



ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ
ΣΧΟΛΗ ΧΗΜΙΚΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ

Τομέας II: Ανάλυσης, Σχεδιασμού και Ανάπτυξης Διεργασιών και Συστημάτων

Συγκριτική Ανάλυση Υδροθερμικής Ανθρακοποίησης Βιομάζας με παράλληλη χρήση Εξεργειακών και Τεχνικο-οικονομικών Κριτηρίων

ΔΙΠΛΩΜΑΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ

Χριστίανα Καλαμπόκη

ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ

Αντώνης Κοκόσης, Καθηγητής Ε.Μ.Π.

Αθήνα, Ιούνιος 2012

Πρόλογος

Η παρούσα διπλωματική εργασία υπό την εποπτεία του κ. Αντώνη Κοκόση διαπραγματεύεται την εξεργοοικονομική ανάλυση ενός συστήματος υδροθερμικής ανθρακοποίησης βιομάζας για την παραγωγή βιοάνθρακα, εντοπίζοντας τις μεγαλύτερες αναποτελεσματικότητες της διεργασίας, κοστολογώντας αυτές και προτείνοντας τη βέλτιστη σχέση κόστους- αποτελεσματικότητας. Μέρος της παρούσας διπλωματικής εργασίας εκπονήθηκε στο Τεχνολογικό Πανεπιστήμιου του Βερολίνου στο Βερολίνο της Γερμανίας.

Η εργασία αυτή δεν θα είχε ολοκληρωθεί χωρίς την συμβολή πολλών, για τους οποίους αισθάνομαι υποχρέωση και επιθυμώ να ευχαριστήσω.

Για την ανάθεση του θέματος και τις πολύτιμες υποδείξεις σε όλη την διάρκεια της προσπάθειας αυτής εκφράζω την ευγνωμοσύνη μου στον Καθηγητή Αντώνη Κοκόση. Για την περίοδο διαμονής μου στο Βερολίνο και το μέρος της δουλειάς που πραγματοποιήθηκε εκεί αισθάνομαι υποχρέωση να ευχαριστήσω τον καθήγητη George Tsatsaroni, την καθηγήτρια Tatjana Morozyuk και την υποψήφια διδάκτορα Berit Erlach. Η καθοδήγησή τους σε επιστημονικό επίπεδο, οι εμπειρίες που αποκόμισα αλλά και η εμπιστοσύνη και η εκτίμηση που μου έδειξαν, υπήρξαν για μένα ιδιαίτερα πολύτιμες.

Abstract

Hydrothermal carbonisation (**HTC**) of biomass is one of the most promising processes for the production of biocoal, a high quality fuel with properties similar to coal. HTC as a method of biomass upgrading, opens up the field of potential feedstocks for char production to a range of non-traditional renewable and plentiful wet agricultural residues and municipal wastes. Process development is based on technical and economical aspects.

In the present Thesis an HTC plant is studied from the viewpoint of exergoeconomic analysis in order to localize the major inefficiencies in the system and optimize the economic performance of the plant. In this current work an exergy analysis is being performed, resulting in the calculation of exergetic variables, rate of exergy destruction, exergetic efficiency and exergy losses for each component of the process and for the overall system providing an insight to the major irreversibilities of the process that lead to thermodynamic inefficiencies within the system. Then an exergoeconomic evaluation is performed, calculating thermoeconomic values like the exergoeconomic factor (f_k) and relative cost difference (r_k) for each component and according to them cost effective improvements are suggested for the overall system.

Περιεχόμενα

1. Εισαγωγή.....	7
2. Υδροθερμική ανρακοποίηση βιομάζας.....	9
2.1 Μηχανισμός HTC.....	9
2.2 Επίδραση παραμέτρων διεργασίας.....	11
2.2.1 Ένυδρες συνθήκες.....	11
2.2.2 Θερμοκρασία.....	12
2.2.3 Χρόνος Παραμονής.....	13
2.2.4 Πίεση.....	14
2.2.5 Στερεό Φορτίο.....	14
2.2.6 ΡΗ.....	15
2.3 Παραδοχές για το σχεδιασμό υδροθερμικής ανθρακοποίησης.....	16
3. Εξεργειακή Ανάλυση.....	17
3.1 Ορισμός Εξέργειας.....	17
3.2 Κατάσταση ισορροπίας.....	18
3.3 Συνιστώσες εξέργειας.....	19
3.3.1 Φυσική εξέργεια.....	19
3.3.2 Κινητική και δυναμική εξέργεια.....	20
3.3.3 Χημική εξέργεια.....	20
3.4 Ισοζύγιο εξέργειας.....	21
3.4.1 Ισοζύγιο εξέργειας κλειστού συστήματος.....	22
3.4.2 Ισοζύγιο εξέργειας όγκου ελέγχου.....	23
3.5 Καταστροφή εξέργειας.....	24
3.6 Μεταβλητές υπολογισμού εξέργειας.....	24
3.7 Οικονομική Ανάλυση.....	26
3.8 Υπολογισμός απαιτούμενων εσόδων.....	27
3.9 Κανονικοποιημένα κόστη.....	27
3.10 Εξεργοοικονομία.....	30
3.11 Κοστολόγηση εξέργειας.....	31
3.12 Ισοζύγια κόστους.....	32

3.13	Βοηθητικές εξισώσεις.....	34
4.	Περιγραφή της διεργασίας.....	35
4.1	Προσομοίωση της διεργασίας στο ASPEN plus.....	37
4.2	Υποθέσεις για το σχεδιασμό του μοντέλου.....	37
5.	Μεθοδολογία.....	39
6.	Αποτελέσματα και συζήτηση.....	43
6.1	Εξεργειακή ανάλυση.....	43
6.1.1	Υπολογισμός συνιστωσών εξέργειας.....	43
6.1.2	Ορισμός προϊόντος και καυσίμου.....	45
6.1.3	Παθητικές μονάδες της διεργασίας.....	50
6.2	Εξεργοοικονομική ανάλυση.....	58
6.2.1	Οικονομική ανάλυση.....	58
6.2.2	Ρυθμός ροής κόστους προϊόντος και καυσίμου.....	63
6.2.3	Αξιολόγηση σχεδίου.....	70
7.	Συμπεράσματα.....	77
8.	Βιβλιογραφία.....	79

Ευρετήριο Πινάκων

Πίνακας 2.1. Επιλεγμένα αποτελέσματα από διάφορα πειράματα υδροθερμικής ανθρακοποίησης.....	10
Πίνακας 4.1. Χαρακτηριστικά ξύλου (βιομάζας), βιοάνθρακα και διαλυμένων οργανικών στερεών.....	38
Πίνακας 6.1. Ορισμοί των ρυθμών ροής εξέργειας για το προϊόν και το καύσιμο των υπομονάδων.....	46
Πίνακας 6.2. Παρουσίαση των ρευμάτων καυσίμου και προϊόντος του αντιδραστήρα.....	47
Πίνακας 6.3. Ρυθμός ροής εξέργειας για το προϊόν και το καύσιμο κάθε υπομονάδας.....	48
Πίνακας 6.4. Ρυθμός καταστροφής εξέργειας και εξεργειακής απόδοσης για κάθε υπό-μονάδα της διεργασίας.....	51
Πίνακας 6.5. Απώλειες ενέργειας στη διεργασία.....	56
Πίνακας 6.6. Συνολικό κόστος μονάδας.....	60
Πίνακας 6.7. Κανονικοποιημένα ετήσια κόστη.....	61
Πίνακας 6.8. Κόστη λειτουργίας και συντήρησης για την κάθε μονάδα της διεργασίας.....	63
Πίνακας 6.9. Ρυθμός ροής κόστους στο ρεύμα καυσίμου και προϊόντος της διεργασίας.....	64
Πίνακας 6.10. Μονάδα κόστους καυσίμου και προϊόντος ανά μονάδα εξέργειας και ρυθμός καταστροφής εξέργειας.....	67
Πίνακας 6.11. Σχετική διαφορά κόστους και εξεργοοικονομικός παράγοντας.....	69
Πίνακας 6.12. Συνολική παρουσίαση αποτελεσμάτων εξεργοοικονομικής ανάλυσης.....	72

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1. ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Ερχόμενοι αντιμέτωποι με το πρόβλημα της κλιματικής αλλαγής και την ανάγκη για απομάκρυνση από τη χρήση επιβλαβών τεχνολογιών άνθρακα και την ανάπτυξη και λειτουργία συστημάτων ανανεώσιμων μορφών ενέργειας, η βιομάζα συζητείται και χρησιμοποιείται σε μεγάλο βαθμό ως υποκατάστατο καύσιμο σε συστήματα παραγωγής ενέργειας. Μία τεχνολογία, η οποία έχει προσελκύσει τελευταία το ενδιαφέρον, για τη μετατροπή της βιομάζας σε βιοάνθρακα είναι η υδροθερμική ανθρακοποίηση (Hydrothermal Carbonisation-HTC). Η HTC ως διεργασία τεχνητής ανθρακοποίησης μετατρέπει-αναβαθμίζει τη βιομάζα σε βιοάνθρακα, ένα καύσιμο με μεγαλύτερο θερμικό φορτίο σε σχέση με την ακατέργαστη βιομάζα που είναι πιο εύχρηστο στη μεταφορά, την αποθήκευση και την επεξεργασία.

Στην παρούσα εργασία εξετάζεται ένα σύστημα υδροθερμικής ανθρακοποίησης βιομάζας για την παραγωγή βιοάνθρακα, το οποίο αναπτύχθηκε στα πλαίσια διδακτορικής μελέτης ως μία από τις πιθανές μορφές που θα μπορούσε να έχει η διεργασία σε βιομηχανική κλίμακα. Ο σχεδιασμός έγινε για τη γεωγραφική περιοχή του Βραδεμβούργου στη Γερμανία και ως εκ τούτου τα δεδομένα που αφορούν στο σχεδιασμό του, όπως οι εξωτερικές θερμοκρασίες που έχουν θεωρηθεί ως παραδοχές για τη δυναμικότητα της μονάδας κατά τη διάρκεια του χρόνου και τα οικονομικά δεδομένα για την αγορά, αποθήκευση, μεταφορά των πρώτων υλών αφορούν στη συγκεκριμένη γεωγραφική περιοχή.

Έχοντας λάβει την προσομοιωμένη διεργασία HTC σε Aspen Plus 7.1, ένα πακέτο προσομοίωσης που υπολογίζει ισοζύγια μάζας και ενέργεια για ένα δοσμένο διάγραμμα ροής μίας χημικής διεργασίας, στα πλαίσια της παρούσας διπλωματικής εργασίας πραγματοποιήθηκε ανάλυση και μελέτη της διεργασίας HTC σε θερμοδυναμικό επίπεδο, συσχετίζοντας τις αναποτελεσματικότητες του συστήματος με την οικονομική τους επίπτωση. Διακρίνονται δύο βασικά επίπεδα όσον αφορά τη συγκεκριμένη ανάλυση:

1. **Εξεργειακή ανάλυση.** Στο στάδιο της εξεργειακής ανάλυσης μίας θερμικής διεργασίας εντοπίζονται η μεγαλύτερες αναποτελεσματικότητες του συστήματος και υπολογίζονται οι παράγοντες εξεργειακής απόδοσης τόσο για την κάθε υπομονάδα του συστήματος όσο και για το συνολικό σύστημα. Στο τέλος της εξεργειακής ανάλυσης πρέπει να είμαστε σε θέση να εντοπίσουμε της μονάδες εκείνες της διεργασίας, οι οποίες παρουσιάζουν

χαμηλή θερμοδυναμική απόδοση (μεγάλη καταστροφή εξέργειας) και αφήνουν περιθώρια βελτίωσης.

2. **Εξεργοοικονομική ανάλυση.** Στο στάδιο της εξεργοοικονομικής ανάλυσης αποδίδεται ένα κόστος στην καταστροφή εξέργειας που παρουσιάζεται στην κάθε υπομονάδα της διεργασίας μέσω ενός συστήματος ισοζυγίων κόστους που λαμβάνουν δεδομένα τόσο εξεργειακών ροών που προκύπτουν από το πρώτο στάδιο της εξεργειακής ανάλυσης όσο και οικονομικά δεδομένα που αφορούν στο κόστος λόγω ροής και απώλειας εξέργειας στη διεργασία. Το κόστος λόγω εξεργειακής καταστροφής συγκρίνεται με το κόστος κεφαλαίου και λειτουργίας της κάθε μονάδας μέσω του εξεργοοικονομικού παράγοντα και προτείνονται ανάλογες τροποποιήσεις στην κάθε μονάδα με βάση την τιμή του παράγοντα αυτού. Στο τέλος της εξεργοοικονομικής ανάλυσης πρέπει να είμαστε σε θέση να παρουσιάσουμε μία θερμοοικονομική αξιολόγηση που θα στοχεύει στην επίτευξη του βέλτιστου στη σχέση κόστους- αποτελεσματικότητας της διεργασίας (cost effectiveness).

Η έννοια της εξέργειας σε μία θερμοδυναμική ανάλυση αποκτά ιδιαίτερη σημασία καθώς εισάγει την έννοια ότι ένα μέρος της ενέργειας μπορεί να καταστραφεί, κάτι που αποκλείεται από το πρώτο θερμοδυναμικό αξίωμα και δε λαμβάνεται υπόψη στην ενεργειακή ανάλυση ενός θερμικού συστήματος. Μια διαδραστική εξεργοοικονομική εκτίμηση και βελτιστοποίηση ενός συστήματος είναι μεταξύ των σημερινά διαθέσιμων μεθόδων η πιο αποδοτική προσέγγιση βελτιστοποίησης του σχεδιασμού ενός συστήματος όταν μια μαθηματική διαδικασία βελτιστοποίησης δεν μπορεί να χρησιμοποιηθεί εξαιτίας έλλειψης δεδομένων και όταν δεν υπάρχει η σχετική δυνατότητα να λάβουμε υπόψη σημαντικούς παράγοντες όπως ασφάλεια, διαθεσιμότητα, συντηρησιμότητα ενός συστήματος στην διαδικασία μοντελοποίησης.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2. ΥΔΡΟΘΕΡΜΙΚΗ ΑΝΘΡΑΚΟΠΟΙΗΣΗ ΒΙΟΜΑΖΑΣ

Η υδροθερμική ανθρακοποίηση (HTC) είναι μία θερμοχημική διεργασία που αποσκοπεί στην μετατροπή της βιομάζας σε ένα υψηλής ποιότητας καύσιμο, με ιδιότητες παρόμοιες του άνθρακα. Η τεχνική αυτή εφαρμόζεται για περίπου έναν αιώνα σε διάφορες επιστήμες, κυρίως για την προσομοίωση της φυσικής διεργασίας ανθρακοποίησης σε εργαστηριακή- βιομηχανική κλίμακα. Γι αυτό πολλές φορές αναφέρεται και ως τεχνητή ανθρακοποίηση. Η διεργασία της υδροθερμικής ανθρακοποίησης, αλλιώς ονομαζόμενης υγρής πυρόλυσης, πλεονεκτεί σε σύγκριση με άλλες μεθόδους προεπεξεργασίας της βιομάζας ως πρώτης ύλης, όπως είναι η ξηρή πυρόλυση(dry pyrolysis) ή η φρύξη (torrefaction) ως προς το είδος της τροφοδοσίας που μπορεί να χρησιμοποιηθεί. Η HTC διευρύνει τις πιθανές πρώτες ύλες που μπορούν να χρησιμοποιηθούν για την παραγωγή άνθρακα, αφού δεν υπάρχει σημαντικός περιορισμός στο ποσοστό υγρασίας της βιομάζας, σε ένα εύρος μη παραδοσιακών ανανεώσιμων καταλοίπων που βρίσκονται σε αφθονία, όπως υπολείμματα γεωργικών διεργασιών ή αστικά λύματα. Προεπεξεργασία βιομάζας με HTC αυξάνει την ενεργειακή πυκνότητα, εξυπηρετεί τη μηχανική αφυδάτωση, η οποία απαιτεί λιγότερη ενεργειακή κατανάλωση σε σχέση με τη θερμική ξήρανση και γενικά βελτιώνει ιδιότητες όπως η αλεστικότητα για τη χρήση της βιομάζας ως καύσιμο στις ήδη υπάρχουσες μονάδες παραγωγής ενέργειας.

2.1 Μηχανισμός λειτουργίας HTC

Η υδροθερμική ανθρακοποίηση είναι μία εξώθερμη διεργασία που μειώνει την περιεκτικότητα της πρώτης ύλης(βιομάζα σε οποιαδήποτε μορφή) σε οξυγόνο και υδρογόνο, κυρίως μέσω αφυδάτωσης και αποκαρβοξυλίωσης, αυξάνοντας την περιεκτικότητα της σε άνθρακα. Αυτό επιτυγχάνεται εφαρμόζοντας θερμοκρασίες 180-250°C σε ένα μίγμα βιομάζας και νερού σε πίεση κορεσμού για πολλές ώρες. Κατά κανόνα όλα τα είδη βιομάζας μπορούν να ανθρακοποιηθούν υδροθερμικώς. Ουσίες στις οποίες έχει εφαρμοστεί υδροθερμική ανθρακοποίηση επιτυχώς είναι η κυτταρίνη, η λιγνίνη, το ξύλο σε μορφή τριμμάτων(wood chips), φυτικοί ιστοί, ρυτίνη και τύρφη. Ο παρακάτω πίνακας παρουσιάζει μία επιτυχανόμενη

απόδοση από την ανθρακοποίηση υδροθερμικώς διάφορων ειδών βιομάζας υπό συγκεκριμένη θερμοκρασία και για συγκεκριμένο χρόνο παραμονής.

Πρώτη ύλη (βιομάζα)	Θερμοκρασία (°C)	Χρόνος παραμονής (h)	Απόδοση σε C(%)	H/C	O/C
Κυτταρίνη	225	3	63	1.29	0.61 [7]
	200	50	49	0.76	0.28 [8]
Τύρφη(peat)	200	10	45	1.00	0.29 [6]
	250	0.3	36	0.87	0.23 [6]
Ξύλο	200	72	66	0.97	0.25 [9]
	250	72	56	0.90	0.17 [9]

Πίνακας 2.1. Επιλεγμένα αποτελέσματα από διάφορα πειράματα υδροθερμικής ανθρακοποίησης.

Έχουν αναφερθεί πολλές χημικές αντιδράσεις που μπορεί να λαμβάνουν χώρα κατά την υδροθερμική ανθρακοποίηση στην βιβλιογραφία, αλλά μόνο μερικές έχουν αποτελέσει επίκεντρο λεπτομερών ερευνών όπως π.χ η υδρόλυση της κυτταρίνης. Σε γενικές γραμμές έχει γίνει αντιληπτό ότι η διεργασία κυριαρχείται από αντιδράσεις αφυδάτωσης και αποκαρβοξυλίωσης, αντιδράσεις που είναι εξώθερμες. Το σύμπλεγμα των αντιδράσεων όμως δεν είναι γνωστό λεπτομερώς ακόμα. Έτσι για την ώρα, με τα διαθέσιμα βιβλιογραφικά δεδομένα μόνο στη βάση των γενικά αναγνωρισμένων μηχανισμών μπορούν να διερευνηθούν δυνατότητες χειρισμού των αντιδράσεων. Οι μηχανισμοί αυτοί περιλαμβάνουν την υδρόλυση, την αφυδάτωση, την αποκαρβοξυλίωση, την συμπύκνωση, τον πολυμερισμό και την αρωματοποίηση. Δεν αντιπροσωπεύουν βήματα διαδοχικών αντιδράσεων αλλά ένα σύμπλεγμα παράλληλων αντιδράσεων που ακολουθούν διαφορετικές οδούς. Η λεπτομερής φύση αυτών των μηχανισμών όπως επίσης και η σημαντικότητα τους κατά τη διάρκεια των αντιδράσεων εξαρτάται κυρίως από το είδος της τροφοδοσίας. Αρχικά, τα συστατικά της βιομάζας υδρολύονται σε τεράστιο αριθμό ολιγομερών και μονομερών. Ταυτόχρονα οι αποδομημένες ουσίες εκλύονται. Μερικές παρουσιάζουν πολύ μεγάλη διαλυτότητα στο νερό. Οι διαλυμένες αυτές ουσίες υπόκεινται περαιτέρω αντιδράσεις αφυδάτωσης και αποκαρβοξυλίωσης καθώς

λαμβάνει χώρα και συμπύκνωση. Μερικά από τα ενδιάμεσα προϊόντα που σχηματίζονται από τις αντιδράσεις αυτές είναι ιδιαίτερα δραστικά. Μετά ακολουθεί πολυμερισμός κατά τον οποίο σχηματίζονται χουμικά οξέα, και αδιάλυτα στερεά τα οποία καθιζάνουν μερικώς για το σχηματισμό του HTC άνθρακα.[7]

Εκτός από τον στερεό βιοάνθρακα που είναι το κύριο προϊόν της αντίδρασης, παράγονται επίσης διοξείδιο του άνθρακα και άλλα αέρια προϊόντα σε μικρότερες ποσότητες και νερό, το οποίο περιέχει διαλυμένες ουσίες. Τα παραπροϊόντα που βρίσκονται διαλυμένα στο νερό μπορεί να περιέχουν οργανικά οξέα, φαινολικές δομές και άλλα ενδιάμεσα προϊόντα. Με βάση την ανάλυση εκδομένων πειραματικών δεδομένων[8] θεωρούμε ότι το 5% με 30% της πρώτης ύλης παραμένει στην υγρή φάση ως απώλεια αλλά σε τεχνικές εφαρμογές το ποσοστό αυτό μπορεί να περιοριστεί στο 5%. [3]

2.2 Επίδραση των παραμέτρων της διεργασίας

2.2.1 Ένυδρες συνθήκες

Η διεργασία της ανθρακοποίησης επιταχύνεται παρουσία νερού.[18,19,20,21,22] Το νερό είναι καλός αγωγός μεταφοράς θερμότητας και καλό μέσο αποθήκευσης αποφεύγοντας τα τοπικά μέγιστα θερμότητας(temperature peaks) που μπορεί να προκληθούν από εξώθερμες αντιδράσεις. Μπορεί να παίζει πολλαπλό ρόλο στη διεργασία της υδροθερμικής ανθρακοποίησης, ως αντιδρών(θερμό νερό), διαλύτης και καταλύτης για οργανικές ενώσεις. Οι περισσότερες από τις χαρακτηριστικές αντιδράσεις ανθρακοποίησης ωστόσο εντείνονται παρά ενεργοποιούνται από την παρουσία νερού.

Σε υποκρίσιμες συνθήκες, η παρουσία νερού προάγει εν γένει την ανταλλαγή ιόντων και καταστέλλει τις αντιδράσεις ελευθέρων ριζών.[23,24]. Αυτό ενισχύει τη διάσπαση δεσμών, κυρίως δεσμών υδρογόνου, ειδικά στην υδρόλυση.[25,26]. Από την άλλη πλευρά, ο πολυμερισμός καταστέλλεται από τον κορεσμό των οργανικών ενώσεων, από τη δωρεά των ιόντων υδρογόνου.[27,28,29,30,31]. Το ποσό του νερού που είναι απαραίτητο για να επιτύχει τους παραπάνω σκοπούς είναι ελάχιστο, ενώ έχει προταθεί ότι για τη διεργασία της πυρόλυσης η ποσότητα του νερού που σχηματίζεται λόγω αντίδρασης είναι αρκετή.[32]

Σε μεγάλες θερμοκρασίες οι ιδιότητες του νερού ως διαλύτη εντείνονται σημαντικά βοηθώντας την πραγματοποίηση των περισσότερων από τους παραπάνω μηχανισμούς

αντιδράσεων. Ως διαλύτης, το νερό παίζει επίσης σημαντικό ρόλο στη μεταφορά μέρους από τη μήτρα της τροφοδοσίας, κρατώντας τα μέρη αυτά από την επιρροή των ενεργών κέντρων. Χωρίς συναγωγή, το βήμα αυτό μπορεί να είναι καθοριστικό.[33]

2.2.2 Θερμοκρασία

Ο ρυθμός της αντίδρασης της υδροθερμικής ανθρακοποίησης εξαρτάται σε μεγάλο βαθμό από τη θερμοκρασία στην οποία η διεργασία πραγματοποιείται. Αυτό έχει εκφραστεί με δύο απλά κινητικά μοντέλα τα οποία ορίζουν μια μεταβλητή που περιγράφει τη «δριμύτητα(severity)» της αντίδρασης. Το πρώτο κινητικό μοντέλο συνδέει ένα συντελεστή που εκφράζει την εξάρτηση του ρυθμού της αντίδρασης από τη θερμοκρασία με την παρακάτω σχέση:

$$P = t \cdot 2^{\frac{(T-170)}{10}}$$

όπου t είναι ο χρόνος παραμονής και T η θερμοκρασία. Με βάση αυτό τον ορισμό, η τιμή αναφοράς της θερμοκρασίας για την υδροθερμική ανθρακοποίηση έχει τεθεί ίση με 170°C. Η βέλτιστη όμως θερμοκρασία ανθρακοποίησης εξαρτάται και από το είδος της τροφοδοσίας. Για παράδειγμα, κατά την υδροθερμική επεξεργασία τύρφης, τα πρώτα εξώθερμα αποτελέσματα παρατηρήθηκαν περίπου στους 100°C ενώ για άλλες ουσίες απαιτούνται ακόμα και θερμοκρασίες που αγγίζουν τους 200°C. Βασιζόμενοι σε αυτό το προτεινόμενο ζεύγος χρόνου-θερμοκρασίας, θεωρείται ότι για τιμές του $\log P=6.5$ επιτυγχάνεται η τελική μορφή του HTC-άνθρακα, με περιεκτικότητα σε άνθρακα 84% κατά βάρος.

Ένα ακόμη μοντέλο έχει αναπτυχθεί σύμφωνα με την κινητική προσέγγιση του Arrhenius και έχει προσαρμοστεί σε πειραματικά δεδομένα. Μία από τις κύριες υποθέσεις αυτού του μοντέλου είναι μία σταθερά r, η οποία εξαρτάται από την πίεση, το PH και το είδος της τροφοδοσίας μόνο για υποκρίσιμες συνθήκες. Με βάση το μοντέλο αυτό πλήρης μετατροπή για την παραγωγή του τελικού προϊόντος άνθρακα επιτυγχάνεται με ένα ποσοστό περιεκτικότητας σε οξυγόνο στον HTC- άνθρακα 6% κατά βάρος. Έτσι η μετατροπή της βιομάζας σε βιοάνθρακα με την υδροθερμική ανθρακοποίηση μπορεί να εκφραστεί ως εξής:

$$f = 50 \cdot t^{0.2} \cdot e^{-\frac{3500}{T}} = \frac{O_{feed} - O_t}{O_{feed} - 6}$$

όπου t ο χρόνος παραμονής, T η θερμοκρασία, O_{feed} η ποσότητα οξυγόνου στην τροφοδοσία και O_t η ποσότητα του οξυγόνου μετά από χρόνο t της διεργασίας. Παρότι το ημιεμπειρικό αυτό μοντέλο έχει επαληθευτεί, [13] υπάρχουν ακόμη ενδοιασμοί για την εγκυρότητα του διότι η θερμοκρασία και ο χρόνος παραμονής αποτελούν εναλλάξιμες ποσότητες και ο επιτυγχανόμενος ως προϊόν άνθρακας ορίζεται με βάση τη θερμοκρασίας της αντίδρασης.[14,15]. Έτσι παρόλο που η επιρροή της θερμοκρασίας είναι κυρίαρχη στα παραπάνω μοντέλα, η δυνατότητα να παραχθεί ως προϊόν άνθρακας ίδιας ποιότητας ρυθμίζοντας μόνο το χρόνο παραμονής δημιουργεί μια αντίφαση, για την οποία δεν έχει ακόμη γίνει λεπτομερής ανάλυση στη βιβλιογραφία .

Παράλληλα με την προφανή επίδραση της στο ρυθμό της αντίδρασης, η θερμοκρασία επιδρά επιπλέον καθοριστικά και στην ποσότητα της βιομάζας που μπορεί να υδρολυθεί. Η ημικυτταρίνη παραδείγματος χάριν υδρολύεται γύρω στους 180°C, σημαντική ποσότητα της λιγνίνης στους 200 °C ενώ η κυτταρίνη δεν υδολύεται σημαντικά κάτω από τους 220 °C,[16,17].

Η θερμοκρασία επιπλέον επηράζει έμμεσα την υδροθερμική ανθρακοποίηση αλλάζοντας καθοριστικά τις ιδιότητες του νερού. Το ιξώδες του νερού μπορεί να μεταβληθεί μέχρι και μία τάξη μεγέθους ανάλογα με τη θερμοκρασία, για θερμοκρασίες μεταξύ 0-350 °C. Αυτό επιτρέπει την ευκολότερη διείσδυση στα πορώδη μέσα, το οποίο με τη σειρά του ενισχύσει την αποσύνθεση της βιομάζας.

2.2.3 Χρόνος Παραμονής

Η υδροθερμική ανθρακοποίηση βιομάζας είναι σε γενικές γραμμές αργή αντίδραση. Έχουν αναφερθεί χρόνοι παραμονής που κυμαίνονται από μερικές ώρες μέχρι και μερικές μέρες. Όπως αναφέρθηκε και παραπάνω, είναι μια παράμετρος που εναλλάσσεται με τη θερμοκρασία και ανάλογα με τα ζεύγη τιμών των δύο αυτών παραμέτρων μπορεί να μεταβάλλεται σε μεγάλο βαθμό, ανάλογα πάντα και με το είδος της τροφοδοσίας.

Σε αντίθεση με την αναμενόμενη χαμηλότερη απόδοση σε αντιδράσεις που πραγματοποιούνται με μεγαλύτερη δυσκολία, έχει παρατηρηθεί ότι ένα μεγαλύτερο χρονικό διάστημα παραμονής μπορεί να αυξήσει σημαντικά την απόδοση σε HTC- άνθρακα[10,34]. Αυτό επιτυγχάνεται λόγω του συνεχόμενου πολυμερισμού των διαλυμένων ουσιών στην υγρή φάση που τελικά οδηγεί σε καθίζηση αδιάλυτων στερεών.

Δεν έχει ερμηνευθεί ακόμα πιο είναι το στάδιο του μηχανισμού της αντίδρασης της υδροθερμικής ανθρακοποίησης που ελέγχει και καθορίζει το χρόνο παραμονής. Και τα δύο ελεγχόμενα από τη διάχυση στάδια της αποσύνθεσης της βιομάζας και της συμπύκνωσης και πολυμερισμού είναι πιθανό να κυριαρχούν στο συνολικό ρυθμό της αντίδρασης.

