εικόνα 2.1:** Τοπικό Διάγραμμα Ροής Διεργασίας Παραγωγής Αερόβιων Ζυμώσεων<sup>[11]</sup>

Ο απαραίτητος χρόνος προετοιμασίας του βιοαντιδραστήρα υποδηλώνεται ως  $\tau_{pr}$  (h) και ο απαραίτητος χρόνος για τη φόρτωση του αντιδραστήρα υποδηλώνεται ως  $\tau_l$  (load time, h). Ο βιοαντιδραστήρας, όπου έχει ενεργό όγκο  $V_b$  ( $m^3$ ) και ολικό όγκο  $V_f$  ( $m^3$ ), λειτουργεί σε διαλείποντος ή ημιδιαλείποντος λειτουργία σε περίοδο διάρκειας  $\tau_f$  (fermentation time, h) και παράγει ενδοκυτταρικό ή εξωκυτταρικό προϊόν με τελική συγκέντρωση  $C_f$ . Η μεταφόρτωση του βιοαντιδραστήρα κρατάει για μια περίοδο  $\tau_{ul}$  (uploading time, h). Η ετήσια δυναμικότητα παραγωγής  $P_y$  (tonnes /year) επιτυγχάνεται χρησιμοποιώντας ακέραιο αριθμό  $N_f$ , έχοντας σαν αποτέλεσμα ένα  $N_b$  batches το έτος.

Ένα αντιπροσωπευτικό διάγραμμα Gantt όπου περιλαμβάνει τη λειτουργία 10 αντιδραστήρων παρατηρείται στο παρατηρείται στην Εικόνα 2.2:



**Εικόνα 2.2:** Διάγραμμα Gantt για ένα υποθετικό σύστημα βιοπαραγωγής 10 αντιδραστήρων<sup>[11]</sup>

Στη συγκεκριμένη διεργασία το ρεύμα παραγωγής που προκύπτει λειτουργεί κάτω από καθεστώς συνεχούς λειτουργίας (continuous mode) επιτρέποντας έτσι στις διεργασίες που θα ακολουθήσουν για την παραλαβή του καθαρού προϊόντος (downstream processes) να λειτουργούν και αυτές συνεχώς και έτσι τελικώς να μειωθούν τα πάγια κόστη. Ο στόχος λοιπόν είναι να προσδιοριστούν τα χαρακτηριστικά εκείνα ώστε να επιτύχουμε την επιθυμητή ετήσια παραγωγή στο χαμηλότερο κόστος. Γενικά, ο χρόνος ζύμωσης προσδιορίζεται πειραματικά ενώ ο χρόνος προετοιμασίας των αντιδραστήρων θεωρείται σταθερός. Ένας ολοκληρωμένος κύκλος λειτουργίας των  $N_f$  αντιδραστήρων αντιπροσωπεύεται με το χρόνο  $\tau_c$  (cycle time, h). Προκειμένου να είναι εφικτή η λειτουργία του συστήματος ο συνολικός κύκλος παραγωγής ενός βιοαντιδραστήρα ισούται με:

$$\tau_c = \tau_{pr} + \tau_l + \tau_f + \tau_{ul} \quad (h) \quad (2.1)$$

θα πρέπει να είναι μικρότερος απ' τον χρόνο κύκλου της διεργασίας:

$$\tau_{pr} + \tau_l + \tau_f + \tau_{ul} \leq N_f \tau_{ul} \quad (2.2)$$

Ο ενεργός όγκος απ' την άλλη ενός βιοαντιδραστήρα προκύπτει απ' την απαίτηση για παραγωγή ενός ολικού ετήσιου παραγόμενου όγκου (total broth volume per year)  $V_{y,t}$  δίνεται παρακάτω και είναι ίσος με:

$$V_b N_b = V_{y,t} \quad (2.3)$$

Ο όγκος αυτός μπορεί επίσης εκ των προτέρων να υπολογιστεί από την ολική ετήσια παραγωγή του προϊόντος μας προς την αντίστοιχη συγκέντρωση του σύμφωνα με τον τύπο:

$$V_{y,t} = \frac{P_y}{C_f} \quad (2.4)$$

Ο ολικός όγκος κάθε βιοαντιδραστήρα σχετίζεται με τον ενεργό όγκο του, υποθέτοντας ότι ο ενεργός όγκος αποτελεί ένα κλάσμα  $\lambda$  του ολικού όγκου, δηλαδή:

$$V_b = \lambda V_f \quad (2.5)$$

Το  $\lambda$  συνήθως υποτίθεται ότι είναι κοντά στο 0,8 αλλά μπορεί να επιλεγθεί να κυμαίνεται μεταξύ 0,7-0,9 ανάλογα την εφαρμογή (λαμβάνοντας υπ' όψιν την ανάπτυξη αφρισμού, την αύξηση του όγκου εξαιτίας του αερισμού ή της ενδεχόμενης προσθήκης υλικού). Οι χρόνοι φόρτωσης και μεταφόρτωσης περιορίζονται απ' τη μέγιστη ογκομετρική ροή  $\dot{V}_{max}$  (m<sup>3</sup>/h), στην οποία ο όγκος του ρευστού μπορεί να αντληθεί από και προς τον βιοαντιδραστήρα για πρακτικούς και οικονομικούς λόγους, απ' τις ανισότητες:

$$V_b \leq \tau_l \dot{V}_{max} \quad (2.6)$$

$$V_b \leq \tau_{ul} \dot{V}_{max} \quad (2.7)$$

## **2.2) Σχεδιασμός Κόστους Εξοπλισμού και Παροχών**

Τα γεωμετρικά χαρακτηριστικά του βιοαντιδραστήρα που είναι το ύψος,  $H$ (m) και η διάμετρος του,  $D$ (m) προσδιορίζονται συνήθως απ' τον λόγο  $\phi = H/D$ , ( $H/D \cong 3$ ) και απ' τον τύπο του ολικού όγκου βιοαντιδραστήρα:

$$V_f = \varphi \frac{\pi D^3}{4} \quad (2.8)$$

Το υδροστατικό ύψος του μέσου ζύμωσης, μπορεί επίσης να προσδιοριστεί απ' το γνωστό ύψος του υγρού στο δοχείο το οποίο ισούται με λΗ. Ο λόγος συμπίεστικότητας που ορίζεται ως η πίεση στο κάτω μέρος του βιοαντιδραστήρα σε σχέση με την ατμοσφαιρική πίεση μπορεί να προσδιοριστεί:

$$P_r = \frac{P_h + \frac{\lambda H \rho_b g}{10^5}}{P_{atm}} \quad (2.9)$$

όπου  $\rho_b$  είναι η πυκνότητα του μέσου ζύμωσης σε  $\text{kg/m}^3$ ,  $g$  η επιτάχυνση της βαρύτητας σε  $\text{m/s}^2$ ,  $P_h$  η πίεση στο πάνω μέρος του βιοαντιδραστήρα σε bar, και  $P_{atm}$  η ατμοσφαιρική πίεση πάλι σε bar. Το ισεντροπικό έργο της συμπίεσης του αέρα  $w_{c,\Delta S=0}$  σε kWh/year, στην περίπτωση των αερόβιων διεργασιών, μπορεί να προσδιοριστεί απ' το λόγο συμπύκνωσης και το ρυθμό αερισμού που συνήθως εκφράζεται σε vvm (volume of air per unit volume of bioreactor broth per minute):

$$w_{c,\Delta S=0} = \tau_f \left( \frac{vvm}{60} V_{y,t} \rho_{air} \right) \frac{RT}{a} (P_r^a - 1) \quad (2.10)$$

όπου το  $R$  είναι η σταθερά των ιδανικών αερίων ( $8,314 \text{ kJ}/(\text{kmolK})$ ),  $T$  η θερμοκρασία του περιβάλλοντος σε  $\text{K}$ ,  $a$  ( $\sim 1 - c_v/c_p$ ) αποτελεί σταθερά των αερίων με τιμή για τον αέρα κοντά στο 0,29 ενώ το  $\rho_{air}$  η μολαρική πυκνότητα του αέρα ( $4,037 \cdot 10^{-2} \text{ kmol/m}^3$ ). Η κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας σε ετήσια βάση προσδιορίζεται υποθέτοντας μια ισεντροπική αποδοτικότητα  $\eta_{e,c}$  ( $w_{c,\Delta S=0}/w$ ) και λαμβάνοντας υπόψη το μοναδιαίο κόστος του ηλεκτρισμού  $c_e$  ( $\$/\text{kWh}$ ).

Ηλεκτρική ενέργεια καταναλώνεται επίσης για την ανάδευση του μέσου ζύμωσης. Η ειδική ενέργεια για την ανάδευση  $P_{agit}$  σε  $\text{KW/m}^3$ , συνήθως κυμαίνεται στο εύρος  $0,5-3 \text{ KW/m}^3$ , και το κόστος της ηλεκτρικής ενέργειας σε  $\$/y$ , υπολογίζεται χρησιμοποιώντας την παρακάτω εξίσωση:

$$C_e = V_{y,t} \tau_f \left( \frac{P_{agit}}{n_{e,agit}} + \frac{1}{n_{e,c}} \left( \frac{vvm}{60} V_{y,t} \rho_{air} \right) \frac{RT}{a} (P_r^a - 1) \right) c_e \quad (2.11)$$

όπου  $n_{e,agit}$  αποτελεί την ηλεκτρική απόδοση της ανάδευσης. Εκτός απ' την κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας υπάρχει επίσης και κατανάλωση θερμαινόμενου



ατμού. Σύμφωνα με το διάγραμμα ροής που παρουσιάστηκε πριν, ατμός καταναλώνεται στο στάδιο της αποστείρωσης για να θερμανθεί το μέσο ζύμωσης. Η θερμότητα που πρέπει να εφοδιαστεί απ' τον ατμό  $Q_s$  (kJ/h), είναι γι' αυτό:

$$Q_s = V_{y,t} \rho_b c_{p,b} (T_2 - T_1) \quad (2.12)$$

όπου  $T_1, T_2$  η αρχική και τελική θερμοκρασία κατά τη θέρμανση του μέσου ζύμωσης, και  $c_{p,b}$  η θερμική χωρητικότητα του σε kJ/(kgK). Η απαραίτητη ποσότητα απ' την άλλη του ατμού είναι  $m_s$  σε t/y και ισχύει ότι:

$$Q_s = \Delta h_s m_s \quad (2.13)$$

όπου  $\Delta h_s$  αποτελεί την λανθάνουσα θερμότητα του ατμού, ενώ το συνολικό κόστος του ατμού σε ετήσια βάση,  $C_s$  (\$/y) υπολογίζεται χρησιμοποιώντας την παρακάτω εξίσωση:

$$C_s = V_{y,t} \left( \frac{\rho_b c_{p,b} (T_2 - T_1)}{\Delta h_s} \right) c_s \quad (2.14)$$

Επιπροσθέτως, πέρα απ' το κόστος των παροχών (ηλεκτρισμός και θερμαινόμενος ατμός) μια συνολική οικονομική αξιολόγηση απαιτεί τον υπολογισμό του κόστους του εξοπλισμού. Το κόστος αυτό περιλαμβάνει το κόστος των βιοαντιδραστήρων, των αναδευτήρων, των εναλλακτών θερμότητας και του σωλήνα κατακράτησης και των συμπιεστών του αέρα. Παρακάτω αναπτύσσεται μια ομάδα εξισώσεων σχετικά με το κόστος αγοράς εξοπλισμού:

$$\ln C_p = c_3 + c_2 \ln X + c_1 (\ln X)^2 \quad (2.15)$$

όπου  $C_p$  αποτελεί το κόστος αγοράς εξοπλισμού (\$),  $X$  το χαρακτηριστικό μέγεθος που χρησιμοποιείται ώστε να συσχετίσουμε τον εξοπλισμό με το κόστος το οποίο είναι διαφορετικό για κάθε κατηγορία εξοπλισμού, ενώ  $c_1, c_2, c_3$  αποτελούν σταθερές χαρακτηριστικές της κάθε κατηγορίας. Συνοπτικά να αναφερθεί πως το χαρακτηριστικό μέγεθος ενός βιοαντιδραστήρα είναι ο ολικός όγκος του, του αναδευτήρα και του αεροσυμπιεστή η ισχύς της ιπποδύναμης του κινητήρα ενώ του εναλλάκτη θερμότητας η επιφάνεια εναλλαγής του. Οι επιφάνειες αυτές,  $A_1, A_2$  σε  $m^2$  για τους 2 εναλλάκτες θερμότητας (εναλλάκτης και θερμαντήρας) προσδιορίζονται απ' τις δυο παρακάτω εξισώσεις:

$$A_1 U_1 \Delta T_{LM,1} = \left( \frac{V_b}{\tau_l} \right) \rho_b c_{p,b} (T_1 - T_0) \quad (2.16)$$

$$A_2 U_2 \Delta T_{LM,2} = \left( \frac{V_b}{\tau_l} \right) \rho_b c_{p,b} (T_2 - T_1) \quad (2.17)$$

όπου  $U_1, U_2$  οι ολικοί συντελεστές μεταφοράς θερμότητας σε  $\text{kJ}/(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K})$ ,  $\Delta T_{LM,1}, \Delta T_{LM,2}$  οι μέσες θερμοκρασίες λογαριθμικές διαφορές σε  $\text{K}$ . Τέλος οι διαστάσεις του σωλήνα κατακράτησης (holding tube) προσδιορίζονται απ' τις προδιαγραφές του σωλήνα κατακράτησης και την υπόθεση μιας ιδανικής ροής του μέσου ζύμωσης μέσα στο σωλήνα:

$$V_b = \tau_l \left( \frac{L_t}{\tau_h} \right) \left( \frac{\pi d_t^2}{4} \right) \quad (2.18)$$

όπου  $L_t$  είναι το μήκος του σωλήνα κατακράτησης σε  $\text{m}$ ,  $\tau_h$  ο χρόνος παραμονής του μέσου ζύμωσης στο σωλήνα (παρατηρούμε πως ο λόγος  $\frac{L_t}{\tau_h}$  αποτελεί την ταχύτητα του μέσου μέσα στο σωλήνα) και  $d_t$ , η διάμετρος του σωλήνα. Τέλος το κόστος αγοράς εξοπλισμού μπορεί να τεθεί σε ετήσια βάση με βάση έναν κατάλληλο παράγοντα κεφαλαιακής επιβάρυνσης CCF (capital charge factor) και το ολικό ετήσιο κόστος TAC σε  $\$/\text{y}$  μπορεί να προσδιοριστεί απ' την εξίσωση:

$$TAC = CCF(L_f C_{FOB}) + C_e + C_s \quad (2.19)$$

Το  $L_f$  αποτελεί ένας τροποποιημένος παράγοντας (modified Lang Factor) που λαμβάνει υπόψη το κόστος μεταφοράς (4-10% της αγοράς του κόστους εξοπλισμού), ενδεχόμενους φόρους πωλήσεων, και άλλα απρόβλεπτα έξοδα (10-25% της αγοράς του κόστους εξοπλισμού) αλλά και όλα τα κόστη που συνδέονται με την εγκατάσταση του συγκεκριμένου εξοπλισμού. Ο τροποποιημένος αυτός παράγοντας για τη περίπτωση της συγκεκριμένης διπλωματικής εργασίας λαμβάνει την τιμή 5 (με συνήθη εύρος 3,6-6,5) <sup>[11]</sup>

## **ΚΕΦΑΛΑΙΟ ΙΙΙ: ΕΞΑΤΜΙΣΗ**

---

### **3.1) Εισαγωγή στην διεργασία της εξάτμισης**

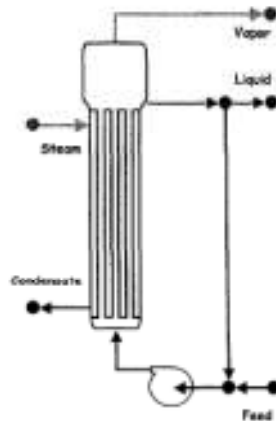
---

Η εξάτμιση αποτελεί μια διεργασία φυσικού διαχωρισμού, κατά την οποία απομακρύνεται με ατμοποίηση ένα πτητικό συστατικό από ένα διάλυμα ή μείγμα και λαμβάνεται ένα συμπυκνωμένο προϊόν των μη πτητικών συστατικών. Σε ορισμένες περιπτώσεις το προϊόν είναι το απομακρυσμένο πτητικό συστατικό (π.χ στην αφαλάτωση του θαλασσινού νερού), ενώ σε άλλες περιπτώσεις το συμπυκνωμένο διάλυμα των μη πτητικών συστατικών. Η εξάτμιση μπορεί να αποτελεί, σε ορισμένες περιπτώσεις, το πρώτο στάδιο κατεργασίας ενός προϊόντος και να ακολουθείται από ξήρανση ή κρυστάλλωση. Μια αρχική διάκριση των εξατμιστήρων μπορεί να γίνει με βάση τη χρονική διάρκεια παραμονής του επεξεργασμένου προϊόντος σ' αυτούς. Έτσι διακρίνονται οι εξατμιστήρες μακρού χρόνου παραμονής και εκείνοι σύντομου χρόνου παραμονής. Κάθε μια απ' αυτές τις κατηγορίες περιλαμβάνει σημαντικό αριθμό επιμέρους τύπων. Δύο απ' τις πιο ευρέως εφαρμογές εξατμιστήρων είναι ο εξαναγκασμένης κυκλοφορίας (forced circulation evaporator) ως εξατμιστήρα μακρού χρόνου παραμονής) και εξατμιστήρας πίπτοντος λεπτού στρώματος (falling film evaporator) ως εξατμιστήρα μικρού χρόνου παραμονής.

- Εξατμιστήρας Αναγκασμένης κυκλοφορίας

Ο συντελεστής μεταφοράς θερμότητας του υγρού οριακού στρώματος μπορεί να αυξηθεί με άντληση, ώστε να προκληθεί εξαναγκασμένη κυκλοφορία του υγρού μέσα στους σωλήνες. Αυτό μπορεί να επιτευχθεί στον τύπο των κατακόρυφων μακριών σωλήνων με προσθήκη μιας σύνδεσης σωληνώσεων με φυγόκεντρη αντλία ανάμεσα στη γραμμή εξόδου του συμπυκνώματος και στη γραμμή τροφοδοσίας, όπως φαίνεται στο σχήμα. Η ταχύτητα του υγρού που επανακυκλοφορεί μέσα στο σύστημα ανέρχεται σε 3-5 m/s. Λόγω της υψηλής πτώσης πίεσης, το υγρό δε βράζει μέσα στους σωλήνες του εναλλάκτη θερμότητας, αλλά εκτονώνεται σε διαχωριστήρα ατμών/υγρού, που συνήθως λειτουργεί υπό κενό. Σε αυτόν τον τύπο εξατμιστήρα οι αποθέσεις στους σωλήνες και ο σχηματισμός αφρού γενικά αποφεύγονται. Ο χρόνος

παραμονής μπορεί να ανέρχεται σε αρκετά λεπτά και προϊόντα ανθεκτικά στη θέρμανση, όπως τα σακχαροδιαλύματα, μπορούν να εξατμιστούν αποτελεσματικά. Στον τύπο εξαναγκασμένης κυκλοφορίας, οι κατακόρυφοι σωλήνες συνήθως είναι κοντύτεροι από ότι στον τύπο μακρικών σωλήνων. Επίσης, σε κάποιες περιπτώσεις χρησιμοποιείται ένας ξεχωριστός, εξωτερικός εναλλάκτης θερμότητας.



**Εικόνα 3.1:** Τυπική εικόνα ενός εξατμιστήρα εξαναγκασμένης κυκλοφορίας<sup>[13]</sup>

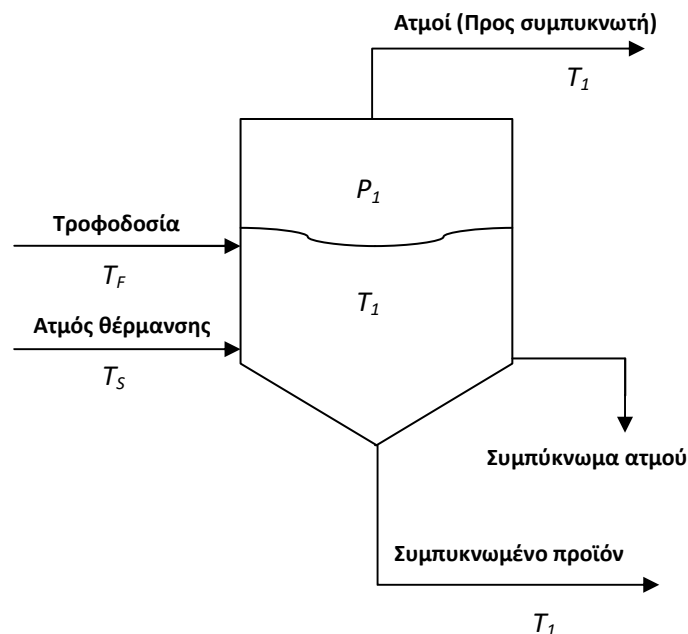
### 3.2) Περιγραφή της Διεργασίας

Ένα απλοποιημένο διάγραμμα εξατμιστήρα μιας βαθμίδας (δράσης) ή μονού σταδίου παριστάνεται στην εικόνα παρακάτω. Η τροφοδοσία εισέρχεται σε θερμοκρασία  $T_f$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) και κορεσμένος ατμός θερμοκρασίας  $T_s$  ( $^{\circ}\text{C}$ ) εισέρχεται στη περιοχή του εναλλάκτη θερμότητας. Ο ατμός απομακρύνεται ως κορεσμένο συμπύκνωμα. Δεδομένου ότι το διάλυμα στον εξατμιστήρα θεωρείται πλήρως αναμειγμένο, το συμπυκνωμένο προϊόν και το εν λόγω διάλυμα έχουν την ίδια σύνθεση και θερμοκρασία  $T_1$ , που είναι το σημείο βρασμού του διαλύματος. Λόγω των διαλυμένων στερεών που περιέχονται στο εξατμιζόμενο διάλυμα εμφανίζεται μια κάποια ανύψωση του σημείου βρασμού, ίση με  $bpr$  ( $^{\circ}\text{C}$ ). Γενικά, η ανύψωση του σημείου βρασμού είναι συνάρτηση της περιεκτικότητας του διαλύματος σε στερεά, ενώ η θερμοκρασία βρασμού του καθαρού διαλύτη είναι  $T_{wl}$  ( $^{\circ}\text{C}$ ). Η θερμοκρασία των ατμών είναι  $T_1$ , δεδομένου ότι βρίσκονται σε ισορροπία με το διάλυμα σε βρασμό, και επομένως απομακρύνονται σε υπέρθερμη κατάσταση (με βαθμό υπερθέρμανσης ίσο προς  $bpr$ ). Η πίεση είναι  $P_1$ , η οποία είναι η τάση ατμών του διαλύματος σε θερμοκρασία  $T_1$ . Αν το διάλυμα που εξατμίζεται θεωρείται πως είναι αραιό, και εμφανίζει τις ιδιότητες του νερού, τότε 1 kg συμπυκνωμένου ατμού

θέρμανσης θα προκαλέσει την εξάτμιση, κατά προσέγγιση, 1 kg ατμών από το διάλυμα. Αυτό θα συμβεί αν η εισερχόμενη τροφοδοσία έχει θερμοκρασία  $T_F$  που αντιστοιχεί στο σημείο βρασμού. Στον υπολογισμό του ρυθμού θερμότητας που μεταφέρεται σε έναν εξατμιστήρα χρησιμοποιείται η έννοια του συνολικού συντελεστή μεταφοράς θερμότητας. Η γενική εξίσωση μπορεί να γραφτεί ως εξής:

$$Q = U A \Delta T = UA(T_s - T_1) \quad (3.1)$$

όπου  $Q$  ο ρυθμός μεταφοράς θερμότητας σε  $W$ ,  $U$  είναι ο συνολικός συντελεστής μεταφοράς θερμότητας, σε  $W/(m^2 \cdot ^\circ C)$ ,  $A$  η επιφάνεια μεταφοράς θερμότητας σε  $m^2$ ,  $T_s$  η θερμοκρασία του ατμού θέρμανσης σε  $^\circ C$  και  $T_1$  το σημείο βρασμού του υγρού σε  $^\circ C$ . Εξατμιστήρες μιας βαθμίδας χρησιμοποιούνται συχνά όταν η απαιτούμενη δυναμικότητα είναι σχετικά μικρή και/ή το κόστος του ατμού είναι σχετικά χαμηλό συγκριτικά με το κόστος του εξατμιστήρα. Εντούτοις για υψηλή απαιτούμενη δυναμικότητα, η χρησιμοποίηση περισσότερων από μια βαθμίδων (σύστημα εξοικονόμησης ενέργειας) μειώνει σαφώς το κόστος του ατμού θέρμανσης. [12]



**Εικόνα 3.2:** Απλοποιημένο διάγραμμα εξατμιστήρα μιας βαθμίδας

### 3.3) Μαθηματικό Πρότυπο Εξατμιστήρα Πολλαπλών Βαθμίδων

Έστω ότι έχουμε στη διάθεση μας έναν εξατμιστήρα  $N$  βαθμίδων και  $i$  ο αύξων αριθμός της κάθε βαθμίδας. Το ολικό ισοζύγιο μάζας που περιγράφει τη κάθε βαθμίδα είναι:

$$L_0 = L_1 + V_1 \text{ για } i = 1 \quad (3.2a)$$

$$L_{i-1} = L_i + V_i \text{ για } i = 2, \dots, N \quad (3.2b)$$

όπου  $L_0$  η ροή του κορεσμένου υγρού πριν την είσοδο στη πρώτη βαθμίδα,  $L_i$  το συμπυκνωμένο υγρό προϊόν της κάθε βαθμίδας και  $V_i$  ο παραγόμενος ατμός της όπου σε έναν πολυβάθμιο εξατμιστήρα χρησιμοποιείται ως θερμαντικό μέσο για την επόμενη βαθμίδα. Το μερικό ισοζύγιο μάζας είναι:

$$L_0 w_0 = L_1 w_1 \text{ για } i = 1 \quad (3.3a)$$

$$L_{i-1} w_{i-1} = L_i w_i \text{ για } i = 2, \dots, N \quad (3.3b)$$

όπου  $w_0$  αποτελεί την αρχική συγκέντρωση της διαλυμένης ουσίας, σακχάρου στη περίπτωση μας, ενώ  $w_i$ , η συγκέντρωση της διαλυμένης ουσίας σε κάθε βαθμίδα. Το ισοζύγιο ενέργειας των ρευμάτων, απ' την άλλη, δίνεται με βάση τις παρακάτω εξισώσεις:

$$L_0 c_{pl,0} T_0 + Q_1 = L_1 c_{pl,1} T_1 + V_1 (c_{pv,1} T_1 + \Delta H_{v,0}) \text{ για } i = 1 \quad (3.4a)$$

$$L_{i-1} c_{pl,i-1} T_0 + Q_{i-1} = L_i c_{pl,i} T_i + V_i (c_{pv,i} T_i + \Delta H_{v,0}) \text{ για } i = 2, \dots, N \quad (3.4b)$$

όπου  $Q_i$  ο ρυθμός θερμότητας που παρέχεται απ' τον ατμό για να επιτευχθεί η εξάτμιση,  $T_i$  η θερμοκρασία της κάθε βαθμίδας,  $c_{pl,i}$  η θερμική χωρητικότητα του υγρού  $c_{pv,i}$ , αυτή του ατμού που παράγεται, και  $\Delta H_{v,0}$ , η λανθάνουσα θερμότητα του ατμού στους  $0^\circ\text{C}$ . Παράλληλα, η θερμότητα που παρέχεται απ' τον ατμό κάθε φορά δίνεται απ' τις εξισώσεις:

$$Q_1 = V_s \left( (c_{pv,s} - c_{pl,s}) T_s + \Delta H_{v,0} \right) \text{ για } i = 1 \quad (3.5a)$$

$$Q_i = V_{i-1} \left( (c_{pv,i-1} - c_{pl,i-1}) T_{i-1} + \Delta H_{v,0} \right) \text{ για } i = 2, \dots, N \quad (3.5b)$$

όπου  $V_s$  η αναγκαία ποσότητα παροχής του ατμού στη πρώτη βαθμίδα σε θερμοκρασία  $T_s$ . Επίσης, η εξίσωση που περιγράφει την εναλλαγή θερμότητας στον εναλλάκτη του εξατμιστήρα περιγράφεται απ' τις παρακάτω εξισώσεις οι οποίες αντιστοιχούν και με τις γενικές εξισώσεις ρυθμού μεταφοράς θερμότητας:α

$$Q_1 = U_1 A_1 (T_s - T_1) \text{ για } i = 1 \quad (3.6a)$$

$$Q_i = U_i A_i (T_{i-1} - T_i) \text{ για } i = 2, \dots, N \quad (3.6b)$$

Ως  $U_i$  αναφέρεται ο συντελεστής μεταφοράς θερμότητας σε κάθε βαθμίδα, ενώ  $A_i$  η επιφάνεια εναλλαγής θερμότητας στον εναλλάκτη του εξατμιστήρα. Επίσης να σημειωθεί πως σε κάθε βαθμίδα υπάρχει όπως προείπαμε μια αύξηση του σημείου βρασμού (BPE) σε σχέση με το σημείο βρασμού του καθαρού διαλύτη  $T_w$ , και άρα λαμβάνονται οι παρακάτω 2 εξισώσεις όπου η δεύτερη αναφέρεται στην αύξηση του σημείου βρασμού που πραγματοποιείται σε σακχαρούχα διαλύματα:

$$T_{w,i} = T_i - BPE_i \quad (3.7)$$

$$BPE_i = 0.33 \exp(4 w_i) \quad (3.8)$$

Τέλος, στη τελευταία βαθμίδα (N) ο ατμός που παράγεται συμπυκνώνεται σύμφωνα με τις παρακάτω εξισώσεις:

$$Q_c = V_N ((c_{pv,N} - c_{pl,N})T_N + \Delta H_{v,0}) \quad (3.9)$$

$$Q_c = L_w c_{pl,0} (T_{w,out} - T_{w,in}) \quad (3.10)$$

$$DTLM = \frac{(T_{w,N} - T_{w,in}) - (T_{w,N} - T_{w,out})}{\log_{10} \frac{(T_{w,N} - T_{w,in})}{(T_{w,N} - T_{w,out})}} \quad (3.11)$$

Ως  $Q_c$ , αναφερόμαστε στο ρυθμό μεταφοράς θερμότητας στο συμπυκνωτή του ατμού της τελευταίας βαθμίδας,  $L_w$  η ποσότητα του νερού που προστίθεται,  $T_{w,out}$ ,  $T_{w,in}$  οι θερμοκρασίες εξόδου και εισόδου του στο συμπυκνωτή, ενώ  $DTLM$ , η μέση λογαριθμική θερμοκρασιακή διαφορά που αναπτύσσεται. Μια ακόμη χρήσιμη εξίσωση είναι η οικονομία ατμού (SE), δηλαδή η σχέση μεταξύ της ποσότητας του ατμού που παράγεται σε σχέση με τη ποσότητα του ατμού που εισάγεται στη πρώτη βαθμίδα και ορίζεται ως:

$$SE = \frac{\sum V_i}{V_s} \quad (3.12)$$

Οι παραπάνω είναι και οι βασικές εξισώσεις προκειμένου να σχεδιαστεί ο εξαμιστήρας μας <sup>[12],[13]</sup>, ενώ παρακάτω παρουσιάζονται κάποιες εξισώσεις που μας βοηθούν για τον υπολογισμό των παραμέτρων για τον σχεδιασμό, σύμφωνα με διάφορα δεδομένα της βιβλιογραφίας που έγιναν χρήση <sup>[14]</sup>:

$$P_i = (6.62263E - 06)T_{W,i}^3 - 0.0014984T_{W,i}^2 + 0.13173480T_{W,i} - 3.73467553 \quad (3.13)$$

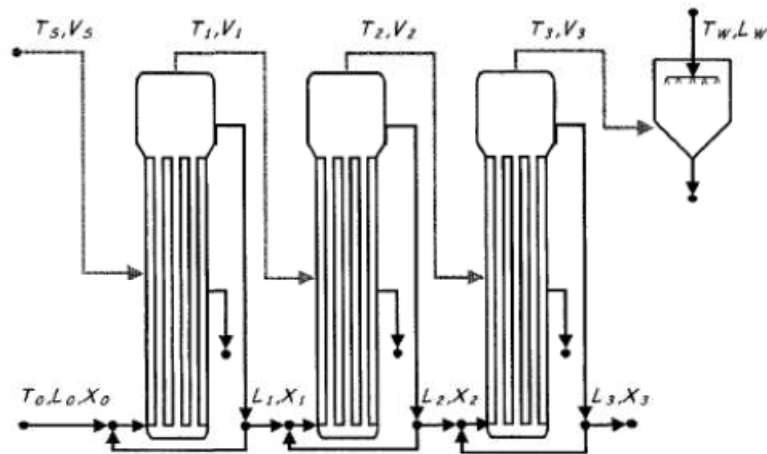
$$c_{pl,i} = (4.53798e - 10)T_{W,i}^4 - (1.23879e - 7)T_{W,i}^3 + (2.12181e - 5)T_{W,i}^2 - 0.001106126T_{W,i} + 4.19607824 \quad (3.14)$$

$$c_{pv,i} = (9.90804e - 8)T_{W,i}^3 + (1.73078e - 6)T_{W,i}^2 - 0.0005908T_{W,i} + 1.85253483 \quad (3.15)$$

Όπου  $P_i$ , η πίεση της κάθε βαθμίδας με βάση τη θερμοκρασία εξάτμισης του διαλύτη. Στο κεφάλαιο με την οικονομική ανάλυση θα αναπτυχθούν και οι εξισώσεις βάσει των οποίων υπολογίζεται το κόστος του εξοπλισμού, των παροχών αλλά και του συνολικού ετήσιου κόστους που προκύπτει απ' το σχεδιασμό του εξαμιστήρα. Να σημειωθεί πως οι εξισώσεις των ισοζυγίων μάζας και ενέργειας που αναπτύχθηκαν αναφέρονται σε πολυβάθμιο εξαμιστήρα ομορροής.

Παράλληλα, αναπτύχθηκαν και οι εξισώσεις για ένα πολυβάθμιο εξαμιστήρα αντιρροής. Στη συγκεκριμένη περίπτωση η εισαγωγή του ρεύματος πραγματοποιείται στη τελευταία βαθμίδα μας και η παραλαβή του συμπυκνωμένου προϊόντος γίνεται στην πρώτη. Επίσης, αντίθετα με πριν, η ροή γίνεται από βαθμίδα μικρότερης πίεσης σε υψηλότερη με αποτέλεσμα να κρίνεται απαραίτητη η εισαγωγή αντλιών όπου θα αυξήσουν την πίεση των παραγόμενων ρευμάτων. Αποτέλεσμα αυτών είναι οι εξισώσεις που αναπτύσσονται σε αυτή την περίπτωση να είναι διαφορετικές σε σχέση με την προηγούμενη περίπτωση. Πιο αναλυτικά σχετικά με τις εξισώσεις και τις παραμέτρους για το σχεδιασμό του πολυβάθμιου εξαμιστήρα θα αναπτυχθούν και στο Παράρτημα όπου για το συγκεκριμένο case study που είχαμε στη διάθεση μας αναπτύξαμε δύο πολυβάθμιους εξαμιστήρες (ομορροής και αντιρροής) σε περιβάλλον GAMS ώστε να βελτιστοποιηθεί το συνολικό ετήσιο κόστος του σε οποιαδήποτε απ' τις μελετημένες περιπτώσεις.

