



**ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ
ΣΧΟΛΗ ΜΗΧΑΝΟΛΟΓΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ
ΤΟΜΕΑΣ ΘΕΡΜΟΤΗΤΑΣ**

**ΘΕΡΜΙΚΑ ΚΥΚΛΩΜΑΤΑ ΜΕ ΔΙΑΤΑΞΕΙΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ
ΤΟΥ CO₂ ΓΙΑ ΘΕΡΜΟΗΛΕΚΤΡΙΚΟΥΣ ΣΤΑΘΜΟΥΣ ΠΟΥ
ΧΡΗΣΙΜΟΠΟΙΟΥΝ ΟΡΥΚΤΑ ΚΑΥΣΙΜΑ**

**ΔΙΔΑΚΤΟΡΙΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ
ΑΝΤΩΝΙΟΣ ΚΥΡΟΥ ΚΟΥΜΑΝΑΚΟΣ**

ΑΘΗΝΑ 2009

Η έγκριση της Διδακτορικής Διατριβής από την Ανώτατη Σχολή Μηχανολόγων Μηχανικών του Εθνικού Μετσοβίου Πολυτεχνείου δεν υποδηλώνει αποδοχή των γνώμων του συγγραφέα.

(Ν 5343/1932, Άρθρο 202)

Επιβλέπων Καθηγητής
Δρ. Εμμανουήλ Κακαράς
Καθηγητής Ε.Μ.Π.

Τριμελής Συμβουλευτική Επιτροπή
Δρ. Εμμανουήλ Κακαράς
Καθηγητής Ε.Μ.Π.

Δρ. Κωνσταντίνος Ρακόπουλος
Καθηγητής Ε.Μ.Π.

Δρ. Ξενοφών Κακάτσιος
Καθηγητής Ε.Μ.Π.



Το έργο υλοποιήθηκε στο πλαίσιο του Μέτρου 8.3 του Ε.Π. Ανταγωνιστικότητα Γ' Κοινοτικό Πλαίσιο Στήριξης και συγχρηματοδοτήθηκε κατά:

- 80% της Δημόσιας Δαπάνης από την Ευρωπαϊκή Ένωση – Ευρωπαϊκό Κοινωνικό Ταμείο
- 20% της Δημόσιας Δαπάνης από το Ελληνικό Δημόσιο – Υπουργείο Ανάπτυξης – Γενική Γραμματεία Έρευνας και Τεχνολογίας

ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Δεδομένου ότι το παραγόμενο CO₂ από θερμοηλεκτρικούς σταθμούς αποτελεί περίπου το 1/3 των συνολικών εκπομπών στην ατμόσφαιρα, οι τεχνολογίες δέσμευσης του CO₂ αναμένεται να συνεισφέρουν σημαντικά στη μείωση του φαινομένου του θερμοκηπίου. Το γεγονός αυτό δικαιολογεί την έντονη ερευνητική δραστηριότητα προς την κατεύθυνση απομόνωσης και δέσμευσης του CO₂ από θερμοηλεκτρικές μονάδες, με στόχο την επίτευξη βιώσιμων τεχνολογικών λύσεων.

Στόχος της παρούσας εργασίας είναι η εκτίμηση των επιδόσεων λιγνιτικής ατμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂, αντιπροσωπευτικής για τα Ελληνικά δεδομένα. Τυπικά, η εγκατεστημένη ισχύς λιγνιτικών μονάδων στην Ελλάδα κυμαίνεται από 300- 350 MW. Δεδομένης της μείωσης της καθαρής παραγόμενης ηλεκτρικής ισχύος που συνεπάγεται η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης, η μονάδα που επιλέγεται είναι 380 MW ενώ το καύσιμο που χρησιμοποιείται είναι λιγνίτης Φλώρινας. Για τον υπολογισμό των επιδόσεων των θερμοηλεκτρικών μονάδων που εξετάζονται, γίνεται χρήση του λογισμικού GateCycle της General Electric. Επίσης, στα πλαίσια της εργασίας αυτής, προσδιορίζονται τα βασικά τεχνικά χαρακτηριστικά των μονάδων με δέσμευση CO₂, πραγματοποιείται η βελτιστοποίηση θερμοδυναμικού τους σχεδιασμού και εξετάζεται η οικονομική βιωσιμότητά τους.

Στο 1^ο κεφάλαιο, παρουσιάζεται η βιβλιογραφική επισκόπηση των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ οι οποίες είναι κατάλληλες για σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής. Οι τεχνολογίες αυτές είναι δυνατό να κατηγοριοποιηθούν σε τρεις ευρύτερες ομάδες: τη δέσμευση του CO₂ μετά από την καύση, τη δέσμευση πριν την καύση και την καύση χωρίς την ύπαρξη του αζώτου. Σε ότι αφορά τις μονάδες που χρησιμοποιούν στερεά ορυκτά καύσιμα, η καύση με καθαρό O₂ και η χημική απορρόφηση από τα καυσαέρια είναι οι τεχνολογίες που αναμένεται να επικρατήσουν στο κοντινό μέλλον.

Η σύγκριση των επιδόσεων των μονάδων αλλά και η μελέτη της οικονομικής βιωσιμότητάς τους γίνεται σε σχέση με τη συμβατική μονάδα αναφοράς η οποία παρουσιάζεται στο 2^ο κεφάλαιο. Η παρούσα μελέτη λαμβάνει υπόψη της τις τελευταίες εξελίξεις στον τομέα των υλικών ώστε τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του παραγόμενου ατμού να είναι αυξημένα και κατ' επέκταση και ο βαθμός απόδοσης της μονάδας. Καθώς η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ επηρεάζει σημαντικά τον καθαρό βαθμό απόδοσης της μονάδας, η εφαρμογή τεχνολογιών που θα συμβάλλουν στη βελτίωσή του είναι επιβεβλημένη. Έτσι, στο βασικό σχεδιασμό των θερμοηλεκτρικών μονάδων που εξετάζονται συμπεριλαμβάνεται σύστημα προξήρανσης του λιγνίτη.

Ο βασικός σχεδιασμός της θερμοηλεκτρικής μονάδας με την εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂ με καύση με καθαρό οξυγόνο παρουσιάζεται στο 3^ο κεφάλαιο. Αναλυτικά,

παρουσιάζονται τα βασικά τεχνικά χαρακτηριστικά του ατμοπαραγωγού, του συστήματος καθαρισμού του καυσαερίου, της μονάδας διαχωρισμού του αέρα και του συστήματος συμπίεσης και καθαρισμού του CO₂. Αρχικά, παρουσιάζεται η μονάδα χωρίς να εξεταστούν οι επιλογές βελτιστοποίησης των επιδόσεων της. Ωστόσο, με την εκμετάλλευση της θερμότητας που αποβάλλεται στο ψυκτικό νερό από τις διεργασίες του διαχωρισμού του αέρα, της ψύξης των καυσαερίων και της συμπίεσης του CO₂ στο κύκλωμα προθέρμανσης του τροφοδοτικού νερού του ατμοστροβίλου αλλά και στα ρεύματα των αερίων που εισέρχονται στο λέβητα, είναι δυνατό το «κόστος» σε καθαρή ισχύ και σε καθαρό βαθμό απόδοσης που συνεπάγεται η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂, να μειωθεί. Τελικά προτείνεται ο σχεδιασμός με βάση τον οποίο μεγιστοποιείται ο καθαρός βαθμός απόδοσης της μονάδας.