2.2.4 Πίεση

Η πίεση σε συνδυασμό με τη θερμοκρασία αποτελούν καθοριστικούς παράγοντες στις υδροθερμικές διεργασίες για τη διανομή των προϊόντων. Με θερμοκρασία 220°C και πίεση μέχρι και 20 bar, παράγεται μία πολύ μικρή ποσότητα αερίων (1-5%) και οι περισσότερες οργανικές ουσίες παραμένουν όπως είναι (διαλυμένες στην υγρή φάση) ή μετατρέπονται σε στερεά. Αν η θερμοκρασία και η πίεση αυξηθούν παραπάνω από τα όρια αυτά, τότε επιτυγχάνεται η υπερκρίσιμη κατάσταση για το νερό και το κύριο προϊόν δεν είναι πλέον στερεό αλλά βρίσκεται σε αέρια φάση. Ανάλογα με τις συνθήκες της διεργασίας παράγεται περισσότερο υδρογόνο ή μεθάνιο ενώ η απόδοση σε άνθρακα δεν είναι αρκετά σημαντική.[35]

Η πίεση στην οποία πραγματοποιείται μια αντίδραση επηρεάζει σαφώς και το δίκτυο των αντιδράσεων, σύμφωνα με την αρχή του Le Chatelier. Η κατάσταση ισορροπίας μιας αντίδρασης μετατοπίζεται σε υγρές ή στερεές φάσεις με άυξηση της πίεσης ταυτόχρονα σε αντιδρώντα με μικρότερο αριθμό μορίων. Έτσι είναι δυνατόν να συναχθεί εύκολα ότι τόσο η αφυδάτωση όσο και η αποκαρβωξυλίωση σαν κυρίαρχοι συνολικά μηχανισμοί καταπιέζονται σε ιδιαίτερα ανυψωμένες πιέσεις πάνω από 25bar.[8]. Το εύρος πιέσεων στο οποίο πραγματοποιείται συνήθως η υδροθερμική ανθρακοποίηση επιφέροντας σημαντικές αποδόσεις στο τελικό προϊόν του άνθρακα είναι 18-23bar.

2.2.5 Στερεό Φορτίο

Βασικές εκτιμήσεις καταλήγουν στο συμπέρασμα ότι η αναλογία βιομάζας/νερού αντιπροσωπεύει μία ακόμα σημαντική παράμετρο για την υδροθερμική ανθρακοποίηση της βιομάζας. Όταν το στερεό φορτίο βρίσκεται κοντά στο μηδέν, η βιομάζα μπορεί να διαλυθεί σχεδόν πλήρως αφήνοντας μικρά υπολείμματα. Από την άλλη πλευρά όμως, αυξάνοντας το στερεό φορτίο με εξάτμιση νερού ανακτάται μεγάλο μέρος του διαλυμένου οργανικού

κλάσματος ως στερεό υλικό [36]. Αυτό εξηγείται από τη μεγαλύτερη συγκέντρωση μονομερών στην υγρή φάση που γενικά ενισχύει την πιθανότητα πολυμερισμού, ενώ μία γρηγορότερη έναρξη του πολυμερισμού μπορεί επίσης να οδηγήσει σε ελάττωση του χρόνου παραμονής.

Επιπλέον μια αύξηση του στερεού φορτίου μπορεί να μετατοπίσει το δίκτυο των αντιδράσεων, εξαιτίας του μικρότερου αριθμού μονομερών στο διάλυμα σε αναλογία με την ποσότητα της τροφοδοσίας. Ταυτόχρονα, η ποσότητα του συνολικού οργανικού άνθρακα (TOC) που χάνεται από τη διάθεση λυμμάτων γίνεται μικρή σε σχέση με το ποσό της τροφοδοσίας. Παρόλα αυτά δεν έχει γίνει καμία δημοσίευση που να εξετάζει συστηματικά πειραματικά τις παραπάνω υποθέσεις, αφήνοντας τις χωρίς επαλήθευση.

2.2.6 PH

Σε πολλές μελέτες της υδροθερμικής ανθρακοποίησης έχει παρατηρηθεί μία πτώση του pH κατά τη διάρκεια της αντίδρασης, γεγονός που συμβαίνει, καθώς έχει παρατηρηθεί, λόγω σχηματισμού διαφόρων οργανικών οξέων ως ενδιάμεσα προϊόντα.. Ένα ουδέτερο έως ελαφρώς όξινο περιβάλλον φαίνεται να είναι απαραίτητο για την προσομοίωση της διεργασίας της φυσικής ανθρακοποίησης. Διαφορετικά οξέα και βάσεις έχουν χρησιμοποιηθεί σε πειράματα και έχει παρατηρηθεί σημαντική επίδραση στο ρυθμό της αντίδρασης καθώς και στα χαρακτηριστικά και την κατανομή των προϊόντων. [10,37]. Ο τύπος του οξέος που χρησιμοποιείται παίζει σημαντικό ρόλο, π.χ μικρά ποσά των οξέων του Arrhenius γενικά καταλύουν την αντίδραση της αφυδάτωσης.

Πρέπει επίσης να σημειωθεί ότι υψηλή τιμή του pH οδηγεί σε μεγαλύτερο λόγο H/C του προϊόντος και σε άνθρακα με μεγαλύτερο ποσοστό πίσσας.[10,38,39] Επίδρασεις των όξινων συνθηκών σε άλλους μηχανισμούς αντιδράσεων όπως στην αποκαρβοξυλίωση και τον πολυμερισμό είναι σε μεγάλο βαθμό άγνωστες. Ωστόσο, έχει αναφερθεί ότι έλεφρα όξινες συνθήκες βελτιώνουν το συνολικό ρυθμό αντίδρασης της υδροθερμικής ανθρακοποίησης.[37]

2.3 Παραδοχές για το σχεδιασμό της διεργασίας υδροθερμικής ανθρακοποίησης

Βασιζόμενοι σε πειραματικά δεδομένα που αφορούν τους μηχανισμούς των αντιδράσεων και τις παραμέτρους που επηρεάζουν τη διεργασία συγκεντρώνονται κάποια βασικά συμπεράσματα για το θεμελιώδη σχεδιασμό της διεργασίας.

- Ο λόγος βιομάζας νερού πρέπει να είναι σε όσο το δυνατόν υψηλότερα επίπεδα για να ενισχύσει τον πολυμερισμό. Λιγότερη ποσότητα νερού ωστόσο είναι γενικά επιθυμητή για τη διεργασία για τη διατήρηση τόσο των ενεργειακών απωλειών όσο και του κόστους αντλιών και εναλλακτών θερμότητας χαμηλά. Μέγιστης σημασίας είναι επίσης καθ' όλη τη διάρκεια της διεργασίας η τροφοδοσία(βιομάζα) να είναι συμπιεσμένη, κάτι που μπορεί να επιτευχθεί μηχανικά με πρέσα ή με κοχλία συμπίεσης (compressing screw). Πρέπει να σημειωθεί ότι η φαινόμενη πυκνότητα αλλάζει σημαντικά κατά τη διάρκεια της όλης διεργασίας εξαιτίας απωλειών μάζας των στερεών και δημιουργίας καινούργιων φυσικών δομών. Επιπλέον θα μπορούσε να είναι πλεονέκτημα για τη διεργασία η απομάκρυνση θερμότητας με άμεση απαγωγή ατμού. Αυτό θα μπορούσε να ελαττώσει την ποσότητα του νερού στο σύστημα και τη μεταφορά θερμότητας.
- Ο χρόνος παραμονής θα πρέπει να είναι όσο το δυνατόν μεγαλύτερος για να επιτρέπει την πλήρη αντίδραση και να συμβάλλει στην ελάττωση οργανικών απωλειών στα λύματα. Ένας οικονομικός τρόπος για να επιτύχουμε μεγαλύτερο χρόνο παραμονής είναι η ανακυκλοφορία του νερού. Με τη μέθοδο αυτή το ενεργειακό περιεχόμενο του ζεστού νερού μπορεί να ανακτηθεί διατηρώντας την κατανάλωση φρέσκου νερού χαμηλή.
- Υψηλές θερμοκρασίες γενικά επιταχύνουν την υδροθερμική ανθρακοποίηση και μπορούν να οδηγήσουν και στην δημιουργία προϊόντος με μεγαλύτερη περιεκτικότητα άνθρακα. Υψηλές πιέσεις όμως, απαιτώντας μεγαλύτερο κόστος επένδυσης για εξοπλισμό αντλιών και επιφέροντας υψηλή ενεργειακή κατανάλωση, είναι ανασταλτικός παράγοντας για την υδροθερμική ανθρακοποίηση. Παρόλα αυτά τα απαιτούμενα χαρακτηριστικά της διεργασίας της υδροθερμικής ανθρακοποίησης πρέπει να θεωρούνται σύμφωνα με την εκάστοτε εφαρμογή.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3. ΕΞΕΡΓΕΙΑΚΗ ΑΝΑΛΥΣΗ

Κατά το σχεδιασμό και την ανάπτυξη ενός θερμικού συστήματος είναι πολύ σημαντικό να εκτιμάται αν οι ενεργειακοί πόροι χρησιμοποιούνται αποδοτικά. Η αποδοτική χρήση αυτών προσδιορίζεται με βάση το πρώτο και δεύτερο θερμοδυναμικό αξίωμα. Μία ερμηνεία του πρώτου θερμοδυναμικού αξιώματος αφορά στο γεγονός ότι η ενέργεια μπορεί να διατηρηθεί αλλά δεν μπορεί να καταστραφεί. Παρόλα αυτά, στο σχεδιασμό και την ανάλυση ενός θερμικού συστήματος, μία έννοια ότι ένα μέρος της ενέργειας μπορεί να καταστραφεί είναι χρήσιμη. Αυτή η έννοια αφορά στην *εξέργεια*, με άλλα λόγια τη διαθεσιμότητα της ενέργειας. Με την εξεργειακή ανάλυση η διαθεσιμότητα και ποιότητα της ενέργειας μπορεί να εκτιμηθεί σωστά, ώστε να ληφθούν πιο λεπτομερείς πληροφορίες σχετικά με την αποδοτικότητα ενός θερμικού συστήματος. [1]

Η εξεργειακή ανάλυση εντοπίζει την τοποθεσία, το μέγεθος και τις πηγές της αναποτελεσματικότητας ενός θερμικού συστήματος. Αυτές οι πληροφορίες, που δεν μπορούν να ληφθούν με απλή ενεργειακή ανάλυση, είναι πολύ χρήσιμες για τη βελτίωση της συνολικής απόδοσης και της σχέσης κόστους-αποτελεσματικότητας (cost effectiveness) ενός συστήματος ή για τη σύγκριση της επίδοσης διαφόρων συστημάτων. Η εξεργειακή ανάλυση, μεταξύ άλλων, παρέχει πληροφορίες για την εξέργεια κάθε ρεύματος μίας διεργασίας, καθώς επίσης και για την καταστροφή και τις απώλειες εξέργειας και την εξεργειακή απόδοση κάθε υπομονάδας της διεργασίας.[2]

3.1 Ορισμός της εξέργειας

Εξέργεια είναι το μέγιστο θεωρητικό χρήσιμο έργο που παράγεται από ένα θερμικό σύστημα καθώς αυτό έρχεται σε ισορροπία με το περιβάλλον, αλληλεπιδρώντας μόνο με το περιβάλλον. Εναλλακτικά, εξέργεια είναι το ελάχιστο θεωρητικό απαιτούμενο έργο για το σχηματισμό μιας ποσότητας ύλης σε στοιχεία που υπάρχουν στο περιβάλλον για να φέρει την ποσότητα της ύλης σε συγκεκριμένη φυσική κατάσταση. Ως εκ τούτου η εξέργεια είναι το μέτρο της απομάκρυνσης της κατάστασης του συστήματος από την κατάσταση του περιβάλλοντος.

Ο όρος περιβάλλον αναφέρεται σε ένα μέρος του περιβάλλοντα χώρου (surroundings) του συστήματος (σε όλο το χώρο που δεν περιλαμβάνεται στο σύστημα), οι εντατικές ιδιότητες κάθε φάσης του οποίου είναι ομοιόμορφες και δεν αλλάζουν σημαντικά σαν αποτέλεσμα της εκάστοτε διεργασίας υπό μελέτη. Το περιβάλλον θεωρείται απαλλαγμένο από μη αντιστρεψιμότητες. Όλες οι σημαντικές μη αναστρεψιμότητες βρίσκονται εντοπισμένες μέσα στο σύστημα και στον άμεσα περιβάλλοντα χώρο. Εσωτερικές μη αντιστρεψιμότητες (irreversibilities) είναι αυτές που εντοπίζονται μέσα στο σύστημα ενώ εξωτερικές είναι αυτές που εντοπίζονται στο άμεσο περιβάλλον του συστήματος. [1]

3.2 Κατάσταση ισορροπίας (Dead state)

Όταν η πίεση, η θερμοκρασία, η σύσταση, η ταχύτητα ή η ανύψωση ενός συστήματος είναι διαφορετική από το περιβάλλον υπάρχει η δυνατότητα παραγωγής έργου. Καθώς το σύστημα όμως μεταβάλλει την κατάστασή του τείνοντας προς την κατάσταση του περιβάλλοντος, η δυνατότητα παραγωγής έργου ελαττώνεται, ενώ παύει να υπάρχει όταν το σύστημα και το περιβάλλον έρχονται σε ισορροπία. Αυτή η κατάσταση του συστήματος ονομάζεται κατάσταση ισορροπίας (*dead state*). Στην κατάσταση ισορροπίας ικανοποιούνται ταυτόχρονα οι συνθήκες μηχανικής, θερμικής και χημικής ισορροπίας μεταξύ του συστήματος και του περιβάλλοντος: Η πίεση, η θερμοκρασία και τα χημικά δυναμικά του συστήματος ισούνται με αυτά του περιβάλλοντος αντίστοιχα. Επιπλέον το σύστημα έχει μηδενική ταχύτητα και μηδενική ανύψωση σε σχέση με τις συντεταγμένες του περιβάλλοντος. Κάτω από αυτές τις συνθήκες δεν υπάρχει πιθανότητα αυθόρμητης αλλαγής μέσα στα όρια του συστήματος και του περιβάλλοντος, ούτε και μπορεί να υπάρξει αλληλεπίδραση μεταξύ τους.

Ένα άλλο είδος ισορροπίας μεταξύ του συστήματος και του περιβάλλοντος είναι η κατάσταση περιορισμένης ισορροπίας όπου ικανοποιούνται μόνο οι συνθήκες μηχανικής και θερμικής ισορροπίας. Στην κατάσταση αυτή η καθορισμένη ποσότητα ύλης του υπό εξέταση συστήματος θεωρείται αδιαπέραστη στη ροή μάζας σε μηδενική ταχύτητα και ανύψωση σχετικά με τις συντεταγμένες του περιβάλλοντος και σε θερμοκρασία T_0 και πίεση p_0 του περιβάλλοντος. [1]

3.3 Συνιστώσες εξέργειας

Σε συνθήκες απουσίας πυρηνικών, μαγνητικών, ηλεκτρικών επιδράσεων και επιδράσεων επιφανειακής τάσης, η συνολική εξέργεια ενός συστήματος (E_{sys}) μπορεί να διαιρεθεί σε τέσσερις συνιστώσες: φυσική εξέργεια E^{PH} χημική εξέργεια E^{CH} , κινητική εξέργεια E^{KN} και δυναμική εξέργεια E^{PT} .

$$E_{sys} = E_{sys}^{PH} + E^{KN} + E^{PT} + E^{CH} \quad (3.1)$$

Ο δείκτης sys διακρίνει τη συνολική εξέργεια και τη φυσική εξέργεια του συστήματος από άλλες εξεργειακές ποσότητες, συμπεριλαμβανομένου μεταφορών εξέργειας που σχετίζονται με ρεύματα ύλης. Παρότι η εξέργεια είναι εκτατική ιδιότητα, είναι συχνά χρήσιμο να εργαζόμαστε με αυτή σε μαζική ή μολαρική βάση. Η συνολική ειδική εξέργεια σε μαζική βάση δύνεται από τη σχέση:

$$e_{sys} = e_{sys}^{PH} + e^{KN} + e^{PT} + e^{CH} \quad (3.2)$$

3.3.1 Φυσική εξέργεια

Η φυσική εξέργεια που σχετίζεται με ένα θερμοδυναμικό σύστημα δίνεται από την εξίσωση:

$$E_{sys}^{PH} = (U - U_0) + p_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) \quad (3.3)$$

όπου U, V και S αναπαριστούν την εσωτερική ενέργεια, τον όγκο και την εντροπία του συστήματος αντίστοιχα. Ο δείκτης 0 υποδηλώνει την κατάσταση του ίδιου συστήματος σε θερμοκρασία και πίεση περιβάλλοντος (T_0 και p_0 αντίστοιχα).

Ο ρυθμός φυσικής εξέργειας που σχετίζεται με ένα ρεύμα ύλης είναι:

$$\dot{E}_{sys}^{PH} = (\dot{H} - \dot{H}_0) - T_0(\dot{S} - \dot{S}_0) \quad (3.4)$$

όπου H και S υποδηλώνουν το ρυθμό ενθαλπίας και εντροπίας αντίστοιχα. Ο δείκτης τιμές των ιδιοτήτων αυτών σε θερμοκρασία και πίεση περιβάλλοντος (T_0, p_0).[2]

3.3.2 Κινητική και δυναμική εξέργεια

Όταν υπολογίζονται σχετικά με το περιβάλλον, η κινητική και η δυναμική ενέργεια ενός συστήματος είναι πλήρως μετατρέψιμες σε έργο καθώς το σύστημα έρχεται σε σχετική ισορροπία με το περιβάλλον και έτσι αντιστοιχούν στην κινητική και δυναμική εξέργεια αντίστοιχα. Επομένως:

$$E^{KN} = \frac{1}{2} m \bar{v}^2 \quad (3.5)$$

$$E^{PT} = mgz \quad (3.6)$$

όπου τα \bar{v} και z υποδηλώνουν την ταχύτητα και την ανύψωση σχετικά με τις συντεταγμένες του περιβάλλοντος αντίστοιχα ($\bar{v}_0 = 0, z_0 = 0$). Αυτές οι εξισώσεις μπορούν να χρησιμοποιηθούν σε τόσο σε συστήματα όσο και σε ροές ύλης.[2]

3.3.3 Χημική εξέργεια

Η χημική εξέργεια είναι το μέγιστο χρήσιμο έργο που απαιτείται καθώς το σύστημα σε θερμοκρασία T_0 και πίεση p_0 έρχεται σε χημική ισορροπία με το περιβάλλον. Για το λόγο αυτό για τον υπολογισμό της χημικής εξέργειας απαιτείται τόσο ο προσδιορισμός της θερμοκρασίας και της πίεσης όσο και ο προσδιορισμός της χημικής σύνθεσης του περιβάλλοντος. Καθώς το φυσικό μας περιβάλλον δεν βρίσκεται σε ισορροπία υπάρχει ανάγκη να οριστεί ένα περιβάλλον αναφοράς για τον υπολογισμό της εξέργειας. Η χρήση πρότυπων πινάκων για χημικές εξέργειες ουσιών που υπάρχουν στο περιβάλλον, σε θερμοκρασία και πίεση αναφοράς 298,15K και 1,013 bar αντίστοιχα, διευκολύνει τον υπολογισμό εξεργειακών μεγεθών. Στο Παράρτημα II παρουσιάζεται ο πίνακα του Szargut για πρότυπα μεγέθη χημικών εξεργειών συγκεκριμένων στοιχείων και ενώσεων που βρίσκονται στο περιβάλλον.

Η επίδραση μικρών παραλλαγών στις τιμές των μεγεθών της θερμοκρασίας T_0 και πίεσης p_0 στη χημική εξέργεια ουσιών αναφοράς μπορεί να θεωρηθεί αμελητέα σε κάποιες εφαρμογές.

Η χημική εξέργεια ενός μίγματος N ιδανικών αερίων δίνεται από τη σχέση:

$$\bar{e}_{M,ig}^{CH} = \sum_{k=1}^N x_k \bar{e}_k^{CH} + \bar{R}T_0 \sum_{k=1}^N x_k \ln x_k \quad (3.7)$$

όπου T_0 είναι η θερμοκρασία του περιβάλλοντος, \bar{e}_k^{CH} είναι η πρότυπη, μοριακή χημική εξέργεια της v -οστής ουσίας και x_k είναι το μοριακό κλάσμα της v -οστής ουσίας του συστήματος υπό εξέταση σε θερμοκρασία T_0 . Για διαλύματα υγρών η χημική εξέργεια μπορεί να υπολογιστεί αν είναι γνωστοί οι συντελεστές ενεργότητας (γ_k):

$$\bar{e}_{M,l}^{CH} = \sum_{k=1}^N x_k \bar{e}_k^{CH} + \bar{R}T_0 \sum_{k=1}^N x_k \ln(\gamma_k x_k) \quad (3.8)$$

Η πρότυπη χημική εξέργεια μιας ουσίας που δεν βρίσκεται στο περιβάλλον μπορεί να υπολογιστεί θεωρώντας μια αντιστρέψιμη αντίδραση της ουσίας με άλλες ουσίες, για τις οποίες οι πρότυπες τιμές χημικής εξέργειας είναι γνωστές.[2]

3.4 Ισοζύγιο εξέργειας

Οι θερμοδυναμικές διεργασίες διέπονται από τους νόμους διατήρησης μάζας και ενέργειας. Οι νόμοι διατήρησης δηλώνουν ότι η συνολική μάζα και ενέργεια δεν μπορεί ούτε να δημιουργηθεί από το μηδέν ούτε να καταστραφεί στη διεργασία. Παρόλα αυτά η εξέργεια γενικά δεν διατηρείται αλλά καταστρέφεται λόγω μη αναστρεψιμοτήτων μέσα στο σύστημα. Επιπλέον η εξέργεια χάνεται γενικά όταν η ενέργεια που σχετίζεται με τη ροή της ύλης ή ενέργειας απορρίπτεται στο περιβάλλον.

3.4.1 Ισοζύγιο εξέργειας κλειστού συστήματος

Η αλλαγή της συνολικής εξέργειας ($E_{sys,2} - E_{sys,1}$) ενός κλειστού συστήματος που προκαλείται από μεταφορά ενέργειας μέσω έργου και μεταφορά θερμότητας μεταξύ του συστήματος και του περιβάλλοντος του δίνεται από:

$$E_{sys,2} - E_{sys,1} = E_q + E_w - E_D \quad (3.9)$$

Η μεταφορά εξέργειας που σχετίζεται με τη μεταφορά θερμότητας είναι:

$$E_q = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_b}\right) \delta Q \quad (3.10)$$

όπου T_b είναι η θερμοκρασία στα όρια του συστήματος όπου λαμβάνει χώρα η μεταφορά θερμότητας.

Η μεταφορά εξέργειας που σχετίζεται με τη μεταφορά ενέργειας μέσω έργου δίνεται από τη σχέση:

$$E_w = W + p_0(V_2 - V_1) \quad (3.11)$$

Σε μια διεργασία, στην οποία ο όγκος του συστήματος αυξάνεται, το έργο $p_0(V_2 - V_1)$ που παράγεται από το περιβάλλον δεν είναι διαθέσιμο για χρήση αλλά μπορεί να ανακτηθεί όταν το σύστημα επιστρέψει στον αρχικό του όγκο.

Ένα μέρος της εξέργειας που παρέχεται σε ένα πραγματικό θερμικό σύστημα καταστρέφεται λόγω μη αναστρεψιμότητας μέσα στο σύστημα. Η καταστροφή εξέργειας E_D είναι ίση με το γινόμενο της παραγωγής εντροπίας μέσα στο σύστημα και της θερμοκρασίας του περιβάλλοντος.

$$E_D = T_0 S_{gen} \geq 0 \quad (3.12)$$

Έτσι η καταστροφή εξέργειας μπορεί να υπολογιστεί είτε από την παραγωγή εντροπίας χρησιμοποιώντας ισοζύγιο εντροπίας είτε απευθείας από το ισοζύγιο εξέργειας. Η καταστροφή εξέργειας είναι ίση με μηδέν μόνο σε ιδανικές διεργασίες.[2]

3.4.2 Ισοζύγιο εξέργειας όγκου ελέγχου

Η μεταφορά εξέργειας στα όρια ενός όγκου ελέγχου μπορεί να συσχετισθεί με ροή ύλης και με μεταφορά ενέργειας μέσω έργου ή θερμότητας. Η γενική μορφή του ισοζυγίου εξέργειας ενός όγκου ελέγχου που περιλαμβάνει πολλά εισερχόμενα και εξερχόμενα ρεύματα είναι:

$$\frac{dE_{cv,sys}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j + (\dot{W}_{cv} + p_0 \frac{dV_{cv}}{dt}) + \sum_i \dot{E}_i - \sum_e \dot{E}_e - \dot{E}_D \quad (3.13)$$

όπου \dot{E}_i , \dot{E}_e είναι οι συνολικοί ρυθμοί μεταφοράς εξέργειας των ρευμάτων εισόδου και εξόδου αντίστοιχα. Ο όρος \dot{Q}_j αντιπροσωπεύει το ρυθμό μεταφοράς θερμότητας στο όριο του συστήματος όπου η θερμοκρασία είναι T_j . Ο σχετικός ρυθμός μεταφοράς εξέργειας $E_{q,j}$ δίνεται από τη σχέση:

$$E_{q,j} = \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j. \quad (3.14)$$

Ο ρυθμός μεταφοράς εξέργειας λόγω έργου \dot{E}_w είναι:

$$\dot{E}_w = \dot{W}_{cv} + p_0 \frac{dV_{cv}}{dt} \quad (3.15)$$

Τέλος ο όρος \dot{E}_D αφορά το ρυθμό καταστροφής εξέργειας λόγω μη αναστρεψιμοτήτων μέσα στον όγκο ελέγχου. [2]

Υπό συνθήκες μόνιμης κατάστασης το ισοζύγιο εξέργειας γίνεται:

$$0 = \sum_j \dot{E}_{q,j} + \dot{W}_{cv} + \sum_i \dot{E}_i - \sum_e \dot{E}_e - \dot{E}_D \quad (3.16)$$

3.5 Καταστροφή εξέργειας

Οι πραγματικές θερμοδυναμικές αναποτελεσματικότητες σε ένα θερμικό σύστημα σχετίζονται με την καταστροφή εξέργειας και τις απώλειες εξέργειας. Όλες οι πραγματικές (μη ιδανικές) διεργασίες είναι μη αντιστρέψιμες εξαιτίας επιδράσεων όπως χημικές αντιδράσεις, μεταφορά θερμότητας μέσω πεπερασμένης διαφοράς θερμοκρασίας, ανάμειξη διαφορετικών καταστάσεων της ύλης ή ανάμειξη ύλης διαφορετικής σύστασης, μη επιθυμητή διαστολή και τριβή. Η εξεργειακή ανάλυση εντοπίζει τα μέρη (υπομονάδες) του συστήματος με τις μεγαλύτερες θερμοδυναμικές αναποτελεσματικότητες (με τις χαμηλότερες εξεργειακές αποδόσεις) και τη διεργασία που τις προκαλεί.

Γενικά αναποτελεσματικότητες σε μια υπομονάδα του συστήματος πρέπει να εξαλείφονται ή να μειώνονται αν δεν συνεισφέρουν σε μείωση της επένδυσης κεφαλαίου του συνολικού συστήματος ή στη μείωση του κόστους καυσίμου μιας άλλης μονάδας της διεργασίας. Προσπάθειες μείωσης της χρήσης ενεργειακών πόρων πρέπει να επικεντρώνονται σε υπομονάδες του συστήματος με τη μεγαλύτερη δυνατότητα βελτίωσης. Χάρη στην παρούσα κατάσταση της τεχνολογικής ανάπτυξης όμως η καταστροφή εξέργειας και οι απώλειες εξέργειας σε ένα σύστημα είναι αναπόφευκτες.[2]

3.6 Μεταβλητές υπολογισμού εξέργειας

Η αξιολόγηση της λειτουργίας και η βελτιστοποίηση του σχεδιασμού ενός θερμικού συστήματος απαιτούν τον κατάλληλο ορισμό της εξεργειακής απόδοσης και μια ακριβή προσέγγιση κόστους της κάθε υπομονάδας του συστήματος. Η εξεργειακή απόδοση μιας υπομονάδας ορίζεται ως ο λόγος μεταξύ ρυθμού παραγωγής εξέργειας καυσίμου και ρυθμού κατανάλωσης εξέργειας για την παραγωγή του προϊόντος. Το προϊόν και το καύσιμο σε κάθε

υπομονάδα ορίζονται λαμβάνοντας υπόψη το επιθυμητό αποτέλεσμα από τη λειτουργία της συγκεκριμένης μονάδας και τους πόρους που δαπανώνται για την παραγωγή του αποτελέσματος. Έτσι η εξεργειακή απόδοση της κ υπομονάδας του συστήματος ορίζεται:

$$\varepsilon_k \equiv \frac{\dot{E}_{P,k}}{\dot{E}_{F,k}} = 1 - \frac{\dot{E}_{P,k} - \dot{E}_{L,k}}{\dot{E}_{F,k}} \quad (3.17)$$

Μια σωστά ορισμένη εξεργειακή απόδοση είναι η μόνη μεταβλητή που χαρακτηρίζει πλήρως τη λειτουργία της υπομονάδας από θερμοδυναμική άποψη.

Ο ρυθμός καταστροφής εξέργειας της κ-οστης υπομονάδας δίνεται από τη σχέση:

$$\dot{E}_{D,k} = \dot{E}_{F,k} - \dot{E}_{P,k} - \dot{E}_{L,k} \quad (3.18)$$

Εδώ το μέγεθος $\dot{E}_{L,k}$ αντιπροσωπεύει το ρυθμό απώλειας εξέργειας στην κ υπομονάδα που συνήθως είναι μηδέν όταν η θερμοκρασία στα όρια της υπομονάδας είναι η θερμοκρασία του περιβάλλοντος T_0 . Για το συνολικό σύστημα ο $\dot{E}_{L,k}$ περιλαμβάνει τους συνολικούς ρυθμούς ροής εξέργειας όλων των ρευμάτων που απομακρύνονται από το σύστημα.