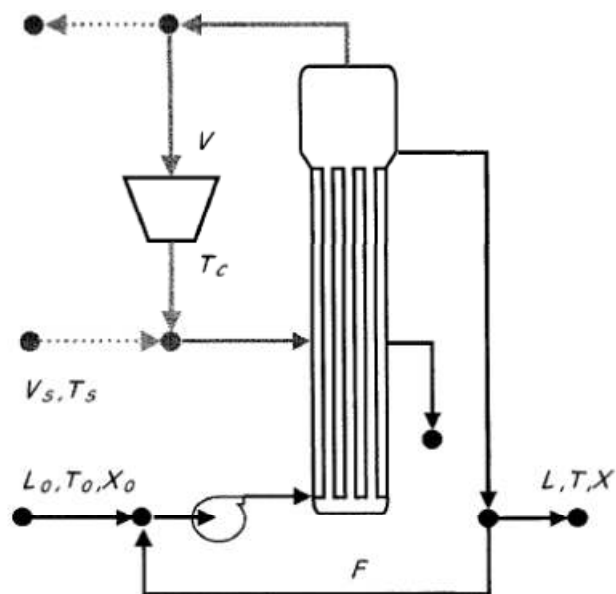




**Εικόνα 3.3:** Τυπικό Διάγραμμα Ροής Τριβάθμιου Εξατμιστήρα Ομοροής<sup>[13]</sup>

### 3.4) Μαθηματικό Πρότυπο Εξατμιστήρα Ανασυμπίεσης Ατμών (MVR)

Ένας τυπικός εξαναγκασμένης κυκλοφορίας εξατμιστήρας ανασυμπίεσης ατμών (MVR, mechanical vapor recompression) παρουσιάζεται στην Εικόνα 3.4:



**Εικόνα 3.4:** Τυπικό διάγραμμα απεικόνισης ενός MVR εξατμιστήρα<sup>[13]</sup>

Το ρεύμα της διεργασίας  $L_0$ , θερμοκρασίας  $T_0$ , και συγκέντρωσης στα διαλυμένα στερεά  $X_0$ , εισέρχεται στον εξατμιστήρα και εξέρχεται αντίστοιχα με ένα ρεύμα  $L$ , θερμοκρασίας  $T$ , και συγκέντρωσης διαλυμένων στερεών  $X$ . Ο ατμός που παράγεται συμπιέζεται μηχανικά και χρησιμοποιείται ως θερμαντικό μέσο στον ίδιο τον εξατμιστήρα. Μια μικρή, πολλές φορές, παροχή ατμού προστίθεται ώστε να

προσθεθεί στη συμπιεσμένη ποσότητα του ατμού. Το μαθηματικό μοντέλο ενός MVR όπως είναι φυσικό είναι παρόμοιο με αυτό του απλού εξατμιστήρα. Παρόλα αυτά εξαιτίας του συμπιεστή πολλές έννοιες διαφοροποιούνται όπως αυτής της θερμοκρασίας εξόδου απ' το συμπιεστή που τη συμβολίζουμε ως  $T_c$  και ισούται με:

$$T_c = T \left[ \frac{P_s}{P} \right]^{\frac{k-1}{k}} \quad (3.16)$$

Όπου  $k$  ο λόγος θερμικής χωρητικότητας, διαφορετικός για κάθε αέριο (1,33 για υδρατμούς). Η πραγματική θερμοκρασία εξόδου  $T_d$  απ' τον συμπιεστή είναι:

$$T_d = T + \frac{T_c - T}{e} \quad (3.17)$$

Όπου  $e$  η απόδοση του συμπιεστή. Παράλληλα το ισεντροπικό έργο σε  $\text{kJ/kmol}$  που αναπτύσσεται ορίζεται ως:

$$W = \left( \frac{RT_s}{k-1} \right) \left( \left( \frac{P_s}{P} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (3.18)$$

Όπου  $R$  η σταθερά των αερίων, ενώ η ισχύς ( $E_C$ ) του συμπιεστή περιγράφεται ως:

$$E_C = \left( \frac{W}{e} \right) \left( \frac{V}{Mr} \right) \quad (3.19)$$

Όπου  $Mr=18$ , δηλαδή αντιστοιχεί στο μοριακό βάρος των υδρατμών. Η οικονομία του ατμού ( $SE$ ) σε αυτή τη περίπτωση, διαφοροποιείται και ισούται:

$$SE = \frac{1.2Q}{3E_C} \quad (3.20)$$

Τέλος μια χρήσιμη, κυρίως λειτουργική εξίσωση ώστε να εξοικονομήσουμε κόστος ατμού είναι εκείνη που συσχετίζει τη ποσότητα του ατμού που θα προσθεθεί με βάση τις ενεργειακές απαιτήσεις του ίδιου του εξατμιστήρα και του εναλλάκτη προθέρμανσης. Πιο συγκεκριμένα:

$$V_s = \frac{V c_{pL,S}(T_s - T_{S,out}) - Q_{PR}}{H_V(T_d) - H_L(T_{S,out})} \quad (3.21)$$

Η θερμοκρασία  $T_{S,out}$ , αναφέρεται στη θερμοκρασία εξόδου του συμπυκνώματος του ατμού απ' τον εναλλάκτη προθέρμανσης και  $H_V, H_L$  οι ενθαλπίες ατμού και υγρού αρχικά κατά την έξοδο απ' τον συμπιεστή ως και τελικά στην υγρή φάση του κατά την έξοδο απ' τον εναλλάκτη προθέρμανσης. Προφανώς αν αυτή η εξίσωση προκύψει αρνητική, είναι αντιληπτό πως δεν υπάρχει ανάγκη για προσθήκη ατμού.

Όπως και προηγουμένως, στο κεφάλαιο με την οικονομική ανάλυση θα αναπτυχθούν και οι εξισώσεις βάσει των οποίων υπολογίζεται το κόστος του εξοπλισμού, των παροχών αλλά και του συνολικού ετήσιου κόστους που προκύπτει απ' το σχεδιασμό του εξαμιστήρα.<sup>[13]</sup>

**ΚΕΦΑΛΑΙΟ IV:**  
**ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΚΑΙ ΠΟΡΕΙΑ ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΥ**  
**ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΛΙΠΙΔΙΩΝ – WPC**

---

**4.1) Uptstream– Παραγωγή WPC**

---

**1. Φυγοκέντρωση**

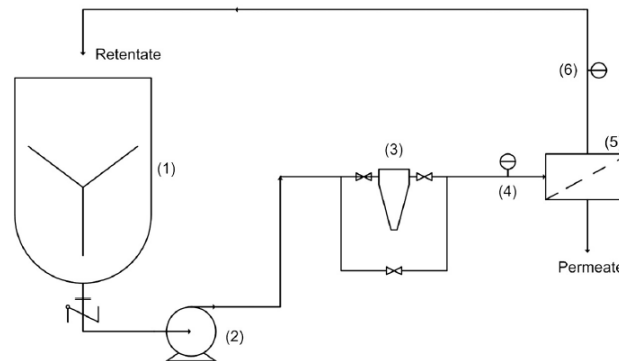
Αποτελεί το στάδιο όπου απομακρύνονται τα λίπη (fats) που περιέχονται στο αρχικό ρεύμα του τυρογάλακτος. Συγκεκριμένα το προϊόν αυτό καλείται κρέμα τυρογάλακτος (cream whey), και αποτελείται από ένα ρεύμα το οποίο περιέχεται κατά 25-30 % από λίπη.<sup>[15]</sup>

**2. Υπερδιήθηση (Ultrafiltration)**

Το στάδιο της υπερδιήθησης αποτελεί ένας από τους πιο κρίσιμους παράγοντες προκειμένου να σχεδιάσουμε το βιοδιυλιστήριο παραγωγής λιπιδίων. Ο λόγος έγκειται κυρίως στη παραγωγή πρωτεϊνών WPC (whey protein concentrates), προϊόν με μεγάλη εμπορική αξία. Στη συγκεκριμένη διπλωματική εργασία που θα αναπτυχθεί θα γίνει λόγος για 2 case studies χρήσης της υπερδιήθησης. Σε κάθε case study είναι εύλογο πως τα χαρακτηριστικά της τεχνικής αλλά και του επιπέδου της διαδιήθησης (diafiltration) δίνουν διαφορετικά χαρακτηριστικά στα τελικά ρεύματα που θα ληφθούν (ροές, συγκεντρώσεις στερεών), αλλά και στο τελικό επίπεδο των πρωτεϊνών που αποτελεί κρίσιμος παράγοντας για την οικονομική αξιολόγηση του βιοδιυλιστηρίου. Η μέση συγκέντρωση (μετά τη φυγοκέντρωση) του cheese whey δίνεται στον Πίνακα 4.1, μαζί με μια εικόνα διαγράμματος ενός συστήματος του εξοπλισμού υπερδιήθησης (Εικόνα 4.1). Παρατηρείται πως μετά το στάδιο της μεμβράνης το διαπερνούν ρεύμα συλλέγεται προς μεταγενέστερα στάδια ενώ εκείνο της κατακράτησης περνάει από ένα δοχείο που είτε συλλέγεται είτε αναμιγνύεται με νερό ώστε να περάσουν από στάδιο diafiltration.

Συστατικό	Συγκέντρωση (g/l)
Πρωτεΐνες	8,60
Λακτόζη	52,69
Μεταλλικά Στοιχεία	3,26

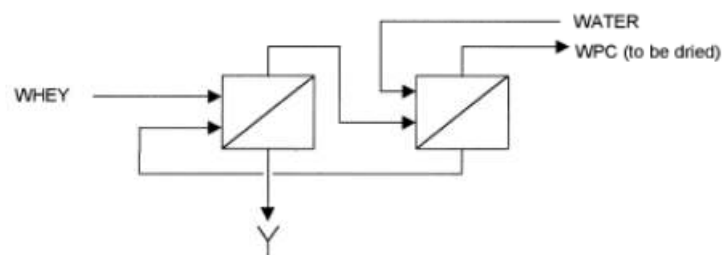
**Πίνακας 4.1:** Σύσταση whey



**Εικόνα 4.1:** Τυπικό σύστημα εξοπλισμού Ultrafiltration με ολική ανακύκλωση του ρεύματος κατακράτησης (retentate stream) (1)-Δοχείο Συλλογής, (2)-Αντλία, (3)-Φίλτρο Προετοιμασίας, (5)-Μεμβράνη, (4),(6)-Μανόμετρα <sup>[16]</sup>

#### A. Case study of 2-stage diafiltration (regenerated cellulose membrane 10-kDa)

Το διάγραμμα παρακάτω (Εικόνα 4.2) αποτελεί μια εικόνα του τρόπου με το οποίο αναπτύσσεται και σχεδιάζεται το σύστημα υπερδιήθησης του συγκεκριμένου case study.



**Εικόνα 4.2:** Διάγραμμα 2-stage Diafiltration που αναπτύσσεται στο case study-A <sup>[16]</sup>

Στην αρχή ένα ρεύμα τυρογάλακτος αφού οξυνθεί με διάλυμα  $H_2SO_4$  0,1N, εισέρχεται από ένα στάδιο υπερδιήθησης με αποτέλεσμα να μειώνεται ο όγκος του. Ακολούθως, ακολουθούν δύο στάδια διαδιήθησης (diafiltration) με βάση τα οποία γίνεται προσπάθεια να συμπαρασυρθεί στο διαπερνούν ρεύμα (permeate), απ' το ρεύμα κατακράτησης (retentate) περισσότερης ποσότητας, σε ξηρή μάζα, λακτόζης και έτσι να αυξηθεί η ποσότητα σε ξηρή μάζα σε πρωτεΐνες. Για το σκοπό αυτό

σχεδιάστηκε ένα σύστημα όπου κατά τη δεύτερη φάση του diafiltration χρησιμοποιήθηκε, σε ανάμιξη με το ρεύμα κατακράτησης απ' τη πρώτη φάση, καθαρό νερό, ενώ στη πρώτη φάση, αντί καθαρού νερού, χρησιμοποιήθηκε το διαπερνούν ρεύμα απ' τη δεύτερη φάση (*DF-2 permeate*) καθώς περιέχει μικρή ποσότητα συγκέντρωσης λακτόζης, ενώ παράλληλα εξοικονομείται και το ενδεχόμενο νερό που θα προσθετόταν. Να σημειωθεί πως η αναλογία που αναμιγνύεται το ρεύμα κατακράτησης απ' το πρώτο στάδιο diafiltration (*ultrafiltration retentate*), με το νερό είναι περίπου 1:2,8. Στο παρακάτω πίνακα παρατηρείται για 1L whey ποιος είναι ο ογκομετρικός διαχωρισμός τους ανά στάδιο και οι αντίστοιχες περιεκτικότητες και συγκεντρώσεις στα στερεά συστατικά σε κάθε ρεύμα. Απ' τα ρεύματα αυτά, το ρεύμα κατακράτησης *DF-2 retentate* που είναι πλούσιο σε πρωτεΐνες οδηγείται σ' ένα επόμενο στάδιο ξήρανσης ώστε να παραχθεί το προϊόν του WPC, ενώ τα διαπερνώντα ρεύματα του ultrafiltration και του *DF-1 permeate* οδηγούνται αναμειγμένα μαζί στο στάδιο της εξάτμισης με τελική συγκέντρωση σε λακτόζη κοντά στα 23,4 g/l. Η ροή του διαπερνούν ρεύματος απ' τη μεμβράνη παρατηρείται πως αντιστοιχεί σε 12,2 L/m<sup>2</sup> h [16].

	<i>Ultrafiltration (L)</i>	<i>DF-1 (L)</i>	<i>DF-2 (L)</i>
<b>Retentate</b>	0,5532	0,5532	0,5532
<b>Permeate</b>	0,4468	1,5532	1,5532
<b>total</b>	1,0000	2,1064	2,1064
<b>water</b>	-	-	1,5532
<b>Proteins</b>			
<b>Retentate</b>	7,52	6,09	3,32
<b>Retentate %</b>	18,98%	65,87%	94,04%
<b>Permeate</b>	1,07	4,19	2,80
<b>Permeate %</b>	3,97%	13,71%	48,13%
<b>Lactose</b>			
<b>Retentate</b>	29,15	2,60	0,19
<b>Retentate %</b>	73,52%	28,14%	5,49%
<b>Permeate</b>	19,12	23,30	2,49
<b>Permeate %</b>	87,13%	76,14%	42,78%
<b>Ashes</b>			
<b>Retentate</b>	2,98	0,55	0,02
<b>Retentate %</b>	7,51%	5,99%	0,47%
<b>Permeate</b>	2,40	3,11	0,53

<b>Permeate %</b>	8,90%	10,15%	9,09%
<b>Concentration in retentate (g/l)</b>			
<b>Proteins</b>	13,60	11,00	6,00
<b>Lactose</b>	52,69	4,70	0,35
<b>Ashes</b>	5,38	1	0,03
<b>Concentration in permeate (g/l)</b>			
<b>Proteins</b>	2,40	2,70	1,80
<b>Lactose</b>	52,69	15,00	1,60
<b>Ashes</b>	5,38	2	0,34

**Πίνακας 4.2:** Πορεία Διαχωρισμού για το σύστημα 2-stage Diafiltration για 1L whey

### B. Case study of 4-stage diafiltration (polyethersulfone membrane 10-kDa)

Σε αυτή την περίπτωση η πορεία της υπερδιήθησης η κατάσταση διαφοροποιείται, όχι μόνο εξαιτίας του γεγονότος ότι η κατακράτηση της πρωτεΐνης είναι διαφορετική, αλλά και απ' το γεγονός ότι ακολουθήθηκαν τέσσερα στάδια diafiltration. Στο πίνακα παρακάτω παρατηρούνται και τα εν λόγω αποτελέσματα για τη συγκεκριμένη περίπτωση. Συγκεκριμένα σε κάθε ένα απ' αυτά τα στάδια εισάχθηκε ποσότητα νερού όπου στα 2 πρώτα στάδια ήταν ίση με τη ποσότητα του ρεύματος κατακράτησης ενώ στα άλλα δύο ακολούθως ήταν η μισή. Παράλληλα να σημειωθεί πως δεν υπάρχει πέρασμα πρωτεΐνης στο διαπερνούν ρεύμα κάτι που δεν υπήρχε στη προηγούμενη περίπτωση. Επίσης, το σύνολο των διαπερνώντων ρευμάτων που παραλαμβάνονται αναμιγνύονται μεταξύ τους και οδηγούνται αναλόγως όπως και πριν στο στάδιο της εξάτμισης με τελική συγκέντρωση σε λακτόζη κοντά στα 37 g/l. Η ροή του διαπερνούν ρεύματος απ' τη μεμβράνη παρατηρείται πως αντιστοιχεί σε 16,5 L/m<sup>2</sup> h.

	<b>Ultrafiltration (L)</b>	<b>DF-1 (L)</b>	<b>DF-2 (L)</b>	<b>DF-3 (L)</b>	<b>DF-4 (L)</b>
<b>Retentate</b>	0,1667	0,1667	0,1667	0,1667	0,1667
<b>Permeate</b>	0,8333	0,1667	0,1667	0,0833	0,0833
<b>total</b>	1,0000	0,3333	0,3333	0,2500	0,2500
<b>water</b>	-	0,1667	0,1667	0,0833	0,0833
<b>Proteins</b>					
<b>Retentate</b>	6,00	6,00	6,00	6,00	6,00
<b>Retentate %</b>	38,27%	52,34%	59,50%	63,35%	72,03%
<b>Permeate</b>	-	-	-	-	-
<b>Permeate %</b>	-	-	-	-	-
<b>Lactose</b>					
<b>Retentate</b>	8,78	5,46	4,64	4,20	3,21
<b>Retentate %</b>	56,01%	43,24%	36,75%	33,25%	25,38%
<b>Permeate</b>	43,91	3,32	0,82	0,44	0,99

<i>Permeate %</i>	90,74%	94,20%	88,75%	88,75%	88,75%
<i>Ashes</i>					
<b>Retentate</b>	0,90	0,69	0,59	0,53	0,41
<i>Retentate %</i>	5,72%	4,42%	3,75%	3,40%	2,59%
<b>Permeate</b>	4,48	0,20	0,10	0,06	0,13
<i>Permeate %</i>	9,26%	5,80%	11,25%	11,25%	11,25%
<i>Concentration in retentate (g/l)</i>					
<b>Proteins</b>	36,00	36,00	36,00	36,00	36,00
<b>Lactose</b>	52,69	32,77	27,86	25,20	19,24
<b>Ashes</b>	5,38	3,35	2,84	2,57	1,96
<i>Concentration in permeate (g/l)</i>					
<b>Proteins</b>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
<b>Lactose</b>	52,69	19,92	4,92	5,31	11,93
<b>Ashes</b>	5,38	1,23	0,62	0,67	1,51

**Πίνακας 4.3:** Πορεία Διαχωρισμού για το σύστημα 4-stage Diafiltration για 1L whey

Οι τεχνικές που ακολουθήθηκαν για αυτές μελέτες περιγράφονται αναλυτικότερα στις παραπομπές που δίνουμε. Παράλληλα το γεγονός πως προηγήθηκαν στο πρώτο διαχωρισμό δύο στάδια diafiltration ενώ στο δεύτερο τέσσερα στάδια δε σημαίνει και ότι στο δεύτερο στάδιο το ποσοστό σε ξηρή βάση των πρωτεϊνών στο ρεύμα κατακράτησης είναι υψηλότερο. Ήδη παρατηρείται ότι στη περίπτωση των 2 σταδίων η ποσότητα του νερού είναι αρκετά μεγαλύτερη σε σχέση με αυτή των τεσσάρων σταδίων για κάθε λίτρο επεξεργασίας τυρογάλακτος. Στον υπολογισμό του κόστους της συγκεκριμένης διαδικασίας, πέρα από το ότι υπολογίζονται ως κόστος δύο ίδια συστήματα υπερδιήθησης (ως προς τις μεμβράνες), εξαιτίας του πρόσθετου χρόνου για το καθαρισμό των μεμβρανών, υπολογίζεται και το κόστος καθαρισμού τους [17].

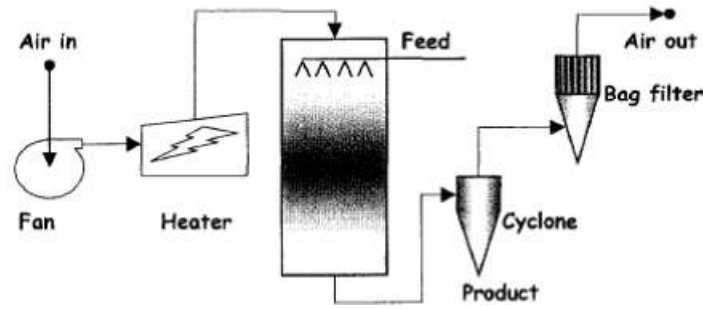
### 3. Φιλτράρισμα του ρεύματος

Μετά το πέρασμα απ' το στάδιο της υπερδιήθησης ακολούθως οδηγείται το προϊόν στο στάδιο του φιλτραρίσματος ώστε να παραλάβουμε WPC με υγρασία 50%. Η διεργασία αυτή γίνεται ώστε να απομακρυνθεί η ποσότητα του νερού που «κουβαλάνε» τα συμπυκνώματα των πρωτεϊνών, χρησιμοποιώντας μεμβράνες με μέγεθος πόρων μικρότερο από το στάδιο της υπερδιήθησης καθώς επιδιώκεται η αποκλειστική συλλογή των πρωτεϊνών. Να σημειώσουμε πως χρησιμοποιούνται δύο διαφορετικά ίδια σύνολα μεμβρανών καθώς η παραγωγική διαδικασία είναι συνεχής και απαιτείται ένα πρόσθετο πακέτο μεμβρανών για το χρόνο καθαρισμού της αρχικής μεμβράνης.



#### 4. Ξήρανση του WPC

Στη συνέχεια στόχος είναι να μειωθεί η υγρασία του προϊόντος του WPC και γι' αυτό το σκοπό, ακολουθείται ένα στάδιο ξήρανσης μέσα από ένα ξηραντήρα ψεκασμού (spray dryer). Συνοπτικά, σ' ένα ξηραντήρα ψεκασμού ένα ρεύμα υγρού ή αέριου διαλύματος πολφού, ψεκάζεται σε ρεύμα θερμού αερίου με τη μορφή ομίχλης από μικροσκοπικές σταγόνες. Το νερό εξατμίζεται ταχύτατα από τις σταγόνες, αφήνοντας σωματίδια ξηρού στερεού που διαχωρίζονται απ' το ρεύμα αερίου. Η ροή του αερίου και υγρού στο θάλαμο ψεκασμού να είναι σε αντίρροπη, όμορου ή συνδυασμού των δύο. Τα μικροσκοπικά σταγονίδια μορφοποιούνται από την υγρή τροφοδοσία με ακροβασία ψεκασμού ή περιστρεφόμενους, με υψηλή ταχύτητα, δίσκους ψεκασμού μέσα σε κυλινδρικό θάλαμο. Είναι απαραίτητο να εξασφαλιστεί ότι οι σταγόνες ή τα υγρά σωματίδια του στερεού δε χτυπούν και δεν κολλούν σε στερεές επιφάνειες πριν λάβει χώρα η ξήρανση. Έτσι χρησιμοποιούνται μεγάλοι θάλαμοι. Τα ξηρά στερεά φεύγουν απ' το κάτω μέρος του θαλάμου μέσω ενός κοχλιωτού μεταφορέα. Τα αέρια ρέουν μέσα από ένα κυκλώνα διαχωρισμού για να αφαιρεθεί κάθε μικροσκοπικό σωματίδιο. Τα σωματίδια που παράγονται είναι συνήθως ελαφρά και αρκετά πορώδη. Έτσι εισάγεται ξηρός αέρας σε θερμοκρασία 190° C με θερμοκρασία εξόδου 90°C ώστε να ξηρανθεί το ρεύμα μας. Ωστόσο δεδομένου ότι η θερμοκρασία του ξηρού αέρα που λαμβάνεται είναι 15°C, περάστηκε αρχικώς απ' ένα εναλλάκτη όπου θερμαίνεται στην απαραίτητη θερμοκρασία εισαγωγής του αέρα στο ξηραντήρα. Η θερμοκρασία εξόδου του προϊόντος (WPC-dried powder) παίρνει τιμή κοντά στους 65°C, που αντιστοιχεί σε μια τιμή όπου παρέχει υψηλή γλύκανση και χαμηλή μετουσίωση στα συμπυκνώματα των πρωτεϊνών του τυρογάλακτος με αναλογία πρωτεϊνών προς λακτόζη υψηλή<sup>[18]</sup>. Παρακάτω (Εικόνα 4.3) παρατηρείται και ένα τυπικό διάγραμμα απεικόνισης ενός ξηραντήρα ψεκασμού.



**Εικόνα 4.3:** Τυπικό Διάγραμμα Ξηραντήρα Ψεκάσμού<sup>[13]</sup>

Τα ισοζύγια αναλύονται παρακάτω σχετικά με τρόπο λειτουργίας του ξηραντήρα. Αρχικά αναλύουμε εξισώσεις σχετικά με τις ειδικές θερμοχωρητικότητες υπολογισμού του νερού, του ατμού και του ξηρού αέρα που θα εισαχθεί:

$$\begin{aligned}
 c_{p,wat-vap} &= (-4,7876E - 17)T^6 + (4,6571E - 14)T^5 - (1,6038E - 11)T^4 \\
 &+ (7,9572E - 10)T^3 + (1,2793E - 6)T^2 + (1,831E - 4)T \\
 &+ 1,858353828
 \end{aligned} \tag{4.1}$$

$$\begin{aligned}
 c_{p,wat} &= (1,8829E - 14)T^6 \\
 &- (1,4808E - 11)T^5 + (4,7762E - 9)T^4 - (7,4539E - 7)T^3 \\
 &+ (6,7150E - 5)T^2 - (2,7685E - 3)T \\
 &+ 4,2188453975
 \end{aligned} \tag{4.2}$$

$$\begin{aligned}
 c_{p,air} &= (-1,3333E - 16)T^6 + (1,1430E - 13)T^5 - (3,7749E - 11)T^4 + \\
 &(6,0528E - 9)T^3 - (8,7006E - 8)T^2 + (3,6652E - 5)T + 1,0039815539
 \end{aligned} \tag{4.3}$$

όπου  $T$  αποτελεί τη θερμοκρασία εισόδου ή εξόδου στο ξηραντήρα. Ακολουθώντας, οι εξισώσεις για την υγρασία του στερεού προϊόντος (υγρού ή ξηρού) δίνονται απ' τον τύπο:

$$X = \frac{W}{1 - W} \tag{4.4}$$

όπου  $W$  η απόλυτη υγρασία του στερεού προϊόντος και η μάζα η οποία εξατμίζεται δίνεται απ' τη σχέση:

$$M_{evaporated} = M_s(X_1 - X_2) \tag{4.5}$$

όπου  $M_s$  η μάζα του στερεού προϊόντος. Παρακάτω αναλύονται και τα ισοζύγια ενέργειας βάσει των οποίων υπολογίζονται οι ποσότητες των ατμών:

$$H_{s,1} = (c_{p,s} + c_{p,wat}X_1) T_{s,1} \tag{4.6}$$

$$H_{s,2} = (c_{p,s} + c_{p,wat}X_2) T_{s,2} \quad (4.7)$$

$$H_{g,2} = (c_{p,air} + c_{p,wat-vap}Y_2)T_{g,2} + Y_2\Delta H_o \quad (4.8)$$

$$H_{g,1} = (c_{p,air} + c_{p,wat-vap}Y_1)T_{g,1} + Y_1\Delta H_o \quad (4.9)$$

Να σημειωθεί ότι  $H_{s,1}$  και  $H_{s,2}$  οι ενθαλπίες των ρευμάτων εισόδου και εξόδου του στερεού ενώ  $H_{g,2}$  και  $H_{g,1}$  οι αντίστοιχες του αέρα. Ενώ  $Y_2, Y_1$  οι υγρασίες του αέρα στην είσοδο και στην έξοδο του αέρα, ενώ  $T_{g,2}, T_{g,1}$  οι αντίστοιχες θερμοκρασίες τους. Απ' την άλλη  $T_{s,1}, T_{s,2}$  οι θερμοκρασίες εισόδου και εξόδου αντίστοιχα του στερεού προϊόντος και  $\Delta H_o$  η λανθάνουσα θερμότητα των υδρατμών στους  $0^\circ\text{C}$ . Παρακάτω αναπτύσσεται το ολικό ισοζύγιο μάζας που είναι:

$$G_s(Y_1 - Y_2) = M_s(X_1 - X_2) \quad (4.10)$$

όπου  $G_s$  η ποσότητα του ξηρού αέρα που εισάγεται. Βέβαια όλα τα παραπάνω πρέπει να συμφωνούν με το ολικό ισοζύγιο ενέργειας το οποίο αντιστοιχεί στην εξίσωση:

$$G_s(H_{g,2} - H_{g,1}) = M_s(H_{s,2} - H_{s,1}) \quad (4.11)$$

Πέρα από το κόστος της ποσότητας του ξηρού αέρα και της ενδεχόμενης ποσότητας του ατμού που χρησιμοποιείται ώστε να αυξηθεί η θερμοκρασία του (ή ακόμη και του ίδιου του εναλλάκτη για να επιτελέσει τη διαδικασία), πραγματοποιείται και κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας απ' την λειτουργία των πτερυγίων και των ψεκαστήρων. Για τη περίπτωση των πτερυγίων, και βάσει μελέτης, η ενέργεια αυτή δίνεται απ' την εξίσωση:

$$E_f = \frac{G_s P}{35,5\rho \varepsilon_f} \quad (4.12)$$

όπου  $P$  η εξωτερική πίεση του ξηραντήρα και  $\varepsilon_f$  η απόδοση των πτερυγίων. Η εξίσωση αυτή με βάση την ίδια μελέτη και τη μέθοδο ελάχιστων τετραγώνων μετατρέπεται ως:

$$E_f = 2,42G_s \quad (4.13)$$

Για τη περίπτωση των ψεκαστήρων η εξίσωση αυτή είναι:

$$E_w = (3.8 * 10^{-7})F_L N^2(2d^2 - d_d^2) \quad (4.14)$$

όπου  $F_L$  η ροή του υγρού,  $N$  η περιστροφή ταχύτητα των ψυκαστήρων,  $d$  η διάμετρος των περιστροφικών ψυκαστήρων,  $d_d$  η διάμετρος του υγρού διανομέα πτερυγίων. Η εξίσωση αυτή πάλι με βάση την ίδια μελέτη και τη μέθοδο ελάχιστων τετραγώνων μετατρέπεται ως: <sup>[19],[20]</sup>

$$E_w = 8,40F_L \quad (4.15)$$

#### 4.2) *Εξάτμιση των Διαπερνώντων Ρευμάτων*

---

Το διαπερνούν ρεύμα της προεργασίας συλλέγεται και περνά από το στάδιο της εξάτμισης προκειμένου να συμπυκνωθεί για το στάδιο της ζύμωσης. Για το σκοπό αυτό χρησιμοποιήθηκαν 2 μέθοδοι:

##### A. *Multiple Effect Evaporator*

Ουσιαστικά σχεδιάστηκε στο πρόγραμμα του GAMS (General Algebraic Modeling System) ένα σύστημα πολλών βαθμίδων ομορροής και αντιρροής βάσει των οποίων υπολογίστηκε συνολικά ο βέλτιστος αριθμός βαθμίδων όπου ελαχιστοποιείται το ολικό ετήσιο κόστος της διεργασίας. Η διεργασία πραγματοποιήθηκε στο συγκεκριμένο πρόγραμμα καθώς ήταν απαραίτητη η ταυτόχρονη επίλυση όλων των εξισώσεων, είτε αυτές αφορούσαν σχεδιαστικά, είτε οικονομικά προβλήματα. Ο προγραμματισμός είναι μη γραμμικός (non linear programming) και ο τύπος του «επιλυτή» (solver) που χρησιμοποιήθηκε είναι ο Conopt και η παραλλαγή του Conopt4, κατάλληλος επιλυτής και ευρέως διαδεδομένος για μεγάλου μεγέθους μη γραμμικά προβλήματα. Ο πλήρης αλγόριθμος που αναπτύχθηκε, όπως αναφέρθηκε και πριν, παρατηρείται στο Παράρτημα <sup>[22]</sup>.

##### B. *MVR (Μηχανικής Ανασυμπίεσης Ατμών)*

Σε αυτή τη μέθοδο οι ατμοί που παράγονται σε έναν εξατμιστήρα απλής βαθμίδας ανασυμπιέζονται και χρησιμοποιούνται ξανά ως πρώτη ύλη για την θέρμανση του μίγματος τροφοδοσίας. Η μέθοδος αυτή, δεδομένου ότι δεν υπήρχαν πολλές άγνωστες παραμέτρους που έπρεπε να ευρεθούν, πραγματοποιήθηκε στο EXCEL όπου ουσιαστικά το μόνο που χρειάστηκε να βελτιστοποιηθεί είναι η απαιτούμενη πίεση του συμπιεστή <sup>[13]</sup>.

### 4.3) *Production Section*

---

Ουσιαστικά στο συγκεκριμένο τμήμα έγινε η παραγωγή αλλά και ο προγραμματισμός της. Συγκεκριμένα με βάση τα εργαλεία της θεωρίας που αναπτύχθηκαν σε προηγούμενο κεφάλαιο σχεδιάστηκε στο πρόγραμμα του MATLAB ένα σύστημα όπου αναπτύχθηκε ο προγραμματισμός της παραγωγής βάσει της ετήσιας παραγωγικότητας των λιπιδίων. Ο προγραμματισμός αυτός δεν αφορά μόνο στους χρόνους φόρτωσης και εκφόρτωσης ή στον αριθμό των βιοαντιδραστήρων που απαιτούνται για να πραγματοποιηθεί η ζύμωση, αλλά και στο σύνολο του κόστους του συνόλου των τμημάτων που αφορά είτε στην παραγωγή είτε στα στάδια πριν ή μετά αυτής. Εξαιρέση αποτελεί το στάδιο της εξάτμισης που όπως αναφέραμε και πριν αναπτύχθηκε σε ξεχωριστό περιβάλλον.

### 4.4) *Downstream Section*

---

#### A. *Εναλλάκτης θερμότητας*

Καθώς το παραγόμενο μέσο ζύμωσης παράγεται απ' τους βιοαντιδραστήρες περνάει αρχικά μέσα από έναν εναλλάκτη ώστε να απενεργοποιήσει τις λιπάσες που υπάρχουν στα κύτταρα ζύμης, γι' αυτό και η θερμοκρασία του ανεβαίνει απ' τη θερμοκρασία ζύμωσης στους 65°C.

#### B. *Φιλτράρισμα*

Ακολουθώντας το μέσο περνάει από ένα στάδιο φιλτραρίσματος περιστρεφόμενου κενού (rotary vacuum drum) όπου τα κύτταρα διαχωρίζονται από το υπόλοιπο μέσο ζύμωσης με υγρασία περίπου 50%.

#### C. *Ξηραντήρας*

Στη συνέχεια μέσω ενός ξηραντήρα ρευστοποιημένης κλίνης ξηραίνονται τα κύτταρα ώστε σαν προϊόν να λαμβάνονται κύτταρα χαμηλής υγρασίας (1%). Θα μπορούσε να εφαρμοστεί και ένας ξηραντήρας ψεκασμού όπως στη περίπτωση των πρωτεϊνών ωστόσο για μεγάλες παραγωγές δε συνίσταται. Τα ισοζύγια μάζας και ενέργειας για τη περίπτωση αυτή είναι ίδια με αυτά του ξηραντήρα ψεκασμού ωστόσο τα κόστη είναι διαφορετικά. Να σημειωθεί πως η απαιτούμενη ενέργεια

σε ένα ξηραντήρα ρευστοποιημένης κλίνης είναι  $5000 \text{ kJ/kg}^{[21]}$  ρεύματος ξήρανσης.

#### **D. Δοχείο Ανάμιξης**

Στη συνέχεια πρέπει με κάποιο τρόπο να σπάσουν τα κύτταρα ώστε να ληφθεί από μέσα τους το μικροβιακό λίπος που είναι αποθηκευμένο. Γι' αυτό και αρχικά εισάγεται ένας οργανικός διαλύτης (στη περίπτωση μας το εξάνιο) ώστε να διαλυθούν σε πρώτο στάδιο τα κύτταρα, και γι' αυτό τοποθετούνται σ' ένα δοχείο ανάμιξης των δυο ρευμάτων με αναλογία ανάμιξης τους 25% w/w κυτταρικής μάζας στο εξάνιο.

#### **E. Ομογενοποιητής**

Στη συνέχεια ομογενοποιείται το μίγμα που προέκυψε, καθώς εισάγεται σ' έναν ομογενοποιητή προκειμένου να σπάσουν τα κύτταρα και έτσι να απελευθερωθεί το μικροβιακό λίπος.

#### **F. Φυγοκέντρωση**

Το μίγμα περνάει από ένα στάδιο φυγοκέντρωσης κατά το οποίο διαχωρίζεται το μικροβιακό λίπος με το εξάνιο από τα υπολείμματα, ελεύθερου λίπους δηλαδή μικροβιακά κύτταρα τα οποία θα χρησιμοποιηθούν ως ζωοτροφή.

#### **G. Εξατμιστήρας**

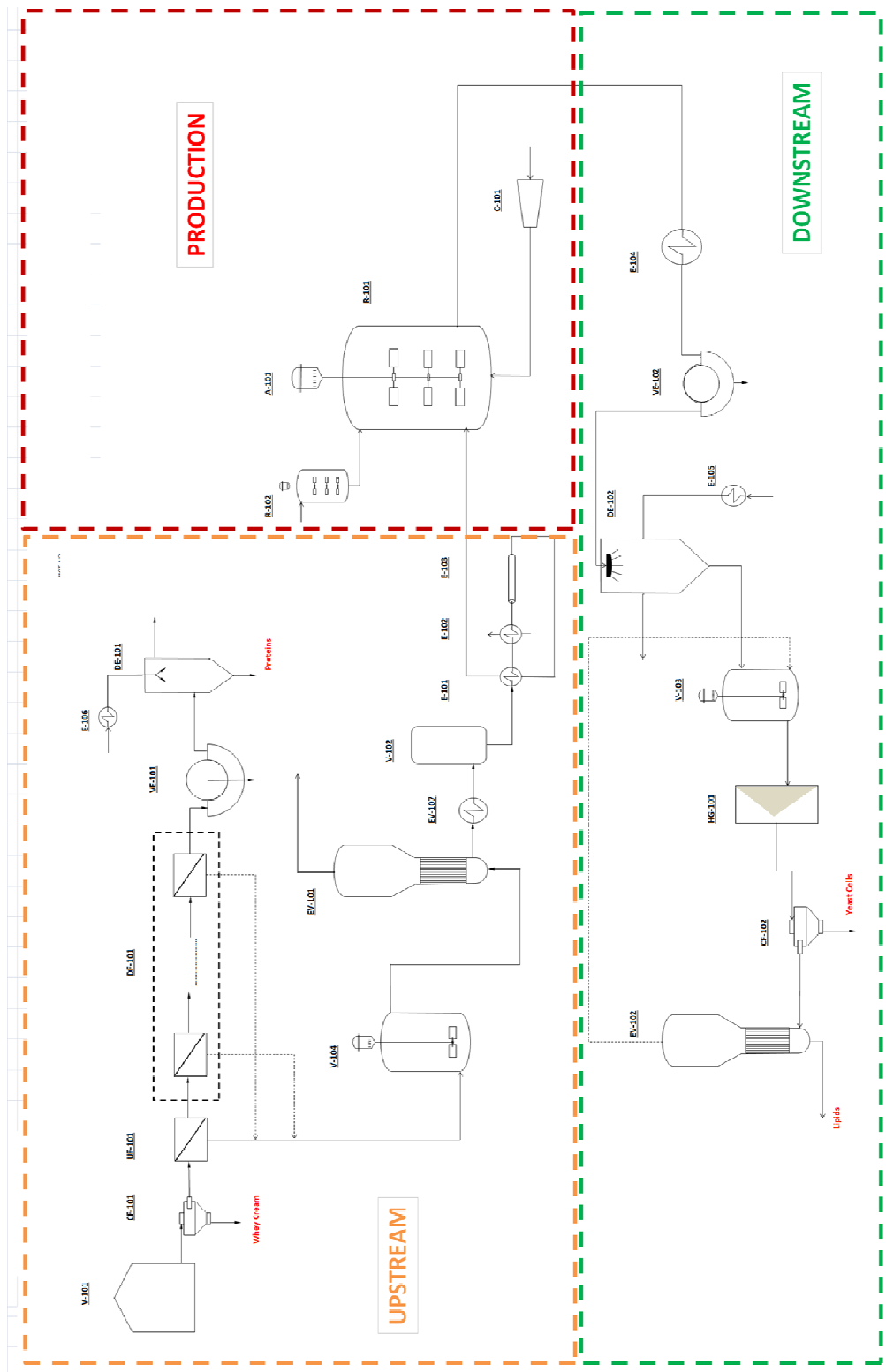
Το καθαρό μικροβιακό λίπος θα παραχθεί με εξάτμιση του εξανίου το οποίο θα ανακυκλωθεί στο δοχείο ανάμιξης με το ρεύμα των κυττάρων της ζύμης πριν απ' τη διάσπαση τους. Η ανακύκλωση αυτή θα γίνει όχι μόνο για οικονομικούς αλλά και για περιβαλλοντικούς λόγους <sup>[23]</sup>.