Στο 4^ο κεφάλαιο εξετάζεται η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂ με χημική απορρόφηση με αμίνες. Αρχικά, παρουσιάζονται τα τεχνικά χαρακτηριστικά του συστήματος, του οποίου ο βασικός εξοπλισμός περιλαμβάνει τη στήλη απορρόφησης του CO₂ από τα καυσαέρια και τη στήλη αναγέννησης του διαλύματος αμίνης. Βαρύτητα δόθηκε σε ότι αφορά τις απαιτήσεις της στήλης απορρόφησης ως προς τη συγκέντρωση των καυσαερίων σε SO_x και NO₂ στην είσοδο αυτής. Καθώς οι ενώσεις αυτές αντιδρούν με το διάλυμα της αμίνης παράγοντας άλατα τα οποία δε διασπώνται στη στήλη αναγέννησης, η συγκέντρωσή τους στα καυσαέρια πρέπει να είναι αρκετά χαμηλές. Επιπλέον, εξετάζονται οι τεχνικές επιλογές ενσωμάτωσης θερμότητας στο κύκλωμα του τροφοδοτικού νερού του ατμοστροβίλου αλλά και τον ατμοπαραγωγό και προτείνεται ο σχεδιασμός που βελτιστοποιεί τις θερμοδυναμικές επιδόσεις της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση του CO₂.

Η μελέτη της οικονομικής βιωσιμότητας των μονάδων με δέσμευση του CO₂ παρουσιάζεται στο 5^ο κεφάλαιο. Το κόστος παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας εκφράζεται ως η ελάχιστη τιμή πώλησης της ηλεκτρικής ενέργειας ώστε η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ να καταστεί βιώσιμη. Επίσης, εκτιμάται το κόστος αποφυγής του CO₂ το οποίο αποτελεί τον οικονομικό δείκτη που χρησιμοποιείται για να εκφράσει το κόστος της μείωσης των εκπομπών του CO₂ των θερμοηλεκτρικών μονάδων. Η οικονομική αξιολόγηση των θερμοηλεκτρικών μονάδων πραγματοποιείται για την περίοδο που οι τεχνολογίες θα βρίσκονται στο στάδιο της επιδεικτικής εφαρμογής αλλά και στην περίοδο της εμπορικής ωριμότητας.

Τα συμπεράσματα που προκύπτουν αφορούν το θερμικό βαθμό απόδοσης του ατμοπαραγωγού, του ατμοστροβίλου αλλά και τον καθαρό βαθμό απόδοσης της μονάδας συνολικά. Προτείνεται ο σχεδιασμός που βελτιστοποιεί τις επιδόσεις της μονάδας λαμβάνοντας υπόψη τις τεχνικές απαιτήσεις του εξοπλισμού δέσμευσης του CO₂. Επιπλέον, γίνεται η αξιολόγηση των οικονομικών παραμέτρων της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ της ατμοηλεκτρικής μονάδας για στερεά ορυκτά καύσιμα χαμηλής Κ.Θ.Ι. Τέλος, παρουσιάζονται τα προτεινόμενα θέματα προς περαιτέρω διερεύνηση.

ΠΙΝΑΚΑΣ ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΩΝ

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1^ο	
ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΗ ΕΠΙΣΚΟΠΗΣΗ	1
1.1 Εισαγωγή	1
1.2 Τεχνολογίες δέσμευσης του CO ₂ μετά την καύση	2
1.2.1 Υγρή απορρόφηση του CO ₂	2
1.2.1.1 Χημική απορρόφηση του CO ₂	2
1.2.1.2 Φυσική απορρόφηση	4
1.2.2 Ξηρός διαχωρισμός CO ₂ από τα καυσαέρια	4
1.2.2.1 Χημικός διαχωρισμός	4
1.2.2.2 Προσρόφηση	5
1.2.3 Μεμβράνες	6
1.2.4 Κρυογονικές διεργασίες	6
1.2.5 Κύκλος CaO/ CaCO ₃	7
1.3 Τεχνολογίες δέσμευσης του CO ₂ πριν την καύση	7
1.3.1 Τεχνολογίες και εφαρμογές για φυσικό αέριο	7
1.3.2 Τεχνολογίες και εφαρμογές για άνθρακα	8
1.4 Καύση χωρίς την ύπαρξη N ₂ - Καύση με O ₂	10
1.4.1 Καύση με O ₂ σε ατμοηλεκτρικές μονάδες	10
1.4.2 Καύση άνθρακα με μείγμα αέρα και οξυγόνου	11
ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2^ο	
ΣΥΜΒΑΤΙΚΗ ΜΟΝΑΔΑ ΑΝΑΦΟΡΑΣ	12
2.1 Εισαγωγή- Μεθοδολογία	12
2.2 Περιγραφή μονάδας αναφοράς	13
2.2.1 Μονάδα προξήρανσης- Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας	14
2.2.2 Λέβητας	15
2.2.3 Ατμοστρόβιλος	19
2.2.4 Σύστημα κυκλώματος ψύξης- Κύριος συμπυκνωτής	19
2.3 Αποτελέσματα προσομοίωσης	20
ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3^ο	
ΜΟΝΑΔΑ ΜΕ ΔΕΣΜΕΥΣΗ CO₂-ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΚΑΥΣΗΣ ΜΕ ΚΑΘΑΡΟ O₂	24
3.1 Εισαγωγή	24
3.2 Περιγραφή εξοπλισμού	25
3.2.1 Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας	25
3.2.2 Λέβητας	25
3.2.3 Ηλεκτροστατικά φίλτρα και συμπυκνωτής καυσαερίου	26
3.2.4 Ατμοστρόβιλος	26

3.2.5 Μονάδα διαχωρισμού του αέρα	26
3.2.6 Συμπύεση CO ₂ και απομάκρυνση των μη-συμπυκνούμενων αερίων	31
3.3 Προσομοίωση μονάδας με δέσμευση CO ₂	34
3.4 Βελτιστοποίηση επιδόσεων μονάδας με δέσμευση CO ₂	39
3.5 Σύγκριση μονάδων	48

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4^ο

ΜΟΝΑΔΑ ΜΕ ΔΕΣΜΕΥΣΗ CO₂ ΜΕ ΤΗΝ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΧΗΜΙΚΗΣ ΑΠΟΡΡΟΦΗΣΗΣ ΜΕ ΑΜΙΝΕΣ

51

4.1 Εισαγωγή	51
4.2 Μονάδα χημικής απορρόφησης και επεξεργασίας του CO ₂	51
4.3 Απαιτήσεις μονάδας χημικής απορρόφησης ως προς το καυσαέριο	54
4.3.1 Συγκέντρωση NO ₂ στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO ₂	54
4.3.2 Συγκέντρωση SO _x στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO ₂	55
4.3.3 Συγκέντρωση σκόνης στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO ₂	56
4.4 Περιγραφή της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO ₂	56
4.5 Προσομοίωση μη βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO ₂	59
4.6 Βελτιστοποίηση επιδόσεων μονάδας με δέσμευση CO ₂	63
4.7 Σύγκριση μονάδων	70

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5^ο

ΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ

73

5.1 Εισαγωγή	73
5.2 Μεθοδολογία- Τεχνικές και οικονομικές παραδοχές	73
5.2.1 Τεχνικές παραδοχές	75
5.2.2 Οικονομικές παραδοχές	75
5.3 Αποτελέσματα οικονομικής αξιολόγησης	78
5.3.1 Τεχνικές και οικονομικές παραδοχές	78
5.3.2 Αποτελέσματα	80
5.3.3 Περίοδος κατασκευής επιδεικτικών μονάδων- Εφαρμογή για την Ελληνική πραγματικότητα	87
5.4. Σύγκριση μονάδων	88

