



ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ

Εργαστήριο Ατμοκινητήρων & Λεβήτων

Τομέας Θερμότητας της Σχολής Μηχανολόγων Μηχανικών

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ

**«ΤΕΧΝΟ-ΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΜΕΛΕΤΗ
ΒΙΟΔΙΥΛΙΣΤΗΡΙΟΥ»**

Του Φοιτητή

Κουγιουμτζής Μιχαήλ-Αλέξανδρος

Επιβλέπων

Καρέλλας Σωτήριος, Επίκουρος Καθηγητής

Σχολή Μηχανολόγων Μηχανικών, ΕΜΠ

Αθήνα, Απρίλιος 2014

Σύνοψη

Σκοπός της παρούσας διπλωματικής εργασίας είναι η τεchnο-οικονομική μελέτη ενός βιοδιυλιστηρίου. Δηλαδή, εξετάζεται η οικονομική βιωσιμότητα μιας εγκατάστασης που μετατρέπει τη βιομάζα, με μια αλληλουχία από διεργασίες, σε αεροπορικά καύσιμα (Jet Fuel). Οι κυριότερες μέθοδοι μετατροπής της βιομάζας είναι η θερμοχημική και η βιοχημική. Στην παρούσα διπλωματική εξετάστηκαν τρία θερμοχημικά σενάρια. Το ένα βασίστηκε στη Fischer-Tropsch (FT) Σύνθεση και τα άλλα δύο στην Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών (MAS). Στα σενάρια Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών χρησιμοποιήθηκαν δύο διαφορετικοί καταλύτες καθώς και διαφορετικές διεργασίες αναβάθμισης των αλκοολών σε Jet καύσιμο. Ο ένας καταλύτης είναι τροποποιημένος FT (Mod-FT) και ο άλλος τροποποιημένος καταλύτης μεθανόλης (Mod-MeOH). Αφού μοντελοποιήθηκαν οι διεργασίες των εξεταζόμενων σεναρίων στο Aspen Plus, κοστολογήθηκε ο χρησιμοποιούμενος εξοπλισμός. Αφού υπολογίστηκε το απαιτούμενο κόστος κεφαλαίου της επένδυσης καθώς και τα λειτουργικά κόστη του κάθε σεναρίου, διεξάχθηκε ανάλυση χρηματοροών από την οποία υπολογίστηκε η ελάχιστη τιμή πώλησης του jet καυσίμου (MJFSP) προκειμένου η Καθαρά Παρούσα Αξία της εγκατάστασης να είναι ίση με μηδέν. Επιπλέον συγκρίθηκαν τα θερμοχημικά σενάρια με δύο βιοχημικές μεθόδους μετατροπής βιομάζας σε jet καύσιμο. Η μια βασίζεται στη ζύμωση σε αιθανόλη και η άλλη στη ζύμωση σε βουτανόλη.

Abstract

The work undertaken within this thesis is focused on a techno-economical evaluation of a biorefinery. The economical feasibility of a facility that converts biomass into aviation fuels (Jet Fuel) under different processes is examined. The main pathways of converting biomass into biofuels are thermochemical and biochemical pathways. On the current thesis, three thermochemical cases were examined. The first one is based on Fischer-Tropsch (FT) Synthesis whereas the other two are based on Mixed Alcohol Synthesis (MAS). At MAS cases, two different catalysts were used along with different upgrading processes of alcohols to Jet Fuel. One catalyst is a modified FT (Mod-FT) whereas the other catalyst used is a modified methanol (Mod-MeOH). After modeling the whole processes of each case in Aspen Plus, a cost estimation of each equipment was held. Firstly, the Total Capital Investment was calculated along with the Operational Costs of each process for every case. In addition, a DCFROR Analysis was held in order to calculate the Minimum Jet Fuel Selling Price (MJFSP) for which the Net Present Value of the biorefinery equals to zero. Moreover, the thermochemical cases were compared with two biochemical cases of biomass conversion to Jet Fuels. The first case depends on ethanol fermentation whereas the other one on butanol fermentation.

Ευχαριστίες:

Θα ήθελα να ευχαριστήσω τον Επίκουρο καθηγητή Ε.Μ.Π. κ. Καρέλλα Σ. για τη δυνατότητα που μου παρείχε να ασχοληθώ με την παρούσα διπλωματική εργασία και την επίβλεψη της, καθώς και τον επιβλέποντα Δρ. Πανόπουλο Κ. για τις πολύτιμες συμβουλές και βοήθεια που προσέφερε ώστε να έλθει εις πέρας. Επίσης θα ήθελα να ευχαριστήσω θερμά τον υποψήφιο Διδάκτορα κ. Ατσόνιο Κ. για την άψογη συνεργασία και τη μείζονος σημασίας βοήθεια του για την εκπόνηση της παρούσας διπλωματικής εργασίας καθώς και για την υπομονή του. Ευχαριστώ θερμά τους υποψήφιους διδάκτορες κ. Χριστοδούλου Χ. και κ. Κουτσούμπα Ε. για τις συμβουλές τους. Επιπλέον, θα ήθελα να ευχαριστήσω το Ε.Κ.Ε.Τ.Α. και τους εργαζομένους του για την βοήθεια και στήριξη που μου παρείχαν κατά την εκπόνηση της διπλωματικής εργασίας. Τέλος θα ήθελα να ευχαριστήσω ιδιαιτέρως τους φίλους μου: Νικηφοράκη Ι., Τσέκο Χρ., Σωπασουδάκη Κ., Καφαράκη Σπ., Κωνσταντινίδη Μ., Μόσχο Γ. και την οικογένεια μου για την στήριξη τους κατά τη διάρκεια συγγραφής της παρούσας διπλωματικής.

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

1.	ΕΙΣΑΓΩΓΗ	1
1.1.	Τι είναι τα βιοκαύσιμα.....	2
1.2.	Γιατί αεροπορικά καύσιμα από βιομάζα.....	3
2.	Περιγραφή των υπό εξέταση συστημάτων.....	9
2.1.	Θερμοχημικά Σενάρια	9
2.1.1.	Fischer- Tropsch Σύνθεση	17
2.1.2.	Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών.....	19
2.2.	Βιοχημικά Σενάρια.....	25
2.2.1.	Ζύμωση Αιθανόλης.....	25
2.2.2.	Ζύμωση Βουτανόλης (ABE).....	27
3.	Μεθοδολογία Οικονομικής Αξιολόγησης	29
3.1.	Υπολογισμός κόστους εξοπλισμού εγκατάστασης.....	29
3.2.	Δείκτες Κόστους.....	29
3.3.	Μέθοδος Υπολογισμού Συνολικής Επένδυσης Κεφαλαίου (Total Capital Investment –TCI)	30
3.3.1.	Άμεσα Κόστη.....	31
3.3.2.	Έμμεσα Κόστη.....	33
3.3.3.	Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	33
3.4.	Λειτουργικά Κόστη.....	35
3.4.1.	Σταθερά Λειτουργικά Κόστη.....	35
3.4.2.	Μεταβλητά Λειτουργικά Έξοδα.....	36
3.5.	Ανάλυση Χρηματοροών.....	39
3.5.1.	Βασικοί Οικονομικοί Όροι	39
3.5.2.	Συντελεστής Απόδοσης Ανηγμένης Χρηματοροής (Discounted Cash Flow Rate of Return-DCFROR) .	40
3.5.3.	Απόσβεση	42
4.	Αναλυτική Κοστολόγηση Συγκεκριμένων Εξοπλισμών	45
4.1.	Επιλογή Διεργασίας Διαχωρισμού και Κοστολόγηση.....	45
4.2.	Κοστολόγηση Αντιδραστήρων	49
4.3.	Κοστολόγηση Συστήματος Απομάκρυνσης Όξινων Συστατικών Αερίου Σύνθεσης	50
5.	Αποτελέσματα	53
5.1.	Μοντελοποίηση των διεργασιών - αποτελέσματα	53

5.2.	Οικονομική Ανάλυση	59
5.2.1.	Θερμοχημικά Σενάρια 864 τόνοι/μέρα Βιομάζα	59
5.2.2.	Επίδραση τιμής πώλησης gasoline	65
5.2.3.	Επίδραση του μεγέθους της εγκατάστασης	65
5.2.4.	Βιοχημικά Σενάρια και Θερμοχημικό Mod-MeOH Σενάριο 2000 Τόνοι/μέρα Βιομάζα	66
5.3.	Ανάλυση Ευαισθησίας	68
5.4.	Προηγούμενες Μελέτες Πάνω σε Τιμές Βιοκαυσίμων	72
5.5.	Εξέταση εκμετάλλευσης και διάθεσης των ενδιάμεσων προϊόντων	75
6.	Συμπεράσματα	78
7.	Μελλοντική Εργασία	81
8.	Βιβλιογραφία	82
Παραρτήματα.....		89
Παράρτημα Α : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού.....		89
Παράρτημα Β : Ανάλυση Χρηματοροών DCFROR		105
Παράρτημα Γ : Συνοπτικά Κόστη Κάθε Σεναρίου		113

1. ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Οι ολοένα αυξανόμενες ενεργειακές ανάγκες σε παγκόσμιο επίπεδο οδηγούν σε αυξημένη αξιοποίηση κοιτασμάτων ορυκτών καυσίμων, λιθάνθρακα, πετρελαίου και φυσικού αερίου. Σύμφωνα με το Παγκόσμιο Ενεργειακό Συμβούλιο [1], το 82% των ενεργειακών αναγκών παγκοσμίως, καλύπτεται από αυτά. Η χρήση τέτοιων πηγών ενέργειας έχει αντίκτυπο και στο περιβάλλον αφού αυξάνουν τις εκπομπές ρύπων του φαινομένου του θερμοκηπίου, μολύνουν την ατμόσφαιρα, προκαλούν όξινη βροχή κλπ. Σύμφωνα με τα παραπάνω και δεδομένου ότι τα αποθέματα των ορυκτών καυσίμων δεν είναι απεριόριστα στη Γη, η αναζήτηση και ανάπτυξη βιώσιμων διαδικασιών για την κάλυψη των τεράστιων ενεργειακών αναγκών παγκοσμίως είναι επιτακτική. Επίσης, πέρα από την χρήση για ενεργειακούς σκοπούς, το πετρέλαιο αποτελεί τη βάση για την παραγωγή αναρίθμητων υλικών και πετροχημικών προϊόντων όπως πλαστικά, χρώματα, ρούχα κ.α. που έχουν πια αναπόσπαστο ρόλο στη καθημερινή ζωή των ανθρώπων. Σύγχρονες μελέτες προειδοποιούν ότι σύμφωνα με τους σημερινούς ρυθμούς εκμετάλλευσης των συμβατικών καυσίμων, τα αποθέματα αυτών προβλέπεται να εξαντληθούν στα επόμενα 218 χρόνια για το κάρβουνο, 41 χρόνια για το πετρέλαιο και 63 χρόνια για το φυσικό αέριο [2].

Το παράδοξο όμως είναι ότι ενώ οι ρυθμοί εκμετάλλευσης του πετρελαίου και των ορυκτών καυσίμων είναι οι υψηλότεροι που υπήρξαν έως τώρα, τα αποθέματα πετρελαίου έχουν μείνει σταθερά τα τελευταία 40 χρόνια [3]. Ο λόγος είναι επειδή συνεχώς ανακαλύπτονται νέες πηγές ορυκτών καυσίμων. Αυτές οι νέες «πηγές» ανακαλύπτονται ολοένα και σε πιο δύσβατα μέρη, στα οποία η διύλιση του πετρελαίου δυσκολεύει με αποτέλεσμα να αυξάνονται και οι τιμές των καυσίμων. Ήδη από το 2010, εκτιμήθηκε ότι η παραγωγή πετρελαίου θα αρχίσει να μειώνεται [4] καθώς είχε φτάσει στο ζενίθ της. Σαν αποτέλεσμα, οι τιμές των καυσίμων αυξάνονται σταδιακά.

Από τις παραπάνω διαπιστώσεις καθίσταται επιτακτική η υιοθέτηση της χρήσης ανανεώσιμων πόρων όπως η βιομάζα, για την παραγωγή καυσίμων/χημικών υλικών. Ένας τέτοιος εναλλακτικός τρόπος είναι η αξιοποίηση της βιομάζας μέσω συγκεκριμένων διαδικασιών/διεργασιών για την παραγωγή μιας τεράστιας ποικιλίας τελικών προϊόντων όπως βιοκαύσιμα και χημικές ουσίες οργανικών και ανόργανων ενώσεων με πολλαπλές χρήσεις στη βιομηχανία και όχι μόνο.

Το βιοδυλιστήριο σύμφωνα με την IEA (International Energy Agency) [5] είναι μια εγκατάσταση που αποτελείται από ένα σύνολο διεργασιών μέσω των οποίων μετατρέπεται η βιομάζα σε διάφορα προϊόντα (χημικά, καύσιμα, ενέργεια, θερμότητα). Τα βιοδυλιστήρια έχουν ανάλογη λειτουργία με τα δυλιστήρια τα οποία, έχοντας ως βάση το πετρέλαιο, παράγουν μια ποικιλία καυσίμων και προϊόντων. Σε ένα βιοδυλιστήριο μπορεί να επεξεργαστούν πολλών ειδών βιομάζας, από ξύλο, γεωργικές καλλιέργειες, δασικά υπολείμματα, υδρόβια βιομάζα (άλγες και φύκια) μέχρι οργανικά υπολείμματα (φυτικά και ζωικά) και βιομηχανικά απόβλητα.

Η βιομάζα μπορεί να μετατραπεί σε χρήσιμες μορφές ενέργειας μέσω διάφορων διεργασιών. Η επιλογή της διεργασίας μετατροπής βιομάζας εξαρτάται από το είδος και την ποσότητα της βιομάζας

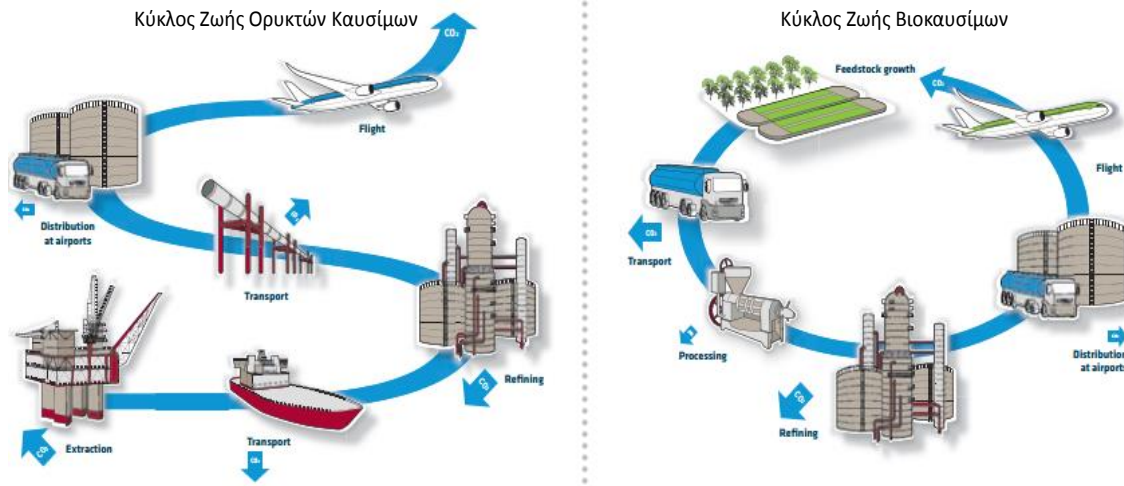
που εισάγεται και από το είδος χρήσης, δηλαδή τις απαιτήσεις των τελικών προϊόντων, περιβαλλοντικά πρότυπα και οικονομικές συνθήκες[6].

Οι δυο κύριες «οικογένειες» διεργασιών μετατροπής βιομάζας είναι η θερμοχημική (thermochemical process) και η βιοχημική διεργασία (biochemical process). Πέρα αυτών υπάρχουν κι άλλα είδη διεργασιών όπως η Χημική (chemical process), Υδροθερμική (hydrothermal process). Παρ'όλα αυτά, τα πλεονεκτήματα που προσφέρουν οι δύο πρώτες έναντι των άλλων δικαιολογούν την εξέταση κυρίως αυτών των διεργασιών στην παρούσα διπλωματική εργασία.

1.1. Τι είναι τα βιοκαύσιμα

Προκειμένου να αντιμετωπιστεί η ενεργειακή κρίση, η επιστήμη επικεντρώνεται σε ανανεώσιμες πηγές ενέργειας. Κάποιες από αυτές είναι η υδραυλική, η αιολική, η ηλιακή, η γεωθερμική, η ενέργεια από τα κύματα. Έμφαση έχει δοθεί τα τελευταία χρόνια σε μια άλλη ανανεώσιμη πηγή ενέργειας που είναι η βιομάζα. Σύμφωνα με την International Energy Agency (IEA), η ενέργεια που μπορεί να εξασφαλιστεί από τη βιομάζα ικανοποιεί το 50% των ενεργειακών αναγκών παγκοσμίως [7].

Αντίθετα με τα ορυκτά καύσιμα, τα γεωργικά προϊόντα όπως π.χ. σιτάρι, καλαμπόκι υπάρχουν σε αφθονία και συνεχώς μειώνεται η τιμή τους καθώς αυξάνεται συνεχώς η παραγωγή τους με τη βοήθεια της γενετικής επεξεργασίας. Γεωργικές καλλιέργειες όπως καλαμπόκι, σιτάρι, ζαχαροκάλαμα, τεύτλα κλπ. εισέρχονται στα βιοδιυλιστήρια ως πρώτες ύλες από υδατάνθρακες και επεξεργάζονται μέσω διάφορων διεργασιών όπως ζύμωση, μετατρέπονται οι πρώτες ύλες σε βιοκαύσιμα, ενέργεια και άλλα ενδιαμέσα χημικά προϊόντα. Αυτή η κατηγορία βιομάζας ονομάζεται «*πρώτη γενιά βιομάζας*». Σπόροι που περιέχουν έλαια (oilseeds) όπως σόγια, ελαιοκράμβη, καθώς και φυτικά έλαια και ζωικά λίπη μπορούν να επεξεργαστούν και να αναβαθμιστούν σε βιο-diesel [8]. Γεωργικά υπολείμματα όπως άχυρο, φύλλα-κοτσάνια καλαμποκιού κλπ είναι λιγνοκυτταρινικά υλικά τα οποία δεν χρησιμοποιούνται πουθενά και μένουν ανεκμετάλλευτα. Η βιομάζα που αυτή, όπου δεν μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως τροφή ονομάζεται «*δεύτερη γενιά βιομάζας*». Οι γεωργικές καλλιέργειες και τα οργανικά υπολείμματα εκτός από βιοκαύσιμα, μπορούν να μετατραπούν και σε θερμότητα και ηλεκτρισμό.



Εικόνα 1 : Κύκλος Ζωής Ορυκτών καυσίμων και Βιοκαυσίμων [9]

Αντίθετα με τα ορυκτά καύσιμα, τα βιοκαύσιμα δεν συμβάλλουν στην αύξηση της θερμοκρασίας του πλανήτη μέσω του φαινομένου του θερμοκηπίου καθώς το CO₂ που δεσμεύει η βιομάζα ως φυτό είναι περίπου το ίδιο με αυτό που απελευθερώνει στην ατμόσφαιρα κατά την καύση του ως βιοκαύσιμο (Εικόνα 1). Άμα συμπεριληφθούν στον κύκλο ζωή των βιοκαυσίμων οι ρύποι κατά τη μεταφορά της βιομάζας και κατά των διεργασιών μετατροπής της σε βιοκαύσιμο, η εκπομπές CO₂ μειώνονται κατά 80% σε σχέση με αυτές των ορυκτών καυσίμων [9].

Ακόμα ένα πλεονέκτημα της χρήσης της βιομάζας ως βιοκαύσιμο, είναι η ευελιξία της. Τα βιοδιυλιστήρια μπορούν να επεξεργαστούν μεγάλη ποικιλία βιομάζας προς παραγωγή βιοκαυσίμων. Ένα βιοδιυλιστήριο είναι ευέλικτο ως προς το είδος βιομάζας που χρησιμοποιεί. Δηλαδή, δεν εξαρτάται μόνο από ένα συγκεκριμένο τύπο α΄ ύλης, π.χ. μόνο κοτσάνια καλαμποκιού, αλλά αντίθετα μπορεί να χρησιμοποιήσει παράλληλα και άλλα είδη όπως άχυρα, γιατρόφα, μίσοκανθος και άλλα. Αυτό μπορεί να συντελέσει στην σταθεροποίηση της τιμής των βιοκαυσίμων, αντίθετα από τα συμβατικά καύσιμα που εξαρτώνται από δευτερογενείς παράγοντες (δυσκολία διύλισης, αναταραχές στις χώρες όπου γίνεται η διύλιση), καθώς θα υπάρχει μεγαλύτερο εύρος επιλογών για την προμήθευση της βιομάζας.

1.2. Γιατί αεροπορικά καύσιμα από βιομάζα

Το 2012, οι εκπομπές CO₂ από τις αεροπορικές πτήσεις παγκοσμίως ανήλθαν σε 698 εκατομμύρια τόνους. Από όλους τους τομείς μεταφορών, η αεροπορία ευθύνεται για το 12% των συνολικών εκπεμπόμενων ρύπων CO₂ [10]. Προβλέπεται ότι το 2020, οι αεροπορικοί ρύποι θα είναι 70% περισσότεροι από ότι το 2005, ενώ μέχρι το 2050 θα αυξηθούν επιπλέον 300-700% [11]. Ακόμη, οι ασταθείς υψηλές τιμές και οι υψηλές εκπομπές ρύπων των συμβατικών αεροπορικών καυσίμων έχουν επικεντρώσει το ενδιαφέρον για την ανάπτυξη των βιοκαυσίμων για αεροπορικούς κινητήρες, ή «αεροπορικά βιοκαύσιμα». Το γεγονός ότι μόνο 2% των καυσίμων που χρησιμοποιούνται στη μεταφορά παγκοσμίως προέρχονται από βιομάζα [12], αφήνει μεγάλα περιθώρια ανάπτυξης σε αυτόν τον κλάδο.

Τα αεροπορικά καύσιμα αποτελούνται κυρίως από αεροπορική βενζίνη (aviation gasoline) και καύσιμο για αεριοστροβίλους (jet fuel). Συστατικά τους είναι κυρίως παραφίνες και κυκλοπαραφίνες, μικρή ποσότητα αρωματικών υδρογοναθράκων και ολεφίνων καθώς και κάποια επιπρόσθετα στοιχεία ανάλογα με το είδος και την χρήση του κάθε αεροπορικού καυσίμου [13]. Αρχικά, στους κινητήρες με αεριοστρόβιλο χρησιμοποιήθηκε ως καύσιμο η αεροπορική βενζίνη. Αμέσως όμως αντικαταστάθηκε από την κηροζίνη. Η κηροζίνη έχει υψηλότερο ενεργειακό περιεχόμενο, μειωμένη εκρηκτικότητα σε σχέση με την αεροπορική βενζίνη, σχετικά χαμηλή πτητικότητα και μεγαλύτερη διαθεσιμότητα στο εμπόριο.

Υπάρχουν ποικίλες κατηγορίες αεροπορικών καυσίμων με διαφορετική σύσταση ανάλογα με τη χρήση τους. Η πιο διαδεδομένη αεροπορική βενζίνη είναι η 100LL. Η αεροπορική βενζίνη χρησιμοποιείται σε εμβολοφόρους κινητήρες ελικοφόρων όπως π.χ. μικρά αεροσκάφη και ελαφριά ελικόπτερα. Όσον αφορά τις κατηγορίες των jet fuels, υπάρχει μεγαλύτερη ποικιλία. Αρχικά, χωρίζονται ανάλογα με την χρήση τους σε στρατιωτικά ή επιβατικά. Τα πιο γνωστά jet fuels για στρατιωτική χρήση είναι τα JP-4, JP-5, JP-7, JP-8 ενώ για επιβατική είναι τα Jet A, Jet A1 και Jet B.

Το JP-4 είναι ένα μείγμα υδρογονανθράκων από βενζίνη και κηροζίνη. Δημιουργήθηκε από την Αμερικάνικη Πολεμική Αεροπορία το 1951. Ήταν το κύριο καύσιμο για την πολεμική αεροπορία αλλά εγκαταλείφθηκε λόγω της υψηλής πτητικότητας του. Το JP-5 χρησιμοποιήθηκε το 1952 από το Αμερικάνικο Πολεμικό Ναυτικό. Χαρακτηριστικό του, το υψηλό σημείο ανάφλεξης και η μεγαλύτερη θερμική σταθερότητα σε σχέση με το JP-4 [13]. Το JP-7 αναπτύχθηκε από την Αμερικάνικη Πολεμική Αεροπορία με ιδιαίτερα χαρακτηριστικά, το υψηλό σημείο ανάφλεξης και την υψηλή θερμική σταθερότητα. Χρησιμοποιούταν σε υπερηχητικές πτήσεις. Το JP-8 αποτελείται κυρίως από κηροζίνη και έχει σχεδόν τα ίδια χαρακτηριστικά με το επιβατικό καύσιμο Jet A1. Το JP-8 αντικατέστησε το JP-4 και χρησιμοποιείται ευρέως από την πολεμική αεροπορία [14]. Όσον αφορά τα επιβατικά Jet καύσιμα, το Jet A χρησιμοποιείται στην Αμερική ενώ το Jet A1 χρησιμοποιείται στον υπόλοιπο κόσμο. Και τα δύο αυτά καύσιμα που βασίζονται στην κηροζίνη έχουν σχεδόν ίδια χαρακτηριστικά με το Jet A1 να έχει χαμηλότερο σημείο πήξης κάνοντας το πιο επιθυμητό καύσιμο για διεθνείς πτήσεις [15]. Τέλος, το καύσιμο Jet B χρησιμοποιείται στον Καναδά και στην Αλάσκα λόγω του χαμηλού σημείου πήξης και σημείου ανάφλεξης. Στον πίνακα που ακολουθεί αναφέρονται εν συντομία τα κύρια χαρακτηριστικά των αεροπορικών καυσίμων που αναφέρθηκαν.

Πίνακας 1 : Χαρακτηριστικά και Κατηγορίες Αεροπορικών Καυσίμων [16]

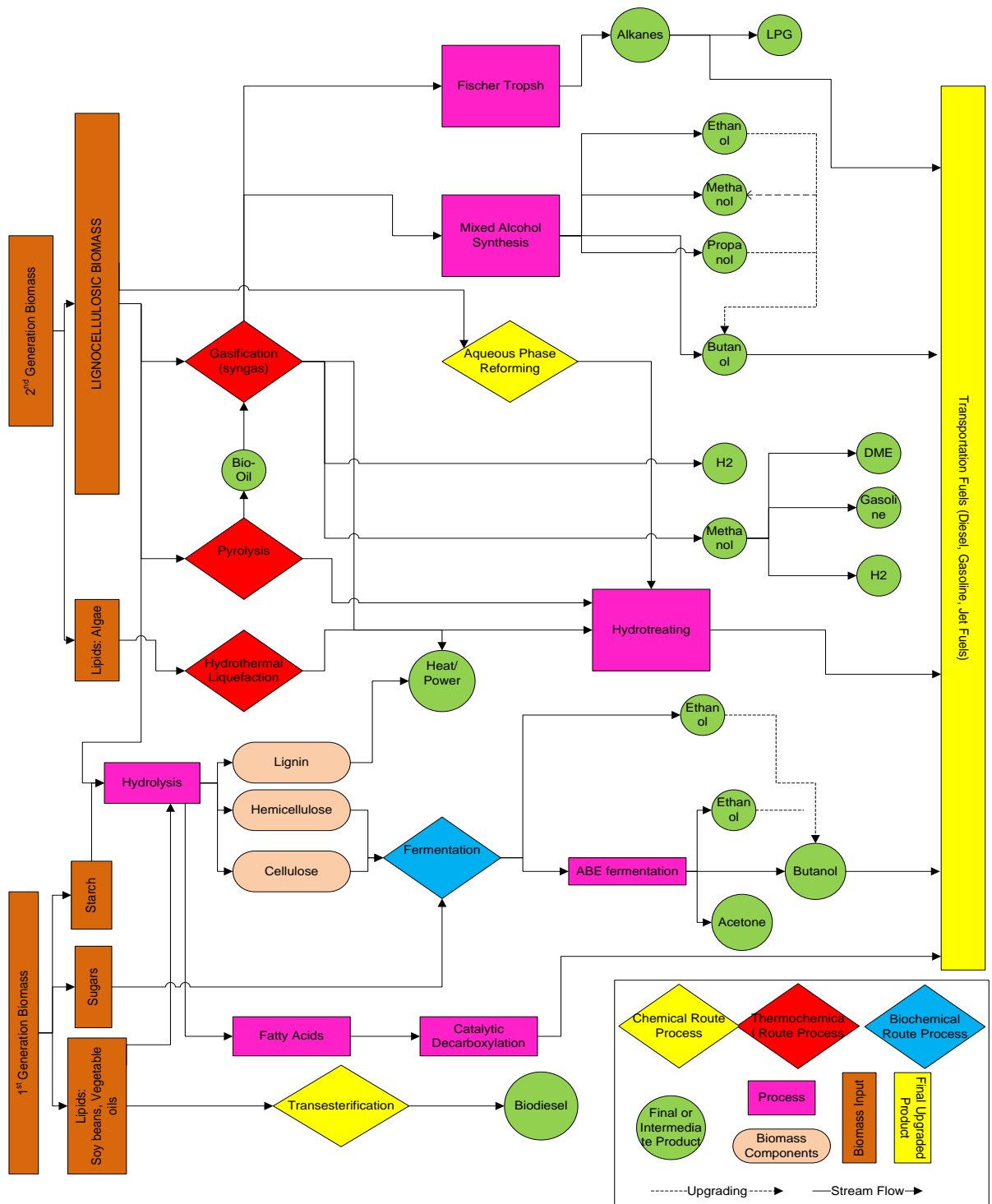
	JP-5	JP-4	JP-7	JP-8	Jet A	Jet A1	Jet B	Αεροπορική Βενζίνη
Πυκνότητα (kg/m ³ σε 15 °C)	788-845	751-802	779-806	775-840	775-840	775-840	750-801	715
Σημείο Πήξης (°C Max)	-46	-58	-43.5	-50	-40	-47	-50	-60
Ιξώδες (cSt σε -20 °C)	8.5	-	15 σε -34.6 °C	8	8	8	-	
Σημείο Ανάφλεξης (°C Max)	60		60 Min	38	37.8 Min	38 Min	-	
Ενεργειακή Περιεκτικότητα	42.6	42.8	43.5	42.8	42.8	42.8	42.8	43.5

MJ/Kg Min				
Χρήση	U.S. Navy	U.S. Air Force	Επιβατικά	Ελαφριά ελικοφόρα με Μ.Ε.Κ.

Η πιο κοινή μέθοδος που χρησιμοποιείται στις μέρες μας για την παραγωγή αεροπορικών καυσίμων είναι μέσω της διύλισης του πετρελαίου. Το πετρέλαιο μέσω κλασματική απόσταξης διαχωρίζονται τα οργανικά συστατικά του (κυρίως υδρογονάνθρακες) και μέσω διεργασιών χημικών μετατροπών (υδρογονοπυρόλυση-hydrocracking, καταλυτική αναμόρφωση κλπ.) αναβαθμίζονται στα επιθυμητά καύσιμα. Επίσης, άλλη μια μέθοδος είναι η Fischer-Tropsch (FT) Σύνθεση, όπου χρησιμοποιείται ως πρώτη ύλη λιθάνθρακας ή φυσικό αέριο. Αυτά μετατρέπονται πρώτα σε αέριο σύνθεσης, ένα μείγμα από H_2 και CO μέσω αεριοποίησης ή αναμόρφωσης και μέσω της FT Σύνθεσης μετατρέπονται σε υδρογονάνθρακες και άρα σε αεροπορικά καύσιμα. Η παραγωγή μέσω FT έχει κάποια μειονεκτήματα. Εκτός από τα υψηλά κόστη των διεργασιών της, οι εκπομπές ρύπων CO_2 είναι μεγαλύτερες [17] συγκριτικά μέσω της κλασματικής απόσταξης του πετρελαίου. Για αυτό το λόγο, καθώς και της αβεβαιότητας της τιμής των ορυκτών καυσίμων και την ανάγκη μείωσης των ρύπων, παρουσιάζεται στροφή στην παραγωγή αυτών από βιομάζα.

Επί του παρόντος, υπάρχουν εταιρείες που έχουν υιοθετήσει τη FT διεργασία. Η Sasol, μια νοτιο-Αφρικάνικη εταιρεία, παράγει συνθετικά αεροπορικά καύσιμα από κάρβουνο με τη μέθοδο της FT [18] ενώ, η Syntroleum παράγει αεροπορικά καύσιμα από φυσικό αέριο. Και οι δύο αυτές εταιρείες συνεργάζονται με την Αμερικάνικη Πολεμική Αεροπορία και τους προμηθεύει με συνθετικό καύσιμο, το οποίο είναι μίξη αεροπορικού καυσίμου προερχόμενο από βιομάζα και το άλλο μισό από συμβατικό [17, 19]. Μια άλλη εταιρεία που παράγει αεροπορικά καύσιμα που χρησιμοποιούνται ανάμεικτα με συμβατικά, είναι η Geno [20]. Αυτή η εταιρεία, μέσω ζύμωσης της βιομάζας σε ισο-βουτανόλη παράγει συνθετικό αεροπορικό καύσιμο. Η εταιρεία Virent BioForming [21] μέσω χημικής καταλυτικής μετατροπής (αναμόρφωση υδατικής φάσης - Aqueous Phase Reforming, συμπύκνωση, υδρογονοπυρόλυση) παράγει αεροπορικά καύσιμα από σάκχαρα φυτών. Επίσης, η παραγωγή αεροπορικών καυσίμων μπορεί να γίνει και από υδρόθερμη υγροποίηση (hydrothermal liquefaction) άλγεων και την μετέπειτα απομάκρυνση του οξυγόνου από τις οργανικές ενώσεις μέσω της διεργασίας Hydrodeoxygenation. Στην *Εικόνα 2* παρουσιάζονται διάφοροι μέθοδοι με τις οποίες μπορεί να μετατραπεί η βιομάζα σε βιοκαύσιμο με διάφορες διεργασίες. Είναι ξεκάθαρο ότι παράλληλα με την παραγωγή των επιθυμητών βιοκαυσίμων παράγονται διάφορα άλλα ενδιάμεσα προϊόντα.

Όπως φαίνεται και από το παρακάτω σχήμα (*Εικόνα 2*) τα βιοδιυλιστήρια αποτελούνται από ένα μεγάλο εύρος διεργασιών και από μια σημαντική ποικιλία τελικών και ενδιάμεσων προϊόντων. Οι περισσότερες έρευνες που γίνονται, έχουν ως τελικό προϊόν κυρίως την αιθανόλη. Σκοπός της παρούσας διπλωματικής είναι η τεχνοοικονομική ανάλυση διεργασιών βιοδιυλιστηρίου που παράγουν πιο αναβαθμισμένα προϊόντα, δηλαδή αεροπορικά καύσιμα. Εξετάζεται δηλαδή η οικονομική βιωσιμότητα καινοτόμων διεργασιών, διαφορετικών μεταξύ τους, που παράγουν αυτά τα προϊόντα.



Εικόνα 2 : Απεικόνιση μεθόδων μετατροπής βιομάζας σε καύσιμα και ενδιάμεσα προϊόντα

Για τις ανάγκες της παρούσας διπλωματικής εργασίας μοντελοποιήθηκαν και κοστολογήθηκαν τρία βιοδιυλιστήρια που μετατρέπουν μέσω θερμοχημικών μεθόδων τη βιομάζα σε αεροπορικά καύσιμα. Το τελικό επιθυμητό προϊόν είναι το jet fuel. Τα τρία θερμοχημικά μοντέλα στηρίζονται στην διεργασία της αεριοποίησης. Το ένα σενάριο βασίζεται στη σύνθεση υδρογονανθράκων μέσω της αντίδρασης Fischer Tropsch, ενώ τα άλλα δύο μέσω της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών. Η διαφορά των δύο τελευταίων σεναρίων είναι στη χρησιμοποίηση διαφορετικών καταλυτών (Mod-Fischer Tropsch και Mod-MeOH καταλύτες) κατά τη σύνθεση των αλκοολών. Επίσης συγκρίνονται και δύο σενάρια που χρησιμοποιούν βιοχημικές μεθόδους μετατροπής της βιομάζας σε αεροπορικά καύσιμα με τη διεργασία της ζύμωσης σε Αιθανόλη και σε Βουτανόλη. Στην *Εικόνα 3* απεικονίζονται σχηματικά τα πέντε εξεταζόμενα σενάρια. Σε όλες τις περιπτώσεις χρησιμοποιήθηκε λιγνοκυταρρινική βιομάζα (lignocellulosic) ή βιομάζα 2^{ης} γενιάς. Δεν μελετήθηκε βιομάζα 1^{ης} γενιάς καθώς υπάρχουν αντιρρήσεις στην χρήση της ως πρώτη ύλη στα βιοδιυλιστήρια καθώς δεν είναι κοινωνικά αποδεκτή μιας και αποτελεί μέρος της τροφικής αλυσίδας και μπορεί να καταναλωθεί. Έτσι επιλέγεται η λιγνοκυταρρινική βιομάζα που δεν προσφέρεται για τροφή, είναι πιο άφθονη σε σχέση με της 1^{ης} γενιάς και κοστίζει λιγότερο.

Θερμοχημικά Σενάρια

1^ο Σενάριο: Fisher Tropsch (FT) synthesis

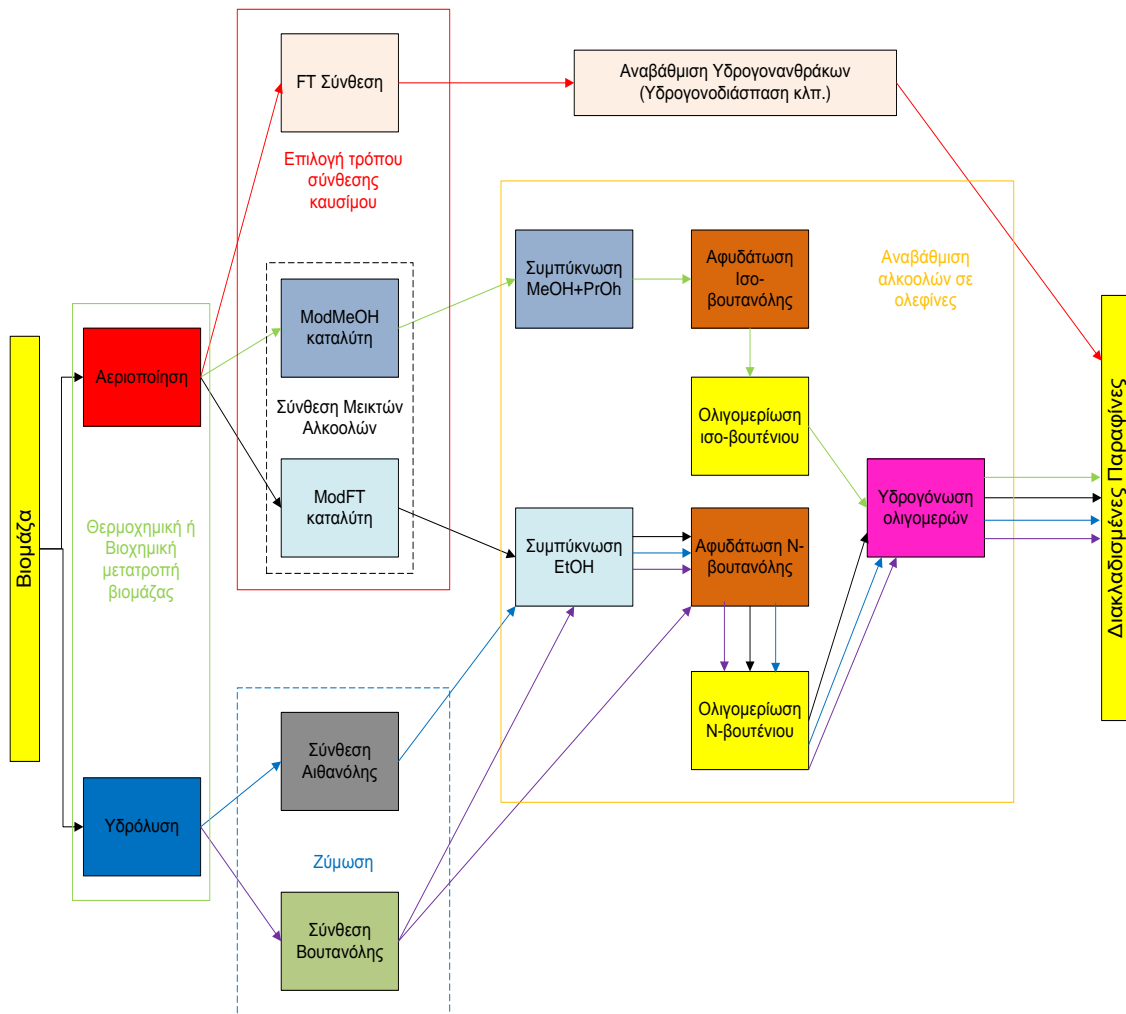
2^ο Σενάριο: Σύνθεση Μεικτών αλκοολών (Mixed AlcoholSynthesis -MAS) με τροποποιημένο FT καταλύτη

3^ο Σενάριο: Σύνθεση Μεικτών αλκοολών (Mixed AlcoholSynthesis -MAS) με τροποποιημένο καταλύτη μεθανόλης

Εκτός από τα τρία σενάρια θερμοχημικής μετατροπής, εξετάστηκαν άλλα δυο σενάρια *βιοχημικής μετατροπής*. Αυτά είναι :

4^ο Σενάριο: Βιοχημική Μετατροπή Βιομάζας σε Αιθανόλη

5^ο Σενάριο : Βιοχημική Μετατροπή Βιομάζας σε Βουτανόλη



Εικόνα 3 : Εξεταζόμενα Σενάρια

2. Περιγραφή των υπό εξέταση συστημάτων

2.1. Θερμοχημικά Σενάρια

Ένας τρόπος μετατροπής της βιομάζας σε καύσιμο είναι ο θερμοχημικός κατά τον οποίο θερμαίνεται η βιομάζα σε υψηλές θερμοκρασίες. Η θερμοχημική μετατροπή μπορεί να γίνει με τους παρακάτω τρόπους: Καύση (Combustion) Υγροποίηση (Liquefaction), Πυρόλυση (Pyrolysis) και Αεριοποίηση (Gasification)

Καύση: Κατά την καύση έχουμε τη μετατροπή της χημικής ενέργειας που είναι αποθηκευμένη στην βιομάζα σε θερμότητα και στη συνέχεια σε μηχανική ή ηλεκτρική ενέργεια. Είναι μια εξώθερμη αντίδραση μεταξύ του οξυγόνου του οξειδωτικού μέσου και των υδρογονανθράκων της βιομάζας.

Πυρόλυση: Αντίθετα από την καύση, η πυρόλυση γίνεται χωρίς την παρουσία οξυγόνου. Μεγάλα μόρια υδρογονανθράκων της βιομάζας διασπώνται σε μικρότερα μόρια υδρογονανθράκων. Γενικά η πυρόλυση αρχίζει στους 300 °C και συνεχίζει μέχρι τους 600-700 °C. Η βιομάζα μετατρέπεται σε ρευστά, αέρια και στερεά προϊόντα (εξανθράκωμα) ανάλογα με το είδος της πυρόλυσης (βραδεία ή ταχεία).

Ρευστοποίηση: Η ρευστοποίηση είναι μια χαμηλής θερμοκρασίας, υψηλής πίεσης διεργασία παρουσία καταλύτη μαζί με την προσθήκη υδρογόνου για την παραγωγή ρευστού προϊόντος (βιοέλαιο). Η διεργασία αυτή δεν προτιμάται καθώς οι αντιδραστήρες και το όλο σύστημα της διεργασίας είναι πιο ακριβό και πιο σύνθετο απ' ό,τι αυτό της πυρόλυσης και της αεριοποίησης. Επίσης παράγεται παχύρρευστη πίσσα η οποία είναι δύσκολο να αξιοποιηθεί.

Αεριοποίηση: Η αεριοποίηση είναι η διεργασία κατά την οποία υλικά όπως κάρβουνο, πετρέλαιο, βιοκαύσιμα και βιομάζα, μετατρέπονται κυρίως σε μονοξείδιο του άνθρακα και υδρογόνο. Κατά την αεριοποίηση εκθέεται η πρώτη ύλη σε υψηλές θερμοκρασίες με προσθήκη οξυγόνου και/ή ατμού. Το παραγόμενο αέριο μίγμα ονομάζεται αέριο σύνθεσης (synthesis gas ή αλλιώς syngas) [22].

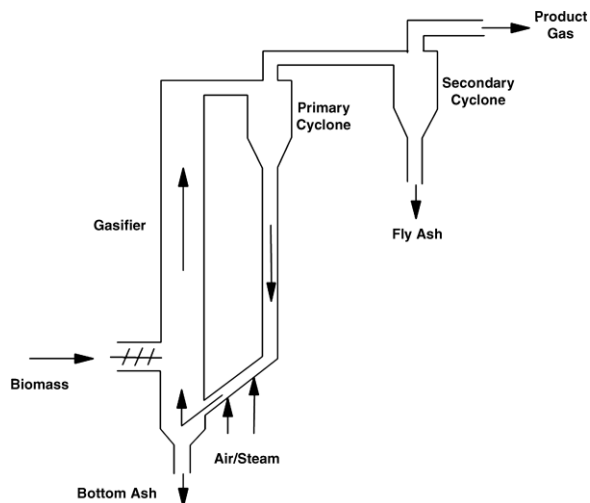
Τέσσερα είδη αεριοποιητών υπάρχουν. Αυτά είναι:

1. Σταθερές Κλίνες -Fixed Bed
2. Αναβράζουσα Ρευστοποιημένη κλίνη- Bubbling Fluidized Bed (BFB)
3. Ρευστοποιημένη κλίνη ανακυκλοφορίας -Circulating Fluidized Bed (CFB)
4. Εξαναγκασμένης Ροής -Entrained Flow

Στην παρούσα διπλωματική εργασία τα θερμοχημικά σενάρια που εξετάστηκαν βασίστηκαν στην μέθοδο της αεριοποίησης σε Ρευστοποιημένη Κλίνη Ανακυκλοφορίας.

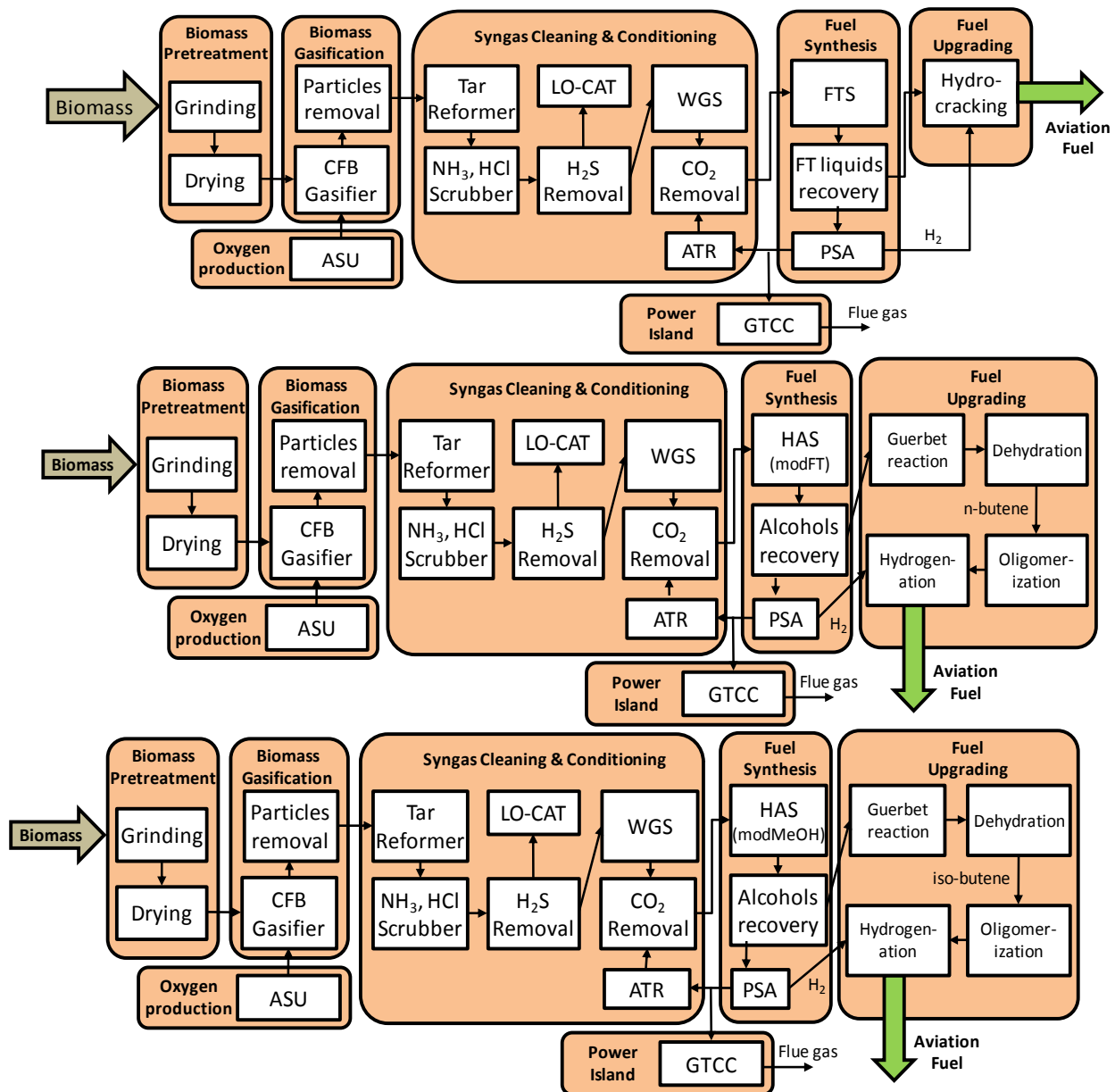
Circulating Fluidized Bed

Η ταχύτητα του αερίου ρευστοποίησης κυμαίνεται από 3.70-7.30 m/s. Υπάρχει καλύτερη ανάδευση του αδρανούς υλικού άρα αυξάνεται ο συντελεστής μετάδοσης θερμότητας και βελτιώνεται η καύση [23]. Λόγω της υψηλής ταχύτητας πολλά στερεά σωματίδια όπως τέφρα, άκαυστο καύσιμο και αδρανές υλικό συμπαρασύρονται στην έξοδο του προϊόντος. Για αυτό το λόγο χρησιμοποιούνται περισσότεροι του ενός κυκλώνα για να δεσμεύονται αυτά τα σωματίδια και να στέλνονται πίσω στην κλίνη. Έτσι βελτιώνεται και ο βαθμός απόδοσης της καύσης [24]. Τα μέσα αεριοποίησης που χρησιμοποιούνται είναι Οξυγόνο, Ατμός, Αέρας.



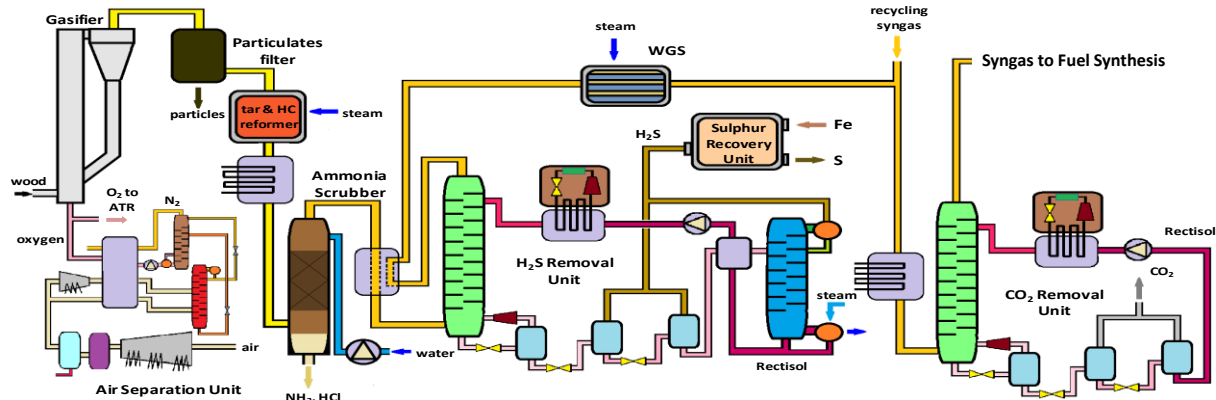
Εικόνα 4: Ρευστοποιημένη κλίνη ανακυκλοφορίας [25]

Η θερμοχημική μετατροπή της βιομάζας σε καύσιμα ανώτερης ποιότητας μέσω αεριοποίησης γίνεται σε μια αλληλουχία διεργασιών. Κάθε διεργασία μπορεί να επιτελεστεί με διαφορετικό τρόπο και τεχνολογία. Οι διεργασίες που συμβάλουν στην θερμοχημική μετατροπή βιομάζας που εξετάστηκε στην παρούσα διπλωματική εργασία μπορούν να ομαδοποιηθούν σύμφωνα με την Εικόνα 5.