Εκτός από τον υπολογισμό της εξεργειακής απόδοσης του συστήματος ε_k και του ρυθμού καταστροφής εξέργειας $\dot{E}_{D,k}$, η θερμοδυναμική αξιολόγηση μιας υπομονάδας ενός συστήματος βασίζεται και στο λόγο καταστροφής εξέργειας, ο οποίος συγκρίνει την καταστροφή της εξέργειας στην κ υπομονάδα με το ρυθμό παραγωγής εξέργειας καύσιμου στο συνολικό σύστημα $\dot{E}_{F,tot}$:

$$y_{D,k} \equiv \frac{\dot{E}_{D,k}}{\dot{E}_{F,tot}} \quad (3.19)$$

Τέλος ορίζεται και ο συνολικός βαθμός εξεργειακής απόδοσης του συνολικού συστήματος:

$$\varepsilon_{tot} = \frac{\dot{E}_{P,tot}}{\dot{E}_{F,tot}} = 1 - \sum_k y_{D,k} - \frac{\dot{E}_{L,tot}}{\dot{E}_{F,tot}} \quad (3.20)$$

Ο λόγος αυτός εκφράζει το ποσοστό της μείωσης του βαθμού εξεργειακής απόδοσης του συνολικού συστήματος εξαιτίας της καταστροφής εξέργειας στην k υπομονάδα.

Ο ρυθμός καταστροφής εξέργειας $\dot{E}_{D,k}$ είναι ένα απόλυτο μέτρο των αναποτελεσματικοτήτων της k υπομονάδας ενώ η εξεργειακή απόδοση ϵ_k και ο λόγος καταστροφής εξέργειας y_d είναι σχετικά μέτρα της ίδιας αναποτελεσματικότητας. Στον υπολογισμό της εξεργειακής απόδοσης η καταστροφή της εξέργειας μέσα σε μια υπομονάδα της διεργασίας σχετίζεται με την εξέργεια του καύσιμου, με άλλα λόγια τους πόρους που χρησιμοποιεί η ίδια υπομονάδα για τη λειτουργία της, ενώ στον υπολογισμό του $y_{D,k}$ η καταστροφή εξέργειας μιας υπομονάδας σχετίζεται με την εξέργεια του καύσιμου της συνολικής διεργασίας. [2]

3.7 Οικονομική Ανάλυση

Για την αξιολόγηση και βελτιστοποίηση του κόστους ενός συστήματος μετατροπής ενέργειας πρέπει να γίνονται συγκρίσεις των ετήσιων μεγεθών των κεφαλαιουχικών δαπανών (the carrying charges), του κόστους καυσίμου (πρώτων υλών) και των εξόδων λειτουργίας και συντήρησης του συστήματος. Αυτοί οι συντελεστές κόστους μπορεί να διαφέρουν σημαντικά μέσα στην οικονομική ζωή του συστήματος. Για το λόγο αυτό, κατά την αξιολόγηση και βελτιστοποίηση κόστους μιας διεργασίας θα πρέπει να υπολογίζονται και να λαμβάνονται υπόψη οι ανηγμένες ανά έτος αξίες όλων των συντελεστών κόστους της διεργασίας.

Μία μέθοδος οικονομικής ανάλυσης που χρησιμοποιείται και στην παρούσα εργασία είναι η μέθοδος TRR (Total Revenue Requirement method). Η μέθοδος αυτή υπολογίζει όλους τους συντελεστές κόστους που σχετίζονται με μία εργασία, συμπεριλαμβανομένης και της ελάχιστης απαιτούμενης απόδοσης της επένδυσης. Βασιζόμενη στο εκτιμώμενο συνολικό κεφάλαιο της επένδυσης και σε παραδοχές για οικονομικά, χρηματοοικονομικά, λειτουργικά δεδομένα και δεδομένα αγοράς που χρησιμοποιούνται ως δεδομένα εισόδου της οικονομικής ανάλυσης, υπολογίζει τα συνολικά ετήσια έσοδα σε μία βάση χρόνο με το χρόνο. Τελικά οι μη ομοιόμορφες ετήσιες χρηματικές αξίες που σχετίζονται με την επένδυση, τη λειτουργία (εκτός

από το κόστος καυσίμου), τη συντήρηση και το κόστος καυσίμου του συστήματος, αναλυόμενες, γίνονται ομοιόμορφες (levelized), μετατρέπονται δηλαδή σε ισοδύναμες σειρές σταθερών πληρωμών (annuities).[2]

3.8 Υπολογισμός των απαιτούμενων εσόδων

Τα ετήσια απαιτούμενα συνολικά έσοδα (TRR) ενός συστήματος είναι τα έσοδα που πρέπει να συλλέγονται σε ένα δεδομένο χρόνο μέσω της πώλησης όλων των παραχθέντων προϊόντων, ανταποδίδοντας το λειτουργικό κόστος του συστήματος στον ίδιο χρόνο και διασφαλίζοντας αβλαβή οικονομική λειτουργία της μονάδας. Το μέγεθος TRR αποτελείται από δύο μέρη: το κόστος που αφορά στην αποθήκευση εμπορεύματος, ασφάλεια και τόκους επένδυση (carrying charges- CC) και τα έξοδα. Το πρώτο είναι μια γενική αναφορά των εξόδων που σχετίζονται με το κόστος κεφαλαίου, ενώ τα έξοδα χρησιμοποιούνται σαν ορισμός του κόστους που σχετίζεται με τη λειτουργία μιας μονάδας. Τα CC περιλαμβάνουν: συνολική ανάκτηση κεφαλαίων, απόδοση των επενδύσεων για το χρέος, προνομιούχες μετοχές, κοινές μετοχές, οι φόροι εισοδήματος και λοιποί φόροι και ασφαλιστικές. Παραδείγματα που αφορούν τα έξοδα είναι το κόστος του καυσίμου (fuel cost-FC) και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας (operational & maintenance cost-OMC). Όλες οι ετήσιες CC και τα έξοδα πρέπει να εκτιμώνται κάθε έτος καθ' όλη την οικονομική ζωή της μονάδας.[2]

3.9 Κανονικοποιημένα κόστη

Οι σειρές των ετήσιων κοστών που αφορούν τις CC_j και τα έξοδα (FC_j και OMC_j) για το j -οστό έτος λειτουργίας της μονάδας δεν είναι ομοιόμορφες. Σε γενικές γραμμές οι CC ελαττώνονται ενώ το κόστος καυσίμου αυξάνεται με τα χρόνια λειτουργίας της μονάδας. Μία κανονικοποιημένη (levelized) αξία των ετήσιων απαιτούμενων εξόδων TRR_L μπορεί να υπολογιστεί εφαρμόζοντας ένα συντελεστή προεξόφλησης και ένα παράγοντα ανάκτησης κεφαλαίου CRF:

$$TRR_L = CRF \sum_1^n \frac{TRR_j}{(1+i_{eff})^j} \quad (3.21)$$

όπου TRR_j είναι τα συνολικά απαιτούμενα έξοδα στο j -οστό χρόνο λειτουργίας της μονάδας, i_{eff} είναι ο μέσος ετήσιος συντελεστής προεξόφλησης (το κόστος των χρημάτων) και ο δείκτης n υποδηλώνει την οικονομική ζωή της μονάδας εκφρασμένη σε χρόνια. Για την παραπάνω εξίσωση προϋποτίθεται ότι κάθε χρηματική συναλλαγή γίνεται στο τέλος κάθε έτους. Ο παράγοντας ανάκτησης κεφαλαίου δίνεται από τη σχέση:

$$CRF = \frac{i_{eff} (1+i_{eff})^n}{(1+i_{eff})^n - 1} \quad (3.22)$$

Αν η σειρά πληρωμών για το ετήσιο κόστος καυσίμου είναι ομοιόμορφη εκτός από μια σταθερή κλιμάκωση r_{FC} , τότε το κανονικοποιημένο μέγεθος FC_L των σειρών μπορεί να υπολογιστεί πολλαπλασιάζοντας το κόστος καυσίμου FC_0 στην αρχή του πρώτου έτους με τον κανονικοποιημένο παράγοντα σταθερής κλιμάκωσης CELF:

$$FC_L = FC_0 \cdot CELF = FC_0 \frac{k_{FC}(1-k_{FC}^n)}{(1-k_{FC})} CRF \quad (3.23)$$

Με

$$k_{FC} = \frac{1+r_{FC}}{1+i_{eff}} \quad \text{και} \quad r_{FC} = \text{constant} \quad (3.24)$$

Οι όροι r_{FC} και CRF υποδηλώνουν τον ετήσιο ρυθμό κλιμάκωσης του κόστους καυσίμου και τον παράγοντα ανάκτησης κεφαλαίου αντίστοιχα.

Αντίστοιχα, οι κανονικοποιημένες τιμές του κόστους λειτουργίας και συντήρησης δίνονται από τη σχέση:

$$OMC_L = OMC_0 CELF = OMC_0 \frac{k_{OMC}(1-k_{OMC}^n)}{(1-k_{OMC})} CRF \quad (3.25)$$

με

$$k_{OMC} = \frac{1+r_{OMC}}{1+i_{eff}} \quad \text{και} \quad r_{OMC} = \text{constant} \quad (3.26)$$

Ο όρος OMC είναι ο ονομαστικός ρυθμός κλιμάκωσης για το κόστος λειτουργίας και συντήρησης.

Τέλος οι κανονικοποιημένες CC_L υπολογίζονται από:

$$CC_L = TRR_L - FC_L - OMC_L \quad (3.27)$$

Η σημαντικότερη διαφορά μεταξύ της συμβατικής μεθόδου οικονομικής ανάλυσης και της οικονομικής ανάλυσης που διεξάγεται σαν μέρος της εξεργοοικονομικής ανάλυσης είναι ότι η τελευταία πραγματοποιείται σε επίπεδο υπομονάδων του συστήματος. Οι ετήσιες CC και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης της συνολικής μονάδας μπορούν να κατανεμηθούν στις διάφορες υπομονάδες του συστήματος ανάλογα με τη συνεισφορά της k υπομονάδας στο κόστος αγορασμένου εξοπλισμού (PEC -Purchased Equipment Cost) του συνολικού συστήματος.

$$\dot{Z}_k^{CI} = \frac{CC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k} \quad (3.28)$$

$$\dot{Z}_k^{OM} = \frac{OMC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k} \quad (3.29)$$

Εδώ PEC_k και τ δηλώνουν το κόστος του αγορασμένου εξοπλισμού για την k υπομονάδα και τον ετήσιο χρόνο λειτουργίας της μονάδας πλήρους φορτίου σε ώρες αντίστοιχα. Ο όρος \dot{Z}_k αντιπροσωπεύει το ρυθμό κόστους που σχετίζεται με την επένδυση κεφαλαίου και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης:

$$\dot{Z}_k = \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM} \quad (3.30)$$

Ο κανονικοποιημένος ρυθμός κόστους των εξόδων του καυσίμου \dot{C}_F που παρέχεται στο συνολικό σύστημα δίνεται από τη σχέση:

$$\dot{C}_F = \frac{FC_L}{\tau} \quad (3.31)$$

Κανονικοποιημένα κόστη όπως \dot{Z}_k^{CI} , \dot{Z}_k^{OM} , \dot{C}_F χρησιμοποιούνται σαν δεδομένα εισόδου για την εξεργοοικονομική ανάλυση. [2]

3.10 Εξεργοοικονομία

Η εξεργοοικονομία (θέρμοοικονομία) είναι ο κλάδος των θερμικών επιστημών που συνδυάζει την θερμοδυναμική (εξεργειακή) ανάλυση με οικονομικές αρχές παρέχοντας στον σχεδιαστή η χειριστή ενός συστήματος μετατροπής ενέργειας πληροφορίες που δεν είναι διαθέσιμες στα πλαίσια της συμβατικής θερμοδυναμικής ανάλυσης και οικονομικής αξιολόγησης αλλά είναι καίριες για το σχεδιασμό και τη λειτουργία ενός οικονομικά αποδοτικού (cost effective) συστήματος. Η εξεργοοικονομία στηρίζεται στην έννοια ότι η εξέργεια είναι η μόνη λογική βάση απόδοσης χρηματικού κόστους στις αλληλεπιδράσεις ενός συστήματος μετατροπής ενέργειας με ο περιβάλλον του και γνώσης των πηγών αναποτελεσματικότητας μέσα στο σύστημα. Καθώς οι θερμοδυναμικές εκτιμήσεις τις εξεργοοικονομίας βασίζονται στην έννοια της εξέργειας οι όροι εξεργοοικονομία και θέρμοοικονομία μπορούν να χρησιμοποιούνται κατά τον ίδιο τρόπο.

Μία πλήρης εξεργοοικονομική ανάλυση αποτελείται από : (1) εξεργειακή ανάλυση, (2) οικονομική ανάλυση, (3) κοστολόγηση εξέργειας και (4) εξεργοοικονομική αξιολόγηση του συστήματος. Η εξεργοοικονομική ανάλυση εφαρμόζεται κυρίως σε επίπεδο υπομονάδων του συστήματος και υπολογίζει το κόστος που σχετίζεται με τη ροή ύλης και ενέργειας μέσα στο σύστημα και τις θερμοδυναμικές αναποτελεσματικότητες (καταστροφή εξέργειας) σε κάθε υπομονάδα. Μία σύγκριση του κόστους καταστροφής εξέργειας με το κόστος της επένδυσης για την ίδια υπομονάδα παρέχει χρήσιμες πληροφορίες για την βελτίωση της αποτελεσματικότητας κόστους της υπομονάδας και του συνολικού συστήματος, επιδεικνύοντας τις απαιτούμενες αλλαγές στις παραμέτρους λειτουργίας της υπομονάδας και στη δομή της. Μια διαδραστική εξεργοοικονομική εκτίμηση και βελτιστοποίηση ενός συστήματος είναι μεταξύ των σημερινά

διαθέσιμων μεθόδων η πιο αποδοτική προσέγγιση βελτιστοποίησης του σχεδιασμού ενός συστήματος όταν μια μαθηματική διαδικασία βελτιστοποίησης δεν μπορεί να χρησιμοποιηθεί εξαιτίας έλλειψης δεδομένων και όταν δεν υπάρχει η σχετική δυνατότητα να λάβουμε υπόψη σημαντικούς παράγοντες όπως ασφάλεια, διαθεσιμότητα, συντηρησιμότητα ενός συστήματος στην διαδικασία μοντελοποίησης.

Οι στόχοι της εξεργοοικονομίας περιλαμβάνουν:

- Υπολογισμό του κόστους κάθε ρεύματος προϊόντος που παράγεται από το σύστημα, όταν υπάρχουν περισσότερα από ένα ρεύματα προϊόντος.
- Βελτιστοποίηση του συνολικού συστήματος ή μίας υπομονάδας της διεργασίας
- Την κατανόηση του κόστους-μορφοποίησης (cost-formation) της διεργασίας και τη ροή κόστους σε ένα σύστημα.

Η εξεργοοικονομία χρησιμοποιεί αποτελέσματα από τη σύνθεση, την οικονομική ανάλυση και την προσομοίωση ενός θερμικού συστήματος και παρέχει χρήσιμες πληροφορίες για την αξιολόγηση και βελτιστοποίηση αυτού του συστήματος όπως επίσης και για την εφαρμογή τεχνικών τεχνητής ευφυΐας για τη βελτίωση του σχεδιασμού και της λειτουργία ενός συστήματος. [2]

3.11 Κοστολόγηση εξέργειας

Στην κοστολόγηση εξέργειας ένα κόστος ανατίθεται σε κάθε ρεύμα εξέργειας. Ο ρυθμός κόστους που σχετίζεται με το j ρεύμα ύλης εκφράζεται ως γινόμενο του ρυθμού εξέργειας και του κόστους ανά μονάδα εξέργειας c_j :

$$\dot{C}_j = \dot{E}_j \cdot c_j = \dot{m}_j \cdot e_j \cdot c_j \quad (3.32)$$

όπου e_j είναι η ειδική εξέργεια εκφρασμένη σε μαζική βάση. Ένα κόστος αποδίδεται ακόμα στις μεταφορές εξέργειας που σχετίζονται με τη μεταφορά εξέργειας ή έργου:

$$\dot{C}_q = c_q \cdot \dot{Q} \quad (3.33)$$

$$\dot{C}_w = c_w \cdot \dot{W} \quad (3.34)$$

Το κόστος που σχετίζεται με κάθε ροή ύλης και ενέργειας σε ένα σύστημα υπολογίζεται με τη βοήθεια ισοζυγίων κόστους και βοηθητικών εξισώσεων. Μερικές φορές είναι κατάλληλο να θεωρούμε το κόστος φυσικής και χημικής εξέργειας ενός ρεύματος ύλης ξεχωριστά. Εκφράζοντας το μέσο κόστος ανά μονάδα φυσικής και χημικής εξέργειας c_j^{PH} και c_j^{CH} αντίστοιχα, ο ρυθμός κόστους που σχετίζεται με το j ρεύμα της διεργασίας γίνεται:

$$\dot{C}_j = c_j \cdot \dot{E}_j = c_j^{PH} E_j^{PH} + c_j^{CH} E_j^{CH} = \dot{m}_j (c_j^{PH} e_j^{PH} + c_j^{CH} e_j^{CH}) \quad (3.35)$$

3.12 Ισοζύγιο κόστους

Η κοστολόγηση εξέργειας συμπεριλαμβάνει ισοζύγια εξέργειας συνήθως διατυπωμένα για κάθε υπομονάδα του συστήματος χωριστά. Το ισοζύγιο εξέργειας που εφαρμόζεται στην k υπομονάδα εκφράζει ότι το συνολικό κόστος των ρευμάτων εξόδου ισούται με το συνολικό κόστος των ρευμάτων εισόδου προσαυξημένο συν τις κατάλληλες επιβαρύνσεις λόγω των επενδύσεων, των λειτουργικών δαπανών και των δαπανών συντήρησης.

$$\sum_{j=1}^n \dot{C}_{j,k,in} + \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM} = \sum_{j=1}^m \dot{C}_{j,k,out} \quad (3.36)$$

Τα ισοζύγια κόστους γράφονται συχνά με τέτοιο τρόπο ώστε όλοι οι όροι να είναι θετικοί. Οι ρυθμοί κόστους για τις carrying charges και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης \dot{Z}_k^{CI} και \dot{Z}_k^{OM} αντίστοιχα υπολογίζονται από τις εξισώσεις (3.28) και (3.29) που αναφέρθηκαν στην οικονομική ανάλυση.

$$\dot{Z}_k^{CI} = \frac{CC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k}$$

$$\dot{Z}_k^{OM} = \frac{OMC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k}$$

όπου $CC_L = TRR_L - FC_L - OMC_L$ είναι το levelized carrying charges ως διαφορά μεταξύ των συνολικά ετήσιων απαιτούμενων εσόδων και του ετήσιου κόστους καυσίμου και levelized ετήσιου κόστους συντήρησης και λειτουργίας, ενώ το PEC_k αντιπροσωπεύει το κόστος του αγορασμένου εξοπλισμού για κάθε υπομονάδα.

Εισάγοντας τις εκφράσεις των παραπάνω ρυθμών κόστους έχουμε:

$$\sum_{j=1}^n (c_j \dot{E}_j)_{k,in} + \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM} = \sum_{j=1}^m (c_j \dot{E}_j)_{k,out} \quad (3.37)$$

Οι ρυθμοί εξέργειας \dot{E}_j που εισέρχονται και εξέρχονται στην υπομονάδα k του συστήματος υπολογίζονται στην εξέργειακή ανάλυση. Στη θερμοοικονομική ανάλυση μιας υπομονάδας του συστήματος υποθέτουμε ότι τα κόστη ανά μονάδα εξέργειας c_j είναι γνωστά για όλα τα ρεύματα εισόδου της διεργασίας. Αυτά τα κόστη είναι γνωστά είτε ως κόστη εξόδου από κάποια άλλη υπομονάδα είτε αν είναι ρεύματα εισόδου της συνολικής διεργασίας από το κόστος αγοράς τους. Συνεπώς οι άγνωστες μεταβλητές που χρειάζεται να υπολογιστούν με τη βοήθεια του ισοζυγίου κόστους είναι τα ειδικά κόστη ανά μονάδα εξέργειας για τα ρεύματα εξόδου. Συνήθως μερικές βοηθητικές εξισώσεις είναι απαραίτητες για τον υπολογισμό των μεγεθών αυτών.

Στην εξεργειακή ανάλυση ορίζονται το καύσιμο και το προϊόν για κάθε υπομονάδα της διεργασίας. Οι ρυθμοί ροής κόστους που σχετίζονται με το καύσιμο \dot{C}_F και το προϊόν \dot{C}_P μιας υπομονάδας υπολογίζονται με παρόμοιο τρόπο με τους ρυθμούς ροής εξέργειας \dot{E}_F και \dot{E}_P . Έτσι το ισοζύγιο κόστους γίνεται:

$$\dot{C}_P = \dot{C}_F + \dot{Z} - \dot{C}_L \quad (3.38)$$

Ο όρος \dot{C}_L αντιπροσωπεύει τις χρηματικές απώλειες που σχετίζονται με την απόρριψη εξέργειας στο περιβάλλον. [2]

3.13 Βοηθητικές εξισώσεις

Όταν το κόστος των εισερχόμενων ρευμάτων είναι γνωστό, ένα ισοζύγιο κόστους δεν είναι γενικά επαρκές για τον υπολογισμό του κόστους των ρευμάτων εξόδου μιας υπομονάδας επειδή ο αριθμός των ρευμάτων εξόδου είναι μεγαλύτερος από ένα. Για το λόγο αυτό γενικά είναι απαραίτητος ο σχηματισμός μερικών βοηθητικών εξισώσεων για την κάθε υπομονάδα, με τον αριθμό των εξισώσεων αυτών να είναι ίσος με τον αριθμό των εξερχόμενων ρευμάτων μείον ένα. Οι βοηθητικές εξισώσεις ονομάζονται F ή P εξισώσεις ανάλογα με το αν το ρεύμα εξέργειας που εξετάζεται χρησιμοποιείται για τον υπολογισμό του καυσίμου ή του προϊόντος μιας υπομονάδας.

Εξισώσεις F . Το συνολικό κόστος που σχετίζεται με την απομάκρυνση εξέργειας από ένα ρεύμα εξέργειας μιας υπομονάδας πρέπει να είναι ίσο με το κόστος στο οποίο η απομακρυνόμενη εξέργεια αποδόθηκε στο ίδιο ρεύμα σε ανάντη υπομονάδες. Η εξεργειακή διαφορά αυτού του ρεύματος μεταξύ εισόδου και εξόδου θεωρείται στον ορισμό του καυσίμου της υπομονάδας.

Εξισώσεις P . Κάθε μονάδα εξέργειας αποδίδεται σε όποιο ρεύμα σχετίζεται με το προϊόν μιας υπομονάδας στο ίδιο μέσο κόστος $c_{P,k}$. Το κόστος αυτό υπολογίζεται από το ισοζύγιο κόστους και από τις F εξισώσεις. [2]

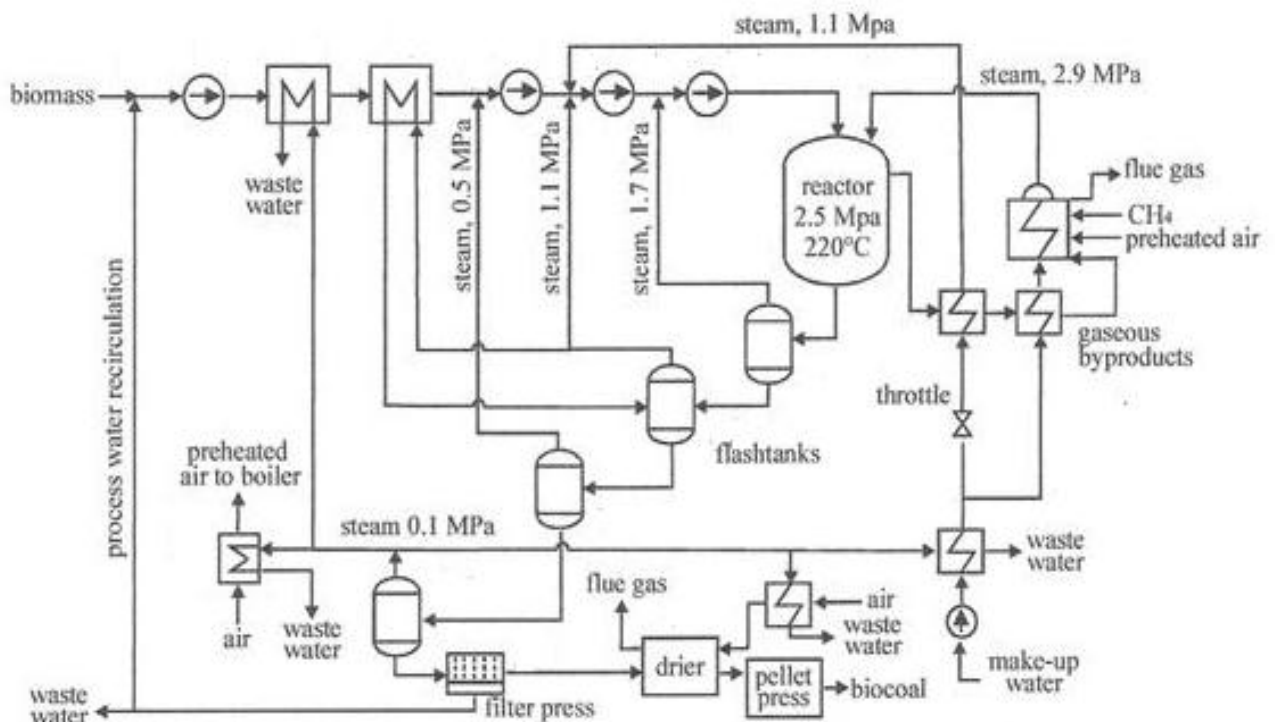
ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4. ΠΕΡΙΓΡΑΦΗ ΤΗΣ ΔΙΕΡΓΑΣΙΑΣ

Το σύστημα υδροθερμικής ανθρακοποίησης που εξετάζεται στην παρούσα εργασία είναι σχέδιο μίας μονάδας υδροθερμικής ανθρακοποίησης σε βιομηχανική κλίμακα. Ως τροφοδοσία της συγκεκριμένης μονάδας χρησιμοποιούνται τρύμματα ξύλου (wood chips) με ποσοστό υγρασίας 50%. Το θερμικό περιεχόμενο εισόδου είναι $11,15\text{MW}_{\text{HHV}}$ και απαιτούνται 4 t/h βιομάζας. Τα τρύμματα ξύλου τροφοδοτούνται σε έναν αντιδραστήρα συνεχούς έργου με ονομαστικό όγκο $82,082\text{ m}^3$, όπου και λαμβάνει χώρα η διεργασία της ανθρακοποίησης για την παραγωγή βιοάνθρακα. Τα ισοζύγια μάζας και ενέργειας για τη διεργασία μοντελοποιήθηκαν με τη βοήθεια του λογισμικού προσομοίωσης διεργασιών ASPEN plus. Το διάγραμμα ροής της διεργασίας που περιλαμβάνει τις κύριες μονάδες αυτής παρουσιάζεται στην εικόνα 4.1 και αναλύεται παρακάτω. (Το διάγραμμα ροής της διεργασίας, έτσι όπως ελήφθησε από το Aspen plus παρουσιάζεται στο Παράρτημα I)

Η βιομάζα στη μορφή των wood chips αναμειγνύεται με ρεύμα νερού στους 90°C για το σχηματισμό αντλήσιμου ρεύματος (slurry). Το αντλήσιμο αυτό ρεύμα συμπιέζεται στα 3 bar και προθερμαίνεται στους 100°C σε εναλλάκτες θερμότητας με ατμό λειτουργίας σε πίεση 1,013bar και 5 bar αντίστοιχα. Ο ατμός αυτός από τους εναλλάκτες θερμότητας συμπυκνώνεται και ανακτάται για να αναμυχθεί ξανά με το ρεύμα της βιομάζας πριν αυτό εισέλθει στον αντιδραστήρα. Το ρεύμα νερού-βιομάζας προθερμαίνεται περαιτέρω στους 189°C με ανάμειξη με ρεύμα ατμού και συμπιέζεται στα 27 bar σε τρία βήματα. Επιπλέον ατμός από τον εναλλάκτη θερμότητας προστίθεται στον αντιδραστήρα για να φτάσει την επιθυμητή θερμοκρασία λειτουργίας των 220°C . Το μίγμα βιοάνθρακα και νερού που παράγεται από την πλήρη ανθρακοποίηση της βιομάζας στον αντιδραστήρα στη συνέχεια αποσυμπιέζεται σε τέσσερα βήματα στα 17,11,5,1,013 bar αντίστοιχα. Ατμός ανακτάται σε κάθε βήμα. Ο βιοάνθρακας στη συνέχεια αφυδατώνεται μηχανικά σε ένα φίλτρο (filter press) και εξέρχεται αυτού με περιεκτικότητα σε νερό 40%. Στη συνέχεια ξηρένεται σε ξηραντήρα μέχρι τελικής περιεκτικότητας νερού στο 13%. Μία ποσότητα νερού από το φίλτρο ανακτάται και ανακυκλώνεται για την προετοιμασία του μίγματος νερού-βιομάζας (biomass slurry) στην αρχή της διεργασίας, ενώ η υπόλοιπη ποσότητα αποβάλλεται ως λύματα. Από τον ξηραντήρα το τελικό προϊόν που ανακτάται είναι βιοάνθρακας στους 15°C και πίεση 1 bar. Ο βιοάνθρακας

περιέχει επίσης τέφρα ενώ οι οργανικές ουσίες που παράγονται κατά την ανθρακοποίηση της βιομάζας βρίσκονται διαλυμένες στην υγρή φάση και απομακρύνονται σε μεγάλη κλίμακα από τον ξηραντήρα με εξάτμιση.