### **4.5) Απεικόνιση Βιοδιύλιστηρίου**

---

Στην Εικόνα 4.4 παρατηρείται ολοκληρωμένα και ποιοτικά το διάγραμμα ροής του βιοδιύλιστηρίου, χωρισμένο σε τομείς προεπεξεργασίας, παραγωγής και μεταεπεξεργασίας, προκειμένου να παρατηρηθεί η γενική πορεία παραγωγής τόσο των λιπιδίων όσο και των λοιπών παραγόμενων προϊόντων.

**Εικόνα 4.4:** Απεικόνιση Βιοδιύλιστηρίου



## **ΚΕΦΑΛΑΙΟ V:** **ΑΝΑΛΥΤΙΚΟΣ ΣΧΕΔΙΑΣΜΟΣ ΒΙΟΔΙΥΣΤΗΡΙΟΥ**

---

### **5.1) Εισαγωγή στο σχεδιασμό του Βιοδιύλιστηρίου**

---

Για την ανάπτυξη του σχεδιασμού του συνόλου του βιοδιύλιστηρίου επιλέχθηκαν συγκεκριμένες παραδοχές. Πιο συγκεκριμένα ο ετήσιος χρόνος λειτουργίας του βιοδιύλιστηρίου είναι 7920h, ο χρόνος προετοιμασίας των βιοαντιδραστήρων είναι 1h ενώ σαν υπόθεση έχει ληφθεί ότι σε κάθε 100 m<sup>3</sup> ενεργού όγκου βιοαντιδραστήρα ο χρόνος φόρτωσης είναι 1h. Παράλληλα ο χρησιμοποιούμενος όγκος των αντιδραστήρων που χρησιμοποιήθηκε είναι 700 m<sup>3</sup>, ενώ οι τιμές αγοράς του συνόλου του εξοπλισμού ανάχθηκαν στο 2016.

Στα διαγράμματα παρακάτω παρατηρούνται τα ισοζύγια μάζας, ενέργειας και οι εν λόγω πίνακες για παραγωγικότητα 10000t. Οι διαφοροποιήσεις που θα ακολουθηθούν προκειμένου να προχωρήσει ο τεχνοοικονομικός σχεδιασμός είναι 3:

- Μια τεχνική όπου χρησιμοποιεί 2 στάδια diafiltration, το δεύτερο απ' τα προϊόντα των διαπερνούν ρευμάτων ανατροφοδοτείται στο πρώτο στάδιο ώστε να μειώσει τα επιπρόσθετα κόστη νερού.
- Ίδια με την προηγούμενη τεχνική, ωστόσο το πρώτο διαπερνούν ρεύμα θα εξεταστεί οικονομικά η μη αξιοποίηση του, αλλά να χρησιμοποιηθεί ως πρώτη ύλη για παραγωγή σε άλλη μονάδα ποσοτήτων ενέργειας.
- Μια διαφορετική τεχνική η οποία χρησιμοποιεί 4 στάδια diafiltration χωρίς κάποιο απ' αυτά να ανακυκλώνεται σε κάποιο απ' τα προηγούμενα στάδια.

Να σημειωθεί πως όταν γίνεται λόγος για 2 ή 4 στάδια diafiltration δεν σημαίνει πως αναγκαστικά η πρώτη τεχνική θα καταναλώνει λιγότερο νερό απ' την άλλη, ή επίσης και ότι δυο τεχνικές πριν απ' αυτά τα στάδια, θα έχουν αρχικό στάδιο μικρό ή μεγαλύτερο βαθμό συμπύκνωσης. Τα στάδια του diafiltration και στις δυο τεχνικές (παραλλαγμένες ή μη) αυτό που ουσιαστικά επιδιώκουν δεν είναι η συμπύκνωση του προϊόντος μετά απ' την αρχική συμπύκνωση αλλά η αλλαγή της σύστασης του ρεύματος κατακράτησης προκειμένου να αυξηθεί η % σε ξηρά βάση σύσταση τους σε πρωτεΐνες.



Οι τεχνικές με βάση τις συμπυκνώσεις που λήφθηκαν είναι αυτές καθαυτές απ' τις μελέτες που πήραμε στο βαθμό που αφορά τις συμπυκνώσεις των πρωτεϊνών αλλά και στο ποσοστό των πρωτεϊνών ή της λακτόζης και των υπόλοιπων στοιχείων σε κάθε ρεύμα ή ακόμη και στις αναλογίες των ποσοτήτων του νερού σε όλα τα στάδια diafiltration που έλαβαν χώρα.

Οι διαφοροποιήσεις στα ισοζύγια αφορά κυρίως στο στάδιο του pretreatment, δηλαδή από το στάδιο της αρχικής φυγοκέντρους μέχρι και το στάδιο της εξάτμισης καθώς οι αλλαγές στις ποσότητες των ρευμάτων ή στις συστάσεις τους αναφέρονται μόνο σε εκείνα τα στάδια. Τα στάδια της παραγωγής και του downstream είναι ίδια.

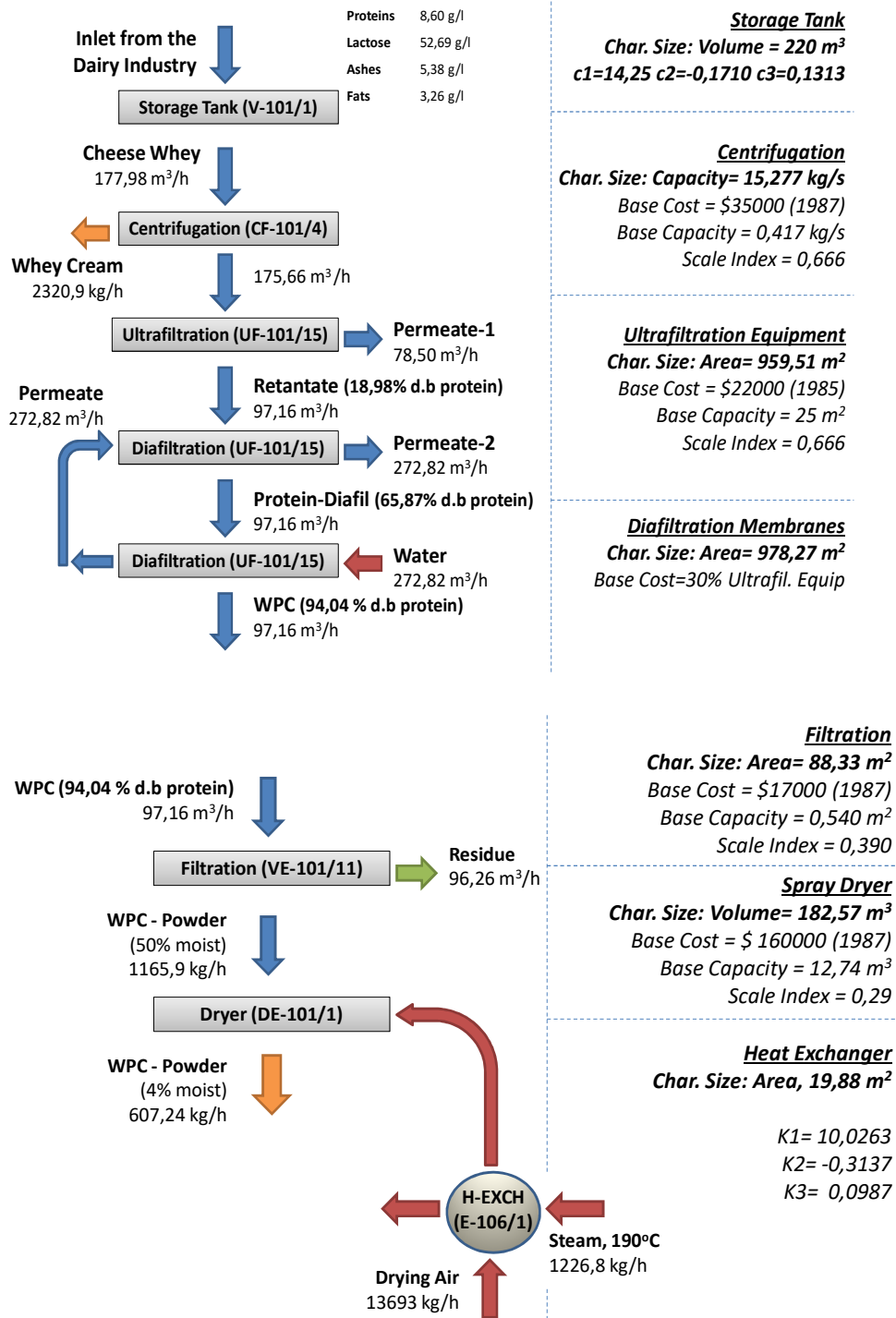
### **5.2) *Ισοζύγια Μάζας Προεργασίας***

---

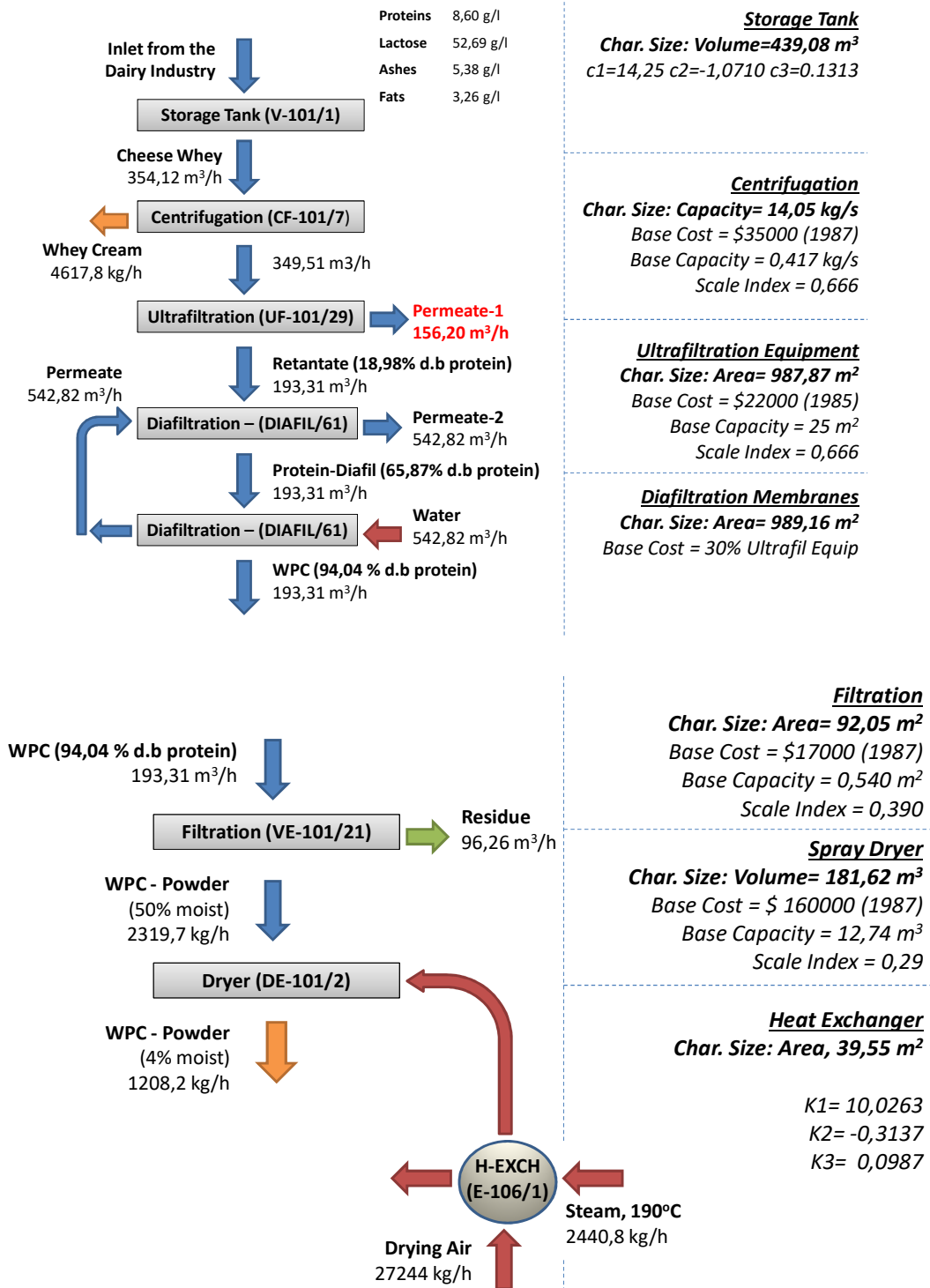
Κατά τη διάρκεια απεικόνισης των ισοζυγίων μάζας (Εικόνες 5.1-5.3) θα απεικονιστούν και τα χαρακτηριστικά εκείνα του εξοπλισμού βάσει των οποίων υπολογίστηκε το κόστος τους, αλλά και οι παροχές ατμού ή ξηρού αέρα που απαιτήθηκαν στις διεργασίες. Αναλυτικές πληροφορίες σχετικά με τις παροχές ατμού αλλά και λοιπών παροχών και κόστος αυτών (πχ ηλεκτρισμού) θα απεικονιστούν σε πίνακες και διαγράμματα στο επόμενο κεφάλαιο.

Παρατηρείται παρακάτω ξεκάθαρα, πως η τροποποιημένη τεχνική του Diafil-2 δίνει αυξημένες ροές προκειμένου να συμφωνούν τα ισοζύγια μάζας μεταξύ τους και έτσι χρησιμοποιείται περισσότερη ποσότητα εξοπλισμού που θα μπορέσει να υποστηρίξει αυτές τις ροές και άρα το κόστος. Απ' την άλλη η συμπύκνωση της λακτόζης εξαιτίας της υψηλότερης συγκέντρωσης της λακτόζης είναι χαμηλότερου κόστους ενώ παρατηρείται και αυξημένη παραγωγή στη ποσότητα των πρωτεϊνών που λαμβάνεται, στοιχεία σημαντικά με βάση τα οποία αντισταθμίσαμε τις προηγούμενες απώλειες κόστους.

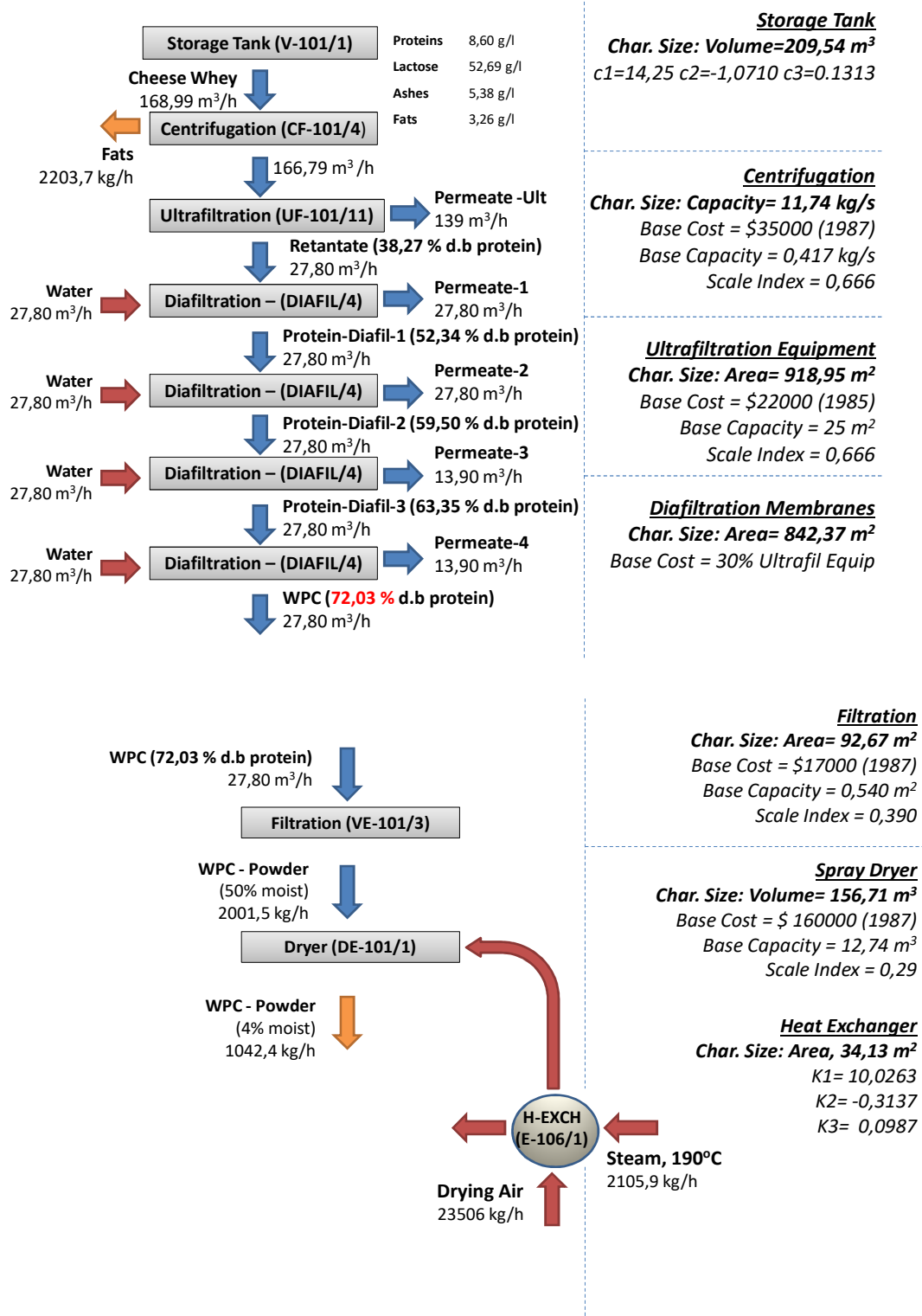
Επίσης παρατηρούνται και τα ισοζύγια μάζας με βάση την ετέρα τεχνική που χρησιμοποιείται τέσσερις φορές η τεχνική diafiltration. Οι ροές είναι μικρότερες σε σχέση με την αρχική προηγούμενη τεχνική ωστόσο δεδομένου ότι παράγονται πρωτεΐνες όχι τόσο μεγάλης καθαρότητας σε ξηρή βάση, η τιμή πώλησης των συγκεκριμένων πρωτεϊνών δε θα είναι ίση, υπό φυσιολογικές συνθήκες, με την αντίστοιχη τιμή τους της προηγούμενης τεχνικής.



**Εικόνα 5.1:** Ισοζύγια Μάζας για τη Προκατεργασία με τη τεχνική της 2-Diafil



**Εικόνα 5.2:** Ισοζύγια Μάζας για τη Προκατεργασία με τη τεχνική της 2-Diafil (Mod)



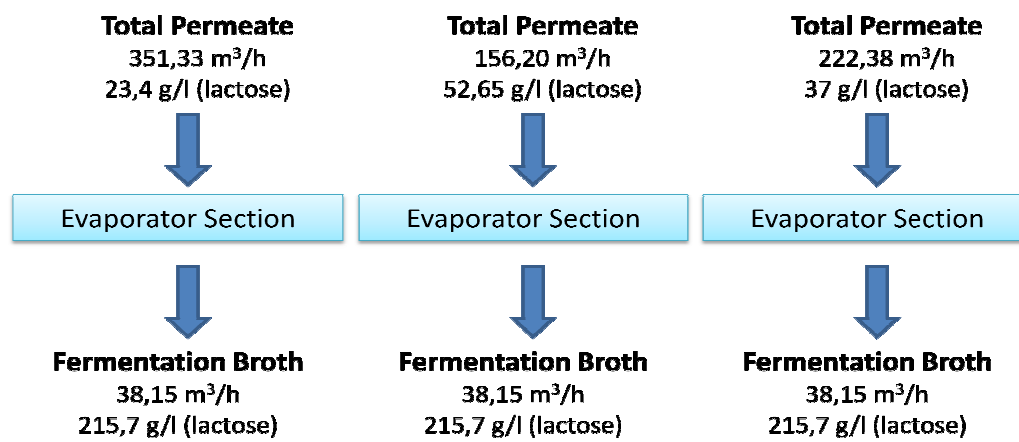
**Εικόνα 5.3:** Ισοζύγιο Μάζας για τη Προκατεργασία με τη τεχνική της 4-Diafil

Να σημειωθεί πως προκειμένου να αυξηθεί η θερμοκρασία του ρεύματος πριν την είσοδο στη μεμβράνη που απαιτεί θερμοκρασία 50°C έγινε εναλλαγή θερμότητας με τα ρεύματα που σε άλλα στάδια παραλείφθηκαν ως παραπροϊόντα (υπολείμματα ως διαπερνώντας ρεύματα και ρεύματα ως συμπυκνώματα εναλλακτών θερμότητας) με

αποτέλεσμα γίνει αύξηση της θερμοκρασίας αυτής της μεγάλης ποσότητας στην αρχή της επεξεργασίας, χωρίς κάποια επιπρόσθετη παροχή.

### 5.3) *Ισοζύγια Μάζας και Μελέτη Εξατμιστήρων*

Μετά την υπερδιήθηση τα διαπερνώντα ρεύματα οδηγούνται στο στάδιο του εξατμιστήρα ώστε να συμπυκνωθούν και να χρησιμοποιηθούν σε μεταγενέστερο στάδιο για τη ζύμωση. Τα ισοζύγια μάζας για κάθε περίπτωση δίνονται στην Εικόνα 5.4:



**Εικόνα 5.4:** Ισοζύγια Μάζας για όλες τις περιπτώσεις μας στο στάδιο του εξατμιστήρα

Στο στάδιο αυτό έγινε προσπάθεια ώστε να βρεθεί ο τρόπος για να γίνει η διεργασία πιο οικονομικά συμφέρουσα. Γι' αυτό το λόγο ακολουθήθηκαν δύο διαφορετικοί τρόποι ώστε να πραγματοποιηθεί αυτή τη διεργασία με τρόπους διαφορετικούς από μια απλή παραδοσιακή διεργασία εξάτμισης:

#### A. Εξατμιστήρας Πολλαπλών Βαθμίδων (Multiple Effect Evaporator)

Έγινε προσπάθεια μέσω του προγράμματος του GAMS (General Algebraic Modeling System) να λυθεί ένα σύστημα πολλαπλών βαθμίδων ώστε να εκτιμηθεί η ικανότητα ή η οικονομία της εξάτμισης με την επίλυση συστημάτων πάνω από (ή και ίση) μιας βαθμίδας. Μάλιστα το μοντέλο που σχεδιάστηκε δοκιμάστηκε για διαφορετικές βαθμίδες ώστε να βρεθεί ο βέλτιστος αριθμός βαθμίδων που καθιστούν την όλη διεργασία πιο οικονομική. Το μοντέλο αναφέρεται σε εξατμιστήρες ομορροής και αντιρροής και ουσιαστικά αναφέρεται στο συνολικό κόστος ανά έτος που απαιτείται για ένα πλήρη σύστημα τέτοιου τύπου να

εξατμίζει κάθε φορά τις διαθέσιμες ποσότητες των ρευμάτων που είναι να μελετηθούν. Ο προγραμματισμός είναι μη γραμμικός και επιλύει όλες ταυτόχρονα τις εξισώσεις που σε προηγούμενο κεφάλαιο αναλύθηκαν, ενώ το ακριβές μοντέλο μαζί με όλες τις παραμέτρους του και τις άγνωστες μεταβλητές του έχει τοποθετηθεί στο Παράρτημα. Ο επιλυτής (solver) που χρησιμοποιήθηκε είναι ο Conopt και η παραλλαγή του Conopt4, ένας solver κατάλληλος για μη γραμμικά προβλήματα.

## B. Εξατμιστήρας Ανασυμπίεσης Ατμών (Mechanical Vapor Recompression)

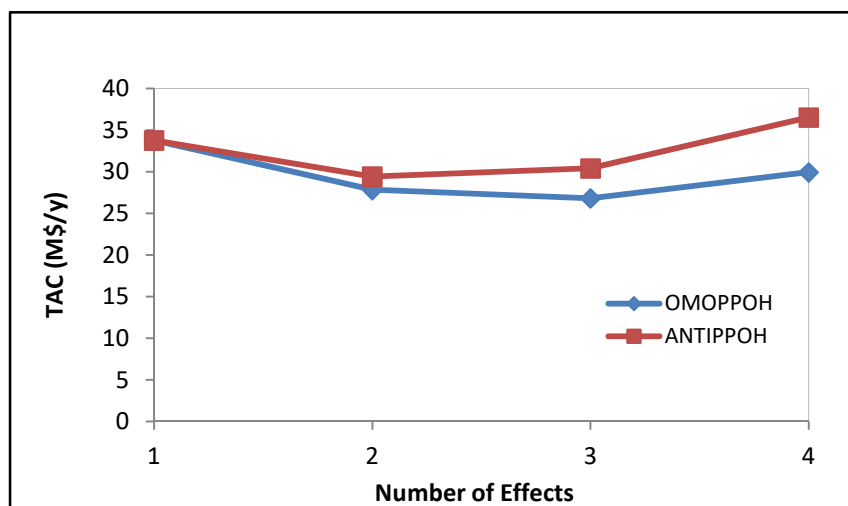
Σε αντίθεση με τη προηγούμενη περίπτωση και δεδομένου ότι οι άγνωστες μεταβλητές ήταν λιγότερες ο συγκεκριμένος τύπος εξατμιστήρας σχεδιάστηκε στο Excel. Ουσιαστικά αναφέρεται σε ένα μοντέλο ανάλυσης που χρησιμοποιεί ως ατμό θέρμανσης μέσω συμπιεστή την εξατμιζόμενη ποσότητα του διαλύτη (νερό) ενώ η ποσότητα που συμπυκνώνεται χρησιμοποιείται ως ενέργεια για τη προθέρμανση του ρεύματος πριν την είσοδο του στον εξατμιστήρα. Παρόλο που δεν επιλύθηκε σε αλγοριθμικό περιβάλλον ώστε να γίνει βελτιστοποίηση πολλαπλών μεταβλητών όπως έγινε στη προηγούμενη περίπτωση (που απαιτούνταν), πραγματοποιήθηκε παραμετρική ανάλυση της πίεσης του συμπιεστή καθώς αποτελούσε τη κύρια παράμετρο στην αλλαγή του κόστους.

Να σημειωθεί πως και στους δύο τύπους εξατμιστήρων χρησιμοποιήθηκε εξατμιστήρας εξαναγκασμένης ροής (forced circulation), ενώ σε δομικές που πραγματοποιήθηκαν με εξατμιστήρα πίπτοντος λεπτού στρώματος, είδαμε ότι ο δεύτερος τύπος είναι αρκετά ακριβότερος, πέρα απ' το γεγονός ότι για μαζικές παραγωγές δεν είναι και ο πλέον προτιμότερος καθώς έχει μικρότερα όρια περιοχών επιφανειών απ' τον πρώτο.

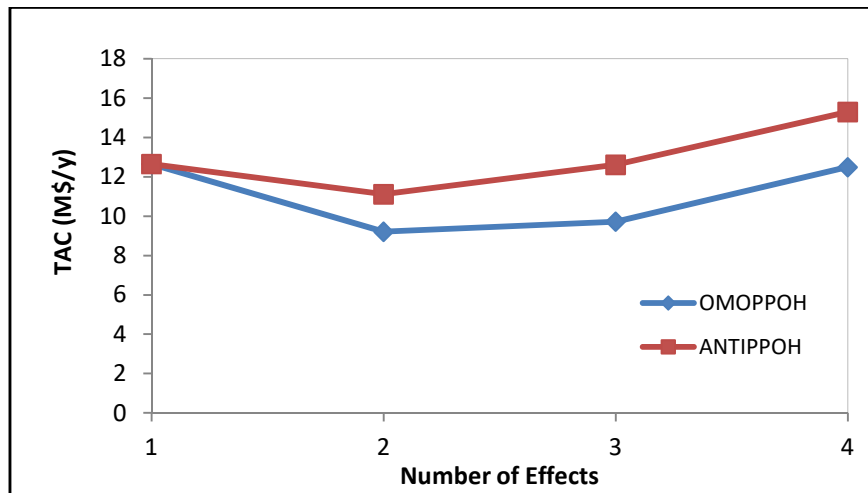
Παράλληλα, σχεδιάστηκαν στο EXCEL προσεγγιστικές μέθοδοι και για τις δύο σχεδιαζόμενες περιπτώσεις ώστε τα αποτελέσματα που λήφθηκαν να συμβαδίσουν για διαφορετικές παραγωγικότητες αλλά και παράλληλα να μπορούν να υπολογιστούν σε ένα κοινό περιβάλλον (MATLAB) ποια περίπτωση απ' όλες δίνει καλύτερα αποτελέσματα. Συγκεκριμένα για διαφορετικές παραγωγικότητες σχεδιάστηκε με βέλτιστο τρόπο το σύστημα μας (10-50ktn) και βρέθηκαν βάσει των δεδομένων 2 εξισώσεις:

1. Μία η οποία συμφωνεί απόλυτα με τις παραγωγικότητες σε εκείνο το εύρος (δευτεροβάθμια)
2. Μια δεύτερη, γραμμική η οποία μπορεί να μην έχει την ακρίβεια της πρώτης αλλά σε πολύ μεγάλες παραγωγικότητες να μην έχει και την απόκλιση της.

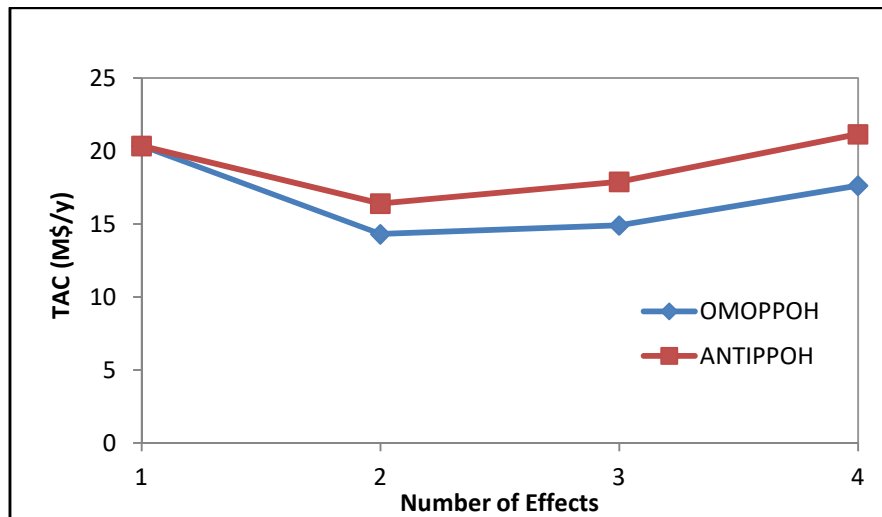
Οι εξισώσεις αυτές, οι οποίες προφανώς είναι διαφορετικές σε κάθε περίπτωση που μελετάται παρατηρούνται στο πρόγραμμα του MATLAB στο τελευταίο τομέα όπως αποτυπώνεται και στο Παράρτημα. Να σημειωθεί πως στο πρόγραμμα του Παραρτήματος παρατηρούνται μόνο οι εξισώσεις πολλαπλού βαθμίδων Ομορροής καθώς παρατηρήθηκε πως ο MVR και ο πολλαπλών βαθμίδων αντιρροής είναι λίγο πιο κοστοβόροι απ' τους 2 άλλους τρόπους εξάτμισης (τουλάχιστον για τις περιπτώσεις της παρούσας μελέτης).



*Διάγραμμα 5.1: Διάγραμμα Κόστους – Αριθμού Βαθμίδων για 2-Diafil*



**Διάγραμμα 5.2:** Διάγραμμα Κόστους – Αριθμού Βαθμίδων για 2-Diafil (Mod)

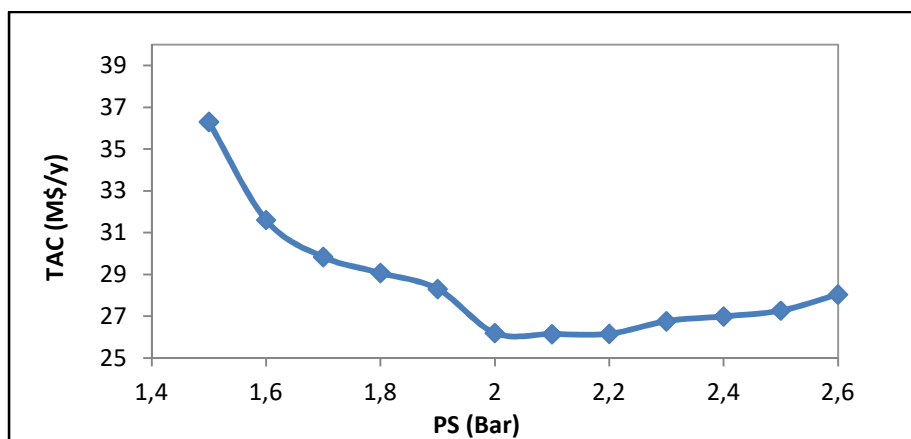


**Διάγραμμα 5.3:** Διάγραμμα Κόστους – Αριθμού Βαθμίδων για 4-Diafil

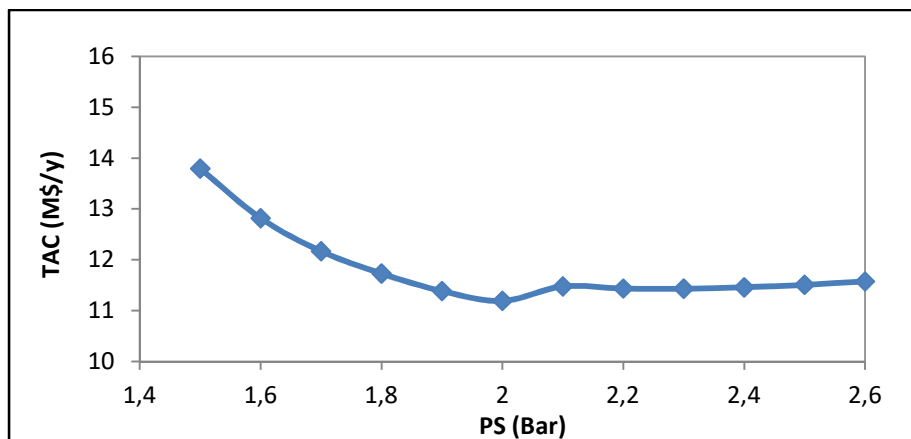
Απ' τα διαγράμματα παραπάνω (Διαγράμματα 5.1-5.3) παρατηρείται ότι ο αριθμός βαθμίδων που θα χρησιμοποιείται παίζει σημαντικό ρόλο στο συνολικό ετήσιο κόστος ενός εξατμιστήρα, ενώ διαφοροποιείται και σε ένα βαθμό το κόστος σε περίπτωση που η επιλογή για τον εν λόγω εξατμιστήρα που σχεδιάστηκε είναι ομοροής ή αντιροής. Στα διαγράμματα που αναπτύσσονται παρατηρείται ότι σε περιπτώσεις 1 βαθμίδας και από 5 και πάνω το κόστος είναι ιδιαίτερο αυξημένο σε σχέση με εξατμιστήρες 2-4 βαθμίδων. Συμπεραίνεται ότι αποτελεί μια καλή προσεγγιστική ισορροπία μεταξύ του απαιτούμενου ατμού και του κόστους του καθενός εξατμιστήρα, με αποτέλεσμα όσο η απαιτούμενη ποσότητα του ατμού μειώνεται με την αύξηση των βαθμίδων τόσο αυξάνεται το κόστος του εξοπλισμού.