Εικόνα 5 : Διεργασίες Θερμοχημικής Μετατροπής Βιομάζας μέσω Αεριοποίησης. Από πάνω προς τα κάτω: Σενάριο Σύνθεσης Fischer-Tropsch, Σενάριο Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-FT καταλύτη, Σενάριο Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH καταλύτη.

Οι κύριες διεργασίες είναι: η επεξεργασία βιομάζας (*biomass pretreatment*), η αεριοποίηση της επεξεργασμένης βιομάζας (*biomass gasification*), καθαρισμός και διαμόρφωση αερίου σύνθεσης (*syngas cleaning & conditioning*), σύνθεση καυσίμου (*fuel synthesis*), αναβάθμιση καυσίμου (*fuel upgrading*), μονάδα διαχωρισμού αέρα (ASU), μονάδα συνδυασμένου κύκλου (*power island*) και επιπρόσθετες λειτουργίες (*utilities*).



Εικόνα 6 : Κοινές Διεργασίες των Θερμοχημικών Σεναρίων για την Παραγωγή και επεξεργασία Αερίου Σύνθεσης

Τα τρία Θερμοχημικά Σενάρια αποτελούνται από κοινές διεργασίες μέχρι την σύνθεση καυσίμου οι οποίες φαίνονται στο παραπάνω σχήμα. Αρχικά, η βιομάζα εισέρχεται στο βιοδιυλιστήριο, που στην περίπτωση των θερμοχημικών σεναρίων που εξετάζονται στην παρούσα εργασία είναι πελλέτες ξύλου. Η πρώτη διεργασία που εμφανίζεται είναι η Προεπεξεργασία και χειρισμός (Pretreatment and Handling) της αγορασμένης βιομάζας. Εκεί επεξεργάζεται η βιομάζα έτσι ώστε να τηρεί τις προδιαγραφές μεγέθους και υγρασίας που απαιτεί ο αεριοποιητής για να ολοκληρωθεί η μετατροπή της βιομάζας σε αέριο μείγμα καυσίμου. Δηλαδή η βιομάζα περνάει από έναν ξηραντήρα για να μειωθεί η υγρασία της στο 15% υγρασίας (wet basis) [26]. Στη συνέχεια, μέσω μύλου (grinder) μειώνεται το μέγεθος της βιομάζας σε κομμάτια μεγέθους 6 mm [27] και μεταφέρεται στον αεριοποιητή μέσω ιμάντα.

Η επεξεργασμένη βιομάζα εισέρχεται στην μονάδα αεριοποίησης. Η αεριοποίηση λαμβάνει χώρα σε μια Ρευστοποιημένη κλίνη ανακυκλοφορίας υπό πίεση – (pressurized) Circulating Fluidized Bed (CFB) [28]. Ως οξειδωτικό μέσο χρησιμοποιείται οξυγόνο με 99% καθαρότητα το οποίο παράγεται στην μονάδα διαχωρισμού αέρα (Air Separation Unit ASU). Το οξυγόνο αντιδρά με τον στερεό άνθρακα και με βαρύτερους υδρογονάνθρακες και τους μετατρέπει σε χαμηλού μοριακού βάρους αέρια όπως CO, H₂, CH₄ CO₂ H₂O όπου ονομάζεται αέριο σύνθεσης (synthesis gas ή syngas) [29].

Το ακατέργαστο αέριο σύνθεσης μετά από τον αεριοποιητή περιέχει διάφορες ανεπιθύμητες ουσίες οι οποίες πρέπει να απομακρυνθούν πριν τη σύνθεση καυσίμου καθώς επηρεάζουν την λειτουργία και την απόδοση των αντιδραστηρίων και τους καταλύτες αυτών. Αυτές είναι σωματίδια, (όπως αδρανές υλικό από τον αεριοποιητή, ιπτάμενη τέφρα, εξανθρακώματα, δηλαδή άνθρακας που δεν αντέδρασε), πίσσες (συμπυκνωμένοι βαριοί υδρογονάνθρακες με μοριακό βάρος μεγαλύτερο της βενζίνης), θειϊκά στοιχεία (κυρίως H₂S, COS, μερκαπτάνες), είδη αλογόνου (HCl, χλωριούχα άλατα), στοιχεία νατρίου (NH₃, HCN), είδη αλκαλίων καθώς και πτητικά μεταλλικά ίχνη [30]. Οι περισσότεροι αεριοποιητές μεγάλης κλίμακας λειτουργούν με 98%-99% ποσοστό μετατροπής του άνθρακα. Αυτό σημαίνει ότι το 1%-2% του άνθρακα που εμπεριέχεται στη βιομάζα εξέρχεται από τον αεριοποιητή υπό μορφή εξανθρακώματος[31].

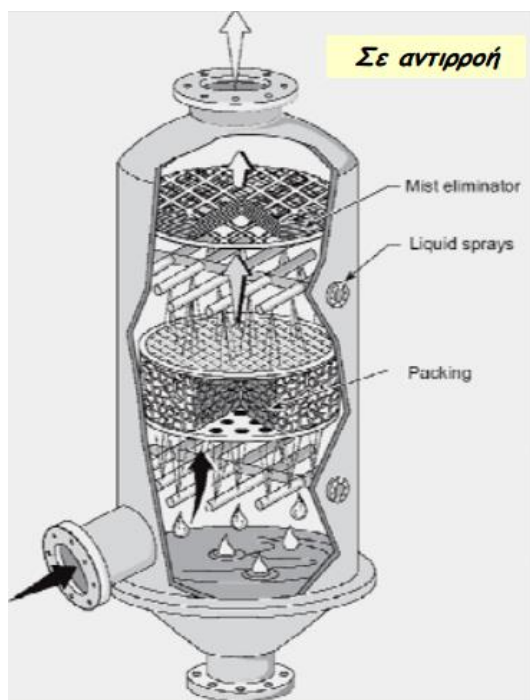
Μετά τον αεριοποιητή, το ακατέργαστο αέριο σύνθεσης εισέρχεται από φίλτρα σωματιδίων τα οποία απομακρύνουν τα σωματίδια και αφήνουν το αέριο σύνθεσης να συνεχίσει απαλλαγμένο από αυτά. Στη συνέχεια το αέριο σύνθεσης εισέρχεται στον αναμορφωτή πίσσας, ένας αντιδραστήρας ρευστοποιημένης κλίνης ο οποίος μετατρέπει ένα μεγάλο μέρος της πίσσας, το μεθάνιο και άλλους

ελαφριούς υδρογονάνθρακες σε CO και H₂, με τη χρήση ατμού παρουσία ειδικού καταλύτη (συνήθως νικελίου) [32]. Στον παρακάτω πίνακα φαίνονται τα ποσοστά από κάθε στοιχείο που μετατρέπονται σε CO και H₂.

Πίνακας 2 : Ποσοστά Μετατροπής Αναμορφωτή Πίσσας, [33]

Στοιχεία	Ποσοστό Μετατροπής
Μεθάνιο (CH ₄)	20%
Αιθάνιο (C ₂ H ₆)	90%
Αιθίνιο (C ₂ H ₂)	50%
Αιθένιο (C ₂ H ₄)	50%
Πίσσες (C ₁₀ +)	95%
Βενζόλιο (C ₆ H ₆)	70%
Αμμωνία (NH ₃)	70% (σε N ₂ ,H ₂)

Μετά τον αναμορφωτή πίσσας, το αέριο σύνθεσης εισέρχεται σε μια πλυντρίδα υγρού καθαρισμού. Εκεί απομονώνονται τα υπόλοιπα σωματίδια, η αμμωνία, το υδροχλώριο και τα εναπομένοντα στοιχεία πρισών. Η αμμωνία σχηματίζεται κατά την αεριοποίηση από το άζωτο που περιέχεται στη βιομάζα. Απαιτείται πλήρης απομάκρυνση αυτής καθώς συμβάλλει στη δηλητηρίαση και κατά συνέπεια την απενεργοποίηση της λειτουργίας των καταλυτών των αντιδραστήρων που ακολουθούν στις επόμενες διεργασίες (WGS, fuel synthesis and upgrading) [27]. Επίσης, με χρήση της πλυντρίδας υγρού αφαιρούνται ενώσεις αλκαλίων καθώς μπορούν να δημιουργήσουν προβλήματα στη σύνθεση καυσίμων. Κάποιες από αυτές είναι το οξείδιο του ασβεστίου (CaO) και το οξείδιο του καλίου (K₂O) που εμπεριέχονται στη βιομάζα [34]. Καθώς εισέρχεται το αέριο σύνθεσης στην πλυντρίδα, ψεκάζεται με νερό. Έτσι, προσκολλώνται πάνω στα σταγονίδια σωματίδια και όξινα αέρια. Αυτό καθιστά εύκολη την δέσμευση και απομάκρυνση των σωματιδίων με έναν διαχωριστή ο οποίος επιτρέπει στο αέριο σύνθεσης να συνεχίσει, ενώ δεσμεύει τα σωματίδια και τα όξινα αέρια που είναι προσκολλημένα πάνω στο νερό. Η αρχή λειτουργίας της πλυντρίδας βασίζεται στο φυσικό φαινόμενο της βροχής.



Εικόνα 7 : Πλυντρίδα σε αντιρροή [35]

Το θείο που περιέχεται στη βιομάζα (αν πρόκειται για βιομάζα που περιέχει S) μετατρέπεται κατά κύριο λόγο σε υδρόθειο (H_2S) και καρβονύλιο του θείου (COS) και μερκαπτάνες (ή θειόλες, $R-SH$). Αυτά τα στοιχεία πρέπει να αφαιρεθούν καθώς δηλητηριάζουν τους καταλύτες, περιορίζουν τη δράση τους και μειώνουν τη διάρκεια ζωής τους. Η αντοχή των καταλυτών στις θειϊκές ενώσεις στα εξεταζόμενα σενάρια της παρούσας διπλωματικής είναι μικρότερη από $1cm^{-3}m^{-3}$.

Για την απομάκρυνση του H_2S και των άλλων θειϊκών ενώσεων (και του CO_2 καθώς αν και η ύπαρξή του στο αέριο δεν έχει καταστρεπτικές συνέπειες για τη λειτουργία των καταλυτών, εν τούτοις απομακρύνεται για λόγους αύξησης της απόδοσης του συστήματος συνολικά), μπορούν να χρησιμοποιηθούν χημικές (MEA, DEA, MDEA) ή φυσικές μέθοδοι απορρόφησης. Στα εξεταζόμενα σενάρια επιλέχθηκαν φυσικές μέθοδοι. Σε αυτές ανήκουν οι μέθοδοι Selexol™ και Rectisol™. Σε αυτές χρησιμοποιούνται οργανικά διαλύματα για να απορροφήσουν τα όξινα αέρια του syngas χωρίς χημικές αντιδράσεις. Κάθε στοιχείο του αερίου σύνθεσης απορροφάται ανάλογα με τη συγκέντρωση και διαλυτότητα του. Κινητήρια δύναμη στις φυσικές μεθόδους είναι η υψηλή διαλυτότητα των όξινων αερίων στα οργανικά διαλύματα.

Τα πλεονεκτήματα των φυσικών σε σχέση με των χημικών μεθόδων είναι ότι οι πρώτες εκτός από H_2S και CO_2 , μπορούν να απορροφήσουν και άλλα όξινα αέρια όπως COS και μερκαπτάνες. Αντίθετα με τις χημικές, οι φυσικές έχουν τα οργανικά διαλύματα τα οποία μπορούν να δεσμεύσουν τα όξινα αέρια χωρίς επιπρόσθετη διεργασία. Επίσης, τα οργανικά διαλύματα μπορούν να αναγεννηθούν-ανακτηθούν αφού χρησιμοποιηθούν με μείωση της πίεσης τους, με πρόσδοση θερμότητας ή με εκγύμνωση του διαλύματος με χρήση αερίου (άζωτο, αέρας, ατμός) [36, 37].

Παρόλα τα πλεονεκτήματα υπάρχουν και διάφορα μειονεκτήματα στη χρήση φυσικών μεθόδων για τη δέσμευση όξινων αερίων. Γενικά οι διεργασίες που χρησιμοποιούν Rectisol™, Selexol™ απαιτούν

αρκετά υψηλές πιέσεις λειτουργίας, υψηλές μερικές πιέσεις των όξινων αερίων και πολύ χαμηλές θερμοκρασίες λειτουργίας. Απόρροια αυτών είναι τα υψηλότερα κόστη εξοπλισμού και λειτουργικά κόστη σε σχέση με τις χημικές διεργασίες μέσω αμινών ή ανθρακικού καλίου. Ακόμα, οι υδρογονάνθρακες είναι διαλυτοί στα περισσότερα οργανικά διαλύματα και ιδιαίτερα οι βαρύτεροι υδρογονάνθρακες. Έτσι, η μεγάλη συγκέντρωση των υδρογονανθράκων στο ακατέργαστο αέριο σύνθεσης μπορεί να οδηγήσει σε μεγάλες απώλειες του τελικού προϊόντος.

Η διεργασία της Selexol™ είναι πιο διαδεδομένη καθώς χρησιμοποιείται σε ποικίλες εφαρμογές στη βιομηχανία όπως επεξεργασία φυσικού αερίου, παραγωγή αμμωνίας και υδρογόνου και αεριοποίηση κάρβουνου ή πετρελαίου. Σε αυτήν τη μέθοδο χρησιμοποιείται μείγμα διαλύματος από πολυμερή της ένωσης διμεθυλαιθέρας της πολυεθυλενογλυκόλης (DEPG) [38]. Το διάλυμα αυτό, έχει υψηλή χωρητικότητα για όξινα αέρια με περισσότερη διαλυτότητα για όξινα αέρια έναντι άλλων ελαφριών αερίων, και υψηλότερη επιλεκτικότητα για H₂S σε σχέση με CO₂. Επίσης το διάλυμα έχει μικρή τάση ατμών που οδηγεί στην ελαχιστοποίηση των απωλειών του διαλύματος και είναι θερμικά και χημικά σταθερό άρα δεν χρειάζεται κάποια περαιτέρω επεξεργασία καθαρισμού.

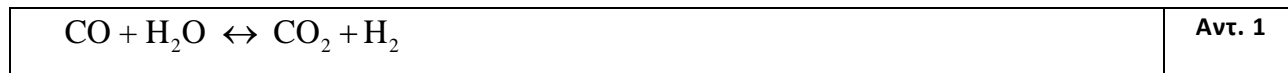
Η διεργασία της Rectisol™ αποτελεί πατέντα της εταιρείας Lurgi GmbH σε συνεργασία με τη Linde AG. Ήταν η πρώτη διεργασία που χρησιμοποίησε φυσικό οργανικό διαλύτη. Ο διαλύτης που χρησιμοποιείται είναι παγωμένη μεθανόλη (chilled methanol) [39]. Η Rectisol έχει την ιδιαιτερότητα ότι εκτός από CO₂, H₂S, μπορεί να αφαιρέσει και άλλα επιβλαβή αέρια όπως το υδροκυάνιο (HCN) και άλλες οργανικές ενώσεις θείου κατά ένα πολύ μεγάλο βαθμό. Ενδεικτικά, η συγκέντρωση του H₂S στο καθαρό αέριο μπορεί να φτάσει μέχρι και 0.1ppm, όπως και του CO₂. Η διεργασία Rectisol™ λειτουργεί σε πολύ χαμηλές θερμοκρασίες, από -40 °C μέχρι -70 °C. Οι χαμηλές θερμοκρασίες ενισχύουν τη διαλυτότητα των συστατικών αυτών στο διαλύτη και μειώνουν τις απώλειες του παρά την μεγάλη τάση ατμών της μεθανόλης. Όμως αυτές οι θερμοκρασίες απαιτούν μεγάλες ενεργειακές καταναλώσεις για την ψύξη τους και οδηγούν σε περισσότερα κόστη από τις άλλες διεργασίες [40].

Γενικά, οι διεργασίες της Rectisol και Selexol είναι σχεδόν ίδιες. Στην απλούστερη μορφή τους αποτελούνται από έναν απορροφητή (absorber), ένα αριθμό flash και έναν συμπιεστή ανακυκλοφορίας. Στον απορροφητή δεσμεύονται τα επιθυμητά συστατικά του αερίου σύνθεσης από τον διαλύτη. Σε περίπτωση που υπάρχει εκγυμνωτής (stripper), εκεί γίνεται η αναγέννηση-ανάκτηση του διαλύματος των φυσικών μεθόδων. Ο flash διαχωριστής (flash separator) είναι μια δεξαμενή στην οποία διαχωρίζονται οι δύο φάσεις (υγρή και αέρια) ενός μείγματος: από τον πυθμένα του εξέρχεται κορεσμένη η υγρή φάση της εισερχόμενης ροής και από την κορυφή του σε κορεσμένη κατάσταση η αέρια φάση της. Πριν από κάθε είσοδο μια τέτοιας δεξαμενής υπάρχει η επιλογή της τοποθέτησης μιας στραγγαλιστικής βαλβίδας που να μειώνει την πίεση του ρεύματος που εισέρχεται. Επίσης, το διαχωριστή περιβάλλει σύστημα ψύξης νερού για την κατάλληλη ψύξη του αερίου. Και οι δυο διατάξεις έχουν ως στόχο την επίτευξη του επιθυμητού διαχωρισμού των δύο φάσεων.

Στην παρούσα διπλωματική εργασία, επιλέχθηκε η Rectisol™ ως μονάδα καθαρισμού των όξινων αερίων H₂S, CO₂. Μετά την πλυντρίδα χρησιμοποιείται μια μονάδα Rectisol™ μόνο για την αφαίρεση H₂S. Επειδή το H₂S που υπάρχει στο αέριο σύνθεσης είναι σε μικρές συγκεντρώσεις, η μονάδα αυτή θα είναι σχετικά μικρή και θα κοστίζει αντίστοιχα λιγότερο. Στη συνέχεια χρησιμοποιείται άλλη μια μονάδα Rectisol™ για την αποκλειστική αφαίρεση του CO₂ από το αέριο σύνθεσης. Σε αυτό το σημείο της διεργασίας εισέρχεται και ένα ρεύμα ανακύκλωσης αερίου σύνθεσης που δεν αντέδρασε στις διεργασίες που ακολουθούν. Για αυτό το λόγο το ρεύμα που εισέρχεται σε αυτήν την μονάδα Rectisol™,

είναι πολύ μεγαλύτερο του αντίστοιχου για την αφαίρεση του H₂S, που συνεπάγεται μεγαλύτερα κόστη εξοπλισμού και λειτουργικά κόστη.

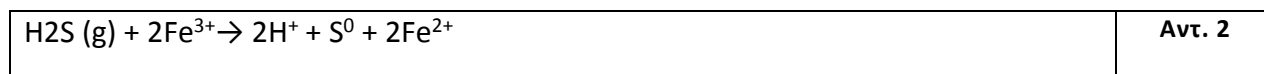
Μετά την αφαίρεση του H₂S, το αέριο σύνθεσης εισέρχεται στον αντιδραστήρα μετατόπισης - Water Gas Shift (WGS). Ο αντιδραστήρας αυτός έχει ως ρόλο να ρυθμίσει το λόγο H₂/CO στο αερίου σύνθεσης πριν την εισαγωγή του στον αντιδραστήρα σύνθεσης μέσω της αντίδρασης μετατόπισης:



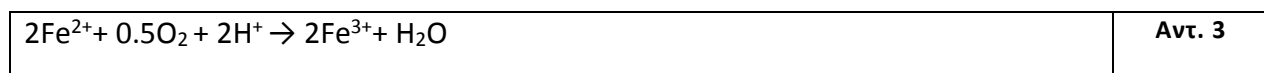
Μετά τον αντιδραστήρα WGS, το καθαρισμένο από H₂S αέριο σύνθεσης ενώνεται με το ρεύμα ανακυκλοφορίας το οποίο δεν αντέδρασε κατά τη σύνθεση του καυσίμου και εισέρχεται στην μονάδα Rectisol™ για την αφαίρεση του CO₂.

Το CO₂ που δεσμεύεται από το αέριο σύνθεσης απελευθερώνεται στην ατμόσφαιρα αν και δυνητικά θα μπορούσε να αποθηκευτεί. Αυτό δεν είναι επιβλαβές για το περιβάλλον μιας και προέρχεται από βιομάζα που όπως εξηγήθηκε στην εισαγωγή δεν συμβάλλει στο φαινόμενο του θερμοκηπίου. Αντίθετα, το θείο στη μορφή H₂S, δεν μπορεί να αξιοποιηθεί ούτε να αποδεσμευθεί στην ατμόσφαιρα αφού είναι επιβλαβές για το περιβάλλον και για την υγεία. Γι' αυτό, πρέπει να μετατραπεί στη στοιχειώδη σύσταση του θείου. Για να γίνει αυτό, πρέπει το H₂S να οδηγηθεί σε μια μονάδα ανάκτησης θείου όπως σε μια μονάδα Claus[41] ή Lo-Cat. Η μονάδα Claus είναι η πιο διαδεδομένη αφού εφευρέθηκε στα τέλη του 19^{ου} αιώνα. Συνοπτικά η μονάδα Claus, με καύση του H₂S το μετατρέπει σε διοξείδιο του θείου-SO₂ το οποίο αντιδρά με το υπόλοιπο H₂S παρουσία καταλύτη αλούμινα για τη σύνθεση θείου.

Στα εξεταστέα σενάρια προτιμήθηκε να χρησιμοποιηθεί μονάδα Lo-Cat αντί για Claus. Οι Lo-Cat μονάδες προτείνονται όταν στα ρεύματα υπάρχει μικρή ποσότητα H₂S και η ανάγκη για ανάκτηση θείου είναι λιγότερη από 20 τόνους την ημέρα[40]. Στο Lo-Cat, με την χρήση καταλύτη σιδήρου, οξειδώνεται το υδρόθειο σχηματίζοντας το στοιχείο του θείου όπως φαίνεται στην παρακάτω αντίδραση.



Προκειμένου να ξαναχρησιμοποιηθεί ο καταλύτης σιδήρου, αναγεννάται αντιδρώντας με οξυγόνο και υδρογόνο:



Η μονάδα Lo-Cat μπορεί να φτάσει ποσοστά 99,9% αφαίρεσης υδρόθειου. Λειτουργεί σε θερμοκρασία περιβάλλοντος και δεν χρειάζεται θέρμανση ή ψύξη του διαλύματος. Η μονάδα αποτελείται από έναν απορροφητή, έναν οξειδωτή (oxidizer), και μια μονάδα χειρισμού του θείου. Στον απορροφητή, το εισερχόμενο υδρόθειο έρχεται σε επαφή με τον καταλύτη σιδήρου και μετατρέπεται σε θείο. Ο χρησιμοποιημένος καταλύτης μαζί με το θείο εισέρχονται στον οξειδωτή. Εκεί ο καταλύτης αντιδρά με το οξυγόνο και αναγεννιέται. Στη συνέχεια, το θείο εισέρχεται στη μονάδα χειρισμού μαζί με τυχόν παρασυρόμενο καταλύτη. Εκεί διαχωρίζεται ο καταλύτης και επιστρέφει στον οξειδωτή για να αναγεννηθεί ενώ το θείο επεξεργάζεται για να είναι έτοιμο για πώληση ή διάθεση ως απόβλητο.

2.1.1. Fischer- Tropsch Σύνθεση

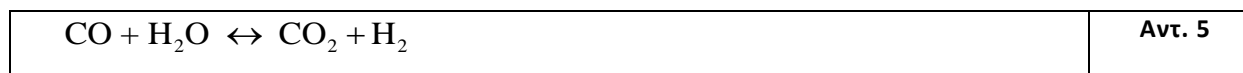
Η Fischer-Tropsch (FT) Σύνθεση ανακαλύφθηκε το 1923 από τους Γερμανούς επιστήμονες F. Fischer και H. Tropsch. κατά την οποία παράγονται υδρογονάνθρακες από το αέριο σύνθεσης (μείγμα αερίων CO και H₂). Σε μεγάλη κλίμακα, χρησιμοποιήθηκε για πρώτη φορά στη Γερμανία κατά τον Β΄ Παγκόσμιο Πόλεμο το 1930 όταν τα αποθέματα πετρελαίου ήταν ελάχιστα και χρησιμοποιήθηκαν ως υποκατάστατα τα καύσιμα σύνθεσης [42].

Στην αντίδραση της FT, ένα mole CO αντιδρά με δυο mole H₂ για να παραχθούν κυρίως παραφίνες-ευθύγραμμης αλυσίδας υδρογονάνθρακες (C_nH_y), μια μικρή ποσότητα διακλαδισμένων και ακόρεστων υδρογονανθράκων, και πρωτοταγείς αλκοόλες. Τυπικές θερμοκρασίες κάτω από τις οποίες γίνεται η FT σύνθεση είναι 200-250 °C και πιέσεις 25-60 bar [43]. Στην FT αντίδραση, το 20% της χημικής ενέργειας μετατρέπεται σε θερμότητα. Η αντίδραση σύνθεσης είναι:



Οι πιο σημαντικοί καταλύτες που χρησιμοποιούνται στη FT σύνθεση είναι καταλύτες που περιέχουν σίδηρο (Fe) ή κοβάλτιο (Co). Οι καταλύτες με κοβάλτιο έχουν υψηλότερο ρυθμό μετατροπής και μεγαλύτερο χρόνο ζωής. Παράγουν λιγότερους ακόρεστους υδρογονάνθρακες (ολεφίνες) και αλκοόλες. Οι καταλύτες με σίδηρο έχουν μεγαλύτερη αντοχή στο θείο, είναι φθηνότεροι και παράγουν περισσότερες ολεφίνες και αλκοόλες [7].

Όπως φαίνεται και στην αντίδραση, ο λόγος των mole του H₂ προς CO είναι 2. Όταν ο λόγος αυτός στο εισαχθέν αέριο είναι μικρότερος του 2, τότε ρυθμίζεται η περιεκτικότητα του αερίου ανάλογα με το ποιο στοιχείο χρειάζεται με τη βοήθεια της Water-Gas-Shift-WGS αντίδρασης :



Κατά την FT σύνθεση παράγονται υδρογονάνθρακες με ποικίλο αριθμό άνθρακα στην αλυσίδα τους. Η θεωρητική διανομή του μήκους της ανθρακικής αλυσίδας μπορεί να προβλεφθεί από την εξίσωση του Anderson-Schulz-Flory κατά την οποία :

$\log\left(\frac{W_n}{n}\right) = n \log\alpha + \log\left[\frac{(1-\alpha)^2}{\alpha}\right]$	Εξ. 1
--	--------------

Με W_n : το κλάσμα βάρους ενός προϊόντος με n άτομα άνθρακα

α : συντελεστής πιθανότητας επιμήκυνσης αλυσίδας

$\alpha = \frac{k_{\text{HC1}} \cdot P_{\text{CO}}}{k_{\text{HC1}} \cdot P_{\text{CO}} + k_{\text{HC5}} \cdot P_{\text{H}_2} + k_{\text{HC6}}}$	Εξ. 2
---	--------------

Με $P_{\text{CO}}, P_{\text{H}_2}$: οι μερικές πιέσεις του CO και H₂

k_{HC1} : σταθερά ρυθμού προσρόφησης του CO (mol(g s bar)⁻¹)

k_{HC5} : σταθερά ρυθμού εκρόφησης των παραφινών mol(g s bar)⁻¹

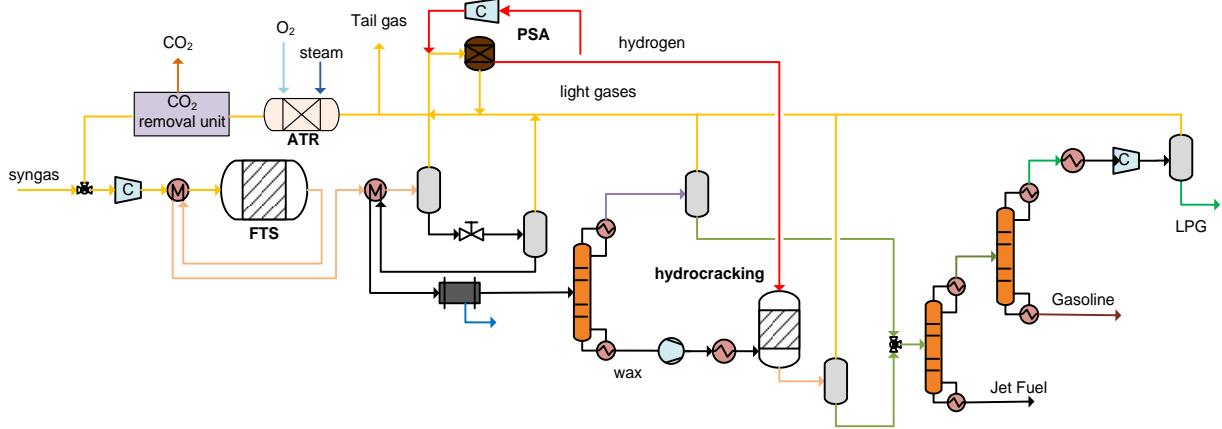
k_{HC6} : σταθερά ρυθμού εκρόφησης των ολεφινών mol(g s bar)⁻¹

Η τιμή του α επηρεάζεται από την επιλογή του καταλύτη στην FT σύνθεση. Έτσι, για να οριοθετηθεί ο αριθμός των ανθράκων στα προϊόντα της σύνθεσης, μεταβάλλεται ο καταλύτης που χρησιμοποιείται και οι συνθήκες λειτουργίας της FT αντίδρασης (θερμοκρασία, πίεση) ανάλογα με το αν προτιμούνται υδρογονάνθρακες μεγάλου ή μικρού μοριακού βάρους [7].

Η τεχνολογία της FT Σύνθεσης χρησιμοποιείται σήμερα σε βιομηχανικό επίπεδο. Δυο εταιρείες, η Shell (1^η μονάδα στη Μαλαισία) και η Sasol (μονάδες στην Νότια Αφρική), χρησιμοποιούν φυσικό αέριο και κάρβουνο αντίστοιχα ως πρώτη ύλη για την παραγωγή αερίου σύνθεσης.

Στην *Εικόνα 8* φαίνονται οι διεργασίες που απαρτίζουν το εξεταστέο θερμοχημικό σενάριο της Fischer-Tropsch, όπως αυτό εξετάστηκε στην παρούσα διπλωματική εργασία. Το syngas έρχεται από τις διεργασίες Καθαρισμού και Διαμόρφωσης του Αερίου σύνθεσης και ενώνεται με το ρεύμα ανακυκλοφορίας που αποτελείται από αέριο σύνθεσης που δεν αντέδρασε κατά την FT Σύνθεση. Στη συνέχεια εισέρχονται στη μονάδα Rectisol™ για την αφαίρεση του CO₂ και ακολουθεί η σύνθεση FT. Επειδή η αεριοποίηση γίνεται σε λίγο μεγαλύτερη πίεση από αυτή της Σύνθεσης FT, το αέριο σύνθεσης δεν χρειάζεται συμπίεση. Στη συνέχεια, σύμφωνα με τις παραπάνω αντιδράσεις (*Αντ.4, Αντ.5*) παράγονται οι υδρογονάνθρακες που η κατανομή τους βασίζεται στη σχέση *Εξ.1, Εξ.2*. Για να ευνοηθεί η παραγωγή υψηλών αλκανίων, πρέπει ο λόγος H₂/CO να είναι όσο το δυνατόν μικρότερος αν και η υπερβολική μείωση οδηγεί στην ελάττωση της ζωής του καταλύτη της σύνθεσης FT. Ο λόγος είναι ότι με μικρό λόγο H₂/CO, σχηματίζεται στερεός άνθρακας ο οποίος δηλητηριάζει τον καταλύτη.

Μετά τη σύνθεση των υδρογονανθράκων, στην πρώτη αποστακτική στήλη διαχωρίζονται οι κηροί (πολύ υψηλοί υδρογονάνθρακες) από τους υπόλοιπους υδρογονάνθρακες. Στη συνέχεια, οι κηροί οδηγούνται σε έναν αντιδραστήρα υδρογονοδιάσπασης (hydrocracking), όπου αντιδράνε με υδρογόνο και «σπάνε» σε μικρότερους υδρογονάνθρακες που μπορούν να αξιοποιηθούν. Στις επόμενες δύο αποστακτικές στήλες, διαχωρίζεται το jet fuel από τα υπόλοιπα παραπροϊόντα που είναι η βενζίνη (gasoline) και το υγραέριο (LPG).

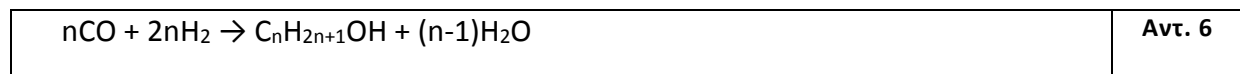


Εικόνα 8: Μοντελοποίηση Θερμοχημικού Σεναρίου Παραγωγής Jet Fuel από Fischer-Tropsch Σύνθεση

2.1.2. Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών

Στα δύο υπό εξέταση σενάρια παρακάτω, η βιομάζα, αφού έχει πρώτα αεριοποιηθεί σε αέριο σύνθεσης και καθαριστεί- διαμορφωθεί όπως περιγράφηκε προηγουμένως, οδηγείται στη σύνθεση καυσίμου. Σε αυτά τα σενάρια χρησιμοποιήθηκε η μέθοδος της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών. Σύμφωνα με αυτή τη μέθοδο, το CO και H₂ αντιδρούν κάτω από υψηλές πιέσεις (800-2500 psig) και μέτριες θερμοκρασίες (180-350 °C) για να παραχθεί ένα μείγμα από αλκοόλες με αριθμό ατόμων άνθρακα από C₁ μέχρι C₆. Εκτός από τις αλκοόλες, παράλληλα μπορεί να παραχθούν αέρια υδρογονανθράκων, υγρά, και κηροί ανάλογα με τον καταλύτη που χρησιμοποιείται κατά τη σύνθεση.

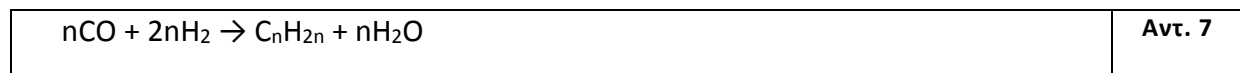
Κατά την Σύνθεση των Μεικτών Αλκοολών γίνονται πολλαπλές αντιδράσεις με διαφορετικές πορείες για την παραγωγή διάφορων αλκοολών και υδρογονανθράκων. Η γενική στοιχειομετρική αντίδραση για την παραγωγή υψηλών αλκοολών είναι[32]:



με το n να παίρνει συνήθως τιμές από 1 μέχρι 6. Επίσης λαμβάνει χώρα και η water-gas-shift λόγω της παραγωγής H₂O από την παραπάνω αντίδραση. Απόρροια αυτού είναι η παραγωγή CO₂ από την αντίδραση μετατόπισης:



Παράλληλα, εκτός από τις αλκοόλες και το διοξείδιο του άνθρακα, παράγονται υδρογονάνθρακες σύμφωνα με την αντίδραση :



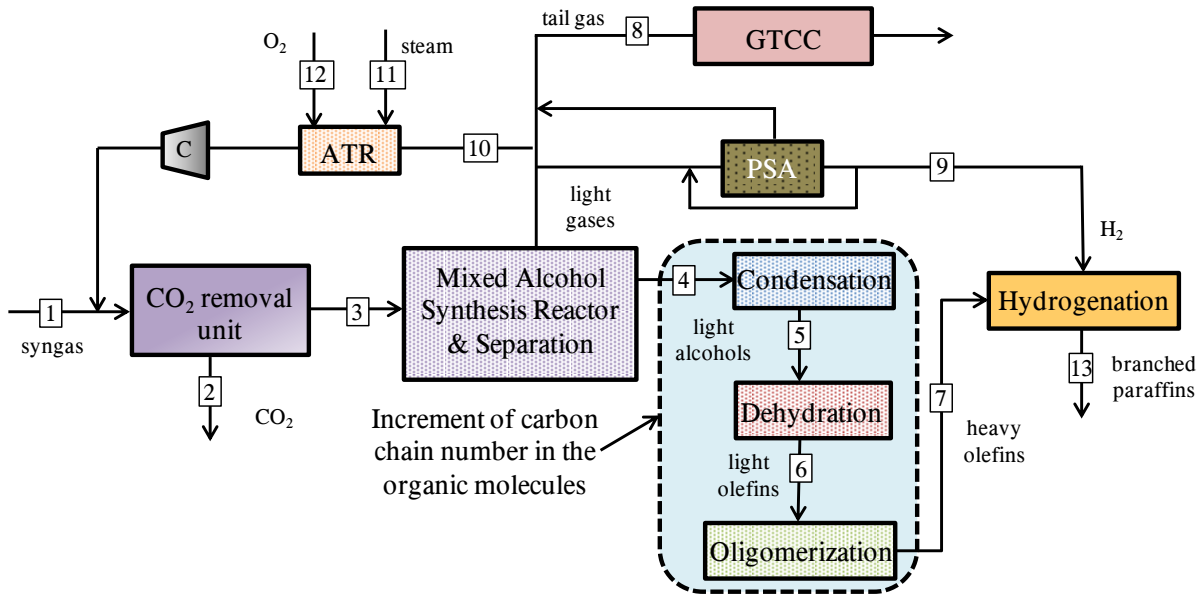
Η διανομή των υδρογονανθράκων ακολουθεί τη διανομή του Anderson-Schulz-Flory όπως γίνεται και στην περίπτωση της Fischer Tropsch σύνθεσης [32]. Όλες οι αντιδράσεις της Σύνθεσης Μεικτών

Αλκοολών είναι εξώθερμες και παράγουν μεγάλο ποσό θερμότητας που απομακρύνεται. Ο αντιδραστήρας που χρησιμοποιείται θεωρείται σταθερή κλίνη σωληνοειδούς μορφής.

Η σύνθεση των Μεικτών Αλκοολών γίνεται με τη βοήθεια καταλύτη. Δύο είναι οι κύριες κατηγορίες καταλυτών που χρησιμοποιούνται στις αντιδράσεις και εξετάζονται στην παρούσα διπλωματική εργασία. Οι τροποποιημένοι Fischer-Tropsch καταλύτες (Mod-FT) που έχουν ως βάση Fe, Ni, Co, Mo, Rh και οι τροποποιημένοι καταλύτες Μεθανόλης (Mod-MeOH) που έχουν βάση K, Zn, Cr, Cu [44]. Ο όρος «τροποποιημένος» χρησιμοποιείται επειδή στους καταλύτες αυτούς προστίθεται ένας υποκινητής αλκαλίων (alkali promoter) μαζί με κάποια ενεργά στοιχεία, τα οποία «τροποποιούν» τα προϊόντα των αντιδράσεων. Στους mod-FT καταλύτες προστίθεται ένας υποκινητής αλκαλίων ο οποίος βοηθάει στην μετατροπή των προϊόντων της σύνθεσης από υδρογονάνθρακες σε γραμμικές αλκοόλες, αν και οι υδρογονάνθρακες παραμένουν ένα σημαντικό μέρος των προϊόντων της σύνθεσης. Στους mod-MeOH καταλύτες, η πρόσθεση του υποκινητή αλκαλίων, βοηθάει στην μετατροπή της μεθανόλης σε υψηλότερες διακλαδισμένες πρωτοταγείς αλκοόλες κατά τη σύνθεση [45]. Ανάλογα με τον καταλύτη που χρησιμοποιείται επηρεάζεται το ποσοστό CO που μετατρέπεται σε αλκοόλες και υδρογονάνθρακες καθώς και η επιλεκτικότητα του καταλύτη σε συγκεκριμένες αλκοόλες, αφού μπορεί να ευνοήσει την παραγωγή συγκεκριμένων αλκοολών.

Στην παρακάτω εικόνα απεικονίζονται οι κύριες διεργασίες που γίνονται στα δύο θερμοχημικά σενάρια με σύνθεση Μεικτών Αλκοολών. Το αέριο σύνθεσης (1) εισέρχεται στη μονάδα Rectisol™, όπως αναφέρθηκε προηγουμένως, για να αφαιρεθεί το CO₂ (2). Το καθαρό πλέον αέριο σύνθεσης (3) εισέρχεται στον αντιδραστήρα σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών. Από τον αντιδραστήρα εξέρχεται ένα ρεύμα που αποτελείται από ελαφριά αέρια (αέριο σύνθεσης που δεν αντέδρασε, CO₂, και ελαφροί υδρογονάνθρακες) και ένα άλλο ρεύμα από τις υψηλές αλκοόλες που παρήχθησαν (4). Ένα μέρος των ελαφριών αερίων στέλνεται στον Αυτόθερμο Αναμορφωτή (Autothermal Reformer- ATR) όπου μετατρέπονται οι υδρογονάνθρακες σε CO και H₂ όταν αντιδρούν με ατμό (11) και οξυγόνο (12). Το ρεύμα που εξέρχεται του ATR, συμπιέζεται και ενώνεται με το αέριο σύνθεσης στο τελευταίο βήμα του καθαρισμού του. Ένα άλλο μέρος των ελαφρών αερίων οδηγείται στη Pressure Swing Adsorption (PSA) μονάδα. Στη PSA μονάδα, διαχωρίζονται τα αέρια από ένα μείγμα αερίων. Με αύξηση πίεσης, προσροφούνται τα υπόλοιπα αέρια στο αδρανές υλικό, αφήνοντας το H₂ (9) να περάσει και να διαχωριστεί από το μείγμα αερίων. Τα υπόλοιπα αέρια από την PSA μονάδα, μαζί με τα απαέρια αποτελούν τα αέρια καύσιμα (8) στέλνονται στον αεριοστρόβιλο (GT) όπου καίγονται και χρησιμοποιούνται σε έναν συνδυασμένο κύκλο Brayton και Rankine για την κάλυψη των αναγκών του βιοδιυλιστηρίου σε ηλεκτρική ενέργεια, θερμότητα και ατμό.

Οι παραγόμενες αλκοόλες (4) προκειμένου να αναβαθμιστούν στις επιθυμητές διακλαδισμένες παραφίνες-αεροπορικά καύσιμα, διέρχονται από μια αλληλουχία διεργασιών. Αρχικά συμπυκνώνονται (condensation) προκειμένου να δημιουργηθούν C4+ αλκοόλες (5). Έπειτα μέσω αφυδάτωσης (dehydration), μετατρέπονται σε ελαφρές ολεφίνες (6). Ύστερα, μέσω του ολιγομερισμού, αυξάνεται η ανθρακική τους αλυσίδα όπου τα C4 ολιγομερή συνθέτουν μακρύτερης αλυσίδας ολεφίνες (7). Τέλος, μέσω της υδρογόνωσης, μετατρέπονται οι βαριές ολεφίνες σε διακλαδισμένες παραφίνες που χρειάζονται για το jet fuel.



Εικόνα 9 : Γενική Επισκόπηση των Θερμοχημικών σεναρίων βασισμένα στην Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών

Οι διεργασίες που ακολουθούν της σύνθεσης για την αναβάθμιση των αλκοολών στο τελικό προϊόν καθορίζονται ανάλογα με τον καταλύτη που χρησιμοποιείται στη σύνθεση Μεικτών Αλκοολών. Παρακάτω επεξηγούνται οι διεργασίες αναβάθμισης των αλκοολών για κάθε εξεταζόμενο σενάριο.

Συμπύκνωση Αλκοολών

Στο σενάριο του Mod-FT καταλύτη, το κύριο προϊόν της Σύνθεσης είναι η αιθανόλη (EtOH - C₂H₅OH). Η παραγόμενη μεθανόλη (MeOH - CH₃OH) επιστρέφει στον αντιδραστήρα σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών για τη σύνθεση υψηλότερων αλκοολών. Σε αυτό το σενάριο, στη διεργασία της συμπύκνωσης, πρέπει να χρησιμοποιηθούν καταλύτες που ευνοούν την συμπύκνωση της αιθανόλης σε βουτανόλη. Τέτοιοι καταλύτες είναι οξείδια αλκαλικών γαιών (alkali earth metal oxides) και τροποποιημένος οξείδιο του μαγνησίου (MgO) [46]. Ένας ακόμη καλός καταλύτης με υψηλά ποσοστά μετατροπής αιθανόλης και επιλεκτικότητα σε n-βουτανόλης είναι το RuCl₂ [47].

Στη περίπτωση του Mod-MeOH καταλύτη, η παραγόμενη μεθανόλη αντιδρά με αιθανόλη και παράγει προπανόλη (PrOH - C₃H₇OH), και αντιδρά με προπανόλη για το σχηματισμό ισοβουτανόλης (BuOH - (CH₃)₂CHCH₂OH) [48]. Οι καταλύτες που χρησιμοποιούνται έχουν βάση το παλλάδιο (Pd) ή χαλκό (Cu) μαζί με MeONa [49]. Οι αντιδράσεις που γίνονται φαίνονται παρακάτω στις οποίες παράγεται παράλληλα και νερό:

$\text{MeOH} + \text{EtOH} \rightarrow \text{PrOH} + \text{H}_2\text{O}$	Αντ. 8
$\text{MeOH} + \text{PrOH} \rightarrow \text{BuOH} + \text{H}_2\text{O}$	Αντ. 9

Κατά τις αντιδράσεις αυτές αντιδράει το 71.2% της αιθανόλης και το 82% της προπανόλης, συμπεριλαμβανομένου και του ποσοστού της παραγόμενης προπανόλης από την πρώτη αντίδραση. Η

επιλεκτικότητα σε βουτανόλη θεωρείται 100% και έτσι θεωρείται ότι δεν παράγονται παραπροϊόντα [49].

Αφυδάτωση Αλκοολών

Σε αυτές τις αντιδράσεις, αφαιρείται το οξυγόνο από τις αλκοόλες με μορφή H_2O σχηματίζοντας διπλούς δεσμούς μεταξύ των ατόμων από τα οποία αφαιρείται το OH^- και H^+ . Θεωρείται πως όλες οι αλκοόλες αφυδατώνονται σε αλκένια με την παρουσία καταλυτών αλουμίνιας κάτω από υψηλή πίεση [50, 51]. Άλλοι όξινοι καταλύτες που χρησιμοποιούνται στην διεργασία αφυδάτωσης είναι ζεόλιθοι ZSM-5, ζεόλιθοι τύπου Y, και ρητίνες Amberlyst. Αυτοί οι καταλύτες εκτός από τις αντιδράσεις αφυδάτωσης, καταλύουν και την επόμενη διεργασία που ακολουθεί, τον ολιγομερισμό του βουτενίου [52]. Από την ίδια πηγή, διαπιστώνεται πως με καταλύτη αλουμίνια επιτυγχάνεται μετατροπή ισοβουτυλένιου με υψηλή επιλεκτικότητα σε αυτό. Όσον αφορά την αφυδάτωση της n-βουτανόλης που παράγεται στο σενάριο της Mod-FT, προτείνεται η χρήση καταλύτη ροδίου με αφρό αλουμίνιας (rhodium-alumina foam) σε θερμοκρασία μεγαλύτερη των 250 °C [53].

Ολιγομερισμός Ολεφινών

Κατά τη διεργασία του ολιγομερισμού επιτυγχάνεται η αύξηση της ανθρακικής αλυσίδας. Αυτό γίνεται με τον συνδυασμό των ακόρεστων μορίων (αλκενίων) για τη δημιουργία των αντίστοιχων ολιγομερών (διμερή, τριμερή, τετραμερή). Ο ολιγομερισμός γίνεται σε έναν αντιδραστήρα με αναδευτήρα και οι αντιδράσεις γίνονται σε υγρή φάση με παρουσία καταλύτη που ευνοούν την αντίδραση του ολιγομερισμού έναντι άλλων όπως του πολυμερισμού, αφυδρογόνωσης κλπ.

Το πιο σύνηθες αλκένιο που χρησιμοποιείται για ολιγομερισμό ή πολυμερισμό είναι το αιθένιο (C_2H_4) καθώς έτσι παράγεται το πλαστικό που χρησιμοποιείται ευρέως. Όμως αυτή η μέθοδος δεν είναι κατάλληλη για τα σενάρια που εξετάζουμε καθώς κατά τον ολιγομερισμό του αιθυλένιου υπάρχει υψηλότερη επιλεκτικότητα για C_2-C_8 ολιγομερή αντί για C_{10+} που χρειάζονται για την παραγωγή των επιθυμητών jet fuels.

Για την πλήρη μετατροπή του n-βουτενίου με υψηλή επιλεκτικότητα σε C_8 και C_{12+} ολιγομερή χρησιμοποιείται καταλύτης γάλλιου (gallium) όπως αναφέρεται στην πατέντα του Colombo [54]. Επίσης έχουν καταγραφεί ποσοστά μετατροπής 85% και επιλεκτικότητα 90% κατά τον ολιγομερισμό βουτενίου με καταλύτη βορίου μαζί με αλούμινια σε θερμοκρασία 150 °C και πίεση 80 bar [55]. Οι καλύτερες επιδόσεις για τον ολιγομερισμό του 1-βουτενίου επιτυγχάνονται χρησιμοποιώντας καταλύτη Cr_2ZrCl_2 διαλυμένο σε μεθυλαλουμινοξάνιο (MAO) [56].

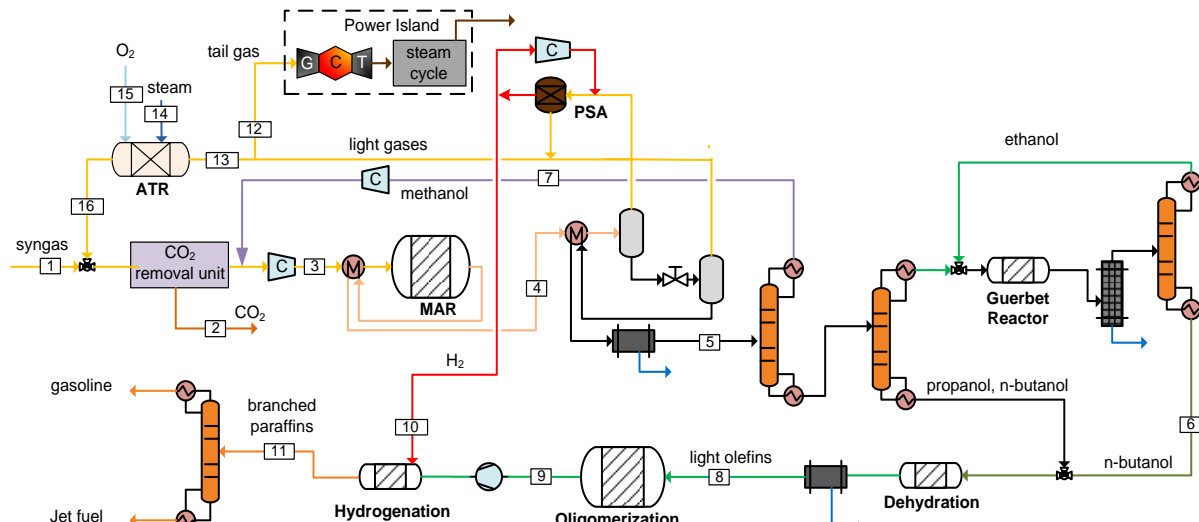
Αντίστοιχα για τον ολιγομερισμό του ισοβουτενίου, όπου παράγεται στο σενάριο του Mod-MeOH, χρησιμοποιείται ο καταλύτης Amberlyst-15. Αυτός ο καταλύτης έχει υψηλά ποσοστά μετατροπής (>90%) και πολύ καλή επιλεκτικότητα σε διμερή, τριμερή και τετραμερή [57-59].

Υδρογόνωση Ολιγομερών

Προκειμένου τα αλκένια να θεωρηθούν καύσιμο για αεροπορικούς κινητήρες, πρέπει να μετατραπούν σε παραφίνες (αλκάνια). Για να γίνει αυτό, θα πρέπει να προστεθούν στα αλκένια υδρογόνο ώστε ο διπλός δεσμός να σπάσει σε μονό και να τοποθετηθεί στη θέση αυτή του μορίου ιόντα H^+ . Αυτή η αντίδραση γίνεται με καταλύτες από κράματα παλλαδίου (Pd) [60, 61]. Το καθαρό H_2 που απαιτείται για την αντίδραση αυτή, προέρχεται από τη μονάδα PSA. Η υδρογόνωση γίνεται με παρουσία καταλύτη Pd σε υψηλή πίεση, σε θερμοκρασίες μεταξύ 200-350 °C. Για πιέσεις μεγαλύτερες των 20 bar,

παρατηρήθηκαν τα υψηλότερα ποσοστά μετατροπής ολεφινών (90%) με πολύ καλή επιλεκτικότητα στα αλκάνια (κοντά στο 100%) [62].