Τα απαέρια που παράγονται στον αντιδραστήρα ανακτώνται και αφού υποστούν ψύξη και εκτόνωση σε δύο βήματα με τελική θερμοκρασία και πίεση 109°C και 3 bar αντίστοιχα αναμιγνύονται με μεθάνιο για καύση στον αναβραστήρα της διεργασίας. Ο ατμός που παράγεται από τον αναβραστήρα χρησιμοποιείται για την προθέρμανση του ρεύματος βιομάζας-νερού πριν την εισαγωγή αυτού στον αντιδραστήρα, ενώ τα καυσαέρια που παράγονται από τον αναβραστήρα χρησιμοποιούνται στον ξηραντήρα ως μέσο ξήρανσης. Ο αναβραστήρας τροφοδοτείται με φυσικό αέριο για λειτουργικούς λόγους και χρησιμοποιείται γιατί η θερμότητα που ανακτάται από τη διεργασία δεν είναι επαρκής για την επίτευξη της επιθυμητής θερμοκρασίας στον αντιδραστήρα. Το τελικό προϊόν άνθρακα που παράγεται σε ξηρή βάση (μετά την αφυδάτωση και κομποστοποίηση του) έχει HHV 26, 366MJ/kg ενώ η HHV της βιομάζας σε ξηρή βάση είναι 20,070MJ/kg.



Εικόνα 4.1. Διάγραμμα ροής της διεργασίας

4.1 Προσομοίωση διεργασίας στο ASPEN plus

Η προσομοίωση της διεργασίας πραγματοποιήθηκε με τη βοήθεια του λογισμικού ASPEN plus (Παράρτημα 1). Το υπό μελέτη σύστημα δεν δημιουργήθηκε για το σκοπό της παρούσας εργασίας αλλά μελετήθηκε ως υπάρχον σχέδιο μίας μονάδας HTC βιομηχανικής κλίμακας. [περισσότερα σχετικά με την προσομοίωση του συγκεκριμένου συστήματος βρίσκονται στη βιβλιογραφία 3]. Περαιτέρω υπολογισμοί έγιναν με τη βοήθεια του Microsoft Excel Application και του MatLab για να εφοδιαστεί η προσομοίωση με όλα τα απαραίτητα δεδομένα. Τα ισοζύγια μάζας και ενέργειας μοντελοποιήθηκαν με τα εργαλεία προσομοίωσης του ASPEN. Για το σχεδιασμό και την προσομοίωση του συστήματος χρησιμοποιήθηκαν επιπλέον μέθοδοι που αφορούν μη συμβατικά στερεά, όπως η βιομάζα και ο βιοάνθρακας στη συγκεκριμένη περίπτωση, για τα οποία δεν υπάρχει βάση δεδομένων στο πρόγραμμα προσομοίωσης.

Μέσα στο λογισμικό προσομοίωσης, η διεργασία χωρίστηκε σε ρεύματα και υπορεύματα. Κάθε ρεύμα αποτελείται από δύο υπορεύματα το μικτό (mixed) και το υπορεύμα που περιέχει τις μη συμβατικές ουσίες. Παράμετροι όπως η θερμοκρασία, η πίεση, η ενθαλπία υπολογίστηκαν συνολικά για τα ρεύματα της διεργασίας ενώ οι ρυθμοί ροής εξέργειας για τη φυσική και χημική εξέργεια όπως και οι συνολικοί ρυθμοί εξέργειας υπολογίστηκαν τόσο για κάθε υπορεύμα όσο και για το συνολικό ρεύμα της διεργασίας. Όλες οι λειτουργικές παράμετροι όπως η θερμοκρασία, η πίεση, η ενθαλπία των ρευμάτων υπολογίστηκαν απευθείας από το λογισμικό προσομοίωσης. Επιπλέον οι ρυθμοί ροής εξέργειας για το κάθε ρεύμα της διεργασίας, τόσο για τη φυσική όσο και τη χημική εξέργεια υπολογίστηκαν για κάθε υπορεύμα της διεργασίας εκτός από τα υπορεύματα εκείνα που περιείχαν μη συμβατικές ουσίες (βιομάζα, βιοάνθρακα, τέφρα και διαλυμένες οργανικές ουσίες), για τα οποία πραγματοποιήθηκαν περεταίρω υπολογισμοί που περιγράφονται σε παρακάτω ενότητα.

4.2 Παραδοχές μοντελοποίησης

Η λειτουργία της μονάδας έχει προσομοιωθεί λαμβάνοντας υπόψη μέσες θερμοκρασιακές συνθήκες με ακραίες τιμές μία κρύα μέρα χειμώνα με -10°C με μέγιστο θερμικό φορτίο και παγωμένη βιομάζα και μία θερμή καλοκαιρινή μέρα 30°C . Δεδομένου ότι η μονάδα έχει

σχεδιαστεί να λειτουργεί στη Γερμανία στο κρατίδιο του Βραδεμβούργου, οι θερμοκρασίες αναφέρονται στη συγκεκριμένη γεωγραφική περιοχή. Το θερμικό φορτίο έχει θεωρηθεί 1.0 MW τις θερμές περιόδους, 15.7 MW σε μία μέση χειμερινή μέρα και 20.7 MW στη δυναμικότητα του. Για τις διεργασίες αναβάθμισης βιομάζας έχει θεωρηθεί διαθεσιμότητα σε πρώτη ύλη 80% λόγω απαιτήσεων συντήρησης και διακυμάνσεων στην προμήθεια βιομάζας.

Ο HTC αντιδραστήρας έχει μοντελοποιηθεί σαν ένα μύρι κουτί με αποδόσεις και σύσταση του βιοάνθρακα και των παραπροϊόντων που βασίστηκαν σε πειραματικά δεδομένα με ξύλο λεύκας και άχυρα στους 220°C για χρόνο παραμονής 4 ώρες. Η σύσταση της βιομάζας και του βιοάνθρακα παρουσιάζεται στον παρακάτω πίνακα. Τα διαλυμένα οργανικά παραπροϊόντα αποτελούν το 10.1% της τροφοδοσίας σε ξηρή βάση. Το ξηρό περιεχόμενο θεωρείται 15% στην είσοδο της αντλίας του ρεύματος βιομάζας νερού στην αρχή της διεργασίας και 60% μετά από μηχανική αφυδάτωση στην πρέσσα.

	Wood	Biocoal	Dissolved organics
Carbon	49.75%	63.68%	40.52%
Hydrogen	6.08%	5.65%	5.36%
Oxygen	42.85%	29.47%	54.12%
Ash	1.32%	1.21%	-
HHV(MJ/kg)	20.07	25.81	-
Water content	50%	10%	-

Πίνακας 4.1. Χαρακτηριστικά ξύλου (βιομάζας), βιοάνθρακα και διαλυμένων οργανικών στερεών.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5. ΜΕΘΟΔΟΛΟΓΙΑ

Το πρώτο στάδιο κατά την εξέργειακή μελέτη ενός θερμοδυναμικού συστήματος είναι η προσομοίωση της διεργασίας με κατάλληλο λογισμικό. Το λογισμικό που χρησιμοποιήθηκε για την προσομοίωση της υπό μελέτη διεργασίας υδροθερμικής ανθρακοποίησης βιομάζας, είναι το Aspen Plus V7.1. Η διεργασία προσομοιώθηκε στα πλαίσια διδακτορικής διατριβής, κομμάτια δημοσιεύσεων της οποίας παρατίθενται στη βιβλιογραφία [3]-[6], και όχι στα πλαίσια της παρούσας εργασίας. Λαμβάνοντας έτοιμο το προσομοιωμένο σύστημα, στην παρούσα εργασία έγινε η εξεργοοικονομική ανάλυση με τη βοήθεια του προγραμματιστικού λογισμικού MatLab.

1. Βήμα 1. Ορισμός των εξέργειακών ρευμάτων

Κατά τη διεξαγωγή της εξεργειακής ανάλυσης ενός θερμικού συστήματος πρέπει να ληφθεί αρχικά μια απόφαση σχετικά με το αν η ανάλυση των υπομονάδων του συστήματος θα διεξαχθεί χρησιμοποιώντας τη συνολική εξέργεια ενός ρεύματος. Η θεώρηση ξεχωριστά των συνιστωσών της εξέργειας (φυσική και χημική εξεργεία) βελτιώνει την ακρίβεια του αποτελέσματος ωστόσο δεν είναι πάντα μέγιστης σημασίας και απαραίτητη για την εξαγωγή συμπερασμάτων από την εξεργοοικονομική ανάλυση. Για το σκοπό της παρούσας εργασίας η εξέργειακή ανάλυση πραγματοποιήθηκε με βάση τη συνολική εξέργεια των ρευμάτων της διεργασίας, εκτός από πολύπλοκες υπομονάδες όπως ο αντιδραστήρας, για τον οποίο οι συνιστώσες χημικής και φυσικής εξέργειας χρησιμοποιήθηκαν χωριστά, καθώς η χημική εξέργεια είναι η κύρια μορφή εξέργειας της υπομονάδας που ευθύνεται για την παραγωγή προϊόντος.

2. Βήμα 2. Υπολογισμός των συνιστωσών εξέργειας

Αρχικά υπολογίστηκαν οι συνιστώσες χημικής και φυσικής εξέργειας για κάθε ρεύμα της διεργασίας, με την παραδοχή ότι οι συνιστώσες κινητικής και δυναμικής εξέργειας είναι αμελητέες για το σύστημα. Βασίζόμενη στις συνιστώσες αυτές υπολογίστηκε η συνολική εξέργεια κάθε ρεύματος. Εξεργειακά δεδομένα που αφορούν στις συμβατικές ουσίες που συμμετέχουν στη διεργασία, όπως νερό, υδρογόνο, άζωτο, θείο κλπ., υπολογίστηκαν κατευθείαν από το πρόγραμμα προσομοίωσης της διεργασίας Aspen Plus Software ενώ δεδομένα για τη

χημική και φυσική εξέργεια των μη συμβατικών στερεών που συμμετέχουν στη διεργασία (βιομάζα, βιοάνθρακας, τέφρα, οργανικές ύλες-TOM) υπολογίστηκαν με άλλες μεθόδους, οι οποίες θα αναλυθούν λεπτομερώς σε επόμενο κεφάλαιο.

3. Βήμα 3. Ορισμός του καυσίμου και του προϊόντος

Ως προϊόν για την κάθε υπομονάδα της διεργασίας ορίζεται το άθροισμα:

- όλων των ρευμάτων εξέργειας που θεωρούνται ως έξοδος της υπομονάδας (συμπεριλαμβανομένης της εξέργειας λόγω παραγωγής ενέργειας μέσα στην υπομονάδα) συν
- όλες τις αυξήσεις εξεργειακών τιμών μεταξύ εισόδου και εξόδου (δηλαδή προσθήκες εξέργειας στο αντίστοιχο ρεύμα ύλης) που είναι σε συμφωνία με το σκοπό λειτουργίας της υπομονάδας.

Παρομοίως, το καύσιμο ορίζεται ίσο με:

- όλα τα ρεύματα εξέργειας που θεωρούνται ως είσοδος της υπομονάδας (συμπεριλαμβανομένης της εξέργειας των ρευμάτων ενέργειας που παρέχονται στη μονάδα) συν
- όλες τις μειώσεις εξεργειακών τιμών μεταξύ εισόδου και εξόδου (δηλαδή απομακρύνσεις εξέργειας από το αναμενόμενο ρεύμα ύλης) μείον
- όλες τις αυξήσεις εξεργειακών τιμών που δεν είναι σε συμφωνία με το σκοπό λειτουργίας της υπομονάδας.

Για την αξιολόγηση της λειτουργίας μιας υπομονάδας είναι γενικά χρήσιμο και κατάλληλο να εργαζόμαστε με διαφορές εξέργειας που σχετίζονται με κάθε ρεύμα μεταξύ εισόδου και εξόδου της υπομονάδας. Οι διαφορές εξέργειας πρέπει να υπολογίζονται για όλα τα ρεύματα στα οποία υπάρχει αλλαγή της φυσικής εξέργειας και σε πολλές περιπτώσεις σε ρεύματα εξέργειας που σχετίζονται με μετατροπή χημικής εξέργειας. Ωστόσο σε μερικές περιπτώσεις που αφορούν την μετατροπή χημικής εξέργειας ο σκοπός λειτουργίας της υπομονάδας υπαγορεύει ότι η χημική εξέργεια στην έξοδο της υπομονάδας πρέπει να θεωρείται στην πλευρά του προϊόντος και η χημική εξέργεια στην είσοδο της υπομονάδας στην πλευρά του καυσίμου. Γενικά, όπως συμβαίνει και στη συγκεκριμένη εργασία, όταν η ανάλυση διεξάγεται χρησιμοποιώντας μόνο

συνολικές εξέργειες, θα πρέπει να χρησιμοποιείται η διαφορά των τιμών συνολικής εξέργειας μεταξύ εισόδου και εξόδου των θεωρούμενων ρευμάτων, εκτός αν η χημική εξέργεια αποτελεί την κύρια συνιστώσα εξέργειας του συγκεκριμένου ρεύματος και η λειτουργία της ίδιας της υπομονάδας υπαγορεύει ότι η χημικές εξέργειες στην είσοδο και έξοδο πρέπει να θεωρούνται χωριστά στην πλευρά του καυσίμου και του προϊόντος αντίστοιχα.

4. Βήμα 4.Υπολογισμός της εξεργειακής απόδοσης κάθε υπομονάδας και της συνολικής εξεργειακής απόδοσης του συστήματος

Το τελευταίο βήμα κατά την εξεργειακή ανάλυση είναι ο υπολογισμός της εξεργειακής απόδοσης μιας υπομονάδας και του συνολικού συστήματος καθώς επίσης και ο υπολογισμός του ρυθμού καταστροφής εξέργειας των υπομονάδων και του συνολικού συστήματος. Αυτά τα μεγέθη μας δίνουν γνώση για το πόσο αποδοτική είναι η λειτουργία του συστήματος και καθιστούν δυνατή την απόδοση των αναποτελεσματικότητων σε συγκεκριμένες υπομονάδες. Γνωρίζοντας την εξεργειακή απόδοση, το ρυθμό καταστροφής εξέργειας και σε επόμενο στάδιο τις οικονομικές επιπτώσεις εξαιτίας των αναποτελεσματικότητων του συστήματος μπορούμε να προτείνουμε τρόπους βελτιστοποίησης της λειτουργίας του συστήματος.

5. Βήμα 5. Οικονομική ανάλυση

Η οικονομική ανάλυση αποτελεί βάση για την εξεργοοικονομική αξιολόγηση του θερμικού συστήματος που διεξάγεται σε επόμενο βήμα. Η οικονομική ανάλυση υπολογίζει τιμές οικονομικών μεγεθών που θα αποτελέσουν δεδομένα εισόδου στο σχηματισμό των ισοζυγίων κόστους της εξεργοοικονομικής ανάλυσης. Πιο συγκεκριμένα στο βήμα αυτό υπολογίζονται οι συνολικές απαιτήσεις εσόδων (TRR) και τα κανονικοποιημένα κόστη (levelized costs) στοχεύοντας στον υπολογισμό των ετήσιων ρυθμών ροής carrying charges (CC) και λειτουργικού κόστους και κόστους συντήρησης για κάθε υπομονάδα που θα χρησιμοποιηθούν στον σχηματισμό των ισοζυγίων κόστους

6. Βήμα 6. Ορισμός του κόστους του προϊόντος και του καυσίμου με το χρόνο και σχηματισμός των ισοζυγίων κόστους.

Σε συμφωνία με το βήμα 3(ορισμός προϊόντος και καυσίμου) για την εξέργειακή ανάλυση στο βήμα αυτό ορίζονται το κόστους του προϊόντος και του καυσίμου ανά μονάδα εξέργειας. Στη συνέχεια σχηματίζονται τα ισοζύγια κόστους για κάθε υπομονάδα , δημιουργώντας ένα σύστημα εξισώσεων που λύνεται με τη βοήθεια του λογισμικού MatLab.

7. Βήμα 7. Σχηματισμός βοηθητικών εξισώσεων

Για μερικές από τις υπομονάδες του συστήματος υπάρχει ανάγκη σχηματισμού βοηθητικών εξισώσεων έτσι ώστε ο αριθμός των ρευμάτων εξόδου να ισούται με τον αριθμό των εξισώσεων και το σύστημα να επιδέχεται λύση. Οι βοηθητικές αυτές εξισώσεις σχηματίζονται με βάση τους κανόνες P και F, όπως περιγράφονται στο κεφάλαιο 3, παράγραφο 3.13.

8. Βήμα 8. Εξεργοοικονομική αξιολόγηση

Το τελευταίο βήμα είναι η εξεργοοικονομική αξιολόγηση της διεργασίας αφού το σύστημα των ισοζυγίων κόστους και των βοηθητικών εξισώσεων έχει επιλυθεί. Γνωρίζοντας το κόστος ανά μονάδα εξέργειας του κάθε ρεύματος και τους ρυθμούς ροής κόστους με το χρόνο που σχετίζονται με κάθε ρεύμα εξέργειας της διεργασίας, μπορούμε να υπολογίσουμε τις θερμοοικονομικές μεταβλητές για κάθε υπομονάδα του συστήματος, να καθορίσουμε τις κύριες πηγές που συνεισφέρουν στη μείωση της απόδοσης κόστους της διεργασίας και να προτείνουμε τρόπους βελτίωσης του συστήματος.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 6. ΑΠΟΤΕΛΕΣΜΑΤΑ ΚΑΙ ΣΥΖΗΤΗΣΗ

6.1 Εξεργειακή ανάλυση

6.1.1 Υπολογισμός των συνιστωσών εξέργειας

Το πρώτο βήμα για τη διεξαγωγή εξεργειακής ανάλυσης ενός θερμικού συστήματος είναι, όπως αναφέρθηκε και στο προηγούμενο κεφάλαιο, ο υπολογισμός των διάφορων συνιστωσών εξέργειας σε κάθε ρεύμα της διεργασίας. Στην συγκεκριμένη διεργασία, θεωρώντας ότι κινητική και δυναμική εξέργεια δεν υπάρχουν, υπολογίστηκαν μόνο οι συνιστώσες χημικής και φυσικής εξέργειας. Ενώ για τις συμβατικές ουσίες που συμμετέχουν στη διεργασία τα δεδομένα εξέργειας για κάθε ρεύμα παρέχονται κατευθείαν από τη βάση δεδομένων του *Aspen Plus Simulation 7.1*, για τις μη συμβατικές ουσίες (βιομάζα, βιοάνθρακα, τέφρα και οργανικές ύλες-TOM) έγιναν περαιτέρω υπολογισμοί για την εκτίμηση τους.

Στο σημείο αυτό μία διευκρίνιση είναι χρήσιμη για την καλύτερη κατανόηση των υπολογισμών που έχουν γίνει. Στην προσομοιωμένη διεργασία στο *Aspen Plus 7.1* κάθε ρεύμα της διεργασίας αποτελείται στην πραγματικότητα από δύο υπο-ρεύματα. Το ένα υπο-ρεύμα είναι εκείνο που περιέχει τις συμβατικές ουσίες όπως νερό, διοξείδιο του άνθρακα, μονοξείδιο του άνθρακα, άζωτο κλπ., ενώ το άλλο είναι το υπο-ρεύμα που περιέχει τις μη συμβατικές ουσίες που περιγράφησαν παραπάνω. Ο διαχωρισμός αυτός είναι χρήσιμος καθώς έχει ληφθεί υπόψη στους υπολογισμούς, όπως θα περιγραφεί αναλυτικά παρακάτω.

Η φυσική εξέργεια που σχετίζεται με ένα θερμοδυναμικό σύστημα, όπως περιγράφηκε στο κεφάλαιο 3, δίνεται από την εξίσωση (3.3):

$$E_{ms}^{PH} = (\dot{H} - \dot{H}_0) - T_0(\dot{S} - \dot{S}_0)$$

ή (3.4)

$$e^{PH} = (h - h_0) - T_0(s - s_0)$$

σε όρους ειδικής φυσικής εξέργειας.

Για το υπο-ρεύμα της διεργασίας που περιέχει μη συμβατικές ουσίες, η φυσική εξέργεια υπολογίστηκε με την ενσωμάτωση της εξίσωσης της θερμοχωρητικότητας $c(T) = a \cdot T + b$. Οι τιμές των σταθερών a και b ελήφθησαν κατευθείαν από την προσομοίωση της διεργασίας. Κατά

αυτόν τον τρόπο οι διαφορές ενθαλπίας και εντροπίας υπολογίστηκαν αντίστοιχα από τις σχέσεις:

$$dh = c(T)dT + v dP \quad (6.1)$$

$$ds = \frac{c(T)}{T} dT \quad (6.2)$$

όπου dh και ds η διαφορά ενθαλπίας και εντροπίας αντίστοιχα, $c(T)$ η θερμοχωρητικότητα στη θερμοκρασία (T) του κάθε ρεύματος, v ο ειδικός όγκος του ρεύματος και P η πίεση του.

Ο δεύτερος όρος της εξίσωσης της μεταβολής της ενθαλπίας θεωρήθηκε προσεγγιστικά αμελητέος καθώς αντιπροσωπεύει μια πολύ μικρή ποσότητα, της τάξεως του 10^{-3} .

Η χημική εξέργεια των υπο-ρεύματων που περιέχουν τα μη συμβατικά στερεά υπολογίστηκε από δεδομένα για την ανώτερη θερμογόνο δύναμη (HHV) και τη σύσταση του υπο-ρεύματος. Η χημική εξέργεια κάθε στοιχείου βασίστηκε στο μοντέλο του Szargut (Παράρτημα II) με θερμοκρασία και πίεση αναφοράς $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ και 1 bar αντίστοιχα. Η χημική εξέργεια των μη συμβατικών ουσιών υπολογίστηκε τόσο σε ξηρή ($e^{\text{CH}}_{\text{dry}}$) όσο και σε υγρή βάση ($e^{\text{CH}}_{\text{ar}}$) (όπως λαμβάνεται, με υψηλό ποσοστό υγρασίας). Οι μέθοδοι υπολογισμού των δεδομένων αυτών δεν αφορούν κομμάτι της παρούσας εργασίας. Περισσότερες πληροφορίες βρίσκονται στη βιβλιογραφία [3,4].

Λαμβάνοντας υπόψη ότι η χημική εξέργεια της τέφρας είναι μηδενική σαν μη συμβατικές ουσίες για τον υπολογισμό των χημικών εξεργειών θεωρήθηκαν μόνο η βιομάζα, ο βιοάνθρακας και οι οργανικές διαλυμένες ουσίες (TOM).

Για τον υπολογισμό της συνολικής εξέργειας κάθε ρεύματος όμως χρησιμοποιήθηκε μόνο η χημική εξέργεια σε ξηρή βάση $e^{\text{CH}}_{\text{dry}}$ των μη συμβατικών ουσιών.

Η συνολική εξέργεια του κάθε ρεύματος υπολογίστηκε ως άθροισμα της φυσικής και χημικής εξέργειας τόσο του υπο-ρεύματος μη συμβατικών ουσιών όσο και του υπο-ρεύματος που περιέχει τις συμβατικές ουσίες με βάση την εξίσωση (3.1):

$$E_{tot,ms} = E_{ms}^{CH} + E_{ms}^{PH}$$

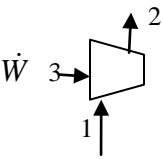
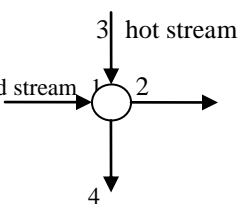
Οι αναλυτικές τιμές συνολικών ρυθμών ροής εξέργειας για κάθε ρεύμα παρουσιάζονται στο Παράρτημα ΙΙΙ.

6.1.2 Ορισμός προϊόντος και καυσίμου

Το δεύτερο βήμα στην εξεργειακή ανάλυση είναι ο ορισμός του καυσίμου και του προϊόντος σε κάθε μονάδα της διεργασίας για τον υπολογισμό της καταστροφής εξέργειας μέσα στη μονάδα, την εξεργειακή απόδοση της μονάδας και την εξεργειακή απόδοση του συνολικού συστήματος.

Οι ρυθμοί ροής εξέργειας του προϊόντος και του καυσίμου έχουν υπολογιστεί ως διαφορές της συνολικής εξέργειας κάθε ρεύματος με μόνη εξαίρεση τον αντιδραστήρα, για τον οποίο η χημική και φυσική εξέργεια των εισερχόμενων και εξερχόμενων ρευμάτων θεωρήθηκαν χωριστά. Οι ορισμοί καυσίμου και προϊόντος για τη διεργασία βασίστηκαν σε ορισμούς που δίνονται στη βιβλιογραφία [2. Table II, pg 665]. Όπου χρησιμοποιήθηκαν διαφορετικοί ορισμοί, αυτοί σχολιάζονται.

Παρακάτω παρουσιάζεται ένας πίνακας με τον ορισμό των εξεργειακών ρυθμών ροής για το προϊόν και το καύσιμο των κυριότερων υπομονάδων του συστήματος:

Component	Schematic	Exergy rate of product \dot{E}_p	Exergy rate of fuel \dot{E}_F
Compressor,pump		$\dot{E}_2 - \dot{E}_1$	\dot{E}_3
Heat Exchanger		$\dot{E}_2 - \dot{E}_1$	$\dot{E}_3 - \dot{E}_4$

Component	Schematic	Exergy rate of product \dot{E}_p	Exergy rate of fuel \dot{E}_F
Mixing unit		\dot{E}_3	$\dot{E}_1 + \dot{E}_2$
Combustion chamber		$\dot{E}_3 - \dot{E}_2$	$\dot{E}_1 - \dot{E}_4$
Splitter		$\dot{E}_2 + \dot{E}_3$	\dot{E}_1
Filterpress		\dot{E}_3	$\dot{E}_1 - (\dot{E}_2 + \dot{E}_4)$
Drier		$\dot{E}_3 - \dot{E}_4$	$\dot{E}_2 - (\dot{E}_5 + \dot{E}_4)$

Πίνακας 6.1. Ορισμοί των ρυθμών ροής εξέργειας για το προϊόν και το καύσιμο των υπομονάδων

Παρατηρήσεις

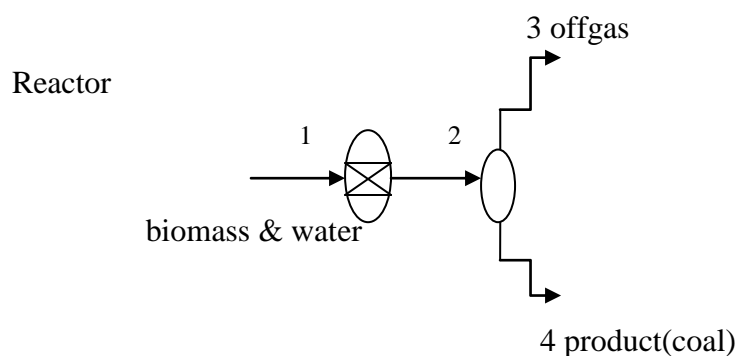
Μονάδες ανάμειξης. Με βάση τη βιβλιογραφία [2], οι ρυθμοί ροής εξέργειας για το προϊόν και το καύσιμο ορίζονται $\dot{m}_1(e_3 - e_1)$ και $\dot{m}_2(e_2 - e_3)$ αντίστοιχα. Στην παρούσα εργασία όμως θεωρήθηκαν διαφορετικά, όπως παρουσιάζεται στον παραπάνω πίνακα, διότι τα ρεύματα που αναμυγνύονται στην είσοδο της μονάδας είναι διαφορετικής φύσεως. Το ένα ρεύμα περιέχει βιομάζα και νερό ενώ το άλλο ατμό, συνεπώς δεν ελήφθη υπόψη η διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ των ρευμάτων. Το ίδιο ισχύει για όλες τις μονάδες ανάμειξης της διεργασίας.

Ψύκτες(coolers). Για τους ψύκτες που συμμετέχουν στη διεργασία ο ρυθμός ροής εξέργειας προϊόντος θεωρήθηκε ως η συνολική εξέργεια του εξερχόμενου ρεύματος ενώ ο ρυθμός ροής εξέργειας του καυσίμου η συνολική εξέργεια του εισερχόμενου ρεύματος.

Μονάδες εκτόνωσης (flash). Στις μονάδες εκτόνωσης της διεργασίας ο ρυθμός ροής εξέργειας του προϊόντος θεωρήθηκε ως το αέριο ρεύμα εξόδου ενώ ο ρυθμός ροής εξέργειας του καυσίμου ως η διαφορά συνολικής εξέργειας μεταξύ του ρεύματος εισόδου και του υγρού ρεύματος εξόδου.

Αντιδραστήρας

Ο αντιδραστήρας είναι η κύρια μονάδα της διεργασίας καθώς εκεί πραγματοποιείται η υδροθερμική ανθρακοποίηση της βιομάζας για την παραγωγή βιοάνθρακα. Για τον αντιδραστήρα οι συνιστώσες χημικής και φυσικής εξέργειας έχουν θεωρηθεί χωριστά στους ορίσμούς καυσίμου και προϊόντος λαμβάνοντας ένα αποτέλεσμα μεγαλύτερης ακρίβειας. Επιπλέον για τους υπολογισμούς έχουν διαχωριστεί και τα υπο-ρεύματα της μονάδας.



Πίνακας 6.2. Παρουσίαση των ρευμάτων καυσίμου και προϊόντος του αντιδραστήρα

Σύμφωνα με το παραπάνω σχήμα οι ορισμοί προϊόντος και καυσίμου για τον αντιδραστήρα είναι οι ακόλουθοι:

Προϊόν:

$$\dot{E}_P = (\dot{E}_{4,coal}^{CH} + \dot{E}_{4,coal}^{PH}) - \dot{m}_{4,coal} \frac{\dot{E}_{1,bio}^{CH} + \dot{E}_{1,bio}^{PH}}{\dot{m}_{1,bio}} + (\dot{E}_{4,TOM}^{CH} + \dot{E}_{4,TOM}^{PH}) - (\dot{E}_{1,TOM}^{CH} + \dot{E}_{1,TOM}^{PH}) \quad (6.3)$$

Καύσιμο:

$$\dot{E}_F = (\dot{E}_{1,mix}^{CH} + \dot{E}_{1,mix}^{PH}) + (\dot{m}_{1,bio} - \dot{m}_{4,coal}) \frac{(\dot{E}_{1,bio}^{CH} + \dot{E}_{1,bio}^{PH})}{\dot{m}_1} - (\dot{E}_{4,mix}^{CH} + \dot{E}_{4,mix}^{PH}) - (\dot{E}_3^{Ch} + \dot{E}_3^{PH}) \quad (6.4)$$

Το εισερχόμενο στον αντιδραστήρα ρεύμα (1) χωρίζεται σε δύο υπο-ρεύματα, το υπο-ρεύμα που περιέχει μόνο συμβατικές ουσίες και το ρεύμα που περιέχει τις μη συμβατικές ουσίες. Έχει θεωρηθεί ότι μόνο η βιομάζα από τα υπο-ρεύματα εισόδου συνεισφέρει στο σχηματισμό προϊόντος. Η εξέργεια των TOM(οργανικών διαλυμένων ουσιών) καθώς αυξάνει στην έξοδο του αντιδραστήρα θεωρήθηκε και αυτή στην πλευρά του προϊόντος της μονάδας. Όλες οι υπόλοιπες ουσίες (συμβατικές και μη) θεωρήθηκαν στην πλευρά του καυσίμου της μονάδας.