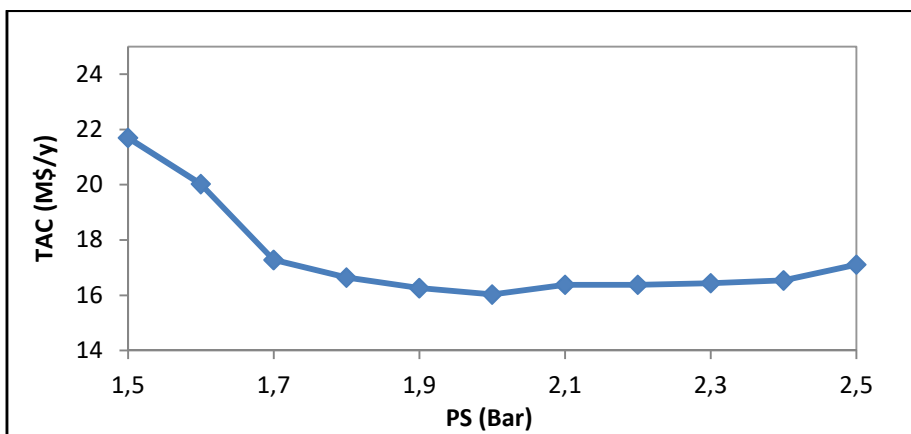
Παρακάτω αναπτύσσονται και τα διαγράμματα κόστους (Διαγράμματα 5.4-5.6) σε σχέση με τη πίεση του ατμού στη περίπτωση του MVR. Βλέπουμε ότι κοντά στην πίεση των 2 Bar ελαχιστοποιείται το κόστος, που φαντάζει μια καλή αναλογία μεταξύ αυτής και της ατμοσφαιρικής πίεσης που εισέρχεται ο ατμός.



**Διάγραμμα 5.4:** Διάγραμμα Κόστους – Πίεσης Συμπιεστή για 2-Diafil



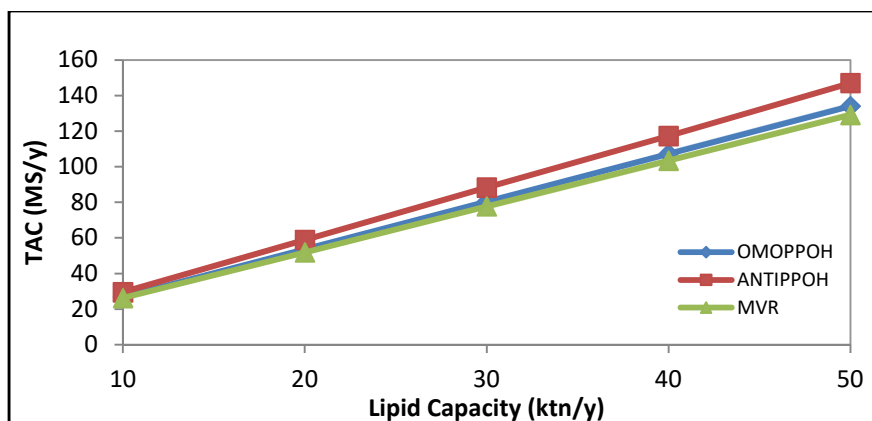
**Διάγραμμα 5.5:** Διάγραμμα Κόστους – Πίεσης Συμπιεστή MVR για 2-Diafil (Mod)



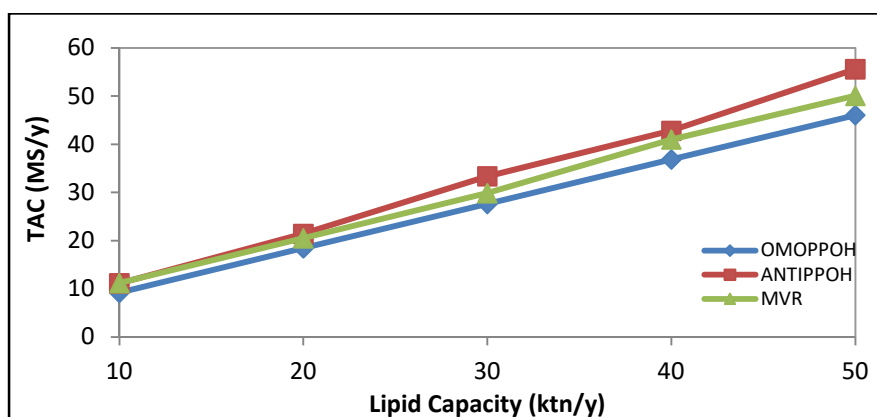
**Διάγραμμα 5.6:** Διάγραμμα Κόστους – Πίεσης Συμπιεστή MVR για 4-Diafil

#### 5.4) Σύγκριση Multiple Effect – MVR

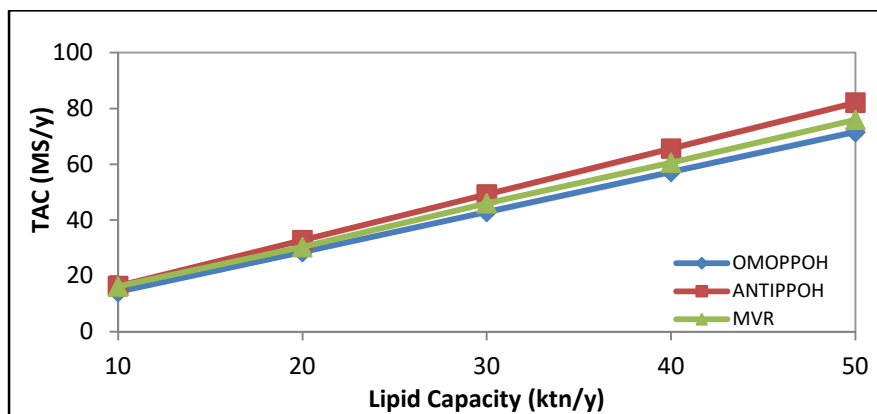
Στα Διαγράμματα 5.7-5.9 θα απεικονιστούν οι συγκρίσεις μας των δύο ειδών εξατμιστήρων καθώς αυτές αλλάζουν με την ετήσια παραγωγικότητα λιπιδίων για τις τρεις περιπτώσεις.



**Διάγραμμα 5.7:** Σύγκριση Εξατμιστήρων σε διαφορετικές παραγωγικότητες για 2- Diafil



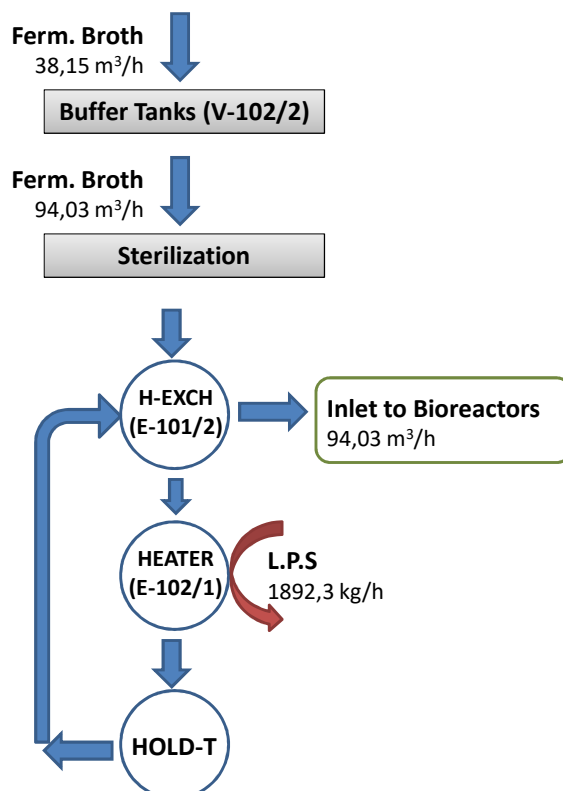
**Διάγραμμα 5.8:** Σύγκριση Εξατμιστήρων σε διαφορετικές παραγωγικότητες για 2- Diafil (Mod)



**Διάγραμμα 5.9:** Σύγκριση Εξατμιστήρων σε διαφορετικές παραγωγικότητες για 4- Diafil

Συμπεραίνεται πως ανάλογα πάντα με την περίπτωση, λαμβάνεται ως βέλτιστος διαφορετικός, κάθε φορά, εξατμιστήρας βάσει του οποίου σχεδιάζεται το βιοδιύλιστήριο. Πιο συγκεκριμένα για μεγάλες ροές και μικρές αρχικές συγκεντρώσεις είναι περισσότερο επικερδής η χρησιμοποίηση ενός MVR εξατμιστήρα (2- Diafil). Στις άλλες περιπτώσεις με μικρότερη ροή είναι (ελάχιστα πάντα) πιο συνετή η χρήση ενός εξατμιστήρα πολλαπλών βαθμίδων ομοροής. Παρατηρείται σε όλες τις περιπτώσεις πως ο πολλαπλών βαθμίδων αντιρροής εξατμιστήρας είναι πιο ακριβός σχετικά από έναν ομοροής ή έναν MVR. Ένας λόγος είναι πως η μικρή διαφορά αυτή ευθυνόταν κατά κύριο λόγο στην ενέργεια των αντλιών που απαιτείται για τη μεταφορά από μικρότερης βαθμίδας πίεση σε μεγαλύτερη (σε σχέση με έναν ομοροής), δεδομένου ότι στις περισσότερες περιπτώσεις οι υπόλοιπες παράμετροι ήταν παρόμοιοι και παράλληλα σχεδιαστικά μιλώντας η ποσότητα των παραγόμενων ατμών υπερκάλυπτε τις ανάγκες προθέρμανση του ρεύματος. Το γεγονός αυτό αναφέρεται καθώς ένας πολλαπλών βαθμίδων αντιρροής εξατμιστήρας υπό κανονικές συνθήκες ευνοεί όταν θέλουμε να συμπυκνώσουμε ψυχρά ρεύματα.

### 5.5) *Ισοζύγια Μάζας Παραγωγής*

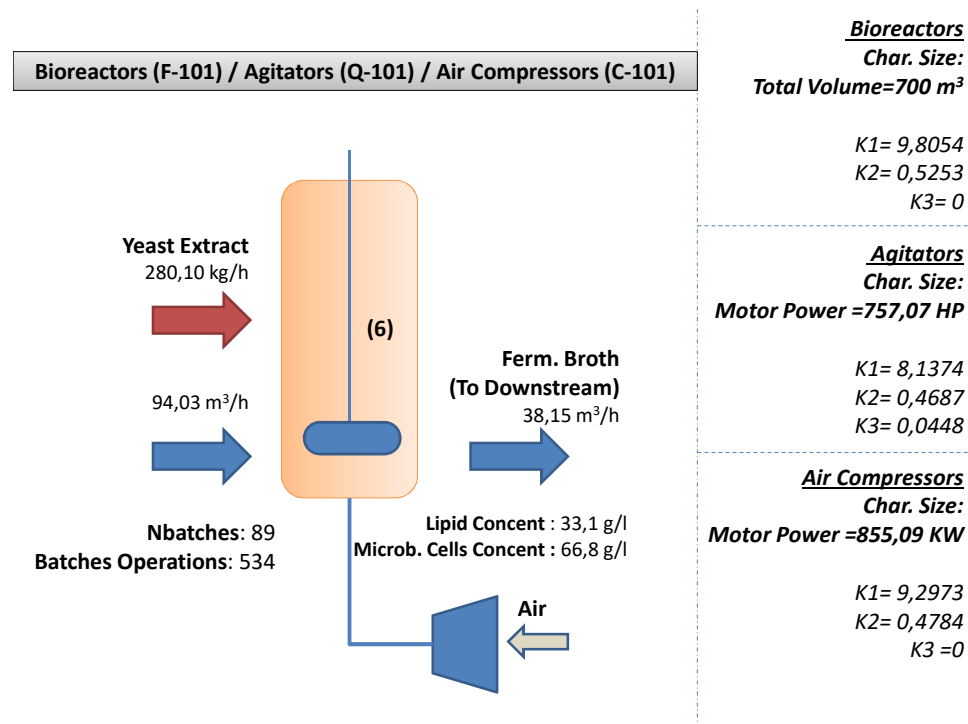


**Buffer Tanks**  
**Char. Size: Total Volume= 116 m<sup>3</sup>**  
 K1=14.25  
 K2=-1.0710  
 K3=0.1313

Alternative to Turton:  
 Endrit Dheskali et al, Optimal  
 Design of Upstream Processes  
 $Exp(K1+K2*\ln(C.S)+K3*(\ln(C.S))^2)$

**Heat Exchangers**  
**Char. Size: Area in m<sup>2</sup>**  
 1. 546,26 m<sup>2</sup>  
 2. 31,43 m<sup>2</sup>  
 3. 493,93 m<sup>2</sup>

Shell & Tube Heat Exchangers  
 K1= 10,0263  
 K2= -0,3137  
 K3= 0,0987



**Εικόνα 5.5:** Ισοζύγια Μάζας Sterilization & Production

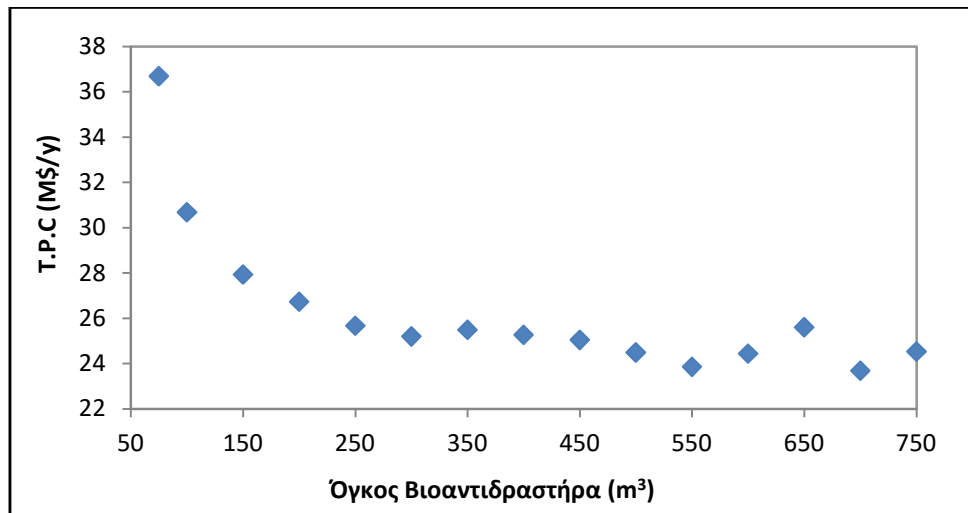
Ο προγραμματισμός της παραγωγής αλλά και τα αποτελέσματα της παραγωγής παρατηρούνται στην Εικόνα 5.5. Βάσει αυτού του προγραμματισμού ρυθμίζεται σε δεξαμενές ρύθμισης ροής η ροή εισόδου στους ζυμωτήρες και με βάση αυτή, και τις εξισώσεις που ειπώθηκαν σε προηγούμενο κεφάλαιο, υπολογίζεται η ροή εκφόρτωσης και κατ' επέκταση στη συνέχεια τα υπόλοιπα στάδια επεξεργασίας. Ο συγκεκριμένος προγραμματισμός αλλά και ο υπολογισμός του μεγέθους του εξοπλισμού αλλά και του κόστους (εξοπλισμού και παροχών) πραγματοποιήθηκε στο λογισμικό του MATLAB. Πέρα απ' τις γνωστές εξισώσεις, τοποθετήθηκαν και περιορισμοί σχετικά με την αναλογία ενεργού όγκου με όγκου αντιδραστήρα, το λεγόμενο λάμδα, καθώς σε μικρές παραγωγικότητες ειδικά είναι αρκετά δύσκολο, να «πετύχεις» ένα λάμδα ιδανικό στη περιοχή 0,80-0,85 (ειδικά στις μικρές ροές, αρκετά κάτω από 0,80) οπότε ρυθμίστηκε (όπως φαίνεται στο Παράρτημα) το λάμδα στο 0,80 και βάσει αυτού να υπολογίζονται οι ροές.

Πέρα απ' τα παραπάνω ένας πρόσθετος περιορισμός έγκειται στη ρύθμιση της παραγωγής στις μεγάλες παραγωγικότητες. Πιο συγκεκριμένα, ο χρόνος εκφόρτωσης αυξάνεται αφού εξαιτίας της αύξησης της παραγωγικότητας αυξάνεται και η ροή με αποτέλεσμα να αυξάνεται ο ρυθμός εκφόρτωσης βάσει του οποίου ρυθμίζεται το λάμδα (λόγος μέσου ζύμωσης προς όγκου βιοαντιδραστήρα) που φυσικά μένει

σταθερό (αφού ο όγκος του βιοαντιδραστήρα είναι σταθερός) και έτσι αυξάνεται ο χρόνος εκφόρτωσης που είναι αντιστρόφως ανάλογος με τον αριθμό αντιδραστήρων. Γι' αυτό το λόγο με την αύξηση αυτή και βάσει και των εξισώσεων που αναπτύχθηκαν με αύξηση της παραγωγικότητας παρατηρείται και αύξηση του χρόνου εκφόρτωσης που από ένα σημείο και μετά είναι μικρότερος απ' τον χρόνο φόρτωσης, ο οποίος, όπως είπαμε, δεν αλλάζει αλλά μένει σταθερός αφού εξαρτάται απ' το μέσο ζύμωσης που σε γενικές γραμμές μένει και αυτό σταθερό σε έναν αντιδραστήρα. Με βάση τα ισοζύγια, οι ροές του μέσου ζύμωσης συμβαδίζουν με το τμήμα του downstream και του pretreatment και άρα με την προηγούμενη υπόθεση θα έρθει παραγωγικά ένα σημείο όπου θα πραγματοποιηθεί απώλεια ροής. Άρα στο σημείο αυτό, «σπάμε» τη ροή σε συστοιχίες βιοαντιδραστήρων που δουλεύουν παράλληλα ώστε να μην υπάρχει απώλεια μάζας έτοιμη προς ζύμωση.

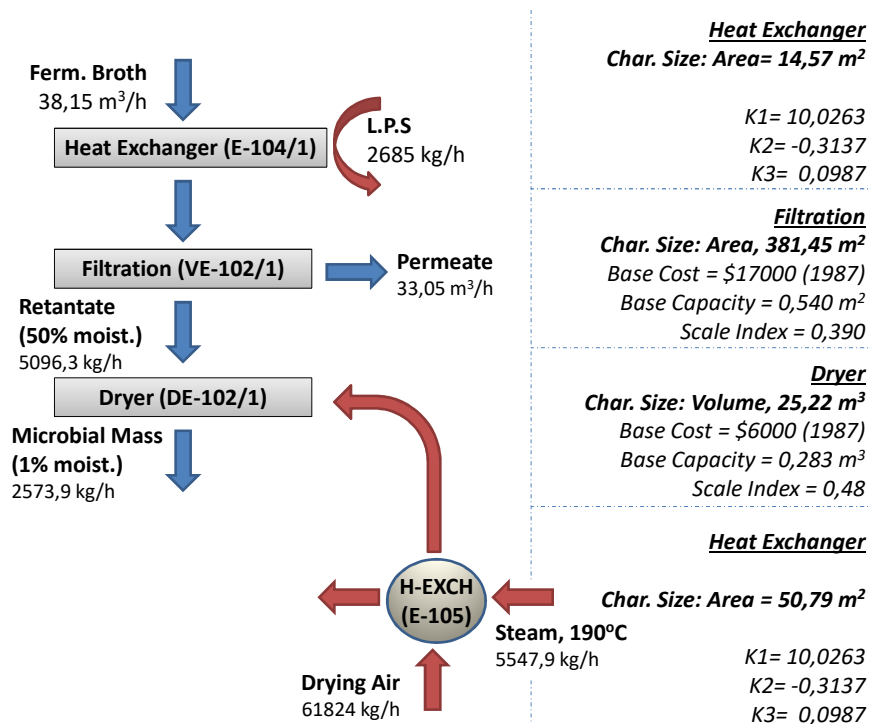
Πέρα απ' όλους τους παραπάνω περιορισμούς να σημειωθεί ότι στο συγκεκριμένο λογισμικό, αν και βάσει αυτού ήταν ο προγραμματισμός της παραγωγής, υπολογίστηκαν το μέγεθος του εξοπλισμού, το κόστος τους αλλά και το μέγεθος ή και το κόστος των παροχών για το σύνολο της πορείας του βιοδιυλιστηρίου (με εξαίρεση το στάδιο της εξάτμισης που εξηγήσαμε παραπάνω) καθώς ήταν αρκετά πιο βολικό έτσι ώστε να υπάρχει μια άμεση οπτική του ολικού ετήσιου κόστους και των παραμέτρων που το επηρεάζουν. Αυτό φυσικά και σημαίνει ότι υπολογίστηκαν και ο αριθμός του εξοπλισμού σε κάθε στάδιο του βιοδιυλιστηρίου που απαιτούσαν τα όρια του σχεδιασμού των βιβλιογραφικών δεδομένων κάθε είδους εξοπλισμού.

Παράλληλα, χρησιμοποιήθηκε αντιδραστήρας 700 m<sup>3</sup> αφού παρατηρήθηκε (απ' τα buffer tanks μέχρι και το στάδιο του φιλτραρίσματος) μικρότερο κόστος απ' τη χρησιμοποίηση αντιδραστήρων κοντά στα 100 ή 200 m<sup>3</sup>. Ο λόγος έγκειται κυρίως ότι με τη χρήση μεγαλύτερων αλλά λιγότερων αντιδραστήρων τα οφέλη είναι περισσότερα απ' τη χρήση περισσότερων αλλά μικρότερων σε όγκο. Βέβαια το συμπέρασμα αυτό αποτελεί και ένα αποτέλεσμα προσέγγισης που είχε η αύξηση του χρόνου φόρτωσης των αντιδραστήρων κατά 1h για κάθε νέα χρησιμοποιούμενη 100 m<sup>3</sup> με αποτέλεσμα να ληφθούν τα αποτελέσματα που φαίνονται στο Διάγραμμα 5.10. Σε περιπτώσεις που χρησιμοποιήθηκε βέβαια άλλη προσέγγιση για το χρόνο φόρτωσης ή χρησιμοποιούσαμε ενδιάμεσους όγκους (πχ 550m<sup>3</sup>) θα παρατηρούνταν διάφορες μικροδιακυμάνσεις οι οποίες ωστόσο θα ήταν μειωμένης κλίσης σε ένα διάγραμμα κόστους με λεπτομερή όγκο αντιδραστήρων.

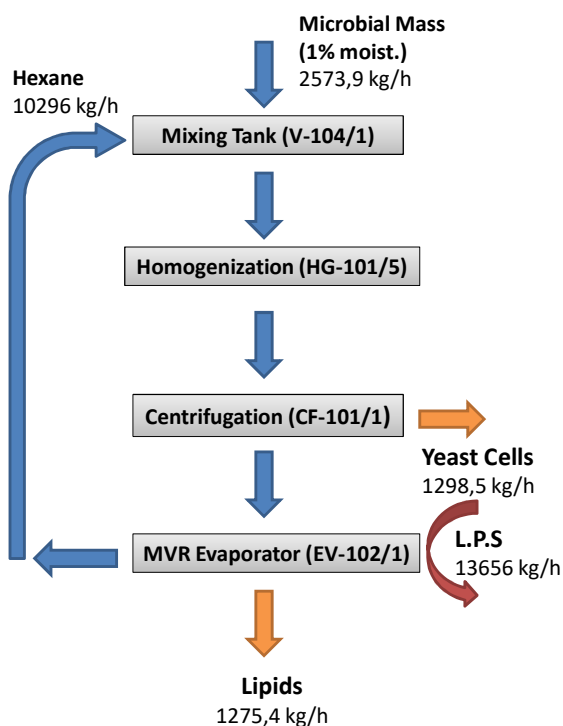


**Διάγραμμα 5.10:** Διάγραμμα Εύρεσης Βέλτιστου Όγκου Βιοαντιδραστήρα με βάση την ολική ετήσια παραγωγή στο τομέα της παραγωγής (περίπτωση 10000tonnes/y)

### 5.6) Ισοζύγιο Μάζας Downstream



**Εικόνα 5.6:** Παραγωγή Μικροβιακής Μάζας



**Mixing Tank**  
Char. Size: Volume= 24,07 m<sup>3</sup>  
c1=14,25 c2=-1,0710 c3=0.1313

**Homogenizer**  
Char. Size: Capacity= 4,81 m<sup>3</sup>/h  
Base Cost = \$9500 (1985)  
Base Capacity = 0,1 m<sup>3</sup>/h  
Scale Index = 0,666

**Centrifugation**  
Char. Size: Capacity= 3,57 kg/s  
Base Cost = \$35000 (1987)  
Base Capacity = 0,417 kg/s  
Scale Index = 0,666

**Evaporator**  
Char. Size: Area= 30,33 m<sup>2</sup>  
Evaporator (Forced Circulation)  
K1=5,0238 K2=0,3475 K3=0,0703

**Εικόνα 5.7:** Σπάσιμο κυττάρων και εξαγωγή Λιπιδίων

Να σημειωθεί πως τόσο στο κομμάτι της παραγωγής όσο και του downstream τα ισοζύγια μάζας για μια συγκεκριμένη παραγωγή είναι ίδια καθώς οι τεχνικές αναφέρονται στο κομμάτι της προκατεργασίας. Επίσης οι παροχές που απαιτήθηκαν και το κόστος αυτών για όλα τα στάδια παρατηρούνται στο επόμενο κεφάλαιο που αποτυπώνονται τα αποτελέσματα της τεχνοοικονομικής αξιολόγησης μας. Τελικώς τα προϊόντα τελικής διάθεσης σε αυτό το στάδιο είναι δύο. Κυρίως είναι τα λιπίδια, προϊόντα με μεγάλη διατροφική και φαρμακευτική αξία που αποτελούν και τα προϊόντα που είχε σαν απώτερο στόχο η παρούσα μελέτη αλλά και κύτταρα ζύμης ελεύθερου λίπους τα οποία συχνά χρησιμοποιούνται ως ζωοτροφή.

## 5.7) Ισοζύγια Ενέργειας

### 5.6.1) Αποτελέσματα που προκύπτουν για Downstream, Sterilization

Στον Πίνακα 5.1 αναπτύσσονται τα ισοζύγια ενέργειας των εναλλακτών θερμότητας, του εξατμιστήρα EV-102 αλλά και των λοιπών εξοπλισμού που απαιτούν κάθε είδους πρόσθετης παροχής και έλαβαν χώρα για τα στάδια της παραγωγής και παραλαβής του καθαρού προϊόντος, όπου είναι σε όλες τις ίδια ανεξαρτήτως επιλέξιμης τεχνικής. Στον πίνακα ο όρος ισοζύγια είναι ίσος αδόκιμος καθώς παρατηρούνται και οι όποιες

καταναλώσεις ηλεκτρικής ενέργειας που απαιτούνται. Να σημειωθεί πως ο ολικός συντελεστής μεταφοράς θερμότητας στους εναλλάκτες είναι  $1 \text{ KW}/(\text{m}^2\text{K})$

Εξοπλισμός	Ρεύμα (kg/h)	T <sub>in</sub> (°C)	T <sub>out</sub> (°C)	T <sub>s,in</sub> (°C)	T <sub>s,out</sub> (°C)	Παροχή Ατμού (t/y)	Ηλ. Ενέργεια (10 <sup>6</sup> KWh/y)	Παροχή Ξ.Αέρα (t/y)	Νερό (t/y)
E-101	94090	20	120	130	28	-	-	-	-
E-102	94090	120	130	160	160	14987	-	-	-
E-104	38148	30	65	160	160	22480	-	-	-
DE-101	5096	25	65	190	90	-	27,750	489646	-
E-105	61824	15	190	200	200	43939	-	-	-
HG-101	12869	-	-	-	-	-	0,171	-	-
CF-102	12869	-	-	-	-	-	2,096	-	-
EV-102	11571	30	30	160	160	108160	-	-	725670

**Πίνακας 5.1:** Αποτελέσματα ισοζυγίων ενέργειας εναλλακτών στο τομέα της παραγωγής και επεξεργασίας

Στο ρεύμα του εναλλάκτη E-105 αυτό που θερμαίνεται είναι ξηρός αέρας όπου τον χρειαζόμαστε για τη ξήρανση του ρεύματος που εισάγεται στο ξηραντήρα ρευστοποιημένης κλίνης. Απ' την άλλη στα δεδομένα του EV-102, οι παροχές όπως και οι θερμοκρασίες αναγράφονται στις περιπτώσεις συνολικά εισόδου και εξόδου καθώς μετά την εξάτμιση το ρεύμα του εξανίου πέρασε και από έναν συμπυκνωτή, πριν την ανακύκλωση του με το αρχικό ρεύμα των κυττάρων.

### 5.6.2) Αποτελέσματα που προκύπτουν για Upstream (Ultrafiltration + Εξατμιστήρας)

Στον Πίνακα 5.2 παρατηρούνται τα αποτελέσματα των ισοζυγίων ενέργειας για τη προκατεργασία του τυρογάλακτος. Να σημειωθεί πως οι παροχές στο κομμάτι της αποστείρωσης για όλες τις περιπτώσεις upstream είναι ίδιες. Επίσης, ο E-101 αποτελεί τον εναλλάκτη εισόδου του μέσου ζύμωσης στην αποστείρωση κάτι που σημαίνει πως το ρεύμα ολοκληρώνεται θερμικά με το ρεύμα εξόδου απ' την αποστείρωση που αποτελεί επίσης και το αυτό κάθε αυτό ρεύμα που εισάγεται στους βιοαντιδραστήρες.



Εξοπλισμός	Ρεύμα (kg/h)	T <sub>in</sub> (°C)	T <sub>out</sub> (°C)	T <sub>s,in</sub> (°C)	T <sub>s,out</sub> (°C)	Παροχή Ατμού (t/y)	Ηλ. Ενέργεια (10 <sup>6</sup> kWh/y)	Παροχή Ξ.Αέρα (t/y)	Νερό (t/y)
CF-101	177980	-	-	-	-	-	28,985	-	-
UF-101	175660	-	-	-	-	-	9,887	-	-
DE-102	901	15	190	200	200	-	0,320	108449	-
E-106	13693	25	65	190	90	9808	-	-	-
E-107	38148	99,6	20	15	91,6	-	-	-	302116
<b>VE-101</b>									
Pre-heater	351236	25	99,6	121,1	35	-	-	-	-
Evaporator	-II-	99,6	99,6	121,1	121,1	-	-	-	-
Compressors	-II-	99,6	195,0	-	-	-	128,2	-	-

**Πίνακας 5.2:** Αποτελέσματα ισοζυγίων ενέργειας εναλλακτών στο τομέα της προκατεργασίας (2-Diafil)

Απ' τα παραπάνω παρατηρείται ότι δεν χρειάστηκε κάποια επιπλέον ποσότητα ατμού για τον MVR εξατμιστήρα και αντί ατμού υπάρχει μεγάλη κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας λόγω συμπιεστών. Σημαντικό ρόλο παίζει και η επιλογή της πίεσης λειτουργίας των συμπιεστών η οποία σε διαφορετικές πιέσεις θα εμφάνιζε μικρότερη ή μεγαλύτερη ποσότητα «φρέσκιας» παροχής ατμού. Παρακάτω (Πίνακας 5.3) εμφανίζονται τα αντίστοιχα αποτελέσματα για τις υπόλοιπες τεχνικές προκατεργασίας.

Εξοπλισμός	Ρεύμα (kg/h)	T <sub>in</sub> (°C)	T <sub>out</sub> (°C)	T <sub>s,in</sub> (°C)	T <sub>s,out</sub> (°C)	Παροχή Ατμού (t/y)	Ηλ. Ενέργεια (10 <sup>6</sup> kWh/y)	Παροχή Ξ.Αέρα (t/y)	Νερό (t/y)
CF-101	354125	-	-	-	-	-	57,688	-	-
UF-101	349507	-	-	-	-	-	19,670	-	-
DE-102	1793	15	190	200	200	-	0,637	215772	-
E-106	27244	25	65	190	90	19331	-	-	-
E-107	38148	66	20	15	61	-	-	-	302116
<b>VE-101</b>									
Evaporator	156200	99,6	50	160	160	464,5 (Mt/y)	-	-	-
Condenser	61285	64,6	64,6	25	58	-	-	-	8380 (Mt/y)

**Πίνακας 5.3:** Αποτελέσματα ισοζυγίων ενέργειας εναλλακτών στο τομέα της προκατεργασίας (2-Diafil Mod)

Εδώ παρατηρούνται άλλα δεδομένα σε σχέση με το προηγούμενο πίνακα αφού χρησιμοποιήθηκε multiple effect evaporator (ομοροής) αφού ήταν ο βέλτιστος εξατμιστήρας για το συγκεκριμένο σχεδιασμό.

Εξοπλισμός	Ρεύμα (kg/h)	T <sub>in</sub> (°C)	T <sub>out</sub> (°C)	T <sub>s,in</sub> (°C)	T <sub>s,out</sub> (°C)	Παροχή Ατμού (t/y)	Ηλ. Ενέργεια (10 <sup>6</sup> kWh/y)	Παροχή Ξ.Αέρα (t/y)	Νερό (t/y)
CF-101	168993	-	-	-	-	-	27,520	-	-
UF-101	166789	-	-	-	-	-	3,523	-	-
DE-102	1547	15	190	200	200	-	0,550	186167	-
E-107	38148	66	20	15	61	-	-	-	302116
E-106	23506	25	65	190	90	19331	-	-	-
-E-108-	166789	25	30,1	-	-	-	-	-	-
-E-109-	166789	30,1	41,5	-	-	-	-	-	-
-E-110-	166789	41,5	50	160	160	22570	-	-	-
<b>VE-101</b>									
Evaporator	156200	99,6	70	160	160	756 (Mt/y)	-	-	-
Condenser	61285	70	70	25	55,9	-	-	-	13557 (Mt/y)

**Πίνακας 5.4:** Αποτελέσματα ισοζυγίων ενέργειας εναλλακτών στο τομέα της προκατεργασίας (4-Diafil)

Στον τελευταίο πίνακα (Πίνακας 5.4) πέρα απ' τα δεδομένα που εμφανίζονται στους προηγούμενους πίνακες, παρουσιάζονται και τα δεδομένα που λαμβάνονται απ' τα ισοζύγια ενέργειας για το τμήμα που θερμαίνεται το μίγμα, ώστε να εισαχθεί στην υπερδιήθηση που γίνεται χρήση θερμοκρασίας 50° C. Γι' αυτό λοιπόν το λόγο με εξαίρεση τους δύο πρώτους εναλλάκτες θερμότητας που γίνεται θερμική ολοκλήρωση με άλλα ρεύματα του βιοδιυλιστηρίου στο τρίτο εναλλάκτη (E-109) έγινε χρήση «φρέσκου» ατμού χαμηλής πίεσης. Τα κόστη των παραπάνω παροχών που απαιτούνται, παρατηρούνται στο επόμενο κεφάλαιο, ενώ οι εξισώσεις αλλά και η πορεία υπολογισμού παρατηρείται στο κώδικα του MATLAB αλλά και σαν πορεία σε πολλά απ' αυτά στη θεωρία που αναπτύχθηκε σε προηγούμενο κεφάλαιο.

## **ΚΕΦΑΛΑΙΟ VI:** **ΤΕΧΝΟΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ**

---

### **6.1) Εισαγωγικά στοιχεία Υπολογισμού Κόστους**

---

Μέσω αυτής της αξιολόγησης στο παρών κεφάλαιο θα γίνει εκτίμηση του συνολικού κόστους του εξοπλισμού, των παροχών αλλά και τα λοιπά κόστη που προκύπτουν απ' το συνολικό σχεδιασμό του βιοδιύλιστηρίου. Στο προηγούμενο κεφάλαιο δίπλα απ' τα ισοζύγια μάζας στη περίπτωση παραγωγής λιπιδίων 10000 t/year αναλύθηκε και το χαρακτηριστικό μέγεθος του εξοπλισμού καθώς και τα βασικά συστατικά στοιχεία με βάση τα οποία υπολογίστηκε το κόστος του. Η πορεία για το σχεδιασμό βάσει των οποίων υπολογίστηκε το χαρακτηριστικό μέγεθος του κάθε εξοπλισμού αναλύεται στο Παράρτημα λεπτομερώς. Μια σημαντική εξίσωση για τον υπολογισμό αυτό είναι:

$$C_p = C_{p,0} \left( \frac{X}{X_0} \right)^n \frac{CECPI_t}{CECPI_{t_0}} \quad (5.1)$$

Όπου  $C_{p,0}$  αποτελεί το κόστος αγοράς ενός συγκεκριμένου τύπου εξοπλισμού τη χρονιά  $t_0$  με χαρακτηριστικό μέγεθος  $X_0$ ,  $C_p$  το κόστος αγοράς του εξοπλισμού τη χρονιά αναφοράς (2016 στη παρούσα μελέτη),  $X$  το χαρακτηριστικό μέγεθος του εξοπλισμού που αναζητείται,  $n$  ο εκθέτης χαρακτηριστικός για κάθε τύπο εξοπλισμού και  $CECPI_t$  ο χημικής μηχανικής δείκτης κόστους εξοπλισμού τη χρονιά αναφοράς της μελέτης.<sup>[24]</sup> Πέρα απ' το συγκεκριμένο τύπο, που αποτελεί και τον παραδοσιακό τρόπο υπολογισμού κόστους εξοπλισμού, ο Turton (2001) πρότεινε τον ακόλουθο τύπο:

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (5.2)$$

Όπου  $C_p$  πάλι το κόστος αγοράς εξοπλισμού τη χρονιά αναφοράς της μελέτης,  $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$  σταθερές χαρακτηριστικές για κάθε τύπο εξοπλισμού, ενώ  $A$  το χαρακτηριστικό του μέγεθος. Να σημειωθεί πως η παραπάνω εξίσωση καθώς και οι σταθερές της που προτείνονται αναφέρονται σε carbon steel υλικό και σε θερμοκρασία περιβάλλοντος.<sup>[25]</sup> Μια παραλλαγή του παραπάνω που θα χρησιμοποιηθεί στη μελέτη μας και ειδικά στο τμήμα παραγωγής είναι η ακόλουθη εξίσωση:

$$\ln C_p = c_3 + c_2 \ln(X) + c_1 [\ln(X)]^2 \quad (5.3)$$

Όπου τα χαρακτηριστικά  $c_3, c_2, c_1$  του υλικού τους καθώς και τα όρια των χαρακτηριστικών μεγεθών καταγράφονται αναλυτικά στην εν λόγω εργασία.<sup>[11]</sup> Στον Πίνακα 6.1 παρατηρούνται τα δεδομένα για το κόστος εξοπλισμού που επιλέχθηκε να τοποθετηθεί στο σύνολο των διεργασιών μας.