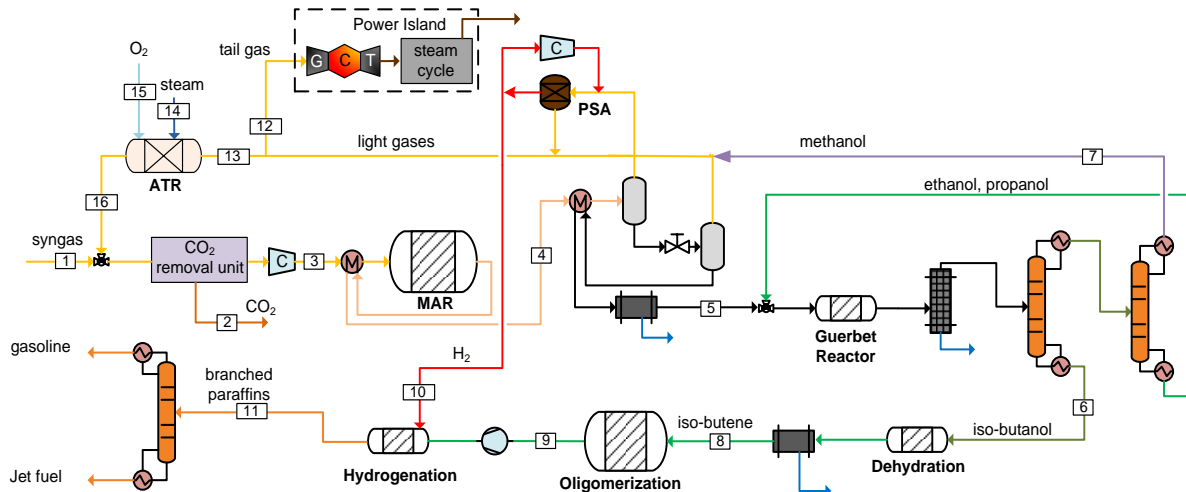
Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με τροποποιημένο FT Καταλύτη (Mod-FT)



Εικόνα 10: Μοντελοποίηση Θερμοχημικού Σεναρίου Παραγωγής Jet Fuel από Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με Mod-FT Καταλύτη

Στην Εικόνα 10 παρουσιάζεται η παραγωγή αλκοολών με χρήση Mod-FT καταλύτη και η αναβάθμιση τους σε διακλαδισμένες παραφίνες. Η αναβάθμιση των αλκοολών αποτελείται από αντιδραστήρες, διαχωριστές (αποστακτικές στήλες, flash διαχωριστές και δοχεία διαχωρισμού υγρής φάσης), εναλλάκτες θερμότητας καθώς περιέχει και ανακυκλοφορία ρεύματος. Μετά τη Σύνθεση των Αλκοολών και την απομάκρυνση των ελαφρών αερίων (light gases), η αιθανόλη διαχωρίζεται και οδηγείται για συμπύκνωση προς τον σχηματισμό n-βουτανόλης. Η μεθανόλη που διαχωρίζεται ανακυκλώνεται και ξαναγυρνάει στη σύνθεση Μεικτών Αλκοολών για τον σχηματισμό υψηλότερων αλκοολών. Οι υψηλότερες αλκοόλες προπανόλη και n-βουτανόλη που παράγονται κατά τη σύνθεση αναμειγνύονται με την παραγόμενη n-βουτανόλη από τη συμπύκνωση της αιθανόλης, για να βοηθήσουν στον ολιγομερισμό. Το υδρογόνο που απαιτείται για την υδρογόνωση, παράγεται από τη διεργασία PSA, δεσμεύοντας υδρογόνο από το αέριο σύνθεσης που δεν έχει αντιδράσει. Η ποσότητα υδρογόνου που πηγαίνει στον αντιδραστήρα υδρογόνωσης είναι ίση με την ποσότητα των ολεφινών που υδρογονώνονται. Η συγκέντρωση υδρογόνου του ρεύματος στην είσοδο του PSA πρέπει να είναι τουλάχιστον 70% κατ' όγκο (% v/v). Έτσι σχηματίζεται ένα ρεύμα κυκλοφορίας στο PSA για να επιτυγχάνεται αυτή η συγκέντρωση υδρογόνου.

Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με τροποποιημένο Καταλύτη Μεθανόλης (Mod-MeOH)



Εικόνα 11: Μοντελοποίηση Θερμοχημικού Σεναρίου Παραγωγής Jet Fuel από Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH Καταλύτη

Στην Εικόνα 11 παρουσιάζεται το σενάριο σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με χρήση Mod-MeOH καταλύτη και η αναβάθμιση τους σε διακλαδισμένες παραφίνες που βασίζεται στην επεξεργασία της ισο-βουτανόλης. Αυτή η μέθοδος εμπνεύστηκε από την πατέντα της εταιρείας Geno [63] που αξιοποιεί την ισο-βουτανόλη από βιοχημικές διεργασίες. Όπως και στο σενάριο Mod-FT έτσι και σε αυτό στις διεργασίες αναβάθμισης περιέχονται εξοπλισμοί όπως αντιδραστήρες, διαχωριστές, εναλλάκτες θερμότητας κλπ. Μετά τη σύνθεση των Μεικτών αλκοολών και τον διαχωρισμό των ελαφριών αερίων, οι υπόλοιπες αλκοόλες συμπυκνώνονται για τον σχηματισμό ισο-βουτανόλης. Μετά την συμπύκνωση ακολουθούν δύο αποστακτικές στήλες. Στην πρώτη διαχωρίζεται η συμπυκνωμένη ισο-βουτανόλη από τις υπόλοιπες αλκοόλες (κυρίως μεθανόλη, αιθανόλη, προπανόλη). Η αιθανόλη και προπανόλη που δεν αντέδρασαν οδηγούνται ξανά στον αντιδραστήρα για συμπύκνωση ενώ η μεθανόλη οδηγείται για αναμόρφωση στο ATR, όπου θα μετατραπεί σε αέριο μείγμα αποτελούμενο κυρίως από CO και H₂ και θα οδηγηθεί εκ νέου στον αντιδραστήρα σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών. Η συμπυκνωμένη ισο-βουτανόλη θα μετατραπεί σε ισοβουτένιο (αλκένιο) μέσω της αφυδάτωσης και αυτά μέσω ολιγομερίωσης θα αυξήσουν την ανθρακική τους αλυσίδα. Τέλος, μέσω της υδρογόνωσης, τα διμερή, τριμερή και τετραμερή ολιγομερή μετατρέπονται σε διακλαδισμένες παραφίνες μέσω της υδρογόνωσης.

Σε κάθε εξεταζόμενο σενάριο υπάρχουν οι Επιπρόσθετες Λειτουργίες ως μονάδα εξοπλισμού. Αυτές περιλαμβάνουν εξοπλισμό όπως το σύστημα ψύξης, τη μονάδα επεξεργασίας και καθαρισμού νερού καθώς και αντλίες. Επίσης, η μονάδα συνδυασμένου κύκλου αποτελείται από κύκλο ατμού, αεριοστρόβιλο, και σύστημα ανάκτησης θερμότητας.

2.2. Βιοχημικά Σενάρια

Στα βιοχημικά σενάρια, η βιομάζα σπάει σε μικρότερα μόρια με τη βοήθεια βακτηρίων ή ενζύμων. Οι βιοχημικές διεργασίες διαρκούν περισσότερο χρόνο προκειμένου να μετατρέψουν τη βιομάζα στα επιθυμητά προϊόντα από τις αντίστοιχες θερμοχημικές αλλά έχουν λιγότερες ενεργειακές απαιτήσεις.

Δύο βιοχημικοί μέθοδοι για τη μετατροπή βιομάζας είναι μέσω χώνεψης (αερόβια ή αναερόβια) και μέσω ζύμωσης. Στην αναερόβια χώνεψη, τα κύρια προϊόντα είναι το μεθάνιο, το διοξείδιο του άνθρακα και στερεά υπολείμματα. Τα βακτήρια χρησιμοποιούν το οξυγόνο που βρίσκεται μέσα στη βιομάζα αντί του περιβάλλοντος. Στην *αερόβια χώνεψη*, χρησιμοποιούνται διαφορετικοί μικροοργανισμοί από την *αερόβια*, αλλά επεξεργάζονται τα στοιχεία της βιομάζας σε παρουσία οξυγόνου από τον αέρα, παράγοντας θερμότητα και διοξείδιο του άνθρακα. Στη *ζύμωση*, η βιομάζα μετατρέπεται σε σάκχαρα με τη χρήση οξέων ή ενζύμων. Τα σάκχαρα μετατρέπονται σε αιθανόλη και άλλα χημικά με τη βοήθεια καλλιιεργειών μικροοργανισμών. Η λιγνίνη δεν μπορεί να μετατραπεί σε χρήσιμα χημικά και στέλνεται για καύση. Σε αντίθεση με την αναερόβια χώνεψη, τα προϊόντα είναι σε υγρή μορφή [29].

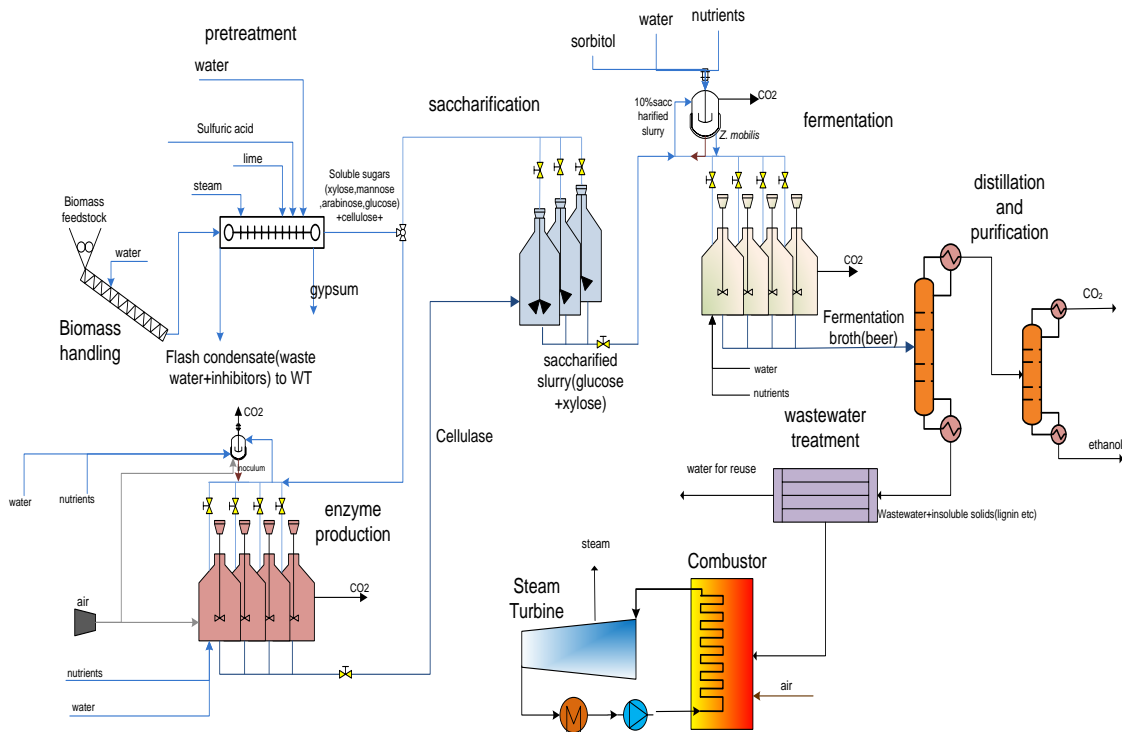
Η βιοχημική μέθοδος που μελετήθηκε στα εξεταστέα σενάρια είναι αυτή της αλκοολικής ζύμωσης. Η βιομάζα που χρησιμοποιείται είναι λιγνοκυταρινική (lignocellulosic), δηλαδή αποτελείται κατά 35-50% από κυτταρίνη, 20-30% από ημικυταρίνη και 12-20% από λιγνίνη (ξηρό κ.β.) [64]. Απώτερος σκοπός της βιοχημικής ζύμωσης είναι η παραγωγή αιθανόλης και βουτανόλης μέσω δύο διαφορετικών μεθόδων, της ζύμωσης σε αιθανόλη και της ABE (ακετόνη, βουτανόλη, αιθανόλη) ζύμωσης. Οι κυριότερες διεργασίες σε αυτές τις μεθόδους είναι ο χειρισμός της βιομάζας, η προεπεξεργασία της, υδρόλυση, ζύμωση και τέλος ο διαχωρισμός των προϊόντων.

2.2.1. Ζύμωση Αιθανόλης

Το σενάριο που εξετάστηκε στη παρούσα διπλωματική εργασία με τη βιοχημική μέθοδο της ζύμωσης σε Αιθανόλη, βασίστηκε στη μοντελοποίηση που παρουσιάζεται στην έκθεση του NREL [65]. Η πρώτη διεργασία είναι ο χειρισμός της βιομάζας. Εισέρχεται στο βιοδιυλιστήριο λιγνοκυταρινική βιομάζα από κοτσάνια καλαμποκιού (corn stover). Αφού πλυθεί, κόβεται σε μικρότερες διαστάσεις από τον τεμαχιστή (shredder). Στη συνέχεια ακολουθεί η περιοχή Προεπεξεργασίας και Διαμόρφωσης. Εκεί, εισέρχεται η βιομάζα σε αντιδραστήρες όπου γίνεται η υδρόλυση της βιομάζας με τη βοήθεια αραιού θειικού οξέος και θερμότητας από ατμό. Με την υδρόλυση, η ημικυταρίνη μετατρέπεται σε διαλυτά σάκχαρα (ξυλόζη, μανόζη, αραμπινόζη, γλυκόζη). Παράλληλα μπορούν να δημιουργηθούν καταστολείς (furfural or 5-hydroxymethyl furfural -HMF) που να εμποδίσουν την ζύμωση που ακολουθεί. Στη συνέχεια προστίθεται στο μείγμα που υδρολύθηκε αμμωνία για να ανέβει το pH του στο 5-6 για να μπορέσει να πραγματοποιηθεί η ενζυματική υδρόλυση που ακολουθεί. Η ενζυματική υδρόλυση μετατρέπει την κυτταρίνη σε γλυκόζη και γίνεται από κελλουλάση (cellulase) μέσα σε συνεχείς αντιδραστήρες. Τα κυτταρινικά αυτά ένζυμα, μπορούν να παραχθούν στην εγκατάσταση ή να αγοραστούν. Στην περίπτωση του NREL[65], η παραγωγή αυτών των ενζύμων γίνεται μέσα στην εγκατάσταση. Από αερόβια καλλιέργεια του μικροοργανισμού *T.reesei* μέσα σε βιοαντιδραστήρα, όπου τρέφεται με γλυκόζη και νερό, ο μικροοργανισμός αυτός παράγει κελλουλάση όταν ωριμάσει.

Μετά την ενζυματική υδρόλυση, η γλυκόζη και τα άλλα σάκχαρα, στέλνονται στα δοχεία ζύμωσης (fermentation vessels) όπου προστίθεται ο μικροοργανισμός *Zyotomonas mobilis*. Αυτό είναι ένα βακτήριο που μπορεί να ζυμώσει ταυτόχρονα τη γλυκόζη και τη ξυλόζη σε αιθανόλη. Η ενζυματική υδρόλυση και η ζύμωση μπορούν να γίνουν και ταυτόχρονα στο ίδιο δοχείο (Simultaneous saccharification and co-fermentation(SSCF)) [66] οδηγώντας σε μειωμένα κόστη αλλά η ξεχωριστή υδρόλυση και ζύμωση είναι πιο ρεαλιστική μέθοδος (Separate Hydrolysis and Fermentation=SHF). Τέλος, η διαχώριση των προϊόντων γίνεται με τη χρήση δύο αποστακτικών στηλών. Στη πρώτη, αφαιρείται το CO₂ και νερό. Στην δεύτερη στήλη διαχωρίζεται η αιθανόλη αζεοτροπικά κατά 92.5%. Τα αδιάλυτα στερεά που δεν μετατράπηκαν, και διαχωρίστηκαν από την αιθανόλη, στέλνονται για καύση στη μονάδα συμπαραγωγής.

Προκειμένου να αναβαθμιστεί η αιθανόλη στο επιθυμητό jet fuel, στέλνεται για αναβάθμιση. Οι διεργασίες που ακολουθούν είναι ίδιες με αυτές που γίνονται στο Mod-FT σενάριο. Η αιθανόλη αρχικά συμπυκνώνεται για να παραχθεί n-βουτανόλη. Μέσω αφυδάτωσης μετατρέπεται σε αλκένια που αυξάνεται η ανθρακική αλυσίδα τους με τη διεργασία του ολιγομερισμού. Τέλος από την υδρογόνωση, οι ολεφίνες μετατρέπονται σε παραφίνες, δηλαδή στο επιθυμητό τελικό προϊόν. Το υδρογόνο που απαιτείται για την υδρογόνωση αγοράζεται από προμηθευτή καθώς δεν υπάρχει αέριο σύνθεσης για να τροφοδοτήσει τη μονάδα PSA.



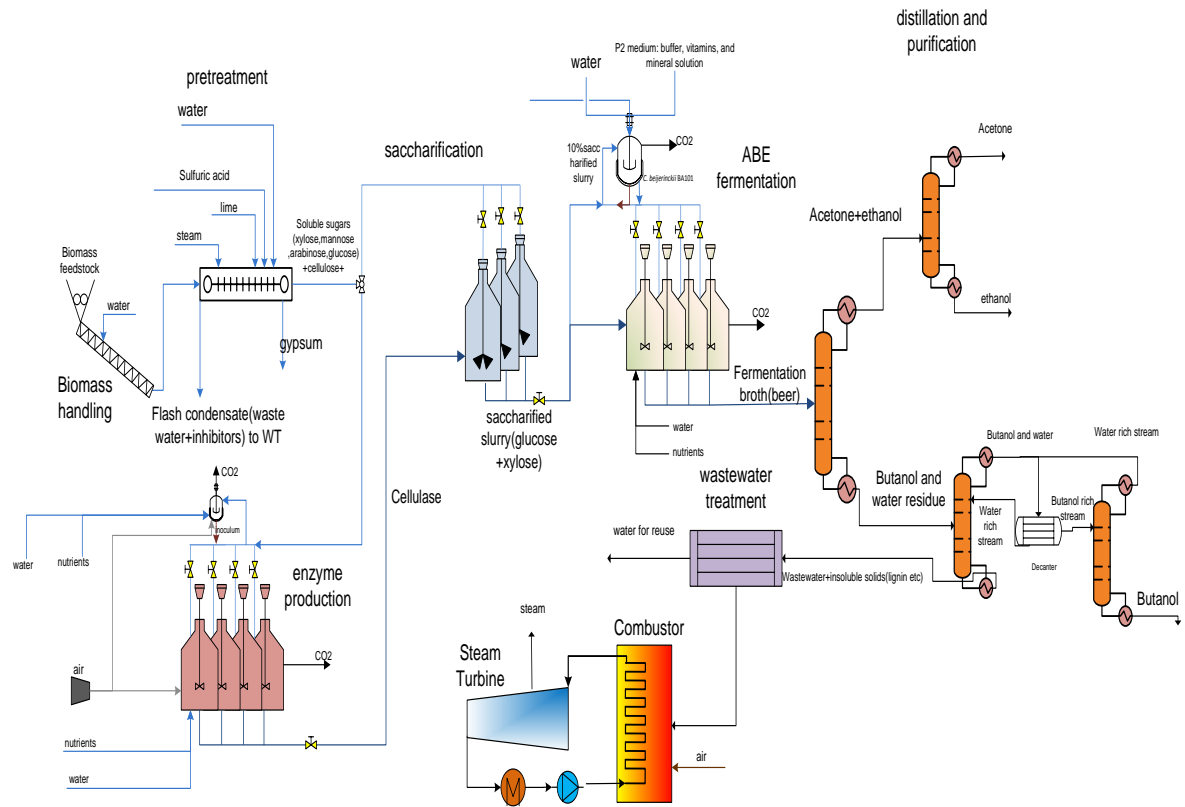
Εικόνα 12: Διαδικασία αλκοολικής ζύμωσης σε Αιθανόλη

2.2.2. Ζύμωση Βουτανόλης (ABE)

Η βιοχημική μέθοδος που εφαρμόζεται σε αυτό το σενάριο ονομάζεται ABE ζύμωση επειδή εκτός από βουτανόλη, παράγονται αιθανόλη και ακετόνη. Πρόσφατα, η βουτανόλη λόγω της υψηλής θερμογόνου δύναμης, του χαμηλού σημείου πήξης, της υψηλής υδροφοβικότητας και της χαμηλής θερμότητας εξάτμισης, έχει ελκύσει την προσοχή της ερευνητικής κοινότητας καθώς θεωρείται πως είναι πιο κοντά στις προδιαγραφές της βενζίνης από ότι η αιθανόλη [67]. Παρόλα αυτά, τα υψηλά κόστη υλικών που χρησιμοποιούνται στη διεργασία αυτή, η τοξικότητα της βουτανόλης στους μικροοργανισμούς ζύμωσης και οι μεγάλες ενεργειακές καταναλώσεις που χρειάζονται για τον διαχωρισμό και την ανάκτηση της βουτανόλης στο τέλος των διεργασιών αποτελούν εμπόδια στην επένδυση σε αυτή τη μέθοδο [68], [69]. Επίσης, η μικρή απόδοση (yield) (0.28-0.33 g/g), η μικρή παραγωγικότητα ($<0.3 \text{ g l}^{-1}\text{h}^{-1}$) και η μικρή συγκέντρωση προϊόντος ($<20 \text{ g l}^{-1}$) [70] έχει οδηγήσει στην έρευνα νέων μικροοργανισμών και νέων διεργασιών στη ζύμωση και στην ανάκτηση των προϊόντων [71], [72], [73]. Υπάρχουν διάφοροι μικροοργανισμοί που συμμετέχουν στην ABE ζύμωση. Οι σημαντικότεροι είναι οι *C. acetobutylicum* και *C. beijerinckii* από το γένος *Clostridium* με αναλογία προϊόντων 6:3:1 (βουτανόλη- ακετόνη-αιθανόλη) [74]. Η ABE ζύμωση γίνεται σε δύο στάδια: (i) *Acidogenesis* όπου οι μικροοργανισμοί παράγουν οξικό άλας (acetate), βουτυρικό οξύ (butyrate), υδρογόνο και διοξείδιο του άνθρακα και (ii) *Solventogenic* όπου παράγονται η βουτανόλη, ακετόνη, αιθανόλη.

Για τη μεθοδολογία της ABE ζύμωσης, ακολουθήθηκε η μοντελοποίηση του Qureshi [75]. Η βιομάζα που χρησιμοποιείται είναι άχυρο σίτου (wheat straw). Αφού αλεστεί σε κομμάτια των 2-3mm οδηγείται για υδρόλυση με την προσθήκη αραιού θειϊκού οξέος. Στη συνέχεια αναμειγνύεται το μείγμα με KOH/NaOH για να ξαναγίνει το pH 5. Στη συνέχεια γίνεται ενζυματική υδρόλυση και προστίθεται εκ νέου διάλυμα NaOH για να ξαναρυθμιστεί το pH του μείγματος. Έπειτα, ακολουθεί η διεργασία της ζύμωσης από τον μικροοργανισμό *C.beijerinckii* P260 που ολοκληρώνεται μετά από 42 ώρες με παραγωγικότητα $0.6 \text{ g l}^{-1}\text{h}^{-1}$. Τέλος, ακολουθεί ο διαχωρισμός και ανάκτηση των προϊόντων. Αρχικά διαχωρίζονται με έναν εκγυμνωτή η βουτανόλη μαζί με το νερό από την αιθανόλη και την ακετόνη. Επειδή η βουτανόλη και το νερό σχηματίζουν αζεοτροπικό μίγμα, διαχωρίζονται με μια μεμβράνη υπερεξάτμισης.

Μετά την παραγωγή και τον διαχωρισμό της βουτανόλης, οδηγείται για αναβάθμιση σε jet fuel όπως περιγράφηκε στο θερμοχημικό Mod-FT σενάριο. Η βουτανόλη που παράχθηκε είναι n-βουτανόλη. Άρα ακολουθούνται οι διεργασίες που αναφέρθηκαν προηγουμένως. Η βουτανόλη περνάει αρχικά από την διαδικασία της αφυδάτωσης για να μετατραπούν οι αλκοόλες σε αλκένια. Στη συνέχεια αυξάνεται η ανθρακική αλυσίδα τους με τη διεργασία του ολιγομερισμού και τέλος, οι παραγόμενες βαριές ολεφίνες μετατρέπονται σε παραφίνες με την διεργασία της υδρογόνωσης. Όπως και στην περίπτωση της ζύμωσης αιθανόλης, έτσι και εδώ, το απαιτούμενο υδρογόνο που είναι αναγκαίο για την υδρογόνωση αγοράζεται από εξωτερικό προμηθευτή.



Εικόνα 13 : Διαδικασία αλκοολικής ζύμωσης σε Βουτανόλη

3. Μεθοδολογία Οικονομικής Αξιολόγησης

Το μεγαλύτερο μειονέκτημα στην κατασκευή και χρήση βιοδυλιστηρίων είναι το μεγάλο κόστος επένδυσης τους και η αμφίβολη οικονομική βιωσιμότητα τους [76]. Στα πλαίσια της τεχνοοικονομικής μελέτης της διπλωματικής εργασίας, εκτιμήθηκε η συνολική επένδυση κεφαλαίου. Στο κεφάλαιο αυτό παρουσιάζεται η μεθοδολογία που ακολουθήθηκε για την εκτίμηση όλων των παραμέτρων κόστους που συνθέτουν το συνολικό κόστος επένδυσης για τα υπό εξέταση σενάρια.

3.1. Υπολογισμός κόστους εξοπλισμού εγκατάστασης

Για να εκτιμηθεί η συνολική επένδυση κεφαλαίου, έπρεπε αρχικά να υπολογισθεί το κόστος κάθε εξοπλισμού της εγκατάστασης σε κάθε σενάριο. Αυτό έγινε με την χρήση του κανόνα του συντελεστή έξι δεκάτων [77]. Όταν δεν είναι διαθέσιμα δεδομένα κόστους της δυναμικότητας λειτουργίας ενός εξοπλισμού, μπορούν να γίνουν εκτιμήσεις για το κόστος χρησιμοποιώντας την παρακάτω σχέση υπολογισμού κόστους εξοπλισμού με κλιμάκωση μεγέθους. Σύμφωνα με αυτήν, αν είναι γνωστό το κόστος για μια δεδομένη μονάδα b με συγκεκριμένη δυναμικότητα, το κόστος μιας παρόμοιας μονάδας a με δυναμικότητα ίση με X φορές τη δυναμικότητα της πρώτης είναι περίπου $(X)^{0.6}$ φορές το κόστος της αρχικής μονάδας.

$\text{Κόστος εξοπλισμού } a = (\text{κόστος εξοπλισμού } b)(X)^{0.6}$	Εξ. 3
--	-------

Γενικά, ο κανόνας του συντελεστή έξι δεκάτων είναι καλύτερο να μην χρησιμοποιείται όταν η δυναμικότητα του εξοπλισμού που υπολογίζεται είναι μεγαλύτερη της δεκαπλάσιας δυναμικότητας του αρχικού εξοπλισμού. Οι δύο εξοπλισμοί πρέπει να είναι όμοιοι ως προς τον τύπο της κατασκευής, τα κατασκευαστικά υλικά, την περιοχή θερμοκρασίας και πίεσης λειτουργίας τους καθώς και αντίστοιχες μεταβλητές λειτουργίας.

Για κάθε εξοπλισμό σε κάθε σενάριο βρέθηκε από βιβλιογραφία και επιστημονικά άρθρα το αρχικό κόστος τους και η αρχική δυναμικότητα τους και μέσω της παραπάνω σχέσης εκτιμήθηκε το κόστος εξοπλισμού της κάθε εγκατάστασης των σεναρίων που εξετάστηκαν.

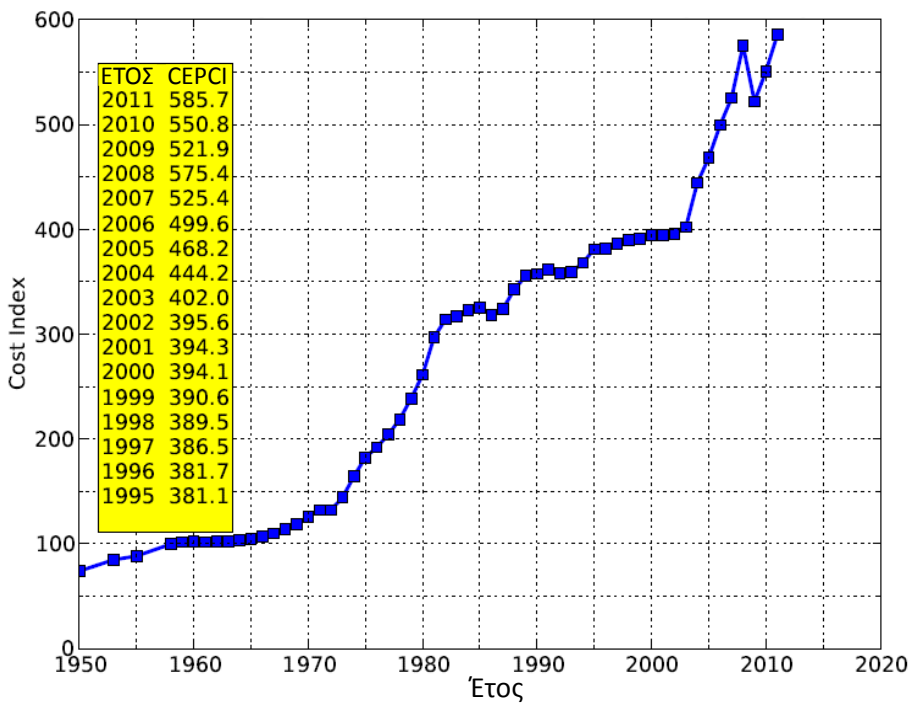
3.2. Δείκτες Κόστους

Τα περισσότερα δεδομένα κόστους που χρησιμοποιούνται για την εκτίμηση του κόστους εξοπλισμού και της επένδυσης κεφαλαίου ισχύουν μόνο το χρόνο στον οποίο αναπτύχθηκαν. Όμως, εξαιτίας των αλλαγών σε οικονομικές συνθήκες (επίδραση πληθωρισμού, πολέμων, οικονομικής κρίσης κλπ.) χρησιμοποιούνται κάποιες μέθοδοι για την αναθεώρηση των δεδομένων κόστους του παρελθόντος σε κόστη αντιπροσωπευτικά των συνθηκών που επικρατούν σε μεταγενέστερο χρόνο. Μια από αυτές είναι οι δείκτες κόστους (cost indexes).

Ο δείκτης αυτός είναι ένας δείκτης αξίας για μια συγκεκριμένη χρονική στιγμή και δείχνει το κόστος για μια χρονική στιγμή αναφορικά με μια συγκεκριμένη χρονική βάση. Σύμφωνα με τον παρακάτω τύπο, το κόστος για την παρούσα χρονική στιγμή είναι ισόδυναμο με το αντίστοιχο κόστος του παρελθόντος επί τον λόγο δεικτών της παρούσας χρονικής στιγμής προς τον δείκτη που αντιστοιχεί στο αρχικό κόστος του παρελθόντος.

$\text{Παρόν Κόστος} = \text{Αρχικό κόστος} \left(\frac{\text{τιμή δείκτη στον παρόντα χρόνο}}{\text{τιμή δείκτη κατά τον χρόνο που επιτεύχθηκε το αρχικό κόστος}} \right)$	Εξ. 4
--	--------------

Οι δείκτες κόστους μπορούν να χρησιμοποιηθούν για ένα γενικό υπολογισμό αλλά κανένας δείκτης δεν μπορεί να συμπεριλάβει όλους τους παράγοντες. Υπάρχουν πολλοί διαφορετικοί τύποι δεικτών κόστους. Μερικοί από αυτούς είναι οι Δείκτες Κόστους εξοπλισμού Marshall and Swift για τη συνολική βιομηχανία και τη βιομηχανία διεργασιών, ο Δείκτης Κόστους Εγκαταστάσεων Engineering News-Record, ο Δείκτης Κόστους Παραγωγής Διυλιστηρίου Nelson-Farrar και ο Δείκτης Κόστους του περιοδικού Chemical Engineering [77]. Για τους υπολογισμούς κόστους που έγιναν, χρησιμοποιήθηκε ο τελευταίος δείκτης Κόστους, του 2011 που είναι ίσος με 585.7 .



Εικόνα 14 : Δείκτες Κόστους Συναρτήσσει έτους

3.3. Μέθοδος Υπολογισμού Συνολικής Επένδυσης Κεφαλαίου (Total Capital Investment –TCI)

Για να υπολογιστεί η συνολική κόστος επένδυση κεφαλαίου σε κάθε εξεταζόμενο σενάριο υπάρχουν ποικίλες μέθοδοι. Στην παρούσα διπλωματική χρησιμοποιήθηκε η μέθοδος Ποσοστό Κόστους

Παραδιδόμενου Εξοπλισμού [77]. Πρώτο βήμα σε αυτήν την μέθοδο είναι ο προσδιορισμός του κόστους του παραδιδόμενου εξοπλισμού. Στην συνέχεια υπολογίζονται τα άμεσα και έμμεσα κόστη ως ποσοστά του παραδοθέντος εξοπλισμού. Η συνολική επένδυση κεφαλαίου δίνεται από τον τύπο:

$$C_n = \sum (E + f_1 E + f_2 E + \dots + f_n E) = E \sum (1 + f_1 + f_2 + \dots + f_n)$$

Εξ. 5

Όπου:

E : το κόστος αγοράς του παραδοθέντος εξοπλισμού

$f_1, f_2, f_3, \dots, f_n$: είναι πολλαπλασιαστικοί συντελεστές για σωληνώσεις , ηλεκτρικά , έμμεσα κόστη κ.λ.π. Οι συντελεστές αυτοί εξαρτώνται από τον τύπο διεργασίας, την πολυπλοκότητα του σχεδιασμού, τα απαιτούμενα υλικά κατασκευής, τη θέση της μονάδας, την εμπειρία του παρελθόντος κ.λ.π. Οι τιμές των συντελεστών αυτών ορίζονται από τον Peters & Timmerhaus [77] και από επιστημονικά άρθρα με αντίστοιχες διεργασίες[45]. Θεωρούμε έναν νέο συντελεστή, τον *συντελεστή εγκατάστασης (installation factor)*, ο οποίος είναι το άθροισμα των παραπάνω συντελεστών και αν πολλαπλασιαστεί με τον παραδοθέντα εξοπλισμό προκύπτει το Συνολικό άμεσο κόστος εξοπλισμού.

$$\text{Κόστος εγκατάστασης εξοπλισμού} = (\text{Κόστος αγορασμένου \& παραδόμενου εξοπλισμού}) \times f_{\text{installation}}$$

Εξ. 6

Όταν δεν δίνεται ο συντελεστής εγκατάστασης από την βιβλιογραφία και τους πωλητές για τον κάθε εξοπλισμό, υπολογίζεται όπως φαίνεται στον παρακάτω πίνακα κάνοντας τις αντίστοιχες παραδοχές.

Πίνακας 3: Μέθοδος Υπολογισμού Συντελεστή Εγκατάστασης [77],[27]

Συνολικό Κόστος Αγορασμένου Εξοπλισμού (TPEC)	100%
Εγκατάσταση αγορασμένου εξοπλισμού	39%
Όργανα και συστήματα ελέγχου	26%
Σωληνώσεις	31%
Ηλεκτρικά Συστήματα	10%
Κτίρια (συμπεριλαμβανομένων υπηρεσιών)	29%
Βελτιώσεις οικοπέδου	12%
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης (TIC)	247 % του TPEC

3.3.1. Άμεσα Κόστη

Είναι όλα τα κόστη που αφορούν άμεσα την κατασκευή της εγκατάστασης. Αυτά περιγράφονται στη συνέχεια.

Εγκατάσταση Αγορασμένου εξοπλισμού

Περιλαμβάνει τα κόστη που σχετίζονται άμεσα με την εγκατάσταση αγορασμένου εξοπλισμού όπως π.χ. εργατικά, θεμέλια, στηρίγματα, πλατφόρμες, κατασκευή κ.λ.π. Το κόστος εγκατάστασης του εξοπλισμού κυμαίνεται από 25-55% του κόστους αγοράς του εξοπλισμού.

Όργανα Μέτρησης και Συστήματα Ελέγχου

Αποτελείται από τα κόστη οργάνων μέτρησης, της εργασίας εγκατάστασης, τα υλικά και τον βοηθητικό εξοπλισμό που απαιτείται για την τοποθέτηση οργάνων μέτρησης και ρύθμισης. Το συνολικό αυτό κόστος, εξαρτάται από το ποσό του ελέγχου που χρειάζεται η εγκατάσταση και κυμαίνεται από 8-50%. Για μια μονάδα χημικών διεργασιών στερεών-ρευστών, όπως είναι η εξεταζόμενη μονάδα της παρούσας διπλωματικής, προτείνεται το κόστος για τα όργανα και συστήματα ελέγχου να είναι ίσο με το 26% του κόστους του αγορασμένου εξοπλισμού [77].

Σωληνώσεις

Το κόστος των σωληνώσεων καλύπτει τα εργατικά, τις βάνες, τις συνδέσεις, τους σωλήνες, τα στηρίγματα καθώς και αντικείμενα που χρησιμοποιούνται άμεσα στη διεργασία και σχετίζονται με την τοποθέτηση των σωληνώσεων όπως τις πρώτες ύλες, τα ενδιάμεσα προϊόντα, τα τελικά προϊόντα, τον υδρατμό, τον αέρα, τον αγωγό αποχετεύσεως και όποια άλλη σωλήνωση χρησιμοποιείται στις διεργασίες. Το κόστος για τις σωληνώσεις είναι πολύ σημαντικό καθώς μπορεί να φτάσει μέχρι και το 80% του κόστους αγορασμένου εξοπλισμού ανάλογα με τις διεργασίες που εκτελούνται. Από τον Peters & Timmerhaus [77] προτείνεται το κόστος των σωληνώσεων να ισούται με το 31% του αγορασμένου εξοπλισμού για εγκαταστάσεις με στερεού-ρευστού τύπου χημικές διεργασίες.

Ηλεκτρικά Συστήματα

Συνήθως το κόστος για τα ηλεκτρικά συστήματα κυμαίνεται στα ποσοστά 15-30% του κόστους του αγορασμένου εξοπλισμού. Μέσα σε αυτό περιλαμβάνεται το κόστος για τα καλώδια ρεύματος, τον φωτισμό, το μετασχηματιστή, το σέρβις, τις καλωδιώσεις των οργάνων μετρήσεων και των συστημάτων ελέγχου.

Κτίρια

Στο κόστος κτιρίων περιλαμβάνεται οτιδήποτε έχει σχέση με την ανέγερση όλων των κτιρίων της εγκατάστασης, δηλαδή τα εργατικά, τα υλικά και τις προμήθειες. Επίσης περιλαμβάνονται κόστη για τα υδραυλικά, τη θέρμανση, το φωτισμό και τον εξαερισμό των κτιρίων.

Βελτιώσεις Οικοπέδου

Περιλαμβάνει τα κόστη για περίφραξη, εξομάλυνση του εδάφους, δρόμους, πεζοδρόμια, αποβάθρες, ανάπλαση τοπίου και ότι άλλο συντελεί στην βελτίωση του οικοπέδου. Το κόστος αυτό κυμαίνεται από 10-20% του κόστους αγορασμένου εξοπλισμού.

3.3.2. Έμμεσα Κόστη

Τα έμμεσα κόστη υπολογίζονται ως ποσοστό του Συνολικού Κόστους Αγορασμένου εξοπλισμού.

Πίνακας 4: Έμμεσα Κόστη [27]

Υπηρεσίες μηχανικών και επίβλεψη	32%
Κατασκευαστικά έξοδα	34%
Νομικά έξοδα και αμοιβή εργολάβου	23%
Συνολικά Έμμεσα κόστη (IC)	89% του ΤΡΕC

Υπηρεσίες Μηχανικών και Επίβλεψη

Το κόστος αυτό περιλαμβάνει οτιδήποτε έχει σχέση με τον σχεδιασμό της εγκατάστασης και τις υπηρεσίες των μηχανικών στην κατασκευή της μονάδας παραγωγής, όπως την μελέτη, τα λογιστικά, τον υπολογισμό κόστους εγκατάστασης και την μελέτη των διεργασιών (cost engineering και process engineering), τα ταξίδια, τις επικοινωνίες και τα έξοδα γραφείου που γίνονται στο πλαίσιο της κατασκευής της μονάδας.

Κατασκευαστικά έξοδα

Τα κατασκευαστικά έξοδα είναι τα έμμεσα κόστη που περιλαμβάνουν τα έξοδα για την προσωρινή κατασκευή και λειτουργία της εγκατάστασης, για τον εξοπλισμό κατασκευής, για το κόστος εστίασης και την μισθοδοσία του προσωπικού που βρίσκεται στον χώρο κατασκευής, για την ασφάλιση τους και τους φόρους τους καθώς και για τα γενικά έξοδα της.

Νομικά έξοδα και αμοιβή εργολάβου

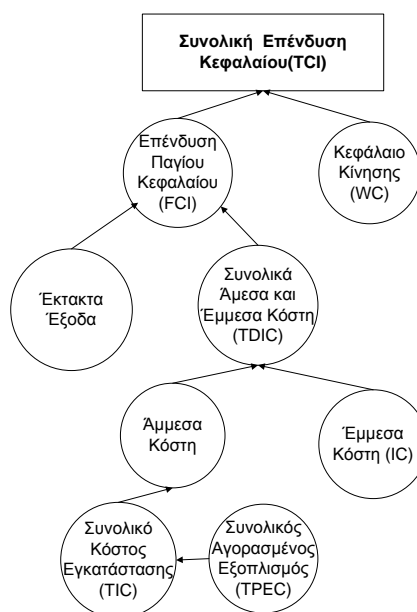
Τα νομικά έξοδα συμπεριλαμβάνουν τα κόστη για τα συμβόλαια της αγοράς οικοπέδου, της αγοράς εξοπλισμού καθώς και της κατασκευής της εγκατάστασης. Επίσης είναι τα έξοδα που ικανοποιούν τις κυβερνητικές απαιτήσεις, καθώς και τις περιβαλλοντικές.

3.3.3. Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου

Μετά την εκτίμηση του κόστους αγορασμένου εξοπλισμού, τον προσδιορισμό του συντελεστή εγκατάστασης για τον κάθε εξοπλισμό και των έμμεσων εξόδων η μέθοδος που ακολουθήθηκε [27] για τον υπολογισμό της Συνολικής Επένδυσης Κεφαλαίου είναι η εξής:

Πίνακας 5: Μέθοδος υπολογισμού Συνολικής επένδυσης κεφαλαίου

Συνολικό Κόστος Αγορασμένου Εξοπλισμού (TPEC)	100%
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης (TIC)	TPEC·Installation Factor
Έμμεσα Κόστη (IC)	89% του TPEC
Συνολικά Άμεσα και Έμμεσα Κόστη (TDIC)	TIC+IC
Έκτακτα Έξοδα (Contingency)	20% του TDIC
Επένδυση Παγίου Κεφαλαίου (Fixed Capital Investment -FCI)	TDIC+ Έκτακτα Έξοδα
Κεφάλαιο Κίνησης (Working Capital -WC)	15% του FCI
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου (TCI)	FCI+WC



Εικόνα 15 : Ανάλυση συνολικής επένδυσης κεφαλαίου

Επένδυση Παγίου Κεφαλαίου

Είναι το κεφάλαιο που χρειάζεται για τον εγκατεστημένο εξοπλισμό της διεργασίας καθώς και επιμέρους στοιχεία που απαιτούνται για την ολοκληρωμένη λειτουργία της μονάδας όπως έξοδα για την προετοιμασία της τοποθεσίας, τις σωληνώσεις, τα όργανα, τη μόνωση και τη θεμελίωση.

Κεφάλαιο Κίνησης

Το κεφάλαιο κίνησης είναι ένα χρηματικό ποσό που διατίθεται για την εξασφάλιση της λειτουργικής ρευστότητας της εγκατάστασης. Αποτελεί σημαντικό οικονομικό παράγοντα που εξασφαλίζει την βιωσιμότητα και την ομαλή λειτουργία μιας επιχείρησης. Σύμφωνα με τον ορισμό του Peters & Timmerhaus [77], το κεφάλαιο κίνησης είναι το σύνολο των χρημάτων που διατίθενται για :

- Τις πρώτες ύλες και τις προμήθειες
- Την αποθήκευση των τελικών προϊόντων και την επεξεργασία των ημιτελών προϊόντων

- Τους εισπρακτέους λογαριασμούς
- Την μηνιαία πληρωμή των λειτουργικών εξόδων, όπως μισθούς, αγορές απαραίτητων υλικών κλπ.
- Τους πληρωτέους λογαριασμούς
- Τους πληρωτέους φόρους

Το κεφάλαιο κίνησης είναι αρκετό για να αποπληρώσει τα βραχυπρόθεσμα έξοδα της εγκατάστασης για 1-2 μήνες. Για τις περισσότερες χημικές εγκαταστάσεις υπολογίζεται ως το 10-20 % του Συνολικού Κόστους Επένδυσης. Στην περίπτωση μας υπολογίσαμε το κεφάλαιο κίνησης ως το 15% του TCI.

Έκτακτα Έξοδα (Contingencies)

Τα έκτακτα έξοδα αποτελούν ένα χρηματικό ποσό που είναι διαθέσιμο για απροσδόκητα γεγονότα που μπορούν να εμφανισθούν κατά την κατασκευή ή τη λειτουργία της εγκατάστασης. Από την κατασκευή αντίστοιχων εγκαταστάσεων έχει διαγνωσθεί πως απροσδόκητα γεγονότα μπορούν να εμφανισθούν όπως καταγίδες, πλημμύρες, ατυχήματα μεταφοράς, απεργίες, αλλαγές στις τιμές υλικών, αλλαγές στον σχεδιασμό καθώς και σφάλματα κατά την εκτίμηση του προϋπολογισμού. Ενδεικτικό εύρος συντελεστή εκτάκτων εξόδων κατά τον Peters & Timmerhaus [77] είναι από 5-15% της επένδυσης παγίου κεφαλαίου (FCI).

3.4. Λειτουργικά Κόστη

Για την οικονομική ανάλυση που ακολουθεί, εκτός από τον υπολογισμό της Συνολικής Επένδυσης Κεφαλαίου, χρειάζεται να υπολογιστούν και τα λειτουργικά κόστη της εγκατάστασης για κάθε σενάριο. Δηλαδή όλα τα έξοδα που σχετίζονται άμεσα με την διαδικασία παραγωγής ή το φυσικό εξοπλισμό της μονάδας διεργασίας. Τα Λειτουργικά Κόστη διαχωρίζονται σε Σταθερά και Μεταβλητά Λειτουργικά Κόστη.

3.4.1. Σταθερά Λειτουργικά Κόστη

Τα κόστη που δεν μεταβάλλονται καθόλου ή που μεταβάλλονται λίγο με την ποσότητα παραγωγής ορίζονται ως σταθερά (ή πάγια) κόστη. Σε αυτά περιλαμβάνονται τα κόστη συντήρησης και επισκευών, οι τοπικοί φόροι και την ασφάλεια ιδιοκτησίας.

Συντήρηση και Επισκευές

Το ετήσιο κόστος για τη συντήρηση και την επιδιόρθωση του εξοπλισμού μπορεί να κυμαίνεται από 2%-20% του κόστους εξοπλισμού. Σε βιομηχανίες διεργασίας το συνολικό κόστος μονάδας ανά έτος για τη συντήρηση και τις επισκευές κυμαίνεται από 2%-10% της επένδυσης παγίου κεφαλαίου. Σύμφωνα με τον Peters & Timmerhaus [77] και ένα επιστημονικό άρθρο [27] η τιμή που επιλέχθηκε είναι το 2% του παγίου κεφαλαίου.

Φόροι και Ασφάλεια

Η χρηματική αξία των τοπικών φόρων ιδιοκτησίας εξαρτάται από την συγκεκριμένη τοποθεσία της μονάδας και των τοπικών νόμων. Οι ετήσιοι φόροι ιδιοκτησίας για μονάδες που βρίσκονται σε πυκνοκατοικημένες περιοχές κυμαίνονται από 2%-4% του παγίου κεφαλαίου. Σε λιγότερο κατοικημένες περιοχές οι τοπικοί φόροι ιδιοκτησίας είναι περίπου το 1-2% της επένδυσης παγίου κεφαλαίου. Όσον αφορά την ασφάλεια ιδιοκτησίας, εξαρτάται από τον τύπο της διεργασίας που επιτελείται σε μια

παραγωγική λειτουργία και στην έκταση των διαθέσιμων εγκαταστάσεων προστασίας. Σε μια ετήσια βάση, οι τιμές αυτές είναι περίπου ίσες με το 1% της επένδυσης παγίου κεφαλαίου. Για τις διεργασίες που απασχολούν την παρούσα διπλωματική τα κόστη για τους τοπικού φόρους και ασφάλειας ιδιοκτησίας προτείνονται [27] να είναι ίσα με 2% της επένδυσης παγίου κεφαλαίου.

Γενικά Έξοδα

Εκτός από τα κόστη που σχετίζονται άμεσα με την παραγωγική διαδικασία, προκειμένου να λειτουργεί η μονάδα αποδοτικά θα πρέπει να ληφθούν υπόψη και άλλα έξοδα. Για πολλές από τις γενικές λειτουργίες της μονάδας είναι απαραίτητα μηχανήματα που δεν σχετίζονται με την παραγωγή. Οι χρεώσεις αυτές σχετίζονται άμεσα με το κόστος για όλο το προσωπικό της μονάδας παραγωγής. Για τα σενάρια που εξετάστηκαν τα γενικά έξοδα είναι ίσα με το 60% των μισθών [27].

Πίνακας 6: Σταθερά Λειτουργικά Κόστη

Συντήρηση και Επισκευές	2% της Επένδυσης Παγίου Κεφαλαίου FCI
Ασφάλεια και Φόροι	2% της Επένδυσης Παγίου Κεφαλαίου FCI
Γενικά Έξοδα	60% των Μισθών

3.4.2. Μεταβλητά Λειτουργικά Έξοδα

Τα Μεταβλητά Λειτουργικά Έξοδα περιλαμβάνουν κόστη που σχετίζονται άμεσα με την παραγωγική διαδικασία. Απαρτίζεται από κόστη για την πρώτη ύλη, για το προσωπικό ,για τους καταλύτες κ.λ.π. Δηλαδή αποτελούνται από κόστη που υφίστανται όταν λειτουργεί η μονάδα.

Πρώτη Ύλη

Από τα πιο βασικά κόστη στα Λειτουργικά Έξοδα είναι η αγορά πρώτης ύλης. Στα εξεταστέα σενάρια, υπολογίστηκε ότι η ποσότητα της πρώτης ύλης που χρειάζεται το βιοδιυλιστήριο είναι 864 τόνους την ημέρα. Η πρώτη ύλη που χρησιμοποιείται είναι πέλλετς ξύλου. Η τιμή για τα πέλλετς ξύλου ανέρχεται στα 60€ τον τόνο (Dry). Στην τιμή αυτή συμπεριλαμβάνεται η συλλογή και η μεταφορά τους στην εγκατάσταση. Άρα για τις 310 μέρες που λειτουργεί το βιοδιυλιστήριο προκύπτει ένα σημαντικό ετήσιο κόστος της τάξης των 16.000.000 € .