Η εξεργειακή και εξεργοοικονομική ανάλυση πραγματοποιήθηκαν με τη χρήση του προγραμματιστικού μοντέλου MatLab. Τα αποτελέσματα που ελήφθησαν από την εξεργειακή ανάλυση και αφορούν στους ρυθμούς ροής εξέργειας προϊόντος και καυσίμου παρουσιάζονται παρακάτω:

Μονάδες της διεργασίας	Ρυθμός ροής εξέργειας προϊόντος $\dot{E}_{p,k}$ (MW)	Ρυθμός ροής εξέργειας καυσίμου $\dot{E}_{f,k}$ (MW)	Είδος μονάδων διεργασίας
1 BIOMIX 2	16,1012	16,1210	<i>mixing unit</i>
2 SLURPU	0,0003	0,0023	<i>pump</i>

3 PH1	0,04910	0,0566	<i>heat exchanger</i>
4 PH3	0,0358	0,0502	<i>heat exchanger</i>
5 ST-1	16,3638	16,3870	<i>mixing unit</i>
6 W4-SLURP	0,00160	0,0077	<i>pump</i>
7 ST-2	16,6629	16,6771	<i>mixing unit</i>
8 W5-SLURP	0,0023	0,0086	<i>pump</i>
9 ST-3	16,8670	16,8670	<i>mixing unit</i>
10 W2-SLURP	0,0053	0,0183	<i>pump</i>
11 QLOSSB			<i>cooler</i>
12 AIRPH	0,0029	0,0057	<i>heat exchanger</i>
13 STIAM	17,2900	17,2900	<i>mixnig unit</i>
14 REACTOR	3,1802	3,5742	<i>reactor</i>
15 83-ST	0,0877	0,1021	<i>heat exchanger</i>
17 FLASH1	0,2019	0,2237	<i>flash</i>
18 FLASH 2	0,3119	0,3119	<i>flash</i>
19 FLASH 3	0,2633	0,3024	<i>flash</i>
20 FLASH 4	0,2482	0,3137	<i>flash</i>
21	10,6666	10,6666	<i>flash</i>
FILTERPRESS			
22 ADRIER	10,4024	10,4695	<i>drier</i>
23 COALCL2			<i>cooler</i>
24 splitter	0,0264	0,0264	<i>spliter</i>
25 COMB (boiler)	0,6332	0,9162	<i>combustion chamber</i>
26 ECO2	0,0137	0,0267	<i>heat exchanger</i>
27 PUMP 3	0,0012	0,0022	<i>pump</i>
31 FLMIX	15,8957	15,8957	<i>mixing unit</i>
32 DRYHX	0,0684	0,1291	<i>heat exchanger</i>
33 PUCOOL			<i>cooler</i>
34 FLOFFGAS	0,0190	0,0190	<i>flash</i>
35 GASCOOL	0,0097		<i>cooler</i>

36 ECO1	0,0562	0,0703	<i>heat exchanger</i>
37 B16			<i>cooler</i>
38 DRYFAN	0,02428	0,0367	<i>compressor</i>
39 AIRMIX	0,1448	0,2070	<i>mixing unit</i>
40PUMP4	0,0000	0,0002	<i>pump</i>

Πίνακας 6.3 .Ρυθμός ροής εξέργειας για το προϊόν και το καύσιμο κάθε υπομονάδας.

Σημείωση: Οι ονομασίες των μονάδων της διεργασίας που φαίνονται στον παραπάνω πίνακα έχουν προκύψει με βάση την ονομασία τους στην προσομοίωση της διεργασίας(βλ. Παράρτημα Ι).Από εδώ και στο εξής οπουδήποτε παρουσιάζονται οι μονάδες θα σχολιάζονται με βάση αυτή την ονομασία τους.

6.1.3 Παθητικές μονάδες της διεργασίας(Dissipative components)

Σε μια διεργασία υπάρχουν μονάδες, για τις οποίες το προϊόν μπορεί να οριστεί εύκολα όταν αυτές εξετασθούν απομονωμένες, με άλλα λόγια μονάδες που πραγματοποιούν ένα παραγωγικό σκοπό. Υπάρχουν όμως και μονάδες, στις οποίες εξέργεια καταστρέφεται χωρίς όμως να κερδίζουμε κάτι θερμοδυναμικά χρήσιμο από την ίδια μονάδα. Παραδείγματα τέτοιων μονάδων θα μπορούσαν να είναι βαλβίδες εκτόνωσης, ψύκτες ,μονάδες καθαρισμού αερίων. Αυτές τις μονάδες που δεν συνεισφέρουν άμεσα στη διεργασία αλλά έμμεσα τις ονομάζουμε παθητικές μονάδες. Για τις μονάδες αυτές δεν έχει νόημα να οριστεί ένα προϊόν αν εξετασθούν απομονωμένες καθώς η λειτουργία τους δεν προσφέρει κάτι στη διεργασία από θερμοδυναμική πλευρά.

Η λειτουργία των παθητικών μονάδων αποκτά νόημα μόνο όταν αυτές εξετάζονται στο πλαίσιο του συνολικού θερμικού συστήματος: Οι παθητικές μονάδες εξυπηρετούν τις παραγωγικές μονάδες του συστήματος, συμβάλλουν στην ελάττωση του συνολικού κόστους επένδυσης για ένα σύστημα ή ικανοποιούν τα απαιτούμενα πρότυπα εκπομπών.

Όταν υπάρχουν παθητικές μονάδες σε μια διεργασία μπορούμε να ορίζουμε βάσιμη εξέργειακή απόδοση μόνο όταν αυτές εξετάζονται μαζί με τις μονάδες που εξυπηρετούν. Έτσι και στη συγκεκριμένη περίπτωση όλοι οι ψύκτες της διεργασίας έχουν θεωρηθεί ως παθητικές

μονάδες και δεν έχει οριστεί προϊόν για αυτές καθώς κάτι τέτοιο δεν θα ήταν σκόπιμο. Η θερμοδυναμική προσφορά τους στη διεργασία έχει θεωρηθεί μαζί με τις μονάδες τις οποίες εξυπηρετούν.

6.1.4 Υπολογισμός της εξεργειακής απόδοσης κάθε μονάδας

Μετά τον ορισμό και τον υπολογισμό της ροής εξέργειας του προϊόντος και του καυσίμου μπορούμε να υπολογίσουμε την εξεργειακή απόδοση κάθε υπομονάδας και του συνολικού συστήματος, όπως επίσης και το ρυθμό καταστροφής εξέργειας που μας βοηθάει να αναγνωρίσουμε τις μεγαλύτερες πηγές αναποτελεσματικότητας στην υπομονάδα. Για τον υπολογισμό του ρυθμού καταστροφής εξέργειας και της εξεργειακής απόδοσης χρησιμοποιούνται αντίστοιχα οι εξισώσεις $\dot{E}_D = \dot{E}_F - \dot{E}_P$ και $\varepsilon_k = \frac{\dot{E}_{P,k}}{\dot{E}_{F,k}}$. Τα αποτελέσματα από

αυτούς τους υπολογισμούς παρουσιάζονται παρακάτω:

Μονάδες της διεργασίας	Ρυθμός καταστροφής εξέργειας $\dot{E}_{D,k}$ (MW)	Εξεργειακή απόδοση ε_k (%)	Είδος μονάδων της διεργασίας
1 BIOMIX 2	0,0198	99,88	<i>mixing unit</i>
2 SLURPU	0,0020	11,28	<i>pump</i>
3 PH1	0,0075	86,71	<i>heat exchanger</i>
4 PH3	0,0144	71,31	<i>heat exchanger</i>
5 ST-1	0,0232	0,9986	<i>mixing unit</i>
6 W4-SLURP	0,0061	20,73	<i>pump</i>
7 ST-2	0,0143	99,91	<i>mixing unit</i>
8 W5-SLURP	0,0063	26,23	<i>pump</i>
9 ST-3	0,0000	100	<i>mixing unit</i>
10 W2-SLURP	0,0130	28,95	<i>pump</i>
11 QLOSSB	0,0083		<i>cooler</i>
12 AIRPH	0,0028	51,05	<i>heat exchanger</i>
13 STIAM	0,0000	100	<i>mixing unit</i>

14 REACTOR	0,3939	88,98	<i>reactor</i>
15 83-ST	0,0144	85,90	<i>heat exchanger</i>
17 FLASH1	0,0218	90,27	<i>flash</i>
18 FLASH 2	0,0000	100	<i>flash</i>
19 FLASH 3	0,0390	87,09	<i>flash</i>
20 FLASH 4	0,0655	79,11	<i>flash</i>
21	0,0000	100	<i>flash</i>
FILTERPRESS			
22 ADRIER	0,0671	99,36	<i>drier</i>
23 COALCL2	0,0344		<i>cooler</i>
24 splitter	0,0000	100	<i>splitter</i>
25 COMB (boiler)	0,2829	69,12	<i>combustion chamber</i>
26 ECO2	0,0130	51,33	<i>heat exchanger</i>
27 PUMP 3	0,0010	55,98	<i>pump</i>
31 FLMIX	0,0000	100	<i>mixing unit</i>
32 DRYHX	0,0607	52,97	<i>heat exchanger</i>
33 PUCOOL	0,0102		<i>cooler</i>
34 FLOFFGAS	0,0000	99,96	<i>flash</i>
35 GASCOOL	0,0092		<i>cooler</i>
36 ECO1	0,0141	79,90	<i>heat exchanger</i>
37 B16	0,0007		<i>cooler</i>
38 DRYFAN	0,0124	66,25	<i>compressor</i>
39 AIRMIX	0,0622	69,96	<i>mixing unit</i>
40PUMP4	0,0002	11,69	<i>pump</i>

Πίνακας 6.4. Ρυθμός καταστροφής εξέργειας και εξεργειακής απόδοσης για κάθε υπομονάδα της διεργασίας.

Σχολιασμός αποτελεσμάτων

1. Μονάδες ανάμειξης και διαχωρηστές

Με βάση τον παραπάνω πίνακα φαίνεται ότι οι μονάδες ανάμειξης της διεργασίας (μονάδες 1,5,7,9,13,31 όπως αναγράφονται στον παραπάνω πίνακα) λειτουργούν σχεδόν σε μέγιστη απόδοση της τάξης του 99-100% με ελάχιστες απώλειες εξέργειας. Τα ποσοστά αυτά μπορούν να γίνουν αποδεκτά στη διεργασία, δεδομένου ότι στις μονάδες ανάμειξης δεν λαμβάνει χώρα χημική αντίδραση και δεν υπάρχει κάποια άλλη πηγή που θα ελάττωνε σημαντικά το βαθμό απόδοσης της μονάδας. Τα ρεύματα που αναμυγνύονται σε όλες τις μονάδες ανάμειξης του συστήματος, εκτός από τη μονάδα 39, είναι ρεύματα διαλυμένης σε νερό βιομάζας και ατμού, βρίσκονται δηλαδή σε διαφορετική φάση γι αυτό και η θερμοκρασιακή τους διαφορά δεν παίζει σημαντικό ρόλο στη εξεργειακή απόδοση των μονάδων. Στη μονάδα 39 ο βαθμός εξεργειακής απόδοσης που παρατηρείται είναι 69%, σημαντικά μικρότερος από το βαθμό απόδοσης των υπόλοιπων μονάδων ανάμειξης. Αυτό συμβαίνει σε αυτή την περίπτωση διότι το ένα από τα δύο ρεύματα που αναμειγνύονται αποτελεί ρεύμα καυσαερίων που προέρχεται από το μπόιλερ της διεργασίας με σημαντικά μεγαλύτερη θερμοκρασία σε σχέση με το άλλο ρεύμα της ανάμειξης.

Στον διαχωρηστήρα της διεργασίας (μονάδα 24) παρατηρείται βαθμός εξεργειακής απόδοσης 100% με μηδενικές απώλειες εξέργειας. Το ποσοστό αυτό είναι αναμενόμενο αφού στο διαχωρηστήρα ένα ρεύμα απλώς διαχωρίζεται χωρίς να λαμβάνει χώρα κάποια αντίδραση ούτε μεταβολή της θερμοκρασίας.

2. Μονάδες εκτόνωσης (flash)

Η εξεργειακή απόδοση μεταξύ 79-90% που παρατηρείται για τις μονάδες φλας της διεργασίας είναι αναμενόμενη για τις μονάδες αυτές καθώς ο μόνος λόγος απωλειών είναι η διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ των ρευμάτων εισόδου και εξόδου. Με βάση την παραπάνω ανάλυση, η μονάδα 18 της διεργασίας παρουσιάζει εξεργειακή απόδοση 100% κάτι το οποίο δεν μπορεί να θεωρηθεί αποδεκτό, δεδομένου ότι πάντα υπάρχει διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ των ρευμάτων. Αυτό συμβαίνει πιθανόν λόγω κακής σχεδίασης της διεργασίας στο σημείο αυτό και χρήζει επανεξέτασης και βελτίωσης για τη βελτιστοποίηση της διεργασίας.

3. Αντλίες

Η αναμενόμενη απόδοση των αντλιών της διεργασίας είναι περίπου 45%. Το ποσοστό αυτό είναι μικρότερο από τη συνήθη τιμή απόδοσης των αντλιών λόγω της παρουσίας μη συμβατικών ουσιών στα ρεύματα της διεργασίας. Μερικοί από τους υπολογισμούς οδήγησαν σε ακόμα μικρότερες τιμές εξεργειακής απόδοσης από την αναμενόμενη, όπως η μονάδα 2 της διεργασίας με εξεργειακή απόδοση 11,28%. Η απόδοση μίας υδαρούς αντλίας επηρεάζεται σημαντικά από την αντίσταση στη ροή του υγρού μέσα στους σωλήνες μεταφοράς. Εξαιτίας της παρουσίας βιομάζας υπό τη μορφή τριμμάτων ξύλου στη διεργασία αυξάνεται σημαντικά η αντίσταση στη ροή και γίνεται κατανοητή η χαμηλή τιμή απόδοσης της αντλίας.

4. Ψύκτες

Οι ψύκτες που συμμετέχουν στη διεργασία θεωρούνται ως παθητικές μονάδες. Για τις μονάδες αυτές είναι σημαντικό όπως έχει αναφερθεί να υπολογίζεται η καταστροφή εξέργειας για τον εντοπισμό αναποτελεσματικότητας αλλά όντας παθητικές μονάδες ο υπολογισμός της εξεργειακής απόδοσης αυτών δεν θα ήταν σκόπιμος. Οι θερμικές απώλειες στο σύνολο των ψυκτών της διεργασίας είναι 284,13kW και αντιστοιχούν σε ποσοστό 20% των συνολικών απωλειών θερμότητας της διεργασίας.

5. Αντιδραστήρας

Για την εξεργειακή απόδοση του αντιδραστήρα οποιοδήποτε αποτέλεσμα μεταξύ 30-90% θα μπορούσε να θεωρηθεί αποδεκτό εξαιτίας έλλειψης πειραματικών δεδομένων, αφού η συγκεκριμένη μονάδα δεν έχει ακόμα λειτουργήσει εργαστηριακά ή βιομηχανικά. Η εξεργειακή απόδοση που προκύπτει από την παραπάνω ανάλυση είναι 88% ποσοστό, το οποίο όντας στη λογική αναμενόμενη κλίμακα, μπορεί να θεωρηθεί αποδεκτό. Ο ρυθμός καταστροφής εξέργειας στον αντιδραστήρα είναι αρκετά μεγάλος, συγκεκριμένα μεγαλύτερος από κάθε άλλη μονάδα. Σημαντικές επεμβάσεις δεν μπορούν να πραγματοποιηθούν όμως πάνω σε αυτό, δεδομένου ότι η καταστροφή εξέργειας μέσα στον αντιδραστήρα προκύπτει κυρίως λόγω χημικών αντιδράσεων που πραγματοποιούνται, οι οποίες παρουσιάζουν μεγάλη μη αντιστρεψιμότητα ως διεργασίες και εμπομένως ανήκουν στο ποσοστό εκείνο καταστροφής εξέργειας που είναι αναπόφευκτο. Οι απώλειες θερμότητας στον αντιδραστήρα ανέρχονται σε 5,391 kW, ποσοστό μόλις 0,4% σε

σχέση με τις συνολικές απώλειες θερμότητας της διεργασίας. Επομένως ο μεγάλος εξεργειακός βαθμός απόδοσης μπορεί να δικαιολογηθεί.

6. Αναβραστήρας (boiler)

Η εξεργειακή απόδοση του αναβραστήρα της διεργασίας είναι 69,12%. Εξαιτίας της πολύ μεγάλης διαφοράς θερμοκρασίας μεταξύ των ρευμάτων εισόδου και εξόδου λαμβάνουν χώρα μεγάλες απώλειες θερμότητας που δικαιολογούν τη χαμηλή απόδοση της μονάδας. Συγκεκριμένα οι απώλειες θερμότητας του αναβραστήρα είναι 27,94kW και αντιστοιχούν στο 2% των συνολικών απωλειών θερμότητας της διεργασίας και μόλις 2,9% της HHV του φυσικού αερίου που αποτελεί καύσιμο του αναβραστήρα. Μαζί με τον αντιδραστήρα αποτελούν τις μονάδες που παρουσιάζουν το μέγιστο ρυθμό καταστροφής εξέργειας.

7. Μονάδα μηχανικής αφυδάτωσης(Drier)

Στη μονάδα μηχανικής αφυδάτωσης ο βαθμός εξεργειακής απόδοσης είναι 99,36%, που σημαίνει ότι η μονάδα λειτουργεί σχεδόν σε βέλτιστες συνθήκες. Από τη μονάδα μηχανικής αφυδάτωσης λαμβάνεται ουσιαστικά το κύριο προϊόν της διεργασίας, ο βιοάνθρακας με τελικό ποσοστό υγρασίας 13%, το επιθυμητό. Οι απώλειες θερμότητας στη μονάδα αυτή είναι 29,3kW που αντιστοιχούν σε ποσοστό 2,1% των συνολικών απωλειών θερμότητας της διεργασίας και σε ποσοστό 5% της συνολικής απαίτησης ενέργειας της μονάδας.

8. Εναλλάκτες θερμότητας

Οι εναλλάκτες θερμότητας της διεργασίας λειτουργούν με αποδόσεις μεταξύ 50-85 %. Η εξεργειακή απόδοση των εναλλακτών θερμότητας μιας διεργασίας μπορεί να αναμένεται μεταξύ 35% για εναλλάκτες που λειτουργούν υπό χαμηλή πίεση και 95% για εναλλάκτες που λειτουργούν υπό υψηλή πίεση. Οι απώλειες εξέργειας σε έναν εναλλάκτη προκύπτουν λόγω μεγάλης μη αντιστρεψιμότητας της εναλλαγής θερμότητας υπό μεγάλη διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ ζεστού και κρύου ρεύματος. Όσο μεγαλύτερη είναι η θερμοκρασιακή αυτή διαφορά τόσο μεγαλύτερες είναι και οι απώλειες εξέργειας και τόσο μικρότερη αναμένεται η εξεργειακή απόδοση του εναλλάκτη, όπως παρατηρείται για τις μονάδες 3,4,12,26 της διεργασίας. Ένας άλλος παράγοντας που επηρεάζει την εξεργειακή απόδοση των εναλλακτών θερμότητας είναι η απόλυτη θερμοκρασία του ζεστού και του κρύου ρεύματος. Όσο μεγαλύτερες είναι αυτές οι

θερμοκρασίες τόσο λιγότερες είναι οι απώλειες εξέργειας και τόσο μεγαλύτερη η εξεργειακή απόδοση των εναλλακτών, όπως παρατηρείται για τις μονάδες 15 και 36 της διεργασίας.

Συνολικά παρουσιάζονται στον παρακάτω πίνακα οι ολικές θερμικές απώλειες του συστήματος και το ποσοστό που η κάθε μία συνεισφέρει στο συνολικό βαθμό θερμικών απωλειών της μονάδας:

Απώλειες ενέργειας			
Απώλειες θερμότητας	[kW]	104,631	7,6%
Αντιδραστήρας	[kW]	5,391	0,4%
Θερμικές απώλειες σωληνώσεων	[kW]	42,000	3,0%
Μονάδα μηχ. αφυδάτωσης	[kW]	29,300	2,1%
Αναβραστήρας	[kW]	27,940	2,0%
Απώλειες θερμότητας στη ροή αποβλήτων	[kW]	996,770	71,9%
Θερμότητα άνθρακα	[kW]	17,208	1,2%
Καυσαέρια αναβραστήρα	[kW]	0,000	0,0%
Αφυγραντήρας	[kW]	812,967	58,7%
Καθαρισμός με νερό	[kW]	97,572	7,0%
Συμπύκνωση απαερίων αντιδραστήρα	[kW]	68,967	5,0%
Συμπύκνωση	[kW]	0,056	0,0%
Ψύκτες	[kW]	284,130	20,5%
Συνολικές απώλειες θερμότητας και απώλειες στη ροή αποβλήτων	[kW]	1385,531	100,0%

Πίνακας 6.5 Απώλειες ενέργειας στη διεργασία

Όπως γίνεται αντιληπτό από τον παραπάνω πίνακα το μεγαλύτερο ποσοστό απωλειών θερμότητας προκύπτει λόγω ροής από τα ρεύματα της διεργασίας και όχι από τις ίδιες τις μονάδες, κάτι που θα μπορούσε να αποτελεί σχεδιαστικό λάθος. Συγκεκριμένα το μεγαλύτερο ποσοστό απωλειών οφείλεται στη ροή του ρεύματος που εξέρχεται της μονάδας μηχανικής αφυδάτωσης. Ως μονάδα θερμικής επεξεργασίας παρουσιάζονται σε αυτή σημαντικές απώλειες θερμότητας με την απομάκρυνση του υγρού ρεύματος από την έξοδό της.

6.1.5 Υπολογισμός της εξεργειακής απόδοσης του συνολικού συστήματος

Για να υπολογιστεί ο βαθμός εξεργειακής απόδοσης του συνολικού συστήματος πρέπει να οριστούν πρώτα το προϊόν και το καύσιμο της συνολικής διεργασίας. Ο βιοάνθρακας θεωρείται ως το κύριο προϊόν της διεργασίας ενώ ως ρεύματα καυσίμου θεωρήθηκαν όλα τα ρεύματα εισόδου (βιομάζα, νερό, αέρας) όπως επίσης και το ρεύμα φυσικού αερίου που εισέρχεται στον αναβραστήρα και η ηλεκτρική ενέργεια που καταναλώνεται για τη λειτουργία των αντλιών και του συμπιεστή της μονάδας. Η συνολική απόδοση εξεργειας υπολογίστηκε ως εξής:

$$\dot{E}_{P,tot} = \dot{E}_{75,COAL} \Rightarrow \dot{E}_{P,tot} = 10,402MW \quad (6.5)$$

$$\dot{E}_{F,tot} = \dot{E}_{1,BIO} + \dot{E}_{2,IS40} + \dot{E}_{62,AIR} + \dot{E}_{34AIR} + \sum_{n=7} W_n + \dot{E}_{35CH4} \Rightarrow \dot{E}_{F,tot} = 17,2MW \quad (6.6)$$

$$\varepsilon_{tot} = \frac{\dot{E}_{P,tot}}{\dot{E}_{F,tot}} \Rightarrow \varepsilon = 0,604 \quad (6.7)$$

$$\dot{E}_L = \dot{E}_{68,BRUED} + \dot{E}_{99TOMLS} + \dot{E}_{94PURGE} = 0,84MW \quad (6.8)$$

Οι δείκτες των μεγεθών που παρουσιάζονται στις παραπάνω εξισώσεις αναφέρονται σε ρεύματα της διεργασίας όπως αυτά ορίζονται στο διάγραμμα ροής της διεργασίας. (Παράρτημα I)

Η εξεργεια του νερού που αποβάλλεται από τη διεργασία στην έξοδο της μονάδας μηχανικής αφυδάτωσης (μονάδα 22), το ρεύμα που περιέχει διαλυμένες οργανικές ύλες TOM στην έξοδο της μονάδας μηχανικής αφυδάτωσης και το υγρό ρεύμα (94 purge) στην έξοδο της φιλτρόπρεσσας(μονάδα 21) θεωρούνται ως απώλειες εξεργειας. Έτσι με το συνολικό ισοζύγιο εξεργειας υπολογίστηκε η καταστροφή εξεργειας για τη συνολική διεργασία:

$$\begin{aligned} \dot{E}_{D,tot} &= \dot{E}_{F,tot} - \dot{E}_{P,tot} - \dot{E}_L \\ \dot{E}_{D,tot} &= 5,855MW \end{aligned} \quad (6.9)$$

Δεδομένου ότι το συγκεκριμένο σύστημα δεν έχει ακόμα βρει εφαρμογή σε βιομηχανική κλίμακα και δεν υπάρχουν πειραματικά δεδομένα, ο συνολικός βαθμός απόδοσης 60,4 % μπορεί

να θεωρείται αποδεκτός μέσα σε λογικά πλαίσια. Παρόλα αυτά υπάρχουν αναποτελεσματικότητες στο σύστημα που μπορούν να βελτιωθούν αυξάνοντας το συνολικό βαθμό απόδοσης του συστήματος.

6.2 Εξεργοοικονομική ανάλυση

Η εξεργειακή ανάλυση παρέχει τις επιθυμητές πληροφορίες για την πλήρη αξιολόγηση του σχεδιασμού και της λειτουργίας ενός ενεργειακού συστήματος από θερμοδυναμική σκοπιά. Ωστόσο χρειάζεται ακόμα να γνωρίζουμε πόσο κοστίζει για τον χειριστή της διεργασίας η καταστροφή εξέργειας σε κάθε υπομονάδα του συστήματος. Η γνώση του κόστους καταστροφής εξέργειας είναι πολύ χρήσιμη για τη βελτίωση της σχέσης κόστους- αποτελεσματικότητας (cost effectiveness) του συστήματος.

Στην εξεργοοικονομική ανάλυση, αξιολόγηση και βελτιστοποίηση, οι ρυθμοί κόστους που σχετίζονται με κάθε ρεύμα ροής ύλης και ενέργειας χρησιμοποιούνται για τον υπολογισμό θερμοοικονομικών μεταβλητών σε επίπεδο υπομονάδας. Οι θερμοοικονομικές αυτές μεταβλητές αφορούν στο κόστος επένδυσης και τα αντίστοιχα κόστη που σχετίζονται με τις θερμοδυναμικές αναποτελεσματικότητες. Βασιζόμενοι σε λογικά κριτήρια, αναγνωρίζονται έτσι οι απαιτούμενες αλλαγές στη δομή και στις τιμές διαφόρων παραμέτρων για τη βελτίωση της απόδοσης υπομονάδων και του συνολικού συστήματος. Έτσι, η ελαχιστοποίηση του κόστους του θερμικού συστήματος προϋποθέτει την εξεύρεση του βέλτιστου συνδυασμού μεταξύ των συντελεστών κόστους που συνδέονται με την επένδυση κεφαλαίου και της καταστροφής εξέργειας,

6.2.1 Οικονομική ανάλυση

Πρώτο βήμα πριν την διεξαγωγή της εξεργοοικονομικής ανάλυσης είναι η οικονομική ανάλυση. Για τους σκοπούς της οικονομικής ανάλυσης συλλέχθηκαν μια πληθώρα δεδομένων που αφορούν τις απαιτήσεις εσόδων της διεργασίας. Λαμβάνοντας υπόψη τις ώρες εργασίας, τη χωρητικότητα της μονάδας (capacity), των αριθμό των υπομονάδων, το υλικό κατασκευής κάθε υπομονάδας υπολογίστηκε το **συνολικό κόστος μονάδας CBM** (περιλαμβάνοντας και το κόστος για σωληνώσεις, όργανα, ηλεκτρικές εγκαταστάσεις, μεταλλικούς σκελετούς κλπ).

Στους υπολογισμούς λήφθηκε υπόψη και ένας παράγοντας ασφάλειας (overdesign factor), λόγω των αποκλίσεων που μπορεί να υπάρχουν μεταξύ της πραγματικής λειτουργίας της μονάδας και της προσομοιωμένης διεργασίας. Ο παράγοντας ασφάλειας σχετίζεται με αλλαγές στη βιομάζα και αβεβαιότητα για τους χρόνους παραμονής, τις συνθήκες αντίδρασης και ούτω καθ' εξής. Ο παράγοντας ασφάλειας θεωρήθηκε της τάξεως του:

- 110% για τις πιέσεις λειτουργίας των αντλιών και των μονάδων εκτόνωσης
- 115% για εναλλάκτες θερμότητας
- 120% για τον αντιδραστήρα, τον όγκο των μονάδων εκτόνωσης, τη χωρητικότητα των αντλιών και την πίεση λειτουργίας του λέβητα
- 300% για τη χωρητικότητα του λέβητα

Το κόστος CBM υπολογίστηκε με μια ποικιλία μεθόδων, η ανάλυση της οποίας δεν αποτελεί μέρος της παρούσας εργασίας (περισσότερες πληροφορίες σχετικά βρίσκονται στη βιβλιογραφία [3]), λαμβάνοντας μεγαλύτερη ακρίβεια αποτελέσματος, το οποίο λήφθηκε ως μέσος όρος των αποτελεσμάτων των διαφόρων πηγών. Με βάση το κόστος CBM υπολογίστηκε έπειτα το κόστος του αγορασμένου εξοπλισμού (Purchased Equipment Cost-PEC) για κάθε υπομονάδα της διεργασίας. Στη συνέχεια οι υπολογισμοί κλιμακώθηκαν όπως περιγράφονται στην οικονομική ανάλυση (Κεφάλαιο 3, παράγραφος 3.9). Παρακάτω παρουσιάζεται ένας πίνακας με το κόστος CBM για κάθε μονάδα της διεργασίας.