Equipment	Characteristic size	Specifications	Material
Storage Tank	Volume (m <sup>3</sup> )		SS304
Centrifugation	Capacity (t/h)		SS316
Ultrafiltration Equipment	Area (m <sup>2</sup> )	Ultr. Rate depending on the technique 12-18 L/(m <sup>2</sup> h)	SS
Diafiltration Tank	Volume (m <sup>3</sup> )	Residence time=1h	SS304
Filtration	Area (m <sup>2</sup> )	Filt. Rate=0.1m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> h)	SS
Spray Dryer	Volume (m <sup>3</sup> )	Ev. Rate=3.06 kg water/(m <sup>3</sup> h)	Mild steel
Drying Air Heat Exchanger	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	SS316
Buffer Tanks	Volume (m <sup>3</sup> )	Residence time=t <sub>ur</sub> -t <sub>l</sub>	SS304
Preheater	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	CS
Evaporator	Area (m <sup>2</sup> )	U=5+0.25*(T <sub>s</sub> -T) kW/(m <sup>2</sup> K)	CS
Compressor	Motor Power (hp)		CS
Heat Exchanger	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	SS316
Heater	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	SS316
Holding Tube	Area (m <sup>2</sup> )	Residence time= 2 min	SS316
Fermentors	Volume (m <sup>3</sup> )	H/D=3	SS304
Agitators	Motor Power (hp)		SS316
Air Compressors	Motor Power (hp)	0.5 vvm, e = 0.9	CS
Heater	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	SS316
Filtration	Area (m <sup>2</sup> )	Filt. Rate=0.1m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> h)	SS
Dryer	Volume (m <sup>3</sup> )	Ev. Rate=100 kg water/(m <sup>3</sup> h)	Mild steel
Heat Exchanger	Area (m <sup>2</sup> )	U = 1 kW/(m <sup>2</sup> K)	SS316
Mixing Tank	Volume (m <sup>3</sup> )	Residence time=1h	SS304
Homogenizer	Capacity (l/h)		SS
Centrifugation	Capacity (t/h)		SS316
Hexane Evaporator	Area (m <sup>2</sup> )	U=5+0.25*(T <sub>s</sub> -T) kW/(m <sup>2</sup> K)	CS

**Πίνακας 6.1:** Χαρακτηριστικά στοιχεία του συνολικού εξοπλισμού<sup>[11], [24],[25],[26],[27]</sup>

Πέρα από κόστος εξοπλισμού υπάρχει σαφώς και κόστος παροχών, πρώτων υλών (κυρίως yeast extract), ανθρώπινου δυναμικού που θα λειτουργεί ή θα σχετίζεται με τις διεργασίες παραγωγής, αλλά και φυσικά κόστος διάθεσης απόβλητων ρευμάτων που έχουν σχηματιστεί σε κάποιο στάδιο παραγωγής αλλά δε συνεχίζουν να αξιοποιούνται. Παρακάτω (Πίνακας 6.2) καταγράφονται όλα τα βασικά λειτουργικά έξοδα που θα γίνουν χρήση στη μελέτη μας:

Λειτουργικό Έξοδο	Κόστος
Ατμός Χαμηλής Πίεσης	9,45\$/t
Ηλεκτρισμός	0,06\$/kWh
Ξηρός Αέρας	0,004\$/kg (15°C)
Νερό	0,177/1000 kg
Εργατικό Δυναμικό	35000\$/(y*Operator) x 4,5
Yeast Cells	550 \$/t
Διάθεση Απόβλητου Ρεύματος	10\$/t
Καθαρισμός Μεμβρανών	55\$/(m <sup>2</sup> y) installed membrane

**Πίνακας 6.2:** Πίνακας με τα Λειτουργικά Έξοδα <sup>[25],[27],[28],[29],[30]</sup>

Παράλληλα στους παρακάτω πίνακες που θα εμφανιστούν θα αναγραφτούν επίσης οι εργάτες που πρέπει να απασχοληθούν ανά συγκεκριμένο τύπο εξοπλισμού.

## 6.2) Δεδομένα Κόστους Κατασκευής Βιοδιύλιστηρίου

Πέρα απ' την αξιολόγηση του εξοπλισμού, το κόστος αγοράς του χρησιμεύει για τον υπολογισμό του Πάγιου Κεφαλαίου Επένδυσης (FCI) το οποίο ισούται με το σύνολο του κόστους αγοράς του εξοπλισμού πολλαπλασιασμένο με ένα συντελεστή  $L_f$  που αναφέρεται στον Lang factor. Δηλαδή:

$$FCI = L_f C_p \quad (5.4)$$

Όπου το  $C_p$  εδώ αναφέρεται στο συνολικό κόστος αγοράς του εξοπλισμού. Παράλληλα το συνολικό κόστος κατασκευής COM (χωρίς απόσβεση) δίνεται απ' τον τύπο:

$$COM_d = 0,18FCI + 2,73C_{OL} + 1,23(C_{RM} + C_{WT} + C_{UT}) \quad (5.5)$$

Όπου  $C_{RM}$  το κόστος των πρώτων υλών που χρησιμοποιήθηκε,  $C_{WT}$  το κόστος της επεξεργασίας των απόβλητων ρευμάτων,  $C_{UT}$  το κόστος των παροχών, και  $C_{OL}$  το κόστος του εργατικού δυναμικού. Το συνολικό κόστος παραγωγής είναι αποτέλεσμα τριών παραγόντων:

Α. Άμεσα Κόστη Παραγωγής (DMC): Τα κόστη αυτά αντιπροσωπεύουν λειτουργικά έξοδα που ποικίλουν με το ρυθμό παραγωγής. Όταν η ζήτηση του προϊόντος πέσει, ο ρυθμός παραγωγής μειώνεται κάτω από τη χωρητικότητα σχεδιασμού. Σε αυτό το χαμηλότερο ρυθμό μια μείωση των παραγόντων που συντελούν το DMC αναμένεται. Αυτές οι μειώσεις μπορεί να είναι απευθείας αναλογικές με το ρυθμό

παραγωγής όπως και για τις πρώτες ύλες ή ακόμη πολλές φορές για τα κόστη διατήρησης ή χειριστών του εξοπλισμού. Υπολογίζονται απ' τον παρακάτω τύπο:

$$DMC = C_{RM} + C_{WT} + C_{UT} + 1,33C_{OL} + 0,069FCI + 0,03COM \quad (5.6)$$

B. Πάγια Κόστη Παραγωγής (FMC): Αυτά τα κόστη είναι ανεξάρτητα απ' το ρυθμό παραγωγής. Περιλαμβάνουν φόρους ιδιοκτησίας, ασφάλειες, αποσβέσεις, όπου χρεώνονται σε σταθερό βαθμό ανεξάρτητα εάν η μονάδα είναι σε λειτουργία. Υπολογίζονται απ' τον παρακάτω τύπο:

$$FMC = 0,708C_{OL} + 0,068FCI \quad (5.7)$$

C. Γενικά Έξοδα (GE): Αυτά τα έξοδα αποτελούν επιπλέον επιβαρύνσεις που είναι απαραίτητα για την ορθή λειτουργία της επιχείρησης. Αυτά περιλαμβάνουν κόστη διαχείρισης, πώλησης, χρηματοοικονομικά κόστη, αλλά και λοιπές ερευνητικές λειτουργίες. Τα γενικά αυτά έξοδα σπανίως αλλάζουν με το μέγεθος παραγωγής. Παρόλα αυτά, κόστη που σχετίζονται με την έρευνα και ανάπτυξη, αλλά και τη διανομή και πώληση μπορεί να μειωθούν εάν παρατεταμένες περίοδοι χαμηλών επιπέδων παραγωγής λάβουν χώρα. Υπολογίζονται σύμφωνα με τον παρακάτω τύπο:

$$GE = 0,177C_{OL} + 0,009FCI + 0,16COM \quad (5.8)$$

Είναι φανερό λοιπόν σύμφωνα με τα παραπάνω ότι:

$$COM_d = DMC + FMC + GE \quad (5.9)$$

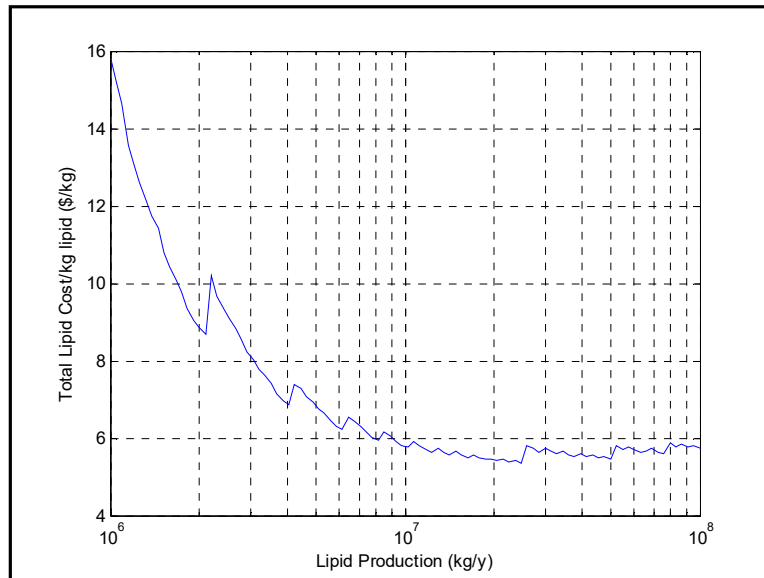
Στα κόστη του FMC θα μπορούσε να μπει και η ενδεχόμενη απόσβεση με αποτέλεσμα να αλλάξει και το συνολικό COM.<sup>[24]</sup> Πέρα απ' τα παραπάνω, προκειμένου να αξιολογηθεί η σκοπιμότητα αλλά και η βιωσιμότητα του εν λόγω εγχειρήματος απ' την αρχή της αξιοποίησης του cheese whey ως και την τελική παραλαβή των λιπιδίων, τα ενδεχόμενα έσοδα πρέπει να υπολογιστούν και οι χρηματορροές πρέπει να αξιολογηθούν. Αυτό είναι σημαντικό ώστε να γίνει εκτίμηση των διάφορων οικονομικών δεικτών όπως η καθαρά παρούσα αξία (NPV), και η περίοδος αποπληρωμής. Η ανάλυση προεξοφλούμενων χρηματορροών (DCF)

πραγματοποιείται ώστε να προσδιοριστούν οι συνθήκες κάτω απ' τις οποίες μπορεί να χαρακτηριστεί η προτεινόμενη διεργασία βιώσιμη. Η DCF (discounted cash flow) ανάλυση εστιάζει στον υπολογισμό της τιμής πώλησης, σε \$/kg, ενός προϊόντος όταν η τιμή του NPV (net present value) είναι μηδέν. Η τιμή αυτή δηλαδή ουσιαστικά αποτελεί την ελάχιστη τιμή πώλησης του προϊόντος MSP (minimum selling price). Η συγκεκριμένη ανάλυση στηρίχτηκε σε υποθέσεις που ακολούθησε η αναφορά 2011 NREL bioethanol production. Σύμφωνα με αυτές τις υποθέσεις ο δείκτης εσωτερικής απόδοσης (IRR) είναι 10%, η μονάδα να έχει διάρκεια ζωής 30 χρόνια, η χρηματοδότηση να είναι 100% με περιουσιακά μετοχικά κεφάλαια, η απόσβεση στα 7 χρόνια βασισμένο στον MACRS (Modified Accelerated Cost Recovery System), 35% ο συντελεστής φορολογίας των εταιρειών, 3 έτη η περίοδος κατασκευής της μονάδας, το κεφάλαιο κίνησης παίρνει τιμή 5% FCI και μηδέν η αξία διάσωσης γης και εξοπλισμού. Κατά τη διάρκεια της τριχρονής κατασκευαστικής περιόδου, θεωρείται ότι η διανομή των κοστών παραγωγής της μονάδας είναι 8% το πρώτο, 60% το δεύτερο και 32% το τρίτο έτος <sup>[30],[31]</sup>. Όλα αυτά που περιγράφηκαν παραπάνω αναλύονται για παραγωγή λιπιδίων 10000t το έτος παρακάτω με αποτελέσματα σε πίνακες και διαγράμματα και για τις τρεις διαφορετικές περιπτώσεις που έχουμε στη διάθεση μας.

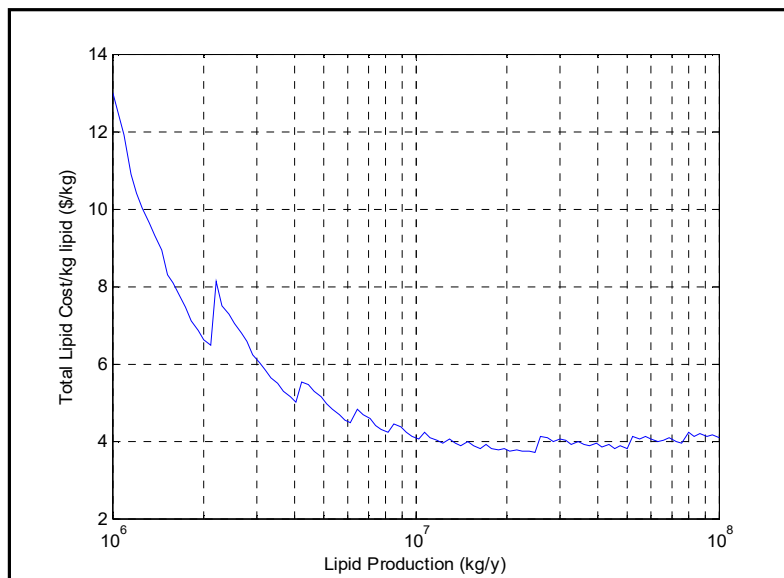
### ***6.3) Ανάπτυξη Βιοδιύλιστηρίου με την 1<sup>η</sup> Τεχνική (2- Diafil) και σύγκριση***

---

Με βάση όσα προαναφέρθηκαν παραπάνω σχετικά με τα βήματα σχεδιασμού, το προγραμματισμό, τον σχεδιασμό εξατμιστήρων αλλά και τα τεχνοοικονομικά δεδομένα, σχεδιάστηκε στο πρόγραμμα του Matlab με δύο διαφορετικούς τρόπους ένα βιοδιύλιστήριο που συμπαράγει λιπίδια και πρωτεΐνες και σκοπός της μελέτης είναι να αποτυπώσει ποια απ' τις δύο παραλλαγές της τεχνικής αυτής είναι πιο συμφέρουσα. Για το σκοπό αυτό στα παρακάτω διαγράμματα, σε πρώτη φάση, συγκρίνεται το κόστος ανά kg για τη παραγωγή λιπιδίων (Διαγράμματα 6.1-6.2) και κατόπιν για τη παραγωγή πρωτεϊνών (Διαγράμματα 6.3-6.4).

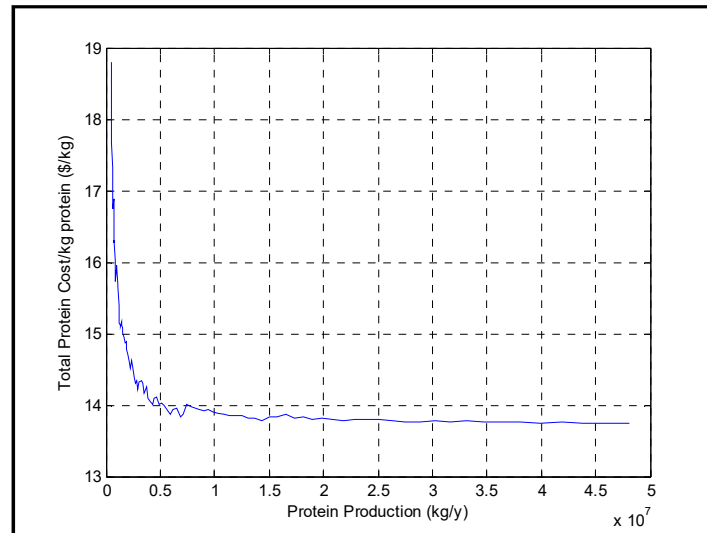


**Διάγραμμα 6.1:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων λιπιδίων (2-Diafil)

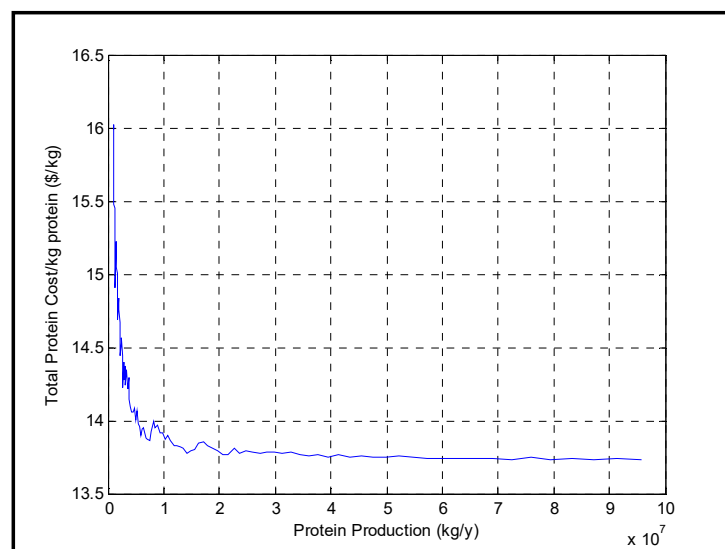


**Διάγραμμα 6.2:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων λιπιδίων (2-Diafil Mod)





**Διάγραμμα 6.3:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων πρωτεϊνών (2-Diafil)



**Διάγραμμα 6.4:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων πρωτεϊνών (2-Diafil Mod)

Παρατηρείται αρχικά πως το κόστος ανά kg λιπιδίων είναι αρκετά μικρότερο στη δεύτερη περίπτωση σε σχέση με την πρώτη γεγονός που οφείλεται αποκλειστικά στο στάδιο της εξάτμισης. Το μέγεθος του ρεύματος που έπρεπε να έλαβε χώρα εδώ ήταν αρκετά μικρότερο με αποτέλεσμα να δούμε ένα κόστος ανά kg προϊόντος περίπου 2\$ χαμηλότερο (για παραγωγή 10ktn/y). Όσον αφορά τις πρωτεΐνες εμφανίζουν ένα μικρό αλλά εμφανές μικρότερο κόστος πρωτεΐνης η οποία σχετίζεται με το γεγονός ότι αναφερόμαστε στο ίδιο «υποβιύλιστήριο» αλλά με μεγαλύτερες ροές γεγονός που δεν αποφέρει χρήση περισσότερου εξοπλισμού και παροχών αλλά αναλογική αύξηση και παραγωγή παράλληλα περισσότερης ποσότητας πρωτεϊνών. Απ' τα παραπάνω δηλαδή συμπεραίνεται ότι με τη χρήση της δεύτερης τεχνικής η οποία δεν έχει ανάμιξη των διαπερνώντων ρευμάτων αλλά διαχείριση του ρεύματος αυτού (εξαιτίας

της σύστασης του) σε περαιτέρω επεξεργασία για παραγωγή ενέργειας (η οποία πραγματοποιείται σε διαφορετική παραγωγική μονάδα απ' την παρούσα) εμφανίζεται μικρότερο κόστος παραγωγής τόσο για τα λιπίδια όσο και για τις πρωτεΐνες.

#### 6.4) Πίνακες και Διαγράμματα για τη Περίπτωση της 1<sup>ης</sup> τεχνικής

<i>Equipment</i>	<i>Name</i>	<i>P. Cost (M\$,2016)</i>	<i>Contrib. %</i>	<i>NB of Equip</i>
Storage Tank	V-101	0,306	0,43%	1
Centrifugation	CF-101	4,276	5,98%	7
Ultrafiltration Membrane	UF-101	39,413	55,14%	151
Diafiltration Tank	DF-101	1,250	1,75%	4
Filtration	VE-101	8,856	12,39%	21
Dryer	DE-101	1,156	1,62%	1
Drying Air Heat Exchanger	E-106	0,033	0,05%	1
Evaporator	EV-101	1,944	2,75%	1
Cooler	E-107	0,070	0,10%	1
Buffer Tanks	V-102	0,384	0,54%	2
Heat Exchanger	E-101	0,427	0,61%	2
Heater	E-102	0,030	0,04%	1
Holding Tube	E-103	0,156	0,22%	1
Fermentors	R-101	3,879	5,50%	6
Agitators	A-101	3,710	5,26%	6
Air Compressors	C-101	2,392	3,39%	6
Heater	E-104	0,024	0,03%	1
Filtration	VE-102	0,414	0,59%	1
Dryer Cost	DE-102	0,087	0,12%	1
Heat Exchanger	E-105	0,037	0,05%	1
Mixing Tank	V-103	0,201	0,28%	1
Homogenizer	HG-101	1,048	1,48%	4
Centrifugation	CF-102	0,245	0,35%	1
Hexane Evaporator	VE-102	0,225	0,32%	1
<b>Total Equipment Cost</b>		<b>70,563</b>	<b>100,00%</b>	

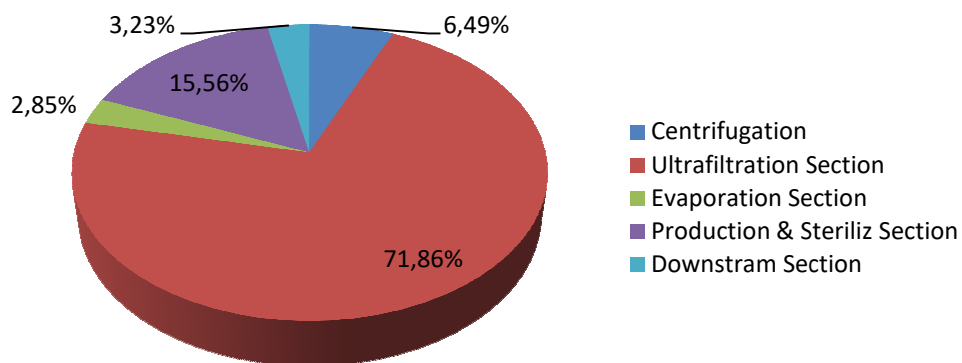
**Πίνακας 6.3:** Κόστος Εξοπλισμού για 2-Diafil(Mod)

<i>Equipment</i>	<i>Utility (M\$/y)</i>					
	<i>L.P.S</i>	<i>Electricity</i>	<i>Dr. Air</i>	<i>Clean. Cost</i>	<i>Water</i>	<i>Hexane</i>
E-2	0,142	-	-	-	-	-
E-4	0,212	-	-	-	-	-
E-5	0,419	-	-	-	-	-
E-6	0,551	-	-	-	-	-
E-7	-	-	-	-	0,053	-
EV-101	4,390	-	-	-	0,128	-
EV-102	1,022	-	-	-	-	0,012
A-101	-	1,349	-	-	-	-
C-101	-	0,251	-	-	-	-
DE-101	-	0,038	0,863	-	-	-
DE-102	-	1,665	1,959	-	1,441	-
UF-101	-	1,180	-	13,107	0,761	-
CF-101	-	3,460	-	-	-	-
CF-102	-	0,126	-	-	-	-

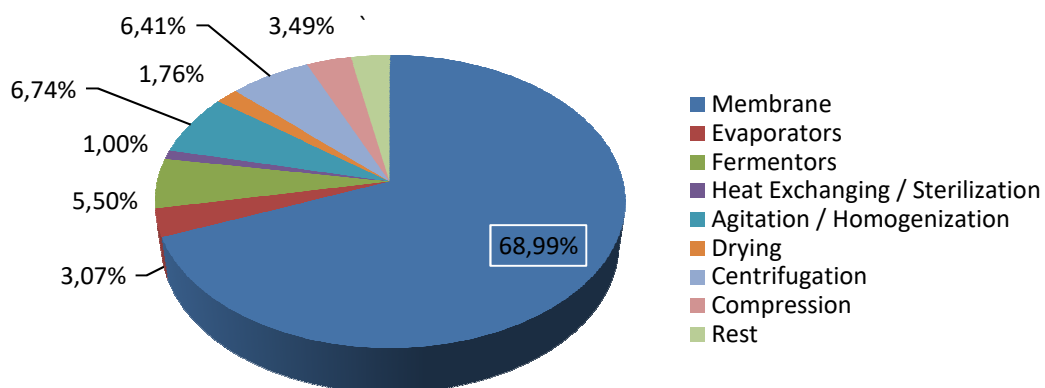
HG-101	-	0,010	-	-	-	-
VE-101	-	-	-	0,213	-	-
VE-102	-	-	-	0,042	-	-
<b>Total</b>	<b>6,736</b>	<b>8,080</b>	<b>2,822</b>	<b>13,362</b>	<b>2,384</b>	<b>0,012</b>

**Πίνακας 6.4:** Κόστος παροχών για 2-Diafil (Mod)

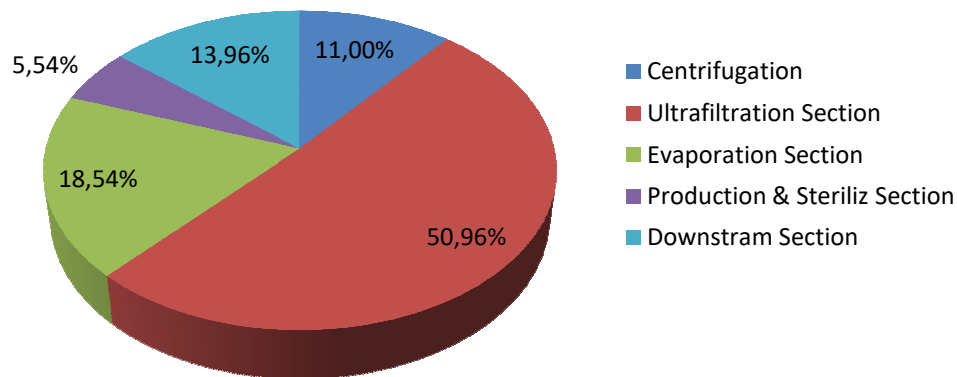
Απ' τους παραπάνω πίνακες (Πίνακες 6.3-6.4) συμπεραίνεται ότι το συνολικό κόστος παροχών είναι κοντά στα 33,395 M\$/y. Παρατηρείται ότι εξαιτίας των πολύ αυξημένων παροχών (σε σχέση με την αρχική τεχνική) στο τομέα της υπερδιήθησης το κόστος εξοπλισμού του συγκεκριμένου σταδίου λαμβάνει το μεγαλύτερο κόστος ποσοστιαία στο παραπάνω πίνακα. Παράλληλα σημαντικό κόστος, όπως είναι λογικό αποδίδεται στο καθαρισμό των συγκεκριμένων μεμβρανών. Στις παρακάτω εικόνες παρατηρούνται οι εν λόγω κατανομές και των παροχών. Είναι λογικό εξαιτίας της μεγάλης προεπεξεργασίας στα στάδια πριν την παραγωγή λιπιδίων έχει αποδοθεί σε περισσότερα στάδια ο τομέας του upstream.



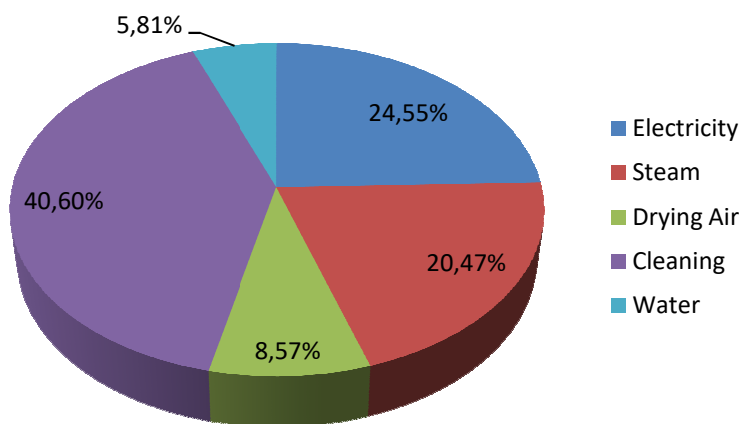
**Εικόνα 6.1:** Κατανομή Εξοπλισμού στο συνολικό κόστος με βάση τον τομέα επεξεργασίας 2-Diafil (Mod)



**Εικόνα 6.2:** Κατανομή Εξοπλισμού με βάση την επιμέρους διεργασία για 2-Diafil (Mod)



**Εικόνα 6.3:** Κατανομή Παροχών με βάση τον τομέα επεξεργασίας για 2-Diafil (Mod)



**Εικόνα 6.4:** Κατανομή Παροχών με βάση την επιμέρους παροχή για 2-Diafil (Mod)

Απ' τις παραπάνω εικόνες φαίνεται (όπως είναι φυσιολογικό με αυτά που ήδη είπαμε) ότι ο τομέας που συμμετέχει περισσότερο στο κόστος είναι η προκατεργασία καθώς όπως και παρατηρείται στην εικόνα σχετικά με την κατανομή του κόστους εξοπλισμού, το τμήμα της υπερδιήθησης συμμετέχει σε ποσοστό  $> 70\%$  στο συνολικό κόστος. Άμεσο συμπέρασμα της συγκεκριμένης εικόνας είναι αυτή που παρουσιάζεται αμέσως παρακάτω και δείχνει ότι πρωτίστως ο, σαν σύνολο, εξοπλισμός των μεμβρανών αποτελεί την πιο κοστοβόρα διεργασία του βιοδιύλιστηρίου. Από και πέρα στο θέμα του κόστους των παροχών, ο πιο κοστοβόρος τομέας είναι πάλι της υπερδιήθησης όπου πέρα από όποιο κόστος εξοπλισμού, σημαντική κατανάλωση εξόδων είχε και ο καθαρισμός των μεμβρανών. Με βάση τα παραπάνω, στον Πίνακα 6.5 παρατηρούνται τα διάφορα λοιπά συνολικά ετήσια κόστη που προκύπτουν:

Λοιπά Κόστη	Κόστος (M\$/y)
Πρώτες Ύλες	1,224
Διάθεση Παραπροϊόντων	17,786
Εργατικό Δυναμικό	6,930

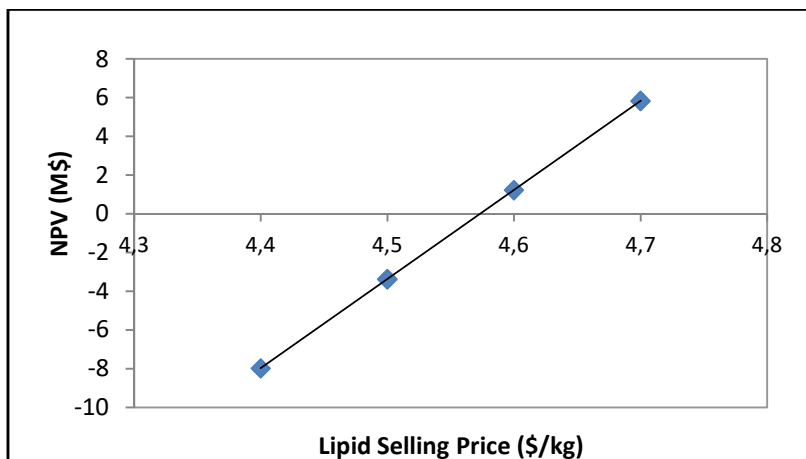
**Πίνακας 6.5:** Λοιπά Ετήσια Κόστη

Στον Πίνακα 6.6 παρατηρούνται τα κατασκευαστικά έξοδα:

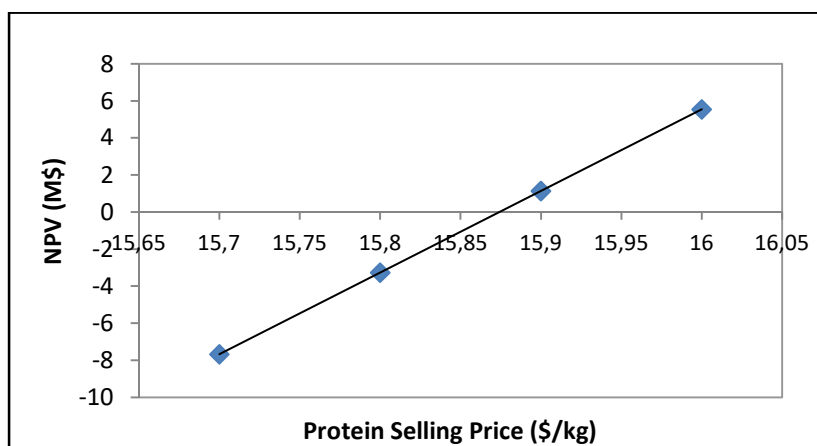
Κατασκευαστικό Έξοδο	Κόστος
FCI	352,81 M\$
COM (without depreciation)	104,82 \$/t cheese whey
<i>DMC</i>	61,44 % COM
<i>FMC</i>	19,75 % COM
<i>GE</i>	18,72 % COM

**Πίνακας 6.6:** Κατασκευαστικοί Παράμετροι για 2-Diafil (Mod)

Ακολούθως αναπτύσσεται μια ανάλυση DCF (παράδειγμα πίνακα παρατηρείται στο Παράρτημα) προκειμένου μέσω αυτού του εργαλείου να εξεταστεί η ελάχιστη τιμή πώλησης των λιπιδίων αλλά και των πρωτεϊνών. Αυτό θα γίνει αφού πρώτα αποδοθεί τιμή σε ένα άλλο προϊόν που είναι διαθέσιμο για πώληση, σε αυτό των yeast cells (χωρίς το λίπος, 0,275 \$/kg για χρήση ζωοτροφής). Έτσι καταστρώνονται οι πίνακες για τα λιπίδια και τις πρωτεΐνες. Σημαντικό να αναφερθεί προκειμένου να εκτιμηθούν τα αποτελέσματα για τα προϊόντα που παράγονται είναι ότι στην Ελλάδα, οι πρωτεΐνες ή αλλιώς WPC80 πωλούνται σε τιμή χονδρικής 18,75 €/kg ή 22,09\$/kg ενώ στο εξωτερικό κυμαίνονται στα ίδια ή και σε μεγαλύτερα επίπεδα (20-50\$/kg) αναλόγως και τη καθαρότητα τους σε πρωτεΐνες (το 80 όπως εμφανίζεται στο WPC80 αναφέρεται στο ποσοστό σε ξηρά βάση που βρίσκονται οι πρωτεΐνες στο συγκεκριμένο προϊόν). Στη συγκεκριμένη τεχνική και δεδομένου ότι παραλαμβάνονται συμπυκνώματα πρωτεϊνών υψηλής καθαρότητας (>90%) μια λογική και σχετικά συντηρητική προσέγγιση θα ήταν να τοποθετηθεί τιμή πώλησης της πρωτεΐνης στα 20-25\$/kg. Στη τεχνική του 4-Diafil, δεδομένου της μικρότερης καθαρότητας του προϊόντος σε πρωτεΐνες (~72%), οι αντίστοιχες τιμές που επιλέχθηκαν είναι της τάξης των 10-15\$/kg. Τα λιπίδια απ' την άλλη αν και έχουν υψηλή φαρμακευτική ή διατροφική αξία έχουν σχετικά χαμηλή τιμή πώλησης κοντά στα 0,5-1,5 \$/kg.