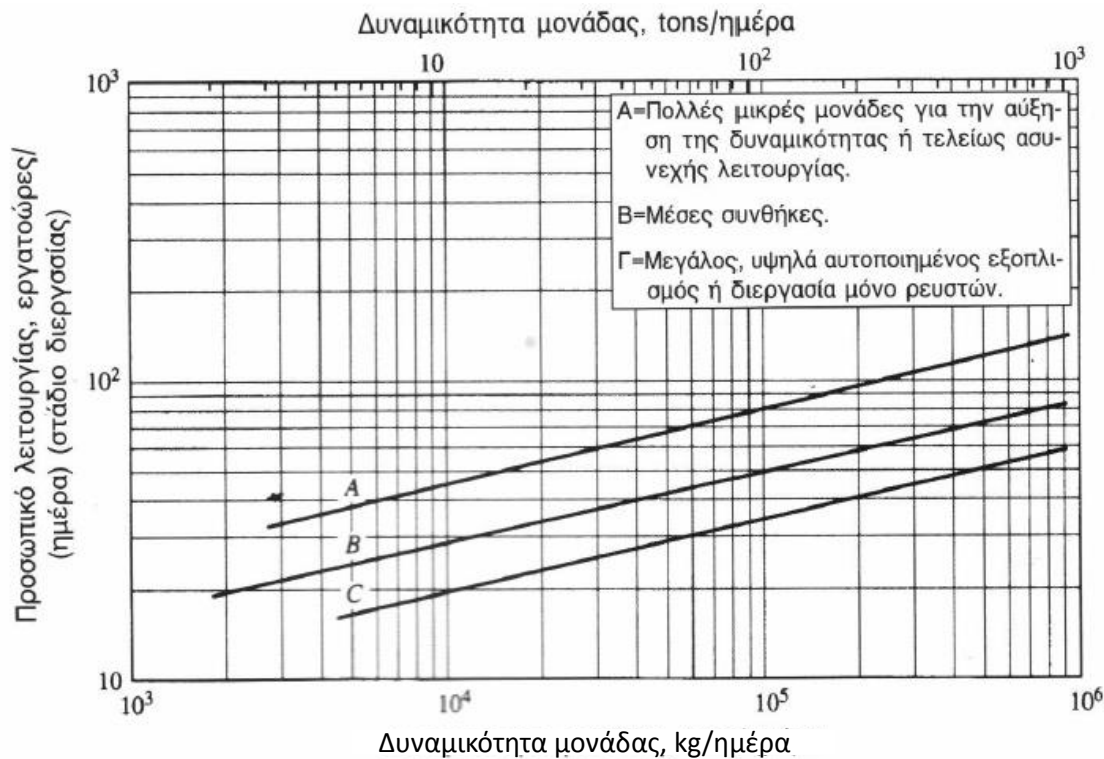
Προσωπικό Λειτουργίας

Για να υπολογισθεί το απαιτούμενο κόστος για τους εργαζόμενους της εγκατάστασης ακολουθήθηκε η μεθοδολογία από τον Peters & Timmerhaus [77]. Με τη μέθοδο αυτή, προσδιορίζεται ο αριθμός των απαιτούμενων εργατοωρών του βιοδιυλιστηρίου και άρα ο απαιτούμενος αριθμός εργατών.

Αρχικά καθορίζεται ο αριθμός διεργασιών. Σαν διεργασία ορίζεται οποιαδήποτε λειτουργική μονάδα με τον αντίστοιχο εξοπλισμό όπως π.χ. αντίδραση, απόσταξη, εξάτμιση, ξήρανση, φιλτράρισμα κ.λ.π. Τα 3 θερμοχημικά σενάρια (FT, mod-FT, mod-MeOH) αποτελούνται από 17, 20 και 20 διεργασίες αντίστοιχα. Αφού καθορίστηκαν ο αριθμός των διεργασιών κάθε σεναρίου, από το παρακάτω διάγραμμα υπολογίζονται οι εργατοώρες/έτος. Το διάγραμμα αυτό είναι συναρτήσεως της δυναμικότητας της μονάδας. Άρα για τη δυναμικότητα του εξεταστέου βιοδιυλιστηρίου (864 τόνοι/μέρα) και για μέσες συνθήκες λειτουργίας στην μονάδα, προκύπτουν οι απαιτούμενες εργατοώρες/(ημέρα)(διεργασία). Στη

συνέχεια, με τον πολλαπλασιασμό αυτού του αριθμού με τον αριθμό διεργασιών εύκολα προκύπτουν οι απαιτούμενες εργατώρες/ημέρα. Θεωρώντας ότι ένας εργάτης προσφέρει 8 εργατώρες την ημέρα, υπολογίστηκε ο αριθμός των εργατών που χρειάζονται για το κάθε σενάριο.

Για το σενάριο της FT, χρειάζονται 113 εργάτες ενώ για τα δυο άλλα θερμοχημικά σενάρια χρειάζονται 130 εργάτες. Στη συνέχεια, βάσει της Eurostat [78] όπου δείχνει τον ετήσιο μεικτό μισθό των εργαζομένων στις χώρες της Ευρώπης, υπολογίστηκε ο μέσος μεικτός μισθός εργαζομένου που ανέρχεται κοντά στις 30.000€ τον χρόνο. Έτσι, υπολογίστηκε το λειτουργικό κόστος των μισθών εργαζομένων για κάθε σενάριο. Για το FT σενάριο προέκυψε το συνολικό κόστος μισθών κοντά στα 3.300.000 € τον χρόνο ενώ για τα άλλα δυο θερμοχημικά σενάρια στα 3.800.000 € τον χρόνο.



Εικόνα 16 : εργατώρες/(ημέρα)(διεργασία) [77]

Εκτός από την αγορά βιομάζας και την μισθοδοσία, τα μεταβλητά κόστη απαρτίζονται και από άλλα κόστη. Αυτά είναι κόστη που αφορούν τα διαλύματα και τους καταλύτες των διεργασιών που χρησιμοποιούνται σε κάθε σενάριο, κόστη νερού για τις διεργασίες και νερού που χρειάζεται για την ψύξη, καθώς και διάφορα χημικά. Αυτά υπολογίστηκαν είτε από παρόμοιες εργασίες, είτε από προμηθευτές ή και σε μερικές περιπτώσεις πάρθηκαν ως παραδοχές. Ακολουθεί πίνακας στον οποίο φαίνονται συνοπτικά τα μεταβλητά λειτουργικά κόστη με την τιμή τους και την πηγή από την οποία αντλήθηκε η κάθε πληροφορία.

Πίνακας 7 : Μεταβλητά Λειτουργικά Κόστη

Μεταβλητά Λειτουργικά Κόστη	Τιμή	Πηγή
Αγορά Βιομάζας (wood chips)	60 €/ξηρός τόνος	[79]
Επεξεργασία και διάθεση αποβλήτων	0.4 €/τόνο	[77]
Νερό διεργασίας	0.4 €/τόνο	[77]
Νερό ψύξης	0.06 €/τόνο	[77]
PSA	1.7 €/kg	[27]
Καταλύτης ATR- νικέλιο/αλουμίνιο, (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	7.7 €/kg	[27]
Κόστος Διαλύματος Rectisol	0.32 €/l	[80]
Κόστος Καταλύτη WGS-ψευδάργυρος/χαλκός, (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	13.2 €/kg	[27]
Κόστος Καταλύτη Tar Reformer- νικέλιο/κάλιο/μαγνήσιο (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	29.5 €/kg	[81]
LO-CAT χημικά	132.9 €/τόνο παραγόμενου θείου	[27]
Sulfur διάθεση	13.6 €/τόνο	[82]

Τα παραπάνω μεταβλητά κόστη ισχύουν για τα θερμοχημικά σενάρια και είναι κοινά και για τα τρία υπό εξεταζόμενα σενάρια. Οι καταλύτες έχουν διάρκεια ζωής 2-3 χρόνια. Άρα η αντικατάστασή τους και το κόστος τους, έχει υπολογιστεί για κάθε δύο ή τρία χρόνια, ανάλογα με τον εκάστοτε καταλύτη.

Εκτός από τις όμοιες διεργασίες των δύο θερμοχημικών υποθέσεων (MAS-Mod-FT και MAS-Mod-MeOH) όπου χρησιμοποιούνται οι ίδιοι καταλύτες, υπάρχουν και διεργασίες όπου οι καταλύτες είναι διαφορετικοί ανά σενάριο. Στον αντιδραστήρα σύνθεσης μεικτών αλκοολών, στην συμπύκνωση, αφυδάτωση, ολιγομερίωση και υδρογόνωση, χρησιμοποιούνται διαφορετικοί καταλύτες ανάλογα με το κάθε σενάριο.

Πίνακας 8 : Κόστη Καταλυτών που χρησιμοποιήθηκαν

Καταλύτης	Κόστος	Πηγή
Fischer-Tropsch Αντιδραστήρα (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	24.9 €/kg	[27]
	3.02 €/παραγόμενου βαρελιού	[27]
Υδρογονοπυρόλυσης (hydrocracking)		
Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών Mod-FT (αντικατάσταση κάθε 2 χρόνια)	49.4 €/kg	[81]
Συμπύκνωσης Αιθανόλης Mod-FT (αντικατάσταση κάθε 2 χρόνια)	0.2 €/kg	[83]
Αφυδάτωσης Mod-FT (αντικατάσταση κάθε 2 χρόνια)	377 €/kg	[83]
Ολιγομερισμού Mod-FT (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	231.5 €/kg	[83]
Υδρογόνωσης Mod-FT (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	224.9 €/kg	[83]
Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών Mod-MeOH (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	66.1 €/kg	[84]

2 χρόνια)		
Συμπύκνωσης Μεθανόλης, Προπανόλης Mod-MeOH (αντικατάσταση κάθε 2 χρόνια)	0.2 €/kg	[83]
Αφυδάτωσης Mod-MeOH (αντικατάσταση κάθε 2 χρόνια)	0.9 €/kg	[83]
Ολιγομερισμού Mod-MeOH (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	537.9 €/kg	[85]
Υδρογόνωσης Mod-MeOH (αντικατάσταση κάθε 3 χρόνια)	224.9 €/kg	[83]

3.5. Ανάλυση Χρηματοροών

3.5.1. Βασικοί Οικονομικοί Όροι

Επιτόκιο Αναγωγής - Interest Rate (i)

Το χρήμα έχει δύο ιδιότητες. Να παράγει χρήμα και να χάνει την αξία του συναρτήσει με το χρόνο. Το επιτόκιο αναγωγής δείχνει τον ρυθμό μείωσης της αξίας του χρήματος. Χρησιμοποιείται για τον υπολογισμό της μελλοντικής αξίας ενός σημερινού ποσού ή της παρούσας αξίας ενός μελλοντικού ποσού. Στην παρούσα διπλωματική εργασία το επιτόκιο αναγωγής είναι 10%.

Παρούσα Αξία- Present Value (PV)

Ένα χρηματικό ποσό A μετά από t έτη, ανάγεται στην Παρούσα Αξία του την χρονική στιγμή 0 :

$$PV = A(1 + i)^{-t}$$

Εξ. 7

Ομοίως για τον υπολογισμό της Μελλοντικής Αξίας ενός τωρινού χρηματικού ποσού, χρησιμοποιείται η εξίσωση:

$$FV = A(1 + i)^t$$

Εξ. 8

Καθαρή Παρούσα Αξία –Net Present Value (NPV)

Η Καθαρά Παρούσα Αξία ορίζεται ως το άθροισμα των καθαρών χρηματοροών κάθε χρόνου ανηγμένο στην παρούσα αξία του [86] .

$$NPV = \sum_0^n \frac{CF_t}{(1+i)^t}$$

Εξ. 9

Όπου :

n: τα χρόνια ζωής της μονάδας

CF: η καθαρή χρηματοροή την χρονική στιγμή t

i: επιτόκιο αναγωγής

ή αντίστοιχα, ορίζεται ως το άθροισμα των Παρουσών Αξιών:

$$NPV = \sum_0^n PV_t$$

Εξ. 10

Εσωτερικός Βαθμός Απόδοσης- Internal Rate of Return (IRR)

Ο εσωτερικός βαθμός απόδοσης ορίζεται ως το προεξοφλητικό επιτόκιο που εξισώνει την παρούσα αξία των αναμενόμενων ταμειακών ροών της επένδυσης με την παρούσα αξία της αρχική επένδυσης. Με άλλα λόγια, είναι ο ρυθμός με τον οποίο η καθαρή παρούσα αξία των χρηματοροών τείνει να γίνει ίση με το αρχικό κόστος της επένδυσης και άρα η καθαρή παρούσα αξία της τείνει να γίνει μηδενική [87].

$$NPV = \sum_0^n \frac{CF_t}{(1 + IRR)^t} = 0$$

Εξ. 11

Ο συντελεστής IRR είναι από τους σημαντικότερους οικονομικούς δείκτες σύγκρισης επενδύσεων. Για να θεωρηθεί μια επένδυση ελκυστική πρέπει ο εσωτερικός βαθμός απόδοσης IRR να είναι μεγαλύτερος από το επιτόκιο αναγωγής (*i*).

3.5.2. Συντελεστής Απόδοσης Ανηγμένης Χρηματοροής (Discounted Cash Flow Rate of Return-DCFROR)

Μετά την εκτίμηση του Συνολικού Κόστους Επένδυσης Κεφαλαίου (TCI) και των Σταθερών και Μεταβλητών λειτουργικών κοστών, επόμενο βήμα για την οικονομική ανάλυση της μονάδας είναι η Ανάλυση Χρηματοροών. Η ανάλυση που χρησιμοποιείται ονομάζεται *Προεξοφλημένων Χρηματοροών Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFROR) ή Εσωτερικός Βαθμός Απόδοσης (EBA)- Internal Rate of Return (IRR)*. Δείχνει την απόδοση μιας επένδυσης όταν όλες οι χρηματοροές είναι ανηγμένες στο παρόν. Δείχνει τον ρυθμό με τον οποίο η Καθαρή Παρούσα Αξία (NPV) των χρηματοροών μιας επένδυσης τείνει να γίνει ίση με το αρχικό κόστος της επένδυσης και συνεπώς η συνολική καθαρή παρούσα αξία επένδυσης τείνει να γίνει μηδενική.

Για την DCFROR ανάλυση χρησιμοποιήθηκε το πρόγραμμα Microsoft Excel. Η μορφή του παρουσιάζεται παρακάτω. Τα χρόνια ζωής του βιοδιυλιστηρίου ή αλλιώς ο χρονικός ορίζοντας της επένδυσης θεωρήθηκε τα 25 χρόνια. Για κάθε έτος υπολογίστηκε το εισόδημα από τις πωλήσεις του τελικού προϊόντος και τα ετήσια λειτουργικά έξοδα. Η κατασκευή της μονάδας διαρκεί τρία χρόνια, στα οποία δεν υφίστανται εισόδημα ή έξοδα. Στην συνέχεια υπολογίστηκε το καθαρό κέρδος και ανήχθηκε στην παρούσα αξία του για κάθε χρόνο, το άθροισμα των οποίων αποτελεί την καθαρά παρούσα αξία.

Για την ελάχιστη τιμή πώλησης του jet καυσίμου (**MJFSP**), υπολογίζεται μέσω της λειτουργίας του Excel Goal Seek, για NPV=0. Δηλαδή, η ελάχιστη τιμή που πρέπει να κοστίζει το τελικό προϊόν της εγκατάστασης πάνω από την οποία η επένδυση για να είναι οριακά βιώσιμη (κερδοφόρα).

Πίνακας 9 : DCFROR Ανάλυση

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ Μ€	ΕΙΣΡΟΕΣ Μ€	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙ ΑΣ Μ€	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕ ΣΜΑΤΑ Μ€	ΑΠΟΣ ΒΕΣΕΙ Σ Μ€	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣ ΜΑΤΑ ΠΡΟ ΦΟΡΩΝ Μ€	ΦΟΡΟΣ Μ€	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ Μ€	ΚΑΘΑΡΕ Σ ΡΟΕΣ Μ€	Συντ. Προεξ όφλη σης	Παρούσες Αξίες Μ€
-2	20								- 20	1.21	- 24.2
-1	126.2								-26.2	1.1	-138.8
0	98.8								-98.8	1	-98.8
1		63.4	36.3	27.1	30	-3	-	27.1	27.1	0.91	24.6
...		xxx	xxx	xxx	xxx	xxx	xxx	xxx	xxx	xxx	xxx
25	31.5	63.3	36.2	27.1	0	27.1	-	27.1	58.6	0.09	5.4
										NPV	0
										IRR	10%

Όπου

Έτος: Αφορά την περίοδο της επένδυσης. Στην περίπτωση της παρούσας διπλωματικής, η περίοδος επένδυσης είναι τα 25 χρόνια. Η περίοδος 0 αναφέρεται στο παρόν. Τα έτη -2, -1 είναι τα χρόνια που κατασκευάζεται το βιοδιυλιστήριο.

Εκροές: Αναφέρεται στο κόστος της επένδυσης. Δηλαδή, στην κατασκευή κτιρίων, αγορά εξοπλισμού, ό,τι έχει σχέση με την επένδυση κεφαλαίου και δαπανάται πριν αρχίσει η λειτουργία της εγκατάστασης. Θεωρήθηκε ότι η κατασκευή της εγκατάστασης διήρκησε 3 χρόνια με το Συνολικό Κεφάλαιο Επένδυσης να δαπανάται κατά 8% το πρώτο χρόνο κατασκευής, 60% το δεύτερο και 32% το τρίτο.

Εισροές: Τα έσοδα της εγκατάστασης σε κάθε χρονική περίοδο. Αποτελούνται από τα έσοδα που έρχονται από την πώληση του τελικού προϊόντος σε κάθε σενάριο (Jet καύσιμο) αλλά και από την πώληση των παραπροϊόντων. Σε όλα τα εξεταστέα σενάρια πωλείται ως παραπροϊόν η αεροπορική βενζίνη (Gasoline) στην τιμή της αγοράς, 0.56 €/L. Στην περίπτωση του σεναρίου FT, πωλείται ως παραπροϊόν και το LPG στην τιμή 0.29 €/L ενώ στο βιοχημικό σενάριο της ABE ζύμωσης, πωλείται η παραγόμενη ακετόνη στην τιμή 0.78 €/L.

Κόστη Λειτουργίας: Αποτελούνται από τα λειτουργικά κόστη (σταθερά και μεταβλητά) που χρεώνονται κάθε χρόνο. Επειδή οι καταλύτες έχουν διαφορετική διάρκεια ζωής μεταξύ τους, τα κόστη λειτουργίας για κάθε χρόνο είναι διαφορετικά.

Μεικτά Αποτελέσματα: Υπολογίζονται ως εξής για κάθε χρόνο:

Μεικτά Αποτελέσματα = Εισροές – Εκροές - Κόστη Λειτουργίας

Αποσβέσεις: Υπολογίζονται σύμφωνα με τη μέθοδο MACRS. Αναλύεται πιο κάτω. Χρεώνεται μέχρι το αρχικό κεφάλαιο επένδυσης να αποσβεσθεί πλήρως.

Καθαρά Αποτελέσματα Προ Φόρων: Υπολογίζεται για κάθε έτος ως εξής:

Καθαρά Αποτελέσματα Προ Φόρων = Μεικτά Αποτελέσματα – Αποσβέσεις

Φόρος: Είναι ο φόρος που πληρώνεται για τα έσοδα της εγκατάστασης. Υπολογίζεται για κάθε χρόνο ως:

Φόρος = Συντελεστής Φορολόγησης * Καθαρά Αποτελέσματα Προ Φόρων

Ο Συντελεστής Φορολόγησης θεωρείται 39%.

Καθαρό Κέρδος: Υπολογίζεται για κάθε έτος ως:

Καθαρό Κέρδος = Μεικτά Αποτελέσματα - Φόρος

Η απόσβεση δεν λαμβάνεται υπόψη καθώς θεωρείται λογιστικό κόστος και όχι πραγματικό.

Καθαρές Ροές : Είναι το άθροισμα των του καθαρού κέρδους και των εκροών για κάθε έτος. Εκροές υπάρχουν μόνο στα 3 πρώτα χρόνια όπου και οι καθαρές ροές έχουν αρνητικό πρόσημο.

Συντελεστής Προεξόφλησης : Είναι ο συντελεστής που ανάγει την κάθε χρηματοροή στην παρούσα αξία της. Υπολογίζεται ως εξής για κάθε έτος:

$d_n = \frac{1}{(1+i)^n}$	Εξ. 12
---------------------------	--------

με

i : επιτόκιο αναγωγής, θεωρήθηκε 10%

n : το εκάστοτε έτος του υπολογισμού των χρηματοροών (τιμές από -2 μέχρι 25)

Παρούσα Αξία: Έχει περιγραφεί προηγουμένως. Υπολογίζεται ως:

Παρούσα Αξία = Συντελεστής Έκπτωσης * Καθαρές Ροές

Το άθροισμα τους για κάθε έτος δίνει το NPV.

3.5.3. Απόσβεση

Απόσβεση είναι ένα λογιστικό κόστος και όχι πραγματικό. Βασίζεται στο γεγονός ότι οι μονάδες και ο εξοπλισμός φθείρονται και η χρησιμότητα τους μειώνεται με την πάροδο του χρόνου. Η απόσβεση είναι ένα κόστος που πληρώνεται μέσα στην εταιρεία. Αντικατοπτρίζει το ποσό χρημάτων που πρέπει μια επένδυση να έχει στην άκρη για την αγορά νέου εξοπλισμού.

Στην παρούσα διπλωματική εργασία χρησιμοποιήθηκε η μέθοδος υπολογισμού απόσβεσης MACRS (Τροποποιημένο Σύστημα Ταχείας Ανάκτησης Κόστους). Αυτή η μέθοδος χρησιμοποιείται στις περισσότερες οικονομικές αξιολογήσεις. Η μέθοδος αυτή βασίζεται στην κλασική μέθοδο με βάση το διπλάσιο ποσοστό της γραμμικής μεθόδου (DDB).

Στον Πίνακα 10 παρουσιάζονται οι συντελεστές απόσβεσης MACRS για όλες τις επιτρεπτές περιόδους ανάκτησης μέχρι 20 χρόνια. Στην παρούσα διπλωματική η περίοδος ανάκτησης επιλέχθηκε τα 7 έτη. Οι συντελεστές απόσβεσης πολλαπλασιάζονται επί της Επένδυσης Παγίου Κεφαλαίου (FCI) για τον υπολογισμό του κόστους απόσβεσης για κάθε χρόνο.

Πίνακας 10 : Συντελεστές απόδοσης MACRS [77]

Έτος ανάκτησης	Περίοδος ανάκτησης					
	3 έτη	5 έτη	7 έτη	10 έτη	15 έτη	20 έτη
	Συντελεστής απόσβεσης, %					
1	33.33	20	14.29	10	5	3.75
2	44.45	32	24.49	18	9.5	7.219
3	14.81	19.2	17.49	14.4	8.55	6.677
4	7.41	11.52	12.49	11.52	7.7	6.177
5		11.52	8.93	9.22	6.93	5.713
6		5.76	8.92	7.37	6.23	5.285
7			8.93	6.55	5.9	4.888
8			4.46	6.55	5.9	4.522
9				6.56	5.91	4.462
10				6.55	5.9	4.461
11				3.28	5.91	4.462
12					5.9	4.461
13					5.91	4.462
14					5.9	4.461
15					5.91	4.462
16					2.95	4.461
17						4.462
18						4.461
19						4.462
20						4.461
21						2.231

Συνοπτικά παρουσιάζονται στον Πίνακα 11 μερικές από τις οικονομικές παραδοχές που χρειάστηκαν για την ανάλυση DCFROR για τον υπολογισμό του κόστους προϊόντος των εξεταστέων σεναρίων.

Πίνακας 11 : Οικονομικές Παραδοχές

Βιομάζα που εισέρχεται	864 Ξηρούς Τόνους wood chips/ημέρα (10 kg/s)
Μέρες λειτουργίας του βιοδιυλιστηρίου	310 μέρες/έτος
Ζωή Βιοδιυλιστηρίου	25 χρόνια
Απόσβεση εγκατάστασης	7 χρόνια με 200% DDB σύμφωνα με μέθοδο MACRS
Εσωτερικός Βαθμός Απόδοσης	10%
Συνάλλαγμα €/ \$	0.755
Όλα τα Κόστη σε	2011 €
Τιμή Αγοράς Βιομάζας	60€/ξηρό τόνο
Περίοδος Κατασκευής	3 χρόνια με το TCI να ξοδεύεται σε 8%, 60% και 32% κάθε έτος
Αγορά Κτήματος	6% Συνολικού Κόστους Αγοράς Εξοπλισμού (TPEC)
Χρηματοδότηση	100% Ίδια Κεφάλαια
Ηλεκτρισμός Αγορά/Πώληση	0/0 (Αυτόνομη Εγκατάσταση)

4. Αναλυτική Κοστολόγηση Συγκεκριμένων Εξοπλισμών

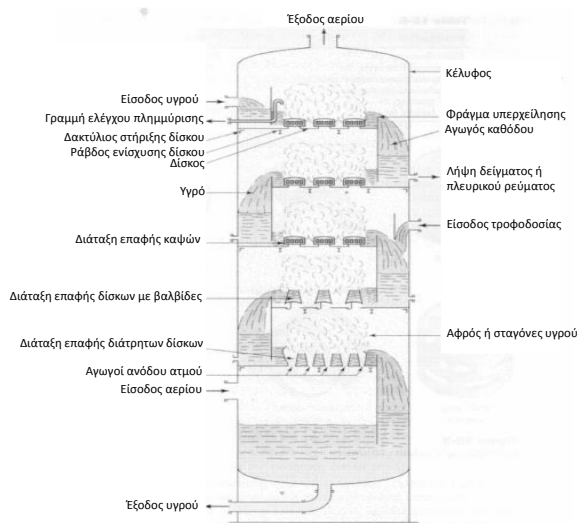
Για μερικούς εξοπλισμούς δεν υπήρχαν στοιχεία στην βιβλιογραφία για να γίνει η απαραίτητη κοστολόγηση όπως έχει περιγραφεί προηγουμένως. Για τις αποστακτικές στήλες, τους αντιδραστήρες με ανάδευση καθώς και το σύστημα απομάκρυνσης όξινων συστατικών αερίου σύνθεσης (Rectisol™) δεν βρέθηκαν πληροφορίες για το κόστος εξοπλισμού. Παρακάτω περιγράφεται πώς αντιμετωπίστηκαν αυτές οι μονάδες και οι απαραίτητοι μέθοδοι που ακολουθήθηκαν για την κοστολόγηση τους.

4.1. Επιλογή Διεργασίας Διαχωρισμού και Κοστολόγηση

Προκειμένου να διαχωριστούν τα μίγματα στα συστατικά τους, απαιτείται ενέργεια και μια συγκεκριμένη διεργασία. Μερικές από αυτές είναι: απόσταξη, απορρόφηση, απογύμνωση, εκχύλιση, διαχωρισμός με μεμβράνες, προσρόφηση, ξήρανση, εξάτμιση κ.α. Στην διάταξη μας χρησιμοποιήθηκε η διεργασία της απόσταξης καθώς είναι απλή, χρησιμοποιείται ευρύτατα και έχει χαμηλή επένδυση κεφαλαίου.

Απόσταξη

Κατά την απόσταξη δημιουργείται ή προστίθεται μια άλλη φάση με την επαναλαμβανόμενη εξάτμιση και συμπύκνωση του ρευστού. Ο διαχωρισμός στηρίζεται στα διαφορετικά σημεία βρασμού των συστατικών του μίγματος. Κατά την αύξηση της θερμοκρασίας, το συστατικό με το μικρότερο σημείο βρασμού ατμοποιείται και παρασύρεται από τον ατμό στην έξοδο της στήλης όπου μπορεί να συμπυκνωθεί και να πάρει τη ρευστή μορφή του. Έτσι διαχωρίζεται από το άλλο συστατικό που έχει μεγαλύτερο σημείο βρασμού και δεν έχει ατμοποιηθεί. Η διεργασία αυτή διαχωρισμού έχει την ικανότητα να διαχειρίζεται ευρείες παροχές συγκεντρώσεων τροφοδοσίας και παραγωγικότητας, ενώ τα τελικά προϊόντα έχουν πολύ υψηλή καθαρότητα. Γενικά, όσον αφορά στις απαιτήσεις του εξοπλισμού της απόσταξης, απλά χρειάζεται μια στήλη, ένας ατμοποιητής και ένας συμπυκνωτής.



Εικόνα 17 : Αποστακτική Στήλη [77]

Η επιμέρους κοστολόγηση των στηλών απόσταξης που χρησιμοποιήθηκαν στα σενάρια που μελετήθηκαν, έγινε με χρήση της μεθόδου που περιγράφεται στο βιβλίο του Peters & Timmerhaus [77]. Σύμφωνα με αυτή τη μεθοδολογία, προκειμένου να κοστολογηθούν οι στήλες πρέπει να υπολογιστεί η διάμετρος τους. Για να γίνει αυτό πρέπει να υπολογιστεί η συνολική ταχύτητα του ατμού (αερίου) σε συνθήκες υπερχειλίσης στη στήλη από την εξίσωση:

$V_{nf} = C_{sb} \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0.2} \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$	Εξ. 13
--	---------------

Όπου:

C_{sb} : συντελεστής Souders και Brown σε συνθήκες πλημμύρισης σε m/s

σ : η επιφανειακή τάση σε dyne/cm

ρ_l : πυκνότητα ρευμάτων υγρού στη στήλη

ρ_v : πυκνότητα ρευμάτων ατμού στη στήλη

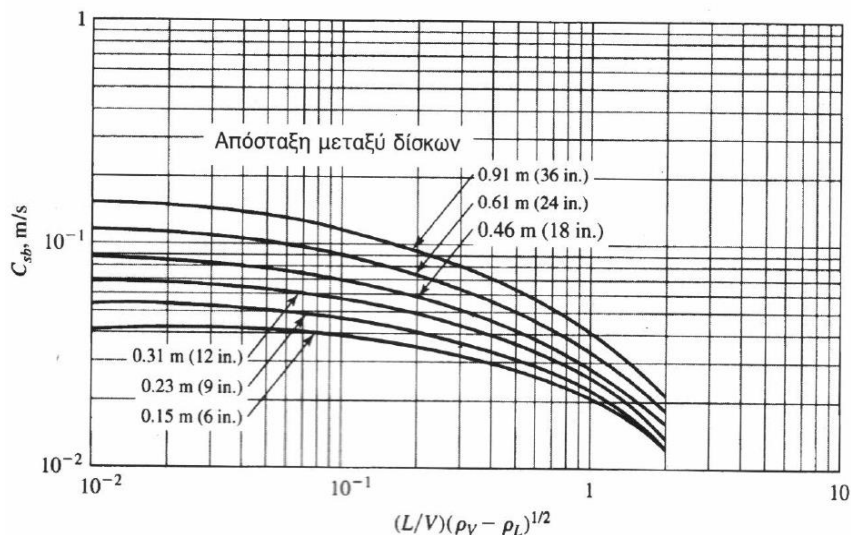
Ο συντελεστής Souders και Brown υπολογίζεται από το παρακάτω σχήμα αφού πρώτα προσδιορίσουμε την απόσταση ανάμεσα στους δίσκους. Γενικά, για στήλες μεγάλης διαμέτρου η απόσταση είναι 0.46m ή 0.61m. Στην περίπτωση μας, επιλέχθηκε απόσταση ανάμεσα στους δίσκους στα 0.61 m. Εκτός από την απόσταση των δισκίων, για να προκύψει ο συντελεστής Souders και Brown πρέπει να υπολογιστεί και ο όρος :

$\left(\frac{L}{V} \right) (\rho_v - \rho_l)^{0.5}$	Εξ. 14
--	---------------

Όπου:

L : ρυθμός ροής μάζας υγρού στην στήλη

V : ρυθμός ροής μάζας αερίου στην στήλη



Εικόνα 18 : Υπολογισμός Συντελεστή Souders και Brown [77]

Στη συνέχεια υπολογίζεται η πραγματική ταχύτητα του ατμού V_n η οποία είναι ίση με το 50-90% της συνολικής ταχύτητας του ατμού σε συνθήκες υπερχειλίσις V_{nf} . Για τους υπολογισμούς της διαμέτρου των στηλών επιλέχθηκε το 80% της συνολικής ταχύτητας του ατμού. Έπειτα υπολογίστηκε το εμβαδό της συνολικής επιφάνειας της στήλης και το εμβαδό διατομής της στήλης από τις αντίστοιχες σχέσεις

$$A_n = \frac{\dot{m}'_v}{V_n}$$

Εξ. 15

Όπου:

\dot{m}'_v : ο ογκομετρικός ρυθμός ροής του ατμού

V_n : η πραγματική ταχύτητα του ατμού

και:

$$A_c = A_n + A_d$$

Εξ. 16

Όπου:

A_d : το εμβαδό της επιφάνειας του αγωγού καθόδου

A_c : το εμβαδό διατομής της στήλης

A_n : το εμβαδό της συνολικής επιφάνειας της στήλης

Σύμφωνα με τον Peters & Timmerhaus [77], έγινε η παραδοχή πως ο αγωγός καθόδου καταλαμβάνει το 15% της επιφάνειας διατομής της στήλης άρα η εξίσωση (3) γίνεται:

$$A_c = \frac{A_n}{0.85}$$

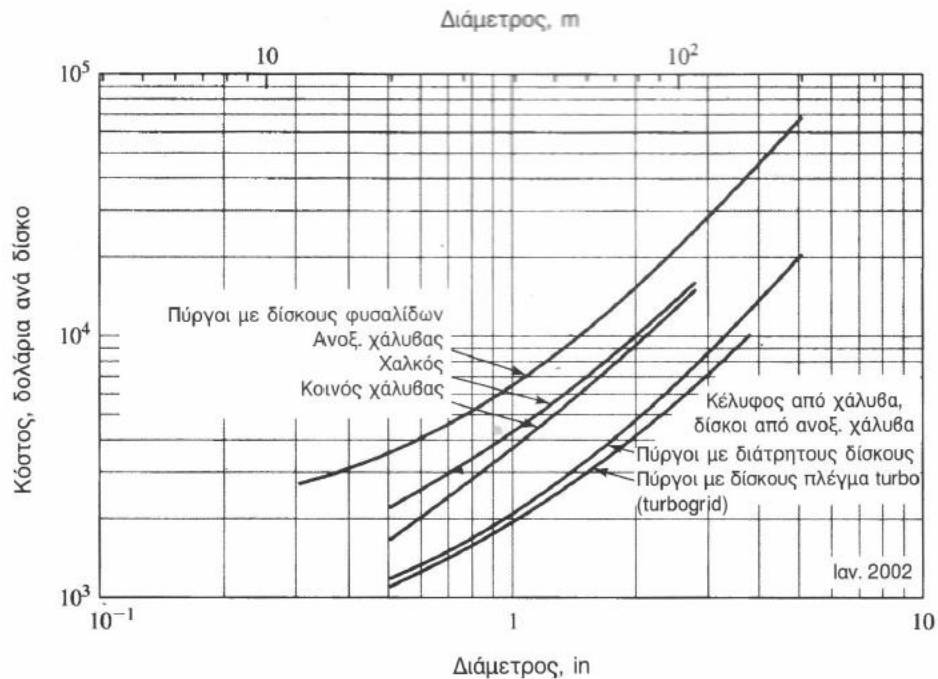
Εξ. 17

Τέλος, η διάμετρος της στήλης υπολογίζεται από την εξίσωση:

$$D = (4A_c / \pi)^{0.5}$$

Εξ. 18

Αφού υπολογιστεί η διάμετρος της αποστακτικής στήλης, μένει να υπολογιστεί το κόστος των στηλών και το κόστος εγκατάστασης τους. Το κόστος αγοράς αποστακτικών στηλών συμπεριλαμβανομένης της εγκατάστασης και των βοηθητικών εξοπλισμών προκύπτει από το διάγραμμα 15-15 του Peters & Timmerhaus [77]. Το κόστος αυτό είναι ανά δίσκο (tray) της στήλης συναρτήσεως της διαμέτρου στήλης που υπολογίστηκε προηγουμένως.



Εικόνα 19 : Κόστος αγοράς Αποστακτικής Στήλης ανα δίσκο(trays) Συναρτήσεως της διαμέτρου της [77]

Για τον υπολογισμό του αριθμού των δίσκων (trays) στην αποστακτική στήλη, χρησιμοποιείται η σχέση:

$$N_t = \frac{N_s}{E}$$

Εξ. 19

Όπου :

N_t : ο αριθμός των δισκίων

N_s : ο αριθμός των βαθμίδων (stages)

E : βαθμός απόδοσης των δισκίων

Ο βαθμός απόδοσης των δισκίων τυπικά παίρνει τιμές από 50-70% [88]. Στους υπολογισμούς που έγιναν, θεωρήθηκε βαθμός απόδοσης 50%.

Χρησιμοποιώντας το πρόγραμμα ASPEN PLUS [89] σχεδιάστηκαν και μοντελοποιήθηκαν οι διεργασίες για τα σενάρια που εξετάστηκαν. Από αυτά προέκυψαν οι τιμές των παραπάνω μεταβλητών οι οποίες ήταν αναγκαίες για να υπολογιστεί το κόστος των στηλών απόσταξης. Οι τιμές που προέκυψαν από το ASPEN και χρησιμοποιήθηκαν αφορούσαν τις πυκνότητες των ρευμάτων υγρού και ατμού των στηλών, τον ογκομετρικό ρυθμό ροής του ατμού καθώς και οι μαζικοί ρυθμοί ροής του υγρού και του αερίου.

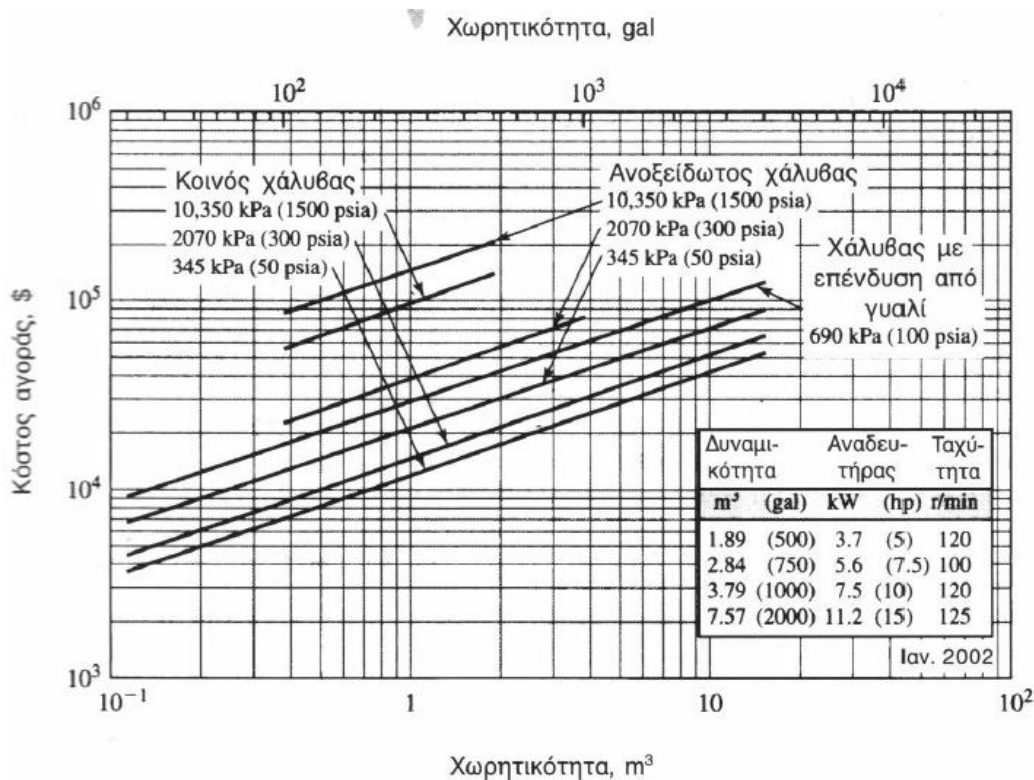
4.2. Κοστολόγηση Αντιδραστήρων

Η κοστολόγηση αντιδραστήρων είναι πολύ σημαντική αφού οι αντιδραστήρες είναι ο κυρίως εξοπλισμός σε μια διεργασία και χαρακτηρίζεται από υψηλό κόστος. Για την κοστολόγηση αντιδραστήρων, χρησιμοποιήθηκαν κατά κύριο λόγο κόστη αντιδραστήρων για παρόμοιες διεργασίες από διάφορα επιστημονικά άρθρα. Αυτές οι αναφορές χρησιμοποιήθηκαν αφού πρώτα ανήχθησαν στις παραμέτρους λειτουργίας της κάθε διεργασίας, σε κάθε εξεταστέο σενάριο.

Στην περίπτωση όμως της ολιγομερίωσης και της υδρογόνωσης, επειδή δεν υπήρχαν σχετικές αναφορές κόστους αντιδραστήρα, η κοστολόγηση πραγματοποιήθηκε από την μέθοδο που υπαγορεύει ο Peters & Timmerhaus [77].

Αρχικά επιλέχθηκε το είδος αντιδραστήρα που χρησιμοποιήθηκε για τις αντιδράσεις ολιγομερίωσης και υδρογόνωσης. Αυτό είναι αντιδραστήρας με αναδευτήρα, καθώς σε αυτές τις αντιδράσεις, χρειάζεται συνεχόμενη ανάδευση μαζί με τους κατάλληλους καταλύτες οι οποίοι βρίσκονται σε στερεή σφαιρική μορφή.

Προκειμένου να κοστολογηθεί ο αντιδραστήρας ανάδευσης, απαιτείται η χωρητικότητα του. Για να υπολογιστεί η χωρητικότητα, από τη μοντελοποίηση των διεργασιών στο Aspen, υπολογίστηκε η παροχή όγκου (m^3/s) του ρεύματος που εισέρχεται στον αντιδραστήρα με ανάδευση για κάθε εξεταστέο σενάριο. Ύστερα θεωρήθηκε ότι για να ολοκληρωθεί η αντίδραση του ολιγομερισμού, χρειάζεται το υγρό μείγμα να παραμείνει στον αντιδραστήρα για 2 ώρες, ενώ για την αντίδραση της υδρογόνωσης να παραμείνει για 6 ώρες. Έτσι, υπολογίστηκε η χωρητικότητα κάθε αντιδραστήρα ολιγομερισμού και υδρογόνωσης που αποτελούν μέρος της αναβάθμισης των ολεφινών σε jet καύσιμα σε κάθε ένα από τα πέντε εξεταστέα σενάρια. Τέλος, από την Εικόνα 20 (από το Peters & Timmerhaus [77]) προκύπτει το κόστος αγοράς αντιδραστήρα για υλικό ανοξείδωτο χάλυβα. Αν η απαιτούμενη χωρητικότητα ξεπερνάει τα $20 m^3$, θεωρούνται επιπλέον αντιδραστήρες που λειτουργούν σε παράλληλη διάταξη (batches) μέχρι το άθροισμα των χωρητικοτήτων τους να ικανοποιεί τη συνολική χωρητικότητα που χρειάζεται για τις αντιδράσεις των διεργασιών.



Εικόνα 20 : Κόστος αγοράς αντιδραστήρα με ανάδευση [77]

Για τους αντιδραστήρες που χρησιμοποιούνται για τις διεργασίες της συμπύκνωσης και αφυδάτωσης, θεωρήθηκε ότι είναι παρόμοιοι με αυτόν που γίνεται η Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών. Ο αντιδραστήρας αυτός έχει τη μορφή σταθερής κλίνης και οι συνθήκες λειτουργίας του είναι κοντά σε αυτούς των διεργασιών συμπύκνωσης και αφυδάτωσης. Άρα κοστολογούνται από τη βιβλιογραφία όπως ο αντιδραστήρας των Μεικτών Αλκοολών. Οι υπόλοιποι αντιδραστήρες που χρησιμοποιούνται στις διεργασίες των σεναρίων υπολογίζονται από την Εξ.3 σύμφωνα με παρόμοιες διεργασίες από την βιβλιογραφία.

4.3. Κοστολόγηση Συστήματος Απομάκρυνσης Όξινων Συστατικών Αερίου Σύνθεσης

Για τον καθαρισμό του αερίου σύνθεσης, από επιβλαβή ενώσεις για τους καταλύτες και τη σύνθεση βιοκαυσίμων όπως CO₂, H₂S, χρησιμοποιήθηκε η τεχνολογία της Rectisol. Αρχικά, χρησιμοποιήθηκε μια μονάδα Rectisol™ μετά την πλυντρίδα για την απομάκρυνση του υδρόθειου. Μετά την διεργασία του WGS, χρησιμοποιήθηκε άλλη μια μονάδα Rectisol™ για την δέσμευση του διοξειδίου του άνθρακα. Η δεύτερη μονάδα είναι μεγαλύτερη καθώς εισέρχεται σ' αυτήν και το ρεύμα ανακύκλωσης που έχει τριπλάσια παροχή μάζας.

Rectisol για δέσμευση H₂S

Για την αναλυτική κοστολόγηση της μονάδας Rectisol για τον καθαρισμό του αερίου σύνθεσης από H₂S, ακολουθήθηκε η μεθοδολογία που περιγράφεται από τον Chao Chen [90]. Η μέθοδος αυτή κοστολογεί σύστημα εκκαθάρισης Selexol™, το οποίο είναι παρεμφερές με αυτό της Rectisol™, καθώς αποτελούνται σχεδόν από τις ίδιες διεργασίες, αλλά χρησιμοποιούνται διαφορετικά φυσικά διαλύματα.

Η μονάδα αποτελείται από τη στήλη απορρόφησης, τη στήλη αναγέννησης, το συμπιεστή ανακυκλοφορίας, το συμπιεστή κύκλου ψύξης, τις αντλίες, τα δοχεία διαχωρισμού (flash tanks) και τους εναλλάκτες θερμότητας.

Η στήλη απορρόφησης κοστολογήθηκε από παρόμοια διεργασία καθαρισμού αερίου σύνθεσης [81]. Για τη μονάδα Selexol™ που περιγράφεται κοστολογείται στα 2.250.000 € το 2007. Για τα εξεταζόμενα σενάρια, κοστολογήθηκε αυτή η στήλη, όπως έχει περιγραφεί παραπάνω, για την παροχή που εξετάζεται, και για το οικονομικό έτος 2011.

Όσον αφορά στη στήλη αναγέννησης όπου διαχωρίζεται το διάλυμα Rectisol™ από το δεσμευμένο H₂S, θεωρήθηκε στήλη απόσταξης και υπολογίστηκε κατά Peters & Timmerhaus [77] όπως αναφέρθηκε προηγουμένως.

Για το κόστος εγκατάστασης του συμπιεστή ανακυκλοφορίας υπολογίστηκε από:

$IC_{rec, compr} = 4.45519 hp_{rec, compr}^{0.7784}$	Εξ. 20
--	---------------

με $hp_{rec, compr}$: ισχύς συμπιεστή σε hp

Για το κόστος εγκατάστασης του συμπιεστή του κύκλου ψύξης:

$IC_{compr} = 7.0321 hp_{compr}^{0.6769}$	Εξ. 21
---	---------------

με hp_{compr} : ισχύς συμπιεστή σε hp

Για το κόστος εγκατάστασης αντλιών :

$IC_{pump} = 1.2286 hp_{pump}^{0.7164}$	Εξ. 22
---	---------------

με hp_{pump} : ισχύς αντλίας σε hp

Για το κόστος εγκατάστασης του κύκλου ψύξης :

$IC_{refrigeration} = 1.0019 [16.4796 f_{rect}^{0.3618} \Delta T_{rect}^{0.4064}]$	Εξ. 23
--	---------------

με f_{rect} : η παροχή του διαλύματος Rectisol lb-mol/h

ΔT_{rect} : η διαφορά θερμοκρασίας της Rectisol πριν και μετά τον κύκλο ψύξης σε °C

Για το κόστος εγκατάστασης των flash tanks :

$IC_{\text{flash tank}} = 0.9832 f^{0.8005}$	Εξ. 24
--	--------

με f : η παροχή που εισέρχεται στο flash tank σε kg/s

Για το κόστος εγκατάστασης του εναλλάκτη θερμότητας αερίου-υγρού:

$IC_{\text{he, gas-liquid}} = 1.0064 [13.7528 (dT_{\text{he}})^{-0.6714} Q_{\text{he}}^{0.6855}]$	Εξ. 25
---	--------

με dT_{he} : : λογαριθμική μέση διαφορά θερμοκρασίας εναλλάκτη θερμότητας σε °C

Q_{he} : θερμότητα εναλλάκτη σε kW

Για το κόστος εγκατάστασης του εναλλάκτη αερίου-αερίου :

$IC_{\text{he, gas-gas}} = 0.9927 [24.4281 P_{\text{he}}^{0.2804} dT_{\text{he}}^{-0.1143} Q_{\text{he}}^{0.3881}]$	Εξ. 26
---	--------

Rectisol για δέσμευση CO₂

Για την μονάδα Rectisol για τη δέσμευση CO₂ ακολουθήθηκε η ίδια μέθοδος κοστολόγησης με αυτή του H₂S. Οι διαφορές είναι στη ύπαρξη λιγότερων αντλιών και flash tanks, η μη ύπαρξη στήλης απογύμνωσης καθώς και μεγαλύτερες παροχές λόγω ανακυκλοφορίας, και άρα μεγαλύτερο κόστος.

Για το κόστος εγκατάστασης της στήλης απορρόφησης υπολογίζεται από τον τύπο [90]:

$IC_{\text{abs}} = -1375.356 + 16.536 P_{\text{abs}} + 0.127628 (0.5 f_{\text{rect}} + 0.5 f_{\text{syngas}})$	Εξ. 27
--	--------

Με P_{abs} : η πίεση εισόδου της στήλης σε atm

f_{rect} : η παροχή της Rectisol σε lb-mole/hr

f_{syngas} : η παροχή του αερίου σύνθεσης που εισέρχεται στην στήλη σε lb-mole/hr

Οι υπόλοιποι εξοπλισμοί υπολογίστηκαν όπως στη δέσμευση του H₂S.

5. Αποτελέσματα

Στην ενότητα αυτή παρουσιάζονται τα αποτελέσματα από την εκπόνηση της παρούσας διπλωματικής εργασίας. Αρχικά, παρατίθενται οι παράμετροι λειτουργίας των διεργασιών που χρησιμοποιήθηκαν στην μοντελοποίηση των εξεταστέων σεναρίων. Επίσης, αναφέρονται τα θερμοδυναμικά αποτελέσματα των μεθόδων μετατροπής της βιομάζας σε βιοκαύσιμα μαζί με την θερμοδυναμική απόδοση του εκάστοτε σεναρίου. Στη συνέχεια παρουσιάζονται τα αποτελέσματα της οικονομικής ανάλυσης των σεναρίων. Δείχνονται το κεφάλαιο επένδυσης, τα λειτουργικά κόστη καθώς και η ελάχιστη τιμή πώλησης του jet καύσιμου (MJFSP) κάθε σεναρίου. Παράλληλα γίνεται σύγκριση μεταξύ των θερμοχημικών και βιοχημικών μεθόδων.

5.1. Μοντελοποίηση των διεργασιών - αποτελέσματα

Για την μοντελοποίηση των διεργασιών χρησιμοποιήθηκε το Aspen Plus [89]. Στα θερμοχημικά σεναρία επιλέχτηκαν οι διεργασίες και οι παράμετροι με τις οποίες πραγματοποιούνται οι εξεταζόμενες μέθοδοι. Όπως αναφέρθηκε και προηγουμένως, η παραγωγή, ο καθαρισμός, η διαμόρφωση του αερίου σύνθεσης γίνεται κάτω από τις ίδιες συνθήκες και για τα τρία θερμοχημικά σεναρία. Οι βασικές παράμετροι μοντελοποίησης των κοινών αυτών διεργασιών παρουσιάζονται στον Πίνακα 12.

Πίνακας 12 : Χαρακτηριστικά Διεργασιών για την παραγωγή, καθαρισμό και διαμόρφωση του αερίου Σύνθεσης

Μονάδα Αεριοποίησης		
Ανάλυση Καυσίμου (ανάλυση επί ξηρού, υγρασία, θερμογόνος ικανότητα)	48.75% C, 6.54% H, 44.10% O, 0.24% S, 0.05% N, 5.10% υγρασία, 18.9 MJ/kg LHV(ως έχει)	
Θερμοκρασία/Πίεση		1000 °C/27 bar
Θερμοκρασία Syngas μετά την ψύξη		200 °C
Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα		
Καθαριότητα Οξυγόνου		99.0%
Υψηλής/Χαμηλής Αποστακτικής στήλης Πίεση		4.9/1.2 bar
Υψηλής/Χαμηλής Αποστακτικής στήλης Επίπεδα (stages)		30
Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης αεροσυμπιεστή		82.0%
Μονάδα Καθαρισμού Αερίου		
Περιεκτικότητα H ₂ S στο καθαρό syngas		1 ppm
Επίπεδα Απορροφητών (για αφαίρεση H ₂ S και CO ₂)		10
Επίπεδα εκγυμνωτή H ₂ S		3
Βαθμός απόδοσης διαχωρισμού CO ₂		99.0%
Εμπλουτισμένο(rich) διάλυμα: διαλύτης Rectisol™ σε H ₂ O (w/w%)		98.0
Θερμοκρασία εισερχόμενου διαλύματος Rectisol™ στον απορροφητή H ₂ S/CO ₂		-40/-20 °C
Μέσο ψύξης στη ψυκτική μονάδα		R134a
Συντελεστής συμπεριφοράς (COP) μονάδα ψύξης		1.85
Autothermal Reformer		
Θερμοκρασία/Πίεση		950 °C/4.5 bar
Ατμός προς υδρογονάνθρακες (mol/mol)		3.0
Μονάδα Συνδυασμένου Κύκλου		
Θερμοκρασία Εισόδου/Εξόδου Στρόβιλου		1350 / 608 °C

Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης Συμπιεστή/Στροβίλου Αεριοστροβίλου	90.9% / 93.6%
Λόγος Πίεσης Αριοστροβίλου	18.0
Pinch Point Αερίου-Υγρού/Αερίου-Αερίου Εναλλακτών Θερμότητας	10 / 25 °C
Υπέρθερμος Ατμός	500 °C /150 bar
Ανάθερμος Ατμός	500 °C /30 bar
Ισεντροπικός Βαθμός Απόδοσης Ατμοστροβίλου Υψηλής/Χαμηλής Πίεσης	84%/82%
Πίεση Συμπυκνωτή	0.05 bar

Στον Πίνακα 13₂ παρουσιάζονται τα χαρακτηριστικά της Σύνθεσης FT καθώς και οι σταθερές που χρησιμοποιούνται για τον προσδιορισμό της κατανομής των παραγόμενων υδρογονανθράκων (Εξ.1, Εξ.2).