CBM - HTC					
Μονάδες	cap.	/	units	CMB/unit	CBM-tot
	unit			[k€]	[k€]
Αντιδραστήρας	54,18		2	692	1383
Μονάδα ανάμειξης 2 slurpu	8,62		1	58	58
17 flashtank 1	5,96		1	100	100
18 flashtank 2	7,84		1	90	90
19 flashtank 3	7,96		1	59	59

20 flashtank 4	14,49	1	79	79
slurry pump 1	2,36	1	45	45
slurry pump 2	7,88	1	61	61
27 slurry pump 3	8,78	1	68	68
40 slurry pump 4	18,67	1	98	98
21 filter press	17,74	1	846	846
25 utility boiler	4719,81	1	141	141
3 PH1	10,16	1	118	118
4 PH3	6,55	1	94	94
36 ECO1	27,25	1	78	78
26 ECO2	2,96	1	35	35
15 OFFGAHX	1,92	1	27	27
34 OFFGHX2	13,17	1	72	72
32 DRYHX	144,34	1	123	123
12 AIRPH	5,76	1	52	52
23 coal cooler before filter press	5,79	1	63	63
33 purge cooler	6,63	1	68	68
offgas condensate cooler	3,97	1	50	50
surplus steam / cond. cooler	9,25	1	83	83
biomass screw conveyer	4800,00	1	97	97
biocoal belt drier	892,58	1	774	774
waste water treatment plant	4,97	1	245	245
pellet press	1875,14	1	406	406
pellet storage & handling	1875,14	1	194	194
total CBM				5605

Πίνακας 6.6. Συνολικό κόστος μονάδας

Οι συνολικές ετήσιες απαιτήσεις εσόδων (TRR) υπολογίστηκαν ως το άθροισμα αποσβέσεων, δαπανών προσωπικού, φόροι και ασφάλειες, επισκευαστικά υλικά, μεταβλητή λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας και του αθροίσματος των καύσιμων υλών όπως η βιομάζα, το ντίζελ για τους φορτωτές, το φυσικό αέριο για το λέβητα και ηλεκτρική ενέργεια. Το κανονικοποιημένο ετήσιο κόστος καυσίμου FC_L υπολογίστηκε ως το άθροισμα των καύσιμων υλών: βιομάζα, ντίζελ, φυσικό αέριο και ηλεκτρική ενέργεια ενώ το κανονικοποιημένο ετήσιο κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας OMC_L υπολογίστηκε ως άθροισμα των δαπανών προσωπικού, του κόστους επισκευαστικών υλικών και της μεταβλητής λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας [3]. Οι τιμές αυτές παρουσιάζονται στον παρακάτω πίνακα:

Κανονικοποιημένα ετήσια κόστη		
Υπολειμματική αξία επένδυσης	[κ€]	7.792
Κανονικοποιημένα κόστη		
Απόσβεση	[κ€/y]	856
Κόστος δυναμικού	[κ€/y]	857
Φόροι και Ασφάλεια	[κ€/y]	80
Επισκευαστικά υλικά	[κ€/y]	166
Μεταβλητή Ο&Μ	[κ€/y]	16
Βιομάζα	[κ€/y]	1.066
Diesel για χρήση φωττών	[κ€/y]	0
Φυσικό αέριο	[κ€/y]	180
Ηλεκτρικό	[κ€/y]	96
Κανονικοποιημένη ετήσια απαίτηση εσόδων TRR_L	[κ€/y]	3.317

Πίνακας 6.7. Κανονικοποιημένα ετήσια κόστη

Στη συνέχεια, με βάση την εξίσωση (3.27)

$$CC_L = TRR_L - FC_L - OMC_L$$

υπολογίστηκε το κανονικοποιημένο κόστος διατήρησης εμπορεύματος για να υπολογιστεί έπειτα το ετήσιο κόστος επένδυσης και το ετήσιο κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας από τα ισοζύγια κόστους της κάθε υπομονάδας.

Το ετήσιο κόστος διατήρησης εμπορεύματος και το ετήσιο κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας μπορεί να καταταμηθεί μεταξύ των υπομονάδων του συστήματος ανάλογα με τη συνεισφορά της υπομονάδας k στο κόστος αγορασμένου εξοπλισμού (PEC) με βάση τις σχέσεις (3.28),(3.29):

$$\dot{Z}_k^{CI} = \frac{CC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k}$$

$$\dot{Z}_k^{OM} = \frac{OMC_L}{\tau} \frac{PEC_k}{\sum_k PEC_k}$$

Λόγω έλλειψης δεδομένου κόστους PEC για κάποιες από τις υπομονάδες, στις παραπάνω εξισώσεις χρησιμοποιήθηκε το κόστος CBM για την πραγματοποίηση των υπολογισμών. Θεωρήθηκε ότι τα αποτελέσματα που προκύπτουν λόγω της παραπάνω θεώρησης δεν διαφέρουν σημαντικά όταν το κόστος PEC αντικαθίσταται από το κόστος CBM καθώς οι όροι αυτοί εμφανίζονται ως αναλογία της συνεισφοράς της κάθε υπομονάδας στο συνολικό κόστος. Τα αποτελέσματα των υπολογισμών αυτών εμφανίζονται στον παρακάτω πίνακα:

Συνολικό κόστος επένδυσης στη μονάδα του χρόνου				
		\dot{Z}_k^{CI} (€/h)	\dot{Z}_k^{OM} (€/h)	\dot{Z}_k (€/h)
	Είδος Μονάδας			
1 BIOMIX 2	mixing unit	4,633	5,149	9,782
2 SLURPU	pump	3,604	4,005	7,609
3 PH1	heat exchanger	9,457	10,51	19,967
4 PH3	heat exchanger	7,560	8,401	15,961
5 ST-1	mixing unit	0,000	0	0,000
6 W4-SLURP	pump	4,925	5,472	10,397
7 ST-2	mixing unit	0,000	0	0,000
8 W5-SLURP	pump	5,414	6,014	11,428
9 ST-3	mixing unit	0,000	0	0,000
10 W2-SLURP	pump	7,816	8,682	16,498
11 QLOSSB	cooler	0,000	0	0,000
12 AIRPH	heat exchanger	4,129	4,586	8,715
13 STIAM	mixnig unit	0,000	0	0,000
14 REACTOR	reactor	110,855	123,173	234,028
15 83-ST	heat exchanger	2,146	2,384	4,530
17 FLASH1	flash	8,035	8,926	16,961
18 FLASH 2	flash	7,186	7,983	15,169

19 FLASH 3	flash	4,766	5,297	10,063
20 FLASH 4	flash	6,293	6,994	13,287
21 FILTERPRESS	filterpress	67,774	75,306	143,080
22 ADRIER	drier	62,006	68,899	130,905
23 COALCL2	cooler	5,036	5,595	10,631
24 SPLITTER	splitter	6,638	7,375	14,013
25 COMB (boiler)	combustion chamber	11,290	12,546	23,836
26 ECO2	heat exchanger	2,783	3,094	5,877
27 PUMP 3	pump	0,000	0	0,000
31 FLMIX	mixing unit	0,000	0	0,000
32 DRYHX	heat exchanger	9,846	10,941	20,787
33 PUCOOL	cooler	0,000	0	0,000

Πίνακας 6.8. Κόστη λειτουργίας και συντήρησης για την κάθε μονάδα της διεργασίας

Το μέγεθος Z_k αντιπροσωπεύει το συνολικό ρυθμό κόστους που σχετίζεται με την επένδυση κεφαλαίου και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας.

Οι ετήσιες ώρες λειτουργίας της μονάδας τ θεωρήθηκαν 7500 ώρες/έτος. Επιπλέον, στον παραπάνω πίνακα έχουν υπολογιστεί το κόστος επένδυσης κεφαλαίου και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας για υπομονάδες της διεργασίας, οι οποίες δεν έχουν συμπεριληφθεί στην εξεργειακή ανάλυση ως περιφερειακές μονάδες και όχι ως μονάδες του κυρίως συστήματος, συνεισφέρουν όμως στο συνολικό ισοζύγιο κόστους της μονάδας. Αυτές οι υπομονάδες είναι: η μονάδα συμπίεσης της βιομάζας, η μονάδα αποθήκευσης και διαχείρισης της βιομάζας, η μονάδα επεξεργασίας λυμάτων και η ταινία μεταφοράς της βιομάζας (screw conveyor).

6.2.2 Ρυθμός ροής κόστους προϊόντος και καυσίμου

Ο ορισμός του καυσίμου και του προϊόντος της διεργασίας για τον υπολογισμό της εξεργειακής απόδοσης της κάθε μονάδας, οδηγεί στον υπολογισμό της ροής κόστους που σχετίζεται με το καύσιμο και το προϊόν της κάθε μονάδας. Συγκεκριμένα ο ρυθμός $\dot{C}_{f,k}$ αντιπροσωπεύει τη ροή κόστους, μετρούμενη σε €/s, στην οποία η εξέργεια του καυσίμου παρέχεται στη διεργασία. Ο ρυθμός $\dot{C}_{p,k}$ αντιπροσωπεύει τη ροή κόστους σε €/s που σχετίζεται με την εξέργεια του προϊόντος της ίδιας διεργασίας. Οι τιμές των μεγεθών αυτών

παρουσιάζονται στον παρακάτω πίνακα. Ο ορισμός καυσίμου και προϊόντος για την κάθε μονάδα έχει γίνει με βάση την εξεργειακή ανάλυση. Οι υπολογισμοί που οδήγησαν σε αυτά τα αποτελέσματα έγιναν με το πρόγραμμα MatLab:

Μονάδες	Είδος μονάδας	$\dot{C}_{p,k}$ (€/s)	$\dot{C}_{f,k}$ (€/s)
1 BIOMIX 2	<i>mixing unit</i>	0,042217	0,039500
2 SLURPU	<i>pump</i>	0,002162	0,000048
3 PH1	<i>heat exchanger</i>	0,007373	0,001826
4 PH3	<i>heat exchanger</i>	0,005658	0,001224
5 ST-1	<i>mixing unit</i>	0,057410	0,057410
6 W4-SLURP	<i>pump</i>	0,003048	0,000160
7 ST-2	<i>mixing unit</i>	0,060458	0,060458
8 W5-SLURP	<i>pump</i>	0,003354	0,000180
9 ST-3	<i>mixing unit</i>	0,063812	0,063812
10 W2-SLURP	<i>pump</i>	0,004966	0,000384
11 QLOSSB	<i>cooler</i>	0,068778	0,068778
12 AIRPH	<i>heat exchanger</i>	0,002580	0,000160
13 STIAM	<i>mixing unit</i>	0,129532	0,129532
14 REACTOR	<i>reactor</i>	0,059657	0,008859
15 83-ST	<i>heat exchanger</i>	0,001528	0,000270
17 FLASH1	<i>flash</i>	0,006461	0,001750
18 FLASH 2	<i>flash</i>	0,006589	0,002376
19 FLASH 3	<i>flash</i>	0,005111	0,002315
20 FLASH 4	<i>flash</i>	0,007943	0,004252
21 FILTERPRESS	<i>flash</i>	0,122104	0,082359
22 ADRIER	<i>drier</i>	0,159325	0,122962
23 COALCL2	<i>cooler</i>	0,120045	0,117092
24 splitter	<i>splitter</i>	0,013511	0,009619
25 COMB (boiler)	<i>combustion chamber</i>	0,013579	0,006958
26 ECO2	<i>heat exchanger</i>	0,009028	0,007395

27 PUMP 3	<i>pump</i>	0,000046	0,000046
31 FLMIX	<i>mixing unit</i>	0,121344	0,121344
32 DRYHX	<i>heat exchanger</i>	0,009905	0,004131
33 PUCCOOL	<i>cooler</i>	0,003915	0,003915
34 FLOFFGAS	<i>flash</i>	0,003343	0,000144
35 GASCOOL	<i>cooler</i>	0,005706	0,003343
36 ECO1	<i>heat exchanger</i>	0,003874	0,000188
37 B16	<i>cooler</i>	0,159325	0,159325
38 DRYFAN	<i>air heater</i>	0,000000	0,000000
39 AIRMIX	<i>mixing unit</i>	0,011881	0,011881
40PUMP4	<i>pump</i>	0,000004	0,000004

Πίνακας 6.9. Ρυθμός ροής κόστους στο ρεύμα καυσίμου και προϊόντος της διεργασίας

Το κόστος μονάδας καυσίμου για την κάθε μονάδα της διεργασίας $c_{f,k}$, εκφράζει το μέσο κόστος, στο οποίο η μονάδα εξέργειας καυσίμου (όπως έχει οριστεί για τον υπολογισμό της εξεργειακής απόδοσης) παρέχεται στην κάθε μονάδα της διεργασίας. Η μονάδες του είναι €/ MW

$$c_{f,k} = \frac{\dot{C}_{f,k}}{\dot{E}_{f,k}} \quad (6.10)$$

Η τιμή του $c_{f,k}$ εξαρτάται από τη σχετική θέση της κάθε μονάδας της διεργασίας στο σύστημα καθώς και στις αλληλεπιδράσεις της συγκεκριμένης μονάδας με τις υπόλοιπες μονάδες της διεργασίας. Σαν γενικός κανόνας ισχύει ότι όσο πιο κοντά (μακριά) είναι μία συγκεκριμένη μονάδα στο προϊόν της διεργασίας του συνολικού συστήματος τόσο μεγαλύτερη (μικρότερη) είναι η τιμή του $c_{f,k}$

Παρομοίως, το κόστος μονάδας προϊόντος $c_{p,k}$ αντιπροσωπεύει το μέσο κόστος ανά μονάδα εξέργειας που παρέχεται στο ρεύμα προϊόντος της κάθε διεργασίας. Η μονάδες του όπως και του $c_{f,k}$ είναι €/MW.

$$c_{p,k} = \frac{\dot{C}_{p,k}}{\dot{E}_{p,k}} \quad (6.11)$$

Ένας από τους σημαντικότερους παράγοντες της κοστολόγησης εξέργειας είναι ο υπολογισμός του κόστους λόγω καταστροφής εξέργειας στην κάθε μονάδα της διεργασίας. Ο ρυθμός κόστους $\dot{C}_{D,k}$ που σχετίζεται με την καταστροφή εξέργειας της κάθε μονάδας είναι ένα «κρυφό» κόστος που υπολογίζεται μέσω της θερμοοικονομικής ανάλυσης. Μπορεί να υπολογιστεί προσεγγιστικά από το κόστος του επιπλέον καυσίμου που πρέπει να προσφερθεί σε μία μονάδα για να καλύψει την καταστροφή εξέργειας και να παράγει την ίδια εξεργειακή ροή με το προϊόν της ίδιας μονάδας $\dot{E}_{p,k}$. Οι μονάδες του είναι €/s:

$$\dot{C}_{D,k} = c_{f,k} \cdot \dot{E}_{D,k} \quad (6.12)$$

Για τις περισσότερες, καλά σχεδιασμένες μονάδες της διεργασίας, καθώς η καταστροφή της εξέργειας ελαττώνεται ή η εξεργειακή απόδοση αυξάνεται, το κόστος της καταστροφής εξέργειας ελαττώνεται καθώς το κόστος του κεφαλαίου αυξάνεται. Η σύγκριση αυτή του κόστους καταστροφής εξέργειας και του κόστους κεφαλαίου για την ίδια μονάδα διευκολύνουν την απόφαση για τις σχεδιαστικές αλλαγές που πρέπει να γίνουν στο σύστημα ώστε να βελτιωθεί η σχέση κόστους- αποτελεσματικότητας του συνολικού συστήματος. Κατά τη θερμοοικονομική βελτιστοποίηση προσπαθούμε να βρούμε το βέλτιστο συνδυασμό μεταξύ κόστους καταστροφής εξέργειας και κόστους κεφαλαίου για την κάθε μονάδα. Το κόστος καταστροφής εξέργειας της κάθε μονάδας δεν μπορεί να αθροιστεί με το ίδιο κόστος για άλλες μονάδες υπολογίζοντας ένα συνολικό κόστος καταστροφής εξέργειας στο σύστημα καθώς κάθε $\dot{C}_{D,k}$ περιέχει ήδη πληροφορίες που αφορούν στην αλληλεπίδραση μίας μονάδας με τις υπόλοιπες μονάδες της διεργασίας. Το συνολικό κόστος λόγω καταστροφής εξέργειας θα πρέπει να υπολογιστεί χρησιμοποιώντας το μέσο κόστος ανα μονάδα εξέργειας για το σύνολο των μονάδων της διεργασίας και τη συνολική καταστροφή εξέργειας μέσα στις μονάδες της διεργασίας.

Παρακάτω παρουσιάζονται οι τιμές των μεγεθών $c_{f,k}$, $c_{p,k}$, $\dot{C}_{D,k}$ για την κάθε μονάδα τις διεργασίας. Ο υπολογισμός τους έχει προκύψει λαμβάνοντας υπόψη τους ρυθμούς κόστους καυσίμου και προϊόντος $\dot{C}_{f,k}$, $\dot{C}_{p,k}$ καθώς και τα μεγέθη $\dot{E}_{f,k}$, $\dot{E}_{p,k}$, $\dot{E}_{D,k}$ που προέκυψαν από την εξεργειακή ανάλυση.

Μονάδες	$c_{p,k}$ (€/MW)	$c_{f,k}$ (€/MW)	$\dot{C}_{D,k}$ (€/s)	Είδος Μονάδων διεργασίας
1 BIOMIX 2	0,003	0,002	0,175	<i>mixing unit</i>
2 SLURPU	7,207	0,021	0,150	<i>pump</i>
3 PH1	0,150	0,032	0,871	<i>heat exchanger</i>
4 PH3	0,158	0,024	1,264	<i>heat exchanger</i>
5 ST-1	0,004	0,004	0,293	<i>mixing unit</i>
6 W4-SLURP	1,905	0,021	0,456	<i>pump</i>
7 ST-2	0,004	0,004	0,187	<i>mixing unit</i>
8 W5-SLURP	1,458	0,021	0,475	<i>pump</i>
9 ST-3	0,004	0,004	0,000	<i>mixing unit</i>
10 W2-SLURP	0,937	0,021	0,982	<i>pump</i>
11 QLOSSB	0,004	0,004	0,122	<i>cooler</i>
12 AIRPH	0,890	0,028	0,283	<i>heat exchanger</i>
13 STIAM	0,007	0,007	0,000	<i>mixing unit</i>
14 REACTOR	0,019	0,002	3,515	<i>reactor</i>
15 83-ST	0,017	0,003	0,137	<i>heat exchanger</i>
17 FLASH1	0,032	0,008	0,614	<i>flash</i>
18 FLASH 2	0,021	0,008	0,000	<i>flash</i>
19 FLASH 3	0,019	0,008	1,075	<i>flash</i>
20 FLASH 4	0,032	0,014	3,196	<i>flash</i>
21 FILTERPRESS	0,011	0,008	0,000	<i>flash</i>
22 ADRIER	0,015	0,012	2,837	<i>drier</i>
23 COALCL2	0,008	0,008	0,931	<i>cooler</i>
24 splitter	0,512	0,364	0,000	<i>splitter</i>
25 COMB (boiler)	0,021	0,008	7,735	<i>combustion chamber</i>
26 ECO2	0,659	0,277	12,962	<i>heat exchanger</i>
27 PUMP 3	0,038	0,021	0,075	<i>pump</i>
31 FLMIX	0,008	0,008	0,000	<i>mixing unit</i>
32 DRYHX	0,145	0,032	6,993	<i>heat exchanger</i>
33 PUCOOL	0,008	0,008	0,283	<i>cooler</i>
34 FLOFFGAS	0,176	0,008	0,000	<i>flash</i>
35 GASCOOL	0,582	0,176	5,828	<i>cooler</i>
36 ECO1	0,069	0,003	0,136	<i>heat</i>

				<i>exchanger</i>
37 B16	0,015	0,015	0,039	<i>cooler</i>
38 DRYFAN	0,000	0,000	0,000	<i>compressor</i>
39 AIRMIX	0,082	0,057	12,852	<i>mixing unit</i>
40 PUMP 4	0,000	0,020	0,014	<i>pump</i>

Πίνακας 6.10. Μονάδα κόστους καυσίμου και προϊόντος ανά μονάδα εξέργειας και ρυθμός καταστροφής εξέργειας.

Η σχετική διαφορά κόστους r_k του μέσου κόστους ανα μονάδα εξέργειας προϊόντος και του μέσου κόστους ανά μονάδα εξέργειας καυσίμου δίνεται από τη σχέση:

$$r_k \equiv \frac{c_{p,k} - c_{f,k}}{c_{f,k}} = \frac{c_{f,k}(\dot{E}_{D,k} + \dot{E}_{L,k}) + (\dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM})}{c_{f,k} \cdot \dot{E}_{p,k}} = \frac{1 - \varepsilon_k}{\varepsilon_k} + \frac{\dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{OM}}{c_{f,k} \cdot \dot{E}_{p,k}}$$

Η παραπάνω εξίσωση φανερώνει τις πραγματικές πηγές που αυξάνουν το κόστος μιας μονάδας, που είναι το κόστος κεφαλαίου της μονάδας, η καταστροφή εξέργειας μέσα στη μονάδα, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας και οι απώλειες εξέργειας. Ανάμεσα σε αυτές τις πηγές οι δύο πρώτες είναι οι κυριότερες και χρησιμοποιούνται για τον υπολογισμό του εξεργοοικονομικού παράγοντα.

Ο εξεργοοικονομικός παράγοντας εκφράζει τη συνεισφορά του κόστους κεφαλαίου στο άθροισμα του κόστους κεφαλαίου και του κόστους λόγω καταστροφής εξέργειας:

$$f_k \equiv \frac{\dot{Z}_k^{CI}}{\dot{Z}_k^{CI} + \dot{C}_{D,k}} = \frac{\dot{Z}_k^{CI}}{\dot{Z}_k^{CI} + c_{f,k} \cdot \dot{E}_{D,k}}$$

Οι θερμοοικονομικές μεταβλητές \dot{Z}_k^{CI} και $\dot{C}_{D,k}$ αποτελούν απόλυτα μέτρα της σπουδαιότητας της μονάδας k στη διεργασία ενώ οι μεταβλητές r_k και f_k αποτελούν σχετικά μέτρα της σχέσης κόστους- αποτελεσματικότητας της κάθε μονάδας. Παρακάτω παρουσιάζονται οι τιμές των μεγεθών r_k και f_k για την κάθε μονάδα της διεργασίας.

Μονάδες	r_k	Εξεργουοικονομικός παράγοντας f_k %	Είδος Μονάδων διεργασίας
1 BIOMIX 2	0,070	96,37	<i>mixing unit</i>
2 SLURPU	344,319	96,00	<i>pump</i>
3 PH1	3,656	91,57	<i>heat exchanger</i>
4 PH3	5,481	85,67	<i>heat exchanger</i>
5 ST-1	0,001	0,00	<i>mixing unit</i>
6 W4-SLURP	90,678	91,52	<i>pump</i>
7 ST-2	0,001	0,00	<i>mixing unit</i>
8 W5-SLURP	68,672	91,94	<i>pump</i>
9 ST-3	0,000	0,00	<i>mixing unit</i>
10 W2-SLURP	43,653	88,84	<i>pump</i>
11 QLOSSB	0,000	0,00	<i>cooler</i>
12 AIRPH	30,669	93,58	<i>heat exchanger</i>
13 STIAM	0,000	0,00	<i>mixnig unit</i>
14 REACTOR	6,568	96,93	<i>reactor</i>
15 83-ST	5,593	94,00	<i>heat exchanger</i>
17 FLASH1	3,091	92,90	<i>flash</i>
18 FLASH 2	1,773	100,00	<i>flash</i>
19 FLASH 3	1,536	81,60	<i>flash</i>
20 FLASH 4	1,361	66,32	<i>flash</i>
21 FILTERPRESS	0,483	100,00	<i>flash</i>
22 ADRIER	0,304	97,09	<i>drier</i>
23 COALCL2	0,027	84,40	<i>cooler</i>
24 splitter	0,405	100,00	<i>spliter</i>
25 COMB (boiler)	1,824	59,34	<i>combustion chamber</i>
26 ECO2	1,379	17,67	<i>heat exchanger</i>
27 PUMP 3	0,833	0,00	<i>pump</i>
31 FLMIX	0,000	0,00	<i>mixing unit</i>
32 DRYHX	3,525	58,47	<i>heat exchanger</i>
33 PUCOOL	0,021	0,00	<i>cooler</i>
34 FLOFFGAS	22,164	100,00	<i>flash</i>
35 GASCOOL	2,309	40,89	<i>cooler</i>
36 ECO1	24,803	97,89	<i>heat exchenger</i>
37 B16	0,000	0,00	<i>cooler</i>
38 DRYFAN	0,000	0,00	<i>compressor</i>

39 AIRMIX	0,430	0,00	<i>mixing unit</i>
40 PUMP 4	1,000	0,00	<i>pump</i>

Πίνακας 6.11. Σχετική διαφορά κόστους r_k και εξεργοοικονομικός παράγοντας

6.2.3 Αξιολόγηση σχεδίου

Μία λεπτομερής θερμοοικονομική αξιολόγηση του σχεδίου ενός θερμικού συστήματος στηρίζεται στις παρακάτω εξεργειακές και θερμοοικονομικές μεταβλητές, κάθε μία υπολογισμένη για την κάθε μονάδα του συστήματος:

- $\dot{E}_{D,k}$ ρυθμός καταστροφής εξέργειας στη μονάδα k
- ε_k εξεργειακή απόδοση της μονάδας k
- \dot{Z}_k^{CI} ρυθμός κόστους που σχετίζεται με την επένδυση κεφαλαίου της μονάδας k
- $\dot{C}_{D,k}$ ρυθμός κόστους καταστροφής εξέργειας στη μονάδα
- r_k σχετική διαφορά κόστους στη μονάδα k
- f_k εξεργοοικονομικός παράγοντας για τη μονάδα k

Οι τιμές όλων των εξεργειακών και θερμοοικονομικών μεταβλητών εξαρτώνται από το είδος της κάθε μονάδας. Σε γενικές γραμμές οι παρακάτω κατευθυντήριες γραμμές ακολουθούνται για την αξιολόγηση της κάθε μονάδας του συστήματος ώστε να βελτιωθεί η σχέση αποτελεσματικότητας-κόστους του συνολικού συστήματος:

1. Οι μονάδες ταξινομούνται κατά φθίνουσα σειρά κόστους χρησιμοποιώντας το άθροισμα \dot{Z}_k^{CI} και $\dot{C}_{D,k}$.
2. Αρχικά εξετάζονται μετατροπές στο σχεδιασμό των μονάδων, για τις οποίες το άθροισμα κόστους \dot{Z}_k^{CI} και $\dot{C}_{D,k}$ είναι μεγάλο.
3. Δίνεται ιδιαίτερη σημασία στις μονάδες με μεγάλη διαφορά κόστους r_k , ιδιαίτερα όταν για αυτές οι ρυθμοί κόστους \dot{Z}_k^{CI} και $\dot{C}_{D,k}$ είναι μεγάλοι.
4. Χρησιμοποιούμε τον εξεργειακό παράγοντα για τον προσδιορισμό των μεγαλύτερων πηγών κόστους (κόστος κεφαλαίου ή κόστος καταστροφής εξέργειας)

- Αν το f_k είναι μεγάλο, προσδιορίζουμε αν είναι κοστολογικά αποδοτικό να ελαττώσουμε το κόστος κεφαλαίου της μονάδας σε βάρος της απόδοσης της μονάδας.
 - Αν το f_k είναι μικρό, προσπαθούμε να βελτιώσουμε την απόδοση της μονάδας με αύξηση του κόστους κεφαλαίου.
5. Εξαλείφουμε δευτερεύουσες διεργασίες, οι οποίες αυξάνουν την καταστροφή εξέργειας χωρίς να συνεισφέρουν στην ελάττωση του κόστους κεφαλαίου ή του κόστους καυσίμου για άλλες μονάδες.
 6. Εξετάζουμε τρόπους βελτίωσης της εξεργειακής απόδοσης μίας μονάδας αν αυτή είναι χαμηλή ή αν η μονάδα παρουσιάζει μεγάλη καταστροφή εξέργειας.