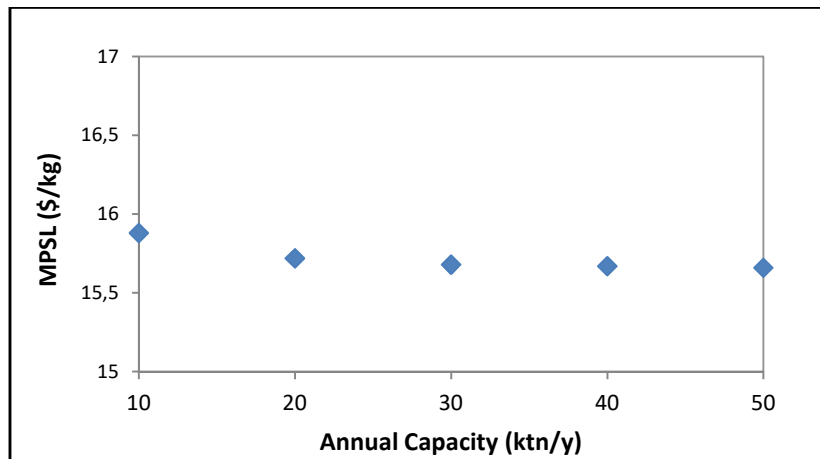


*Διάγραμμα 6.5: Minimum Lipid Selling Price*

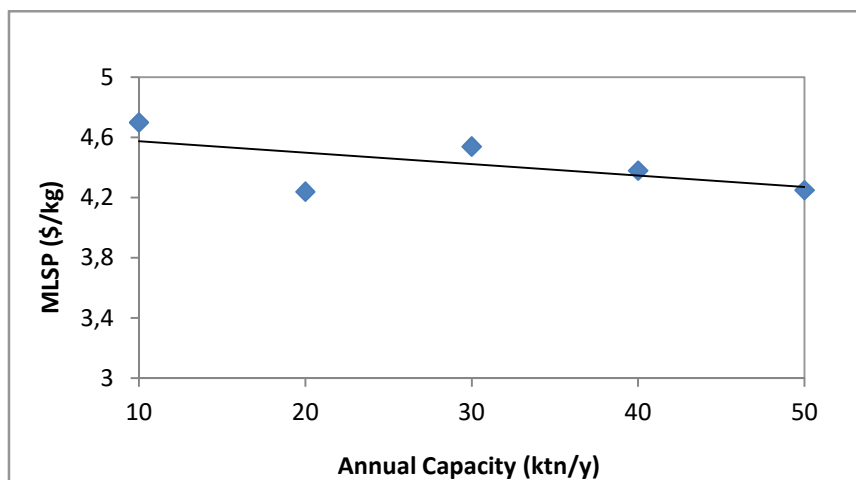


*Διάγραμμα 6.6: Minimum Protein Selling Price*

Με βάση αυτά που παρατηρούνται στα Διαγράμματα 6.5-6.6 εκτιμάται πως οι πρωτεΐνες αν και έχουν σχετικά υψηλό κόστος παραγωγής και MSP 15,9 \$/kg, βρίσκονται σχετικά πιο χαμηλά απ' την εμπορική αξία τους οπότε σαν ένα πρώτο συμπέρασμα είναι συμφέρουσα η παραγωγή τους. Αντίθετα όσον αναφορά τα λιπίδια αν και, αντίθετα έχουν χαμηλό κόστος παραγωγής σε σχέση με τις πρωτεΐνες και με MSP 4,6 \$/kg βρίσκονται πιο υψηλά σε σχέση με την εμπορική αξία τους οπότε δεν είναι τόσο συμφέρουσα η παραγωγή τους όσο αυτή των πρωτεϊνών. Ιδιαίτερο ενδιαφέρον έχουν οι παρατηρήσεις για MSP σε διαφορετικές συγκεντρώσεις.



Διάγραμμα 6.7: MPSP vs Capacity



Διάγραμμα 6.8: MLSP vs Capacity

Απ' τα Διαγράμματα 6.7-6.8 παρατηρείται ότι με την αύξηση των παραγωγικοτήτων έχουμε με μειούμενο ρυθμό μείωση του MSLP όσο και του MPSP. Στο διάγραμμα του MLSP παρατηρείται κάτι σημαντικό. Αν και αναμενόταν μια σταθερή μείωση εμφανίζεται στους 30 ktn/y μια μικρή αύξηση του MLSP. Αυτό οφείλεται αποκλειστικά σε έναν μόνο παράγοντα. Συγκεκριμένα στο σημείο αυτό εξαιτίας του γεγονότος ότι ο χρόνος εκφόρτωσης έφτασε το χρόνο φόρτωσης (σύμφωνα πάντα με τις παραδοχές προγραμματισμού που κάναμε) προστέθηκε μια παραπάνω συστοιχία αντιδραστήρων για την παραγωγή ώστε να μην «χάσουμε» μέσο ζύμωσης. Έτσι με την αύξηση της παραγωγικότητας αν και φυσιολογικά θα αναμενόταν μια αύξηση του κόστους παραγωγής εμφανίζεται μια πιο «απότομη» αύξηση του κόστους παραγωγής σε εκείνο το σημείο με αποτέλεσμα πέρα από άλλες παραμέτρους να επηρεαστεί και η τιμή του MLSP. Όπως είναι αναμενόμενο απ' το σημείο αυτό και μετά η μειούμενη πτώση του MLSP συνεχίστηκε ως την εμφάνιση ενός νέου σημείου που απαιτεί

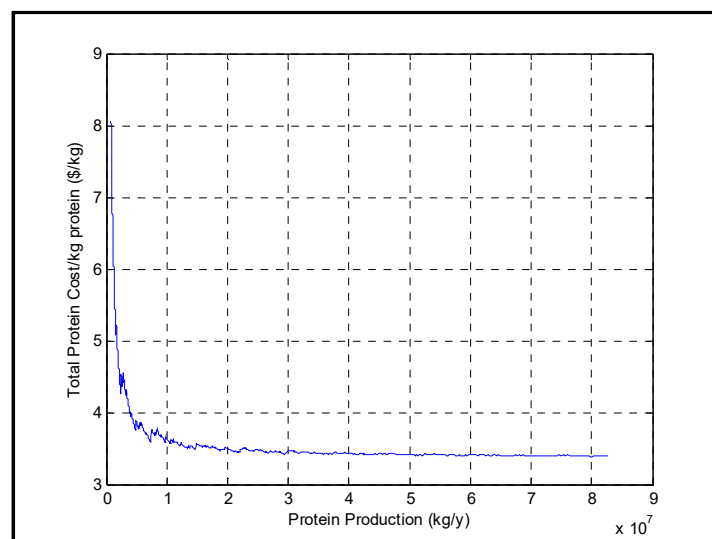
πρόσθετη συστοιχία, που σε μεγαλύτερη παραγωγή όμως η αυξομείωση αυτή θα είναι πολύ περισσότερο αμελητέα.

Συνολικά μπορεί να εκτιμηθεί πως μας συμφέρει η παραγωγή των πρωτεϊνών και όχι η παραγωγή των λιπιδίων. Με σύγκριση των τιμών, με βάση τις πάντα μέσες εμπορικές και παραλαμβανόμενες τιμές το κέρδος στη περίπτωση των πρωτεϊνών εμφανίζεται να είναι της τάξεως των 4-9\$/kg ενώ στη περίπτωση των πρωτεϊνών έχουμε απώλεια 2,7-3,7 \$/kg.

Μια εναλλακτική λύση ώστε ο ενδιαφερόμενος να έχει την δυνατότητα να πουλήσει και τα 2 προϊόντα είναι να καλύψει την μείωση πώλησης του ενός (λιπίδια) μέσα απ' το κέρδος πώλησης του άλλου (πρωτεΐνες). Να αναφέρουμε πως σε τιμή πώλησης των πρωτεϊνών 20\$/kg η ελάχιστη τιμή πώλησης των λιπιδίων είναι 0,58\$/kg μια τιμή δηλαδή η οποία επιτρέπει τη πώληση των λιπιδίων, «δίνοντας» απ' το κέρδος των πρωτεϊνών.

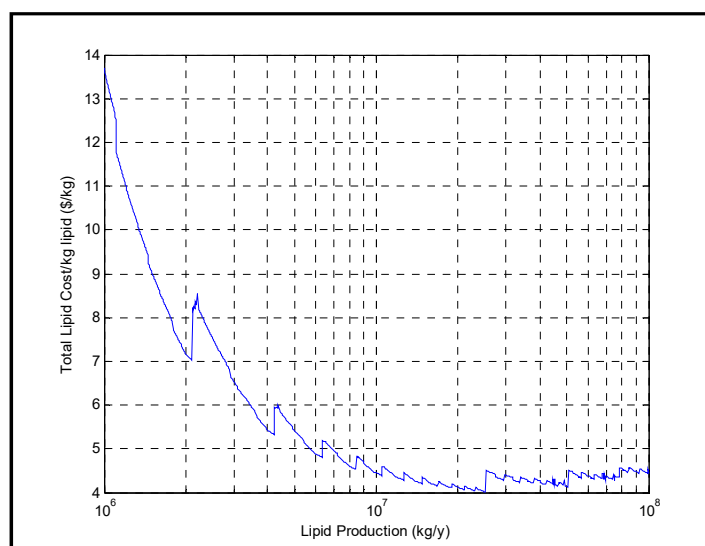
#### 6.5) Πίνακες και Διαγράμματα για τη Περίπτωση της 2<sup>ης</sup> τεχνικής

Όπως ακριβώς μελετήθηκε ο σχεδιασμός της πρώτης τεχνικής με τα ίδια εργαλεία και εφόδια θα πράξουμε και για τη δεύτερη περίπτωση. Με βάση λοιπόν την εφαρμογή των τεχνικών μας λαμβάνονται τα ακόλουθα διαγράμματα όπως και στη προηγούμενη περίπτωση (Διαγράμματα 6.9-6.10):



**Διάγραμμα 6.9:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων πρωτεϊνών (4-Diafil)





**Διάγραμμα 6.10:** Κόστος Παραγωγής ανά kg παραγόμενων λιπιδίων (4-Diafil)

Παρατηρείται λοιπόν, πως το κόστος για τη παραγωγή λιπιδίων είναι ελάχιστο πιο ακριβό απ' τη προηγούμενη περίπτωση, και αυτό οφείλεται κατά κύριο λόγο στον εξατμιστήρα εξαιτίας της μεγαλύτερης ροής και μικρότερης συγκέντρωσης σε σχέση με τη προηγούμενη τεχνική. Παράλληλα, και ίσως ακόμα περισσότερο χρήσιμη παρατήρηση είναι η τιμή κόστους παραγωγής πρωτεϊνών. Το κόστος αυτό είναι ιδιαίτερο χαμηλό (~3,5 \$/kg) που όμως αντισταθμίζεται σε αυτή τη περίπτωση ότι παραλαμβάνουμε πρωτεΐνες μικρότερης καθαρότητας σε σχέση με την προηγούμενη τεχνική. Στους επόμενους πίνακες (Πίνακες 6.7-6.10) και εικόνες (Εικόνες 6.5-6.8) αναπτύσσονται τα αποτελέσματα κόστους του βιοδιύλιστηρίου.

<i>Equipment</i>	<i>Name</i>	<i>P. Cost (M\$,2016)</i>	<i>Contrib. %</i>	<i>NB of Equip</i>
Storage Tank	V-101	0,223	0,74%	1
Centrifugation	CF-101	2,167	7,24%	4
Exchanger 1	E-108	0,041	0,14%	1
Exchanger 2	E-109	0,035	0,12%	1
Exchanger 3	E-110	0,026	0,09%	1
Ultrafiltration Equip	UF-101	8,092	27,04%	27
Diafiltration Tank	DF-101	0,724	2,42%	4
Filtration	VE-101	1,268	4,24%	3
Dryer	DE-101	1,108	3,70%	1
Dr. Air Heat Exchanger	E-106	0,031	0,10%	1
Evaporator	EV-101	2,881	9,63%	1
Cooler	E-107	0,070	0,23%	1
Buffer Tanks	V-102	0,384	1,28%	2
Heat Exchanger	E-101	0,427	1,43%	2
Heater	E-102	0,030	0,10%	1
Holding Tube	E-103	0,156	0,52%	1
Fermentors	R-101	3,879	12,96%	6
Agitators	A-101	3,710	12,40%	6
Air Compressors	C-101	2,392	7,99%	6

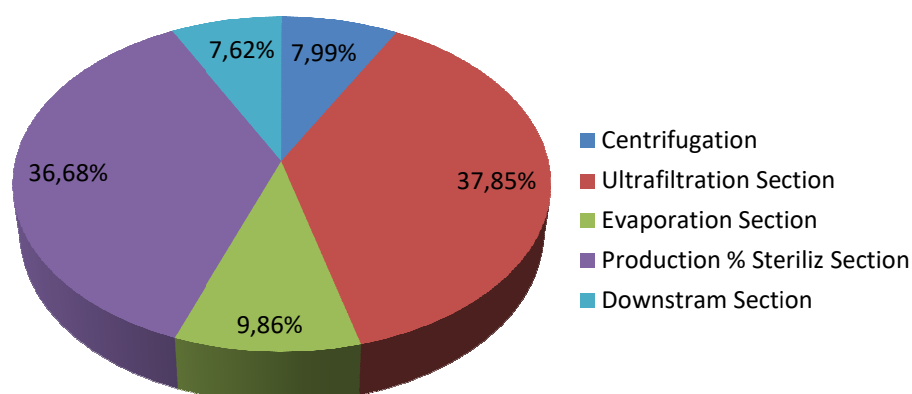
Heater	E-104	0,024	0,08%	1
Filtration	VE-102	0,414	1,38%	1
Dryer Cost	DE-102	0,087	0,29%	1
Dr. Air Heat Exchanger	E-105	0,037	0,12%	1
Mixing Tank	V-103	0,201	0,67%	1
Homogenizer	HG-101	1,048	3,50%	4
Centrifugation	CF-102	0,245	0,82%	1
Hex. Evaporator	VE-102	0,225	0,75%	1
<b>Total</b>		<b>35,650</b>	<b>100,00%</b>	

**Πίνακας 6.7:** Κόστος εξοπλισμού για 4-Diafil

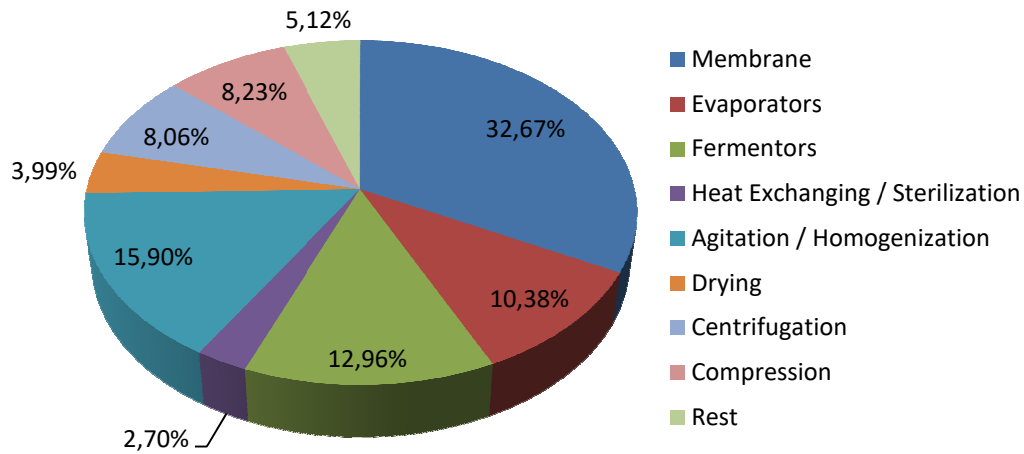
Equipment	Utility (M\$/y)					
	L.P.S	Electricity	Dr. Air	Clean. Cost	Water	Hexane
E-102	0,142	-	-	-	-	-
E-104	0,212	-	-	-	-	-
E-105	0,419	-	-	-	-	-
E-106	0,475	-	-	-	-	-
E-107	-	-	-	-	0,020	-
E-110	0,287	-	-	-	-	-
EV-101	7,111	-	-	-	2,339	-
EV-102	1,022	-	-	-	-	0,012
A-101	-	1,349	-	-	-	-
C-101	-	0,251	-	-	-	-
DE-101	-	0,033	0,747	-	-	-
DE-102	-	1,665	1,959	-	1,441	-
UF-101	-	0,211	-	2,039	0,044	-
CF-101	-	1,651	-	-	-	-
CF-102	-	0,126	-	-	-	-
HG-101	-	0,010	-	-	-	-
VE-101	-	-	-	0,031	-	-
VE-102	-	-	-	0,042	-	-
<b>Total</b>	<b>9,668</b>	<b>5,297</b>	<b>2,703</b>	<b>2,111</b>	<b>2,532</b>	<b>0,012</b>

**Πίνακας 6.8:** Κόστος παροχών για 4-Diafil

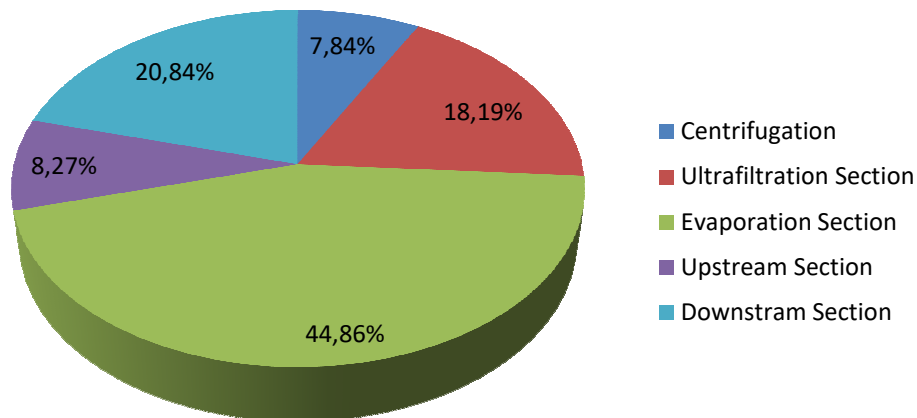
Απ' τα παραπάνω παρατηρείται ότι το συνολικό κόστος παροχών είναι **22,324 M\$/y**.



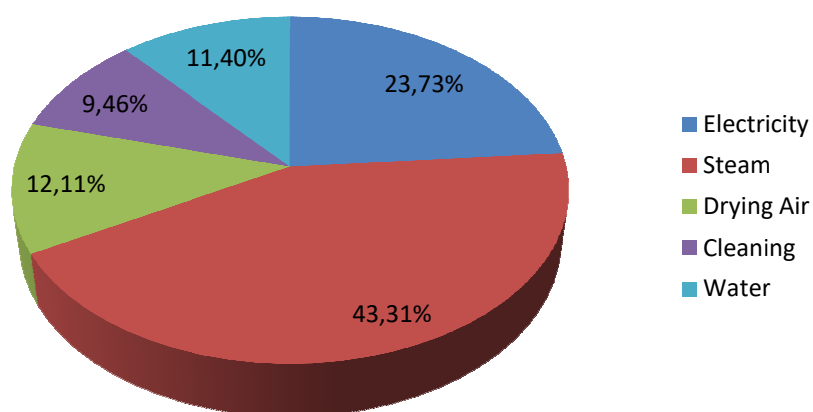
**Εικόνα 6.5:** Κατανομή Εξοπλισμού στο συνολικό κόστος με βάση τον τομέα επεξεργασίας για 4-Diafil



**Εικόνα 6.6:** Κατανομή Εξοπλισμού στο συνολικό κόστος με βάση την επιμέρους διεργασία για 4-Diafil



**Εικόνα 6.7:** Κατανομή Παροχών στο συνολικό κόστος με βάση τον τομέα επεξεργασίας για 4-Diafil



**Εικόνα 6.8:** Κατανομή Παροχών στο συνολικό κόστος με βάση την επιμέρους παροχή για 4-Diafil

Λοιπά Κόστη	Κόστος (M\$/y)
Πρώτες Ύλες	1,224
Διάθεση Παραπροϊόντων	2,618
Εργατικό Δυναμικό	2,363

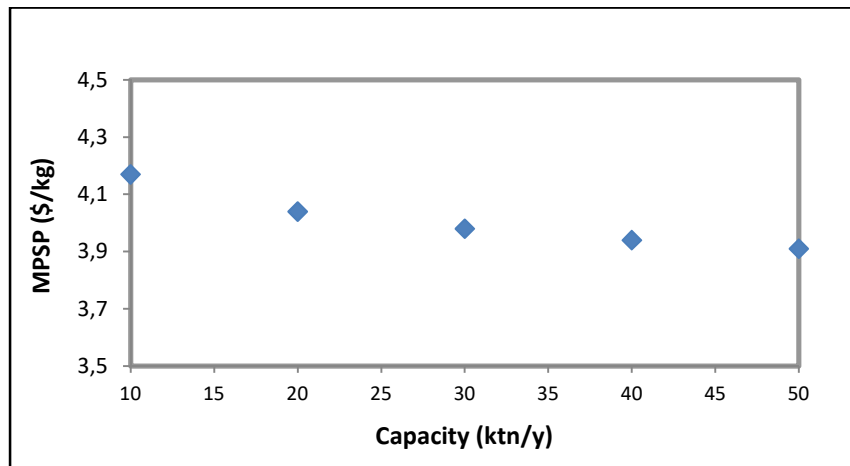
**Πίνακας 6.9:** Λοιπά Ετήσια Κόστη

Κατασκευαστικό Έξοδο	Κόστος
FCI	149,62 M\$
COM	48,99 \$/t cheese whey
DMC	63,45% COM
FMC	18,07% COM
GE	18,48% COM

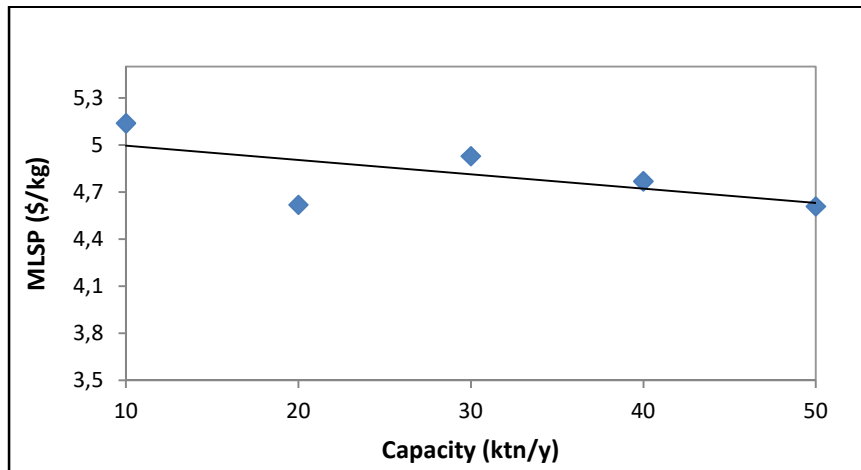
**Πίνακας 6.10:** Κατασκευαστικά Έξοδα για 4-Diafil

Στα προηγούμενα εμφανίζεται μια τελείως διαφορετική εικόνα σε σχέση με πριν. Οι ροές εξαιτίας του ότι είναι αρκετά μικρότερες στο στάδιο της προεργασίας δίνουν πολύ χαμηλότερο κόστος στην υπερδιήθηση αλλά και ταυτόχρονα δίνουν υψηλής συγκέντρωσης προϊόν μειώνοντας το κόστος ανά kg προϊόντος. Έτσι το κόστος εξοπλισμού της υπερδιήθησης μειώνεται αισθητά και κατ' επέκταση και το κόστος καθαρισμού των μεμβρανών. Αποτέλεσμα αυτού είναι το κόστος στο στάδιο της παραγωγής να είναι εφάμιλλο με το κόστος εξοπλισμού της υπερδιήθησης, ενώ το στάδιο της εξάτμισης στο οποίο πραγματοποιήθηκε και βελτιστοποίηση να είναι με διαφορά (~44%) το μεγαλύτερο στάδιο κατανάλωσης ενέργειας στο βιοδιύλιστήριο. Όπως είναι κατανοητό τα κόστη καθαρισμού των μεμβρανών έχουν μικρότερη μερίδα του λέοντος στα συνολικά κόστη, με τον ατμό (κυρίως πάλι λόγω εξάτμισης) να είναι το κύριο μέσο κατανάλωσης ενέργειας στη μονάδα μας. Λόγω των παραπάνω παράλληλα, το κόστος ανά τόνο χρήσης τυρογάλακτος είναι κατά πολύ μικρότερο σε σχέση με πριν κοντά στα 49\$/t.

Κατόπιν σχεδιάστηκαν τα Διαγράμματα 6.11-6.12 όπου έγινε εύρεση της ελάχιστης τιμής πώλησης λιπιδίων και πρωτεϊνών. Όπως και πριν ελάχιστη τιμή θα παρουσιάσουν στο σημείο εκείνο όπου το NPV=0\$, και έτσι βρίσκονται οι ελάχιστες τιμές πώλησης σε διαφορετικές παραγωγικότητες.



Διάγραμμα 6.11: MPSP vs Capacity



Διάγραμμα 6.12: MLSP vs Capacity

Όπως και πριν η ελάχιστη τιμή πώλησης της πρωτεΐνης εμφανίζει με αύξηση της παραγωγικότητας μειούμενη μείωση ενώ αντίστοιχα η ελάχιστη τιμή πώλησης των λιπιδίων εμφανίζει το ίδιο μοτίβο πορείας μείωσης.

Συνοπτικά όπως και στη προηγούμενη περίπτωση είναι συμφέρουσα η αποκλειστική πώληση των πρωτεϊνών. Εδώ με βάση την ελάχιστη τιμή πώλησης σε περίπτωση πώλησης της στα όρια των 10-15\$/kg, υπάρχει κέρδος 6-11\$/kg ενώ θα υπάρχει απώλεια περίπου 3-4\$/kg στα λιπίδια. Εάν δοκιμαζόταν με μια συντηρητική τιμή πώλησης (10\$/kg) να συνδυαστούν τα δύο «υπό-βιοδιύλιστήρια» ώστε να παραχθούν ταυτοχρόνως και τα λιπίδια παρατηρείται για παραγωγή 10ktn/y η τιμή πώλησης των λιπιδίων να κυμαίνεται κοντά στα 0,3\$/kg.

## 6.6) Σύγκριση των τεχνικών

---

Παρατηρείται συνολικά πως και στις δύο τεχνικές η παραγωγή λιπιδίων είναι «ασύμφορη» και αυτό γιατί η ελάχιστη τιμή πώλησης τους είναι πολύ πάνω απ' την μέση εμπορική τους αξία. Αντίθετα η παραγωγή πρωτεϊνών είναι περισσότερο επικερδής είτε παράγονται προϊόντα μικρότερης είτε μεγαλύτερης καθαρότητας σε πρωτεΐνη και ουσιαστικά αποτελεί μια καλή ανεξάρτητη μελέτη για ανάπτυξη μιας κερδοφόρου μονάδος.

Αν κάποιος θα επέλεγε ποια απ' τις 2 τεχνικές θα ήταν περισσότερο επικερδής για μια ενδεχόμενη ανάπτυξη ενός βιοδιύλιστηρίου τέτοιου τύπου θα ήταν η δεύτερη καθώς, σύμφωνα πάντα με τις τιμές πώλησης τους έχουν μεγαλύτερο κέρδος ανά kg πώλησης πρωτεϊνών ενώ είναι μόνο ελάχιστα αυξημένη η ελάχιστη, σε σχέση με την πρώτη τεχνική, η τιμή πώλησης των λιπιδίων. Επίσης αν η επιλογή αυτή λάμβανε υπόψιν την ετήσια παραγωγικότητα θα ήταν μια τιμή όπου όχι μόνο θα έχει χαμηλό κόστος αλλά ταυτόχρονα θα έχει «πιάσει» και τις ελάχιστες τιμές πώλησης των προϊόντων. Μια τέτοια παραγωγικότητα είναι κοντά στα 25 ktn/y μια παραγωγή η οποία ελαχιστοποιεί το κόστος καθώς μετά απ' αυτό το σημείο αυξάνεται το κόστος ανά kg παραγωγής λιπιδίων και κατόπιν αυτού οι αυξομειώσεις είναι ελάχιστες. Βέβαια κρίσιμος παράγοντας είναι τι προϊόντα επιθυμούνται προς παραγωγή, σε τι καθαρότητα (πρωτεΐνες) και σε τι χρήση απευθύνονται.

## **ΚΕΦΑΛΑΙΟ VII: ΑΝΑΣΚΟΠΗΣΗ – ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ**

---

Αυτή η μεταπτυχιακή μελέτη πραγματευόταν τον σχεδιασμό και την τεχνοοικονομική αξιολόγηση ενός βιοδιύλιστηρίου παραγωγής λιπιδίων που είχε σαν βάση την αξιοποίηση του τυρογάλακτος. Περιγράφηκαν και σχεδιάστηκαν όλα τα στάδια απ' τη συλλογή μέχρι και τελική παραλαβή των προϊόντων ενώ στο τέλος αξιολογήθηκαν όλα τα κόστη και οι ελάχιστες τιμές πώλησης των λιπιδίων και πρωτεϊνών σε διαφορετικές παραγωγικότητες.

Παράλληλα ένα στάδιο το οποίο μελετήθηκε εκτενώς είναι το στάδιο της εξάτμισης. Συγκεκριμένα σχεδιάστηκε στο Excel το μοντέλο ανάπτυξης ενός MVR forced circulation εξατμιστήρα ώστε να συμπυκνωθεί το μίγμα απ' το στάδιο της υπερδιήθησης σε «ζυμώσιμο μέσο» με την αύξηση της συγκέντρωσης του διαπερνώντος μέσου. Παράλληλα αναπτύχθηκε και μια μελέτη στην οποία τα ίδια συστήματα επεξεργάστηκαν με πολλαπλών βαθμίδων εξατμιστήρες (ομοροής + αντιροής) βρίσκοντας τις βαθμίδες σε κάθε περίπτωση που σε ολικό ετήσιο κόστος καθιστούν τη διαδικασία βέλτιστη. Αυτή η διαδικασία πραγματοποιήθηκε στο πρόγραμμα βελτιστοποίησης του GAMS όπου με βάση αυτό το εργαλείο αναπτύχθηκε κώδικας προκειμένου να λυθούν ταυτόχρονα όλες οι εξισώσεις σχεδιασμού του εξατμιστήρα. Με βάση τις παρατηρήσεις που λήφθηκαν, συμπεραίνεται ότι οι δύο αυτοί τύποι εξατμιστήρα είναι πλήρως ανταγωνιστικοί μεταξύ τους καθώς τα ολικά ετήσια κόστη ήταν παρεμφερή και κάθε τύπος μπορεί να είναι βέλτιστος σε διαφορετική περίπτωση.

Με βάση το προγραμματισμό που επιλέξαμε, αλλά και τις προσεγγιστικές εξισώσεις του MVR και του Multiple Effect Evaporator για το ολικό ετήσιο κόστος που μελετήθηκαν αναπτύξαμε τρεις παρόμοιους κώδικες (διαφοροποιούνταν ανάλογα την τεχνική) στο πρόγραμμα του MATLAB με το συνολικό προγραμματισμό, ανάπτυξη και τεχνοοικονομική αξιολόγηση του συνόλου του βιοδιύλιστηρίου αποδίδοντας στο τέλος το συνολικό ετήσιο κόστος που αποδίδεται σε κάθε περίπτωση, ενώ σχεδιάστηκε και ένα μικρό βοηθητικό αρχείο το οποίο έδρασε ως βοήθημα για την αξιολόγηση των βιοδιύλιστηρίων σε διαφορετικές παραγωγικότητες.

Σημαντικός παράγοντας για όλες τις τεχνικές ήταν συνολικά το κόστος της υπερδιήθησης καθώς είδαμε πως επηρέαζε είτε κατά κύριο λόγο είτε σημαντικά (ανάλογα την τεχνική) το συνολικό κόστος του βιοδιύλιστηρίου. Να σημειωθεί, (όπως έγινε και πριν) πως η διαφορετική χρήση 2 ή 4 ή διαφορετικών αριθμών «πλυσιμάτων» δεν σήμαινε απαραίτητα και περισσότερη ή μικρότερη ποσότητα νερού ή καλύτερου «πλυσίματος» του προς επεξεργασία μέσου. Μια διαφοροποίηση που έγινε στη συγκεκριμένη μελέτη σε σχέση με αυτές που στηρίχτηκαν ήταν ότι στις εν λόγω η διαδικασία του diafiltration έγινε με επανακυκλοφορία. Αυτό που επιχειρήθηκε στη παρούσα μελέτη δεδομένου πάντα πως το βιοδιύλιστήριο λειτουργεί σε συνεχή βάση ήταν η προσθήκη επιπλέον μεμβρανών πέρα απ' τις υπάρχουσες στην εγκατάσταση του ultrafiltration, γεγονός που αύξησε το συνολικό κόστος (εξοπλισμού + καθαρισμός μεμβρανών).

Απ' τη συνολική αυτή αξιολόγηση παρατηρήθηκε συνολικά χαμηλότερο κόστος παραγωγής αλλά και ανά kg παραγόμενων πρωτεϊνών ήταν στη περίπτωση της τεχνικής με τα 4-Diafiltrations. Άρα σαν ένα συμπέρασμα είναι πως η πολύ μεγαλύτερη συμπίκνωση στο στάδιο του ultrafiltration επηρέασε πολύ σημαντικά το κόστος και άρα είναι πιο συνετό να επιλεγθούν τεχνικές που ακολουθούν μεγαλύτερη συμπίκνωση στο αρχικό στάδιο της υπερδιήθησης.

Ένα άλλο σημείο σημαντικό είναι η επιλογή της παραγωγικότητας. Με βάση τα διαγράμματα όσο αυξάνεται η ολική ετήσια παραγωγικότητα τόσο μειώνεται (σε διαφορετικό ρυθμό φυσικά) το ετήσιο κόστος ανά kg λιπιδίων αλλά και το minimum selling price του συγκεκριμένου προϊόντος. Είναι συνετό με βάση το προγραμματισμό σε περιπτώσεις επιλογής μεγάλης ετήσιας παραγωγής λιπιδίων, να επιλεγθούν χρόνοι εκφόρτωσης που προσεγγίζουν το χρόνο φόρτωσης. Σε διαφορετική περίπτωση θα αυξηθεί στιγμιαία το κόστος παραγωγής (όχι σημαντικά) και από εκεί θα συνεχίζει να μειώνεται.

Η συγκεκριμένη μελέτη θα μπορούσε να χαρακτηριστεί ως «καλούπι» για μελλοντική ενασχόληση για άλλες μελέτες. Συγκεκριμένα θα μπορούσε στο στάδιο της συμπίκνωσης να εφαρμοστεί multiple effect evaporator MVR και να γίνει σύγκριση κατόπιν με τα ληφθέντα κόστη από τη συγκεκριμένη μελέτη. Επίσης μια άλλη καινοτομία σε αυτό το στάδιο θα ήταν η χρησιμοποίηση μεμβρανών (αντίστροφη ώσμωση) ώστε να αντίστοιχα να συγκριθούν τα αποτελέσματα σε επίπεδο



διαφορετικής τεχνικής. Τέλος θα ήταν καλό μελλοντικά να εφαρμοστούν επιπρόσθετες τεχνικές της υπερδιήθησης ώστε να συγκριθούν με το υψηλό (τουλάχιστον στη μια περίπτωση) κόστος που πήραμε στο συγκεκριμένο στάδιο. Μια απ' τις πολλά υποσχόμενες είναι η χρήση φορτισμένων μεμβρανών<sup>[32]</sup> όπου θα επιτρέπουν μεγαλύτερες ταχύτητες των διαπερνώντων ρευμάτων (μέσω μεγαλύτερων πόρων και άρα να επιτρέπεται ο διαχωρισμός με μικρότερες επιφάνειες μεμβρανών) και παράλληλη μηδενική επικάλυψη στοιχείων στις μεμβράνες.

## ***ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ***

---

- [1]. Prazeres R. Ana, Carvalho Fátima, Rivas Javier, Cheese whey management: A review, *Journal of Environmental Management* 110 (2012) 48-68, Elsevier Ltd
- [2]. <http://what-when-how.com/food/dairy-foods/>
- [3]. Foegeding EA, Davis JP, Doucet, D, McGuffey MK (2002). "Advances in modifying and understanding whey protein functionality". *Trends in Food Science & Technology*. 13 (5): 151–159
- [4]. EFSA Panel on Dietetic Products, Nutrition and Allergies (2010). "Scientific Opinion on the substantiation of health claims related to whey protein". *EFSA Journal*. 8 (10): 1818
- [5]. Luhovyy BL, Akhavan T, Anderson GH (2007), "Whey proteins in the regulation of food intake and satiety". *Journal of the American College of Nutrition*. 26 (6): 704S–712S
- [6]. Lee YH (November 1992). "Food-processing approaches to altering allergenic potential of milk-based formula". *J. Pediatr*. 121 (5 Pt 2): S47–50
- [7]. Haug A, Høstmark AT, Harstad OM, A; Høstmark, AT; Harstad, OM (25 September 2007). "Bovine milk in human nutrition – a review". *Lipids Health Dis*. 6: 25
- [8]. Hoffman R. Jay & Falvo J. Michael (2004). "Protein - Which is best?". *Journal of Sports Science and Medicine* (3): 118–130
- [9]. Kopsahelis Nikolaos, Dimou Charalampia, Papadaki Aikaterini, Xenopoulos Evangelos, Kyraleou Maria, Kallithraka Stamatina, Kotseridis Yorgos, Papanikolaou Seraphim and Koutinas A. Apostolis (2017), Refining of wine lees and cheese whey for the production of microbial oil, polyphenol-rich extracts and value-added co-products, *Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Society of Chemical Industry*
- [10]. Whey Protein Concentrate (WPC) (2015), Technical Evaluation Report compiled by USDA & AMS, Agricultural Analytics Division for the USDA National Organic Program
- [11]. Dheskali Endrit, Michailidi Katerina, Machado de Castro Aline, Koutinas A. Apostolis, Kookos K. Ioannis (2016), Optimal design of upstream processes in biotransformation technologies, Elsevier Ltd
- [12]. Κροκίδα Μ., Μαρίνος-Κουρής Δ., Μαρούλης Ζ. (2003), Σχεδιασμός Θερμικών Διεργασιών, Πανεπιστημιακές Εκδόσεις Ε.Μ.Π
- [13]. Maroulis B. Zacharias, Saravacos D. George, *Food Process Design* (2003)
- [14]. [https://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d\\_457.html](https://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d_457.html)
- [15]. Tetra Pak Processing Systems AB, *Dairy processing handbook*, p.331
- [16]. Barba D., Beolchini F., Cifoni D. & Veglió F. (2001), Whey protein concentrate production in a pilot scale two-stage diafiltration process
- [17]. Baldasso C., Barros T.C., Tessaro I.C. (2011), Concentration and purification of whey proteins by ultrafiltration, Elsevier B.V.