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 6^ο

ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ- ΜΕΛΛΟΝΤΙΚΕΣ ΕΡΓΑΣΙΕΣ

96

6.1 Συμπεράσματα	96
6.1.1 Μονάδα με δέσμευση CO ₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O ₂	96
6.1.2 Μονάδα με δέσμευση CO ₂ με χημική απορρόφηση	97
6.2 Στοιχεία πρωτοτυπίας	99
6.3 Μελλοντικές εργασίες	100

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ	101
ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ	104
ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ Α	112

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1^ο

ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΗ ΕΠΙΣΚΟΠΗΣΗ

ΣΥΜΒΟΛΑ

Φ.Α.:	Φυσικό αέριο
ΜΕΑ:	Μονοεθανολαμίνη
κ.ο.:	Περιεκτικότητα κατ' όγκο
κ.β.:	Περιεκτικότητα κατά βάρος
g:	Αέρια φάση
l:	Υγρή φάση
s:	Στερεή κατάσταση
PSA:	Διεργασία προσρόφησης που εξαρτάται από την πίεση
TSA:	Διεργασία προσρόφησης που εξαρτάται από τη θερμοκρασία
IGCC:	Μονάδα συνδυασμένου κύκλου με ενσωματωμένο σύστημα αεριοποίησης άνθρακα.
Η/Φ:	Ηλεκτροστατικά φίλτρα

1.1 Εισαγωγή

Η ανάπτυξη τεχνολογιών δέσμευσης του διοξειδίου του άνθρακα από θερμοηλεκτρικές μονάδες έχει προκαλέσει τα τελευταία χρόνια το έντονο ενδιαφέρον της ερευνητικής δραστηριότητας. Οι τεχνολογίες αυτές είναι δυνατό να κατηγοριοποιηθούν σε τρεις ευρύτερες ομάδες [1]:

- Δέσμευση του CO₂ μετά από την καύση. Σε αυτήν την κατηγορία των τεχνολογιών, το CO₂ διαχωρίζεται από τα υπόλοιπα συστατικά των καυσαερίων.
- Δέσμευση του CO₂ πριν από την καύση. Το τελικό προϊόν των εφαρμογών αυτών είναι η παραγωγή καυσίμου που δεν περιέχει άνθρακα.
- Καύση χωρίς την ύπαρξη του αζώτου. Στην περίπτωση αυτή δε χρησιμοποιείται αέρας για την καύση αλλά καθαρό οξυγόνο.

Η μείωση των εκπομπών CO₂ από θερμοηλεκτρικές μονάδες, εκτός από την εφαρμογή τεχνολογιών δέσμευσης, επιτυγχάνεται και από μια σειρά άλλων μέτρων [2], [3]. Στα μέτρα αυτά συμπεριλαμβάνονται:

- Η αύξηση του καθαρού βαθμού απόδοσης
- Η χρήση φυσικού αερίου αντί του άνθρακα, καθώς η τιμή των ειδικών εκπομπών CO₂ (σε g/kWh_{th}) των μονάδων συνδυασμένου κύκλου με Φ.Α. είναι χαμηλότερες από αυτή των ανθρακικών (Άνθρακας~ 0.455 kg/ kWh_{th}, Φ.Α.~ 0.198 kg/ kWh_{th}, Diesel~ 0.245 kg/ kWh_{th})
- Η υποκατάσταση ορυκτών καυσίμων με βιομάζα.
- Η χρήση ανανεώσιμων πηγών ενέργειας όπως η αιολική και η ηλιακή.

Η βιομάζα σαν εναλλακτική επιλογή μείωσης των εκπομπών του διοξειδίου του άνθρακα, συγκαταλέγεται στην κατηγορία των ανανεώσιμων πηγών ενέργειας. Επιπλέον, η χρήση της δεν

αποκλείει την εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂. Έτσι, όπως και στην περίπτωση των ορυκτών καυσίμων, διακρίνονται οι εξής τεχνολογικές κατηγορίες [4]:

- Αεριοποίηση της βιομάζας και απομάκρυνση του CO₂ πριν την καύση του πλούσιου σε H₂ καυσίμου
- Καύση της βιομάζας με καθαρό O₂ αντί για αέρα
- Απομάκρυνση του CO₂ από τα καυσαέρια

Είναι σημαντικό να αναφερθεί ότι το διοξείδιο του άνθρακα είναι δυνατό να απομακρυνθεί και κατά τις διεργασίες μετατροπής της βιομάζας σε δευτερογενή καύσιμα, όπως της μετατροπής της ζάχαρης σε αιθανόλη [4].

Οι τεχνολογίες που βρίσκονται στο στάδιο δοκιμαστικής ή εμπορικής διάθεσης από τις κατασκευάστριες εταιρείες για εφαρμογές σε θερμοηλεκτρικές μονάδες μεγάλης κλίμακας είναι η χημική απορρόφηση του CO₂, η καύση με καθαρό O₂ (oxy-fuel), η αεριοποίηση του άνθρακα (coal gasification- water shift reaction) και η αναμόρφωση του μεθανίου σε H₂ και CO₂ (CH₄ reforming). Ωστόσο, υπάρχουν και οι τεχνολογίες που βρίσκονται στο στάδιο της ανάπτυξης σε ερευνητικό επίπεδο. Σε αυτήν την κατηγορία συμπεριλαμβάνονται [1]:

- Καύση με οξείδια μετάλλων (Chemical looping combustion)
- Μεμβράνες
 - ο Διαχωρισμός του H₂ από το αέριο καύσιμο
 - ο Διαχωρισμός του CO₂ από τα καυσαέρια ή το αέριο καύσιμο
- Κελιά καυσίμου
- Φυσική προσρόφηση

Μετά το διαχωρισμό, ακολουθεί η μεταφορά και η απόθεση ή η μετατροπή του CO₂ σε άλλα προϊόντα. Οι τεχνικές μεταφοράς συμπεριλαμβάνουν τη μεταφορά με αγωγούς ή μεταφορά με πλοία. Η απόθεση του CO₂ είναι δυνατό να γίνει είτε σε γεωλογικούς σχηματισμούς ή κάτω από την επιφάνεια της θάλασσας ή να μετατραπεί σε ανθρακικό άλας.

1.2 Τεχνολογίες δέσμευσης του CO₂ μετά την καύση

1.2.1 Υγρή απορρόφηση του CO₂

Ανάλογα με το αν λαμβάνει χώρα χημική αντίδραση ή όχι, οι διεργασίες απορρόφησης του CO₂ είναι δυνατό να ταξινομηθούν σε δύο ευρύτερες κατηγορίες: τη χημική και τη φυσική απορρόφηση. Η χημική απορρόφηση εφαρμόζεται όταν η παροχή του αερίου είναι υψηλή (άνω των 150 m³/s) και όταν η μερική πίεση του CO₂ είναι χαμηλή (< 7 bar) [1]. Από την άλλη μεριά, η φυσική απορρόφηση είναι επίσης κατάλληλη για υψηλές παροχές αερίων, αλλά η μερική πίεση του CO₂ πρέπει να είναι υψηλή (> 7 bar). Άλλες τεχνικές όπως η προσρόφηση, οι κρυογονικές μέθοδοι και οι μεμβράνες δεν έχουν αναπτυχθεί αρκετά ώστε να αποτελούν οικονομικά βιώσιμες επιλογές.