Πίνακας 13 : Χαρακτηριστικά Σύνθεσης Fisher-Tropsch

Σενάριο	FT
Πηγή	Spyrakis et al. 2010 [91]
Καταλύτης	Cu-based
Θερμοκρασία (°C)	250
Πίεση (bar)	25
Λόγος H ₂ /CO (mol/mol)	1.0
Μετατροπή CO (%)	60%
k_{HC1} (mol(g s bar) ⁻¹)	1.22 10 ⁻⁵
k_{HC5} (mol(g s bar) ⁻¹)	1.05 10 ⁻⁶
k_{HC6} (mol(g s bar) ⁻¹)	2.36 10 ⁻⁶

Όπως έχει αναφερθεί και στην περιγραφή του σεναρίου της σύνθεσης της FT, κατά τη διεργασία αυτή παράγονται πολύ υψηλοί υδρογονάνθρακες (κηροί) που δεν μπορούν να αξιοποιηθούν σαν καύσιμα. Για αυτό το λόγο, μέσω της υδρογονοδιάσπασης, οι κηροί «σπάνε» σε μικρότερους υδρογονάνθρακες. Στον Πίνακα 14, φαίνονται τα ποσοστά των υδρογονανθράκων που μετατρέπονται από τα κηροί τα οποία εισέρχονται στον αντιδραστήρα υδρογονοδιάσπασης [92]. Οι υδρογονάνθρακες (αλκάνια) που παράγονται από αυτή ομαδοποιούνται σε τέσσερις κατηγορίες ανάλογα με το καύσιμο στο οποίο είναι πιο κοντά, όπως φαίνεται και στον παρακάτω πίνακα.

Πίνακας 14 : Ποσοστά Μετατροπής από Κερία κατά την αντίδραση της Υδρογονοδιάσπασης [92]

Υδρογονοδιάσπαση	Ποσοστά Παραγόμενων Υδρογονανθράκων
CH ₄ (Fuel gas)	3.46%
C ₃ (LPG)	8.77%
C ₈ (Gasoline)	26.10%
C ₁₆ (Diesel)	61.67%

Το υδρογόνο που απαιτείται για την υδρογονοδιάσπαση προέρχεται από το syngas που δεν έχει αντιδράσει και εισέρχεται στη μονάδα PSA. Στο PSA, παράγεται καθαρό υδρογόνο. Για τους

υπολογισμούς, χρησιμοποιήθηκε ο λόγος μάζας βαριών υδρογονανθράκων προς υδρογόνο ίσος με 0.0103 kg/kg, όπως προτείνεται από την [93].

Στα δύο θερμοχημικά σενάρια που βασίζονται στη σύνθεση μεικτών αλκοολών, χρησιμοποιήθηκαν διαφορετικοί παράμετροι λειτουργίας και διαφορετικοί καταλύτες. Στη σύνθεση με Mod-FT, η παραγόμενη μεθανόλη, αφού διαχωριστεί από τις παραγόμενες αλκοόλες, ξαναγυρνά στον αντιδραστήρα για την παραγωγή των υπολοίπων αλκοολών. Η επιλεκτικότητα των χρησιμοποιούμενων καταλυτών ευνοεί την παραγωγή αιθανόλης. Αντίθετα στο Mod-MeOH σενάριο ευνοείται η παραγωγή μεθανόλης αφού χρειάζεται για την μετατροπή της αιθανόλης σε προπανόλη, και της προπανόλης σε βουτανόλη. Οι παράμετροι λειτουργίας για τα δύο αυτά σενάρια περιγράφονται στον Πίνακα 15.

Πίνακας 15 : Χαρακτηριστικά της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών στα δυο Θερμοχημικά Σενάρια

Σενάρια	Mod-FT		Mod-MeOH
Πηγή	Aden et al. 2005 [94]		Kulawska & Skrzypek 2001 [95]
Καταλύτης	K/Co/MoS ₂ (modified FT)		Cs-doped Cu/Zn (modified MeOH)
Θερμοκρασία (°C)	298.8		320.0
Πίεση (bar)	137.9		90.0 bar
Λόγος H ₂ /CO (mol/mol)	1.2		2.0
Μετατροπή CO (%)	38.0		31.0
Μετατροπή Μεθανόλης (%)	71.5		-
C Επιλεκτικότητα (% mol)	από CO	από CH ₃ OH	από CO
CO ₂	34.21%	-	20.25
CH ₄	11.84%	-	
C ₂ H ₆	1.32%	-	0.00%
C _n H _{2n+2} , n>5	-	-	
Μεθανόλη	10.79%	-	40.58%
Αιθανόλη	30.00%	81.12%	25.84%
Προπανόλη	7.89%	9.79%	13.34%
Βουτανόλη	2.63%	6.29%	0.00%
Πεντανόλη	1.32%	2.80%	0.00%

Μετά από τη σύνθεση των Μεικτών Αλκοολών, υπάρχουν οι διεργασίες αναβάθμισης των παραχθέντων αλκοολών σε διακλαδισμένες παραφίνες. Για κάθε ένα από τα δύο θερμοχημικά σενάρια που χρησιμοποιούν αυτή τη μέθοδο σύνθεσης, οι διεργασίες αναβάθμισης προς το τελικό προϊόν είναι παρόμοιες. Οι διαφορές τους είναι στους καταλύτες που χρησιμοποιεί η κάθε διεργασία και οι παράμετροι λειτουργίας τους. Αυτά τα στοιχεία συνοψίζονται στον Πίνακα 16.

Πίνακας 16 Παράμετροι που χρησιμοποιούνται για την αναβάθμιση αλκοολών σε παραφίνες

Σενάρια	Mod-FT	Mod-MeOH
	Συμπύκνωση Αιθανόλης [47]	Συμπύκνωση Μεθανόλης/Αιθανόλης/Προπανάλης [96]
Καταλύτης	RuCl ₂	Cu based
Θερμοκρασία/Πίεση	150 °C/ 1 bar	180 °C/ 1 bar
Μετατροπή	30.5%	Αιθανόλη σε Προπανάλη 71.2% Προπανάλη σε Ισοβουτανόλη 82.0%
Επιλεκτικότητα	n-βουτανόλη 88.8 %, n- εξανόλη 8.4% 2-αιθυλοβουτανόλη 2.8%	100% Ισοβουτανόλη
	Αφυδάτωση n- βουτανόλης [53]	Αφυδάτωση Ισοβουτανόλης [52]
Καταλύτης	Rh/alumina foam	γ-alumina
Θερμοκρασία/Πίεση	240 °C/ 1 bar	285 °C/ 1 bar
Μετατροπή	80%	99.8% ισο-βουτανόλη
Επιλεκτικότητα	100% n-βουτένιο	95% ισο-βουτένιο 5% 1-βουτένιο
	Ολιγομερισμός n- βουτενίου [56]	Ολιγομερισμός ισο-βουτενίου [57]
Καταλύτης	Cr ₂ ZrCl ₂ /MAO	Amberlyst-15
Θερμοκρασία/Πίεση	25 °C/ 1.0 bar	100 °C/ 1.1 bar
C ₄ = μετατροπή	100%	100%
Επιλεκτικότητα	27% C ₈ ολιγομερή 76% C ₁₂ ολιγομερή 47% C ₁₆ ολιγομερή	20% diisobutene (C ₈ H ₁₆) 75% triisobutene (C ₁₂ H ₂₄) 5% tetrisobutene (C ₁₆ H ₃₂)
Υδρογόνωση Ολεφινών [97]		
Καταλύτης		Pd
Θερμοκρασία/Πίεση		250°C/ 30 bar
Μετατροπή ολεφινών σε παραφίνες		100%
Παραγωγή καθαρού H₂ από το PSA [98]		
Συγκέντρωση υδρογόνου στην είσοδο		70%
Ανάκτηση υδρογόνου		85%
Καθαρότητα υδρογόνου		99.9%
Πίεση αερίου καθαρισμού		4.0 bar

Τα κυριότερα αποτελέσματα που προκύπτουν από την μοντελοποίηση των σεναρίων φαίνονται στον Πίνακα 17. Έχει υπολογιστεί για κάθε σενάριο η παραγωγικότητα του jet fuel και gasoline, όπου ορίζεται ως τον λόγο καυσίμου σε kg που εξέρχεται από την εγκατάσταση ως προϊόν προς την βιομάζα που εισέρχεται σε kg. Επίσης παρουσιάζονται και οι ενεργειακές καταναλώσεις των μονάδων ASU, του καθαρισμού του syngas και της συμπίεσης που χρειάζονται τα αέρια, καθώς και το ποσοστό άνθρακα της βιομάζας που αξιοποιείται και περιέχεται στα τελικά καύσιμα. Τέλος, για την απόδοση του κάθε

σεναρίου, χρησιμοποιείται η θερμική απόδοση όπου δείχνει το ποσό της θερμότητας που περιέχεται στη βιομάζα και που παραμένει στο τελικό προϊόν και ορίζεται ως:

$\eta_{th} = \frac{m_{Jet\ Fuel} \cdot LHV_{Jet\ Fuel}}{m_{wood} \cdot LHV_{wood}}$	Εξ. 28
---	---------------

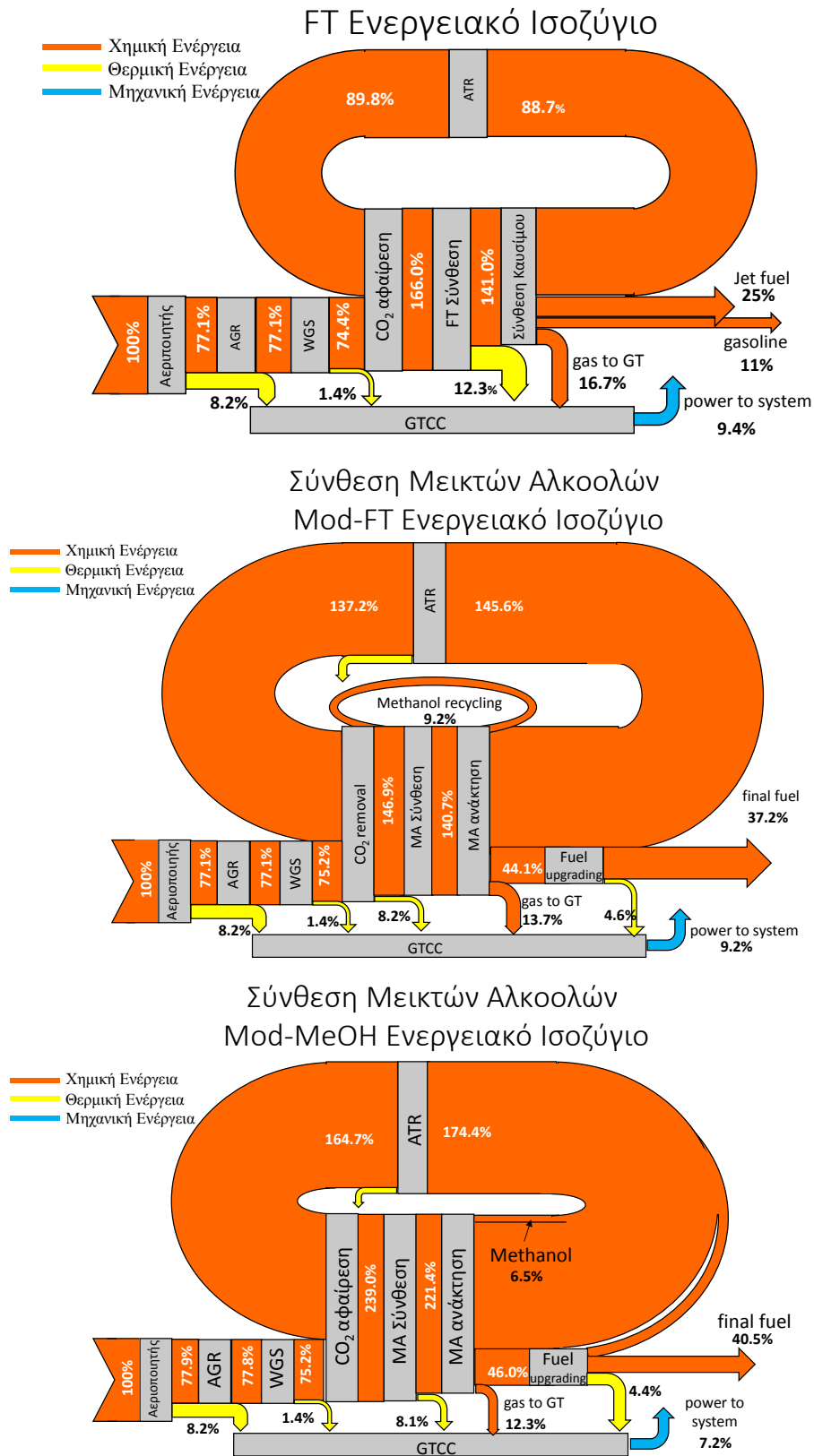
Από τα αποτελέσματα του Πίνακα 17 συμπεραίνεται πως το Mod-MeOH σενάριο είναι έχει λίγο καλύτερη απόδοση από ότι το Mod-FT σενάριο. Αυτό οφείλεται κατά μεγάλο βαθμό στο γεγονός ότι στην περίπτωση του Mod-FT οι διεργασίες χρειάζονται υψηλότερη πίεση και άρα υψηλότερες καταναλώσεις για τη συμπίεση των αερίων από ότι στον Mod-MeOH σενάριο. Επίσης, το ποσοστό άνθρακα που περιέχεται στο τελικό προϊόν και κατ' επέκταση στις αλκοόλες που παράγονται στη σύνθεση Μεικτών αλκοολών, είναι υψηλότερο για το Mod-MeOH σενάριο. Αντίστοιχα, στην περίπτωση της FT σύνθεσης η συνολική θερμική απόδοση είναι ίση με 40.4%, λίγο λιγότερη από αυτή της Mod-MeOH. Τα σενάρια με την παραγωγή αλκοολών έχουν μεγαλύτερη παραγωγικότητα jet fuel καθώς έχουν σχεδιαστεί για να έχουν ως κύριο τελικό προϊόν το jet fuel, ενώ στην περίπτωση της FT, παράγεται πολύ gasoline καθώς και μικρή ποσότητα LPG. Παρατηρείται, η μικρή κατανάλωση ενέργειας στο FT σενάριο που οφείλεται στη μικρή πίεση λειτουργίας του αντιδραστήρα Fischer-Tropsch καθώς και στην υψηλή μετατροπή του CO που οδηγεί σε μικρότερα ρεύματα αερίων αντίθετα από τα άλλα δύο σενάρια.

Πίνακας 17 : Κυρία Αποτελέσματα Διεργασιών

Σενάριο	1	2	3
Διαδρομή Σύνθεσης Καυσίμου	FT	MAS with modFT	MAS with modMeOH
Παραγωγή Jet Fuel, kg _{JF} /kg _{wood}	0.097	0.112	0.138
Παραγωγή Gasoline, kg _G /kg _{wood}	0.076	0.042	0.034
Παραγωγή Συνολικών Αεροπορικών Καυσίμων, kg _F /kg _{wood}	0.173	0.154	0.172
Θερμική Απόδοση, % LHV based	24.2%/16.2%¹	37.2 %	40.5 %
Ενεργειακή Κατανάλωση ASU , kJ _e /kg _{wood}	534.1	677.8	653.7
Ενεργειακή Κατανάλωση Καθαρισμού Όξινων Αερίων kJ _e /kg _{wood}	237.0	215.2	300.8
Ενεργειακή Κατανάλωση Συμπίεσης Αερίων, kJ _e /kg _{wood}	16.5	836.9	405.8
Συνολικές Καταναλώσεις, kJ _e /kg _{wood}	787.6	1730.0	1360.3
Ποσοστό του άνθρακα που αξιοποιήθηκε, % C _{feedstock}	30.4 %	28.2 %	31.5 %

¹ Ο πρώτος όρος αναφέρεται στο jet fuel και ο δεύτερος στη gasoline. Το LPG δεν αναφέρεται επειδή είναι πολύ μικρότερο

Στα παρακάτω σχήματα παρουσιάζονται τα διαγράμματα Sankey. Σε αυτά φαίνεται η ροή ενέργειας στα θερμοχημικά σενάρια. Τρία είδη ενέργειας παρατηρούνται. Χημική, θερμική και μηχανική ενέργεια. Η σημασία των χαρακτηριστικών της σύνθεσης μεικτών αλκοολών, όπως η CO μετατροπή και η επιλεκτικότητα στις αλκοόλες, φαίνεται από το ρεύμα ανακυκλοφορίας αερίων που είναι 1.5 φορές μεγαλύτερο από την ενέργεια του καυσίμου που εισάγεται.



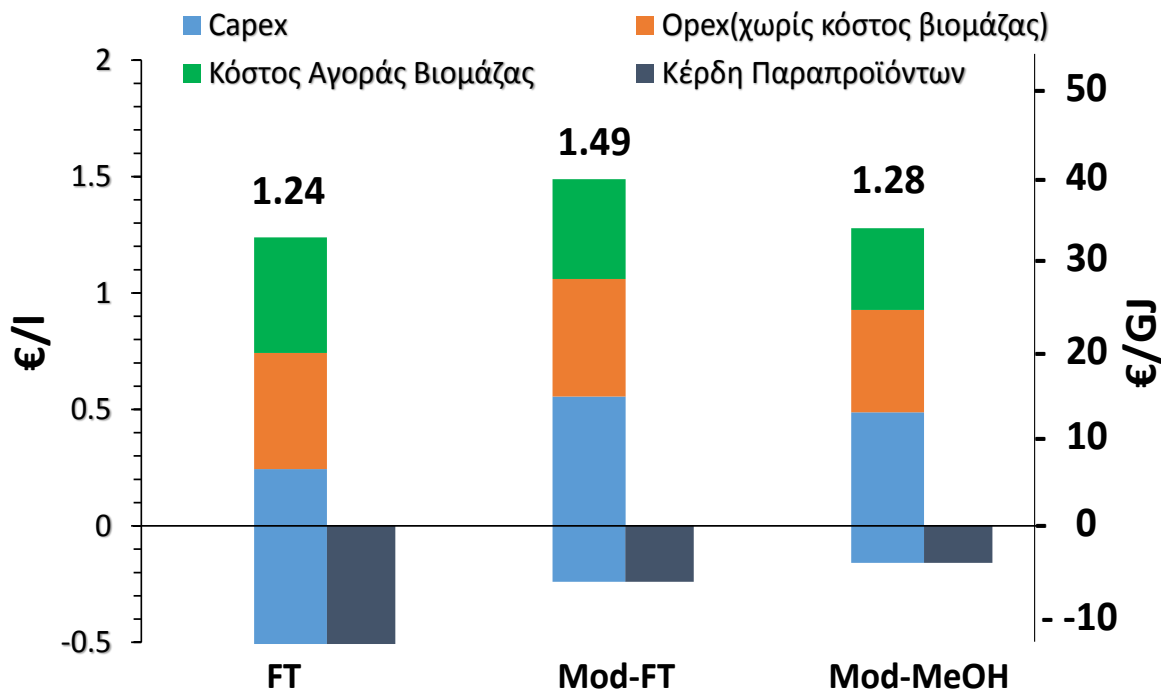
Εικόνα 21 : Sankey διαγράμματα για τη ροή ενέργειας στα θερμοχημικά σενάρια

5.2. Οικονομική Ανάλυση

5.2.1. Θερμοχημικά Σενάρια 864 τόνοι/μέρα Βιομάζα

Μετά τον υπολογισμό της Συνολικής Επένδυσης Κεφαλαίου (TCI) και των μεταβλητών και σταθερών λειτουργικών κοστών, εκτελέστηκε η DCFROR ανάλυση προκειμένου να διαπιστωθεί η οικονομικότητα της εγκατάστασης και να υπολογιστεί η μικρότερη δυνατή τιμή πώλησης του jet fuel (Minimum Jet Fuel Selling Price-MJFSP). Οι τιμές που προέκυψαν είναι 1.24, 1.49, 1.28 €/l jet fuel για κάθε ένα από τα θερμοχημικά σενάρια των FT, Mod-FT και Mod-MeOH αντίστοιχα, με δυναμικότητα εγκατάστασης 864 τόνοι/μέρα βιομάζας. Για το FT σενάριο, εκτός από το τελικό προϊόν (jet fuel), θεωρήθηκε ότι τα υπόλοιπα καύσιμα που διαχωρίζονται στο τέλος των διεργασιών (υγραέριο – LPG- και βενζίνη - gasoline) πωλούνται με την συμβατική τιμή πώλησής τους στην αγορά. Για τα Mod-FT, Mod-MeOH σενάρια ως παραπροϊόν πωλείται μόνο η gasoline. Η θεώρηση αυτή γίνεται για να μειώσουμε τις ανεξάρτητες μεταβλητές σε μία, την τιμή πώλησης του jet fuel. Το γεγονός ότι τα παραπροϊόντα θα διατίθενται στην αγορά με τιμή ίση με αυτή που πωλούνται τα αντίστοιχα προϊόντα προερχόμενα από την ορυκτά καύσιμα συμβάλλει στην αύξηση της MJFSP. Παρ' όλα αυτά, η παραπάνω θεώρηση είναι απαραίτητη για την παρούσα ανάλυση. Στο *Εικόνα 28*, υπολογίστηκε η τιμή πώλησης του jet καυσίμου για διαφορετικές τιμές πώλησης της gasoline. Με αυτόν τον τρόπο φαίνεται η επίδραση της τιμής της gasoline στο τελικό προϊόν.

Στην *Εικόνα 22* παρουσιάζεται η συνεισφορά του Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης (Capital expenditures-Capex), του Λειτουργικού Κόστους (Operational expenditures-Opex) χωρίς τη βιομάζα, το Κόστος Αγοράς Βιομάζας και του Κέρδους από τα Παραπροϊόντα, στο Κόστος Παραγωγής του Jet Fuel σε €/l. Το κόστος βιομάζας παρουσιάζεται ξεχωριστά από τα υπόλοιπα λειτουργικά κόστη λόγω της μεγάλης επιρροής που έχει στο κόστος του τελικού προϊόντος, σε σχέση με τα υπόλοιπα λειτουργικά κόστη. Στο ίδιο διάγραμμα εκφράζεται το κόστος και σε €/GJ Ανώτερης Θερμογόνου Ικανότητα του jet fuel. Για τη μεθοδολογία, υπολογίστηκε ότι το jet fuel έχει Ανώτερη Θερμογόνου Ικανότητα 46.2 MJ/kg, με πυκνότητα jet fuel 0.81 kg/l.

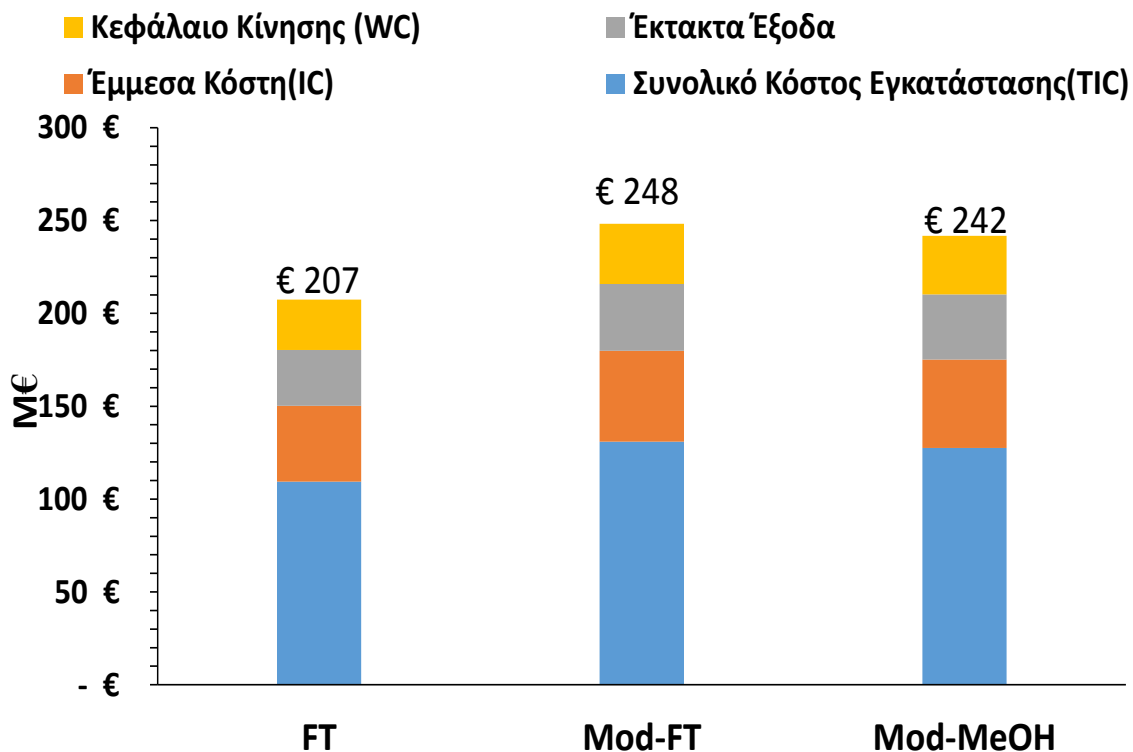


Εικόνα 22 : Ελάχιστη Τιμή πώλησης Αεροπορικού Καυσίμου σε €/l και €/GJ στα τρία Θερμοχημικά Σενάρια

Από το διάγραμμα, φαίνεται η σημαντικότητα του Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης στο κόστος του τελικού προϊόντος, αφού έχει και στα τρία σενάρια τη μεγαλύτερη επιρροή. Τα λειτουργικά κόστη και το κόστος αγοράς βιομάζας συμμετέχουν σχεδόν το ίδιο στο κόστος προϊόντος. Φαίνεται έτσι πόσο πολύ επηρεάζει το κόστος βιομάζας την οικονομικότητα του βιοδιυλιστήριου καθώς αποτελεί ένα από τα σημαντικότερα και υψηλότερα κόστη. Αυτό δείχνει πως τέτοιες εγκαταστάσεις εξαρτώνται κατά ένα μεγάλο βαθμό από τις τιμές πώλησης της βιομάζας.

Το σενάριο της FT είναι οικονομικά πιο συμφέρον και συνεπώς πιο κερδοφόρο σαν επένδυση, μιας και απαιτείται η μικρότερη τιμή πώλησης του jet fuel σε σχέση με τα υπόλοιπα σενάρια. Αυτό αποδίδεται όπως φαίνεται και από την Εικόνα 22 στο μεγάλο κέρδος που έχει το FT σενάριο από την πώληση των παραπροϊόντων (gasoline και LPG). Το κέρδος από τη πώληση τους είναι 0.52, 0.24 και 0.16 €/l jet fuel αντίστοιχα για κάθε σενάριο FT, Mod-FT, Mod-MeOH.

Στο επόμενο διάγραμμα φαίνεται το Συνολικό Κεφάλαιο Επένδυσης του κάθε σεναρίου. Επίσης παρουσιάζονται τα κόστη που απαρτίζουν το Συνολικό Κεφάλαιο Επένδυσης, όπως αυτά υπολογίσθηκαν σύμφωνα με τη μεθοδολογία που περιγράφηκε προηγουμένως.

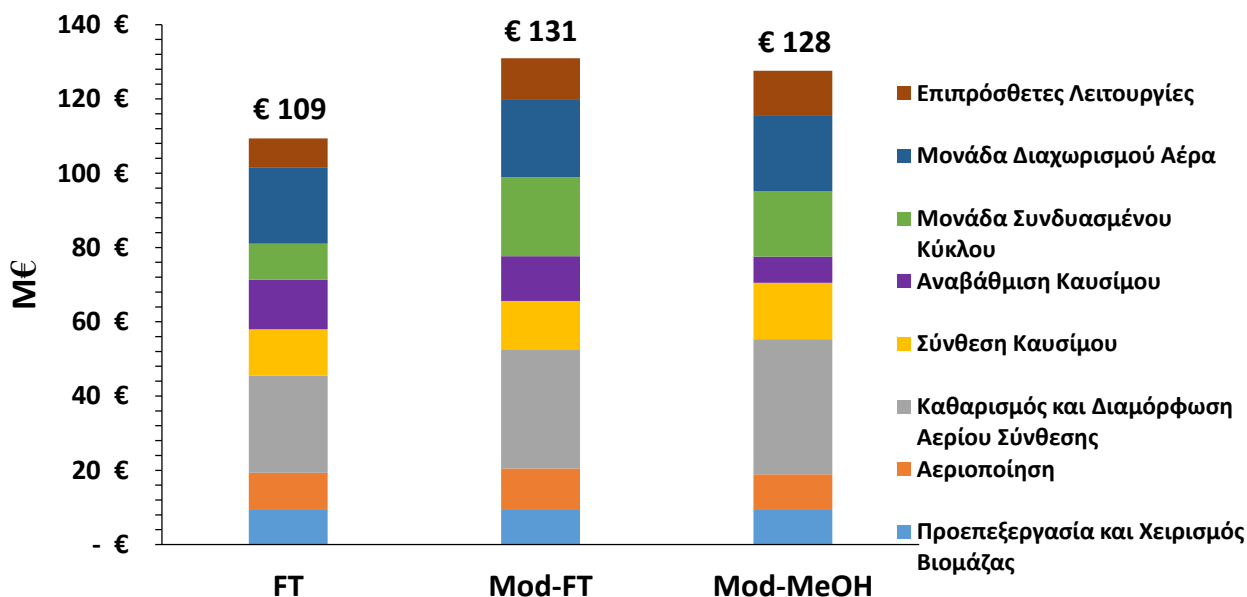


Εικόνα 23 : Κατανομή Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης των Θερμοχημικών Σεναρίων σε Μ€

Από την Εικόνα 23 φαίνεται ότι η περίπτωση του Mod-FT έχει την υψηλότερη επένδυση κεφαλαίου, με αυτή να φτάνει τα 248 Μ€. Ακολουθεί το σενάριο της Mod-MeOH με 242 Μ€, ενώ το χαμηλότερο Carrex εμφανίζεται στο FT σενάριο. Η διαφορά αυτή οφείλεται στα μεγαλύτερα κόστη αγοράς εξοπλισμού, και κατ' επέκταση του κόστους εγκατάστασης, για τις διεργασίες των Mod-FT και Mod-MeOH. Τα υπόλοιπα στοιχεία που απαρτίζουν την επένδυση, όπως Έκτακτα Έξοδα, Έμμεσα Κόστη και Κεφάλαιο Κίνησης, υπολογίζονται ως ποσοστά του κόστους αγοράς του εξοπλισμού και της εγκατάστασής τους.

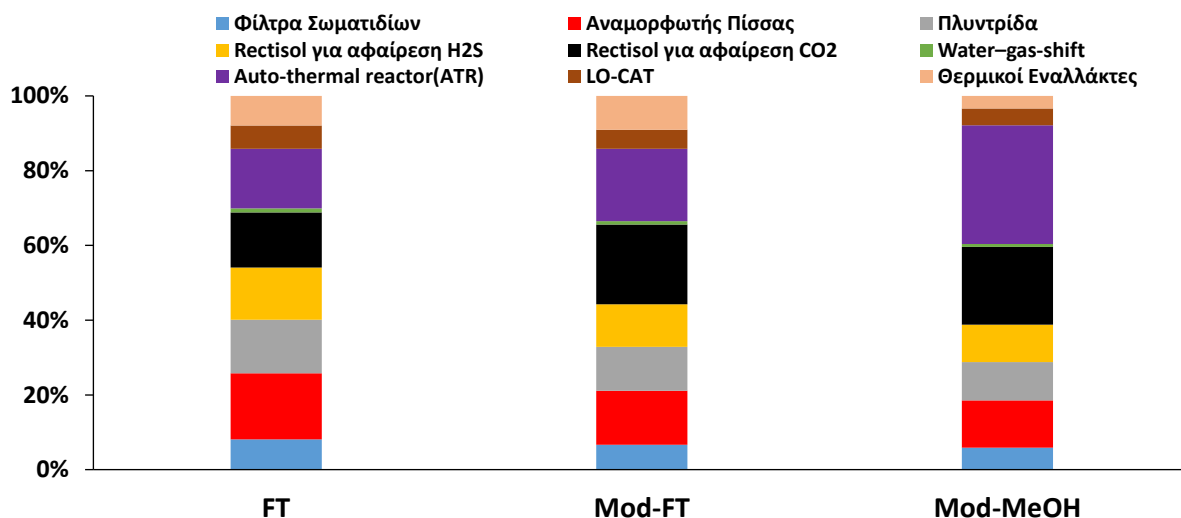
Στο Εικόνα 24 παρουσιάζεται η κατανομή του Συνολικού Κόστους Εγκατάστασης Εξοπλισμού στις επιμέρους διεργασίες των θερμοχημικών σεναρίων, υπολογισμένο σε Μ€. Με αυτόν τον τρόπο παρουσιάζεται το μερίδιο που έχει κάθε διεργασία στο Κόστος Αγοράς και Εγκατάστασης του εξοπλισμού. Σε όλες τις περιπτώσεις η διεργασία που απαιτεί τον ακριβότερο εξοπλισμό, είναι αυτή του Καθαρισμού και Διαμόρφωσης του Αερίου Σύνθεσης. Για το FT σενάριο, η διεργασία αυτή αποσπά το 23.85% του Συνολικού Εγκατεστημένου Κόστους, ενώ για το Mod-FT και Mod-MeOH σενάριο, η τιμή αυτή είναι 24.34% και 28.52% αντίστοιχα. Μεγάλο μερίδιο στο κόστος εξοπλισμού έχει και η Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα (ASU) και η μονάδα συμπαραγωγής. Σημαντικό κόστος κατέχει και ο εξοπλισμός που είναι αναγκαίος για τη Σύνθεση του Καυσίμου. Η Mod-FT έχει υψηλότερο Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού από τη Mod-MeOH και αυτό οφείλεται στο ότι έχει μεγαλύτερες ενεργειακές καταναλώσεις, γεγονός που οδηγεί σε μεγαλύτερο και ακριβότερο εξοπλισμό στη μονάδα Συμπαραγωγής.

Υπενθυμίζεται πως οι Επιπρόσθετες Λειτουργίες περιλαμβάνουν εξοπλισμό όπως το σύστημα ψύξης, τη μονάδα επεξεργασίας και καθαρισμού νερού καθώς και αντλίες.



Εικόνα 24 : Διάσπαση Συνολικού Εγκατεστημένου Κόστους στις Επιμέρους Μονάδες Διεργασίας για τα Θερμοχημικά Σενάρια, σε M€

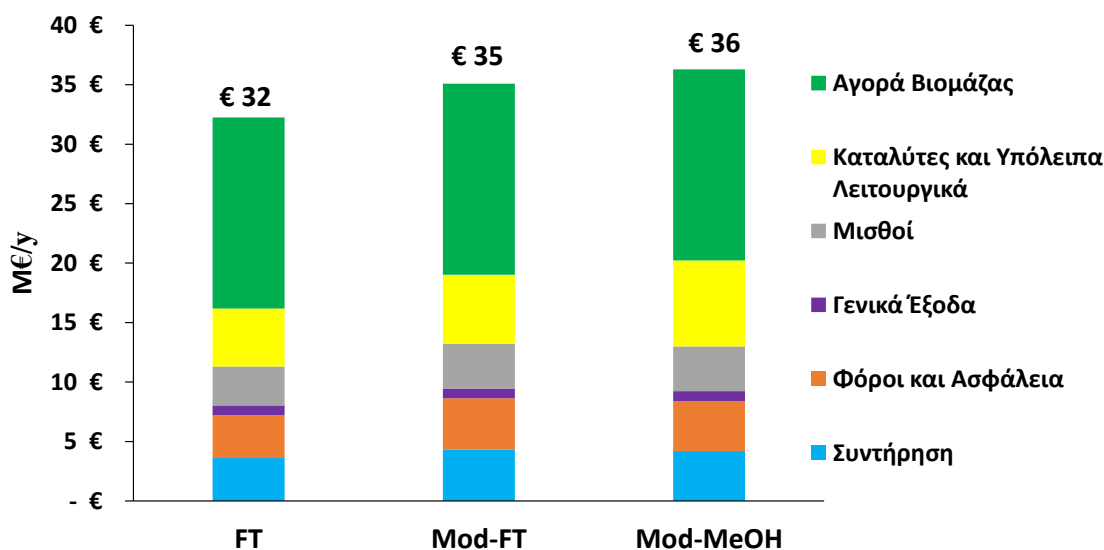
Στην Εικόνα 25, αναλύεται το κόστος εγκατάστασης των διεργασιών καθαρισμού και διαμόρφωσης αερίου σύνθεσης στους επιμέρους εξοπλισμούς που χρησιμοποιούνται. Εκφράζεται το ποσοστό του κόστους εγκατάστασης κάθε εξοπλισμού ως προς το συνολικό κόστος εγκατάστασης των διεργασιών καθαρισμού syngas. Με αυτόν τον τρόπο φαίνεται ποια διεργασία συμβάλει στο υψηλό κόστος εγκατάστασης αυτής της περιοχής των διεργασιών. Όπως παρουσιάζεται στο διάγραμμα, στο FT σενάριο, το μεγαλύτερο κόστος εξοπλισμού το έχει ο αναμορφωτής Πίσσας με ποσοστό 18%. Ακολουθεί ο ATR αντιδραστήρας με 16% , η μονάδα Rectisol για αφαίρεση CO₂ με 15% και η πλυντρίδα και η μονάδα Rectisol για αφαίρεση H₂S με 14% ο κάθε εξοπλισμός. Στο Mod-FT σενάριο συμμετέχει στο συνολικό κόστος εγκατάστασης η μονάδα Rectisol για αφαίρεση CO₂ με 21%. Ο ATR αποτελεί το 19%, ο αναμορφωτής πίσσας 14%, η πλυντρίδα 12% και η μονάδα Rectisol για αφαίρεση H₂S 11%. Αντίστοιχα στο Mod-MeOH σενάριο, ο πιο ακριβός εξοπλισμός ανήκει στον ATR με 32%. Ακολουθεί η Rectisol μονάδα για καθαρισμό του CO₂ με 21%, ο αναμορφωτής πίσσας με 13% και η πλυντρίδα και η μονάδα Rectisol για αφαίρεση H₂S με 10% ο κάθε εξοπλισμός



Εικόνα 25 : Κόστη Εγκατάστασης των επιμέρους εξοπλισμών των διεργασιών για τον Καθαρισμό και Διαμόρφωση του Αερίου Σύνθεσης εκφρασμένο σε ποσοστά.

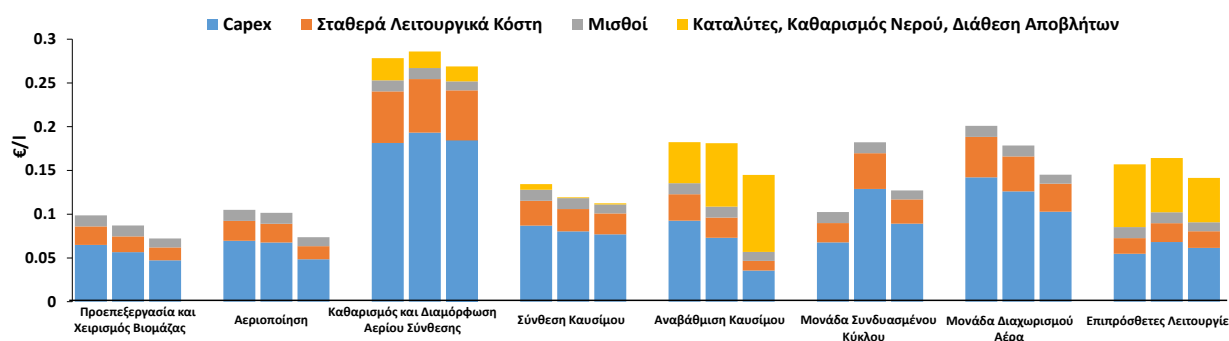
Στη συνέχεια παρουσιάζεται ένα διάγραμμα που απεικονίζει τα λειτουργικά κόστη της εγκατάστασης για τα θερμοχημικά σενάρια σε Μ€/έτος. Αυτά διαχωρίζονται στα επιμέρους κόστη όπου και φαίνεται η επιρροή τους στο τελικό λειτουργικό κόστος. Τα Mod-FT και Mod-MeOH σενάρια έχουν σχεδόν ίδια λειτουργικά κόστη, 35 Μ€/έτος και 36 Μ€/έτος αντίστοιχα, ενώ το FT σενάριο έχει λίγα λιγότερα, δηλαδή 32 Μ€/έτος. Η διαφορά οφείλεται στο ότι στα δύο θερμοχημικά σενάρια χρησιμοποιούνται περισσότεροι καταλύτες και χημικά στη σύνθεση και αναβάθμιση καυσίμου από ότι στην περίπτωση της FT. Επίσης, το προβλεπόμενο κόστος συντήρησης είναι συνάρτηση του Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης που όπως δείχθηκε είναι αυξημένο στις περιπτώσεις των διεργασιών που βασίζονται στην αναβάθμιση των αλκοολών (Mod-FT, Mod-MeOH).

Από την Εικόνα 26 είναι φανερό πως το μεγαλύτερο μερίδιο στο λειτουργικό κόστος το οφείλεται στο κόστος αγοράς της βιομάζας. Η βιομάζα (ξύλο) αγοράζεται στην τιμή των 60€/ξηρό τόνο. Το κόστος της βιομάζας αποτελεί το 45% του συνολικού Λειτουργικού Κόστους για κάθε σενάριο.



Εικόνα 26: Καταμερισμός του Λειτουργικού Κόστους στα Επιμέρους Κόστη, σε €/έτος

Στο επόμενο διάγραμμα, παρουσιάζεται η συνεισφορά του Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης μαζί με τα Λειτουργικά Κόστη (εκτός της αγοράς βιομάζας) σε κάθε σύνολο διεργασιών της εγκατάστασης για κάθε θερμοχημικό σενάριο, εκφρασμένο σε €/l τελικού προϊόντος.



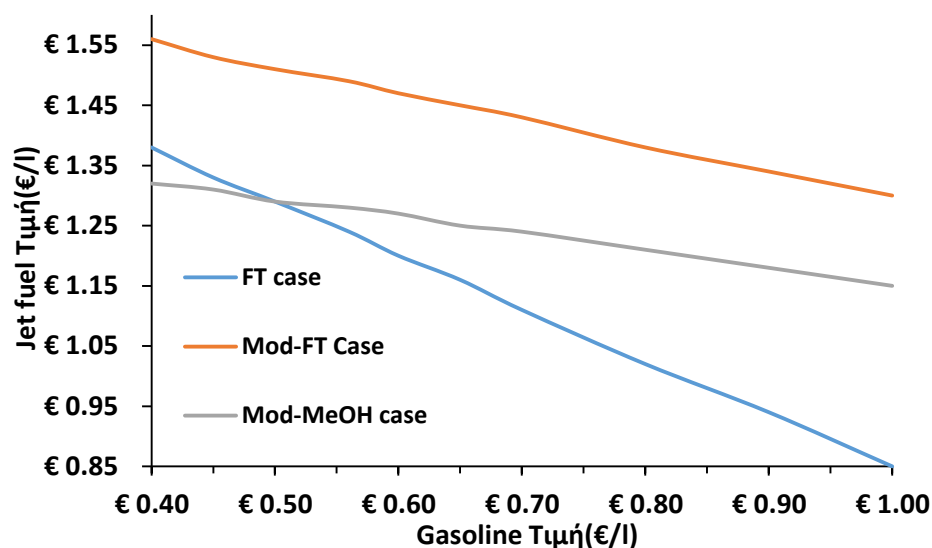
Εικόνα 27 : Συνεισφορά Capex και Opex στις Διεργασίες σε €/l jet fuel για τα Θερμοχημικά Σενάρια. 1^η Στήλη: FT μέθοδος, 2^η Στήλη: Mod-FT μέθοδος, 3^η Στήλη: Mod-MeOH μέθοδος

Μέσω της Εικόνας 27 μπορεί να συγκριθεί ο καταμερισμός του Capex και Opex στις διεργασίες του κάθε σεναρίου. Οι πιο κοστοβόρες διεργασίες των σεναρίων είναι αυτές του Καθαρισμού και Διαμόρφωσης Αερίου Σύνθεσης, της Μονάδας Διαχωρισμού Αέρα, της Αναβάθμισης Καυσίμου, των Επιπρόσθετων Λειτουργιών και της Σύνθεσης Καυσίμου. Μεταβλητά Λειτουργικά Κόστη υπάρχουν στις διεργασίες Καθαρισμού και Διαμόρφωσης Αερίου Σύνθεσης, της Αναβάθμισης Καυσίμου, των Επιπρόσθετων Λειτουργιών και της Σύνθεσης Καυσίμου καθώς εκεί μόνο χρησιμοποιούνται καταλύτες και χημικά στους αντιδραστήρες. Τα λειτουργικά κόστη των Επιπρόσθετων Λειτουργιών είναι κόστη για την αγορά νερού και τον καθαρισμό χρησιμοποιημένου νερού, καθώς και για την διάθεση λυμάτων και αποβλήτων.

Μεγάλες διαφορές, όπως φαίνεται και από την *Εικόνα 27*, βρίσκονται στα συνολικά κόστη της Μονάδας Συμπααραγωγής. Στην περίπτωση του Mod-FT, το κόστος αυτής της μονάδας είναι σημαντικά μεγαλύτερο σε σχέση με των άλλων δύο περιπτώσεων. Αυτό οφείλεται στο γεγονός ότι στο Mod-FT σενάριο υπάρχουν περισσότερες ενεργειακές ανάγκες κυρίως εξ αιτίας της πολύ υψηλής πίεσης λειτουργίας του αντιδραστήρα σύνθεσης αλκοολών, γεγονός που απαιτεί μεγάλο έργο συμπίεσης του αερίου σύνθεσης (*Πίνακας 17*). Επίσης, η συνεισφορά των καταλυτών στις διεργασίες Αναβάθμισης του Καυσίμου στην περίπτωση του Mod-MeOH είναι αρκετά μεγαλύτερη από των άλλων δύο, καθώς η ποσότητα και το κόστος καταλυτών που χρησιμοποιείται είναι μεγαλύτερα.

5.2.2. Επίδραση τιμής πώλησης gasoline

Στην *Εικόνα 28* φαίνεται πώς διαμορφώνεται η ελάχιστη τιμή πώλησης του jet καυσίμου όταν μεταβάλλεται η τιμή πώλησης της βενζίνης. Την μεγαλύτερη επίδραση την έχει για το σενάριο της FT σύνθεσης. Αυτό δικαιολογείται καθώς σε αυτό το σενάριο παράγεται πολύ περισσότεροι βενζίνη συγκριτικά με τα άλλα δύο σενάρια. Για αυτό το λόγο, όταν η τιμή πώλησης της βενζίνης είναι μικρότερη των 0.5 €/l, το σενάριο της FT σύνθεσης έχει υψηλότερη MJFSP από ότι το σενάριο Mod-MeOH. Η επίδραση στη Mod-MeOH περίπτωση είναι η μικρότερη καθώς παράγει τη μικρότερη ποσότητα gasoline σε σχέση με τα άλλα δύο θερμοχημικά σενάρια.



Εικόνα 28 : Επίδραση της τιμής πώλησης βενζίνης στη MJFSP, €/l

5.2.3. Επίδραση του μεγέθους της εγκατάστασης

Στο υποκεφάλαιο αυτό, παρουσιάζεται η επίδραση του μεγέθους της εγκατάστασης στην οικονομικότητα της επένδυσης. Με άλλα λόγια, πώς η επιλογή της δυναμικότητας του βιοδιωλιστηρίου καθορίζει το κόστος επένδυσης και την βιώσιμη λειτουργία του. Για την καλύτερη σύγκριση με προηγούμενες έρευνες στα βιοκαύσιμα, η δυναμικότητα του θερμοχημικού σεναρίου Mod-MeOH ανάχθηκε στους 2000 τόνους/μέρα βιομάζας. Αφού μοντελοποιήθηκαν οι διεργασίες σε αυτήν την δυναμικότητα και εκτελέστηκαν στο πρόγραμμα Aspen Plus, έγινε οικονομική ανάλυση όπως

περιγράφηκε προηγουμένως. Η επιλογή να αναχθεί το Mod-MeOH σενάριο έγινε καθώς είναι οικονομικά πιο επιθυμητό από το αντίστοιχο σενάριο Mod-FT και χρησιμοποιεί πιο καινοτόμο τεχνολογία σε σχέση με το FT σενάριο. Στον Πίνακα 18, παρουσιάζεται πώς επιδρά η αύξηση της δυναμικότητας σε διάφορες οικονομικές και θερμοδυναμικές παραμέτρους.

Πίνακας 18 : Επίδραση της αύξησης της Δυναμικότητας σε διάφορες παραμέτρους

Παράμετρος	Mod-MeOH 864 τόνοι/μέρα	Mod-MeOH 2000 τόνοι/μέρα	Διαφορά %
Παροχή βιομάζας, kg/s	10.0	23.2	131
Θερμική Ισχύς καυσίμου στην είσοδο, MW _{th}	188.8	437	131
Παραγωγή Jet Fuel, kg/s	1.33	3.18	138
Ενεργειακή Κατανάλωση ASU, MWe	6.54	15.08	131
Ενεργειακή Κατανάλωση Καθαρισμού Αερίου , MWe	3.01	6.98	132
Ενεργειακή Κατανάλωση Συμπίεσης Αερίου, MWe	4.06	9.41	132
MJFP (Minimum Jet Fuel Selling Price), €/l jet fuel	1.28	1.02	-20
TCI (Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου), Μ€	241.7	450.6	86
Opex (χωρίς Κόστος Βιομάζας) , Μ€	20.2	37.1	84
Κόστος Βιομάζας, Μ€	16.1	37.2	131
Έσοδα Παραπροϊόντων, Μ€	7.0	16.6	137

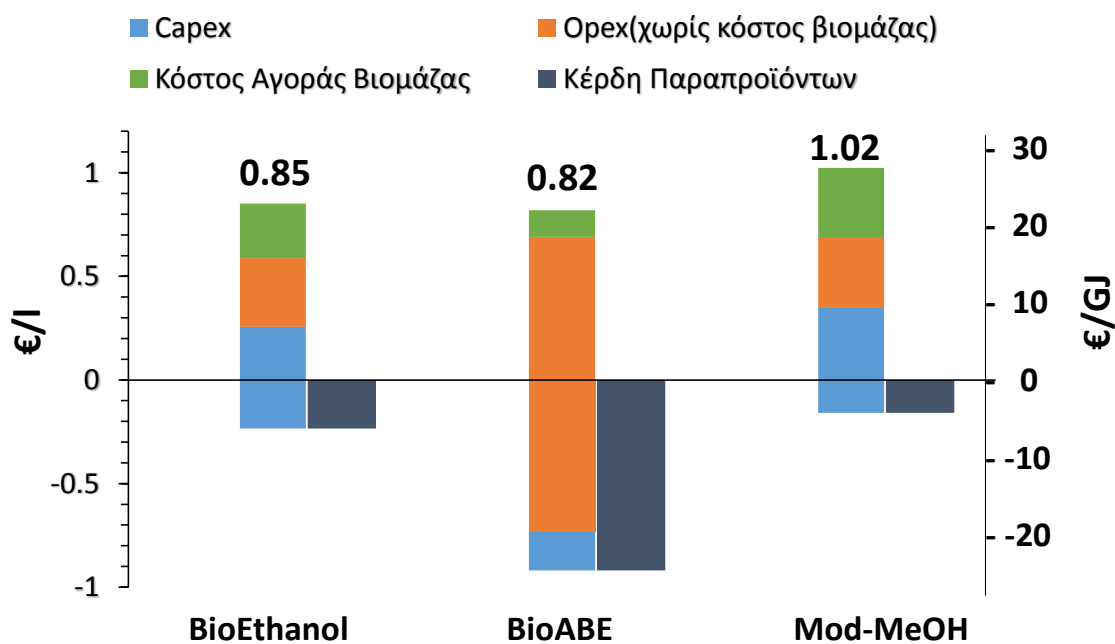
Όπως φαίνεται και από τον Πίνακα 18, με διπλασιασμό της δυναμικότητας του βιοδιυλιστηρίου, διπλασιάζεται και η παραγωγή jet καυσίμου. Η αύξηση της παραγωγής jet καυσίμου ποσοστιαία είναι λίγο μεγαλύτερη από ότι η αύξηση της δυναμικότητας. Οι ενεργειακές καταναλώσεις διπλασιάζονται με το ίδιο ποσοστό. Η συνολική Επένδυση Κεφαλαίου που απαιτείται είναι 86% μεγαλύτερη από το σενάριο των 864 τόνων βιομάζας ενώ τα λειτουργικά κόστη αυξάνονται κατά 84%. Επίσης η ποσότητα των παραπροϊόντων καθώς και τα κέρδη τους αυξάνονται με το ίδιο ποσοστό όπως και η παραγωγή του jet καυσίμου. Τέλος, η αύξηση της δυναμικότητας της εγκατάστασης οδηγεί στη μείωση της τιμής πώλησης του προϊόντος από 1.28 €/l σε 1.02 €/l.