- [18]. Schong Elise, Famelart Marie-Hélène (2017), Dry heating of whey proteins, *Food Research International* 100 (2017) 31–44, Elsevier Ltd
- [19]. Baker C.G. J. & McKenzie K. A. (2007), Energy Consumption of Industrial Spray Dryers, *Drying Technology*, 23: 365–386, 2005, Taylor & Francis
- [20]. Design of Dryers (Module 4), *Chemical Engineering Design – II*, National Programme on Technology Enhanced Learning (NPTEL)
- [21]. Richardson J.F., Harker J.H. and Bachurst J.R. (2003), *Chemical Engineering Volume 2: Particle Technology and Separation Processes*, 5th Edition, Chapter 16
- [22]. Κούκος Κ. Ιωάννης, Κουτίνας Α. Αποστόλης (2014), Βελτιστοποίηση Διεργασιών και Συστημάτων με εφαρμογές στο MATLAB και στο GAMS, Εκδόσεις Τζιόλα
- [23]. Koutinas A. Apostolis, Chatzifragkou Afroditi, Kopsahelis Nikolaos, Papanikolaou Seraphim, Kookos K. Ioannis, Design and techno-economic evaluation of microbial oil production as a renewable resource for biodiesel and oleochemical production (2013), Elsevier Ltd
- [24]. Maroulis B. Zacharias, Saravacos D. George, *Food Plant Economics* (2008), p. 83-133
- [25]. Turton Richard, Bailie R. Richard, Whiting B. Wallace, Shaeiwitz A. Joseph, Bhattacharaya Debangsu (2012), *Analysis Synthesis and Design of Chemical Processes*, Fourth Edition
- [26]. Garrett E. Donald, *Chemical Engineering Economics* (1989), p.255-420
- [27]. Atkison & Mavituna, *Biochemical Engineering and Biotechnology Handbook*, 2<sup>nd</sup> Edition
- [28]. Perry H. Robert, Green W. Don, Maloney O. James (1997), *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, Seventh Edition, McGraw-Hill, p.1821-1826
- [29]. Peters S. Max, Timmerhaus D. Klaus, West E. Ronald (2006), *Σχεδιασμός και Οικονομική Μελέτη Εγκαταστάσεων για Μηχανικούς*, 5η Έκδοση, σελ.1109
- [30]. Dimou Charalampia, Vlysidis Anestis, Kopsahelis Nikolaos, Papanikolaou Seraphim, Koutinas A. Apostolis, Kookos K. Ioannis (2016), Techno-economic evaluation of wine lees refining for the production of value-added products, Elsevier B.V.
- [31]. Humbird D., Davis R., Tao L., Kinchin C., Hsu D., and Aden A., Schoen P., Lukas J., Olthof B., Worley M., Sexton D., and Dudgeon D., *Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol - Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover* (2011), NREL
- [32]. Arunkumar Abhiram, Etzel R. Mark, Negatively charged tangential flow ultrafiltration membranes for whey protein concentration, *Journal of Membrane Science* 475 (2015) 340–348

## ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ

### Π.1) Κώδικας MATLAB (2<sup>ης</sup> Τεχνικής)

```

function [TAC]=Lipid_Biorefinery_Production_Design(P)

% ***** FERMENTATION DESIGN AND SCHEDULING *****
% *****%

% P productivity in kg of product/y

Cf=33.1; % final concentration of product in broth in kg per m^3
tf=67; %fermentation time in h
ty=7920; % hours of operation in one year
tpr=1; % preparation time in h
tl=1; % loading time in h
Vby=P/Cf; % total volume in broth in m^3/y
Vbh=Vby/ty; % Volumetric Rate in broth in m^3/h
Vf=700; % Volume of each Bioreactor in m^3

Nf=2; % Initial Number of Bioreactors
tul=(tpr+tl+tf)/(Nf-1); % uploading time in h
tc=tpr+tl+tf+tul; % cycle time in h
Nbatches=Nf*floor(ty/tc); % Number of Batches per year
lamda=(Vbh*tul)/Vf; % Ratio of Active Volume to Fermentor Volume
Vb=lamda*Vf; % Active Volume of Bioreactor (m^3)

% We design the production scheduling. For each time we load the bioreactors with 100 m3 of fermentation medium
% we assumed it 1 hour addition of loading. If we reach a point where lamda (Vb/Vf) is greater
% than 0.85 then we add extra number of bioreactors

while (100*tl<Vb)
    tl=tl+1;
    tul=(tpr+tl+tf)/(Nf-1);
    tc=tpr+tl+tf+tul;
    Nbatches=Nf*floor(ty/tc);
    lamda=(Vbh*tul)/Vf;
    Vb=lamda*Vf;
    while (lamda>0.85)
        Nf=Nf+1;
        tul=(tpr+tl+tf)/(Nf-1);
        tc=tpr+tl+tf+tul;
        Nbatches=Nf*floor(ty/tc);
        lamda=(Vbh*tul)/Vf;
        Vb=lamda*Vf;
    end
end

% In small productivities where the deviations, with the design we made, are great we set lamda=0.8 in order to not
% have a bioreactor with small or great fill

if (lamda<0.80)
    lamda=0.80;
    Vb=lamda*Vf;
    tul=(lamda*Vf)/Vbh;

```

```

Nf=ceil(1+((tpr+tl+tf)/tul));
tc=tpr+tl+tf+tul;
Nbatches=Nf*floor(ty/tc);
end

% We set one fermentation system (FERMSYST=1). In order to regulate the flow before the production section and
% during the production that is changed to Vb/tl at the time we reach tul<tl (a statement which exists only in higher
% productivities)
% we rise the systems of fermentors that we have in our disposal. So, in high productivities we can have many
% parallel systems with the same number of bioreactors working together.

FERMSYST=1; % Fermentations systems working together
Vbh2=Vbh/FERMSYST; % Vbh2 is the flow in each fermentation production system. The Vbh is
devided uniformly

while (tul<tl)
  FERMSYST=FERMSYST+1;
  Vbh2=Vbh/FERMSYST;
  tul=lamda*Vf/Vbh2;
  Nf=ceil(1+((tpr+tl+tf)/tul));
  Nbatches=FERMSYST*Nf*floor(ty/tc);
  Vb=lamda*Vf;
  while (lamda>0.85)
    Nf=Nf+1;
    tul=(tpr+tl+tf)/(Nf-1);
    tc=tpr+tl+tf+tul;
    Nbatches=FERMSYST*Nf*floor(ty/tc);
    lamda=(Vbh2*tul)/Vf;
    Vb=lamda*Vf;
  end
end

Lipids_cont=0.495509; % Lipid Content in Yeast Cells
Yeast_Cell_Concentration=Cf/Lipids_cont; % Concentration of Yeast Cells in kg/m3`

lb_ferm=FERMSYST*Nf*0.3; % number of operators in total of the bioreactors

CEPCI_2016=541.7; % CEPCI 2016
CEPCI_2009=521.9; % CEPCI 2009
CEPCI_2003=402.0; % CEPCI 2003
CEPCI_2001=397.0; % CEPCI 2001
CEPCI_1987=324.0; % CEPCI 1987
CEPCI_1985=325.0; % CEPCI 1985

% ***** A). PRODUCTION & PREPARATION (Buffer Tanks, Sterilization, Fermentation)*****
% *****%

% <<<<<<<< 1) BUFFER TANKS (V-102)

Buffer_tank_Vol=(Vb/tl)/lamda ; % Buffer tank Volume
Mix_Resid_time=abs(tl-tul); % Residence time of each Buffer Tank
c3tank=14.25; c2tank=-1.0710; c1tank=0.1313; % economic-constants for Mixing tank
NB_BT=1; % Number of Buffer Tanks

while (Buffer_tank_Vol>750)
  NB_BT=NB_BT+1;
  Buffer_tank_Vol=(Vb/tl)/(lamda*NB_BT);
end

```

```

Buffer_tanks_Cost=2*Nb_BT*exp(c3tank+c2tank*log(Buffer_tank_Vol)+c1tank*((log(Buffer_tank_Vol)^2)))*(CEPCI_2016
/CEPCI_2009); % Total cost of Buffer tanks

lb_bt=FERMSYST*Nb_BT*2*0.2; % number of operators in buffer tanks

% <<<<<<<< 2) STERILIZATION [E-101 (Heat Exchanger), E-102 (Heater), E-103 (Holding Tube) ]

% ***** %
% 2.1) Heat Exchanger and Heater Equipment (E-101,E-102)
% 2.2) Cost of Steam (Steam Supply of E-102 )
% 2.3) Holding tube Equipment (E-103)
% 2.4) Equipment Cost of Sterilization
% ***** %

% 2.1) Heat Exchanger and Heater Calculations

T0=20; % Temperature Inlet_1 in heat exchanger (oC)
T1=120; % Temperature Outlet_1 from heat exchanger - Inlet in heater (oC)
T2=130; % Temperature Outlet from heater - Inlet_2 in heat exchanger (oC)
T3=28; % Temperature Outlet_2 from heat exchanger (oC)
TS=160; % Temperature of Low Pressure Steam (oC)
cp=4.18; % Specific heat in KJ/(kg*oC)
d=1000; % Density of the broth (before fermentation) in kg/m3
U=1; % Overall coefficient of heat transfer in KW/(m2*oC)
DHs=2078.52; % Latent Heat of Condensation of Low Pressure Steam in KJ/Kg
cs=0.00945; % Cost of Low Pressure Steam in $/kg

c1ex=0.0987; c2ex=-0.3137; c3ex=10.0263; % economic-constant for shell-and-tube exchanger

% DTm1: mean logarithmic temperature difference in heat exchanger (oC)
% DTm2: mean logarithmic temperature difference in heater (oC)

if (T1-T0==T2-T3)
    DTm1=((T3-T0)+(T2-T1))/2;
else
    DTm1=((T3-T0)-(T2-T1))/log(((T3-T0)/(T2-T1)));
end

DTm2=((TS-T1)-(TS-T2))/log(((TS-T1)/(TS-T2)));
A1=((Vb/tl)*d*cp*(T1-T0)/(U*DTm1))/3600; % Area of the heat exchanger (m^2)
A2=((Vb/tl)*d*cp*(T2-T1)/(U*DTm2))/3600; % Area of the heater (m^2)
NB_EX1=1; % Initial Number of Heat Exchangers
NB_EX2=1; % Initial Number of Heater

while (A1>1000)
    NB_EX1=1+ NB_EX1;
    A1=((Vb/tl)*d*cp*(T1-T0)/(U*DTm1))/(3600*Nb_EX1);
end

while (A2>1000)
    NB_EX2=1+ NB_EX2;
    A2=((Vb/tl)*d*cp*(T2-T1)/(U*DTm2))/(3600*Nb_EX2);
end

Cost_EX1=FERMSYST*Nb_EX1*exp(c3ex+c2ex*log(A1)+c1ex*((log(A1))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the Heat
Exchanger ($)
Cost_EX2=FERMSYST*Nb_EX2*exp(c3ex+c2ex*log(A2)+c1ex*((log(A2))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the Heater
($)

lb_ex1=FERMSYST*0.05* NB_EX1; % operators working in heat exchanger E-101

```

```

lb_ex2=FERMSYST*0.05* NB_EX2;          % operators working in heat exchanger E-102

% 2.2) Cost of Steam

Steam1=((Vb/tl)*d*cp*(T2-T1))/DHs;      % Low pressure steam in kg/h
Cost_steam1=FERMSYST*Steam1*ty*cs;     % Cost of Low Pressure Steam ($/y)

% 2.3) Holding tube Calculations

D=0.0254;          % diameter of the tube
Ah=(3.14159*(D^2))/4; % cross section area of the tube
th=2/60;          % holding time in h
L=(Vb/Ah)*(th/tl); % Length of the tube
A3=3.14159*D*L;   % Area of the tube

Cost_Ht=FERMSYST*exp(c3ex+c2ex*log(A3)+c1ex*((log(A3))^2))*(CEPCI_2016/500) ; % Cost of the Holding tube ($)

lb_ht=FERMSYST*0.05;          % operators in holding tube

% 2.4) Total Equipment Cost of Sterilization

Equipment_Sterilization_Cost=Cost_EX1+Cost_EX2+Cost_Ht; % Total Equipment Cost in Sterilization Section ($)

% <<< 3) FERMENTATION [ R-101(Fermentors), A-101 (Agitators), C-101 (Air Compressors) ]

%*****%
% 3.1) Fermentors Equipment          (R-101)
% 3.2) Agitators Equipment          (A-101)
% 3.3) Electricity Cost of Agitators
% 3.4) Equipment Cost of Air Compressors (C-101)
% 3.5) Electricity Cost of Air Compressors
% ***** %

% 3.1) Fermentor Calculations

c1f=0; c2f=0.5253; c3f=9.8054;          % economic-constants for fermentor
Cost_Vf=FERMSYST*Nf*1.1*(exp(c3f+c2f*log(Vf)+c1f*((log(Vf))^2)))*(CEPCI_2016/CEPCI_2009); % Cost of Fermentor ($)

% 3.2) Agitator Calculations

c1ag=0.0448; c2ag=0.4687; c3ag=8.1374; % economic-constant for agitator

Uo=1;          % Specific Energy for Agitation in kW/m3
ce=0.06;       % Cost of enegy in $/kWh
n_ag=0.9;      % agitation efficiency
Pag=Uo*Vb;     % Power Consumption for Agitation in KW
Pag_hp=1.341*Pag/n_ag; % Power Consumption for Agitation in HP
NB_Ag=1;       % Number of Agitators in each Bioreactor

while (Pag_hp>800)
    NB_Ag=NB_Ag+1;
    Pag_hp=(1.341*Pag)/(n_ag*NB_Ag);
end

Cost_Ag=FERMSYST*Nf*NB_Ag*(exp(c3ag+c2ag*log(Pag_hp)+c1ag*((log(Pag_hp))^2)))*(CEPCI_2016/CEPCI_2009);
% Cost of Agitators for each Bioreactor ($)

% 3.3) Cost of Agitation Electricity

```

```

Cost_Elect_Ag=FERMSYST*((Uo*Vby*tf*ce)/n_ag) ; % Cost of Electricity Required for Agitators ($/y)

% 3.4) Air Compressor Calculations
vwm=1.0; % volume of air per unit volume of bioreactor broth per minute
vvs=vwm/60; % volume of air per unit volume of bioreactor broth per second
Ph=1; % pressure in the headspace of the bioreactor (bar)
Patm=1; % atmospheric pressure (bar)
g=10; % acceleration gravity (m/s^2)
Df=((4/3)*(Vf/3.14159)).^(1/3); % diameter of the fermentor (m)
Hf=3*Df; % height of the fermentor (m)

Pr=(Ph+((lamda*Hf*d*g)/100000))/Patm; % compression ratio, pressure at the bottom of the bioreactor over the
atmospheric pressure

R=8.314; % ideal gas constant in (kJ/(kmol*K))
d_air=0.04037; % molar density of air (kmol/m^3)
a=0.29; % air constant for air (=1-(cv/cp))
ne=0.6; % efficiency of the air compressor
Tenv=293.15; % Environmental temperature in K

Pac=(vvs*Vb*d_air*R*Tenv*((Pr.^a)-1))/(a*ne); % Motor Power of the air compressor in KW
NB_AC=1; % Number of Air Compressors for a Bioreactor

while (Pac>3000)
    NB_AC=NB_AC+1;
    Pac=(vvs*Vb*d_air*R*Tenv*((Pr.^a)-1))/(a*ne*NB_AC);
end

c3ac=9.2973; c2ac=0.4784; c1ac=0; % economic-constant for air compressor

Cost_AC=FERMSYST*Nf*NB_AC*(exp(c3ac+c2ac*log(Pac)+c1ac*((log(Pac))^2)))*(CEPCI_2016/CEPCI_2009); % Cost
of the Air Compressor for each Bioreactor ($)

% 3.5) Air Compressor Electricity Cost
Cost_Elect_AC=FERMSYST*((tf*vvs*Vby*d_air*R*T0*((Pr.^a)-1))/(a*ne))*ce; % Cost of Electricity for Air Compression
($/y)

%***** B). 1st DOWNSTREAM SECTION [ Heater (E-104) , Filtration (VE-102), Dryer (DE-102) ] *****
%*****%

% <<<<<<< 1) HEATER (E-104)

% 1.1) Cost of Heater

Tin_EX4=T3; % Temperature inlet in heater (oC)
Tout_EX4=65; % Temperature outlet in heater (oC)

DTm_EX4=((TS-Tin_EX4)-(TS-Tout_EX4))/log(((TS-Tin_EX4)/(TS-Tout_EX4))); % mean logarithmic temperature
difference in heater (oC)
A4=((FERMSYST*(Vb/tul))*d*cp*(Tout_EX4-Tin_EX4)/(U*DTm_EX4))/3600; % Surface of the heater (m^2)
NB_EX4=1; % Number of the heaters

while (A4>1000)
    NB_EX4=1+ NB_EX4;
    A4=((FERMSYST*(Vb/tul))*d*cp*(Tout_EX4-Tin_EX4)/(U*DTm_EX4))/(3600*NB_EX4);
end

Cost_EX4=NB_EX4*exp(c3ex+c2ex*log(A4)+c1ex*((log(A4))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the Heat Exchanger ($)

```



```

% 1.2) Cost of Steam

Steam2=(FERMSYST*(Vb/tul)*d*cp*(Tout_EX4-Tin_EX4))/DHs ; % Low pressure cost steam in kg/hr
Cost_steam2=Steam2*ty*cs ; % Cost of Low Pressure Steam ($/y)

lb_EX4=0.05*Nb_EX4;

% <<<<<<< 2) FILTRATION (VE-102)

% 2.1) Mass Balances in Filtration

Flow_Rate=FERMSYST*(Vb/tul); % Volumetric Flow Rate in m^3/h
Mass_Flow_Rate=d*Flow_Rate; % Flow Rate before Filtration in kg/h
Yeast_cell_productivity=P/Lipids_cont;
Retantate_Rate=2*(Yeast_cell_productivity/ty);
Permeate_Rate=Mass_Flow_Rate-Retantate_Rate;

% 2.2) Cost of Filtration

Filtration_Rate=0.1; % Filtration Rate in m^3/(m^2*h)
Af=Flow_Rate/Filtration_Rate; % Area of filtration (m^2)
Nb_Af=1;

while (Af>1000)
    Nb_Af=Nb_Af+1;
    Af=Flow_Rate/(Filtration_Rate*Nb_Af);
end

Cost_Af=(5500*Flow_Rate+130000)*(CEPCI_2016/444.2);

Unit_Clean=55;
Clean_Af=2*Nb_Af*Af*Unit_Clean;
lb_Af=0.2*Nb_Af;

% <<<<<<<<< 3) DRYING SYSTEM [ DRYER (DE-102), HEAT EXCHANGER (E-105) ]

%*****%
% 3.0) Calculations of Cp of lipids
% 3.1) Mass Balances of the Dryer Equipment Cost (DE-101)
% 3.2) Cost of the Drying Air and the heat exchanger (E-105)
% 3.3) Cost of the cooler (heat exchanger after Dryer, E-106 ) and the Water Cost
% 3.4) Electricity Cost of the Dryer
%*****%

% 3.0) Calculations of Cp of lipids

Tc_C160=799.88; % Critical temperature of palmitic acid (K)
Tc_C180=819.00; % Critical temperature of stearic acid (K)
Tc_C181=819.14; % Critical temperature of oleic acid (K)
Tc_C182=820.23; % Critical temperature of linoleic acid (K)

w_C160=1.1087; % wmega of palmitic acid
w_C180=1.2369; % wmega of stearic acid
w_C181=1.1850; % wmega of oleic acid
w_C182=1.1294; % wmega of linoleic acid

Tps=20; % temperature of solids in inlet (K)

```

$x_{C160}=0.2261$ ; % composition of palmitic acid in lipids  
 $x_{C180}=0.1292$ ; % composition of stearic acid in lipids  
 $x_{C181}=0.5653$ ; % composition of oleic acid in lipids  
 $x_{C182}=0.0794$ ; % composition of linoleic acid in lipids

% ----- calculation of constants for ideal gas heat capacities-----%

$a_{CH3}=0.6087$ ;  $b_{CH3}=2.1433*0.01$ ;  $c_{CH3}=-0.0852*0.0001$ ;  $d_{CH3}=0.01135*0.000001$ ;  
 $a_{CH2}=0.3945$ ;  $b_{CH2}=2.1363*0.01$ ;  $c_{CH2}=-0.1197*0.0001$ ;  $d_{CH2}=0.002596*0.000001$ ;  
 $a_{COOH}=1.4055$ ;  $b_{COOH}=3.4632*0.01$ ;  $c_{COOH}=-0.2557*0.0001$ ;  $d_{COOH}=0.006886*0.000001$ ;  
 $a_{CHCH}=-3.1210$ ;  $b_{CHCH}=3.8060*0.01$ ;  $c_{CHCH}=-0.2359*0.0001$ ;  $d_{CHCH}=0.005504*0.000001$ ;

$a_{C160}=a_{CH3}+14*a_{CH2}+a_{COOH}$ ;  
 $b_{C160}=b_{CH3}+14*b_{CH2}+b_{COOH}$ ;  
 $c_{C160}=c_{CH3}+14*c_{CH2}+c_{COOH}$ ;  
 $d_{C160}=d_{CH3}+14*d_{CH2}+d_{COOH}$ ;

$a_{C180}=a_{CH3}+16*a_{CH2}+a_{COOH}$ ;  
 $b_{C180}=b_{CH3}+16*b_{CH2}+b_{COOH}$ ;  
 $c_{C180}=c_{CH3}+16*c_{CH2}+c_{COOH}$ ;  
 $d_{C180}=d_{CH3}+16*d_{CH2}+d_{COOH}$ ;

$a_{C181}=a_{CH3}+14*a_{CH2}+a_{COOH}+a_{CHCH}$ ;  
 $b_{C181}=b_{CH3}+14*b_{CH2}+b_{COOH}+b_{CHCH}$ ;  
 $c_{C181}=c_{CH3}+14*c_{CH2}+c_{COOH}+c_{CHCH}$ ;  
 $d_{C181}=d_{CH3}+14*d_{CH2}+d_{COOH}+d_{CHCH}$ ;

$a_{C182}=a_{CH3}+12*a_{CH2}+a_{COOH}+2*a_{CHCH}$ ;  
 $b_{C182}=b_{CH3}+12*b_{CH2}+b_{COOH}+2*b_{CHCH}$ ;  
 $c_{C182}=c_{CH3}+12*c_{CH2}+c_{COOH}+2*c_{CHCH}$ ;  
 $d_{C182}=d_{CH3}+12*d_{CH2}+d_{COOH}+2*d_{CHCH}$ ;

% -----%

$Cp_{o\_C160}=(a_{C160}+b_{C160}*Tps+c_{C160}*(Tps^2)+d_{C160}*(Tps^3))*4.184$ ; % ideal gas heat capacity of palmitic acid in J/mol K  
 $Cp_{o\_C180}=(a_{C180}+b_{C180}*Tps+c_{C180}*(Tps^2)+d_{C180}*(Tps^3))*4.184$ ; % ideal gas heat capacity of stearic acid in J/mol K  
 $Cp_{o\_C181}=(a_{C181}+b_{C181}*Tps+c_{C181}*(Tps^2)+d_{C181}*(Tps^3))*4.184$ ; % ideal gas heat capacity of oleic acid in J/mol K  
 $Cp_{o\_C182}=(a_{C182}+b_{C182}*Tps+c_{C182}*(Tps^2)+d_{C182}*(Tps^3))*4.184$ ; % ideal gas heat capacity of linoleic acid in J/mol K

$Tr_{C160}=293/Tc_{C160}$ ; % reduced temperature of palmitic acid  
 $Tr_{C180}=293/Tc_{C180}$ ; % reduced temperature of stearic acid  
 $Tr_{C181}=293/Tc_{C181}$ ; % reduced temperature of oleic acid  
 $Tr_{C182}=293/Tc_{C182}$ ; % reduced temperature of linoleic acid

$Cp_{C160}=((Cp_{o\_C160}+R*(1.45+0.45*((1-Tr_{C160})^(-1))+0.25*w_{C160}*(17.11+25.2*((1-Tr_{C160})^(1/3))*(Tr_{C160}^(-1))+1.742*(1-Tr_{C160})^(-1))))/256.43)*0.2388$ ; % specidic liquid heat capacity of palmitic acid in btu/lb F  
 $Cp_{C180}=((Cp_{o\_C180}+R*(1.45+0.45*((1-Tr_{C180})^(-1))+0.25*w_{C180}*(17.11+25.2*((1-Tr_{C180})^(1/3))*(Tr_{C180}^(-1))+1.742*(1-Tr_{C180})^(-1))))/284.47)*0.2388$ ; % specidic liquid heat capacity of stearic acid in btu/lb F  
 $Cp_{C181}=((Cp_{o\_C181}+R*(1.45+0.45*((1-Tr_{C181})^(-1))+0.25*w_{C181}*(17.11+25.2*((1-Tr_{C181})^(1/3))*(Tr_{C181}^(-1))+1.742*(1-Tr_{C181})^(-1))))/282.47)*0.2388$ ; % specidic liquid heat capacity of oleic acid in btu/lb F  
 $Cp_{C182}=((Cp_{o\_C182}+R*(1.45+0.45*((1-Tr_{C182})^(-1))+0.25*w_{C182}*(17.11+25.2*((1-Tr_{C182})^(1/3))*(Tr_{C182}^(-1))+1.742*(1-Tr_{C182})^(-1))))/278.43)*0.2388$ ; % specidic liquid heat capacity of linoleic acid in btu/lb F

$Cp_{lipids}=x_{C160}*Cp_{C160}+x_{C180}*Cp_{C180}+x_{C181}*Cp_{C181}+x_{C182}*Cp_{C182}$ ; % specidic heat capacity of lipids in btu/lb F

```

% 3.1) Mass Balances

Win=0.5;
Wout=0.01;
Wain=0.01;
Waout=0.0508;

Xin=Win/(1-Win);
Xout=Wout/(1-Wout);

Dry_Solids=Retantate_Rate*(1-Win);
Evaporate_Rate=Dry_Solids*(Xin-Xout) ; % Water Evaporated in Dryer
Micr_Biomass=Retantate_Rate-Evaporate_Rate; % Mass Rate of the concentrate in kg/h

Dry_air_mass= ((Xout-Xin)*Dry_Solids)/(Wain-Waout) ; % Mass of air needed to dry the product
Evaporation_Rate_Dryer=100; % Evaporation of Water per m^3 Dryer in
kg/((m^3)*h)
Vol_dr=Evaporate_Rate/Evaporation_Rate_Dryer ; % Volume of the Dryer
NB_Dr=1; % Number of the Dryes

while (Vol_dr>283)
    NB_Dr=NB_Dr+1;
    Vol_dr=Evaporate_Rate/(Evaporation_Rate_Dryer*NB_Dr);
end

Dr_Co=6000; % Base Cost in $
V0_Dr=0.283; % Base Area in m^3

Dryer_Cost2=NB_Dr*(Dr_Co*(Vol_dr/V0_Dr)^0.48)*(CEPCI_2016/CEPCI_1987) ; % Cost of the Dryer in $

lb_Dr=0.3*NB_Dr;

% 3.2) Cost of the Drying Air and the heat exchanger

T0dr_air=15; % purchased temperature of dry air in oC
Tin_dr_air=190; % initial temperature of dry air in oC
Tout_dr_air=90; % outlet temperature of dry air in oC

c_dr_air=0.004; % cost of unit of dry air in $/kg in 15oC
Cost_drying_air =Dry_air_mass*ty*c_dr_air; % Total cost of purchased dry air in $

Udr_air=1; % overall heat transfer coefficient in KW/m2 K

Ts_dr=Tin_dr_air+ 10; % temperature of high pressure steam
cpin_air=1.0205; % specific heat capacity of air in kJ/(kg*K)
cpout_air=1.0068; % specific heat capacity of air in kJ/(kg*K)

DTdr_air=((Ts_dr-T0dr_air)-(Ts_dr-Tin_dr_air))/log(((Ts_dr-T0dr_air)/(Ts_dr-Tin_dr_air))); % mean logarithmic
temperature difference
Qdr_air=(Dry_air_mass*((cpin_air+cpout_air)/2)*(Tin_dr_air-T0dr_air))/3600;
Adr_air=(Qdr_air/(Udr_air*DTdr_air));
NBex_dr_air=1;

while (Adr_air>1000)
    NBex_dr_air=1+NBex_dr_air;
    Adr_air= Qdr_air/(Udr_air*DTdr_air*NBex_dr_air);
end

Cost_ex_dr_air1=NBex_dr_air*exp(c3ex+c2ex*log(Adr_air)+c1ex*((log(Adr_air))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of

```



```

Ultraf_Co=22000;           % Base Cost in $
A0_Ultraf=25;             % Base Area in m^2

Cost_Ultraf=N_Ultraf*(Ultraf_Co*((A_Ultraf/A0_Ultraf)^(2/3)))*(CEPCI_2016/CEPCI_1985); % Cost of the Ultrafiltration
equipment in $

lb_Ultraf=0.2*N_Ultraf;

% 2.2) Diafiltration Mass Balances

Protein_Diafil1=WPC;
Protein_Diafil2=Protein_Diafil1 ;
Protein_Diafil3=Protein_Diafil2 ;
Protein_Diafil4=Protein_Diafil3;
Wat_Diafil1=WPC;
Wat_Diafil2=Protein_Diafil1 ;
Wat_Diafil3=Protein_Diafil2/2 ;
Wat_Diafil4=Protein_Diafil3/2;
Perm_Diafil1=WPC+ Wat_Diafil1-Protein_Diafil1 ;
Perm_Diafil2=Protein_Diafil1+Wat_Diafil2-Protein_Diafil2;
Perm_Diafil3=Protein_Diafil2+Wat_Diafil3-Protein_Diafil3;
Perm_Diafil4=Protein_Diafil3+Wat_Diafil4-Protein_Diafil4;
Total_Permeate=Permeate_Ultr+Perm_Diafil1+Perm_Diafil2+Perm_Diafil3+Perm_Diafil4;

Proteins_concentr=36;      % concentration of the proteins after 2 diafiltrations in kg/m3
Total_Proteins=Protein_Diafil4*Proteins_concentr; % Total proteins produced in kg/h

% 2.3) Diafiltration Membranes Costs

A_Diafil=(WPC+Wat_Diafil1)/Ultraf_Rate;
N_Diafil=1;

while (A_Diafil> 1000)
    N_Diafil=N_Diafil+1;
    A_Diafil= (WPC+Wat_Diafil1)/(Ultraf_Rate* N_Diafil);
end

Cost_Diafil=N_Diafil*((0.3*Cost_Ultraf)/N_Ultraf)*(A_Diafil/A_Ultraf)^(2/3);
lb_Diafil=4*N_Diafil*0.2;

Total_Cost_Ultraf=1.3*Cost_Ultraf+5*Cost_Diafil;
lb_Tot_Ultr=lb_Ultraf+lb_Diafil;

% 2.4) Diafiltration Mixing Tank Costs

Tot_Diafil_Vol=Wat_Diafil1+WPC;
Diafil_tank_Vol=Tot_Diafil_Vol/lamda;

NB_Diafil_tank=1;

while (Diafil_tank_Vol> 750)
    NB_Diafil_tank=NB_Diafil_tank+1;
    Diafil_tank_Vol=(Tot_Diafil_Vol/lamda)/NB_Diafil_tank;
end

Diafil_tank_Cost=4*NB_Diafil_tank*exp(c3tank+c2tank*log(Diafil_tank_Vol))+c1tank*((log(Diafil_tank_Vol))^2)*(CEPCI_
2016/CEPCI_2009); % Diafiltration tank volume

```

```

lb_dftank=4*Nb_Diafil_tank*0.2;

% 2.5) Chemicals Cleaning Membrane Cost

Unit_Clean=55; % Cleaning Chemicals Membrane Cost per m2 of membrane
installed per year
Clean_Ultr_cost=(2*N_Ultra*A_Ultra+5*N_Diafil*A_Diafil)*Unit_Clean; % Yearly Chemicals Cost in $/y

% 2.6) Diafiltration Water Use Cost

wat_cost=0.000177; % $ per kg of water
% $ per kg of water
Diafil_wat_cost= (Wat_Diafil1+Wat_Diafil2+Wat_Diafil3+Wat_Diafil4)*d)*wat_cost*ty; % Diafiltration water cost in $

% 2.7) Energy Consumption

Energy_Ultr=2; % Energy consumption in kWh per m3 permeate
Cost_El_Ultra=Energy_Ultr*Total_Permeate*ty*ce; % Yearly Electricity cost

% <<<<<<<<<< 3) MEMBRANE FILTRATION (VE-102)

Membrane_Retantate_Rate=((Total_Proteins*2)/1294);
Membrane_Permeate_Rate=Protein_Diafil4-Membrane_Retantate_Rate;

Filtration_Rate=0.1; % Filtration Rate in m^3/(m^2*h)
A_membrane=Protein_Diafil4/Filtration_Rate; % Area of filtration (m^2)

NB_Membr=1;

while (A_membrane>92.9)
    NB_Membr=NB_Membr+1;
    A_membrane=Protein_Diafil4/(Filtration_Rate*NB_Membr);
end

A0_membrane= 0.54; % Base membrane in m2
C0_membrane= 17000; % Base Cost in $

Cost_memb=2*NB_Membr*(C0_membrane*((A_membrane/A0_membrane)^0.39))*(CEPCI_2016/CEPCI_1987);

Clean_memb=2*NB_Membr*A_membrane*Unit_Clean;
lb_Membr=NB_Membr*0.2;

% <<<<<<<<<< 4) DRYING SYSTEM [ DRYER (DE-101) , HEAT EXCHANGER (E-106) ]

%*****%
% 4.1) Dryer Mass Balances and Equipment Cost (DE-102)
% 4.2) Drying Air Mass and Heat Exchanger Cost (E-106)
% 4.3) Electricity Dryer Cost
%*****%

wp_in=0.5;
wp_out=0.04;
Wa_in=0.01;
Wa_out=0.0508;

X_in=wp_in/(1-wp_in);
X_out=wp_out/(1-wp_out);

```

```

Membrane_Dry_Solids=(Total_Proteins*2)*(1-wp_in);
Evaporate_Dr=Total_Proteins*(X_in-X_out);      % Water Evaporated in Dryer
Protein_powder=Membrane_Retantate_Rate*1294-Evaporate_Dr; %Mass Rate of the concentrate in kg/h

M_air= ((X_out-X_in)*Membrane_Dry_Solids)/(Wa_in-Wa_out); %Mass of air needed to dry the product
Evaporation_Rate_Dryer2=3.06;      % Evaporation of Water per m^3 Dryer in kg/((m^3)*h)

V_Sdr=Evaporate_Dr/Evaporation_Rate_Dryer2;      % Volume of the Dryer
NB_SDr=1;      % Number of the Dryer
while (V_Sdr>283)
    NB_SDr=NB_SDr+1;
    V_Sdr=Evaporate_Dr/(Evaporation_Rate_Dryer2*NB_SDr);
end

SDr_Co=160000;
SV0_Dr=12.74;

Dryer_Cost1=NB_SDr*(SDr_Co*(V_Sdr/SV0_Dr)^0.29)*(CEPCI_2016/CEPCI_1987); % Cost of the Dryer in $
lb_SDr=0.3*NB_SDr;

% 4.2) Drying Air Mass and Heat Exchanger Cost (E-106)

T0_dr_air=15;      % purchased temperature of dry air in oC
T_in_dr_air=190;      % initial temperature of dry air in oC
c_dr_air=0.004;      % cost of unit of dry air in $/kg in 15oC
Cost_dr_air =M_air*ty*c_dr_air; % Total cost of purchased dry air in $
c_dr_st=0.00954;      % cost of high pressure steam in $/kg
U_dr_air=1;      % overall heat transfer coefficient in KW/m3
Ts_dryer=T_in_dr_air+10; % temperature of high pressure steam
cp_air=1.012;      % specific heat capacity of air in kJ/(kg*K)

DT_dr_air=((Ts_dryer-T0_dr_air)-(Ts_dryer-T_in_dr_air))/log(((Ts_dryer-T0_dr_air)-(Ts_dryer-T_in_dr_air))); % mean
logarithmic temperature difference
Q_dr_air=(M_air*cp_air*(T_in_dr_air-T0_dr_air))/3600;
A_dr_air=Q_dr_air/(U_dr_air*DT_dr_air);

NB_ex_dr_air=1;

while (A_dr_air>1000)
    NB_ex_dr_air=1+ NB_ex_dr_air;
    A_dr_air= Q_dr_air/(U_dr_air*DT_dr_air*NB_ex_dr_air);
end

Cost_ex_dr_air2=NB_ex_dr_air*exp(c3ex+c2ex*log(A_dr_air)+c1ex*((log(A_dr_air))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of
the Heat Exchanger ($)

DH_dr_ex=1976.75; % latent heat of vaporization in kJ/kg
Steam_dr_ex2=(Q_dr_air/DH_dr_ex)*3600;
Steam_dr_ex_cost2=Steam_dr_ex2*ty*c_dr_st;      % Total cost of hps steam cost in year

lb_dr_ex_cost2=NB_ex_dr_air*0.05;

% 4.3) Electricity Dryer Calculations

% 4.3.1) Electricity Cost of the Fans
Ef1=2.4*(0.001*M_air)*ty*ce;

% 4.3.2) Electricity Cost of the Atomizers
Ew1=8.4*(0.001*Membrane_Retantate_Rate*d)*ty*ce;