1.2.1.1 Χημική απορρόφηση του CO₂

Σε αντίθεση με τη φυσική απορρόφηση, στις τεχνολογίες χημικής απορρόφησης του CO₂ γίνεται χρήση υλών που αντιδρούν χημικά με το CO₂. Οι αμίνες αποτελούν τις πιο κατάλληλες οργανικές ενώσεις. Η χημική απορρόφηση του CO₂ σε στήλη υγρού διαχωρισμού με μονοεθανολαμίνη

(MEA) είναι μια τεχνολογία εμπορικά δοκιμασμένη με επιτυχία. Η απομάκρυνση του CO₂ είναι δυνατό να πραγματοποιηθεί σε ποσοστό άνω του 98%, ενώ το τελικό προϊόν έχει καθαρότητα άνω του 99 % κ.ο. Τα συστήματα χημικής απορρόφησης χρησιμοποιούν συνήθως υδάτινο διάλυμα MEA με περιεκτικότητα 15- 25 % κ.β. [5], [6].

Τα καυσαέρια εισέρχονται στη στήλη απορρόφησης η οποία λειτουργεί σε θερμοκρασία 40- 60 °C, όπου απομακρύνεται από αυτά το CO₂. Τα καυσαέρια που έχουν συμπιεστεί μέχρι τα 1.12-1.13 bar, έρχονται σε επαφή κατ' αντιστροφή με το υδάτινο διάλυμα αμίνης. Η είσοδος των καυσαερίων γίνεται στο κάτω μέρος της στήλης, ενώ το διάλυμα ψεκάζεται από το άνω μέρος αυτής. Είναι σημαντικό να αναφερθεί ότι η συγκέντρωση των καυσαερίων σε SO_x, NO_x και σωματίδια είναι επιθυμητό να είναι αρκετά χαμηλή [7], [8]. Η αναγέννηση του διαλύματος της αμίνης γίνεται σε ξεχωριστή στήλη και σε θερμοκρασία 100- 150 °C ενώ η πίεση είναι χαμηλή για τη διευκόλυνση της αποβολής του απορροφηθέντος CO₂. Το ρεύμα του CO₂ εξέρχεται από το άνω μέρος της στήλης μαζί με υδρατμούς οι οποίοι στη συνέχεια συμπυκνώνονται. Το θερμό διάλυμα της αμίνης αφού έχει αναγεννηθεί θερμαίνει το ρεύμα του διαλύματος που εξέρχεται από τη στήλη απορρόφησης.

Η απαιτούμενη ενέργεια για την αναγέννηση του διαλύματος αμίνης ανέρχεται στα 4 MJ/ kg CO₂ που απομακρύνεται ενώ η συμπίεση των καυσαερίων στην είσοδο του συστήματος και η ηλεκτρική κατανάλωση των αντλιών αμίνης ανέρχεται στα 0.11 MJ/ kg CO₂ που δεσμεύεται [9].

Οι πιο συνηθισμένες χημικές ύλες που χρησιμοποιούνται για τη χημική απορρόφηση του CO₂ είναι οι αλκανολαμίνες [10] και συγκεκριμένα:

- Μονοεθανολαμίνη (MEA)
- Διγλυκολαμίνη (DGA)
- Διεθανολαμίνη (DEA)
- Δισοπροπυλαμίνη (DIPA)
- Τριεθανολαμίνη (TEA)
- Μεθυλδιεθανολαμίνη (MDEA)

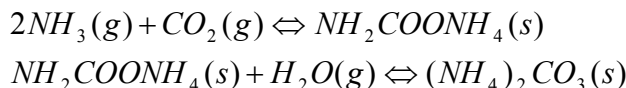
Η χημική αντίδραση του CO₂ με υδάτινο διάλυμα MEA είναι:



Σε αυτήν την αντίδραση φαίνεται ότι απαιτούνται 2 mol MEA για τη δέσμευση 1 mol CO₂, καταδεικνύοντας έτσι ότι η απορροφητικότητα του διαλύματος αμίνης δεν είναι μεγάλη [6].

Ένα πρόβλημα της διεργασίας της χημικής απορρόφησης είναι η αποικοδόμηση της χημικής σύστασης του διαλύματος. Τα παραπροϊόντα που δημιουργούνται μειώνουν την αποτελεσματικότητα στην απορρόφηση του CO₂ και συμβάλλουν στην διάβρωση του εξοπλισμού. Για το λόγο αυτό, λαμβάνονται μέτρα όπως η απομάκρυνση των παραπροϊόντων από το σύστημα και η συνεχής συμπλήρωση νέου διαλύματος. Για το λόγο αυτό, το κόστος λειτουργίας της εγκατάστασης εμφανίζεται αυξημένο. Η αποικοδόμηση της χημικής σύστασης της αμίνης επιβάλλει η περιεκτικότητα του διαλύματος σε MEA να είναι χαμηλή. Έτσι, η κατανάλωση ενέργειας για την αναγέννηση του διαλύματος είναι σημαντικά αυξημένη [8].

Ο χημικός διαχωρισμός του CO₂ από τα καυσαέρια με αμμωνία [11] αποτελεί μια σχετικά νέα τεχνική με υψηλή απόδοση σε ότι αφορά την απορροφητικότητα του διαλύματος. Βάσει αυτής της τεχνολογίας είναι δυνατό το CO₂ να απομακρύνεται σε ποσοστό 95-99% από τα καυσαέρια. Σε ατμοσφαιρική πίεση (1 atm) και θερμοκρασίες δωματίου, το CO₂ ενώνεται με την NH₃ η οποία βρίσκεται σε αέρια φάση, παράγοντας ανθρακικό αμμώνιο (NH₂COONH₄):



Με τη μέθοδο του υγρού διαχωρισμού, το CO₂ αντιδρά με το νερό και την αμμωνία η οποία βρίσκεται σε υγρή φάση, παράγοντας διανθρακικό αμμώνιο:



Από την τελευταία αντίδραση φαίνεται ότι 1 mol NH₃ είναι δυνατό να δεσμεύσει 1 mol CO₂. Τέλος, η ενέργεια που απαιτείται για την αναγέννηση του αντιδραστήριου με NH₃ είναι χαμηλότερη από αυτήν που απαιτείται για την αναγέννηση του αντιδραστήριου με MEA. Στα πιθανά προβλήματα αυτής της τεχνολογίας συμπεριλαμβάνεται η εξάτμιση της NH₃ και του διανθρακικού αμμωνίου. Επιπλέον, δεδομένου ότι η αντίδραση απορρόφησης του CO₂ πραγματοποιείται σε θερμοκρασίες δωματίου, τα καυσαέρια θα πρέπει να ψυχθούν πριν την είσοδό τους στο σύστημα και να αναθερμανθούν στην έξοδό του [12].

1.2.1.2 Φυσική απορρόφηση

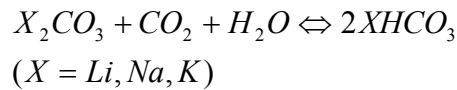
Κατά τη φυσική απορρόφηση, το CO₂ διαχωρίζεται από το αέριο μείγμα χωρίς να λάβει χώρα χημική αντίδραση. Σε αυτές τις διεργασίες ισχύει ο νόμος του Henry, δηλαδή ο βαθμός απορρόφησης του CO₂ εξαρτάται από την πίεση και τη θερμοκρασία [5], [6]. Η τεχνική αυτή χρησιμοποιείται για αέρια που βρίσκονται σε υψηλή πίεση όπως τα προϊόντα της αεριοποίησης του άνθρακα. Οι θερμοκρασίες λειτουργίας είναι χαμηλότερες των 60 °C και παρέχουν τη δυνατότητα απομάκρυνσης του CO₂ σε υψηλά ποσοστά δίνοντας τελικό προϊόν με υψηλή καθαρότητα [1]. Το ποσό της ενέργειας που απαιτείται είναι σχετικά χαμηλό.