5.2.4. Βιοχημικά Σενάρια και Θερμοχημικό Mod-MeOH Σενάριο 2000 Τόνου/μέρα Βιομάζα

Μαζί με το θερμοχημικό σενάριο στους 2000 τόνους/μέρα, εξετάστηκαν και δύο βιοχημικά σενάρια στην ίδια δυναμικότητα. Τα βιοχημικά αυτά σενάρια, ζύμωση σε Αιθανόλη και ζύμωση ΑΒΕ, βασίστηκαν σε διεργασίες που έχουν δημοσιευθεί [65, 75], μαζί με το κόστος του εξοπλισμού και τα λειτουργικά κόστη τους. Στη συνέχεια σχεδιάστηκαν οι διεργασίες αναβάθμισης των προϊόντων της ζύμωσης σε κάθε σενάριο και ο διαχωρισμός του τελικού προϊόντος στο Aspen Plus. Έπειτα κοστολογήθηκαν αυτές οι διεργασίες και πραγματοποιήθηκε η οικονομική ανάλυση όπως εξηγήθηκε προηγουμένως για αυτά τα σενάρια , υπολογίζοντας στο τέλος την Ελάχιστη Τιμή Πώλησης του Jet Fuel.

Όσον αφορά το θερμοδυναμικό κομμάτι αυτών των σεναρίων, στη ζύμωση αιθανόλης, η παραγωγή Jet καυσίμου υπολογίστηκε $0.15 \text{ kg}_{\text{JetFuel}}/\text{kg}_{\text{biomass}}$ και η θερμική απόδοση υπολογίστηκε, όπως περιγράφηκε προηγουμένως, 39.66% ,LHV based. Αντίστοιχα για τη ζύμωση βουτανόλης, η παραγωγή Jet καυσίμου υπολογίστηκε $0.12 \text{ kg}_{\text{JetFuel}}/\text{kg}_{\text{biomass}}$ και η αντίστοιχη θερμική απόδοση 34.15%. Επειδή στα βιοχημικά σενάρια δεν υπάρχουν ελαφριά αέρια για να τροφοδοτήσουν μια μονάδα PSA για παραγωγή υδρογόνου, που χρειάζεται στην αναβάθμιση των προϊόντων, αγοράζεται από προμηθευτή στην τιμή 1.13 €/kg [99].

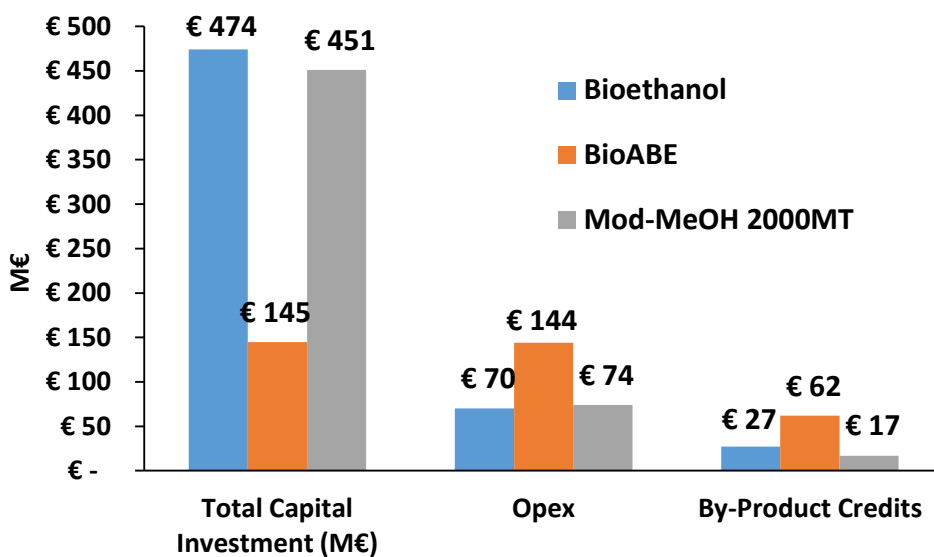
Στην *Εικόνα 29* φαίνονται τα αποτελέσματα της οικονομικής ανάλυσης DCFROR. Στα τρία αυτά σενάρια υπολογίστηκε το MJFSP σε €/l και €/GJ και δείχνεται η επίδραση του Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης, του Λειτουργικού Κόστους (χωρίς τη βιομάζα), το Κόστος Αγοράς Βιομάζας, και τα κέρδη από την πώληση των παραπροϊόντων, σε κάθε σενάριο, στη τιμή τελικού προϊόντος. Συμπεραίνεται ότι τα βιοχημικά σενάρια είναι σχετικά πιο συμφέροντα από οικονομικής άποψης καθώς έχουν χαμηλότερα κόστη τελικού προϊόντος, 0.85 €/l για το σενάριο της ζύμωσης σε Αιθανόλη, 0.82 €/l της ζύμωσης ΑΒΕ, ενώ για το θερμοχημικό σενάριο της Mod-MeOH είναι 1.02 €/l. Παρακάτω γίνεται περισσότερη ανάλυση για τους παράγοντες που αποδίδεται αυτή η εικόνα.



Εικόνα 29 : Ελάχιστη Τιμή πώλησης Αεροπορικού Καυσίμου σε €/l και €/GJ στα Βιοχημικά Σενάρια και στο Θερμοχημικό Σενάριο Mod-MeOH για δυναμικότητα 2000τόνοι/μέρα βιομάζα

Στο *Εικόνα 30* συγκρίνονται τα Συνολικά Κεφάλαια Επένδυσης, τα Λειτουργικά Κόστη, τα έσοδα από τα παραπροϊόντα για τα τρία αυτά σενάρια σε Μ€. Στο σενάριο της ζύμωσης ΑΒΕ, το κόστος για τον εξοπλισμό, είναι πολύ μικρότερο από τα άλλα δύο σενάρια. Όμως, τα λειτουργικά κόστη του είναι διπλάσια σε σχέση με των άλλων δύο σεναρίων. Αυτό οφείλεται στο γεγονός ότι η ζύμωση ΑΒΕ έχει περισσότερες ενεργειακές καταναλώσεις, από την αντίστοιχη της Αιθανόλης, για τον διαχωρισμό των προϊόντων ζύμωσης καθώς απαιτεί και περισσότερες χημικές ουσίες για τις διεργασίες της ζύμωσης.

Επίσης, η ABE ζύμωση έχει διπλάσια έσοδα από τις πωλήσεις των παραπροϊόντων της σε σχέση με τη ζύμωση σε Αιθανόλη και τριπλάσια από αυτά του Mod-MeOH. Αυτό συμβαίνει καθώς κατά την ABE ζύμωση παράγονται εκτός της βουτανόλης, ακετόνη και αιθανόλη. Η Αιθανόλη αντιδράει για τον σχηματισμό βουτανόλης, αλλά η ακετόνη θεωρείται ότι πωλείται στην τιμή της αγοράς. Επιπλέον, όπως και τα υπόλοιπα σενάρια, πωλείται και η gasoline που διαχωρίζεται στο τέλος των διεργασιών μαζί με το jet fuel.



Εικόνα 30 : Σύγκριση Συνολικού Κεφαλαίου Επένδυσης, Λειτουργικών Κοστών και Κέρδος Παραπροϊόντων μεταξύ Βιοχημικών Σεναρίων και Mod-MeOH , σε Μ€

5.3. Ανάλυση Ευαισθησίας

Για την περαιτέρω ανάλυση και ερμηνεία των αποτελεσμάτων της παρούσας διπλωματικής εργασίας έγινε ανάλυση ευαισθησίας στο μοντέλο που εξετάστηκε. Η ανάλυση ευαισθησίας μελετά την επίδραση που έχει κάθε παράμετρος όταν μεταβάλλεται στα τελικά αποτελέσματα. Δηλαδή, εξετάστηκε πώς μεταβάλλεται η τιμή πώλησης των αεροπορικών καυσίμων όταν αλλάζουν παράμετροι όπως η τιμή της βιομάζας, τα χρόνια λειτουργίας του βιοδιυλιστηρίου, η τιμή πώλησης παραπροϊόντων, οι ώρες λειτουργίας βιοδιυλιστηρίου ανά έτος και τα κόστη των καταλυτών.

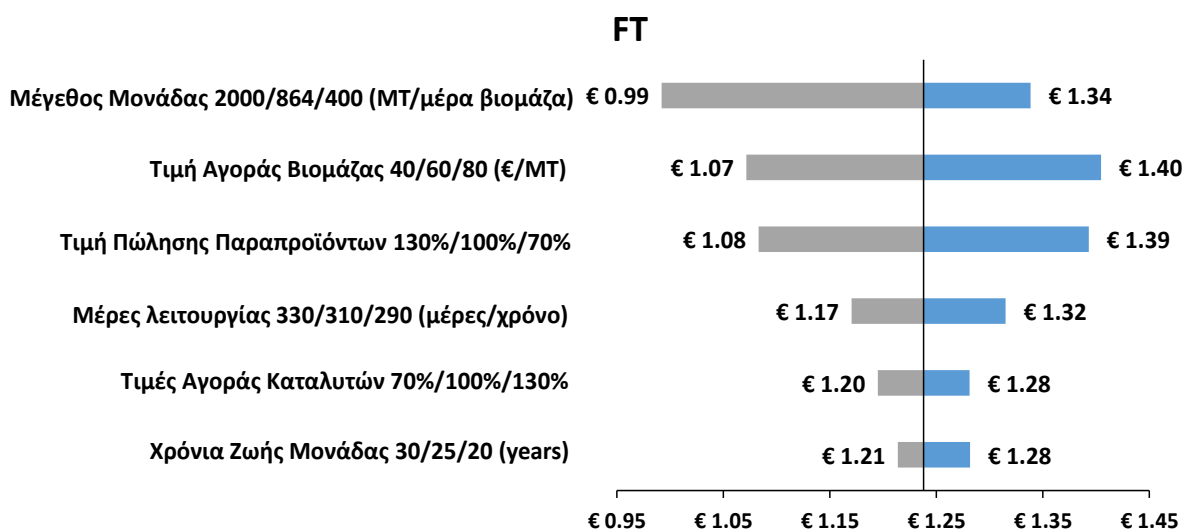
Η ανάλυση ευαισθησίας διεκπεραιώθηκε και για τα τρία θερμοχημικά σενάρια FT, Mod-FT και Mod-MeOH. Για κάθε παράμετρο επιλέχθηκαν δύο τιμές που να επηρεάζουν θετικά και αρνητικά την τιμή του αεροπορικού βιοκαυσίμου.

Αρχικά, εξετάστηκε το πώς μεταβάλλεται η τιμή του τελικού προϊόντος αν αυξήσουμε ή μειώσουμε τη δυναμικότητα της εγκατάστασης. Δηλαδή από 864 τόνους/ημέρα εισαγόμενης βιομάζας σε 2000 τόνους/ημέρα και 400 τόνους/ημέρα. Για να γίνει αυτό θεωρήσαμε γραμμική μεταβολή την συνάρτηση κόστος αεροπορικού βιοκαυσίμου σε σχέση με τη δυναμικότητα της εγκατάστασης. Από την ανάλυση που έγινε παραπάνω, όπου υπολογίστηκε το κόστος τελικού προϊόντος αναλυτικά για δυναμικότητα

2000 τόνοι/ημέρα για το σενάριο της θερμοχημικής μετατροπής Mod-MeOH, προέκυψε το ποσοστό μεταβολής της τιμής του προϊόντος όταν αυξήσουμε ή μειώσουμε την δυναμικότητα. Θεωρήθηκε αυτό το ποσοστό σταθερό και για τα άλλα δυο θερμοχημικά σενάρια, και έτσι έγινε και η αναγωγή της τιμής του προϊόντος στην επιθυμητή δυναμικότητα για την ανάλυση ευαισθησίας.

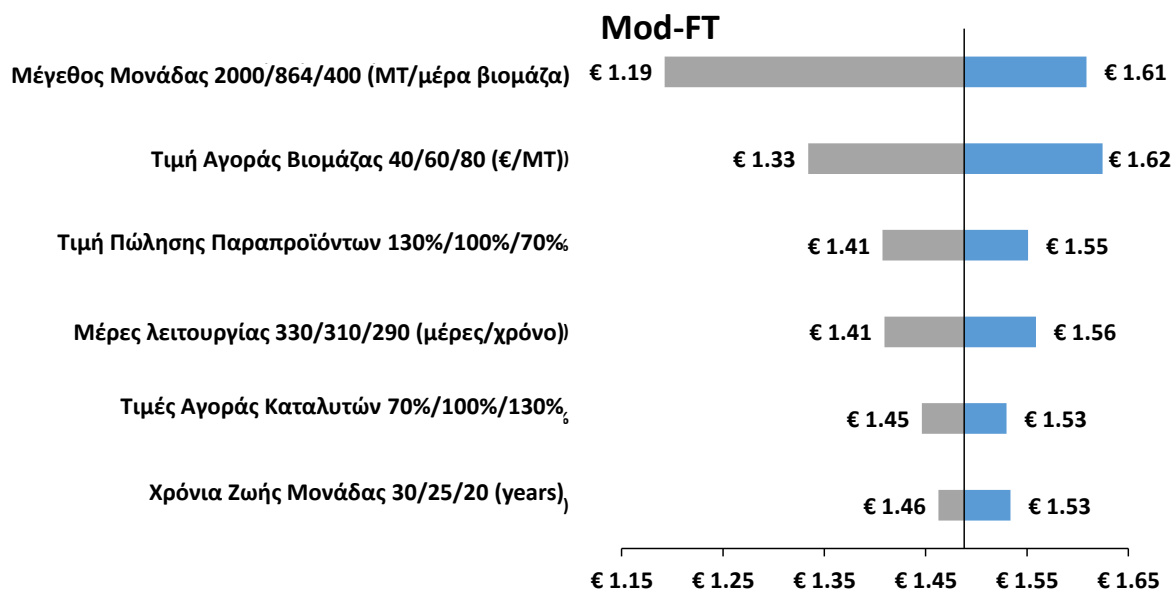
Στη συνέχεια, εξετάστηκε η επίδραση της τιμής της αγορασμένης βιομάζας. Στα υπό εξεταζόμενα σενάρια, η τιμή της βιομάζας είναι στα 60 €/τόνο συμπεριλαμβανομένου του κόστους διανομής, συλλογής και μεταφοράς. Για την ανάλυση, χρησιμοποιήθηκαν οι τιμές 40 €/τόνο και 80€/τόνο. Άλλη μια παράμετρος που εξετάστηκε είναι η τιμή πώλησης των παραπροϊόντων. Αυτά είναι η βενζίνη (gasoline) όπου παράγεται μαζί με το αεροπορικό καύσιμο σε όλα τα σενάρια καθώς και το LPG (Liquefied Petroleum Gas) που παράγεται μόνο στο σενάριο της FT. Για την παρούσα ανάλυση ερευνήθηκε πως επηρεάζει η τιμή πώλησης των παραπροϊόντων όταν είναι στο 70% και 130% της τιμής πώλησης του βασικού σεναρίου (0.56 €/l για τη βενζίνη[100], 0.29 €/l για το LPG[101]).

Η επόμενη μεταβλητή, η μεταβολή της οποίας διερευνήθηκε είναι το κόστος των καταλυτών, των χημικών ουσιών για τον καθαρισμό και τη διάθεση αποβλήτων που χρησιμοποιήθηκαν στις διεργασίες της εγκατάστασης, δηλαδή ένα μέρος των μεταβλητών λειτουργικών κοστών. Οι τιμές που δοκιμάστηκαν είναι μειωμένες στο 70% και αυξημένες στο 130% των τιμών που έχουν προκύψει στα βασικά σενάρια. Τέλος, ανάλυση ευαισθησίας έγινε και για την παράμετρο της διαθεσιμότητας του βιοδιυλιστηρίου, δηλαδή τις ημέρες που λειτουργεί η εγκατάσταση. Στα βασικά σενάρια, το βιοδιυλιστήριο λειτουργεί για 310 μέρες το χρόνο. Σαν εναλλακτικές τιμές πήραμε τις 290 μέρες/χρόνο και τις 330 μέρες/χρόνο λειτουργίας. Η τελευταία παράμετρος που εξετάστηκε είναι αυτή των χρόνων ζωής του βιοδιυλιστηρίου. Στα βασικά σενάρια που εξετάστηκαν θεωρήθηκαν 25 χρόνια ζωής. Για την ανάλυση ευαισθησίας εξετάστηκαν οι ακραίες τιμές των 20 και 30 χρόνων ζωής.



Εικόνα 31: Ανάλυση Ευαισθησίας σε παραμέτρους που επηρεάζουν την τιμή του αεροπορικού καυσίμου €/L στο σενάριο FT

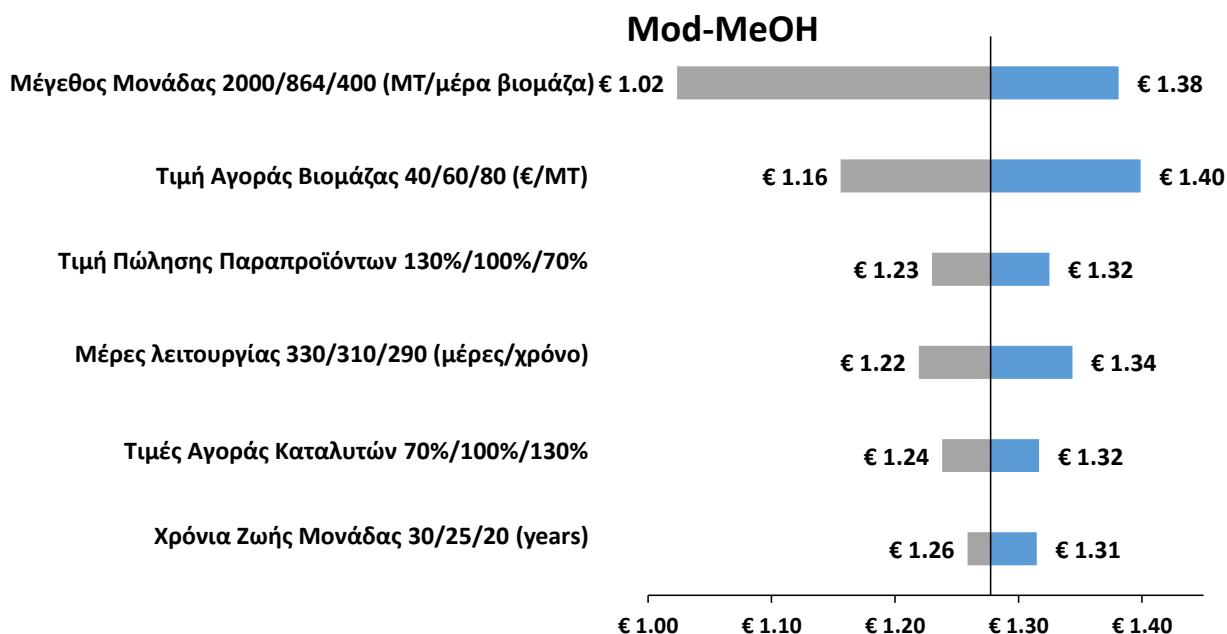
Στην *Εικόνα 31* παρουσιάζονται τα αποτελέσματα από την ανάλυση ευαισθησίας του θερμοχημικού σεναρίου Fischer-Tropsch. Η μεγαλύτερη μείωση για την τιμή του Jet καυσίμου εμφανίζεται όταν αλλάζει η δυναμικότητα του βιοδιυλιστηρίου από 864 τόνους βιομάζας/μέρα σε 2000 τόνους βιομάζας/μέρα. Η μείωση στην τιμή προϊόντος είναι 20%. Οι επόμενοι παράμετροι που έχουν την μεγαλύτερη επιρροή στην τιμή του jet καυσίμου είναι η τιμή αγοράς βιομάζας και η τιμή πώλησης των παραπροϊόντων που αυξομειώνουν την τιμή προϊόντος κατά $\pm 13\%$. Την μικρότερη επιρροή την έχει η παράμετρος της διάρκειας ζωής του βιοδιυλιστηρίου που μειώνει κατά 2% την τιμή προϊόντος όταν αυξάνεται στα 30 χρόνια και αυξάνεται 4% όταν η διάρκεια ζωής είναι στα 20 χρόνια.



Εικόνα 32 : Ανάλυση Ευαισθησίας σε παραμέτρους που επηρεάζουν την τιμή του αεροπορικού καυσίμου €/L στο σενάριο Mod-FT

Στην *Εικόνα 32* εμφανίζονται τα αποτελέσματα της ανάλυσης ευαισθησίας του Mod-FT σεναρίου. Όπως και στο FT σενάριο η μεγαλύτερη μείωση (20%) της τιμής του jet καυσίμου είναι για την παράμετρο της αύξησης της δυναμικότητας του βιοδιυλιστηρίου. Επόμενη παράμετρος με την μεγαλύτερη επίδραση είναι η τιμή αγοράς βιομάζας που αυξομειώνει την τιμή τελικού προϊόντος κατά $\pm 9\%$. Οι παράμετροι των ημερών λειτουργίας του βιοδιυλιστηρίου και της τιμής πώλησης των παραπροϊόντων μεταβάλλουν κατά $\pm 5\%$ την τιμή του jet καυσίμου.

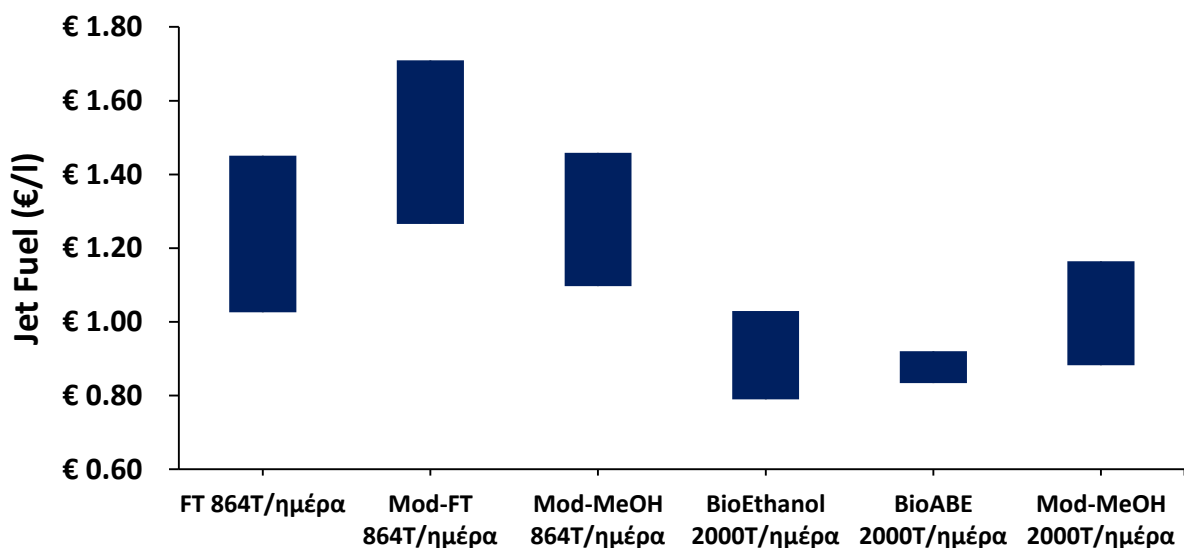
Στην *Εικόνα 33* παρουσιάζεται η ανάλυση ευαισθησίας του Mod-MeOH σεναρίου. Όπως και στα άλλα σενάρια, την μεγαλύτερη μείωση (20%) στην τιμή του Jet καυσίμου εμφανίζεται όταν αυξάνεται η δυναμικότητα του. Με την αλλαγή της τιμής αγοράς της βιομάζας, η τιμή του τελικού προϊόντος προσ αυξάνεται κατά $\pm 10\%$. Οι υπόλοιπες παράμετροι επηρεάζουν πολύ λιγότερο.



Εικόνα 33 : Ανάλυση Ευαισθησίας σε παραμέτρους που επηρεάζουν την Ελάχιστη τιμή Πώλησης του αεροπορικού καυσίμου €/L στο σενάριο Mod-MeOH

Στη συνέχεια εξετάστηκε η επιρροή του Συνολικού Κόστους Εγκατάστασης (ΤΙC) στην Ελάχιστη Τιμή Πώλησης του Αεροπορικού Καυσίμου. Η αλλαγή που εξετάστηκε στην μεταβλητή αυτή, ήταν η ποσοστιαία μεταβολή του ΤΙC που υπολογίστηκε σε κάθε σενάριο κατά $\pm 30\%$. Με την μεταβολή του Συνολικού Κόστους Εγκατάστασης επηρεάζονται τα άμεσα και έμμεσα κόστη, τα έκτακτα έξοδα, το Σταθερό Κόστος Κεφαλαίου και άρα μεταβάλλεται άμεσα η Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου. Πέρα από το κόστος επένδυσης, το κόστος εγκατάστασης καθορίζει και τα λειτουργικά έξοδα μέσω του κόστους συντήρησης κ.α.

Κατά τον Peters και Timmerhaus [77], η μεθοδολογία που προτείνεται και ακολουθήθηκε στην παρούσα διπλωματική εργασία έχει ακρίβεια για το Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης (ΤΙC) που υπολογίστηκε $\pm 30\%$. Η διακύμανση της τιμής πώλησης του αεροπορικού καυσίμου φαίνεται στο παρακάτω σχήμα για κάθε εξεταζόμενο σενάριο. Την μεγαλύτερη διακύμανση στην τιμή του αεροπορικού καυσίμου υπολογίζεται για το FT σενάριο της, τάξης του $\pm 17\%$, από 1.03€/L σε 1.45 €/l . Η μικρότερη αυξομείωση γίνεται για το βιοχημικό σενάριο της ζύμωσης της βουτανόλης. Η διακύμανση της τιμής πώλησης του αεροπορικού καυσίμου είναι στο $\pm 5\%$ από 0.78 €/l έως 0.86 €/l. Η μικρή αυτή επιρροή της αλλαγής του Συνολικού Κόστους Εγκατάστασης οφείλεται στο γεγονός ότι το σενάριο αυτό έχει πολύ μικρή Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου σε σχέση με τα υπόλοιπα σενάρια. Για αυτό το λόγο δεν επηρεάζεται πολύ από τυχόν μεταβολές του κόστους εγκατάστασης.



Εικόνα 34 : Διακύμανση ελάχιστης Τιμής Πώλησης Αεροπορικού Καυσίμου με Ποσοστιαία αλλαγή TIC με $\pm 30\%$ για όλα τα Σενάρια

5.4. Προηγούμενες Μελέτες Πάνω σε Τιμές Βιοκαυσίμων

Στη συνέχεια εξετάστηκαν παρόμοιες δουλειές από επιστημονικά άρθρα όσων αφορά στην αναβάθμιση και μετατροπή της βιομάζας σε βιοκαύσιμα ή άλλα τελικά προϊόντα. Κάθε έρευνα διέφερε από τις υπόλοιπες ως προς ένα μέρος των διεργασιών τους, της οδού που χρησιμοποιούταν για να καταλήξει η βιομάζα στο τελικό προϊόν (Θερμοχημικά ή Βιοχημικά), το είδος των εξαρτημάτων, αλλά και τα τελικά προϊόντα. Για να συγκριθούν αυτές οι διαφορετικές δουλειές, οι τελικές τιμές κόστους παραγωγής ανά όγκο τελικού προϊόντος ανήχθησαν σε κόστος ανά ενέργεια που αποδίδει το έκαστο τελικό προϊόν σε Α.Θ.Ι. (€/GJ). Παρατίθεται στον παρακάτω πίνακα για κάθε επιστημονική εργασία, στοιχεία για το είδος τελικών προϊόντων, τη χρονιά δημοσίευσης της κάθε έρευνας, τη χρονιά αναγωγής του κόστους εγκατάστασης και του τελικού προϊόντος, το είδος διεργασιών για την μετατροπή της βιομάζας σε καύσιμα, την τιμή κόστους τελικού προϊόντος ανά όγκο τελικού προϊόντος, το μέγεθος της εγκατάστασης βάση της εισαχθείσας βιομάζας ή την θερμογόνο ικανότητα του και τέλος, η πηγή από την οποία αντλήθηκαν οι παραπάνω πληροφορίες.

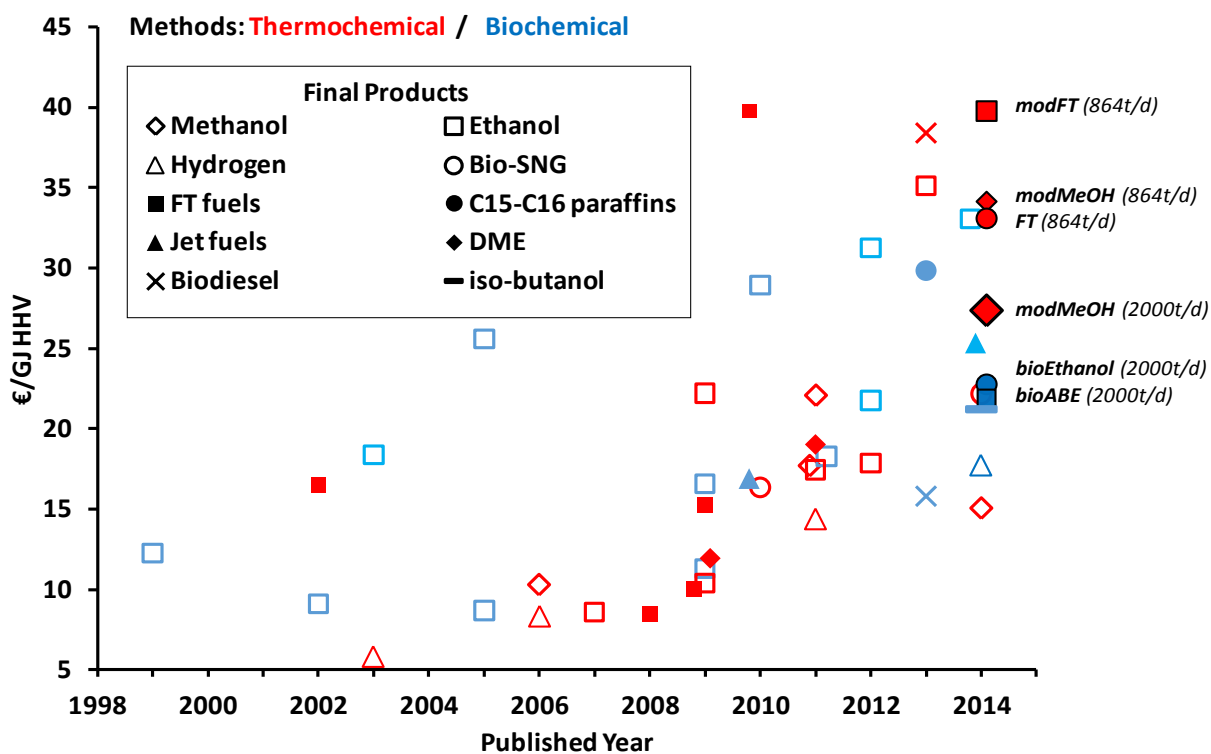
Πίνακας 19: Στοιχεία σχετικά με παρόμοιες έρευνες

α/α	Χρονιά δημοσίευσης	Τελικό προϊόν	Βιοχημική(Τ)/ Θερμοχημική(Β) μετατροπή	Ελάχιστη τιμή πώλησης, σε €/GJ HHV	Πηγή
1	2013	C15-C16 paraffins	B	29.85	[102]
2	2011	Ethanol	B	18.30	[65]
3	2010	Ethanol	B	28.94	[103]
4	2009	Ethanol	B	22.21	[104]
5	2002	Ethanol	B	9.11	[105]
6	1999	Ethanol	B	12.26	[106]
7	2011	Ethanol	T	17.45	[81]
8	2009	Ethanol	T	16.60	[82]
9	2007	Ethanol	T	8.60	[45]
10	2013	Ethanol	T	35.12	[107]
11	2011	Methanol from Bio-Oil	T	22.07	[108]
12	2010	FT fuels	T	39.8	[27]
13	2002	FT fuels	T	16.5	[109]
14	2009	FT fuels	T	15.25	[110]
15	2011	Methanol	T	17.7	[111]
		DME	T	19	[111]
		Hydrogen	T	14.4	[111]
16	2009	FT fuels from BL	T	10.03	[112]
		DME from BL	T	11.94	[112]
		MA from BL	T	16.14	[112]
17	2009	Ethanol	B	11.32	[113]
		Ethanol	T	10.38	[113]
18	2006	Methanol	T	10.33	[114]
		Hydrogen	T	8.33	[114]
19	2010	Jet fuels	B	16.90	[115]
20	2010	Bio-SNG	T	16.36	[116]
21	2014	Bio-SNG	T	22.19	[117]
22	2014	Methanol	T	15.10	[118]
23	2013	Biodiesel	T	38.42	[119]
24	2013	Biodiesel	B	15.80	[120]
25	2014	Biodiesel	B	77.38	[121]
26	2014	Hydrogen	T	17.72	[122]
27	2014	Jet fuels	B	25.32	[123]
28	2014	Ethanol	B	33.04	[124]
29	2014	Iso-butanol	B	21.21	[125]
30	2012	Ethanol	B	21.76	[126]
31	2012	Ethanol	B	31.25	[127]
32	2012	Ethanol	T	17.88	[128]
33	2008	FT-liquids	T	8.50	[129]
34	2005	Ethanol	B	8.70	[130]

35	2005	Ethanol	B	25.60	[131]
36	2003	Ethanol	B	18.36	[132]
37	2003	Hydrogen	T	5.83	[133]
FT	2014	Jet Fuels	T	33.09	
Mod-FT	2014	Jet fuels	T	39.76	
Mod-MeOH	2014	Jet fuels	T	34.14	
BioEthanol	2014	Jet fuels	B	27.35	
BioABE	2014	Jet fuels	B	22.76	
ModMeOH2000t	2014	Jet fuels	T	21.90	

Από τα στοιχεία του πίνακα που συλλέχθηκαν προέκυψε η *Εικόνα 35*. Απεικονίζονται οι τιμές κόστους του κάθε προϊόντος ανηγμένες σε €/GJ συναρτήσει της χρονιάς που δημοσιεύτηκε η εκάστοτε έρευνα. Με κόκκινο χρώμα φαίνονται οι έρευνες που χρησιμοποιούν Θερμοχημικές διεργασίες ενώ με μπλε αυτές που χρησιμοποιούν Βιοχημικές. Τα τελικά προϊόντα κάθε έρευνας κατηγοριοποιήθηκαν και αναπαριστώνται από τα σχήματα που φαίνονται στο παρακάτω διάγραμμα. Επίσης έχουν προστεθεί και οι μεθοδολογίες που εξετάστηκαν στην παρούσα διπλωματική για να μπορέσει να γίνει μια σύγκριση με τις υπόλοιπες μελέτες.

Βάση των στοιχείων, είναι εμφανής η αύξηση των εκτιμήσεων των τιμών κόστους παραγωγής βιοκαυσίμων καθώς περνούν τα χρόνια.



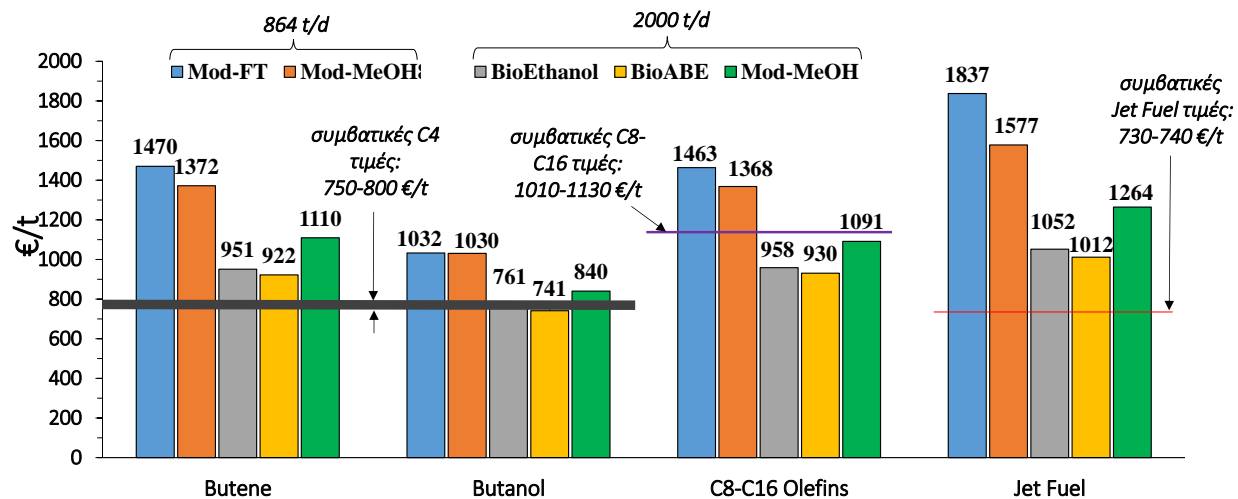
Εικόνα 35 : Αξίες προϊόντων παρόμοιων ερευνών ανηγμένες σε €/GJ (σε βάση Α.Θ.Ι.)

5.5. Εξέταση εκμετάλλευσης και διάθεσης των ενδιάμεσων προϊόντων

Στη συνέχεια εξετάστηκε η περίπτωση τα σενάρια να μην έχουν σαν τελικό προϊόν το jet fuel αλλά τα ενδιάμεσα προϊόντα αυτών των μεθόδων. Δηλαδή στο σενάριο της Mod-FT εξετάστηκε η περίπτωση η γραμμή παραγωγής να σταματάει τις διεργασίες μετά τη συμπύκνωση αιθανόλης και να θεωρείται ως τελικό προϊόν η n-βουτανόλη ή να σταματάνε οι διεργασίες μετά τη διεργασία της αφυδάτωσης και να λαμβάνεται σαν τελικό προϊόν το n-βουτένιο. Παρόμοια, για το Mod-MeOH σενάριο, όταν οι διεργασίες τερματίζονται μετά τη συμπύκνωση αλκοολών, θεωρείται τελικό προϊόν η iso-βουτανόλη ενώ όταν διακόπτονται οι διεργασίες μετά την αφυδάτωση το τελικό προϊόν θεωρείται το iso-βουτένιο. Άλλο ένα ενδιάμεσο προϊόν που εξετάστηκε είναι οι ολεφίνες με σχετικά μεγάλο αριθμό ατόμων άνθρακα (ή ολιγομερή C8-C16) όπου και στα δύο σενάρια παράγονται μετά τη διεργασία του ολιγομερισμού. Αφού πρώτα υπολογίστηκαν οι παροχές αυτών των τελικών προϊόντων από το Aspen Plus, στη συνέχεια κοστολογήθηκαν αυτά τα σενάρια όπως περιγράφηκε προηγουμένως. Για τις κοστολογήσεις των σεναρίων με τελικά προϊόντα τα βουτένια, δεν συμπεριλήφθηκαν στη κοστολόγηση ο εξοπλισμός της υδρογόνωσης, του ολιγομερισμού, του PSA καθώς και μιας αποστακτικής στήλης. Για την κοστολόγηση των σεναρίων με τελικά προϊόντα τις βουτανόλες, εκτός από τον εξοπλισμό που δεν υπολογίστηκε για τα βουτένια, δεν κοστολογήθηκε και ο αντιδραστήρας της αφυδάτωσης. Για τις υψηλές ολεφίνες, δεν λήφθηκε υπόψη ο αντιδραστήρας υδρογόνωσης, η μονάδα PSA και μια αποστακτική στήλη. Επίσης, στην κοστολόγηση αυτών των σεναρίων δεν συμπεριλήφθηκαν και τα αντίστοιχα μεταβλητά λειτουργικά κόστη. Η ίδια μέθοδος χρησιμοποιήθηκε και για την εξέταση των ενδιάμεσων προϊόντων των βιοχημικών σεναρίων και του θερμοχημικού Mod-MeOH με δυναμικότητα 2000 τόνων βιομάζα/μέρα. Τα βιοχημικά σενάρια, όπως έχει ειπωθεί προηγουμένως, ακολουθούν τις διεργασίες αναβάθμισης του Mod-FT σεναρίου. Και στα δύο βιοχημικά σενάρια, τα ενδιάμεσα προϊόντα που εξετάζονται είναι η n-βουτένιο, η n-βουτανόλη και τα ολιγομερή αλκένια.

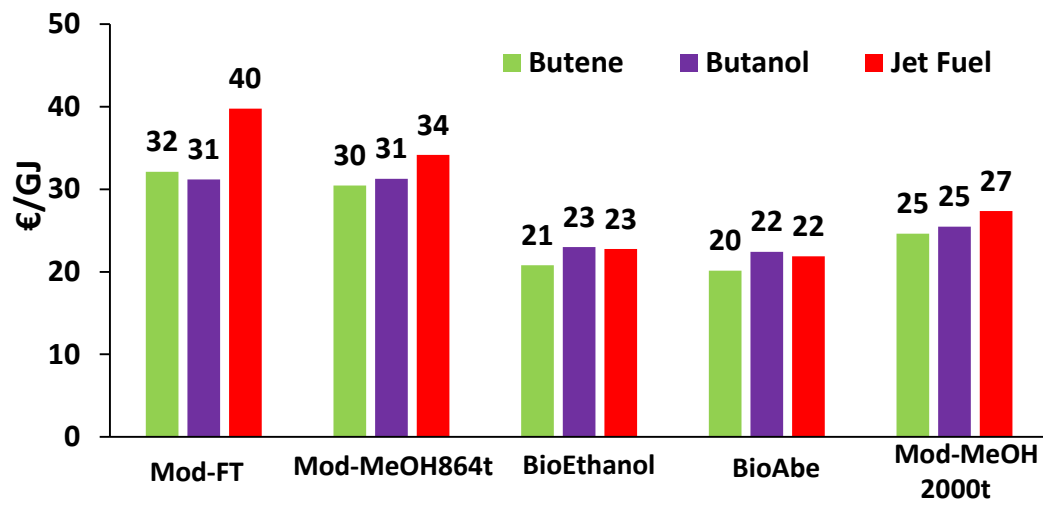
Στην *Εικόνα 36*, έχουν αναχθεί οι ελάχιστες τιμές πώλησης των ενδιάμεσων προϊόντων σε €/τόνο καθώς και οι αντίστοιχες ελάχιστες τιμές πώλησης του jet καυσίμου που υπολογίστηκε προηγουμένως σε κάθε σενάριο. Για το Mod-FT σενάριο υπολογίστηκαν για το n-βουτάνιο η ελάχιστη τιμή 0.91 €/l, για τη n-βουτανόλη 0.84 €/l και για τις ολεφίνες 1.11 €/l. Για το σενάριο Mod-MeOH υπολογίστηκε για το iso-βουτένιο η τιμή 0.81 €/l, για την iso-βουτανόλη 0.83 €/l και για τις ολεφίνες 1.04 €/l. Αντίστοιχα, για τα σενάρια με δυναμικότητα 2000 τόνους βιομάζας/μέρα και ειδικότερα για το βιοχημικό σενάριο της ζύμωσης αιθανόλης υπολογίστηκε η τιμή του n-βουτενίου 0.59 €/l, για n-βουτανόλη 0.62 €/l και για τις ολεφίνες 0.73 €/l. Για το βιοχημικό σενάριο της ζύμωσης ABE υπολογίστηκε ελάχιστη τιμή του n-βουτενίου 0.57 €/l, για n-βουτανόλη 0.60 €/l και για τις ολεφίνες 0.71 €/l. Τέλος για το θερμοχημικό σενάριο Mod-MeOH των 2000 τόνου βιομάζας/μέρα υπολογίστηκε τιμή του iso-βουτενίου στα 0.65 €/l, της iso-βουτανόλης 0.67 €/l και των ολεφινών 0.83 €/l. Όπως φαίνεται και στην *Εικόνα 36*, τα βιοχημικά σενάρια είναι πιο κοντά στις τιμές των συμβατικών προϊόντων. Στην περίπτωση της βουτανόλης ως τελικό προϊόν μόνο τα δύο βιοχημικά σενάρια είναι πιο ανταγωνιστικά από τις συμβατικές μεθόδους παραγωγής βουτανόλης, με τη θερμοχημική μέθοδο Mod-MeOH 2000t να είναι πολύ ανταγωνιστικό. Στην περίπτωση παραγωγής ολεφινών ως τελικό προϊόν, τα δύο βιοχημικά σενάρια με το Mod-MeOH 2000 t παράγουν τις ολεφίνες με μικρότερο κόστος από ότι στις συμβατικές μεθόδους. Για την παραγωγή βουτενίου, συμπεραίνεται ότι όλες οι μέθοδοι που εξετάστηκαν στην παρούσα διπλωματική

είναι πιο ακριβές από τις συμβατικές μεθόδους. Τέλος, όσον αφορά την παραγωγή του Jet καυσίμου, είναι φανερό πώς οι τιμές που υπολογίστηκαν από όλες τις μεθόδους μετατροπής βιομάζας στην παρούσα διπλωματική απέχουν από το να ανταγωνιστούν την συμβατική τιμή του jet καυσίμου. Το γεγονός όμως οι εξεταστέες διεργασίες να σταματάνε στην παραγωγή βουτανόλης ή ολεφινών είναι οικονομικά πιο επιθυμητό από το να αναβαθμίζονται σε jet καύσιμα. Το γεγονός αυτό αποτελεί κίνητρο για την περαιτέρω εξέταση των διεργασιών αυτών και την βιομηχανική και εμπορική τους εφαρμογή στο μέλλον.



Εικόνα 36 : MFSP (ελάχιστη τιμή πώλησης) ενδιάμεσων προϊόντων €/t

Στην Εικόνα 37 ανάγονται οι τιμές των ενδιάμεσων προϊόντων σε €/GJ κατώτερης θερμογόνου ικανότητας κάθε προϊόντος. Με αυτόν τον τρόπο μπορεί να διαπιστωθεί ποιο προϊόν συμφέρει οικονομικά να είναι το τελικό και οι διεργασίες να σταματάνε εκεί για κάθε σενάριο. Δηλαδή, για το Mod-FT σενάριο συμφέρει οικονομικά οι παραγωγικές διεργασίες να σταματήσουν στην παραγωγή της n-βουτανόλης και να μην προχωρήσουν στην αφυδάτωση προς παραγωγή του n-βουτενίου. Όμως για το Mod-MeOH σενάριο, προτιμάται η παραγωγή του ισο-βουτενίου από αυτή της ισο-βουτανόλης και του jet καυσίμου. Για τα υπόλοιπα σενάρια παρατηρείται ότι πιο επιθυμητή οικονομικά είναι η παραγωγή βουτενίου ως τελικό προϊόν.



Εικόνα 37 : MFSP ενδιάμεσων προϊόντων €/GJ Κ.Θ.Ι.

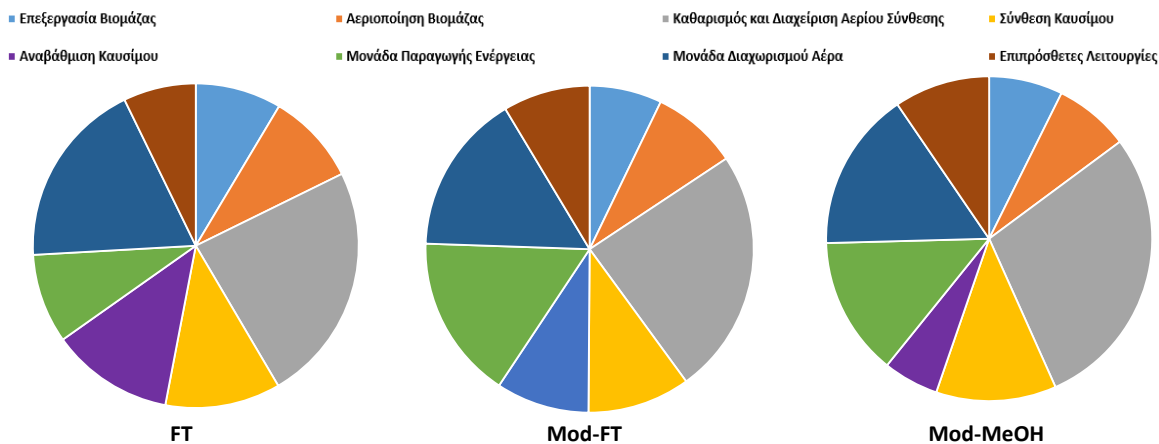
6. Συμπεράσματα

Στην παρούσα διπλωματική εργασία μελετήθηκαν τρία θερμοχημικά σενάρια μετατροπής βιομάζας σε jet καύσιμο. Οι διεργασίες που χρησιμοποιήθηκαν στα τρία θερμοχημικά σενάρια είναι καινοτόμες και δεν έχουν υλοποιηθεί σε μεγάλη κλίμακα στην πραγματικότητα, αλλά μόνο επιμέρους σε εργαστηριακό επίπεδο. Τα τρία θερμοχημικά σενάρια, FT Σύνθεση, Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με Mod-FT καταλύτη και Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH καταλύτη, μοντελοποιήθηκαν με το πρόγραμμα Aspen Plus και κοστολογήθηκαν για την εξέταση της οικονομικής τους βιωσιμότητας. Στη συνέχεια συγκρίθηκαν με βιοχημικές μεθόδους μετατροπής βιομάζας σε jet fuel.

Όσον αφορά στα θερμοδυναμικά αποτελέσματα των θερμοχημικών σεναρίων με δυναμικότητα 864 τόνοι βιομάζας/μέρα, το Mod-MeOH σενάριο παρουσίασε μεγαλύτερη παραγωγικότητα jet καύσιμο ($0.138 \text{ kg}_{\text{JF}}/\text{kg}_{\text{wood}}$) σε σχέση με τα άλλα δύο σενάρια ($0.097 \text{ kg}_{\text{JF}}/\text{kg}_{\text{wood}}$, $0.112 \text{ kg}_{\text{JF}}/\text{kg}_{\text{wood}}$ για FT και Mod-FT σενάρια αντίστοιχα). Επίσης, η θερμική απόδοση του Mod-MeOH σεναρίου είναι λίγο μεγαλύτερη (40.5% LHV based) σε σχέση με τα άλλα σενάρια (40.4%, 37.2% για FT και Mod-FT αντίστοιχα). Ενώ το ποσοστό του άνθρακα της βιομάζας που αξιοποιήθηκε για την παραγωγή του τελικού προϊόντος είναι 31.5% για το Mod-MeOH σενάριο, 30.4% για το FT και 28.2% για το Mod-FT.

Όσον αφορά την οικονομική αξιολόγηση των σεναρίων, χρησιμοποιήθηκε ως κριτήριο η ελάχιστη τιμή πώλησης του jet καυσίμου (MJFSP). Για το FT σενάριο η MJFSP εκτιμήθηκε στα 1.24 €/l, για το Mod-FT 1.49 €/l και για το Mod-MeOH 1.28 €/l. Για το FT σενάριο λαμβάνεται υπόψη το κέρδος που έχει από την πώληση ενός επιπλέον παραπροϊόντος εκτός της αεροπορικής βενζίνης, του LPG. Επίσης για το FT σενάριο υπολογίστηκε πως σε αυτό απαιτείται το μικρότερο Κεφάλαιο Επένδυσης (207 Μ€) έναντι του Mod-FT (248 Μ€) και Mod-MeOH (242 Μ€) σεναρίου. Τέλος, τα λειτουργικά κόστη των Mod-FT και Mod-MeOH σεναρίων ήταν περίπου ίσα (35 Μ€ και 36 Μ€ αντίστοιχα) ενώ το FT είχε τα μικρότερα λειτουργικά κόστη (32 Μ€). Αυτό οφείλεται στο γεγονός ότι στην περίπτωση της Σύνθεσης των Μεικτών Αλκοολών χρειάζονται επιπλέον διεργασίες αναβάθμισης προκειμένου να παραχθεί το jet καύσιμο, και άρα περισσότερα λειτουργικά κόστη.