Από την ταξινόμηση των μονάδων κατά φθίνουσα σειρά κόστους όσον αφορά το άθροισμα κόστους κεφαλαίου και κόστους καταστροφής εξέργειας προκύπτει ο παρακάτω πίνακας:

Μονάδα	CBM (k€)	ϵ (%)	Ef (MW)	Ep (MW)	Ed (MW)	cf (€/MW)	cp (€/MW)	Cd (MW/h)	Zci (€/h)	r (%)	f (%)	Zci+Cd (€/h)
Reactor	1838	88,98	3,57	3,18	0,3939	0,002	0,019	3,515	110,85	6,568	96,93	114,37
Drier,												
pelletizing	774	99,36	10,47	10,4	0,0671	0,012	0,015	2,837	62,01	0,304	97,09	94,50
Filterpress	846	100	10,66	10,66	0	0,008	0,011	0	67,77	0,483	100	67,77
Boiler	141	69,12	0,92	0,63	0,2829	0,008	0,021	7,735	11,29	1,824	59,34	19,02
DRYHX 32	123	52,97	0,13	0,07	0,0607	0,032	0,145	6,993	9,85	3,525	58,47	16,83
ECO2 26	35	51,33	0,03	0,04	0,0130	0,277	0,659	12,962	2,78	1,379	17,67	15,74
Airmix39	0	69,96	0,21	0,15	0,0622	0,057	0,082	12,852	0,00	0,43	0,00	12,85
PH1 3	94	71,31	0,05	0,04	0,0144	0,024	0,158	1,264	7,56	5,481	85,67	10,33
Gascool35	50		0,01	0,02	0,0092	0,176	0,582	5,828	4,03	2,309	40,89	9,86
Flash 20	79	79,11	0,31	0,25	0,0655	0,014	0,032	3,196	6,29	1,361	66,32	9,49
PH3 4	94	71,31	0,05	0,04	0,0144	0,024	0,158	1,264	7,56	5,481	85,67	8,82
pump w2	98	28,95	0,0183	0,0053	0,0130	0,021	0,937	0,982	7,82	43,653	88,84	8,80
flash 17	100	90,27	0,2237	0,2019	0,0218	0,008	0,032	0,614	8,04	3,091	92,90	8,65
flash 18	90	100	0,3119	0,3119	0,0000	0,008	0,021	0	7,19	1,773	100	7,19
splitter 24	83	100	0,0264	0,0264	0,0000	0,364	0,512	0	6,64	0,405	100	6,64

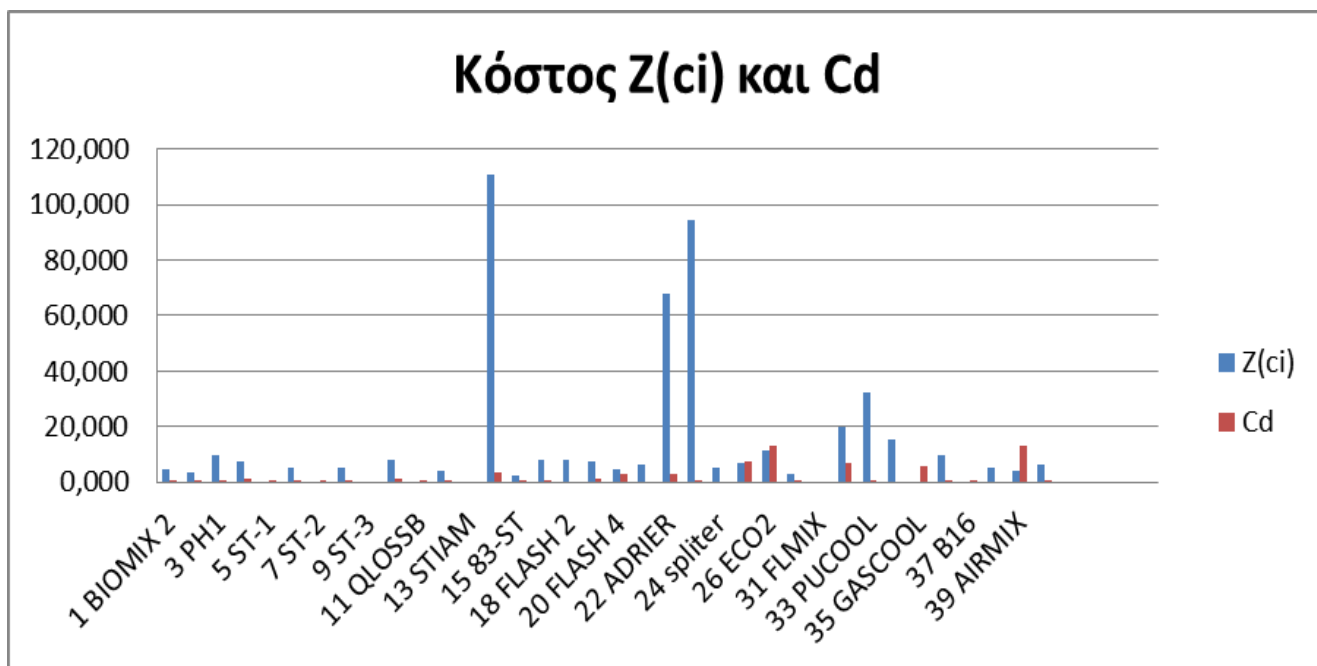
Μονάδα	CBM (k€)	ε (%)	Ef (MW)	Ep (MW)	Ed (MW)	cf (€/MW)	cp (€/MW)	Cd (MW/h)	Zci (€/h)	r (%)	f (%)	Zci+Cd (€/h)
ECO1 36	78	79,90	0,0703	0,0562	0,0141	0,003	0,069	0,136	6,29	24,803	97,89	6,42
cooler 23	63		15,582	15,547	0,0344	0,008	0,008	0,931	5,04	0,027	84,4	5,97
slurp 8	68	26,23	0,0086	0,0023	0,0063	0,021	1,458	0,475	5,41	68,672	91,94	5,89
flash 19	59	87,09	0,3024	0,2633	0,039	0,008	0,019	1,075	4,77	1,536	81,6	5,84
floffgas34	72	99,96	0,019	0,019	0	0,008	0,176	0	5,45	22,164	100	5,45
slurp 6	61	20,73	0,0077	0,0016	0,0061	0,021	1,905	0,456	4,92	90,678	91,52	5,38
biomix2	58	99,88	16,121	16,1012	0,0198	0,002	0,003	0,175	4,63	0,07	96,37	4,80
AIPH12	52	51,05	0,0057	0,0029	0,0028	0,028	0,890	0,283	4,13	30,669	93,58	4,41
slurpu2	45	11,28	0,0023	0,0003	0,002	0,021	7,207	0,15	3,60	344,319	96,00	3,75
offgasx15	27	85,9	0,1021	0,0877	0,0144	0,003	0,017	0,137	7,75	5,593	94,00	2,28
ST1 5	0	99,86	16,387	16,364	0,0232	0,004	0,004	0,293	0,00	0,001	0	0,30
PUCOOL33	68		0,5072	0,4970	0,0102	0,008	0,008	0,283	0,00	0,021	0	0,28
ST2 7	0	99,91	16,677	16,663	0,0143	0,004	0,004	0,187	0,00	0,001	0	0,19
Qlossb 11	83		16,873	16,865	0,0083	0,004	0,004	0,122	0,00	0	0	0,12
pump 27	0	55,98	0,0022	0,0012	0,0010	0,021	0,038	0,075	0,00	0,833	0	0,08
cooler 37	0		10,402	10,401	0,0007	0,015	0,015	0,039	0,00	0	0	0,04
pump 40	0	11,69	0,0002	0,0000	0,0002	0,02	0,000	0,014	0,00	1	0	0,01
ST3 9	0	100	16,867	16,867	0,0000	0,004	0,004	0,000	0,00	0	0	0,00
FLMIX31	0	100	15,896	15,896	0,0000	0,008	0,008	0,000	0,00	0	0	0,00
DRYFAN38	0	66,25	0,037	0,024	0,0124	0,000	0,000	0,000	0,00	0	0	0,00
STIAM 13	0	100	17,290	17,290	0,0000	0,007	0,007	0,000	0,00	0	0	0,00

Πίνακας 6.12. Συνολική παρουσίαση αποτελεσμάτων εξεργοοικονομικής ανάλυσης

Από τον παραπάνω πίνακα φαίνεται ότι η μονάδα με το μεγαλύτερο αθροιστικά κόστος είναι ο αντιδραστήρας, γεγονός αναμενόμενο μιας και αποτελεί την κύρια μονάδα της διεργασίας. Παρότι ο αντιδραστήρας λειτουργεί με αρκετά μεγάλη εξεργειακή απόδοση 88% , όπως προέκυψε από την εξεργειακή ανάλυση, μέσα στη μονάδα παρουσιάζεται και μεγάλη καταστροφή εξέργειας, ποσότητα που αντιστοιχεί στο 32,28% της συνολικής καταστροφής εξέργειας της μονάδας. Παρότι όμως η καταστροφή εξέργειας είναι η μεγαλύτερη σε σχέση με τις υπόλοιπες μονάδες του συστήματος, το κόστος καυσίμου c_f φαίνεται να είναι αρκετά χαμηλό μετριάζοντας έτσι το συνολικό κόστος καταστροφής εξέργειας, το οποίο αντιστοιχεί σε ποσοστό μόλις 5,45% του συνολικού κόστους λόγω καταστροφής εξέργειας στη μονάδα. Ταυτόχρονα ο αντιδραστήρας αποτελεί τη μονάδα εκείνη με το μεγαλύτερο κόστος κεφαλαίου με σημαντική μάλιστα διαφορά σε σχέση με τις υπόλοιπες μονάδες. Μία προτεινόμενη ελάττωση του κόστους κεφαλαίου θα μπορούσε ίσως να οδηγήσει σε βέλτιστο στη σχέση κόστους-αποτελεσματικότητας

για τη λειτουργία της μονάδας, ακόμα και αν ως επίπτωση παρατηρούνταν μικρή ελάττωση του βαθμού εξεργειακής απόδοσης της μονάδας.

Παρακάτω παρουσιάζονται δύο ιστογράμματα, με βάση τα οποία γίνονται ευκολότερα αντιληπτές η διακύμανση του κόστους κεφαλαίου και η διακύμανση του κόστους καταστροφής εξέργειας στις μονάδες του συστήματος. Στο πρώτο ιστόγραμμα (Εικόνα 6.1) γίνεται συγκριτική παρουσίαση του κόστους κεφαλαίου στη μονάδα του χρόνου και του κόστους καταστροφής εξέργειας για την κάθε υπό-μονάδα, ενώ στο δεύτερο ιστόγραμμα (Εικόνα 6.2) οι τιμές αυτές των δύο πηγών κόστους της διεργασίας παρουσιάζονται ως προς το ποσοστό που η κάθε μία συνεισφέρει στο συνολικό κόστος της μονάδας:



Εικόνα 6.1 Συγκριτικός πίνακας κόστους κεφαλαίου και κόστους καταστροφής εξέργειας στη μονάδα του χρόνου για την κάθε υπονομόναδα της διεργασίας.



Εικόνα 6.2 Ποσοστό συνεισφοράς του κόστους κεφαλαίου και του κόστους καταστροφής εξέργειας στο συνολικό κόστος της μονάδας

Όπως γίνεται αντιληπτό και από τα παραπάνω ιστογράμματα εκτός από τον αντιδραστήρα άλλες μονάδες που παρουσιάζουν υψηλό αθροιστικό κόστος είναι ο ξηραντήρας (μονάδα μηχανικής αφυδάτωσης της διεργασίας, μονάδα 22 στο διάγραμμα) και η φιλτρόπρεσσα (μονάδα 21). Στις μονάδες αυτές, όπως και στον αντιδραστήρα, δεδομένου του μεγάλου εξεργοοικονομικού παράγοντα, 97,09% και 100% αντίστοιχα, φαίνεται ότι κύριος παράγοντας που επηρεάζει το κόστος τους είναι το κόστος κεφαλαίου και όχι η καταστροφή εξέργειας στις μονάδες αυτές. Το κόστος καταστροφής εξέργειας και των δύο αυτών μονάδων μαζί αντιστοιχεί στο 5% περίπου του συνολικού κόστους καταστροφής εξέργειας. Το ποσοστό αυτό είναι σχετικά χαμηλό και προκύπτει τόσο λόγω των χαμηλών ποσοστών καταστροφής εξέργειας στις μονάδες αυτές, αφού όπως παρουσιάστηκε και στην εξεργειακή ανάλυση λειτουργούν σχεδόν με μέγιστες αποδόσεις, όσο και στις χαμηλές τιμές ειδικού κόστους καυσίμου για τις μονάδες αυτές. Απο θερμοδυναμική σκοπιά λοιπόν δεν υπάρχει ανάγκη για αύξηση της απόδοσης των μονάδων αυτών ενώ η παραπάνω ανάλυση δείχνει ότι ίσως σε βέλτιστο στη σχέση κόστους-αποτελεσματικότητας θα οδηγούσε, όπως και στην περίπτωση του αντιδραστήρα, μία μείωση του κόστους κεφαλαίου των μονάδων αυτών, το οποίο και για τις δύο μονάδες μαζί συνεισφέρει 34,74% στο συνολικό κόστος κεφαλαίου της μονάδας.

Μονάδες για τις οποίες τα μεγέθη \dot{Z}_k^{CI} και $\dot{C}_{D,k}$ αποτελούν συγκρίσιμες ποσότητες, όπως γίνεται αντιληπτό από το ιστόγραμμα που παρουσιάζεται στην εικόνα 6.1 είναι ο αναβραστήρας (μονάδα 25), ο εναλλάκτης θερμότητας ECO2 (μονάδα 26), ο εναλλάκτης θερμότητας DRYHX (μονάδα 32) και ο ψύκτης GASCOOL (μονάδα 35). Ο εξεργοοικονομικός παράγοντας για τον αναβραστήρα που υπολογίστηκε 59% φανερώνει ότι αν και το κόστος κεφαλαίου είναι σχετικά υψηλό, η καταστροφή της εξέργειας στη μονάδα παίζει κι αυτή σημαντικό ρόλο στη διαμόρφωση του κόστους της μονάδας και αντιστοιχεί σε ποσοστό 12% στο συνολικό κόστος καταστροφής εξέργειας. Κάτι ανάλογο ισχύει και για τον εναλλάκτη θερμότητας DRYHX με εξεργοοικονομικό παράγοντα 58%, ενώ για τον εναλλάκτη ECO2 και τον ψύκτη GASCOOL, το ιδιαίτερα χαμηλό ποσοστό των εξεργοοικονομικών παραγόντων που υπολογίστηκαν, 17% και 40% αντίστοιχα, φανερώνουν ότι η καταστροφή εξέργειας που λαμβάνει χώρα σε αυτές τις μονάδες καθορίζει και το συνολικό κόστος που επιφέρουν στη λειτουργία της συνολικής μονάδας. Το κόστος καταστροφής εξέργειας για όλες τις τρεις παραπάνω μονάδες μαζί αντιστοιχεί περίπου σε ποσοστό 40%. Όλες οι μονάδες που προαναφέρθηκαν παρουσιάζουν βαθμούς εξεργειακής απόδοσης μεταξύ 50-69%. Μία αύξηση κεφαλαίου λοιπόν στο σχεδιασμό αυτών στοχεύοντας στην άρση των αναποτελεσματικότητων μέσα σε αυτές και κατ'επέκταση στη μείωση της εξεργειακής καταστροφής και αύξηση της εξεργειακής τους απόδοσης, θα μπορούσε να κριθεί σκόπιμη στοχεύοντας στη βέλτιστη σχέση κόστους-αποτελεσματικότητας.

Αξιοσημείωτο με βάση τα παραπάνω ιστογράμματα είναι και το υψηλό ποσοστό συνεισφοράς στο συνολικό κόστος καταστροφής εξέργειας που διαφέρεται για τη μονάδα 39AIRMIX της διεργασίας. Η μονάδα αυτή αποτελεί μία μονάδα ανάμειξης και ως εκ τούτου το κόστος κεφαλαίου της είναι σχεδόν αμελητέο στο συνολικό κόστος κεφαλαίου της μονάδας. Η καταστροφή εξέργειας που λαμβάνει χώρα στη μονάδα αυτή όμως ανέρχεται σε ποσοστό 5,10% της συνολικής καταστροφής εξέργειας, ενώ το κόστος αυτής της καταστροφής συνεισφέρει το 12% του συνολικού κόστους καταστροφής εξέργειας. Αποτελεί μία μονάδα, για την οποία θα μπορούσε ίσως να γίνει ένας καλύτερος σχεδιασμός βελτιώνοντας τη θερμοδυναμική της απόδοση με ίσως κάποια επιβάρυνση στο κόστος του κεφαλαίου στα πλαίσια που μπορεί να είναι cost effective.

Οι μονάδες που ακολουθούν στη φθίνουσα διάταξη του πίνακα 6.12 για το αθροιστικό κόστος κεφαλαίου και καταστροφής εξέργειας, μετά τις τέσσερις πρώτες μονάδες που είναι και

οι κύριες μονάδες του συστήματος, φαίνεται να συνεισφέρουν ένα σημαντικά μικρότερο αθροιστικό κόστος στη συνολική μονάδα, λαμβάνοντας υπόψη και το μέγεθος και τη δυναμικότητα αυτής. Παρόμοιες επεμβάσεις με ποιοτικές αυξομοιώσεις του κόστους κεφαλαίου με στόχο την εύρεση ενός βέλτιστου στη σχέση κόστους- αποτελεσματικότητας μπορούν να προταθούν για όλες τις μονάδες με βασικό κριτήριο τον εξεργοοικονομικό τους παράγοντα. Η ποσοτική ανάλυση και βελτιστοποίηση της παρούσας διεργασίας όμως, χρήζουν περαιτέρω ανάλυσης και δεν αποτελούν αντικείμενο της παρούσας διπλωματικής εργασίας.

Από τη συνολική ανάλυση του συστήματος με την παραπάνω εξεργοοικονομική μέθοδο καταλήγουμε σε ένα ποιοτικό συμπέρασμα για τη συνολική λειτουργία της μονάδας και το είδος των επεμβάσεων που πρέπει να πραγματοποιηθούν έτσι ώστε να επιτευχθεί η βέλτιστη λειτουργία αυτής. Συμπερασματικά οι επεμβάσεις που προτείνεται να εφαρμοστούν, με κριτήριο τον εξεργοοικονομικό παράγοντα που υπολογίστηκε για τις μονάδες, αφορούν σε μειώσεις κόστους κεφαλαίου για τις κύριες μονάδες τις διεργασίας, γεγονός που αποτελεί ιδιαίτερα αισιόδοξο αποτέλεσμα και καθιστά τη μέθοδο της υδροθερμικής ανθρακοποίησης βιομάζας για την παραγωγή βιοάνθρακα με τη συγκεκριμένη μορφή της διεργασίας ιδιαίτερα υποσχόμενη μέθοδο. Από θερμοδυναμική σκοπιά το σύστημα φαίνεται να λειτουργεί ικανοποιητικά με σχετικά υψηλές αποδόσεις για όλες τις κύριες μονάδες του συστήματος αλλά και για τις περισσότερες δευτερεύουσες αποκλείοντας μεγάλες σχεδιαστικές επεμβάσεις που θα αύξαναν ενδεχομένως σημαντικά και το κόστος της συνολικής μονάδας. Τα τεχνικο-οικονομικά κριτήρια της εξεργοοικονομικής μεθόδου δίνουν μία πρώτη συσχέτιση των θερμοδυναμικών αναποτελεσματικότητων με το κόστος αυτών στη λειτουργία κάθε μονάδας και επιτρέπουν μία σύγκριση του κόστους λόγω καταστροφής εξέργειας με το κόστος κεφαλαίου των μονάδων μέσα από τα αποτελέσματα των υπολογισμών για τον εξεργοοικονομικό παράγοντα. Παρόλα αυτά μια τελική απόφαση για την εφαρμοσιμότητα της μονάδας σε βιομηχανική κλίμακα δεν μπορεί να ληφθεί μόνο από την παραπάνω ανάλυση, απαιτείται ακόμη ποσοτικοποίηση των επεμβάσεων και εκ νέου υπολογισμός όλων των μεγεθών που συμβάλουν στην εξεργοοικονομική μέθοδο.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 7. ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

Η υδροθερμική ανθρακοποίηση βιομάζας (HTC), αποτελεί μια διεργασία τεχνητής ανθρακοποίησης, κατά την οποία βιομάζα μετατρέπεται σε βιοάνθρακα, ένα προϊόν παρόμοιο με λιγνίτη, σε μεγάλους χρόνους παραμονής. Ο βιοάνθρακας παρουσιάζει μεγαλύτερη ομοιογένεια σε σχέση με την ακατέργαστη βιομάζα, έχει μεγαλύτερη ενεργειακή πυκνότητα και απαιτεί ευκολότερη μεταχείριση και αποθήκευση. Καθώς η HTC λαμβάνει χώρα σε υδάτινες συνθήκες, μεγάλο πλεονέκτημα της σε σύγκριση με άλλες διεργασίες μετατροπής βιομάζας όπως η ξηρή πυρόληση, αποτελεί το γεγονός ότι δεν απαιτεί προηγούμενη ξήρανση της πρώτης ύλης και είναι κατάλληλη μέθοδος αναβάθμισης πρώτων ύλων με υψηλή περιεκτικότητα σε υγρασία.

Στόχος της παρούσας διπλωματικής εργασίας ήταν η συγκριτική αξιολόγηση μιας διεργασίας HTC, ως μία μέθοδο παραγωγής βιοάνθρακα. Η διεργασία εξετάστηκε τόσο από θερμοδυναμική σκοπιά για τον εντοπισμό των μεγαλύτερων αναποτελεσματικοτήτων αυτής, όσο και από οικονομική σκοπιά, για τον έλεγχο της βιωσιμότητας της διεργασίας. Με τη μέθοδο της εξεργοοικονομικής ανάλυσης επιχειρήθηκε στη συνέχεια η απόδοση ενός κόστους στην κάθε αναποτελεσματικότητα του συστήματος και ποιοτικοί τρόποι βελτίωσης του συστήματος με στόχο τον εντοπισμό ενός βέλτιστου στη σχέση κόστους-αποτελεσματικότητας.

Η εξεργοοικονομική ανάλυση επιλέχθηκε και χρησιμοποιήθηκε ως η πιο αποδοτική προσέγγιση για τη βελτιστοποίηση της διεργασίας δεδομένης της έλλειψης δεδομένων που θα καθιστούσαν την εφάρμογη άλλων μαθηματικών μεθόδων ιδιαίτερα δύσκολη υπόθεση. Αυτό που επιτεύχθηκε τελικά είναι μια ποιοτική προσέγγιση των επεμβάσεων που μπορούν να πραγματοποιηθούν για την άρση των αναποτελεσματικοτήτων της διεργασίας με τον υπολογισμό του εξεργοοικονομικού παράγοντα. Η μελέτη αυτή αποτελεί ένα πρώτο βήμα ποιοτικής σύγκρισης της λειτουργίας των μονάδων της διεργασίας, παρουσιάζοντας αρκετά αισόδοξα αποτελέσματα σχετικά με το είδος και την ποσότητα των επεμβάσεων που πρέπει να πραγματοποιηθούν για τη βελτιστοποίηση αυτής. Συγκεκριμένα η εξεργειακή ανάλυση του συστήματος έδειξε ότι οι κύριες μονάδες του, όπως ο αντιδραστήρας, η μονάδα μηχανικής αφυδάτωσης και ο αναβραστήρας, λειτουργούν με μεγάλες αποδόσεις ενώ η καταστροφή εξέργειας που εμφανίζεται σε αυτές οφείλεται κυρίως σε φαινόμενα μεταφοράς θερμότητας, αλλά αποτελεί αναπόφευκτη ενεργειακή απώλεια. Το συνολικό σύστημα λειτουργεί με

εξεργειακή απόδοση 60,4% με παραγωγή τελικού προϊόντος βιοάνθρακα με 26,366 MJ/kg HHV όταν η HHV της βιομάζας στην είσοδο της διεργασίας είναι 20,070 MJ/kg. Η έλλειψη πειραματικών δεδομένων βέβαια δε μας επιτρέπει καμία σύγκριση του βαθμού απόδοσης καθώς η μονάδα δεν έχει τεθεί σε λειτουργία εργαστηριακά ή βιομηχανικά. Η εξεργοοικονομική ανάλυση συσχετίζοντας την καταστροφή εξέργειας με το κόστος κεφαλαίου της διεργασίας, ανηγμένο στη μονάδα του χρόνου, παρουσιάζει αποτελέσματα που αφορούν κυρίως σε ελάττωση κόστους κεφαλαίου των κύριων μονάδων της διεργασίας για την επίτευξη ενός πιθανού βέλτιστου σημείου λειτουργίας, γεγονός που κάνει τα αποτελέσματα της συγκεκριμένης ανάλυσης ιδιαίτερα αισιόδοξα για τη λειτουργία της μονάδας αυτής σε βιομηχανική κλίμακα.

Για την επίτευξη ενός βέλτιστου σχεδιασμού της μονάδας απαιτείται σαφώς μία περαιτέρω ανάλυση και συσχέτιση των αναποτελεσματικοτήτων της διεργασίας με το αποδιδόμενο σε αυτές κόστος λειτουργίας. Η μέθοδος που έχει ακολουθηθεί στη παρούσα εργασία κάνει σύγκριση του κόστους καταστροφής εξέργειας με το ανηγμένο στη μονάδα του χρόνου κόστος κεφαλαίου της κάθε μονάδας χωρίς να λαμβάνεται υπόψη το λειτουργικό κόστος και το κόστος συντήρησης των μονάδων. Μία ανάλυση πιο λεπτομερών συσχετισμών των θερμοδυναμικών και οικονομικών μεγεθών της μονάδας καθώς και μια ανάλυση περισσότερων δεδομένων θα μπορούσε να οδηγήσει σε καλύτερες συσχετίσεις μεγεθών λαμβάνοντας ένα ακόμα πιο σαφές αποτέλεσμα με βάση το οποίο θα μπορούσαν να πραγματοποιηθούν πρακτικές μετατροπές και επανασχεδιασμός των μονάδων της διεργασίας για την επίτευξη του επιθυμητού βέλτιστου στη σχέση κόστους-αποτελεσματικότητας της μονάδας, κάτι που θα μπορούσε να αποτελέσει ίσως αντικείμενο επόμενης διπλωματικής εργασίας.

ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ

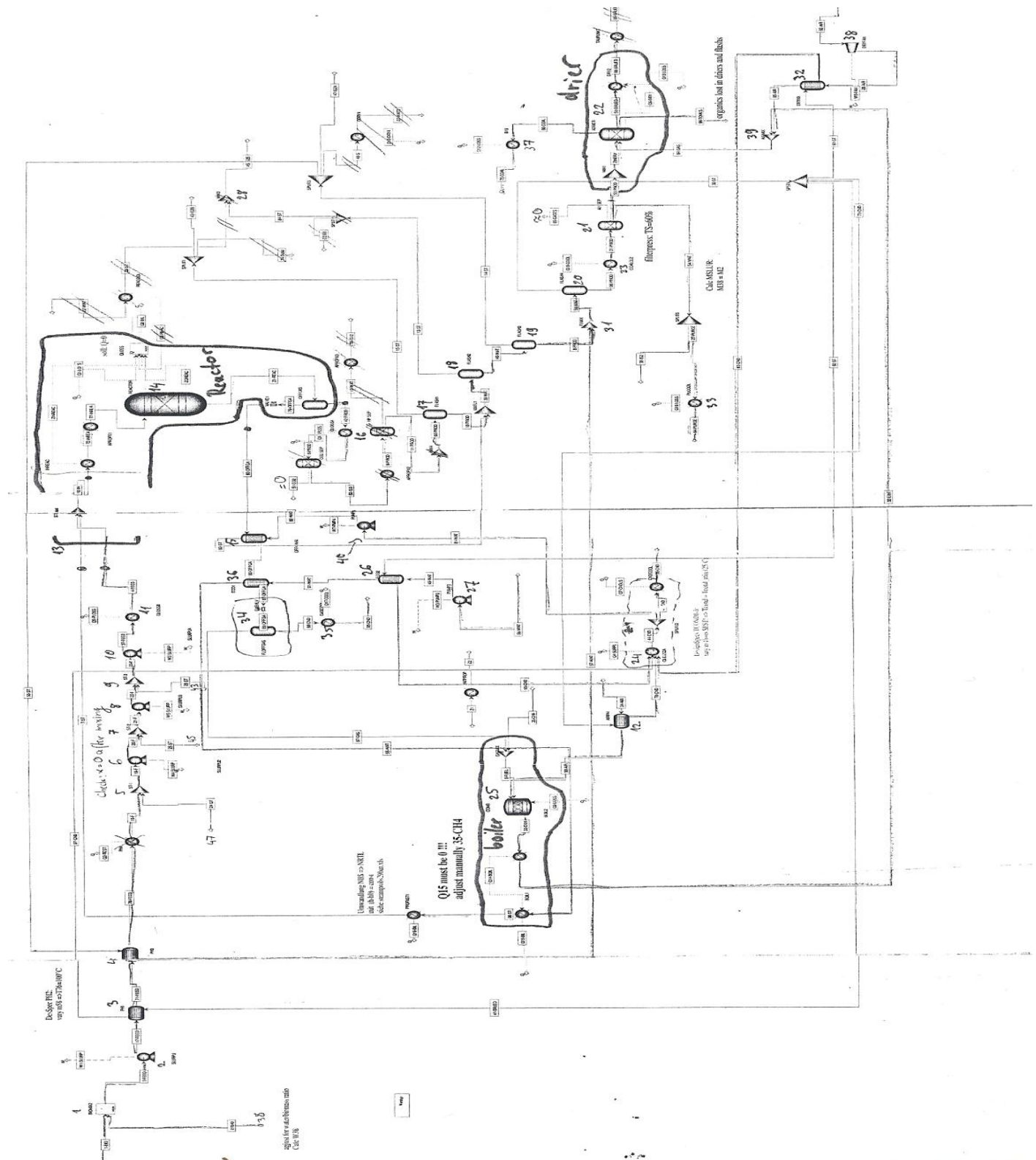
1. Tsatsaronis G., Bejan A., Moran M., USA. *Thermal design and optimization* (1996)
2. Tsatsaronis G., Cziesla F. *Thermoeconomics, Encyclopedia of physical science and technology, Third edition, Vol. 16*(2002)
3. Berit Erlach, George Tsatsaronis, Conference 14-17th June 2010, Lausanne, Switzerland, *Upgrading of Biomass by Hydrothermal Carbonisation: Analysis of an Industrial-scale Plant Design* <http://www.ecos2010.ch> (2010)
4. Berit Erlach, Benjamin Wirth, George Tsatsaronis, World Renewable Energy Congress 2011, Linköping, Sweden, *Co-production of electricity, heat and biochar pellets from biomass: a techno-economic comparison with wood pelletizing.*(2011)
5. Libra 2011, Future Science, *Hydrothermal carbonization of biomass residuals: a comparative review of the chemistry, processes and applications of wet and dry pyrolysis.* www.future-science.com(2011)
6. B. Wirth, G. Eberhardt, H. Lotze-Campen, B. Erlach, S. Rolinski, P. Rothe, *Hydrothermal carbonization: Influence of plant capacity, feedstock choice and location on product cost.* Berlin, Germany (2011)
7. Axel Funke, Felix Ziegler, Technical University of Berlin, Institute of Energy Engineering, *Hydrothermal Carbonization of Biomass: A Summary and Discussion of Chemical Mechanisms for Process Engineering*(2010)
8. Funke A and Ziegler F, *Hydrothermal carbonization of biomass: A literature survey focusing on its technical application and prospects.* In: 17th European Biomass Conference and Exhibition, ETA Florence, Italy and WIP-Munich, Germany (2009)
9. Geissler C and Belau L, *Zum Verhalten der stabilen Kohlenstoffisotope bei der Inkohlung.* Z. Angew Chem 17:13-17 (1971)
10. Schuhmacher JP, Huntjens FJ and van Krevelen DW, *Chemical structure and properties of coal XXVI-studies on artificial coalification.* Fuel 39:223–234 (1960).
11. Shearer JC and Moore TA, *Effects of experimental coalification on texture, composition and compaction in Indonesian peat and wood.* Org Geochem 24:127–140 (1996).
12. Tsukashima H, *The infrared spectra of artificial coal made from submerged wood at Uozu,* Toyama prefecture, Japan. Bull Chem Soc Jpn 39:460–465 (1966).