1.2.2 Ξηρός διαχωρισμός CO₂ από τα καυσαέρια

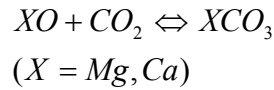
Στις τεχνικές του ξηρού διαχωρισμού του CO₂, υπάρχει αλληλεπίδραση μεταξύ του καυσαερίου και ενός στερεού το οποίο είναι δυνατό να αναγεννηθεί. Όπως και στον υγρό διαχωρισμό, ανάλογα με το αν λαμβάνει χώρα χημική αντίδραση οι διεργασίες χωρίζονται σε δύο κατηγορίες: στο χημικό και το φυσικό διαχωρισμό. Στο χημικό διαχωρισμό το ενεργό συστατικό βρίσκεται σε στερεά μορφή. Το προϊόν της χημικής αντίδρασης είναι συνήθως ανθρακικό ή διανθρακικό (όξινο ανθρακικό) άλας.

1.2.2.1 Χημικός διαχωρισμός

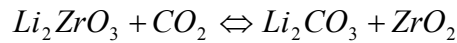
Ενώσεις μετάλλων όπως τα αλκάλια (Li, Na, K) και οι αλκαλικές γαίες (Mg, Ca) είναι αποτελεσματικές στην χημική απορρόφηση του CO₂ με τη μέθοδο του ξηρού διαχωρισμού [6]. Στο παράδειγμα που ακολουθεί, το ανθρακικό αλκάλιο αντιδρά με το CO₂ παρουσία υδρατμών και παράγεται διανθρακικό (όξινο ανθρακικό) αλκάλιο.



Μια άλλη αντίδραση δέσμευσης του CO₂ είναι με τη χρήση οξειδίου αλκαλικής γαίας. Το προϊόν της αντίδρασης αυτής είναι η ανθρακική αλκαλική γαία:



Τέλος, αναφέρεται η αντικατάσταση μετάλλων χημικών ενώσεων και ο σχηματισμός ανθρακικών μετάλλων.



Η αντίδραση σχηματισμού ανθρακικών και διανθρακικών (όξινων ανθρακικών) μετάλλων από ενώσεις αλκαλίων πραγματοποιείται σε θερμοκρασίες χαμηλότερες των 373-473 K και είναι δυνατό να βρει εφαρμογή στη δέσμευση του CO₂ από τα καυσαέρια. Σε ότι αφορά τις χημικές αντιδράσεις με ενώσεις αλκαλικών γαίων οι αντιδράσεις πραγματοποιούνται σε υψηλότερες θερμοκρασίες (773-1173 K). Έτσι είναι δυνατό να εφαρμοστούν μόνο σε περιπτώσεις αεριοποίησης καυσίμου (IGCC).

1.2.2.2 Προσρόφηση

Σύμφωνα με την τεχνολογία της προσρόφησης, το CO₂ συγκρατείται στην επιφάνεια του στερεού. Στη συνέχεια, ακολουθεί η αναγέννηση του στερεού υλικού η οποία είναι δυνατό να πραγματοποιείται λόγω μεταβολής της πίεσης (Pressure Swing Adsorption) ή λόγω μεταβολής της θερμοκρασίας (Temperature Swing Adsorption).

Η PSA χρησιμοποιείται για την απομάκρυνση του CO₂ από αέρια μίγματα που βρίσκονται σε υψηλή πίεση. Συνεπώς, για εφαρμογή στα καυσαέρια θερμοηλεκτρικών μονάδων είναι απαραίτητη η χρήση συμπιεστή. Η αναγέννηση των συστημάτων προσρόφησης πραγματοποιείται με τη μείωση της πίεσης. Υλικά που χρησιμοποιούνται είναι:

- Ενεργοποιημένο κωκ
- Άνθρακας
- Ζεόλιθος
- Ενεργοποιημένη αλουμίνα

Η PSA είναι μια τεχνική δέσμευσης του CO₂ που παρουσιάζει ενδιαφέρον κυρίως λόγω των χαμηλών απαιτήσεών της σε ενέργεια [13].

Από την άλλη μεριά, η TSA πραγματοποιείται σε θερμοκρασίες χαμηλότερες των 60 °C ενώ το στερεό υλικό αναγεννάται σε υψηλές θερμοκρασίες (περίπου 200 °C). Σε αντίθεση με την PSA, στην TSA ο χρόνος που απαιτείται για την προσρόφηση του CO₂ και την αναγέννηση του συστήματος είναι αρκετά μεγάλος.

Τα συστήματα προσρόφησης σήμερα είναι εμπορικά διαθέσιμα και βρίσκουν εφαρμογή κυρίως στην παραγωγή H₂ και την απομάκρυνση του CO₂ από το Φ.Α. Γενικά, σαν μειονέκτημα της τεχνικής αυτής αναφέρεται το γεγονός ότι δεν εφαρμόζονται σε περιπτώσεις που η παροχή του αερίου μίγματος είναι μεγάλη [14].

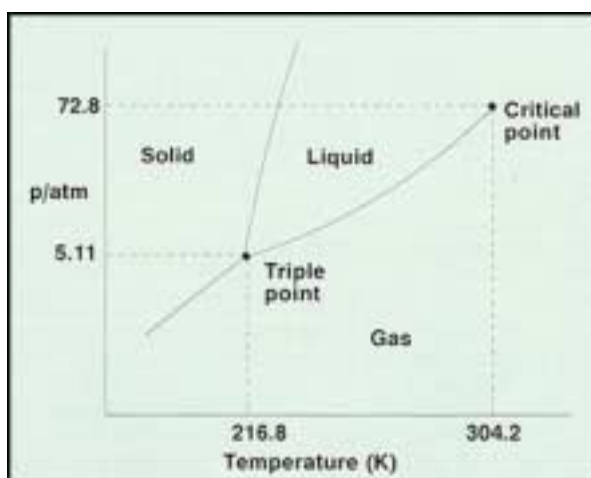
1.2.3 Μεμβράνες

Ο διαχωρισμός του CO₂ από τα καυσαέρια θερμοηλεκτρικών μονάδων είναι δυνατό να πραγματοποιηθεί με τη χρήση μεμβρανών. Η μέθοδος αυτή βασίζεται στη μη-διαπερατότητα των μεμβρανών ως προς τα μόρια του CO₂ αλλά και στη διαφορά πίεσης. Η εφαρμογή μεμβρανών στα καυσαέρια θερμοηλεκτρικών μονάδων προϋποθέτει την επιλεκτική απομάκρυνση του διοξειδίου του άνθρακα με την παρουσία N₂, O₂, H₂O, SO₂, NO_x και HCl. Η τεχνολογία αυτή δεν έχει αναπτυχθεί αρκετά και η ενέργεια που καταναλώνεται είναι πολύ υψηλή, κυρίως λόγω της υψηλής πίεσης που απαιτείται. Επιπλέον, η επιλεκτικότητα των μεμβρανών ως προς τα μόρια CO₂ και N₂ είναι δυνατό να είναι αρκετά χαμηλή με αποτέλεσμα το αέριο να χρειάζεται να ανακυκλοφορεί και περάσει από πολλαπλά στάδια επεξεργασίας [14].