Στην *Εικόνα 38*, εντοπίζονται οι διεργασίες με το μεγαλύτερο κόστος εξοπλισμού. Διαπιστώθηκε έτσι, ποιο κομμάτι διεργασιών έχει το μεγαλύτερο κόστος και άρα πού πρέπει να δοθεί προσοχή για βελτίωση τεχνολογιών προκειμένου η τιμή του βιοκαυσίμου να είναι πιο ανταγωνιστική σε σχέση με τα συμβατικά καύσιμα. Σε όλα τα σενάρια, οι πιο ακριβές διεργασίες περιέχονται στον καθαρισμό και διαχείριση του αερίου σύνθεσης. Μεγάλο μερίδιο στο συνολικό κόστος εξοπλισμού κατέχει η μονάδα διαχωρισμού αέρα και η μονάδα παραγωγής ενέργειας. Επίσης, η σύνθεση καυσίμου καταλαμβάνει ένα σημαντικό τμήμα στο συνολικό κόστος εξοπλισμού της εγκατάστασης. Άρα σε αυτά τα τμήματα διεργασιών οφείλεται το μεγάλο κεφάλαιο επένδυσης που απαιτούν τα βιοδιυλιστήρια και σε αυτά πρέπει να δοθεί έμφαση για να γίνουν τα βιοδιυλιστήρια οικονομικά βιώσιμα.



Εικόνα 38 : Κατανομή κόστους εγκατάστασης εξοπλισμού των επιμέρους διεργασιών στα τρία θερμοχημικά σενάρια

Στη συνέχεια μελετήθηκε η περίπτωση που η δυναμικότητα του θερμοχημικού σεναρίου Mod-MeOH ανέρχεται στους 2000 τόνους βιομάζα/μέρα ώστε να συγκριθεί με τα δύο βιοχημικά σενάρια που είναι αυτής της κλίμακος. Στα βιοχημικά σενάρια υπολογίστηκε η MJFSP στα 0.85 €/l για την ζύμωση σε Αιθανόλη και 0.82 €/l για τη ζύμωση σε Βουτανόλη, ενώ για το θερμοχημικό σενάριο Mod-MeOH στα 1.02 €/l. Τα βιοχημικά σενάρια έχουν υψηλότερα λειτουργικά κόστη αλλά η παραγωγικότητα τους σε καύσιμα είναι μεγαλύτερη από τα θερμικά.

Επιπλέον, πραγματοποιήθηκε μια ανάλυση ευαισθησίας για τα θερμοχημικά σενάρια για διάφορες παραμέτρους. Όπως ήταν αναμενόμενο, την μεγαλύτερη επιρροή στην τιμή του Jet καυσίμου την έχει το μέγεθος της εγκατάστασης. Άλλη παράμετρος που επηρεάζει σημαντικά το κόστος καυσίμου είναι το συνολικό κόστος εγκατάστασης και άρα το κεφάλαιο επένδυσης. Τέλος, την ίδια σημαντική επιρροή στην τιμή προϊόντος έχει και η το κόστος αγοράς της βιομάζας που μεταβάλλει την τιμή του τελικού προϊόντος κατά $\pm 11\%$ κατά μέσο όρο σε όλα τα σενάρια όταν αυξομειώνεται η τιμή της βιομάζας κατά $\pm 30\%$.

Επίσης, εξετάστηκε η περίπτωση να λαμβάνονται από το κάθε σενάριο τα ενδιαμέσα προϊόντα που παράγονται ως τελικά. Δηλαδή, να σταματάνε οι διεργασίες νωρίτερα και να θεωρείται ως τελικό προϊόν οι ουσίες που παράγονται μέχρι εκείνο το σημείο. Τα ενδιαμέσα προϊόντα που εξετάστηκαν για κάθε σενάριο είναι η βουτανόλη, το βουτένιο και οι ολεφίνες (C8-C16). Αποδείχτηκε πως στην παραγωγή βουτανόλης και ολεφινών τα βιοχημικά σενάρια και το θερμοχημικό Mod-MeOH 2000 τόνων κατάφεραν να είναι οικονομικά ανταγωνιστικά με τα αντίστοιχα συμβατικά προϊόντα, αντίθετα με το jet καύσιμο. Επιπροσθέτως, έγινε σύγκριση της ελάχιστης τιμής πώλησης των ενδιαμέσων προϊόντων και του jet καυσίμου ανηγμένη σε €/GJ, για να διαπιστωθεί μέχρι ποιο προϊόν είναι οικονομικά πιο επιθυμητό να σταματάνε οι διεργασίες. Για το Mod-FT σενάριο διαπιστώθηκε ότι συμφέρει η παραγωγή να σταματάει στη βουτανόλη ενώ για τα άλλα σενάρια στο βουτένιο.

Πρέπει να τονιστεί, ότι δεν μπορεί να εξαχθεί κάποιο οριστικό συμπέρασμα μέσα από τη σύγκριση θερμοχημικών και βιοχημικών μεθόδων καθώς και των μεταξύ τους θερμοχημικών διεργασιών σχετικά με την επιλογή ή απόρριψη κάθε διεργασίας. Αυτό το συμπέρασμα μπορεί να εξαχθεί και από την Εικόνα 35, όπου οι βιοχημικές μέθοδοι είναι άλλοτε περισσότερο οικονομικοί από τις αντίστοιχες θερμικές και άλλοτε λιγότερο, όπως έχει δειχθεί από πολλές έρευνες. Επίσης, παρουσιάζεται η τάση

της αύξησης των τιμών παραγωγής των βιοκαυσίμων όσο περνάνε τα χρόνια, γεγονός που αποδεικνύει ότι η τεχνολογία των βιοδιυλιστηρίων είναι σε πρώιμο στάδιο ακόμα και δεν μπορεί να κοστολογηθεί ένα βιοδιυλιστήριο ακόμα με ακρίβεια ώστε να εξαχθούν οριστικά συμπεράσματα.

Τα βιοδιυλιστήρια είναι μια αρκετά ενδιαφέρουσα προοπτική για τη βιωσιμότητα του πλανήτη, που τώρα έχει αρχίσει να αναπτύσσεται. Στην πράξη, βιοδιυλιστήρια με αναβαθμισμένα καύσιμα ή χημικά δεν έχουν κατασκευαστεί ως τώρα. Δηλαδή, η τεχνολογία των διεργασιών των βιοδιυλιστηρίων δεν έχει αναπτυχθεί και «ωριμάσει» ενώ έχει ακόμα αρκετά περιθώρια βελτίωσης. Το υψηλό κόστος των αντιδραστήρων και άρα των διεργασιών καθιστά επιτακτική την εστίαση των ερευνών στη βελτίωση τους καθώς και στις αποδόσεις των καταλυτών για μεγαλύτερους ρυθμούς μετατροπής που θα οδηγήσουν σε μεγαλύτερες παροχές τελικών προϊόντων. Με την τιμή του jet καυσίμου από πετρέλαιο να είναι στα 0.55 €/l και αυτή του jet καυσίμου από βιομάζα να είναι διπλάσια, τα βιοδιυλιστήρια δεν παρουσιάζουν ανταγωνισμό ακόμα. Παρ' όλα αυτά, τα περιθώρια βελτίωσης των καταλυτών και των διεργασιών καθώς και η στροφή ενδιαφέροντος στη βιομάζα, σε συνδυασμό με την τεράστια ποικιλία προϊόντων που μπορούν να παραχθούν, έχουν φέρει τα βιοδιυλιστήρια στο προσκήνιο προκαλώντας τη μεγάλη προσοχή από την επιστημονική κοινότητα.

7. Μελλοντική Εργασία

Ως θέματα για εκπόνηση σε επίπεδο διπλωματικών εργασιών στο μέλλον, προτείνεται τα κάτωθι:

- Αναλυτική κοστολόγηση βιοχημικών διεργασιών. Στην παρούσα διπλωματική εξετάστηκαν τα βιοχημικά σενάρια βασιζόμενα σε κόστη άλλων εργασιών και δημοσιεύσεων λόγω έλλειψης στοιχείων. Για καλύτερη σύγκριση θερμοχημικών και βιοχημικών σεναρίων μετατροπής βιομάζας σε βιοκαύσιμα, θα ήταν καλό να γίνει κοστολόγηση του επιμέρους εξοπλισμού των βιοχημικών διεργασιών όπως έγινε με τις θερμοχημικές περιπτώσεις.

- Να μελετηθούν διαφορετικές διαδρομές για την μετατροπή βιομάζας σε βιοκαύσιμα. Τελευταία, οι έρευνες επικεντρώνονται πάνω μια μέθοδο που συνδυάζει τις θερμοχημικές με τις βιοχημικές διεργασίες. Στην τεχνολογία αυτή, γίνεται η αεριοποίηση της βιομάζας και στη συνέχεια το αέριο σύνθεσης στέλνεται για ζύμωση από ειδικά επεξεργασμένους μικροοργανισμούς. Επίσης, οι διαδρομές που εξετάστηκαν για την παραγωγή αεροπορικών καυσίμων από αλκοόλες δεν είναι οι μονάδικες. Μια μέθοδος που έχει κερδίσει το ενδιαφέρον είναι μέσω των Guerbet αντιδράσεων. Το syngas οδηγείται στη σύνθεση αλκοολών κατά τα γνωστά. Από εκεί, οι C1-C3 αλκοόλες οδηγούνται στον αντιδραστήρα Guerbet αέριας φάσης όπου μετατρέπονται κυρίως σε υψηλές αλκοόλες (C4-C10). Στη συνέχεια οδηγούνται στον αντιδραστήρα Guerbet υγρής φάσης όπου μετατρέπονται κυρίως σε 2-Αιθυλεξανόλη και μέσω της υδρογόνωσης μετατρέπονται σε jet καύσιμο.

- Να χρησιμοποιηθεί άλλο σύστημα αφαίρεσης των όξινων αερίων αντί της μονάδας Rectisol. Υπάρχει μεγάλη ποικιλία διεργασιών που μπορούν να αφαιρέσουν τα όξινα αέρια όπως π.χ. συστήματα με χρήση αμινών όπως MEA, MDEA, DEA. Επίσης μπορούν να χρησιμοποιηθούν και πιο καινοτόμες τεχνολογίες που τραβάνε την προσοχή των ερευνητών. Τέτοια τεχνολογία είναι η χρήση μεμβρανών παλλαδίου.

- Να συμπεριληφθούν και άλλα έσοδα από τα ενδιάμεσα προϊόντα που παράγονται κατά τις διεργασίες. Στην παρούσα διπλωματική συμπεριλαμβάνονται σε αυτά η βενζίνη(Gasoline), το LPG για το σενάριο της Fischer-Tropsch, και η ακετόνη για το σενάριο της βιοχημικής ζύμωσης ABE όπου πωλούνται με την τιμή της αγοράς. Όμως δεν έχουν συμπεριληφθεί άλλες ενώσεις όπως, το άζωτο-αργό που διαχωρίζεται στη μονάδα διαχωρισμού αέρα (ASU) και είναι 99% καθαρό, η αμμωνία και το υδροχλώριο που δεσμεύονται από την πλυντρίδα, το θείο που δεσμεύεται και ανακτάται από τη μονάδα Rectisol και το LO-CAT.

- Η ανάπτυξη μιας βάσης δεδομένων που να συνδυάζει διάφορες μοντελοποιημένες διεργασίες με μεθοδολογίες κοστολόγησης ενός μεγάλου πλήθους επιθυμητών τελικών προϊόντων/βιοκαυσίμων

- Η ανάλυση κύκλου ζωής και η περιβαλλοντική αξιολόγηση τέτοιων συστημάτων.

8. Βιβλιογραφία

REFERENCES

1. World Energy Council. Available from: <http://www.worldenergy.org/>.
2. Agarwal, A.K., *Biofuels (alcohols and biodiesel) applications as fuels for internal combustion engines*. Progress in Energy and Combustion Science, 2007. **33**(3): p. 233-271.
3. C.J., C., *The future of oil*. Energy Explor. Exploit, 1998.
4. Campbell C.J., L.J.H., *The end of cheap oil*. Sci. Am., 1998.
5. Agency, I.E. *IEA Bioenergy Task 42 Biorefinery*.
6. Pandey, A., *Handbook of Plant-Based Biofuels*2009.
7. Wim Soetaert, E.J.V., *Biofuels*2009: Wiley Series.
8. Du W., X.Y., Liu D., *Lipase-catalysed transesterification of soya bean oil for biodiesel production during continuous batch operation*. Biotechnol. Appl. Biochem., 2003.
9. *Beginner's Guide to Aviation Biofuels*. 2009.
10. Group, A.T.A.; Available from: <http://www.atag.org/facts-and-figures.html>.
11. Commision, E. *Reducing emissions from aviation*. Available from: http://ec.europa.eu/clima/policies/transport/aviation/index_en.htm.
12. Jin, C., et al., *Progress in the production and application of n-butanol as a biofuel*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2011. **15**(8): p. 4080-4106.
13. SERVICES, U.S.D.O.H.A.H., *Toxicological Profile for Jet Fuels JP-4 and JP-7*. 1995.
14. SERVICES, U.S.D.O.H.A.H., *Toxicological Profile for Jet Fuels JP-5 and JP-8*. 1995.
15. Chevron. *Aviation Fuels Technical Review*.
16. *Handbook of Aviation Fuel Properties*. Coordinating Research Council, 1988.
17. Marsh, G. *Biofuels: aviation alternative?*
18. Sasol. <http://www.sasol.com/media-centre/media-releases/sasol-achieves-approval-100-synthetic-jet-fuel>.
19. Air-Force, U. http://www.fischer-tropsch.org/DOD/USAF/Reports/Air_Force_Alternative_Fuels.pdf.
20. Gevo. <http://gevo.com/>.
21. Virent. Available from: <http://www.virent.com/technology/>.
22. K.D. Panopoulos, C.Christodoulou, and E.I. Koytsoumpa, *Biomass Gasification: Gas production and cleaning for diverse applications- CHP and chemical synthesis*.
23. A.A. Avidan, et al., *Fluidization, Encyclopedia of Chemical Technology*. Encyclopedia of Chemical Technology2000.
24. R.H. Perry and D.W. Green, *Perry's Chemical Engineers' Handbook*1997.
25. Robert C. Brown, *Thermochemical Processing of Biomass. Conversion into Fuels, Chemicals and Power*2011: Wiley.
26. Amos, W.A., *Report on Biomass Drying Technology*, 1998.
27. Ryan M. Swanson, et al., *Techno-Economic Analysis of Biofuels Production Based on Gasification*. NREL, 2010.
28. Atsonios, K., et al., *Plant design aspects of catalytic biosyngas conversion to higher alcohols*. Biomass and Bioenergy, 2013. **53**(0): p. 54-64.
29. Basu, P., *Biomass Gasification and Pyrolysis Practical Design*2010.
30. Panopoulos, K.D., et al., *High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification: Part I: Modelling and feasibility study*. Journal of Power Sources, 2006. **159**(1): p. 570-585.

31. Stevens, D.J., *Hot Gas Conditioning: Recent Progress With Larger-Scale Biomass Gasification Systems Update and Summary of Recent Progress*, 2001.
32. Y Zhu, M.G., SB Jones ,DJ Stevens, *Analysis of the Effects of Compositional and Configurational Assumptions on Product Costs for the Thermochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Mixed Alcohols – FY 2007 Progress Report*, 2009.
33. P. Spath, A.A., T. Eggeman, M. Ringer, B. Wallace, J. Jechura, *Biomass to Hydrogen Production Detailed Design and Economics Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly-Heated Gasifier*, 2005.
34. Stevens, D.J., *Review and Analysis of the 1980-1989 Biomass Thermochemical Conversion Program*, 1994.
35. ; Available from: http://www.mie.uth.gr/ekp_yliko/7_scrubbers.pdf.
36. *Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with Detailed Analysis of an MDEA System*, 2009.
37. Χρ., Τ., *Μοντελοποίηση αεριοποίησης black liquor και των τεχνικών απορρόφησης H₂S και CO₂ απο το παραγόμενο αέριο (Rectisol™ και Selexol™)*, 2011, Ε.Μ.Π.
38. R. W. Bucklin, R.L.S., *Comparison of Fluor Solvent and Selexol Processes* Fluor Engineers Inc., 1984.
39. Kohl, A.L. and R.B. Nielsen, *Chapter 14 - Physical Solvents for Acid Gas Removal*, in *Gas Purification (Fifth Edition)*, A.L. Kohl and R.B. Nielsen, Editors. 1997, Gulf Professional Publishing: Houston. p. 1187-1237.
40. Inc, N., *Equipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment, Task 2.3: Sulfur Primer*, 2006.
41. P.D. Clark, N.I.D., M. Huang *Fundamental and Practical Aspects of the Claus Sulfur Recovery Process*.
42. Rafael Luque, J.C., James Clark, *Handbook of biofuels production : Processes and technologies* 2011: Woodhead Publishing Series
43. M, D., *The Fischer-Tropsch Process: 1950-2000*. Catalysis Today. Vol. 71. 2002.
44. Surisetty, V.R., A.K. Dalai, and J. Kozinski, *Alcohols as alternative fuels: An overview*. Applied Catalysis A: General, 2011. **404**(1–2): p. 1-11.
45. S.Phillips, et al., *Thermochemical Ethanol Via Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*. NREL, 2007.
46. León, M., et al., *Consequences of the iron–aluminium exchange on the performance of hydrotalcite-derived mixed oxides for ethanol condensation*. Applied Catalysis B: Environmental, 2011. **102**(3–4): p. 590-599.
47. Dowson, G.R.M., et al., *Catalytic Conversion of Ethanol into an Advanced Biofuel: Unprecedented Selectivity for n-Butanol*. Angewandte Chemie International Edition, 2013. **52**(34): p. 9005-9008.
48. Carlini, C., et al., *Selective synthesis of isobutanol by means of the Guerbet reaction: Part 2. Reaction of methanol/ethanol and methanol/ethanol/n-propanol mixtures over copper based/MeONa catalytic systems*. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical, 2003. **200**(1–2): p. 137-146.
49. Carlini, C., et al., *Synthesis of isobutanol by the Guerbet condensation of methanol with n-propanol in the presence of heterogeneous and homogeneous palladium-based catalytic systems*. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical, 2003. **204–205**(0): p. 721-728.
50. Morávek, V., *Further evidence for the substitution mechanism of 2-propanol dehydration on alumina*. Reaction Kinetics and Catalysis Letters, 1986. **30**(1): p. 71-75.
51. Wu, Y. and S.J. Marwil, *Dehydration of alcohols*, in *Bartlesville, Okla* 1980.
52. Taylor, J., M. Jenni, and M. Peters, *Dehydration of Fermented Isobutanol for the Production of Renewable Chemicals and Fuels*. Topics in Catalysis, 2010. **53**(15-18): p. 1224-1230.

53. Lee, I.C., J.G. St Clair, and A.S. Gamson, *Catalytic Oxidative Dehydration of Butanol Isomers: 1-Butanol, 2-Butanol, and Isobutanol*, 2011, Army Research Laboratory: Adelphi, MD.
54. Kolombos, A.J., *Oligomerization Process*, 1978, The British Petroleum Company.
55. Lavrenov, A.V. and V.K. Duplyakin, *Oligomerization of butenes on borate-containing alumina*. *Kinetics and Catalysis*, 2009. **50**(2): p. 235-240.
56. Michael E. Wright, Benjamin G. Harvey, and R.L. Quintana, *Diesel and Jet Fuels based on the oligomerization of butene*, 2013.
57. Alcántara, R., et al., *Trimerization of isobutene over Amberlyst-15 catalyst*. *Reactive and Functional Polymers*, 2000. **45**(1): p. 19-27.
58. Yoon, J.W., et al., *Trimerization of isobutene over cation exchange resins: Effect of physical properties of the resins and reaction conditions*. *Journal of Molecular Catalysis A: Chemical*, 2006. **260**(1–2): p. 181-186.
59. Hauge, K., et al., *Oligomerization of isobutene over solid acid catalysts*. *Catalysis Today*, 2005. **100**(3–4): p. 463-466.
60. Kittisakmontree, P., et al., *The liquid-phase hydrogenation of 1-heptyne over Pd–Au/TiO₂ catalysts prepared by the combination of incipient wetness impregnation and deposition–precipitation*. *Journal of Catalysis*, 2013. **297**(0): p. 155-164.
61. Mastalir, Á., et al., *Novel clay intercalated metal catalysts: a study of the hydrogenation of styrene and 1-octene on clay intercalated Pd catalysts*, in *Studies in Surface Science and Catalysis*, A.B. H.U. Blaser and R. Prins, Editors. 1997, Elsevier. p. 477-484.
62. Clarence D. Chang, Stuart D. Hellring, and R.F. Striebel, *Process for hydrogenating alkenes in the presence of alkanes and a heterogeneous catalyst*, 1993.
63. <http://gevo.com/>.
64. E.Wyman, C., *Biomass Ethanol: Technical Progress, Opportunities, and Commercial Challenges*. *Annual Review of Energy and the Environment*, 1999. **24**: p. 189-226.
65. D. Humbird, R.D., L. Tao, C. Kinchin, D. Hsu, A. Aden, P. Schoen, J. Lukas, B. Olthof, M. Worley, and a.D.D. D. Sexton, *Process Design and Economics for Biochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol Dilute-Acid Pretreatment and Enzymatic Hydrolysis of Corn Stover*. NREL, 2011.
66. Mosier, N., et al., *Features of promising technologies for pretreatment of lignocellulosic biomass*. *Bioresource Technology*, 2005. **96**(6): p. 673-686.
67. Kumar, M., et al., *Comparative economic assessment of ABE fermentation based on cellulosic and non-cellulosic feedstocks*. *Applied Energy*, 2012. **93**(0): p. 193-204.
68. N. Qureshi, S.L., T. C. Ezeji, *Cellulosic Butanol Production from Agricultural Biomass and Residues: Recent Advances in Technology*, in *Advanced Biofuels and Bioproducts*, J.W. Lee, Editor 2012. p. 247-265.
69. Green, E.M., *Fermentative production of butanol—the industrial perspective*. *Current Opinion in Biotechnology*, 2011. **22**(3): p. 337-343.
70. Blaschek, N.Q.a.H., *Recent advances in ABE fermentation: hyper-butanol producing Clostridium beijerinckii BA101*. *Industrial Microbiology & Biotechnology*, 2001. **27**: p. 287-291.
71. Bassam A. Annous, H.P.B., *Isolation and Characterization of Clostridium acetobutylicum Mutants with Enhanced Amylolytic Activity*. *Applied and environmental microbiology*, 1991. **57**: p. 2544-2548.
72. Joseph Formanek, R.M., Hans P. Blaschek, *Enhanced Butanol Production by Clostridium beijerinckii BA101 Grown in Semidefined P2 Medium Containing 6 Percent Maltodextrin or Glucose*. *Applied and environmental microbiology*, 1997. **63**: p. 2306–2310.

73. Dürre, P., *New insights and novel developments in clostridial acetone/butanol/isopropanol fermentation*. Applied Microbiology and Biotechnology, 1998. **49**(6): p. 639-648.
74. David T. Jones, D.R.W., *Acetone-Butanol Fermentation Revisited*. Microbiological Reviews, 1986. **50**: p. 484-524.
75. Qureshi, N., et al., *An economic evaluation of biological conversion of wheat straw to butanol: A biofuel*. Energy Conversion and Management, 2013. **65**(0): p. 456-462.
76. King, S.D., *The future of industrial biorefineries*, 2010.
77. Peters, M.S., K. Timmerhaus, D., and R.E. West, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. 5th ed 2003.
78. Eurostat. *Average Gross annual Earnings*. Available from: [http://epp.eurostat.ec.europa.eu/statistics_explained/index.php?title=File:Table1_Average_Gross_annual_Earnings_in_the_business_economy_\(full-time_employees\),_2008-2011.png&filetimestamp=20130619135352](http://epp.eurostat.ec.europa.eu/statistics_explained/index.php?title=File:Table1_Average_Gross_annual_Earnings_in_the_business_economy_(full-time_employees),_2008-2011.png&filetimestamp=20130619135352).
79. Κ., Μ., *Οικονομοτεχνική Μελέτη της Ταχείας Πυρόλυσης για Παραγωγή Βιοελαίου ως Ενεργειακού Φορέα Μεταφοράς Βιομάζας σε Βιοδιυλιστήριο*, 2013, Ε.Μ.Π.
80. *Methanol Pricing*. Available from: <http://emsh-ngtech.com/methanol/methanol-pricing>.
81. A. Dutta, M.T., and J. Hensley, M. Worley and D. Dudgeon, D. Barton, P. Groenendijk, D. Ferrari, and B. Stears, E.M. Searcy, C.T. Wright, and J.R. Hess, *Process Design and Economics for Conversion of Lignocellulosic Biomass to Ethanol Thermochemical Pathway by Indirect Gasification and Mixed Alcohol Synthesis*. NREL, 2011.
82. Phillips, A.D.a.S.D., *Thermochemical Ethanol via Direct Gasification and Mixed Alcohol Synthesis of Lignocellulosic Biomass*. NREL, 2009.
83. *Global Trade in Chemicals*. Available from: <http://www.alibaba.com/>.
84. Nexant, *quipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment, Task 9: Mixed Alcohols From Syngas —State of Technology* 2006.
85. *SC Biotechnology*. Available from: <http://www.scbt.com/datasheet-291889.html>.
86. Δ. Καλιαμπάκος, Δ.α.ί., *Οικονομικά του Περιβάλλοντος και των Υδατικών Πόρων : Χρηματοοικονομική και κοινωνικοοικονομική αξιολόγηση επενδύσεων* Ε.Μ.Π., Editor 2008.
87. Σ.Τ.Πόνης, Κ.Κ., *Επίλυση Προβλημάτων Επειρησιακής Έρευνας με τη Χρήση του Λογισμικού Excel 2003*, 2008.
88. M.T., T. *Distillation Column Design*. 2009; Available from: <http://lorien.ncl.ac.uk/ming/distil/distildes.htm>.
89. Tech, A., *Aspen Plus v7.1*.
90. Chen, C., *A Technical and Economic Assessment of CO2 Capture Technology for IGCC Power Plants* 2005, Carnegie Mellon University.
91. Spyrakis, S., K.D. Panopoulos, and E. Kakaras, *Synthesis, Modeling and Exergy Analysis of Atmospheric Air Blown Biomass Gasification for Fischer-Tropsch Process*. International Journal of Thermodynamics; Vol 12, No 4: December 2009, 2010.
92. Shah, P.P., et al., *Fischer-Tropsch wax characterization and upgrading: Final report*, 1988.
93. Sudiro, M. and A. Bertucco, *Production of synthetic gasoline and diesel fuel by alternative processes using natural gas and coal: Process simulation and optimization*. Energy, 2009. **34**(12): p. 2206-2214.
94. Aden, A., P. Spath, and A. Atherton, *The Potential of Thermochemical Ethanol Via Mixed Alcohols Production*, M.C. Report, Editor 2005, National Renewable Energy Laboratory: Golden, CO.
95. Kulawska, M. and J. Skrzypek, *Kinetics of the synthesis of higher aliphatic alcohols from syngas over a modified methanol synthesis catalyst*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2001. **40**(1): p. 33-40.

96. Carlini, C., et al., *Selective synthesis of isobutanol by means of the Guerbet reaction: Part 1. Methanol/n-propanol condensation by using copper based catalytic systems*. Journal of Molecular Catalysis A: Chemical, 2002. **184**(1–2): p. 273-280.
97. Peters, M.W. and J.D. Taylor, *Renewable jet fuel blendstock from isobutanol*, 2011, GEVO, INC.
98. Koroneos, C., A. Dompros, and G. Roumbas, *Hydrogen production via biomass gasification—A life cycle assessment approach*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 2008. **47**(8): p. 1261-1268.
99. Wright, M.M., et al., *Techno-economic analysis of biomass fast pyrolysis to transportation fuels*. Fuel, 2010. **89**, **Supplement 1**(0): p. S2-S10.
100. Mundi, I. *Gasoline vs Jet Fuel - Price Rate of Change Comparison*. Available from: <http://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=gasoline&months=60&commodity=jet-fuel>.
101. Mundi, I. *Propane Monthly Price*. 2014; Available from: <http://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=propane&months=60>.
102. R. Davis, L.T., E.C.D. Tan, M.J. Bidy, G.T. Beckham, C. Scarlata, J. Jacobson, K. Cafferty, J. Ross, J. Lukas, D. Knorr, P. Schoen, *Process Design and Economics for the Conversion of Lignocellulosic Biomass to Hydrocarbons: Dilute-Acid and Enzymatic Deconstruction of Biomass to Sugars and Biological Conversion of Sugars to Hydrocarbons*. NREL, 2013.
103. F. Kabir Kazi, J.F., and R. Anex, G. Kothandaraman, D. Hsu, A. Aden, and A. Dutta, *Techno-Economic Analysis of Biochemical Scenarios for Production of Cellulosic Ethanol*. NREL, 2010.
104. Aden, D.H.a.A., *Biochemical Production of Ethanol from Corn Stover: 2008 State of Technology Model*. NREL, 2009.
105. A. Aden, M.R., K. Ibsen, J. Jechura, K. Neeves, J. Sheehan, and B. Wallace, L. Montague, A. Slayton, and J. Lukas, *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. NREL, 2002.
106. Robert Wooley, M.R., John Sheehan, and Kelly Ibsen, Henry Majdeski and Adrian Galvez, *Lignocellulosic Biomass to Ethanol Process Design and Economics Utilizing Co-Current Dilute Acid Prehydrolysis and Enzymatic Hydrolysis for Corn Stover*. NREL, 1999.
107. Reyes Valle, C., et al., *Techno-economic assessment of biomass-to-ethanol by indirect fluidized bed gasification: Impact of reforming technologies and comparison with entrained flow gasification*. Applied Energy, 2013. **109**(0): p. 254-266.
108. Ng, K.S. and J. Sadhukhan, *Process integration and economic analysis of bio-oil platform for the production of methanol and combined heat and power*. Biomass and Bioenergy, 2011. **35**(3): p. 1153-1169.
109. Tijmensen, M.J.A., et al., *Exploration of the possibilities for production of Fischer Tropsch liquids and power via biomass gasification*. Biomass and Bioenergy, 2002. **23**(2): p. 129-152.
110. Eric D. Larson, H.J., Fuat E. Celik, *Large-scale gasification-based coproduction of fuels and electricity from switchgrass*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2009. **3**(2).
111. Huisman, G.H., et al., *Cost estimation of biomass-to-fuel plants producing methanol, dimethylether or hydrogen*. Biomass and Bioenergy, 2011. **35**, **Supplement 1**(0): p. S155-S166.
112. Consonni, S., R.E. Katofsky, and E.D. Larson, *A gasification-based biorefinery for the pulp and paper industry*. Chemical Engineering Research and Design, 2009. **87**(9): p. 1293-1317.
113. Thomas D. Foust, A.A., Abhijit Dutta, Steven Phillips, *An economic and environmental comparison of a biochemical and a thermochemical lignocellulosic ethanol conversion processes*. Springer Science.
114. Barranon, D.C.C., *Methanol and Hydrogen Production*, 2006.

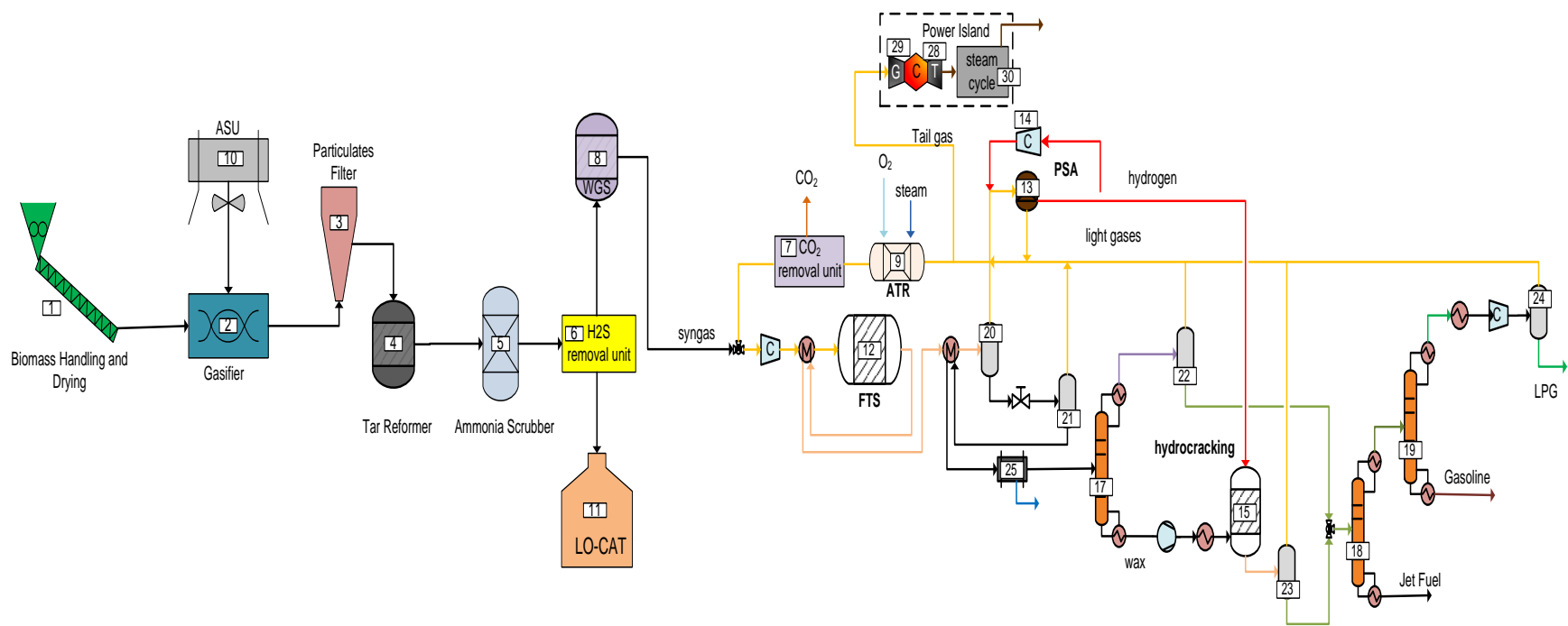
115. Rong Xing, A.V.S., a Hakan Olcay, Wei Qi, a G. Peter van Walsum, Hemant Pendseb, George W. Huber, *Production of jet and diesel fuel range alkanes from waste hemicellulose-derived aqueous solutions*. Green Chemistry, 2010.
116. Gassner, M. and F. Maréchal, *Thermo-economic process model for thermochemical production of Synthetic Natural Gas (SNG) from lignocellulosic biomass*. Biomass and Bioenergy, 2009. **33**(11): p. 1587-1604.
117. Tunå, P. and C. Hulteberg, *Woody biomass-based transportation fuels – A comparative techno-economic study*. Fuel, 2014. **117**, Part B(0): p. 1020-1026.
118. Shabangu, S., et al., *Techno-economic assessment of biomass slow pyrolysis into different biochar and methanol concepts*. Fuel, 2014. **117**, Part A(0): p. 742-748.
119. Taylor, B., et al., *Techno-economic assessment of carbon-negative algal biodiesel for transport solutions*. Applied Energy, 2013. **106**(0): p. 262-274.
120. Yusuf, N.N.A.N. and S.K. Kamarudin, *Techno-economic analysis of biodiesel production from Jatropha curcas via a supercritical methanol process*. Energy Conversion and Management, 2013. **75**(0): p. 710-717.
121. Koutinas, A.A., et al., *Design and techno-economic evaluation of microbial oil production as a renewable resource for biodiesel and oleochemical production*. Fuel, 2014. **116**(0): p. 566-577.
122. Zhang, Y., et al., *Comparative techno-economic analysis of biohydrogen production via bio-oil gasification and bio-oil reforming*. Biomass and Bioenergy, 2013. **51**(0): p. 99-108.
123. Jesse Q. Bond, a.A.A.U.e.a., *Production of renewable jet fuel range alkanes and commodity chemicals from integrated catalytic processing of biomass*. Energy & Environmental Science, 2014.
124. Longwen Ou, T.R.B., Rajeeva Thilakarathne, Guiping Hu and Robert C. Brown, *Techno-economic analysis of co-located corn grain and corn stover ethanol plants*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2014.
125. Ling Tao, E.C.D.T., Robert McCormick, Min Zhang, Andy Aden, Xin He and Bradley T. Zigler, *Techno-economic analysis and life-cycle assessment of cellulosic isobutanol and comparison with cellulosic ethanol and n-butanol*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2013.
126. Sánchez-Segado S, L.L., de Los Ríos AP, Hernández-Fernández FJ, Godínez C, Juan D, *Process design and economic analysis of a hypothetical bioethanol production plant using carob pod as feedstock*. Elsevier Ltd., 2012.
127. Stefano Macrelli, J.M.a.G.Z., *Techno-economic evaluation of 2nd generation bioethanol production from sugar cane bagasse and leaves integrated with the sugar-based ethanol process*. Biotechnology for Biofuels, 2012.
128. Haro, P., et al., *Technoeconomic assessment of lignocellulosic ethanol production via DME (dimethyl ether) hydrocarbonylation*. Energy, 2012. **44**(1): p. 891-901.
129. Mark M. Wright, R.C.B.a.A.A.B., *Distributed processing of biomass to bio-oil for subsequent production of Fischer-Tropsch liquids*. Biofuels, Bioproducts and Biorefining, 2008.
130. Hamelinck, C.N., G.v. Hooijdonk, and A.P.C. Faaij, *Ethanol from lignocellulosic biomass: techno-economic performance in short-, middle- and long-term*. Biomass and Bioenergy, 2005. **28**(4): p. 384-410.
131. Murphy, J.D. and K. McCarthy, *Ethanol production from energy crops and wastes for use as a transport fuel in Ireland*. Applied Energy, 2005. **82**(2): p. 148-166.
132. Wingren A, G.M., Zacchi G., *Techno-economic evaluation of producing ethanol from softwood: comparison of SSF and SHF and identification of bottlenecks*. 2003.
133. Francis S. Lau, D.A.B., Remon Dihu, Shain Doong, Evan E. Hughes, Robert Remick, Rachid Slimane, Scott Q. Turn, Robert Zabransky, *Techno-Economic Analysis of Hydrogen Production by Gasification of Biomass in U.S. Department of Energy* 2002.

134. Hamelinck, C.N., et al., *Production of FT transportation fuels from biomass; technical options, process analysis and optimisation, and development potential*. Energy, 2004. **29**(11): p. 1743-1771.
135. Zhu, Y., et al., *Analysis of the Effects of Compositional and Configurational Assumptions on Product Costs for the Thermochemical Conversion of Lignocellulosic Biomass to Mixed Alcohols – FY 2007 Progress Report 2008*.
136. Trippe, F., et al., *Techno-economic assessment of gasification as a process step within biomass-to-liquid (BtL) fuel and chemicals production*. Fuel Processing Technology, 2011. **92**(11): p. 2169-2184.
137. Thomas G. Kreutz, E.D.L., Guangjian Liu, Robert H. Williams *Fischer-Tropsch Fuels from Coal and Biomass*. 2008.
138. G. Manzolini, et al., *TECHNICAL ECONOMIC EVALUATION OF A SYSTEM FOR ELECTRICITY PRODUCTION WITH CO₂ CAPTURE USING A MEMBRANE REFORMER WITH PERMEATE SIDE COMBUSTION*. 2006.
139. Eric D. Larson, H.J., Fuat E. Celik, *Gasification-Based Fuels and Electricity Production from Biomass, without and with Carbon Capture and Storage*. 2005.
140. Chen, C., *A Technical and Economic Assessment of CO₂ Capture Technology for IGCC Power Plants*. 2005.
141. Elia, J.A., et al., *Optimal energy supply network determination and life cycle analysis for hybrid coal, biomass, and natural gas to liquid (CBGTL) plants using carbon-based hydrogen production*. Computers & Chemical Engineering, 2011. **35**(8): p. 1399-1430.
142. DOE-NETL, *Cost and performance baselines for fossil energy plants*. 2007.

Παραρτήματα

Παράρτημα Α : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού

Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της FT Σύνθεσης, 864 τόνοι/μέρα βιομάζας



Πίνακας 20: Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της FT Σύνθεσης, 864 Τόννοι/μέρα βιομάζας

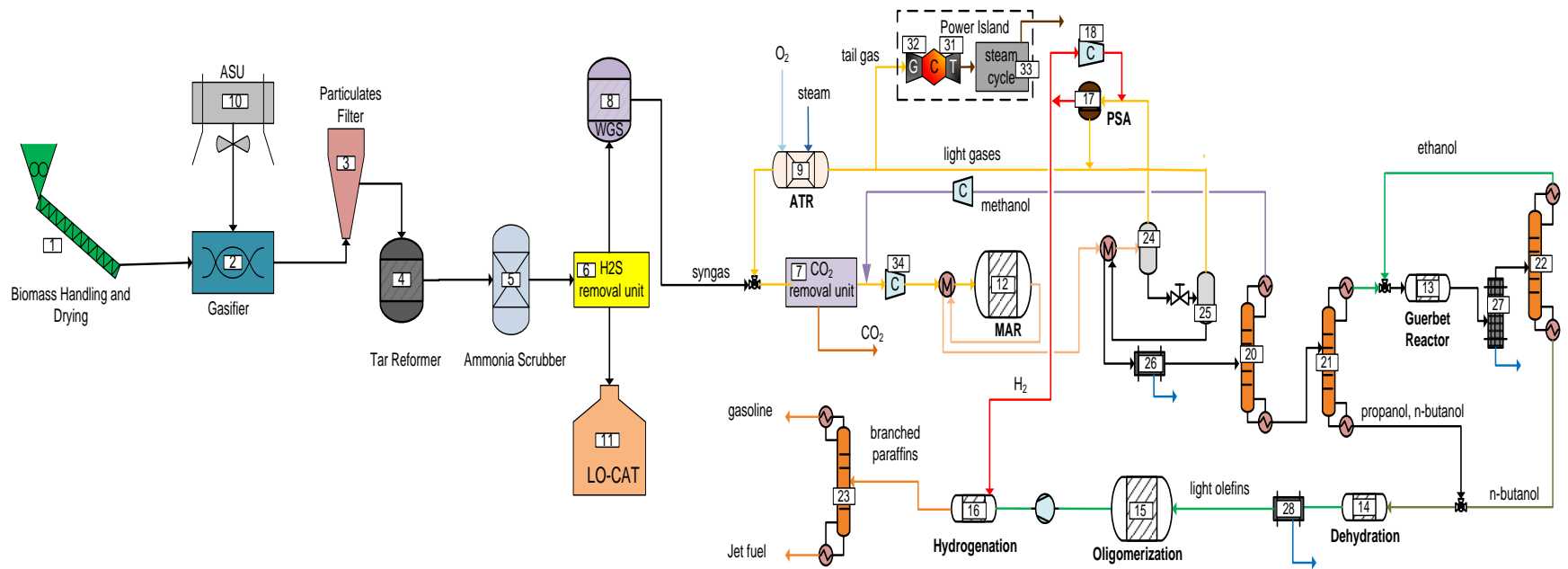
#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Συντελεστής Κλιμάκωσης	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/μονάδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή	
1	Ξήρανση και Επεξεργασία Βιομάζας	65	biomass wet	kg/s	10	14,244,130	2009	0.77	3,782,514	2.47	9,342,810	[110]
2	Αεριοποιητής	11.58	kg/s		3	2,419,775	2003	0.7	1,205,310	2.00	8,394,265	[27]
3	Φίλτρα Σωματιδίων	12.1	m ³ /s	gas	2.7	1,900,000	2002	0.65	1,061,001	2.00	2,122,002	[134]
4	Αναμορφωτής Πίσσας	33.8	Nm ³ /s		13.91	2,340,500	2001	0.7	1,867,501	2.47	4,612,727	[135]
5	Πλυντρίδα	0.056	m ³ /s		0.68	169,178	2010	0.6	809,086	2.47	3,729,227	[136]
6	Rectisol μονάδα για αφαίρεση H ₂ S								1,473,509	2.47	3,639,567	[107]
7	Rectisol μονάδα για αφαίρεση CO ₂								2,755,451	2.47	6,805,963	[107]
8	WGS αντιδραστήρας	58.33	kg/s		9.4	472,045	2010	0.8	116,486	2.47	287,720	[136]
9	ATR αντιδραστήρας Μονάδα Διαχωρισμού	119.6	standard m ³ /s	output	13.71	9,481,822	2009	0.67	2,492,740	2.47	6,157,068	[137]
10	Αέρας(ASU)	510.8333	O ₂ produced	(kg/s)	90.73	16,356,275	2006	0.5	8,081,068	2.47	19,960,239	[138]
11	LO-CAT μονάδα	0.065	kg/s		0.03	755,000	2002	0.65	662,421	2.47	1,636,179	[45]
12	FT αντιδραστήρας	92	kg/s		17.98	5,825,554	2005	0.65	2,523,993	2.47	6,234,263	[32]
13	PSA Μονάδα	92	kg/s		6.02	5,825,554	2005	0.65	1,239,677	2.47	3,062,002	[32]
14	PSA Συμπιεστής Αερίου	92	kg/s		2.13	5,825,554	2005	0.65	631,231	2.47	1,559,140	[32]
15	Hydroprocessing Μονάδα Μονάδα Επεξεργασίας								100,602	2.47	248,488	[77]
16	Λυμάτων								838,353	2.47	5,565,872	[77]
17	Στήλη Απόσταξης 1	0.294	kmol/s	purge gas	0.03	1,668,947	2003	0.74	416,233	2.47	1,028,095	[139]
18	Στήλη Απόσταξης 2	10	MWe	power	0	1,476,377	2003	0.67	1,443	2.47	3,565	[139]
19	Στήλη Απόσταξης 3	109.1944	kg/s	water input	5	15,366,543	2010	1.05	695,281	2.47	1,717,344	[65]
20	Flash Tank 1						2002		266,037	2.47	657,113	[77]

21	Flash Tank 2				2002		250,388	2.47	618,459	[77]
22	Flash Tank 3				2002		328,635	2.47	811,727	[77]
23	Flash Tank 4				2002		187,791	2.47	463,844	[77]
24	Flash Tank 5	kg/s	17.98		2000	0.8005	11,144	2.47	27,526	[140]
25	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης	kg/s	3.95		2000	0.8005	3,316	2.47	8,191	[140]
26	Σύστημα Εναλλακτών Θερμότητας	44 kg/s	3.85	21,572	2002	0.6	7,401	2.47	18,281	[32]
27	Σύστημα Ψύξης	44 kg/s	6.02	21,572	2002	0.6	9,682	2.47	23,916	[32]
28	Αεριοστρόβιλος Γεννήτρια Ατμού Ανάκτησης Θερμότητας	44 kg/s	1.95	21,572	2002	0.6	4,928	2.47	12,173	[32]
30	Κύκλος Ατμού(στρόβιλος+συμπιεστής)	355 MW	66.03	14,708,745	2009	1	3,070,457	2.47	7,584,029	[141]
31	Αντλίες Ξήρανση και Επεξεργασία Βιομάζας	470 MW	33.38	20,080,972	2009	0.67	3,831,173	2.47	9,462,997	[142]
32	Αεριοποιητής	266 GT MWe	25.1	17,117,409	2003	0.75	4,246,069	2.47	10,487,790	[139]
33	Φίλτρα Σωματιδίων	355 MWth heat duty	22.17	12,593,522	2003	1	1,145,969	2.47	2,830,544	[139]
34	Αναμορφωτής Πίσσας	136 ST gross MWe	8.71	13,907,895	2003	0.67	3,214,332	2.47	7,939,400	[139]
35	Αναμορφωτής Πίσσας	10 MWe	7.21	1,723,968	2009	0.67	1,554,554	2.47	3,839,749	[141]
36	Αναμορφωτής Πίσσας	0.042 m3/s gas	0.01	46,170	2010	0.33	24,737	2.47	61,101	[141]
									TPEC	55,012,238 €
									TIC	130,953,375 €

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον Αεριοποιητή (4) και τη Πλυντρίδα (2)

**Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της
Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-FT Καταλύτη, 864 Τόννοι/μέρα βιομάζας**



Πίνακας 21 : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-FT Καταλύτη, 864 Τόννοι/μέρα βιομάζας

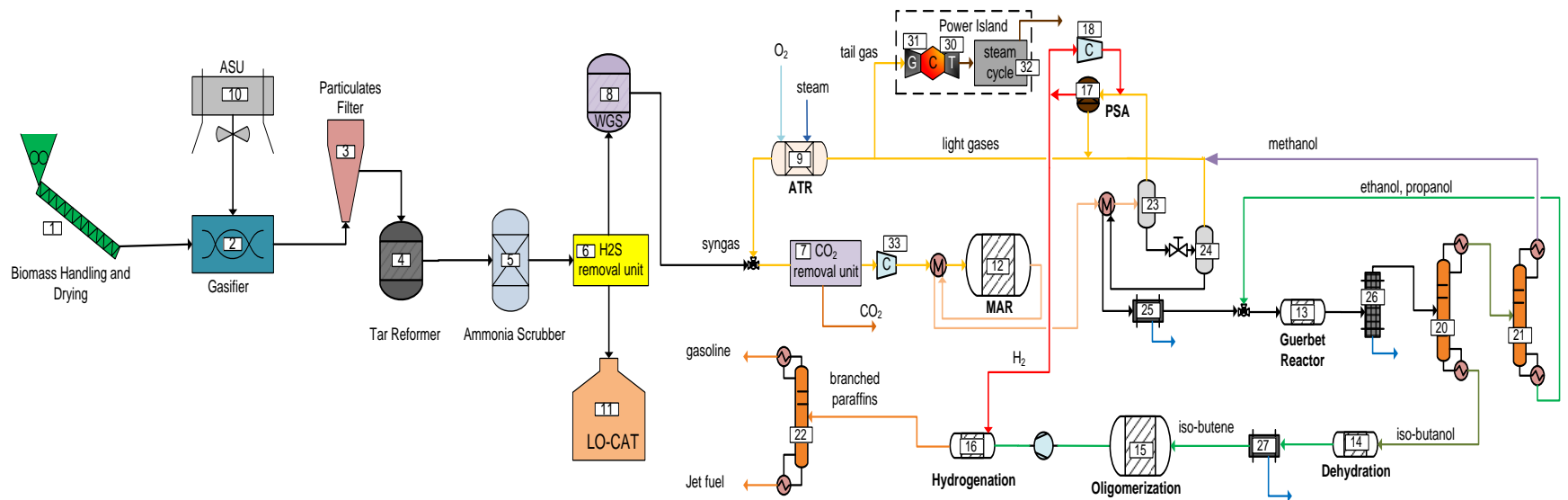
#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Συντελεστής Κλιμάκωσης	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/μονάδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή
	Ξήρανση και Επεξεργασία										
1	Βιομάζας	65	biomass wet kg/s	10	14,244,130	2009	0.77	3,782,514	2.47	9,342,810	[110]
2	Αεριοποιητής	11.58	kg/s	3	2,419,775	2003	0.7	1,205,310	2.00	8,394,265	[27]
3	Φίλτρα Σωματιδίων	12.1	m ³ /s gas	2.7	1,900,000	2002	0.65	1,061,001	2.00	2,122,002	[134]
4	Αναμορφωτής Πίσσας	33.8	Nm ³ /s	13.91	2,340,500	2001	0.7	1,867,501	2.47	4,612,727	[135]
5	Πλυντρίδα	0.056	m ³ /s	0.68	169,178	2010	0.6	809,086	2.47	3,729,227	[136]
6	Rectisol μονάδα για αφαίρεση H ₂ S							1,473,509	2.47	3,639,567	[107]
7	Rectisol μονάδα για αφαίρεση CO ₂							2,755,451	2.47	6,805,963	[107]
8	WGS αντιδραστήρας	58.33	kg/s	9.4	472,045	2010	0.8	116,486	2.47	287,720	[136]
9	ATR αντιδραστήρας Μονάδα Διαχωρισμού	119.6	standard m ³ /s output	13.71	9,481,822	2009	0.67	2,492,740	2.47	6,157,068	[137]
10	Αέρας(ASU)	510.8333	O ₂ produced (kg/s)	90.73	16,356,275	2006	0.5	8,081,068	2.47	19,960,239	[138]
11	LO-CAT μονάδα Αντιδραστήρας Σύνθεσης	0.065	kg/s	0.03	755,000	2002	0.65	662,421	2.47	1,636,179	[45]
12	Μεικτών Αλκοολών Αντιδραστήρας	92	kg/s	17.98	5,825,554	2005	0.65	2,523,993	2.47	6,234,263	[32]
13	Συμπύκνωσης Αντιδραστήρας	92	kg/s	6.02	5,825,554	2005	0.65	1,239,677	2.47	3,062,002	[32]
14	Αφυδάτωσης Αντιδραστήρας	92	kg/s	2.13	5,825,554	2005	0.65	631,231	2.47	1,559,140	[32]
15	Ολιγομερισμού Αντιδραστήρας							100,602	2.47	248,488	[77]
16	Υδρογόνωσης							838,353	2.47	5,565,872	[77]
17	PSA Μονάδα	0.294	kmol/s purge gas	0.03	1,668,947	2003	0.74	416,233	2.47	1,028,095	[139]
18	PSA Συμπιεστής Αερίου	10	MWe power	0	1,476,377	2003	0.67	1,443	2.47	3,565	[139]
19	Μονάδα Επεξεργασίας	109.1944	kg/s water input	5	15,366,543	2010	1.05	695,281	2.47	1,717,344	[65]