```

```

Total_El_Dr_Cost1=Ef1+Ew1;

% <<<<<<<<<< 5) HEAT INTEGRATION SECTION [EXCHANGERS (E-108)/(E-109)/(E-110)]

% Integration with Disposal streams (E-108)

Disposal_Mix=Permeate_Rate;
Disp_Mix_Temp=(Permeate_Rate*65)/(Permeate_Rate);

QR1=Disposal_Mix*cp*(Disp_Mix_Temp-(T0+10));
% Energy that can be transferred to the medium in KJ/h from the disposals
TR1=(QR1+Whey_Vol*d*cp*T0)/(Whey_Vol*d*cp) ; %
Indemediate outlet temperature of medium from E-107

if (TR1-T0==Disp_Mix_Temp-(T0+10))
    DTm7=((Disp_Mix_Temp-TR1)+((T0+10)-T0))/2;
else
    DTm7=(((T0+10)-T0)-(Disp_Mix_Temp-TR1))/log(((T0+10)-T0)/(Disp_Mix_Temp-TR1));
end

A7=(Whey_Vol*d*cp*(TR1-T0))/(U*DTm7)/3600; % Area of the heater (m^2)
NB_EX7=1;

while (A7>1000)
    NB_EX7=1+ NB_EX7;
    A7=(Whey_Vol*d*cp*(TR1-T0))/(U*DTm7)/(3600*NB_EX7);
end

Cost_EX7=NB_EX7*exp(c3ex+c2ex*log(A7)+c1ex*((log(A7))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the Heat Exchanger ($)
lb_EX7=NB_EX7*0.05;

% Integration with Saturated steam liquid streams (E-109)

Steam_Mix=Steam1+Steam2+Steam_dr_ex1+Steam_dr_ex2;
cp_mix_steam=(4.3354*(Steam1+Steam2)+4.4958*(Steam_dr_ex1+Steam_dr_ex2))/(Steam1+Steam2+Steam_dr_ex1+
Steam_dr_ex2);
Steam_Mix_Temp=
(4.3354*TS*(Steam1+Steam2)+4.4958*200*(Steam_dr_ex1+Steam_dr_ex2))/(4.3354*(Steam1+Steam2)+4.4958*(Steam
_dr_ex1+Steam_dr_ex2));

QR2=Steam_Mix*cp_mix_steam*(Steam_Mix_Temp-(TR1+10));
TR2=(QR2+Whey_Vol*d*cp*TR1)/(Whey_Vol*d*cp);

DTm8=(((TR1+10)-TR1)-(Steam_Mix_Temp-TR2))/log(((TR1+10)-TR1)/(Steam_Mix_Temp-TR2));
A8=(Whey_Vol*d*cp*(TR2-TR1))/(U*DTm8)/3600; % Area of the heater (m^2)
NB_EX8=1;

while (A8>1000)
    NB_EX8=1+ NB_EX8;
    A8=(Whey_Vol*d*cp*(TR2-TR1))/(U*DTm8)/(3600*NB_EX8);
end

Cost_EX8=NB_EX8*exp(c3ex+c2ex*log(A8)+c1ex*((log(A8))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the Heat Exchanger ($)
lb_EX8=NB_EX8*0.05;

% Heating with Steam (E-110)

```







```

lb_Homog=0.3*N_Homog;

% B). Homogenizer Electricity

Homog_El_Cost=(Uo*t_hom*ty*Mixing_Mass_Vol*ce)/n_ag;

% <<<<<<<<<< CENTRIFUGATION (CF-102)

% A). Centrifugation Equipment

Yeast_cells=Micr_Biomass*(1-Lipids_cont);
Lipids=Micr_Biomass*Lipids_cont;
Centr_Permeate=Mixing_Mass-Yeast_cells;

Mixing_Mass_sec=Mixing_Mass/3600;           % Total mixing mass in kg/s
NB_Centr=1;                               % Number of the Dryes

Centr_C0=35000;                           % Base Cost in $
A0_Centr=0.4166;                           % Base capacity in kg/s

while (Mixing_Mass_sec> 15.277)
    NB_Centr=NB_Centr+1;
    Mixing_Mass_sec=Mixing_Mass/(3600*NB_Centr);
end

Centrifugation_Cost=NB_Dr*(Centr_C0*((Mixing_Mass_sec/A0_Centr)^(2/3)))*(CEPCI_2016/CEPCI_1987); % Cost of
the Centrifugation in $

lb_Centr= NB_Centr*0.25;

% B). Centrifugation Electricity consumption

v_centr=1500;                             % velocity of centrifuge in rpm
d_centr=1.5;                               % diameter of centrifuge in m
P_centr2=Mixing_Mass*(((3.14159*v_centr)/30)^2)*d_centr; % power of centrifuge in N
E_centr2=(P_centr2*d_centr)/(n_pump*3600000); % energy of centrifuge in kwh
Centrifuge_El2=E_centr2*ce*ty;            % Electricity consumption of centrifuge

% <<<<<<<<<< EVAPORATOR (EV-102)

Cp_hexane=2.26;                            % specifix heat enthalpy of hexane in kJ/(kg*C)
Cv_hexane=1.66;
Cp_mix=0.11*4.18*Cp_lipids+0.89*Cp_hexane; % specifix heat enthalpy of the mix in kJ/(kg*C)
T_vaphexane=30;                            % inlet temperature in hexane_evaporator
DH_vap_hexane=2757;                        % Latent heat vaporisation of hexane in environmetal pressure
U_vap_hexane=2;

Q_vap_hexane=(Hexane_Mass*DH_vap_hexane)/3600 ; % Heat of vaporisation of hexane in KW
A_vap_hexane=Q_vap_hexane/((TS-30)*U_vap_hexane) ; % Area of evaporation heat in m2
V0_vap_hexane=(Q_vap_hexane/DHs)*3600;     ; % Supply of fresh steam in kg/h

c1_vap_hexane=5.0238;
c2_vap_hexane=0.3475;
c3_vap_hexane=0.0703;

NB_vap_hexane=1;                           % Number of the Evaporators

while (A_vap_hexane>1000)

```

```

NB_vap_hexane=NB_vap_hexane+1;
A_vap_hexane=Q_vap_hexane/(NB_vap_hexane*(TS-T0)*U_vap_hexane);
end

Cost_steam3=ty*V0_vap_hexane*cs;
Cost_vap_hexane=NB_vap_hexane*10^(c1_vap_hexane+c2_vap_hexane*log10(A_vap_hexane)+c3_vap_hexane*((log10
(A_vap_hexane))^2))*(CEPCI_2016/CEPCI_2001); % cost of evaporators of hexane

Lant_Hexane=390+(T_vap_hexane*(1.66-Cp_hexane));
Q_cond=Lant_Hexane*(Hexane_Mass/3600);
Cond_water=Q_cond/(cp*(25-15));
Cond_water_cost=(Cond_water*3600)*ty*wat_cost;
DT_cond=(T_vap_hexane-15)-(T_vap_hexane-25)/log((T_vap_hexane-15)/(T_vap_hexane-25));

A_cond=(Q_cond/(U*DT_cond));
NB_cond=1;

while (A_vap_hexane>1000)
    NB_cond=NB_cond+1;
    A_cond=(Q_cond/(NB_cond*U*DT_cond));
end

Condenser_Cost=NB_cond*exp(c3ex+c2ex*log(A_cond)+c1ex*((log(A_cond))^2))*(CEPCI_2016/444.2); % Cost of the
Condenser ($)

Hexane_Evap_Cost=Cost_vap_hexane+Condenser_Cost;

lb_hex=0.3*NB_vap_hexane+0.05*NB_cond;

% ***** FINAL CALCULATIONS *****
% *****%

% <<<<<< FEED YEAST CELL COST

WL_Yeast_cells=0.22258*P; % Yeast Cells Produced per Year in kg
Yeast_cell_cost=0.55; % Yeast cell cost per kg

TYCC= WL_Yeast_cells*Yeast_cell_cost;

%<<<<<< DISPOSAL COST

Disposal_Cost=0.01; % Disposal Cost per kg
Disposals=Permeate_Rate; % Disposals in kg per h
TDC=Disposal_Cost*Disposals*ty;

%<<<<<<< LABOUR COST

LB1=lb_hex+lb_Centr+lb_Homog+lb_Mix_tank+lb_Wh_Centr+lb_dr_ex_cost2+lb_SDr+lb_Membr+lb_dftank+lb_Tot_UI
tr+lb_EX7+lb_EX8+lb_EX9+lb_ST+lb_dr_ex_cost1+lb_Dr+lb_Af+lb_EX4+lb_ht+lb_ex2+lb_ex1+lb_bt+lb_ferm;
LB=ceil(LB1); % Total Operators
Sal_LB=35000; % operator salary in $/year
TLC=4.5*LB*Sal_LB;

%<<<<<<<< EVAPORATOR

% Total Multiple Effects Costs

if (P<(5*(10^7)))

```

```

    MUL_EF_Cost = -9.629649721936180E-35*(P^4) + 1.031420842434500E-26*(P^3) - 6.853292233929350E-19*(P^2)
+ 1.43130000033930E+00*P - 5.193417876962320E-04 ;
else
    MUL_EF_Cost =1.4313*P;
end

% Cooling Costs

Tout=55;
Q_cooling=Mass_concentrate*cp*(Tout-20);
Wt_cooling=Q_cooling/(cp*((Tout-5)-15));
NB_cooling=1;
A_cooling=Q_cooling/(U*5);
while (A_cooling>1000)
    NB_cooling=NB_cooling+1;
    A_cooling=Q_cooling/(3600*U*5*NB_cooling);
end

Wt_cooling_Cost=Wt_cooling*wat_cost*ty;
Cooler_Cost=NB_cond*exp(c3ex+c2ex*log(A_cooling)+c1ex*((log(A_cooling))^2))*(CEPCI_2016/444.2);

% <<<<<<<<<<< TOTAL COSTS

Total_Equipment_Cost=Whey_Tank_Cost+(Whey_Centrifugation_Cost+Cost_EX7+Cost_EX8+Cost_EX9+Total_Cost_Ultra
af+Diafil_tank_Cost+Cost_memb+Dryer_Cost1+Cost_ex_dr_air2)+Cooler_Cost+Buffer_tanks_Cost+Equipment_Steriliza
tion_Cost+Cost_Vf+Cost_Ag+Cost_AC+Cost_EX4+Cost_Af+Dryer_Cost2+Cost_ex_dr_air1+Mix_tank_Cost+Cost_Homo
g+Centrifugation_Cost+Hexane_Evap_Cost;
Total_Utility_Cost=Centrifuge_El1+Cost_steam1+Cost_steam2+Cost_Elect_Ag+Cost_Elect_AC+Clean_Af+Cost_drying_
air
+Total_El_Dr_Cost2+Steam_dr_ex_cost1+CW_Cost+Homog_El_Cost+Centrifuge_El2+Total_Hexane_Cost+Cond_water
+Cost_steam3+( Cost_Supply+Clean_Ultr_cost+Diafil_wat_cost+Cost_El_Ultra+Cost_dr_air
+Steam_dr_ex_cost2+Total_El_Dr_Cost1)+Clean_memb+Wt_cooling_Cost;

CCF=1/3; % Critical Control Factor
Lf=5; % Lang Factor

TAC=CCF*Lf*Total_Equipment_Cost+Total_Utility_Cost+MUL_EF_Cost +TYCC+TDC+TLC;

% Protein Production Cost

Protein_Equip_Cost=Whey_Centrifugation_Cost+Cost_EX7+Cost_EX8+Cost_EX9+Total_Cost_Ultra+Diafil_tank_Cost+
Cost_memb+Dryer_Cost1+Cost_ex_dr_air2;
Protein_Utility_Cost=Centrifuge_El1+Cost_Supply+Clean_Ultr_cost+Diafil_wat_cost+Cost_El_Ultra+Cost_dr_air
+Steam_dr_ex_cost2+Total_El_Dr_Cost2+Clean_memb;
Protein_LB_Cost=4.5*(lb_ST+lb_Wh_Centr+lb_EX7+lb_EX8+lb_EX9+lb_Tot_Ultr+lb_dftank+lb_SDr+lb_dr_ex_cost2+lb_
Membr)*Sal_LB;

Total_Protein_Cost=CCF*Lf*(Protein_Equip_Cost)+Protein_Utility_Cost+Protein_LB_Cost;
YPP=Protein_powder*ty;

% Lipid Production Cost

Yeast_Cell_SP=0.275; % yeast cell selling price without lipids in $/kg
Total_Cell_Revenues=Yeast_Cell_SP*Yeast_cells*ty;
Total_Lipid_Cost=TAC-Total_Protein_Cost-Total_Cell_Revenues;

Lipid_Equip_Cost=Total_Equipment_Cost+(0.21*MUL_EF_Cost)-Protein_Equip_Cost;

end

```

## II.2) Κώδικας GAMS (Multiple effect) - Ομορροής

```

***** Design a multi-effect forced circulation evaporator *****

**** i = number of effects *****
SETS i /1*2/;

***** PARAMETERS *****

**** initial requirements *****
SCALAR w0 mass fraction of solute in feed stream /0.037/;
SCALAR L0 flowrate of process stream in kg per h /222380/;

**** inlet parameters *****
SCALAR CpL0 heat capacity of liquid in kJ per kg per degC in 20degC /4.182/;
SCALAR DHv0 enthalpy of vaporization at 0degC in kJ per kg /2508/;
SCALAR T0 feed temperature of process steam in degC /99.63/;
SCALAR cs cost of steam /0.00945/;
SCALAR TS /160/;

**** condenser constants *****
SCALAR UC overall heat transfer coeff. for condenser in kJ per (h m2 degC) /3600/;
SCALAR Twin cooling water initial temperature in degC /25/;
SCALAR cw cooling water price in $ per kg /0.000177/;

**** economic constants *****
SCALAR c1vap economic-constant for forced circulation evaporator /5.0238/;
SCALAR c2vap economic-constant for forced circulation evaporator /0.3475/;
SCALAR c3vap economic-constant for forced circulation evaporator /0.0703/;

SCALAR c1ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /4.3247/;
SCALAR c2ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /-0.3030/;
SCALAR c3ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /0.1634/;

**** design requirements *****
SCALAR ty evaporator hours of operation per year /7920/;
SCALAR CCF capital charge factor
SCALAR LF lang factor /5/;

SCALAR CECPI_2016 chemical engineering cost capital index /541.7/;
SCALAR CECPI_2001 chemical engineering cost capital index /397.0/;

CCF=1/3;

***** VARIABLES *****

POSITIVE VARIABLES

**** evaporator variables *****
U(i) overall heat transfet coefficient in kJ per(h m2 deg C),
CpLS heat capacity of steam liquid in kJ per kg per degC,
CpVS heat capacity of steam vapor in kJ per kg per degC,
CpL(i) heat capacity of liquid in kJ per kg per degC,
CpV(i) heat capacity of vapour in kJ per kg per degC,
PS steam pressure in bar,
T(i) temperature in evaporator i in degC,
BPE(i) boiling point elevation in deqC,
TW(i) temperature of solute,
L(i) liquid product stream flowrate-evaporator i,
V(i) vapour product stream flowrate-evaporator i,
w(i) m.f of solute in liquid product stream i,
V0 steam flowrate in evaporator 1,
Q(i) heat transfered in kJ per h,
P(i) saturated steam pressure developed from every effect in bar,
A(i) area of heat exchanger in evaporator i in m2,

```

```

SE  steam economy,

***** Condenser variables *****
Twout outlet tempaure of cooling water in degC,
LW  water flowrate in condenser,
AC  area of heat exchanger in condenser in m2,
DTLM mean logarithmic temperature in condenser,
QC  heat transfered in kJ per h,

***** Cost variables *****
TWC total annual water cost in $ per year,
CC  condenser cost in $,
EC(i) evaporator cost in $,
TEC triple evaporator cost in $,
TAS total annual steam cost in $ per year,
TAC total annual cost in $;

VARIABLES
ObjFun objective function in kg per h;

***** EQUATIONS *****

EQUATIONS

***** evaporators equations *****
OVERALL_HT_TRANSFER overall heat transfet coefficient
ST_LIQ_CAPACITY  steam liquid capacity
ST_VAP_CAPACITY  steam vapor capacity
LIQ_CAPACITY(i)  liquid capacity
VAP_CAPACITY(i)  vapor capacity
ENTH_BAL(i)      overall enthalpy balance
ENTH_BAL_STEAM(i) steam enthalpy balance
MASS_BAL(i)      overall mass balance
MASS_BAL_SOLUTE(i) solute mass balance
HEAT_EXCHANGE(i) heat exchanger
BP_ELEV(i)       boiling point elevation
TEMP_SOLUTE(i)   temperature of solute
PRESSURE_EQ(i)   pressure equation
STEAM_PRESSURE   steam pressure equation
STEAM_ECONOMY    steam economy

***** constraints equations *****
CONSTRAINT1(i)   constraint on temperatures
CONSTRAINT2      constraint on temperatures
CONSTRAINT3      constraint on final concentration
CONSTRAINT4      constraint on steam temperature
CONSTRAINT5      constraint on outlet temperature of condenser

***** condenser equations *****
COND_ENTH_BAL    enthalpy balance in condenser
WATER_ENTH_BAL   enthalpy balance in condenser
COND_LOG_MEAN_TEMP logarithmic mean temperature difference
COND_HEAT_EXCHANGE heat exchange
WATER_COST       total annual water cost

***** cost equations *****
EVAPORATOR_COST(i) evaporator cost
TRIPLE_EVAPORATOR_COST total evaporators cost
COND_COST        condenser cost
STEAM_COST       total annual steam cost
TOTAL_ANNUAL_COST total annual cost
COST_ESTIMATION  cost estimation;

OVERALL_HT_TRANSFER(i).. U(i) =E= 3600*(5+0.25*(T(i-1)-T(i)))$(ORD(i) gt 1)+3600*(5+0.25*(TS-
T(i)))$(ORD(i) eq 1);
ENTH_BAL(i).. L(i-1)*CpL(i-1)*T(i-1)$(ORD(i) gt 1) + L0*CpL0*TO$(ORD(i) eq 1)+Q(i)=E=

```

```

L(i)*CpL(i)*T(i)+V(i)*(CpV(i)*T(i)+ DHv0);
MASS_BAL(i)..      L(i)+V(i) =E= L(i-1)$ (ORD(i) gt 1) + L0$(ORD(i) eq 1);
MASS_BAL_SOLUTE(i).. L(i)*w(i) =E= L(i-1)*w(i-1)$ (ORD(i) gt 1) + L0*w0$(ORD(i) eq 1);

ST_LIQ_CAPACITY..   CpLS =E= (4.53798e-10)*(TS**4)-(1.23879e-7)*(TS**3)+(2.12181e-5)*(TS**2)-
0.001106126*TS+4.19607824;
ST_VAP_CAPACITY..   CpVS =E= (9.90804e-8)*(TS**3)+(1.73078e-6)*(TS**2)-
0.000590761*TS+1.852534828;
LIQ_CAPACITY(i)..   CpL(i) =E= (4.53798e-10)*(TW(i)**4)-(1.23879e-7)*(TW(i)**3)+(2.12181e-
5)*(TW(i)**2)-0.001106126*TW(i)+4.19607824;
VAP_CAPACITY(i)..   CpV(i) =E= (9.90804e-8)*(TW(i)**3)+(1.73078e-6)*(TW(i)**2)-
0.000590761*TW(i)+1.852534828;
ENTH_BAL_STEAM(i).. Q(i) =E= V(i-1)*((CpV(i-1)-CpL(i-1))*TW(i-1)+ DHv0)$ (ORD(i) gt 1) +
V0*((CpVS-CpLS)*TS+ DHv0)$ (ORD(i) eq 1);
HEAT_EXCHANGE(i)..  Q(i) =E= A(i)*U(i)*(TW(i-1)-T(i))$ (ORD(i) gt 1) + A(i)*U(i)*(TS-T(i))$ (ORD(i)
eq 1);
BP_ELEV(i)..        BPE(i) =E= 0.33*exp(4*w(i));
TEMP_SOLUTE(i)..    TW(i) =E= T(i)-BPE(i);
PRESSURE_EQ(i)..    P(i) =E= (6.62263E-06)*(TW(i)**3) - 0.001498416*(TW(i)**2) +
0.131734801*TW(i) - 3.734675534;
STEAM_PRESSURE..    PS =E= (6.62263E-06)*(TS**3) - 0.001498416*(TS**2) + 0.131734801*TS -
3.734675534;
CONSTRAINT1(i)..    T(i) =L= T(i-1)$ (ORD(i) gt 1) + TSS$(ORD(i) eq 1);
CONSTRAINT2..       TW('1) =E= 99.63;
CONSTRAINT3..       w('2) =E= 0.2157;
CONSTRAINT4..       TS =G= T('1)+10;
CONSTRAINT5..       T('2) =G= Twout+5;
EVAPORATOR_COST(i).. EC(i) =E= 1.02*(10**(c1vap+c2vap*log10(A(i))+
c3vap*(log10(A(i))**2)))*(CECPI_2016/CECPI_2001);
TRIPLE_EVAPORATOR_COST.. TEC =E= sum(i,EC(i));
STEAM_ECONOMY..     SE =E= sum(i,V(i))/V0;
COND_ENTH_BAL..     QC =E= V('2)*((CpV('2)-CpL('2))*TW('2)+DHv0);
WATER_ENTH_BAL..    QC =E= LW*CpL0*(Twout-Twin);
COND_LOG_MEAN_TEMP.. DTLM =E= ((TW('2)-Twin)-(TW('2)-Twout))/LOG10((TW('2)-
Twin)/(TW('2)-Twout));
COND_HEAT_EXCHANGE.. QC =E= AC*UC*DTLM;
WATER_COST..        TWC =E= ty*LW*cw;
COND_COST..         CC =E= (10**(c1ex+c2ex*log10(AC)+
c3ex*(log10(AC)**2)))*(CECPI_2016/CECPI_2001);
STEAM_COST..        TAS =E= ty*V0*cs;
TOTAL_ANNUAL_COST.. TAC =E= CCF*LF*(TEC+CC)+TAS+TWC;
COST_ESTIMATION..   ObjFun =E= TAC;

MODEL MULTIPLE_EFFECT_EVAPORATOR /ALL/;

***** BOUNDARIES *****

Twout.LO=30.001; Twout.UP=99.63;
CpLS.LO=4.00; CpLS.UP=6.00;
CpVS.LO=1.50; CpVS.UP=4.00;
CpL.LO(i)=4.00; CpL.UP(i)=6.00;
CpV.LO(i)=1.50; CpV.UP(i)=4.00;
TW.LO(i)=50; TW.UP(i)=120;
P.LO(i)=0.01; P.UP(i)=35;
L.LO(i)=1; L.UP(i)=222380;
V.LO(i)=1; V.UP(i)=222380;
V0.LO=0.1; V0.UP=222380;
w.LO(i)=0.037; w.UP(i)=0.2157;
A.LO(i)=4; A.UP(i)=1000;
AC.LO=10; AC.UP=1000;

OPTIONS NLP=CONOPT4;
SOLVE MULTIPLE_EFFECT_EVAPORATOR USING NLP MINIMIZING ObjFun ;

```



### II.3) Κώδικας GAMS (Multiple effect) - Αντιπροής

```

***** Design a multi-effect forced circulation evaporator *****

**** i = number of effects *****
SETS i /1*2/;

***** PARAMETERS *****

**** initial requirements *****
SCALAR w0 mass fraction of solute in feed stream /0.037/;
SCALAR L0 flowrate of process stream in kg per h /222380/;

**** inlet parameters *****
SCALAR CpL0 heat capacity of liquid in kJ per kg per degC in 20degC /4.182/;
SCALAR DHv0 enthalpy of vaporization at 0degC in kJ per kg /2508/;
SCALAR TS temperature of steam in degC /160/;
SCALAR cs cost of steam in $ per kg /0.00945/;

**** condenser constants *****
SCALAR UC overall heat transfer coeff. for condenser in kJ per (h m2 degC) /3600/;
SCALAR Twin cooling water initial temperature in degC /25/;
SCALAR cw cooling water price in $ per kg /0.000177/;

**** economic constants *****
SCALAR c1vap economic-constant for forced circulation evaporator /5.0238/;
SCALAR c2vap economic-constant for forced circulation evaporator /0.3475/;
SCALAR c3vap economic-constant for forced circulation evaporator /0.0703/;

SCALAR c1ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /4.3247/;
SCALAR c2ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /-0.3030/;
SCALAR c3ex economic-constant for condenser (heat exchanger-fixed tube) /0.1634/;

**** design requirements *****
SCALAR ce electricity cost in $ per kwh /0.06/;
SCALAR ty evaporator hours of operation per year /7920/;
SCALAR CCF capital charge factor
SCALAR LF lang factor /5/;

SCALAR CECPI_2016 chemical engineering cost capital index /541.7/;
SCALAR CECPI_2001 chemical engineering cost capital index /397.0/;

CCF=1/3;

***** VARIABLES *****

POSITIVE VARIABLES

**** evaporator variables *****
U(i) overall heat transfer coefficient in kJ per (h m2 deg C),
CpLS heat capacity of steam liquid in kJ per kg per degC,
CpVS heat capacity of steam vapor in kJ per kg per degC,
CpL(i) heat capacity of liquid in kJ per kg per degC,
CpV(i) heat capacity of vapour in kJ per kg per degC,
PS steam pressure in bar,
T(i) temperature in evaporator i in degC,
BPE(i) boiling point elevation in degC,
TW(i) temperature of solute,
L(i) liquid product stream flowrate-evaporator i,
V(i) vapour product stream flowrate-evaporator i,
w(i) m.f of solute in liquid product stream i,
V0 steam flowrate in evaporator 1,
Q(i) heat transfered in kJ per h,
P(i) saturated steam pressure developed from every effect in bar,
A(i) area of heat exchanger in evaporator i in m2,

```

```

SE  steam economy,

***** Condenser variables *****
Twout outlet tempaure of cooling water in degC,
LW  water flowrate in condenser,
AC  area of heat exchanger in condenser in m2,
DTLM mean logarithmic temperature in condenser,
QC  heat transfered in kJ per h,

***** Cost variables *****
TWC total annual water cost in $ per year,
CC  condenser cost in $,
TELC total electricity cost in $ per year ,
EC(i) evaporator cost in $,
TEC triple evaporator cost in $,
TAS total annual steam cost in $ per year,
TAC total annual cost in $;

VARIABLES
ObjFun objective function in kg per h;

***** EQUATIONS*****

EQUATIONS

***** evaporators equations *****
OVERALL_HT_TRANSFER overall heat transfer
ST_LIQ_CAPACITY  steam liquid capacity
ST_VAP_CAPACITY  steam vapor capacity
LIQ_CAPACITY(i)  liquid capacity
VAP_CAPACITY(i)  vapor capacity
ENTH_BAL(i)      overall enthalpy balance
ENTH_BAL_STEAM(i) steam enthalpy balance
MASS_BAL(i)      overall mass balance
MASS_BAL_SOLUTE(i) solute mass balance
HEAT_EXCHANGE(i) heat exchanger
BP_ELEV(i)       boiling point elevation
TEMP_SOLUTE(i)  temperature of solute
PRESSURE_EQ(i)  pressure equation
STEAM_PRESSURE  steam pressure equation
STEAM_ECONOMY   steam economy

***** constraints equations *****
CONSTRAINT1(i)  constraint on temperatures
CONSTRAINT2     constraint on temperatures
CONSTRAINT3     constraint on final concentration
CONSTRAINT4     constraint on steam temperature
CONSTRAINT5     constraint on outlet temperature of condenser

***** condenser equations *****
COND_ENTH_BAL   enthalpy balance in condenser
WATER_ENTH_BAL  enthalpy balance in condenser
COND_LOG_MEAN_TEMP logarithmic mean temperature difference
COND_HEAT_EXCHANGE heat exchange
WATER_COST      total annual water cost

***** cost equations *****
EVAPORATOR_COST(i)  evaporator cost
TRIPLE_EVAPORATOR_COST total evaporators cost
PUMP_ENERGY
COND_COST           condenser cost
STEAM_COST          total annual steam cost
TOTAL_ANNUAL_COST  total annual cost
COST_ESTIMATION    cost estimation;

OVERALL_HT_TRANSFER(i).. U(i) =E= 3600*(5+0.25*(T(i-1)-T(i)))$(ORD(i) gt 1)+3600*(5+0.25*(TS-
T(i)))$(ORD(i) eq 1);

```

```

ENTH_BAL(i)..      L(i+1)*CpL(i+1)*T(i+1)$ (ORD(i) lt 2) + L0*CpL0*TW('2')$ (ORD(i) eq 2)+Q(i)=E=
L(i)*CpL(i)*T(i)+V(i)*(CpV(i)*T(i)+ DHv0);
MASS_BAL(i)..      L(i)+V(i) =E= L(i+1)$ (ORD(i) lt 2) + L0$ (ORD(i) eq 2);
MASS_BAL_SOLUTE(i).. L(i)*w(i) =E= L(i+1)*w(i+1)$ (ORD(i) lt 2)+ L0*w0$ (ORD(i) eq 2);

ST_LIQ_CAPACITY..  CpLS =E= (4.53798e-10)*(TS**4)-(1.23879e-7)*(TS**3)+(2.12181e-5)*(TS**2)-
0.001106126*TS+4.19607824;
ST_VAP_CAPACITY..  CpVS =E= (9.90804e-8)*(TS**3)+(1.73078e-6)*(TS**2)-
0.000590761*TS+1.852534828;
LIQ_CAPACITY(i)..  CpL(i) =E= (4.53798e-10)*(TW(i)**4)-(1.23879e-7)*(TW(i)**3)+(2.12181e-
5)*(TW(i)**2)-0.001106126*TW(i)+4.19607824;
VAP_CAPACITY(i)..  CpV(i) =E= (9.90804e-8)*(TW(i)**3)+(1.73078e-6)*(TW(i)**2)-
0.000590761*TW(i)+1.852534828;
ENTH_BAL_STEAM(i).. Q(i) =E= V(i-1)*((CpV(i-1)-CpL(i-1))*TW(i-1)+ DHv0)$ (ORD(i) gt 1) +
V0*((CpVS-CpLS)*TS+ DHv0)$ (ORD(i) eq 1);
HEAT_EXCHANGE(i).. Q(i) =E= A(i)*U(i)*(TW(i-1)-T(i))$ (ORD(i) gt 1) + A(i)*U(i)*(TS-T(i))$ (ORD(i)
eq 1);
BP_ELEV(i)..       BPE(i) =E= 0.33*exp(4*w(i));
TEMP_SOLUTE(i)..   TW(i) =E= T(i)-BPE(i);
PRESSURE_EQ(i)..   P(i) =E= (6.62263E-06)*(TW(i)**3) - 0.001498416*(TW(i)**2) +
0.131734801*TW(i) - 3.734675534;
STEAM_PRESSURE..   PS =E= (6.62263E-06)*(TS**3) - 0.001498416*(TS**2) + 0.131734801*TS -
3.734675534;
CONSTRAINT1(i)..   T(i) =L= T(i-1)$ (ORD(i) gt 1) + TS$ (ORD(i) eq 1);
CONSTRAINT2..      TW('1') =E= 99.63;
CONSTRAINT3..      w('1') =E= 0.2157;
CONSTRAINT4..      TS =G= T('1')+10;
CONSTRAINT5..      T('2') =G= Twout+5;
EVAPORATOR_COST(i).. EC(i) =E= 1.01*((10**(c1vap+c2vap*log10(A(i))+
c3vap*(log10(A(i))**2))))*(CECPI_2016/CECPI_2001);
TRIPLE_EVAPORATOR_COST.. TEC =E= sum(i,EC(i));
STEAM_ECONOMY..    SE =E= sum(i,V(i))/V0;
COND_ENTH_BAL..    QC =E= V('2')*((CpV('2')-CpL('2'))*TW('2')+DHv0);
WATER_ENTH_BAL..   QC =E= LW*CpL0*(Twout-Twin);
COND_LOG_MEAN_TEMP.. DTLM =E= ((TW('2')-Twin)-(TW('2')-Twout))/LOG10((TW('2')-
Twin)/(TW('2')-Twout));
COND_HEAT_EXCHANGE.. QC =E= AC*UC*DTLM;
PUMP_ENERGY..      TELC =E= 0.036*(L('2')*(P('1')-P('2')))*ty*ce;
WATER_COST..       TWC =E= ty*LW*cw;
COND_COST..        CC =E= (10**(c1ex+c2ex*log10(AC))+
c3ex*(log10(AC)**2))* (CECPI_2016/CECPI_2001);
STEAM_COST..       TAS =E= ty*V0*cs;
TOTAL_ANNUAL_COST.. TAC =E= CCF*LF*(TEC+CC)+TAS+TWC+TELC;
COST_ESTIMATION..  ObjFun =E= TAC;

MODEL MULTIPLE_EFFECT_EVAPORATOR /ALL/;

***** BOUNDARIES *****

Twout.LO=30.001; Twout.UP=99.63;
CpLS.LO=4.00; CpLS.UP=6.00;
CpVS.LO=1.50; CpVS.UP=4.00;
CpL.LO(i)=4.00; CpL.UP(i)=6.00;
CpV.LO(i)=1.50; CpV.UP(i)=4.00;
TW.LO(i)=50; TW.UP(i)=100;
P.LO(i)=0.01; P.UP(i)=35;
L.LO(i)=1; L.UP(i)=222380;
V.LO(i)=1; V.UP(i)= 222380;
V0.LO=0.1; V0.UP=222380;
w.LO(i)=0.037; w.UP(i)=0.2157;
A.LO(i)=1; A.UP(i)=1000;
AC.LO=1; AC.UP=1000;

OPTIONS NLP=CONOPT4;
SOLVE MULTIPLE_EFFECT_EVAPORATOR USING NLP MINIMIZING ObjFun ;

```

#### Π.4) Πίνακας DCF ANALYSIS (Παράδειγμα)

Στον παρακάτω πίνακα παρατηρείται ένα παράδειγμα DCF analysis πίνακα βάσει του οποίου βρήκαμε την ελάχιστη τιμή πώλησης πρωτεϊνών για την 2<sup>η</sup> τεχνική και ετήσια παραγωγή 10ktn/y. Οι τιμές αναφέρονται σε \$.

Year	FCI	TCI	Production Cost	Revenues	Depriciation	Net Profit	Cash Flow (CF)	Cumulated Cash Flow (CCF)	Present Value (PV)	Net Present Value (NPV)
1	2,21E+07	2,32E+07	-	-	-	-	-2,32E+07	-2,32E+07	-2,11E+07	-2,11E+07
2	1,66E+08	1,74E+08	-	-	-	-	-1,74E+08	-1,97E+08	-1,44E+08	-1,65E+08
3	8,85E+07	9,29E+07	-	-	-	-	-9,29E+07	-2,90E+08	-6,98E+07	-2,35E+08
4	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	3,95E+07	5,15E+07	5,15E+07	-2,39E+08	3,52E+07	-2,00E+08
5	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	6,77E+07	7,97E+07	7,97E+07	-1,59E+08	4,95E+07	-1,50E+08
6	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	4,84E+07	6,04E+07	6,04E+07	-9,87E+07	3,41E+07	-1,16E+08
7	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	3,45E+07	4,65E+07	4,65E+07	-5,22E+07	2,39E+07	-9,22E+07
8	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	2,47E+07	3,67E+07	3,67E+07	-1,55E+07	1,71E+07	-7,51E+07
9	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	2,47E+07	3,67E+07	3,67E+07	2,12E+07	1,55E+07	-5,96E+07
10	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	2,47E+07	3,67E+07	3,67E+07	5,78E+07	1,41E+07	-4,54E+07
11	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	1,23E+07	2,43E+07	2,43E+07	8,22E+07	8,53E+06	-3,69E+07
12	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	9,42E+07	3,82E+06	-3,31E+07
13	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,06E+08	3,48E+06	-2,96E+07
14	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,18E+08	3,16E+06	-2,64E+07
15	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,30E+08	2,87E+06	-2,36E+07
16	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,42E+08	2,61E+06	-2,09E+07
17	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,54E+08	2,37E+06	-1,86E+07
18	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,66E+08	2,16E+06	-1,64E+07
19	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,78E+08	1,96E+06	-1,45E+07
20	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	1,90E+08	1,78E+06	-1,27E+07
21	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,02E+08	1,62E+06	-1,10E+07
22	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,14E+08	1,47E+06	-9,57E+06
23	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,26E+08	1,34E+06	-8,23E+06
24	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,38E+08	1,22E+06	-7,02E+06
25	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,50E+08	1,11E+06	-5,91E+06
26	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,62E+08	1,01E+06	-4,90E+06
27	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,74E+08	9,15E+05	-3,99E+06
28	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,86E+08	8,32E+05	-3,15E+06
29	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	2,98E+08	7,56E+05	-2,40E+06
30	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	3,10E+08	6,88E+05	-1,71E+06
31	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	3,22E+08	6,25E+05	-1,09E+06
32	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	3,34E+08	5,68E+05	-5,17E+05
33	-	-	1,33E+08	1,5190E+08	-	1,20E+07	1,20E+07	3,46E+08	5,17E+05	2,94E-01