Ωστόσο, οι τεχνικές αυτές βρίσκουν ευρεία εφαρμογή στο διαχωρισμό αερίων με μικρότερο μοριακό βάρος από το CO₂. Τέτοια εφαρμογή είναι ο διαχωρισμός του H₂ από το CO₂ στο αέριο καύσιμο που προκύπτει από την αεριοποίηση του άνθρακα. Για θερμοκρασίες χαμηλότερες των 100 °C χρησιμοποιούνται πολυμερικές μεμβράνες, ενώ για θερμοκρασίες άνω των 100 °C χρησιμοποιούνται κεραμικές μεμβράνες. Η απομάκρυνση του CO₂ από το αέριο καύσιμο γίνεται με την παρουσία CO, H₂, H₂O και H₂S [6].

1.2.4 Κρυογονικές διεργασίες

Η τεχνική του κρυογονικού διαχωρισμού του CO₂ από αέριο μείγμα, υπαγορεύει την ύπαρξη χαμηλών θερμοκρασιών. Για συνθήκες άνω του τριπλού σημείου (-56.6 °C και 5.18 bar), το CO₂ λαμβάνεται σε υγρή μορφή ενώ τα υπόλοιπα συστατικά του καυσαερίου παραμένουν στην αέρια φάση. Σε περίπτωση που απαιτείται πολύ υψηλή καθαρότητα του ρεύματος του CO₂, είναι απαραίτητο και το στάδιο της απόσταξης του υγρού [10]. Η τεχνική του κρυογονικού διαχωρισμού εφαρμόζεται σε περιπτώσεις που η συγκέντρωση του CO₂ στο αέριο μίγμα είναι υψηλή [5]. Τέτοιες εφαρμογές συμπεριλαμβάνουν την καύση με καθαρό O₂ και την αεριοποίηση του άνθρακα σε συστήματα συνδυασμένου κύκλου.



Πηγή: IEA GHG

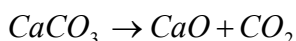
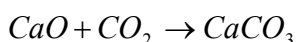
Σχήμα 1.1: Τριπλό και κρίσιμο σημείο του CO₂

Η απόσταξη σε χαμηλές θερμοκρασίες είναι αποδοτική από άποψη κόστους όταν το αέριο μίγμα βρίσκεται σε υψηλές πιέσεις. Είναι ιδιαίτερα ενεργοβόρα μέθοδος καθώς απαιτείται η συμπίεση και η ψύξη του αερίου. . Επιπλέον, είναι απαραίτητη η απομάκρυνση των συστατικών των οποίων το σημείο πήξης βρίσκεται πάνω από τη θερμοκρασία λειτουργίας του συστήματος διαχωρισμού, ώστε να αποφεύγεται η συσσώρευση στερεών επικαθήσεων και η απόφραξη του εξοπλισμού [10].

1.2.5 Κύκλος CaO/ CaCO₃

Μια άλλη μέθοδος διαχωρισμού του CO₂ κατά την οποία λαμβάνει χώρα χημική αντίδραση είναι ο κύκλος CaO/ CaCO₃. Ο εξοπλισμός για τη διεργασία αυτή συμπεριλαμβάνει βασικά δύο θαλάμους αντίδρασης. Στον πρώτο, το αέριο μείγμα έρχεται σε επαφή με διάλυμα που περιέχει CaO. Το CO₂ αντιδρά με το CaO και παράγει CaCO₃. Η θερμοκρασία που επικρατεί σε αυτόν το θάλαμο αντίδρασης είναι μεγαλύτερες από 600 °C. Στο δεύτερο θάλαμο πραγματοποιείται η αντίστροφη αντίδραση και σε θερμοκρασίες μεγαλύτερες. Τελικά το αντιδρόν διάλυμα αναγεννάται απελευθερώνοντας καθαρό CO₂. Ο κύκλος CaO/ CaCO₃ είναι δυνατό να συνδυαστεί με την αεριοποίηση άνθρακα, με τελικό στόχο την παραγωγή υδρογόνου [15].

Οι αντιδράσεις δέσμωσης του CO₂ και αναγέννησης του ασβεστόλιθου είναι αντίστοιχα:



Επιπλέον, είναι σημαντικό να αναφερθεί η δυνατότητα καύσης σε σύστημα ρευστοποιημένης κλίνης με την ταυτόχρονη δέσμωση του CO₂ από διάλυμα CaO. Ο θάλαμος καύσης λειτουργεί σε πίεση μεγαλύτερη της ατμοσφαιρικής και το οξείδιο του ασβεστίου είναι δυνατό να δεσμεύσει περισσότερο από 80 % του παραγόμενου CO₂ και σχεδόν όλο το παραγόμενο SO₂. Στον θάλαμο αναγέννησης μία μικρή ποσότητα του καυσίμου καίγεται με καθαρό O₂, και το CaCO₃ μετατρέπεται πάλι σε CaO [16].

Το σημαντικότερο μειονέκτημα της εφαρμογής του κύκλου CaO/ CaCO₃ σε συστήματα δέσμωσης του CO₂ είναι ότι μετά από κάποιο αριθμό κύκλων, το CaO χάνει την ικανότητα αποδοτικής απορρόφησης του CO₂ [16].

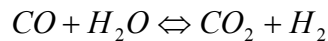
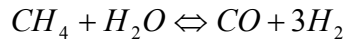
1.3 Τεχνολογίες δέσμωσης του CO₂ πριν την καύση

1.3.1 Τεχνολογίες και εφαρμογές για φυσικό αέριο

Η οικονομικότερη μέθοδος παραγωγής υδρογόνου είναι η *αναμόρφωση του CH₄ με ατμό*. Η αναμόρφωση του Φ.Α. πραγματοποιείται με ατμό και αέρα ή καθαρό οξυγόνο σε πιέσεις μεγαλύτερες της ατμοσφαιρικής. Η αντίδραση πραγματοποιείται σε θερμοκρασία περίπου 900 °C με την παρουσία καταλύτη. Η διεργασία είναι ενδόθερμη. Η εισερχόμενη θερμότητα προέρχεται από την καύση ενός μέρους του Φ.Α. ή του πλούσιου σε H₂ καυσίμου που παράγεται. Ο άνθρακας του καυσίμου μετατρέπεται σε CO αφού οξειδωθεί από το O₂ του ατμού ενώ απελευθερώνεται το υδρογόνο που περιέχεται στο μεθάνιο και τον ατμό. Τελικά, τα προϊόντα της αντίδρασης θα είναι H₂, CO, CO₂, H₂O, οι υδρογονάνθρακες που δεν έχουν αντιδράσει και N₂ στην περίπτωση που χρησιμοποιείται αέρας αντί για O₂.

Για την παραγωγή καθαρού H₂ είναι απαραίτητο να απομακρυνθεί το μονοξείδιο του άνθρακα από το παραγόμενο καύσιμο. Αυτό επιτυγχάνεται με την χημική αντίδραση μετασχηματισμού κατά την οποία το CO αντιδρά με το νερό (water gas shift reaction). Τελικά, τα προϊόντα αυτής της αντίδρασης θα είναι H₂ και CO₂ [14].