Λυμάτων											
20	Στήλη Απόσταξης 1					2002		266,037	2.47	657,113	[77]
21	Στήλη Απόσταξης 2					2002		250,388	2.47	618,459	[77]
22	Στήλη Απόσταξης 3					2002		328,635	2.47	811,727	[77]
23	Στήλη Απόσταξης 4					2002		187,791	2.47	463,844	[77]
24	Flash Tank 1	kg/s	17.98			2000	0.8005	11,144	2.47	27,526	[140]
25	Flash Tank 2	kg/s	3.95			2000	0.8005	3,316	2.47	8,191	[140]
26	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 1	44 kg/s	3.85	21,572		2002	0.6	7,401	2.47	18,281	[32]
27	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 2	44 kg/s	6.02	21,572		2002	0.6	9,682	2.47	23,916	[32]
28	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 3	44 kg/s	1.95	21,572		2002	0.6	4,928	2.47	12,173	[32]
30	Σύστημα Εναλλακτών Θερμότητας	355 MW	66.03	14,708,745		2009	1	3,070,457	2.47	7,584,029	[141]
31	Σύστημα Ψύξης	470 MW	33.38	20,080,972		2009	0.67	3,831,173	2.47	9,462,997	[142]
32	Αεριοστρόβιλος Γεννήτρια Ατμού	266 GT MWe	25.1	17,117,409		2003	0.75	4,246,069	2.47	10,487,790	[139]
33	Ανάκτησης Θερμότητας Κύκλος Ατμού(στρόβιλος+συμπιε στής)	355 MWth heat duty	22.17	12,593,522		2003	1	1,145,969	2.47	2,830,544	[139]
34	Συμπιεστής Τροφοδοσίας	136 ST gross MWe	8.71	13,907,895		2003	0.67	3,214,332	2.47	7,939,400	[139]
35	Αντλίες	10 MWe	7.21	1,723,968		2009	0.67	1,554,554	2.47	3,839,749	[141]
36		0.042 m3/s gas	0.01	46,170		2010	0.33	24,737	2.47	61,101	[141]
										TPEC	55,012,238 €
										TIC	130,953,375 €

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον Αεριοποιητή (4), την Πλυντρίδα (2), τον Αντιδραστήρα υδρογόνωσης (3)

**Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της
Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH Καταλύτη, 864 Τόννοι/μέρα βιομάζας**



Πίνακας 22: Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH Καταλύτη, 864 Τόννοι/μέρα βιομάζας

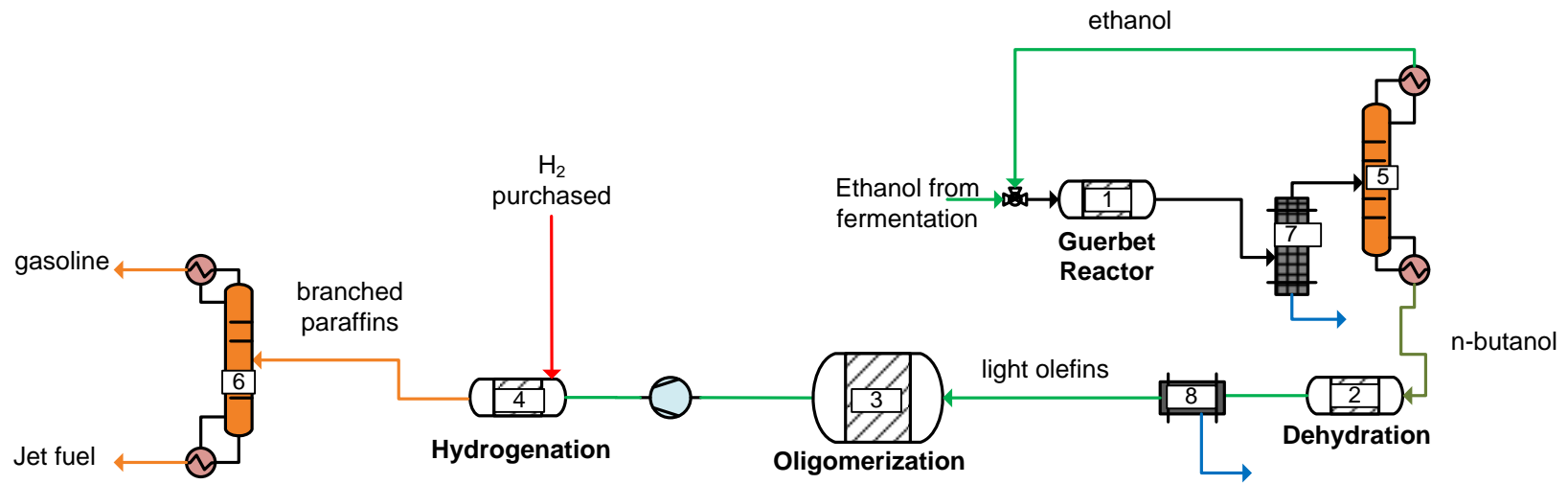
#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Συντελεστής Κλιμάκωσης	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/ μονάδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή
1	Ξήρανση και Επεξεργασία Βιομάζας	65	biomass wet	10	14,244,130	2009	0.77	3,782,514	2.47	9,342,810	[110]
2	Αεριοποιητής	1000.8	Metric t/day	216	2,419,775	2003	0.7	1,205,310	2.00	8,394,265	[27]
3	Φίλτρα Σωματιδίων	12.1	m ³ /s gas	2.74	1,900,000	2002	0.65	1,070,219	2.00	2,140,437	[134]
4	Αναμορφωτής Πίσσας	33.8	Nm ³ /s	13.91	2,340,500	2001	0.7	1,867,501	2.47	4,612,727	[135]
5	Πλυντρίδα	0.056	m ³ /s gas	0.68	169,178	2010	0.6	809,086	2.47	3,729,227	[136]
6	Rectisol μονάδα για αφαίρεση H ₂ S							1,473,509	2.47	3,639,567	[107]
7	Rectisol μονάδα για αφαίρεση CO ₂							3,058,059	2.47	7,553,406	[107]
8	WGS αντιδραστήρας	58.33	kg/s	9.4	472,045	2010	0.8	116,486	2.47	287,720	[136]
9	ATR αντιδραστήρας Μονάδα Διαχωρισμού	119.6	STD m ³ /s output	35.1	9,481,822	2009	0.67	4,680,255	2.47	11,560,230	[137]
10	Αέρας(ASU)	21.28472	O ₂ produced (kg/s)	3.78	16,356,275	2006	0.5	8,081,068	2.47	19,960,239	[138]
11	LO-CAT μονάδα Αντιδραστήρας	5.983796	lb/h	2.68	755,000	2002	0.65	662,421	2.47	1,636,179	[45]
12	Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών Αντιδραστήρας	8,439	kg/s	1,902	5,825,554	2005	0.65	2,767,014	2.47	6,834,525	[32]
13	Συμπύκνωσης Αντιδραστήρας	8,439	kg/s	425.76	5,825,554	2005	0.65	1,045,841	2.47	2,583,228	[32]
14	Αφυδάτωσης Αντιδραστήρας	8,439	kg/s	204.93	5,825,554	2005	0.65	650,205	2.47	1,606,006	[32]
15	Ολιγομερισμού Αντιδραστήρας							78,246	2.47	360,652	[77]
16	Υδρογόνωσης							290,629	2.47	1,929,502	[77]
17	PSA Μονάδα	0.294	kmol/s purge gas	0.01	1,668,947	2003	0.74	125,962	2.47	311,125	[139]

18	PSA Συμπιεστής Αερίου Μονάδα Επεξεργασίας	10	MWe compressor	0	1,476,377	2003	0.67	1,137	2.47	2,809	[139]
19	Λυμάτων	109.2	kg/s water input	5	15,366,543	2010	1.05	695,281	2.47	1,717,344	[65]
20	Στήλη Απόσταξης 1					2002		297,336	2.47	734,420	[77]
21	Στήλη Απόσταξης 2					2002		234,739	2.47	579,805	[77]
22	Στήλη Απόσταξης 3					2002		179,967	2.47	444,517	[77]
23	Flash Tank 1		kg/s	19.18		2000	0.8	11,737	2.47	28,990	[140]
24	Flash Tank 2		kg/s	3.91		2000	0.8	3,288	2.47	8,122	[140]
25	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 1	4,042	kg/s	357.34	21,572	2002	0.6	7,450	2.47	18,402	[32]
26	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 2	4,042	kg/s	425.76	21,572	2002	0.6	8,276	2.47	20,442	[32]
27	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 3	4,042	kg/s	204.93	21,572	2002	0.6	5,337	2.47	13,182	[32]
28	Σύστημα Εναλλακτών Θερμότητας	355	MW	28.03	14,708,745	2009	1	1,303,533	2.47	3,219,727	[141]
29	Σύστημα Ψύξης	470	MW	38.41	20,080,972	2009	0.67	4,208,664	2.47	10,395,400	[142]
30	Αεριοστρόβιλος Γεννήτρια Ατμού	266	GT Mwe	22.61	17,117,409	2003	0.75	3,926,180	2.47	9,697,663	[139]
31	Ανάκτησης Θερμότητας Κύκλος Ατμού(στρόβιλος+συμ πιεστής)	355	MWth heat duty	14.24	12,593,522	2003	1	736,179	2.47	1,818,361	[139]
32	Συμπιεστής Τροφοδοσίας	136	ST gross Mwe	5.86	13,907,895	2003	0.67	2,465,707	2.47	6,090,297	[139]
33	Αντλίες	10	MW	15.18	1,723,968	2009	0.67	2,558,891	2.47	6,320,460	[141]
34		0.0417	m3/s	4.20·10 ⁻⁴	46,170	2010	0.33	9,265	2.47	22,885	[141]
									TPEC	53,501,811 €	
									TIC	127,614,671 €	

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον Αεριοποιητή (4), την Πλυντρίδα (2), τον Αντιδραστήρα υδρογόνωσης (3), τον Αντιδραστήρα Ολιγομερισμού (2)

Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού Αναβάθμισης για το Βιοχημικό Σενάριο
της Ζύμωσης σε Αιθανόλη, 2000 Τόνοι/μέρα βιομάζας



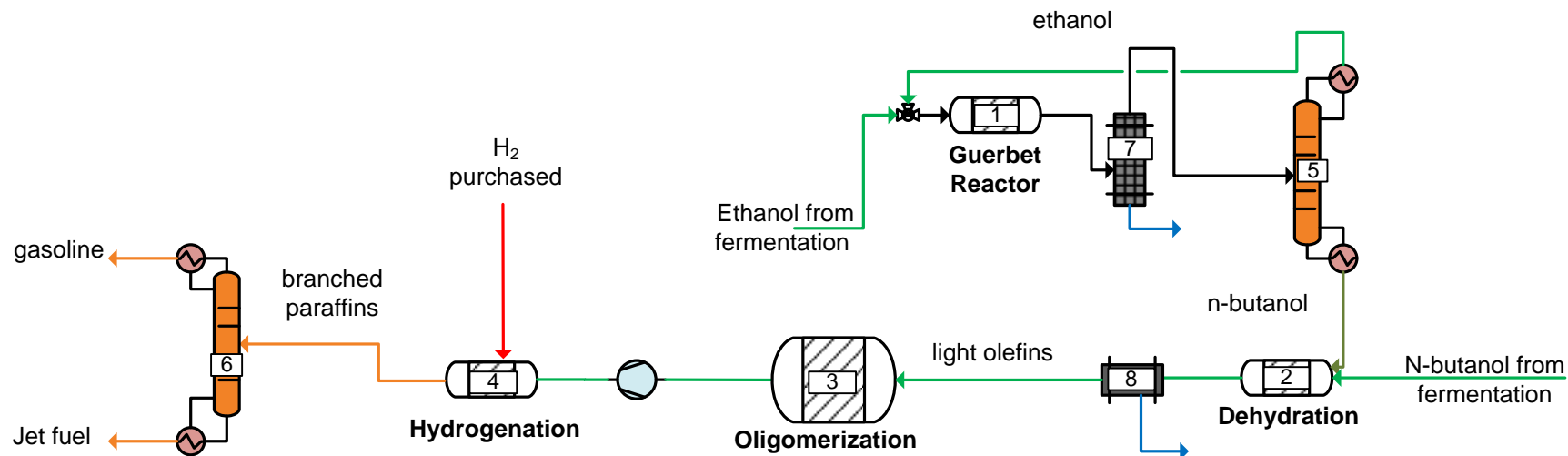
Πίνακας 23 : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού Αναβάθμισης για το Βιοχημικό Σενάριο της Ζύμωσης σε Αιθανόλη, 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζας

#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Συντελεστής Κλιμάκωσης	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/μόνιδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή
1	Αντιδραστήρας Συμπύκνωσης	92	kg/s	23.87	0.65	7,715,966	2005	3,416,453	2.47	6,371,172	[32]
2	Αντιδραστήρας Αφυδάτωσης	92	kg/s	5.84	0.65	7,715,966	2005	1,367,614	2.47	2,550,396	[32]
3	Αντιδραστήρας Ολιγομερισμού							279,451	2.47	1,855,291	[77]
4	Αντιδραστήρας Υδρογόνωσης							301,807	2.47	4,844,039	[77]
5	Στήλη Απόσταξης 1						2002	1,450,925	2.47	2,705,758	[77]
6	Στήλη Απόσταξης 2						2002	352,368	2.47	657,113	[77]
7	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 1	44	kg/s	23.87	0.6	21,572	2002	22,124	2.47	54,645	[32]
8	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 2	44	kg/s	5.81	0.6	21,572	2002	7,055	2.47	17,425	[32]
9	Σύστημα Εναλλακτών Θερμότητας	355	MW	37.63	1.0	19,481,781	2009	2,317,622	2.47	4,322,018	[141]
10	Αντλίες	0.042	m ³ /s	0.01	0.33	46,170	2010	27,166	2.47	67,101	[141]
									TPEC	10,032,417€	
									TIC	23,444,956€	

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον αντιδραστήρα Ολιγομερισμού (3) και Υδρογόνωσης (8)

**Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού Αναβάθμισης για το Βιοχημικό Σενάριο
της Ζύμωσης σε Βουτανόλη, 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζας**



Πίνακας 24 : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού Αναβάθμισης για το Βιοχημικό Σενάριο της Ζύμωσης σε Βουτανόλη, 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζας

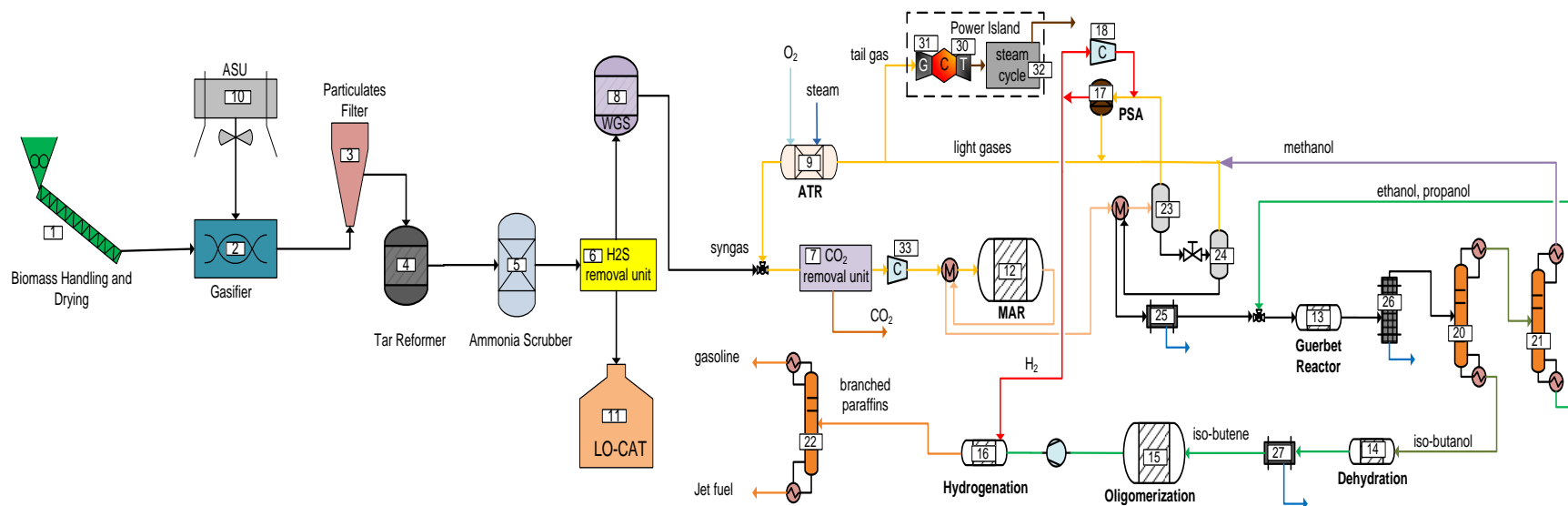
#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Συντελεστής Κλιμακωτής	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/ μονάδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή
1	Αντιδραστήρας Συμπύκνωσης	92	kg/s	2.56	0.65	5,825,554	2005	710,439	2.47	1,754,785	[32]
2	Αντιδραστήρας Αφυδάτωσης	92	kg/s	4.68	0.65	5,825,554	2005	1,052,254	2.47	2,599,068	[32]
3	Αντιδραστήρας Ολιγομερισμού							245,917	2.47	1,632,656	[77]

4	Αντιδραστήρας Υδρογόνωσης						281,687	2.47	4,009,144	[77]
5	Στήλη Απόσταξης 1					2002	281,687	2.47	695,766	[77]
6	Στήλη Απόσταξης 2 Δοχείο Διαχωρισμού					2002	250,388	2.47	618,459	[77] [32]
7	Υγρής Φάσης 1 Δοχείο Διαχωρισμού	44	kg/s	2.56	0.6	21,572	2002	5,792	14,305	[32]
8	Υγρής Φάσης 2 Σύστημα Εναλλακτών	44	kg/s	4.68	0.6	21,572	2002	8,323	20,557	[32]
9	Θερμότητας	355	MW	4.00	1.0	14,708,745	2009	185,869	459,095	[141]
10	Αντλίες	150	m ³ /h	20.11	0.33	46,170	2010	25,297	62,484	[141]
									TPEC	5,229,607 €
									TIC	11,866,320 €

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον αντιδραστήρα Ολιγομερισμού (3) και Υδρογόνωσης (7)

**Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της
Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH Καταλύτη, 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζας**



Πίνακας 25 : Κόστη Αγοράς Εξοπλισμού για το Θερμοχημικό Σενάριο της Σύνθεσης Μεικτών Αλκοολών με Mod-MeOH Καταλύτη, 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζας

#	Όνομα Εξοπλισμού	Μέγεθος Αναφοράς Εξοπλισμού	Μονάδες Μέτρησης	Νέο Μέγεθος Εξοπλισμού	Κόστος Αναφοράς (σε €)	Χρονιά Κόστους Αναφοράς	Συντελεστής Κλιμάκωσης	Κόστος Αγοράς εξοπλισμού/μονάδα (σε €) ¹	Συντελεστής Εγκατάστασης	Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης Εξοπλισμού 2011 (σε €) ²	Πηγή
Ξήρανση και Επεξεργασία											
1	Βιομάζας	65	biomass wet kg/s	23	14,244,130	2009	0.77	7,218,685	2.47	17,830,151	[110]
2	Αεριοποιητής	11.58	MetricT/day	3	2,419,775	2003	0.7	1,335,178	2.00	17,352,020	[27]
3	Φίλτρα Σωματιδίων	12.1	m3/s gas	6.33	1,900,000	2002	0.65	1,846,656	2.00	3,693,312	[134]
4	Αναμορφωτής Πίσσας	33.8	Nm3/s	34.74	2,340,500	2001	0.7	3,544,170	2.47	8,754,100	[135]
5	Πλυντρίδα Rectisol μονάδα για αφαίρεση	0.06	m3/s gas	0.62	169,178	2010	0.6	766,885	2.47	8,063,070	[136]
6	H2S							2,339,218	2.47	5,777,869	[107]

7	Rectisol μονάδα για αφαίρεση CO2							6,765,459	2.47	16,710,685	[107]
8	WGS αντιδραστήρας	58.33	kg/s	26.59	472,045	2010	0.8	267,745	2.47	661,330	[136]
9	ATR αντιδραστήρας Μονάδα Διαχωρισμού	119.6	STD m ³ /s output	67.28	9,481,822	2009	0.67	7,237,264	2.47	17,876,041	[137]
10	Αέρας(ASU)	21.28	O ₂ produced (kg/s)	12.14	16,356,275	2006	0.5	14,478,772	2.47	35,762,566	[138]
11	LO-CAT μονάδα Αντιδραστήρας Σύνθεσης	0.07	lb/h	0.05	755,000	2002	0.65	966,266	2.47	2,386,677	[45]
12	Μεικτών Αλκοολών	92	kg/s	44.64	5,825,554	2005	0.65	4,558,692	2.47	11,259,970	[32]
13	Αντιδραστήρας Συμπύκνωσης	92	kg/s	10.7	5,825,554	2005	0.65	1,801,181	2.47	4,448,917	[32]
14	Αντιδραστήρας Αφυδάτωσης	92	kg/s	5.15	5,825,554	2005	0.65	1,119,950	2.47	2,766,277	[32]
15	Αντιδραστήρας Ολιγομερισμού							268,273	2.47	1,781,079	[77]
16	Αντιδραστήρας Υδρογόνωσης							288,394	2.47	4,104,600	[77]
17	PSA Μονάδα	0.29	kmol/s purge gas	0.03	1,668,947	2003	0.74	501,068	2.47	1,237,638	[139]
18	PSA Συμπιεστής Αερίου Μονάδα Επεξεργασίας	10	MWe compressor	0	1,476,377	2003	0.67	5,561	2.47	13,736	[139]
19	Λυμάτων	109.19	kg/s water input	11.88	15,366,543	2010	1.05	1,590,589	2.47	3,928,756	[65]
20	Στήλη Απόσταξης 1					2002		485,127	2.47	1,198,264	[77]
21	Στήλη Απόσταξης 2					2002		312,985	2.47	773,074	[77]
22	Στήλη Απόσταξης 3					2002		266,037	2.47	657,113	[77]
23	Flash Tank 1		kg/s	44.64		2000	0.8005	23,080	2.47	57,008	[140]
24	Flash Tank 2		kg/s	9.03		2000	0.8005	6,423	2.47	15,864	[140]
25	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 1	44	kg/s	8.98	21,572	2002	0.6	12,305	2.47	30,393	[32]
26	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 2	44	kg/s	10.7	21,572	2002	0.6	13,669	2.47	33,764	[32]
27	Δοχείο Διαχωρισμού Υγρής Φάσης 3	44	kg/s	5.15	21,572	2002	0.6	8,816	2.47	21,775	[32]
28	Σύστημα Εναλλακτών Θερμότητας	355	MW	265.14	14,708,745	2009	1	12,328,298	2.47	30,450,895	[141]
29	Σύστημα Ψύξης	470	MW	34.67	20,080,972	2009	0.67	3,929,363	2.47	9,705,526	[142]
30	Αεριοστρόβιλος	266	GT Mwe	17.97	17,117,409	2003	0.75	3,305,294	2.47	8,164,077	[139]
31	Γεννήτρια Ατμού Ανάκτησης	355	MWth heat duty	33.14	12,593,522	2003	1	1,713,069	2.47	4,231,280	[139]

Θερμότητας											
Κύκλος											
32	Ατμού(στρόβιλος+συμπιεστής)	136	ST gross MWe	13.61	13,907,895	2003	0.67	4,335,155	2.47	10,707,832	[139]
33	Συμπιεστής Τροφοδοσίας	10	MW	14.94	1,723,968	2009	0.67	2,531,904	2.47	6,253,804	[141]
34	Αντλίες	0.042	m3/s	0.01	46,170	2010	0.33	25,661	2.47	63,382	[141]
									TPEC	100,877,886 €	
									TIC	236,772,844 €	

¹ ανηγμένα σε 2011€

² ο αριθμός εξοπλισμών είναι 1 εκτός από τον Αεριοποιητή (8), την Πλυντρίδα (5), τον Αντιδραστήρα υδρογόνωσης (7), τον Αντιδραστήρα Ολιγομερισμού (3)

Παράρτημα Β : Ανάλυση Χρηματοροών DCFROR

Πίνακας 26 : Χρηματοροές στο Θερμοχημικό Σενάριο FT Σύνθεσης δυναμικότητας 864 Τόνοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣ ΜΑΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣΕΙΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣ ΜΑΤΑ ΠΡΟ ΦΟΡΩΝ €	ΦΟΡΟΣ €	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €	Discount factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €
-2	17,188,973								-17,188,973	1.21	-20,798,657
-1	108,214,908								-108,214,908	1.1	-119,036,399
0	84,768,345								-84,768,345	1	-84,768,345
1		56,467,347	32,252,297	24,215,050	25,773,184	-1,558,134	0	24,215,050	24,215,050	0.91	22,013,682
2		56,467,347	31,854,294	24,613,054	44,169,718	-19,556,665	0	24,613,054	24,613,054	0.83	20,341,367
3		56,467,347	31,854,294	24,613,054	31,544,646	-6,931,592	0	24,613,054	24,613,054	0.75	18,492,151
4		56,467,347	32,252,297	24,215,050	22,526,737	1,688,314	0	24,215,050	24,215,050	0.68	16,539,205
5		56,467,347	31,854,294	24,613,054	16,105,985	8,507,068	0	24,613,054	24,613,054	0.62	15,282,770
6		56,467,347	31,854,294	24,613,054	16,087,950	8,525,104	0	24,613,054	24,613,054	0.56	13,893,427
7		56,467,347	32,252,297	24,215,050	16,105,985	8,109,065	0	24,215,050	24,215,050	0.51	12,426,150
8		56,467,347	31,854,294	24,613,054	8,043,975	16,569,079	0	24,613,054	24,613,054	0.47	11,482,171
9		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.42	10,438,337
10		56,467,347	32,252,297	24,215,050	0	24,215,050	0	24,215,050	24,215,050	0.39	9,335,950
11		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.35	8,626,725
12		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.32	7,842,477
13		56,467,347	32,252,297	24,215,050	0	24,215,050	0	24,215,050	24,215,050	0.29	7,014,238
14		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.26	6,481,386
15		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.24	5,892,169
16		56,467,347	32,252,297	24,215,050	0	24,215,050	0	24,215,050	24,215,050	0.22	5,269,900
17		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.20	4,869,561
18		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.18	4,426,874
19		56,467,347	32,252,297	24,215,050	0	24,215,050	0	24,215,050	24,215,050	0.16	3,959,354
20		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.15	3,658,574

21		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.14	3,325,976
22		56,467,347	32,252,297	24,215,050	0	24,215,050	0	24,215,050	24,215,050	0.12	2,974,721
23		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.11	2,748,740
24		56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	24,613,054	0.10	2,498,855
25	27,053,727	56,467,347	31,854,294	24,613,054	0	24,613,054	0	24,613,054	51,666,781	0.09	4,768,637

NPV € 0
IRR 10%

Πίνακας 27 : Χρηματοροές στο Θερμοχημικό Σενάριο Σύνθεσης Μεικτών αλκοολών-Mod-FT δυναμικότητας 864 Τόνοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ ΑΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣΕΙΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ		ΦΟΡΟΣ €	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €	Discount factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €
						ΑΤΑ	ΠΡΟ ΦΟΡΩΝ €					
-2	20,572,504									-20,572,504	1.21	-24,892,730
-1	129,538,272									-129,538,272	1.10	-142,492,099
0	101,471,646									-101,471,646	1.00	-101,471,646
1		63,707,219	35,086,143	28,621,076	30,851,698	-2,230,622	0	28,621,076	28,621,076	0.91	26,019,160	
2		63,707,219	34,024,922	29,682,296	52,873,205	-23,190,908	0	29,682,296	29,682,296	0.83	24,530,824	
3		63,707,219	34,077,219	29,630,000	37,760,406	-8,130,406	0	29,630,000	29,630,000	0.75	22,261,458	
4		63,707,219	35,033,846	28,673,372	26,965,550	1,707,822	0	28,673,372	28,673,372	0.68	19,584,299	
5		63,707,219	34,077,219	29,630,000	19,279,613	10,350,388	0	29,630,000	29,630,000	0.62	18,397,899	
6		63,707,219	34,024,922	29,682,296	19,258,023	10,424,273	0	29,682,296	29,682,296	0.56	16,754,883	
7		63,707,219	35,086,143	28,621,076	19,279,613	9,341,464	0	28,621,076	28,621,076	0.51	14,687,138	
8		63,707,219	34,024,922	29,682,296	9,629,012	20,053,285	0	29,682,296	29,682,296	0.47	13,847,010	
9		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.42	12,566,013	
10		63,707,219	35,033,846	28,673,372	0	28,673,372	0	28,673,372	28,673,372	0.39	11,054,826	

11		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.35	10,385,134
12		63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	29,682,296	0.32	9,457,694
13		63,707,219	35,086,143	28,621,076	0	28,621,076	0	28,621,076	28,621,076	0.29	8,290,506
14		63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	29,682,296	0.26	7,816,276
15		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.24	7,093,187
16		63,707,219	35,033,846	28,673,372	0	28,673,372	0	28,673,372	28,673,372	0.22	6,240,161
17		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.20	5,862,138
18		63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	29,682,296	0.18	5,338,622
19		63,707,219	35,086,143	28,621,076	0	28,621,076	0	28,621,076	28,621,076	0.16	4,679,775
20		63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	29,682,296	0.15	4,412,084
21		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.14	4,003,919
22		63,707,219	35,033,846	28,673,372	0	28,673,372	0	28,673,372	28,673,372	0.12	3,522,408
23		63,707,219	34,077,219	29,630,000	0	29,630,000	0	29,630,000	29,630,000	0.11	3,309,024
24		63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	29,682,296	0.10	3,013,513
25	32,384,568	63,707,219	34,024,922	29,682,296	0	29,682,296	0	29,682,296	62,066,864	0.09	5,728,523

NPV € 0
IRR 10%

Πίνακας 28: Χρηματοροές στο Θερμοχημικό Σενάριο Σύνθεσης Μεικτών αλκοολών-Mod-Me=OH δυναμικότητας 864 Τόνοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑ									
			ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑ ΑΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣΕΙΣ €	ΑΤΑ ΠΡΟ ΦΟΡΟΣ €	ΦΟΡΟΣ €	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €	Discount factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €	
-2	20,032,312									-20,032,312	1.21	-24,239,098
-1	126,166,525									-126,166,525	1.10	-138,783,177
0	98,830,444									-98,830,444	1.00	-98,830,444
1		63,361,685	36,275,430	27,086,256	30,048,661	-2,962,405	0	27,086,256	27,086,256	0.91	24,623,869	
2		63,361,685	33,965,187	29,396,498	51,496,970	-22,100,472	0	29,396,498	29,396,498	0.83	24,294,626	
3		63,361,685	34,028,855	29,332,830	36,777,542	-7,444,712	0	29,332,830	29,332,830	0.75	22,038,190	

4		63,361,685	36,211,762	27,149,923	26,263,665	886,258	0	27,149,923	27,149,923	0.68	18,543,763
5		63,361,685	34,028,855	29,332,830	18,777,784	10,555,046	0	29,332,830	29,332,830	0.62	18,213,380
6		63,361,685	33,965,187	29,396,498	18,756,757	10,639,741	0	29,396,498	29,396,498	0.56	16,593,557
7		63,361,685	36,275,430	27,086,256	18,777,784	8,308,471	0	27,086,256	27,086,256	0.51	13,899,532
8		63,361,685	33,965,187	29,396,498	9,378,378	20,018,119	0	29,396,498	29,396,498	0.47	13,713,683
9		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.42	12,439,983
10		63,361,685	36,211,762	27,149,923	0	27,149,923	0	27,149,923	27,149,923	0.39	10,467,471
11		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.35	10,280,978
12		63,361,685	33,965,187	29,396,498	0	29,396,498	0	29,396,498	29,396,498	0.32	9,366,630
13		63,361,685	36,275,430	27,086,256	0	27,086,256	0	27,086,256	27,086,256	0.29	7,845,923
14		63,361,685	33,965,187	29,396,498	0	29,396,498	0	29,396,498	29,396,498	0.26	7,741,017
15		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.24	7,022,046
16		63,361,685	36,211,762	27,149,923	0	27,149,923	0	27,149,923	27,149,923	0.22	5,908,614
17		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.20	5,803,344
18		63,361,685	33,965,187	29,396,498	0	29,396,498	0	29,396,498	29,396,498	0.18	5,287,219
19		63,361,685	36,275,430	27,086,256	0	27,086,256	0	27,086,256	27,086,256	0.16	4,428,819
20		63,361,685	33,965,187	29,396,498	0	29,396,498	0	29,396,498	29,396,498	0.15	4,369,602
21		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.14	3,963,762
22		63,361,685	36,211,762	27,149,923	0	27,149,923	0	27,149,923	27,149,923	0.12	3,335,259
23		63,361,685	34,028,855	29,332,830	0	29,332,830	0	29,332,830	29,332,830	0.11	3,275,836
24		63,361,685	33,965,187	29,396,498	0	29,396,498	0	29,396,498	29,396,498	0.10	2,984,497
25	31,541,631	63,361,685	36,275,430	27,086,256	0	27,086,256	0	27,086,256	58,627,887	0.09	5,411,119

NPV **€ 0**
IRR **10%**

Πίνακας 29 : Χρηματοροές στο Βιοχημικό Σενάριο Ζήμωσης Αιθανόλης δυναμικότητας 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ ΑΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣΕΙΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ		ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €	Discount factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €
						ΑΤΑ	ΠΡΟ ΦΟΡΟ Σ €				
-2	41,365,731								-41,365,731	1.21	-50,052,535
-1	247,217,732								-247,217,732	1.10	-271,939,505
0	193,653,890								-193,653,890	1.00	-193,653,890
1		124,376,640	69,806,206	54,570,434	58,879,023	-4,308,589	0	54,570,434	54,570,434	0.91	49,609,486
2		124,376,640	67,232,880	57,143,760	100,906,038	-43,762,278	0	57,143,760	57,143,760	0.83	47,226,248
3		124,376,640	67,278,660	57,097,980	72,063,969	-14,965,989	0	57,097,980	57,097,980	0.75	42,898,558
4		124,376,640	69,760,426	54,616,214	51,462,491	3,153,723	0	54,616,214	54,616,214	0.68	37,303,609
5		124,376,640	67,278,660	57,097,980	36,794,239	20,303,741	0	57,097,980	57,097,980	0.62	35,453,354
6		124,376,640	67,232,880	57,143,760	36,753,036	20,390,724	0	57,143,760	57,143,760	0.56	32,256,163
7		124,376,640	69,806,206	54,570,434	36,794,239	17,776,195	0	54,570,434	54,570,434	0.51	28,003,261
8		124,376,640	67,232,880	57,143,760	18,376,518	38,767,242	0	57,143,760	57,143,760	0.47	26,657,986
9		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.42	24,215,117
10		124,376,640	69,760,426	54,616,214	0	54,616,214	0	54,616,214	54,616,214	0.39	21,056,915
11		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.35	20,012,494
12		124,376,640	67,232,880	57,143,760	0	57,143,760	0	57,143,760	57,143,760	0.32	18,207,763
13		124,376,640	69,806,206	54,570,434	0	54,570,434	0	54,570,434	54,570,434	0.29	15,807,111
14		124,376,640	67,232,880	57,143,760	0	57,143,760	0	57,143,760	57,143,760	0.26	15,047,738
15		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.24	13,668,803
16		124,376,640	69,760,426	54,616,214	0	54,616,214	0	54,616,214	54,616,214	0.22	11,886,079
17		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.20	11,296,531
18		124,376,640	67,232,880	57,143,760	0	57,143,760	0	57,143,760	57,143,760	0.18	10,277,807
19		124,376,640	69,806,206	54,570,434	0	54,570,434	0	54,570,434	54,570,434	0.16	8,922,702
20		124,376,640	67,232,880	57,143,760	0	57,143,760	0	57,143,760	57,143,760	0.15	8,494,056
21		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.14	7,715,683
22		124,376,640	69,760,426	54,616,214	0	54,616,214	0	54,616,214	54,616,214	0.12	6,709,382

23		124,376,640	67,278,660	57,097,980	0	57,097,980	0	57,097,980	57,097,980	0.11	6,376,597
24		124,376,640	67,232,880	57,143,760	0	57,143,760	0	57,143,760	57,143,760	0.10	5,801,554
25	61,804,433	124,376,640	69,806,206	54,570,434	0	54,570,434	0	54,570,434	116,374,867	0.09	10,740,935

NPV € 0
IRR 10%

Πίνακας 30 : Χρηματοροές στο Βιοχημικό Σενάριο Ζήμωσης Βουτανολής δυναμικότητας 2000 Τόννοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑ ΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣ ΕΙΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ ΑΤΑ ΠΡΟ ΦΟΡΩΝ €				Disco unt factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €
						ΦΟ ΡΟΣ €	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €			
-2	11,689,609									1.21	-14,144,427
-1	75,568,269									1.10	-83,125,096
0	59,195,144									1.00	-59,195,144
1		159,486,626	143,739,655	15,746,971	17,997,843	-2,250,872	0	15,746,971	15,746,971	0.91	14,315,428
2		159,486,626	141,664,013	17,822,613	30,844,448	-13,021,835	0	17,822,613	17,822,613	0.83	14,729,433
3		159,486,626	141,696,820	17,789,807	22,028,150	-4,238,344	0	17,789,807	17,789,807	0.75	13,365,745
4		159,486,626	143,706,849	15,779,778	15,730,795	48,983	0	15,779,778	15,779,778	0.68	10,777,800
5		159,486,626	141,696,820	17,789,807	11,247,077	6,542,729	0	17,789,807	17,789,807	0.62	11,046,070
6		159,486,626	141,664,013	17,822,613	11,234,483	6,588,131	0	17,822,613	17,822,613	0.56	10,060,401
7		159,486,626	143,739,655	15,746,971	11,247,077	4,499,893	0	15,746,971	15,746,971	0.51	8,080,686
8		159,486,626	141,664,013	17,822,613	5,617,241	12,205,372	0	17,822,613	17,822,613	0.47	8,314,381
9		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.42	7,544,615
10		159,486,626	143,706,849	15,779,778	0	15,779,778	0	15,779,778	15,779,778	0.39	6,083,787
11		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.35	6,235,219
12		159,486,626	141,664,013	17,822,613	0	17,822,613	0	17,822,613	17,822,613	0.32	5,678,834
13		159,486,626	143,739,655	15,746,971	0	15,746,971	0	15,746,971	15,746,971	0.29	4,561,337
14		159,486,626	141,664,013	17,822,613	0	17,822,613	0	17,822,613	17,822,613	0.26	4,693,251
15		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.24	4,258,738

16		159,486,626	143,706,849	15,779,778	0	15,779,778	0	15,779,778	15,779,778	0.22	3,434,139
17		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.20	3,519,618
18		159,486,626	141,664,013	17,822,613	0	17,822,613	0	17,822,613	17,822,613	0.18	3,205,554
19		159,486,626	143,739,655	15,746,971	0	15,746,971	0	15,746,971	15,746,971	0.16	2,574,756
20		159,486,626	141,664,013	17,822,613	0	17,822,613	0	17,822,613	17,822,613	0.15	2,649,218
21		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.14	2,403,947
22		159,486,626	143,706,849	15,779,778	0	15,779,778	0	15,779,778	15,779,778	0.12	1,938,482
23		159,486,626	141,696,820	17,789,807	0	17,789,807	0	17,789,807	17,789,807	0.11	1,986,733
24		159,486,626	141,664,013	17,822,613	0	17,822,613	0	17,822,613	17,822,613	0.10	1,809,451
25	18,892,067	159,486,626	143,739,655	15,746,971	0	15,746,971	0	15,746,971	34,639,038	0.09	3,197,045

NPV € 0
IRR 10%

Πίνακας 31 : Χρηματοροές στο Θερμοχημικό Σενάριο Σύνθεσης Μεικτών αλκοολών-Mod-Me=OH δυναμικότητας 2000 Τόνοι/μέρα βιομάζα για υπολογισμό ελάχιστης τιμής πώλησης Αεροπορικού βιοκαυσίμου

ΕΤΟΣ	ΕΚΡΟΕΣ €	ΕΙΣΡΟΕΣ €	ΚΟΣΤΗ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ €	ΜΕΙΚΤΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ ΑΤΑ €	ΑΠΟΣΒΕΣΕΙΣ €	ΚΑΘΑΡΑ ΑΠΟΤΕΛΕΣΜ		ΦΟΡΟ Σ €	ΚΑΘΑΡΟ ΚΕΡΔΟΣ €	ΚΑΘΑΡΕΣ ΡΟΕΣ €	Discount factor	ΠΑΡΟΥΣΕΣ ΑΞΙΕΣ €
						ΑΤΑ	ΠΡΟ ΦΟΡΩΝ €					
-2	37,401,873									-37,401,873	1.21	-45,256,266
-1	235,118,997									235,118,997	1.10	-258,630,897
0	184,176,548									184,176,548	1.00	-184,176,548
1		124,109,482	74,282,463	49,827,019	55,997,508	-6,170,489	0	49,827,019	49,827,019	49,827,019	0.91	45,297,290
2		124,109,482	68,910,215	55,199,267	95,967,737	-40,768,470	0	55,199,267	55,199,267	55,199,267	0.83	45,619,229
3		124,109,482	69,097,751	55,011,731	68,537,188	-13,525,457	0	55,011,731	55,011,731	55,011,731	0.75	41,331,128
4		124,109,482	74,094,927	50,014,555	48,943,938	1,070,617	0	50,014,555	50,014,555	50,014,555	0.68	34,160,614
5		124,109,482	69,097,751	55,011,731	34,993,544	20,018,187	0	55,011,731	55,011,731	55,011,731	0.62	34,157,957
6		124,109,482	68,910,215	55,199,267	34,954,358	20,244,909	0	55,199,267	55,199,267	55,199,267	0.56	31,158,547
7		124,109,482	74,282,463	49,827,019	34,993,544	14,833,475	0	49,827,019	49,827,019	49,827,019	0.51	25,569,139

8		124,109,482	68,910,215	55,199,267	17,477,179	37,722,088	0	55,199,267	55,199,267	0.47	25,750,865
9		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.42	23,330,344
10		124,109,482	74,094,927	50,014,555	0	50,014,555	0	50,014,555	50,014,555	0.39	19,282,776
11		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.35	19,281,276
12		124,109,482	68,910,215	55,199,267	0	55,199,267	0	55,199,267	55,199,267	0.32	17,588,188
13		124,109,482	74,282,463	49,827,019	0	49,827,019	0	49,827,019	49,827,019	0.29	14,433,113
14		124,109,482	68,910,215	55,199,267	0	55,199,267	0	55,199,267	55,199,267	0.26	14,535,692
15		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.24	13,169,371
16		124,109,482	74,094,927	50,014,555	0	50,014,555	0	50,014,555	50,014,555	0.22	10,884,624
17		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.20	10,883,778
18		124,109,482	68,910,215	55,199,267	0	55,199,267	0	55,199,267	55,199,267	0.18	9,928,073
19		124,109,482	74,282,463	49,827,019	0	49,827,019	0	49,827,019	49,827,019	0.16	8,147,116
20		124,109,482	68,910,215	55,199,267	0	55,199,267	0	55,199,267	55,199,267	0.15	8,205,019
21		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.14	7,433,767
22		124,109,482	74,094,927	50,014,555	0	50,014,555	0	50,014,555	50,014,555	0.12	6,144,087
23		124,109,482	69,097,751	55,011,731	0	55,011,731	0	55,011,731	55,011,731	0.11	6,143,609
24		124,109,482	68,910,215	55,199,267	0	55,199,267	0	55,199,267	55,199,267	0.10	5,604,139
25	58,779,749	124,109,482	74,282,463	49,827,019	0	49,827,019	0	49,827,019	108,606,768	0.09	10,023,970

NPV € 0
IRR 10%

Παράρτημα Γ : Συνοπτικά Κόστη Κάθε Σεναρίου

Fischer-Tropsch Σενάριο

864 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €1.24

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 32.2

Gasoline (MM l/έτος) 28.4

LPG (MM l/έτος) 2.8

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας) 120.14

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €60

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)			Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)		
Επεξεργασία Βιομάζας	9.34	8.54%	Συντήρηση και επισκευή	3.61	
Αεριοποίηση	10.02	9.16%	Ασφάλεια και φόροι	3.61	
Καθαρισμός & Διαμόρφωση	26.08	23.85%	Γενικά Έξοδα	0.82	
Σύνθεση Καυσίμου	12.52	11.45%	Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	8.03	24.91%
Αναβάθμιση Καυσίμου	13.32	12.18%	Μισθοί	3.27	10.13%
Μονάδα Συμπαγωγής	9.75	8.92%	Αγορά Βιομάζας	16.07	49.83%
Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα	20.44	18.69%	Καταλύτες και λουπά χημικά	4.88	15.13%
Επιπρόσθετες Λειτουργίες	7.88	7.21%	Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	32.25	
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	109.35				
Έμμεσα Κόστη	40.94		Κέρδη πώλησης Gasoline	28.35	
Έκτακτα Έξοδα	30.06		Κέρδη πώλησης LPG	0.82	
Κεφάλαιο Κίνησης	27.01		Συνολικό κέρδος από πώληση παραπροϊόντων	29.17	
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	207.4				
			Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440	
			Αγορά Γής (Μ€)	2.76	

Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών Mod-FT Σενάριο

864 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €1.49

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 36.9

Gasoline (MM l/έτος) 15.8

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας) 137.69

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €60

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)			Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)		
Επεξεργασία Βιομάζας	9.34	7.13%	Συντήρηση και επισκευή	4.32	
Αεριοποίηση	11.16	8.52%	Ασφάλεια και φόροι	4.32	
Καθαρισμός & Διαμόρφωση	31.87	24.34%	Γενικά Έξοδα	0.82	
Σύνθεση Καυσίμου	13.26	10.12%	Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	9.46	26.95%
Αναβάθμιση Καυσίμου	12.04	9.19%	Μισθοί	3.76	10.71%
Μονάδα Συμπαγωγής	21.26	16.23%	Αγορά Βιομάζας	16.07	45.80%
Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα	20.79	15.87%	Καταλύτες και λοιπά χημικά	5.8	16.53%
Επιπρόσθετες Λειτουργίες	11.24	8.58%	Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	35.09	
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	130.95				
Έμμεσα Κόστη	48.96		Κέρδη πώλησης Gasoline	8.83	
Έκτακτα Έξοδα	35.98				
Κεφάλαιο Κίνησης	32.38		Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440	
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	248.28		Αγορά Γής (Μ€)	3.3	

Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών Mod-MeOH Σενάριο

864 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €1.28

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 44.1

Gasoline (MM l/έτος) 12.5

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας) 164.72

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €60

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)			Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)		
Επεξεργασία Βιομάζας	9.34	7.32%	Συντήρηση και επισκευή	4.2	
Αεριοποίηση	9.57	7.50%	Ασφάλεια και φόροι	4.2	
Καθαρισμός & Διαμόρφωση	36.38	28.51%	Γενικά Έξοδα	0.82	
Σύνθεση Καυσίμου	15.23	11.94%	Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	9.23	25.45%
Αναβάθμιση Καυσίμου	7.04	5.51%	Μισθοί	3.76	10.36%
Μονάδα Συμπαγωγής	17.61	13.80%	Αγορά Βιομάζας	16.07	44.30%
Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα	20.31	15.92%	Καταλύτες και λοιπά χημικά	5.8	19.89%
Επιπρόσθετες Λειτουργίες	12.14	9.51%	Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	36.27	
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	127.61				
Έμμεσα Κόστη	47.62		Κέρδη πώλησης Gasoline	6.99	
Έκτακτα Έξοδα	35.05				
Κεφάλαιο Κίνησης	31.54		Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440	
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	241.82		Αγορά Γής (Μ€)	3.3	

Σύνθεση Μεικτών Αλκοολών Mod-MeOH Σενάριο

2000 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €1.02

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 105

Gasoline (MM l/έτος) 29.8

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας) 169.34

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €60

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)			Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)		
Επεξεργασία Βιομάζας	17.83	7.53%	Συντήρηση και επισκευή	7.84	
Αεριοποίηση	21.71	9.17%	Ασφάλεια και φόροι	7.84	
Καθαρισμός & Διαμόρφωση	78.65	33.22%	Γενικά Έξοδα	0.82	
Σύνθεση Καυσίμου	28.32	11.96%	Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	16.50	22.21%
Αναβάθμιση Καυσίμου	17.17	7.25%	Μισθοί	4.55	6.13%
Μονάδα Συμπαγωγής	23.10	9.76%	Αγορά Βιομάζας	37.20	50.08%
Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα	36.29	15.33%	Καταλύτες και λοιπά χημικά	16.03	21.58%
Επιπρόσθετες Λειτουργίες	13.70	5.79%	Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	74.28	
Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	236.77				
Έμμεσα Κόστη	89.78		Κέρδη πώλησης Gasoline	16.63	
Έκτακτα Έξοδα	65.31				
Κεφάλαιο Κίνησης	58.78		Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440	
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	450.64		Αγορά Γής (Μ€)	6.05	

Ζύμωση Αιθανόλης Σενάριο

2000 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €0.85

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 114.5

Gasoline (MM l/έτος) 48.1

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας)
184.67

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €48.7

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)

Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	218.71
Έμμεσα Κόστη	124.65
Έκτακτα Έξοδα	68.67
Κεφάλαιο Κίνησης	61.80
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	473.83

Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)

Συντήρηση και επισκευή	8.24
Ασφάλεια και φόροι	8.24
Γενικά Έξοδα	1.86
Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	18.34
Μισθοί	3.1
Αγορά Βιομάζας	30.18
Λοιπά Μεταβλητά(από βιβλιογραφία)	18.19
Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	69.81

Κέρδη πώλησης Gasoline	26.85
Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440
Αγορά Γής (Μ€)	8.4

Ζύμωση Βουτανόλης Σενάριο

2000 ξηροί τόνοι βιομάζας/ημέρα

Όλα τα κόστη σε 2011 €

Αξία Προϊόντος (€/l) €0.82

Συνολική Παραγωγή Jet Fuel (MM l/έτος) 91.7

Gasoline (MM l/έτος) 39.4

Ακετόνη (MM l/έτος) 80.3

Απόδοση Παραγωγής Jet Fuel (l/ξηρός τόνος βιομάζας)
147.95

Τιμή Αγοράς Βιομάζας (€/ξηρό τόνο) €18.1

Επιτόκιο Αναγωγής 10%

Κόστη Κεφαλαίου (Μ€)

Συνολικό Κόστος Εγκατάστασης	81.11
Έμμεσα Κόστη	23.94
Έκτακτα Έξοδα	20.99
Κεφάλαιο Κίνησης	18.89
Συνολική Επένδυση Κεφαλαίου	144.83

Λειτουργικά Κόστη (Μ€/έτος)

Συντήρηση και επισκευή	2.52
Ασφάλεια και φόροι	2.52
Γενικά Έξοδα	4.41
Σταθερά Λειτουργικά Κόστη	9.45
Μισθοί	7.4
Αγορά Βιομάζας	11.78
Λοιπά Μεταβλητά(από βιβλιογραφία)	115.11
Συνολικά Λειτουργικά Κόστη	143.74

Κέρδη πώλησης Gasoline	21.96
Κέρδη πώλησης Ακετόνη	62.37
Συνολικό κέρδος από πώληση παραπροϊόντων	84.33
Ώρες λειτουργίας εγκατάστασης ανά έτος	7440
Αγορά Γής (Μ€)	1.6