13. Dunne DJ and Agnew JB, *Thermal upgrading of low-grade, low-rank South Australia coal*, Energy Sources 14:169–181 (1992).
14. Gropp W and Bode H, *Über die Metamorphose der Kohlen und das Problem der künstlichen Inkohlung*. Braunkohle 31:277–284 (1932).
15. Kreulen DJW, *Sechs Abhandlungen über Braunkohle/ Lignite*. A244 FF, editor Akademie Verlag, Berlin, pp. 46–80. (1962).
16. Kuster BFM, *5-hydroxymethylfurfural (HMF). A review focussing on its manufacture*. *tarch/Staerke* 42:314–321 (1990).
17. Kaltschmitt M, Hartmann H and Hofbauer H, editors. *Energie aus Biomasse - Grundlagen, Techniken, Verfahren*. Springer Verlag, pp. 375–389 (2009).
18. Bergius F, *Beiträge zur Theorie der Kohleentstehung*. Naturwissenschaften 1:1–10 (1928).
19. Kreulen DJW. *Sechs Abhandlungen über Braunkohle/ Lignite*. A244 FF, editor. Akademie Verlag, Berlin, (1962). pp. 46–80.
20. Terres E, *Über die Entwässerung und Veredlung von Rohtorf und Rohbraunkohle*. *Brennstoff-Chemie* 33:1–12 (1952).
21. Leibnitz E, Könnecke HG and Schröter M, *Zur Kenntnis der Druckinkohlung von Braunkohlen in Gegenwart von Wasser*. IV. *J Prakt Chem* 6:18–24 (1958).
22. Mok WSL, Antal MJ, Szabo P, Varhegyi G and Zelei B, *Formation of charcoal from biomass in a sealed reactor*. *Ind Eng Chem Res* 31:1162–1166 (1992).
23. Siskin M and Katritzky AK, *Reactivity of organic compounds in hot water: Geochemical and technological implications*. *Science* 254:231–237 (1991).
24. Yu Y, Lou X and Wu HW, *Some recent advances in hydrolysis of biomass in hot compressed, water and its comparisons with other hydrolysis methods*. *Energy Fuels* 22:46–60 (2008).
25. Hatcher PG and Clifford DJ, *The organic geochemistry of coal: from plant materials to coal*. *Org Geochem* 27:251–274 (1997).
26. Masselter S, Zemann A and Bobleter O, *Analysis of lignin degradation products by capillary electrophoresis*. *Chromatographia* 40:51–57 (1995).
27. Mukherjee DK, Sengupta AN, Choudhury DP, Sanyal PK and Rudra SR, *Effect of hydrothermal treatment on caking propensity of coal*. *Fuel* 75:477–482 (1996).

28. Hoering TC, *Thermal reactions of kerogen with added water, heavy water and pure organic substances*. Org Geochem 5:267–278 (1984).
29. Lewan MD, *Experiments on the role of water in petroleum formation*. Geochim Cosmochim Acta 61:3691–3723 (1997).
30. Michels R and Landais P, *Artificial coalification: Comparison of confined pyrolysis and hydrous pyrolysis*. Fuel 73:1691–1696 (1994).
31. Schimmelmann A, Boudou JP, Lewan MD and Wintsch RP, *Experimental controls on D/H and ¹³C/¹²C ratios of kerogen, bitumen and oil during hydrous pyrolysis*. Org Geochem 32:1009–1018 (2001).
32. Landais P, Michels R and Elie M, *Are time and temperature the only constraints to the simulation of organic matter maturation?* Org Geochem 22:617–630 (1994).
33. Tsukashima H, *Alkaline permanganate oxidation of artificial coals prepared from lignin and cellulose*. Fuel 46:177–185 (1967).
34. Sevilla M and Fuertes AB, *Chemical and Structural Properties of Carbonaceous Products Obtained by Hydrothermal Carbonization of Saccharides*. Chem Eur J 15:4195–4203 (2009).
35. Libra Judy A, *Hydrothermal carbonization of biomass residuals: a comparative review of the chemistry, processes and applications of wet and dry pyrolysis*. Biofuels 2(1), 89–124 (2011).
36. Geissler C and Belau L, *Zum Verhalten der stabilen Kohlenstoffisotope bei der Inkohlung*. Z Angew Chem 17:13–17 (1971).
37. Titirici MM, Thomas A and Antonietti M, *Back in the black: hydrothermal carbonization of plant material as an efficient chemical process to treat the CO₂ problem?* New J Chem 31:787–789 (2007).
38. Funasaka W and Yokokawa C, *On the formation of coal*. Mem Fac Eng Kyoto 12:128–137 (1951)
39. Khemchandani GV, Ray TB and Sarkar S, *Studies on artificial coal. 1. Caking power and chloroform extracts*. Fuel 53:163–167 (1974).

ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ Ι.

Διάγραμμα ροής της διεργασίας



ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ ΙΙ.

Πίνακας Szargut με τιμές χημικής εξέργειας ουσιών.

TABLE I Standard Molar Chemical Exergy \bar{e}^{CH} of Various Substances at 298.15 K and p_{ref}

Substance	Formula ^a	\bar{e}^{CH} (kJ/kmol)	
		Model I ^b	Model II ^c
Ammonia	NH ₃ (g)	336,684	337,900
n-Butane	C ₄ H ₁₀ (g)	—	2,805,800
Calcium oxide	CaO(s)	120,997	110,200
Calcium hydroxide	Ca(OH) ₂ (s)	63,710	53,700
Calcium carbonate	CaCO ₃ (s)	4,708	1,000
Calcium sulfate (gypsum)	CaSO ₄ · 2H ₂ O(s)	6,149	8,600
Carbon (graphite)	C(s)	404,589	410,260
Carbon dioxide	CO ₂ (g)	14,176	19,870
Carbon monoxide	CO(g)	269,412	275,100
Ethane	C ₂ H ₆ (g)	1,482,033	1,495,840
Hydrogen	H ₂ (g)	235,249	236,100
Hydrogen peroxide	H ₂ O ₂ (g)	133,587	—
Hydrogen sulfide	H ₂ S(g)	799,890	812,000
Methane	CH ₄ (g)	824,348	831,650
Methanol (g)	CH ₃ OH(g)	715,069	722,300
Methanol (l)	CH ₃ OH(l)	710,747	718,000
Nitrogen	N ₂ (g)	639	720
Nitrogen monoxide	NO(g)	88,851	88,900
Nitrogen dioxide	NO ₂ (g)	55,565	55,600
Octane	C ₈ H ₁₈ (l)	—	5,413,100
Oxygen	O ₂ (g)	3,951	3,970
n-Pentane	C ₅ H ₁₂ (g)	—	3,463,300
Propane	C ₃ H ₈ (g)	—	2,154,000
Sulfur	S(s)	598,158	609,600
Sulfur dioxide	SO ₂ (g)	301,939	313,400
Sulfur trioxide (g)	SO ₃ (g)	233,041	249,100
Sulfur trioxide (l)	SO ₃ (l)	235,743	—
Water (g)	H ₂ O(g)	8,636	9,500
Water (l)	H ₂ O (l)	45	900

^a (g): gaseous, (l): liquid, (s): solid.

^b Ahrendts, 1980. In this model, $p_{ref} = 1.019$ atm.

^c Szargut, Morris, and Stewart, 1988. In this model, $p_{ref} = 1.0$ atm.

ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ ΙΙΙ.

Αναλυτικά αποτελέσματα υπολογισμών από το ASPEN για όλα τα ρεύματα της διεργασίας

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
	1-BIO	2-IS40	3-FEED	4-FEED	5-FUEL	6-PROD	7-ST	8-PROD	9-PROD	10-IN	11-PROD	12-WAT	13-ST	14-ST
Total Flow kg/hr	4000	10367,58	14367,58	17048,64	229,7435	17666,97	1414,273	15120,98	17666,97	18462,91	17666,97	0,001	1146,881	1112,699
Total Flow kg/s	1,11111	2,87988	3,99099	4,73573	0,06382	4,90749	0,39285	4,20027	4,90749	5,12859	4,90749	0,00000	0,31858	0,30908
Enthalpy [kW]	-1,15E+04	-4,20E+04	-5,35E+04	-6,29E+04	-5,41E+02	-6,54E+04	-5,17E+03	-5,61E+04	-6,54E+04	-6,81E+04	-6,54E+04	-4,15E-03	-4,18E+03	-4,08E+03
Temperature C	15	89,99765	73,47857	187,9495	69,84121	219,1324	232,0199	151,9002	219,1324	218,2293	219,1324	219,1324	184,1322	151,9002
Pressure bar	1,01325	1,013	1,013	27	1,013	25	29	5	25	27	25	25	11	5
mss flows kg/h														
O2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	2,491	118,498	3,591	0,000	0,000	3,591	2,491	3,591	0,000	0,084	0,001
CO	0,000	0,000	0,000	0,872	5,811	0,944	0,000	0,000	0,944	0,872	0,944	0,000	0,095	0,004
H2	0,000	0,000	0,000	0,002	0,060	0,002	0,000	0,000	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000	0,000
H2O	2000,000	9333,331	11333,330	14011,010	44,048	15054,190	1414,273	12512,750	15054,190	15425,290	15054,190	0,001	1146,699	1112,694
CH4	0,000	0,000	0,000	0,015	61,327	0,018	0,000	0,000	0,018	0,015	0,018	0,000	0,003	0,000
N2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CL2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
S	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ASH	0,000	93,378	93,378	93,378	0,000	113,222	0,000	113,222	113,222	93,378	113,222	0,000	0,000	0,000
COAL	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1354,137	0,000	1354,137	1354,137	0,000	1354,137	0,000	0,000	0,000
BIOMASS	2000,000	0,000	2000,000	2000,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2000,000	0,000	0,000	0,000	0,000
TOM	0,000	940,869	940,869	940,869	0,000	1140,866	0,000	1140,866	1140,866	940,869	1140,866	0,000	0,000	0,000
Rest	0,000	0,003	0,004	0,003	0,000	0,000	0,000	0,005	0,000	-0,007	0,000	0,000	0,000	0,000
molfrac														
O2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,293	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
CO	0,000	0,000	0,000	0,000	0,023	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
H2O	1,000	1,000	1,000	1,000	0,266	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
CH4	0,000	0,000	0,000	0,000	0,416	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
N2	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
Rest	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
ECH_MIX	0,0278	0,1295	0,1573	0,1974	0,9126	0,2123	0,0196	0,1736	0,2123	0,2170	0,2123	0,0000	0,0162	0,0155
EPH_MIX	0,0000	0,0976	0,0737	0,7444	0,0036	1,1183	0,4075	0,4188	1,1183	1,1355	1,1183	0,0000	0,2957	0,2479
ech_mix	50	50	50	51	14300	51	50	50	51	51	51	50	51	50
eph_mix	0	38	23	191	56	267	1037	120	267	265	267	267	928	802
ECH_Bio	11,719	0,000	11,719	11,719	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	11,719	0,000	0,000	0,000	0,000
ECH_TOM	0,000	4,144	4,144	4,144	0,000	5,025	0,000	5,025	5,025	4,144	5,025	0,000	0,000	0,000
ECH_coal	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,239	0,000	10,239	10,239	0,000	10,239	0,000	0,000	0,000
ECH_NC	11,719	4,144	15,863	15,863	0,000	15,264	0,000	15,264	15,264	15,863	15,264	0,000	0,000	0,000
T [K]	288,150	363,148	346,629	461,100	342,991	492,282	505,170	425,050	492,282	491,379	492,282	492,282	457,282	425,050
EPH_Bio	0,000	0,000	0,005	0,044	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,060	0,000	0,000	0,000	0,000
EPH_coal	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,030	0,000	0,014	0,030	0,000	0,030	0,000	0,000	0,000
EPH_TOM	0,000	0,003	0,002	0,015	0,000	0,025	0,000	0,012	0,025	0,021	0,025	0,000	0,000	0,000
EPH_ash	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,003	0,000	0,001	0,003	0,002	0,003	0,000	0,000	0,000
EPH_NC	0,000	0,003	0,007	0,061	0,000	0,058	0,000	0,027	0,058	0,083	0,058	0,000	0,000	0,000
ECH_TOT	11,747	4,273	16,020	16,060	0,913	15,476	0,020	15,437	15,476	16,080	15,476	0,000	0,016	0,015
EPH_TOT	0,000	0,101	0,081	0,805	0,004	1,176	0,408	0,446	1,176	1,218	1,176	0,000	0,296	0,248
E_TOT	11,747	4,374	16,101	16,865	0,916	16,652	0,427	15,883	16,652	17,298	16,652	0,000	0,312	0,263
HPH Mix	0,000	0,812	0,760	3,042	0,034	3,985	1,075	2,081	3,985	4,061	3,985	0,000	0,884	0,839
HPH_Bio	0,000	0,000	0,058	0,194	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,235	0,000	0,000	0,000	0,000
HPH_TOM	0,000	0,027	0,021	0,067	0,000	0,099	0,000	0,063	0,099	0,081	0,099	0,000	0,000	0,000
HPH_coal	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,117	0,000	0,074	0,117	0,000	0,117	0,000	0,000	0,000
HPH_ash	0,000	0,003	0,002	0,007	0,000	0,010	0,000	0,006	0,010	0,008	0,010	0,000	0,000	0,000
HPH_NC	0,000	0,029	0,081	0,268	0,000	0,226	0,000	0,143	0,226	0,324	0,226	0,000	0,000	0,000
HPH_tot	0,000	0,841	0,841	3,309	0,034	4,211	1,075	2,225	4,211	4,385	4,211	0,000	0,884	0,839

29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	
29-ST	30-ST	31-PROD	32-EXH	33-EXH	34-AIR	35-CH4	36-CND	37-FEED	38-IS2	39-WAT	40-WAT	41-BRUED	42-PROD	
0,0001	1459,248	13926,65	1464,07	1464,07	1234,326	61,27	1059,248	17048,64	10367,47	17380,56	16233,68	420,4872	17666,97	
0,00000	0,40535	3,86851	0,40669	0,40669	0,34287	0,01702	0,29424	4,73573	2,87985	4,82793	4,50936	0,11680	4,90749	
-3,63E-04	-5,39E+03	-5,20E+04	-1,34E+03	-5,75E+02	-3,26E+01	-7,98E+01	-4,62E+03	-6,29E+04	-4,20E+04	-6,44E+04	-6,02E+04	-1,55E+03	-6,54E+04	
212,4383	99,99088	90	208,3936	1619,107	15	15	61,51846	188,844	89,99996	184,1322	184,1322	99,99088	220	
20	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	27	1,013	11	11	1,013	25
0,000	0,000	0,000	40,585	40,585	285,704	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	286,734	286,734	0,000	0,000	0,000	2,491	0,000	0,085	0,001	0,000	3,591	
0,000	0,001	0,000	5,811	5,811	0,000	0,000	0,001	0,872	0,000	0,099	0,004	0,000	0,944	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	
0,000	1459,247	11318,430	190,131	190,131	7,814	0,000	1059,247	14011,010	9333,331	14772,150	13625,450	420,487	15054,190	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	61,270	0,000	0,015	0,000	0,003	0,000	0,000	0,018	
0,000	0,000	0,000	940,809	940,809	940,809	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	113,222	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	93,378	93,365	113,222	113,222	0,000	113,222	
0,000	0,000	1354,137	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1354,137	1354,137	0,000	1354,137	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	2000,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	1140,866	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	940,869	940,774	1140,866	1140,866	0,000	1140,866	
0,000	0,000	-0,005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,003	0,001	-0,003	-0,001	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,024	0,024	0,208	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,125	0,125	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,004	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
1,000	1,000	1,000	0,202	0,202	0,010	0,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,644	0,644	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,0000	0,0203	0,1571	0,0454	0,0454	0,0016	0,8823	0,0147	0,1974	0,1295	0,2053	0,1891	0,0058	0,2123	
0,0000	0,2279	0,1183	0,0327	0,5923	0,0000	0,0000	0,0045	0,7521	0,0976	0,9880	0,6923	0,0657	1,1281	
0	50	50	112	112	5	51840	50	51	50	50	50	50	51	
1029	562	38	80	1456	0	0	15	193	38	241	183	562	270	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	11,719	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	5,025	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	4,144	4,143	5,025	5,025	0,000	5,025	
0,000	0,000	10,239	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,239	10,239	0,000	10,239	
0,000	0,000	15,264	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	15,863	4,143	15,264	15,264	0,000	15,264	
485,588	373,141	363,150	481,544	1892,257	288,150	288,150	334,668	461,994	363,150	457,282	457,282	373,141	493,150	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,044	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,021	0,021	0,000	0,030	
0,000	0,000	0,004	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,015	0,003	0,018	0,018	0,000	0,025	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,002	0,002	0,000	0,003	
0,000	0,000	0,008	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,061	0,003	0,040	0,040	0,000	0,058	
0,000	0,020	15,421	0,045	0,045	0,002	0,882	0,015	16,060	4,273	15,469	15,453	0,006	15,476	
0,000	0,228	0,127	0,033	0,592	0,000	0,000	0,004	0,813	0,101	1,028	0,733	0,066	1,186	
0,000	0,248	15,548	0,078	0,638	0,002	0,882	0,019	16,874	4,374	16,497	16,186	0,072	16,662	
0,000	1,060	0,985	0,210	0,979	0,000	0,000	0,056	3,060	0,812	3,766	2,882	0,306	4,006	
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,195	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	
0,000	0,000	0,032	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,068	0,027	0,080	0,080	0,000	0,099	
0,000	0,000	0,039	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,094	0,094	0,000	0,118	
0,000	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,007	0,003	0,008	0,008	0,000	0,010	
0,000	0,000	0,074	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,269	0,029	0,182	0,182	0,000	0,227	
0,000	1,060	1,059	0,210	0,979	0,000	0,000	0,056	3,329	0,841	3,948	3,064	0,306	4,233	

57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
57-WAT	58-WAT	59-BRUED	60-COAL	61-ST	62-AIR	63-CND	64-GAS	65-BRUED	66-PROD	67-GAS	68-BRUED	69-GASES
264,9264	15385,9	31205,25	1561,139	830,8996	29000	830,8996	30464,07	31205,25	17666,97	168,4735	31205,25	5,6452E-06
0,07359	4,27386	8,66813	0,43365	0,23081	8,05556	0,23081	8,46224	8,66813	4,90749	0,04680	8,66813	0,00000
-1,13E+03	-5,73E+04	-4,74E+03	-1,89E+03	-3,07E+03	-7,67E+02	-3,65E+03	-1,50E+03	-4,80E+03	-6,54E+04	-4,61E+02	-4,70E+03	-6,67E-06
151,8296	151,8987	40	40	99,99088	15	34,55888	96,29987	34,82715	219,1324	108,5613	45,11451	90
5	5	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	1,013	25	3	1,013	1,013
0,000	0,000	6753,074	0,000	0,000	6712,489	0,000	6753,074	6753,074	0,000	0,000	6753,074	0,000
0,000	0,000	286,734	0,000	0,000	0,000	0,000	286,734	286,734	3,591	118,498	286,734	0,000
0,001	0,001	5,811	0,000	0,001	0,000	0,001	5,811	5,811	0,944	5,811	5,811	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,060	0,000	0,000
264,925	12777,680	1114,909	161,574	830,899	183,594	830,899	373,725	1114,909	15054,190	44,048	1114,909	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,018	0,057	0,000	0,000
0,000	0,000	23044,730	0,000	0,000	22103,920	0,000	23044,730	23044,730	0,000	0,000	23044,730	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	113,222	0,000	9,031	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	113,222	0,000	0,000	0,000
0,000	1354,137	0,000	1354,137	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1354,137	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	1140,866	0,000	36,398	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1140,866	0,000	0,000	0,000
0,000	-0,007	-0,008	0,000	0,000	-0,003	0,000	-0,004	-0,008	0,000	0,000	-0,008	0,000
0,000	0,000	0,191	0,000	0,000	0,208	0,000	0,199	0,191	0,000	0,000	0,191	0,000
0,000	0,000	0,006	0,000	0,000	0,000	0,000	0,006	0,006	0,000	0,501	0,006	0,035
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,039	0,000	0,763
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,006	0,000	0,000
1,000	1,000	0,056	1,000	1,000	0,010	1,000	0,020	0,056	1,000	0,455	0,056	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000	0,202
0,000	0,000	0,746	0,000	0,000	0,782	0,000	0,775	0,746	0,000	0,000	0,746	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,0037	0,1773	0,0711	0,0022	0,0115	0,0365	0,0115	0,0608	0,0711	0,2123	0,0334	0,0711	0,0000
0,0089	0,4277	0,0303	0,0002	0,1298	-0,0002	0,0007	0,0840	0,0261	1,1183	0,0088	0,0344	0,0000
50	50	8	50	50	5	50	7	8	51	714	8	0
120	120	3	5	562	0	3	10	3	267	187	4	10
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	5,025	0,000	0,160	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	5,025	0,000	0,000	0,000
0,000	10,239	0,000	10,239	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,239	0,000	0,000	0,000
0,000	15,264	0,000	10,399	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	15,264	0,000	0,000	0,000
424,980	425,049	313,150	313,150	373,141	288,150	307,709	369,450	307,977	492,282	381,711	318,265	363,150
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,014	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,030	0,000	0,000	0,000
0,000	0,012	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,025	0,000	0,000	0,000
0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,003	0,000	0,000	0,000
0,000	0,027	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,058	0,000	0,000	0,000
0,004	15,441	0,071	10,402	0,012	0,036	0,012	0,061	0,071	15,476	0,033	0,071	0,000
0,009	0,455	0,030	0,001	0,130	0,000	0,001	0,084	0,026	1,176	0,009	0,034	0,000
0,013	15,896	0,101	10,402	0,141	0,036	0,012	0,145	0,097	16,652	0,042	0,105	0,000
0,044	2,125	0,767	0,005	0,604	0,000	0,018	0,740	0,707	3,985	0,034	0,813	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,063	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,099	0,000	0,000	0,000
0,000	0,074	0,000	0,012	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,117	0,000	0,000	0,000
0,000	0,006	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,010	0,000	0,000	0,000
0,000	0,143	0,000	0,013	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,226	0,000	0,000	0,000
0,044	2,269	0,767	0,017	0,604	0,000	0,018	0,740	0,707	4,211	0,034	0,813	0,000

70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82
70-IS12	71-FEED	72-INREA	73-CND	74-DUM	75-COAL	76-FEED	77-INREA	78-CND	79-OFFGA	80-OFFGA	81-WAT	82-WAT
0,001	14367,58	18462,91	36,66921	0,0001	1561,139	14367,58	18462,91	36,66921	795,9407	795,9407	400	400
0,00000	3,99099	5,12859	0,01019	0,00000	0,43365	3,99099	5,12859	0,01019	0,22109	0,22109	0,11111	0,11111
-4,18E-03	-5,33E+04	-6,80E+04	-1,35E+02	-3,63E-04	-1,91E+03	-5,31E+04	-6,80E+04	-1,62E+02	-2,73E+03	-2,73E+03	-1,75E+03	-1,75E+03
219,1324	90	220	99,99088	204,2304	15	100,081	220	25,3433	220	220	61,51855	61,87187
25	3	27	1,013	17	1,013	3	27	1,013	25	23	1,013	11
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	2,491	0,000	0,000	0,000	0,000	2,491	0,000	118,899	118,899	0,000	0,000
0,000	0,000	0,872	0,000	0,000	0,000	0,000	0,872	0,000	5,868	5,868	0,000	0,000
0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,060	0,060	0,000	0,000
0,001	11333,330	15425,290	36,669	0,000	161,574	11333,330	15425,290	36,669	671,055	671,055	400,000	400,000
0,000	0,000	0,015	0,000	0,000	0,000	0,000	0,015	0,000	0,058	0,058	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	93,378	93,378	0,000	0,000	9,031	93,378	93,378	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	1354,137	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	2000,000	2000,000	0,000	0,000	0,000	2000,000	2000,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	940,869	940,869	0,000	0,000	36,398	940,869	940,869	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,004	-0,007	0,000	0,000	0,000	0,004	-0,007	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,067	0,067	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,005	0,005	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,000	0,000
1,000	1,000	1,000	1,000	0,997	1,000	1,000	1,000	1,000	0,927	0,927	1,000	1,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,1573	0,2170	0,0005	0,0000	0,0022	0,1573	0,2170	0,0005	0,0423	0,0423	0,0056	0,0056
0,0000	0,1185	1,1559	0,0057	0,0000	0,0000	0,1509	1,1559	0,0000	0,1995	0,1973	0,0017	0,0017
50	50	51	50	0	50	50	51	50	192	192	50	50
218	38	270	562	994	0	48	270	1	902	892	15	15
0,000	11,719	11,719	0,000	0,000	0,000	11,719	11,719	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	4,144	4,144	0,000	0,000	0,160	4,144	4,144	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,239	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	15,863	15,863	0,000	0,000	10,399	15,863	15,863	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
492,282	363,150	493,150	373,141	477,380	288,150	373,231	493,150	298,493	493,150	493,150	334,669	335,022
0,000	0,009	0,061	0,000	0,000	0,000	0,011	0,061	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,003	0,021	0,000	0,000	0,000	0,004	0,021	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,002	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,012	0,084	0,000	0,000	0,000	0,015	0,084	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	16,020	16,080	0,001	0,000	10,402	16,020	16,080	0,001	0,042	0,042	0,006	0,006
0,000	0,131	1,240	0,006	0,000	0,000	0,166	1,240	0,000	0,200	0,197	0,002	0,002
0,000	16,151	17,320	0,006	0,000	10,402	16,186	17,320	0,001	0,242	0,240	0,007	0,007
0,000	0,986	4,105	0,027	0,000	0,000	1,126	4,105	0,000	0,537	0,537	0,021	0,021
0,000	0,076	0,237	0,000	0,000	0,000	0,087	0,237	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,027	0,082	0,000	0,000	0,000	0,031	0,082	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,003	0,008	0,000	0,000	0,000	0,003	0,008	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,106	0,327	0,000	0,000	0,000	0,121	0,327	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	1,092	4,432	0,027	0,000	0,000	1,247	4,432	0,000	0,537	0,537	0,021	0,021

83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95
83-ST	84-ST	85-AIR	86-OFFGA	87-OFFGA	88-CND	89-OFFGA	90-AIR	91-WAT	92-ST	93-CND	94-PURGE	95-CND
400	1146,881	29000	795,9407	795,9407	627,4672	795,9407	1234,326	1414,273	171,1919	171,1919	1202,265	627,4672
0,11111	0,31858	8,05556	0,22109	0,22109	0,17430	0,22109	0,34287	0,39285	0,04755	0,04755	0,33396	0,17430
-1,50E+03	-4,18E+03	-1,51E+02	-2,98E+03	-3,16E+03	-2,70E+03	-3,16E+03	-6,43E+00	-6,13E+03	-6,32E+02	-7,55E+02	-4,94E+03	-2,75E+03
184,136	184,1322	89,99088	208,3915	134,312	108,5613	108,5613	89,99088	90	99,99088	24,70612	40	40
11	11	1,05	23	23	3	3	1,013	32	1,013	1,013	1,013	3
0,000	0,000	6712,489	0,000	0,000	0,000	0,000	285,704	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,084	0,000	118,899	118,899	0,402	118,899	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,402
0,000	0,095	0,000	5,868	5,868	0,057	5,868	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,057
0,000	0,000	0,000	0,060	0,060	0,000	0,060	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
400,000	1146,699	183,594	671,055	671,055	627,007	671,055	7,814	1414,273	171,192	171,192	1082,341	627,007
0,000	0,003	0,000	0,058	0,058	0,001	0,058	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001
0,000	0,000	22103,920	0,000	0,000	0,000	0,000	940,809	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	10,827	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	109,097	0,000
0,000	0,000	-0,003	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,208	0,000	0,000	0,000	0,000	0,208	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,067	0,067	0,000	0,067	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,005	0,005	0,000	0,005	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,000	0,001	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
1,000	1,000	0,010	0,927	0,927	1,000	0,927	0,010	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,782	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,0056	0,0162	0,0365	0,0423	0,0423	0,0089	0,0423	0,0016	0,0196	0,0024	0,0024	0,0150	0,0089
0,0894	0,2957	0,0925	0,0952	0,0249	0,0100	0,0188	0,0029	0,0149	0,0267	0,0000	0,0014	0,0008
50	51	5	192	192	51	192	5	50	50	50	50	51
805	928	11	431	113	58	85	8	38	562	1	5	5
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,480	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,480	0,000
457,286	457,282	363,141	481,542	407,462	381,711	381,711	363,141	363,150	373,141	297,856	313,150	313,150
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,006	0,016	0,036	0,042	0,042	0,009	0,042	0,002	0,020	0,002	0,002	0,496	0,009
0,089	0,296	0,092	0,095	0,025	0,010	0,019	0,003	0,015	0,027	0,000	0,001	0,001
0,095	0,312	0,129	0,138	0,067	0,019	0,061	0,004	0,035	0,029	0,002	0,497	0,010
0,271	0,884	0,616	0,287	0,104	0,069	0,104	0,026	0,124	0,124	0,002	0,030	0,018
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,000
0,271	0,884	0,616	0,287	0,104	0,069	0,104	0,026	0,124	0,124	0,002	0,032	0,018

96	97	98	99
96-PROD	97-CND	98-ST	99-TOMLS
13926,65	420,4872	1414,273	54,59737
3,86851	0,11680	0,39285	0,01517
-5,19E+04	-1,80E+03	-5,18E+03	-9,10E+01
99,99088	99,9906	232,0189	37,32889
1,013	1,013	29	1,013
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
11318,430	420,487	1414,273	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
113,222	0,000	0,000	0,000
1354,137	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
1140,866	0,000	0,000	54,597
-0,005	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
1,000	1,000	1,000	1,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,1571	0,0058	0,0196	0,0000
0,1504	0,0090	0,4002	0,0000
50	50	50	0
48	77	1019	4
0,000	0,000	0,000	0,000
5,025	0,000	0,000	0,240
10,239	0,000	0,000	0,000
15,264	0,000	0,000	0,240
373,141	373,141	505,169	310,479
0,000	0,000	0,000	0,000
0,006	0,000	0,000	0,000
0,005	0,000	0,000	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,011	0,000	0,000	0,000
15,421	0,006	0,020	0,240
0,161	0,009	0,400	0,000
15,582	0,015	0,420	0,240
1,124	0,057	1,076	0,000
0,000	0,000	0,000	0,000
0,037	0,000	0,000	0,000
0,044	0,000	0,000	0,000
0,004	0,000	0,000	0,000
0,085	0,000	0,000	0,000
1,208	0,057	1,076	0,000