Οι αντιδράσεις αναμόρφωσης του CH₄ και μετασχηματισμού του αέριου καύσιμου προϊόντος με νερό είναι οι ακόλουθες:

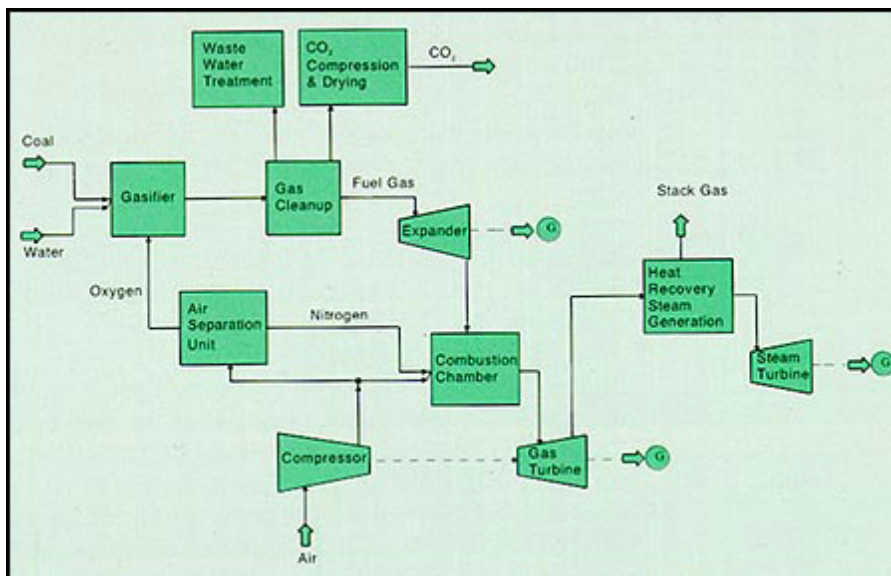


Η απομάκρυνση του διοξειδίου του άνθρακα από το αέριο καύσιμο είναι δυνατό να πραγματοποιηθεί με διεργασίες προσρόφησης που εξαρτώνται από την πίεση (PSA). Επίσης, για το διαχωρισμό του H₂ από τα υπόλοιπα συστατικά είναι δυνατό να χρησιμοποιηθούν μεμβράνες που λειτουργούν στη θερμοκρασία μετασχηματισμού του αέριου καύσιμου προϊόντος της αναμόρφωσης του μεθανίου. Ο συνδυασμός της αντίδρασης μετασχηματισμού με τον ταυτόχρονο διαχωρισμό του H₂ με μεμβράνες, ευνοεί το σχηματισμό του CO₂. Τελικά, από το θάλαμο αντίδρασης απομακρύνεται ένα αέριο μείγμα που αποτελείται από CO₂ και υδρατμούς [17].

1.3.2 Τεχνολογίες και εφαρμογές για άνθρακα

Τα συστήματα αεριοποίησης του άνθρακα είναι δυνατό να ενσωματωθούν σε μονάδες συνδυασμένου κύκλου για την παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας (IGCC). Το πλεονέκτημα των συστημάτων αεριοποίησης άνθρακα σε ότι αφορά τη δέσμευση του CO₂ είναι αφ' ενός η μικρή παροχή του αερίου και αφ' ετέρου η υψηλή μερική πίεση του CO₂. Έτσι, η μέθοδος της φυσικής απορρόφησης του CO₂ είναι μία αποτελεσματική και ενεργειακά αποδοτική επιλογή [5] [10]

Το σχήμα που ακολουθεί απεικονίζει το απλοποιημένο διάγραμμα ροής μονάδας IGCC με δέσμευση CO₂.

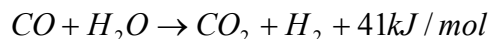


Πηγή: IEA GHG

Σχήμα 1.2: Απλοποιημένο διάγραμμα ροής IGCC με δέσμευση CO₂

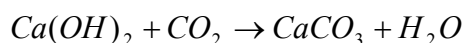
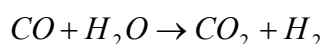
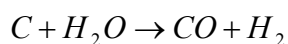
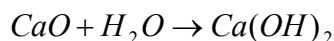
Κατά την τυπική διεργασία αεριοποίησης του άνθρακα, αρχικά το καύσιμο κονιοποιείται και αναμειγνύεται με νερό. Στη συνέχεια το αιώρημα θερμαίνεται μαζί με αέρα ή καθαρό O_2 στους $1400\text{ }^\circ\text{C}$ περίπου. Το βασικό προϊόν της αντίδρασης είναι H_2 και CO . Για την παραγωγή καθαρού H_2 απαιτείται η αντίδραση μετασχηματισμού του CO σε CO_2 με ατμό [2] [18]. Η αεριοποίηση με αέρα αντί για O_2 είναι πιο αποδοτική. Ωστόσο, αυτό δεν ισχύει όταν απαιτείται η απομάκρυνση του CO_2 από το παραγόμενο αέριο καύσιμο. Σε αυτήν την περίπτωση η αεριοποίηση με καθαρό O_2 είναι οικονομικότερη.

Η αντίδραση μετασχηματισμού του CO με ατμό είναι εξώθερμη:

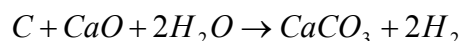


Όπως αναφέρθηκε η ενδεδειγμένη μέθοδος απομάκρυνσης του CO_2 από το τελικό προϊόν είναι η φυσική απορρόφηση (π.χ. μεθανόλη- Rectisol) καθώς η μερική πίεση του CO_2 είναι αρκετά μεγάλη [1]. Άλλες επιλογές δέσμευσης του CO_2 από το αέριο καύσιμο είναι η χρήση μεμβρανών και η μέθοδος της χημικής απορρόφησης με αμίνες. Ωστόσο, η εφαρμογή της τελευταίας επιβάλλει αρκετά μεγαλύτερη κατανάλωση ενέργειας. [19].

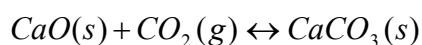
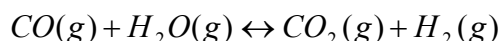
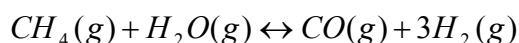
Τέλος, μία νέα ιδέα για την παραγωγή υδρογόνου από την αεριοποίηση άνθρακα είναι η απομάκρυνση του CO_2 κατά τη διάρκεια της αντίδρασης μετατροπής του CO . Σύμφωνα με αυτήν την τεχνολογία, οι αντιδράσεις της αεριοποίησης, του μετασχηματισμού του CO με ατμό και της δέσμευσης του CO_2 πραγματοποιούνται ταυτόχρονα. Η θερμοκρασία της συμβατικής αεριοποίησης είναι 1273 K , ενώ της μετατροπής του CO 673 K . Επιπλέον, η αντίδραση μετατροπής του CaO σε $CaCO_3$ πραγματοποιείται στη θερμοκρασία των 1100 K [20]. Η εξέλιξη των αντιδράσεων αυτών είναι δυνατόν να επιτευχθεί σε κοινό θάλαμο αντίδρασης.



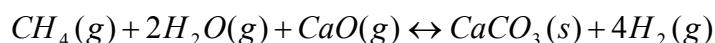
Η συνολική αντίδραση είναι:



Η τεχνολογία αυτή είναι δυνατό να εφαρμοσθεί και για την παραγωγή H_2 από Φ.Α. Σε αυτήν την περίπτωση οι αντιδράσεις της αναμόρφωσης του CH_4 , της μετατροπής του CO με ατμό και της απομάκρυνσης του CO_2 από το CaO πραγματοποιούνται ταυτόχρονα [21].



Η συνολική αντίδραση είναι:



Ο βασικός εξοπλισμός της τεχνολογίας αυτής συμπεριλαμβάνει δύο ρευστοποιημένες κλίνες: την κλίνη αεριοποίησης και την κλίνη αναγέννησης. Στην πρώτη παράγεται το πλούσιο σε H_2 καύσιμο με την ταυτόχρονη δέσμευση του CO_2 , ενώ στη δεύτερη λαμβάνει χώρα η αναγέννηση του $CaCO_3$. Στη συνέχεια, το CaO ανακυκλοφορεί στην κλίνη αεριοποίησης [21].

1.4 Καύση χωρίς την ύπαρξη N_2 - Καύση με O_2

1.4.1 Καύση με O_2 σε ατμοηλεκτρικές μονάδες

Όταν ο άνθρακας ή οι υδρογονάνθρακες καίγονται με καθαρό οξυγόνο αντί για αέρα, τότε τα καυσαέρια περιέχουν κατά κύριο λόγο CO_2 και H_2O . Με τη συμπύκνωση των υδρατμών τελικά λαμβάνεται το πλούσιο σε διοξείδιο του άνθρακα ρεύμα. Η τεχνολογία της καύσης με καθαρό O_2 είναι δυνατό να εφαρμοσθεί σε ατμοηλεκτρικές μονάδες, σε αεριοστροβίλους αλλά και σε μονάδες συνδυασμένου κύκλου με σύστημα αεριοποίησης του άνθρακα. Επιπλέον, είναι αποτελεσματική για όλους τους τύπους ορυκτών καυσίμων (άνθρακα, πετρέλαιο και Φ.Α.) [22].

Η θερμοκρασία της καύσης με καθαρό O_2 είναι πολύ υψηλή σε σχέση με αυτή της συμβατικής καύσης με αέρα. Για τη μείωση της θερμοκρασίας αυτής είναι απαραίτητη η ανακυκλοφορία ενός μέρους των καυσαερίων [23]. Έτσι, τα καυσαέρια στην έξοδο του λέβητα, χωρίζονται σε δύο βασικά ρεύματα. Το ρεύμα ανακυκλοφορίας και το ρεύμα που θα οδηγηθεί στο σύστημα καθαρισμού και συμπίεσης [24] [25].

Για την παραγωγή του οξυγόνου είναι απαραίτητη η εγκατάσταση Μονάδας Διαχωρισμού του Αέρα (Μ.Δ.Α.). Ο κρυογονικός διαχωρισμός είναι η ενδεδειγμένη μέθοδος διαχωρισμού του αέρα. Τα στάδια του κρυογονικού διαχωρισμού του αέρα είναι [23]:

- Συμπίεση του αέρα
- Ψύξη του αέρα μέχρι του $11.5\text{ }^\circ\text{C}$
- Καθαρισμός του αέρα με συστήματα προσρόφησης
- Υγροποίηση του συμπιεσμένου αέρα
- Διαχωρισμός του O_2 από το N_2 στη στήλη απόσταξης.

Η απαιτούμενη καθαρότητα του O_2 στην έξοδο της Μ.Δ.Α. παίζει πολύ σημαντικό ρόλο σε ότι αφορά την κατανάλωση ενέργειας της διεργασίας. Για καθαρότητα O_2 κάτω του 95% κ.ο. οι απαιτήσεις σε ενέργεια μειώνονται καθώς μειώνεται η πίεση λειτουργίας της στήλης απόσταξης. Για καθαρότητα O_2 πάνω από 97% κ.ο. η κατανάλωση ενέργειας από τους συμπιεστές αέρα αυξάνεται σημαντικά καθώς εκτός από το άζωτο είναι απαραίτητο να απομακρυνθεί και μέρος του Αργού που περιέχεται στον αέρα [24].

Επιπλέον, η σχέση συσχετισμού της καθαρότητας του παραγόμενου O_2 με το κόστος καθαρισμού του δεσμευμένου CO_2 από τα αέρια που δε συμπυκνώνονται, είναι αντίστροφη. Το κόστος καθαρισμού αυξάνει σημαντικά όταν η καθαρότητα του CO_2 είναι χαμηλότερη του 95 % κ.ο., ενώ για υψηλότερες τιμές καθαρότητας η μείωση του κόστους είναι μικρή [22] [24].

Η διεργασία καθαρισμού και συμπίεσης του ρεύματος CO₂ συμπεριλαμβάνει τις εξής διεργασίες [25]:

- Απομάκρυνση σωματιδίων/ τέφρας με Η/Φ
- Συμπύκνωση υδρατμών
- Συμπίεση του CO₂
- Αφύγρανση του πλούσιου σε CO₂ ρεύματος
- Ψύξη/ υγροποίηση του πλούσιου σε CO₂ ρεύματος
- Απομάκρυνση των αερίων που δε συμπυκνώνονται
- Συμπίεση για μεταφορά και απόθεση.

Η τεχνολογία δέσμευσης του CO₂ με καύση με καθαρό O₂ συνεπάγεται τη μείωση των NO_x [26] στα καυσαέρια του λέβητα καθώς απουσιάζει το N₂ του αέρα στο θάλαμο καύσης [27]. Επιπλέον, συμβάλλει στην αύξηση της αποδοτικότητας των συστημάτων αποθείωσης [28]. Ωστόσο, το SO₂ είναι δυνατό να συμπυκνωθεί μαζί με το CO₂ και να οδηγηθεί στο χώρο απόθεσης. Έτσι, η εγκατάσταση μονάδας υγρής αποθείωσης δεν είναι επιβεβλημένη [29].

1.4.2 Καύση άνθρακα με μείγμα αέρα και οξυγόνου

Όταν ο δευτερογενής αέρας του λέβητα αναμειχθεί με καθαρό O₂, η τιμή της συγκέντρωσης του διοξειδίου του άνθρακα στα καυσαέρια εμφανίζεται αυξημένη σε σχέση με αυτήν της συμβατικής καύσης με αέρα. Η ανακυκλοφορία καυσαερίων για ρύθμιση της θερμοκρασίας στο θάλαμο καύσης είναι δυνατό να αποφευχθεί. Ωστόσο, με αυτήν τη μέθοδο δεν αποφεύγεται το N₂ που περιέχεται στον αέρα. Στη συνέχεια εφαρμόζεται μία τεχνολογία απομάκρυνσης του CO₂ από τα καυσαέρια (π.χ. χημική απορρόφηση με ΜΕΑ). Καθώς η συγκέντρωση του CO₂ είναι αρκετά υψηλή, βελτιώνεται η απόδοση και το κόστος της εφαρμογής του συστήματος δέσμευσης του CO₂ από τα καυσαέρια. Στην περίπτωση που ο σχεδιασμός του συστήματος δεν περιλαμβάνει την ανακυκλοφορία καυσαερίων, η τεχνική αυτή θεωρείται ότι μπορεί να εφαρμοσθεί για τη μετασκευή συμβατικών μονάδων, καθώς περιορίζονται οι αναγκαίες μετατροπές του λέβητα.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2^ο

ΣΥΜΒΑΤΙΚΗ ΜΟΝΑΔΑ ΑΝΑΦΟΡΑΣ

ΣΥΜΒΟΛΑ

Π/Θ:	Προθερμαντής τροφοδοτικού νερού
Υ.Π.:	Υψηλή πίεση
Μ.Π.:	Μέση πίεση
Χ.Π.:	Χαμηλή πίεση
κ.β.:	Κατά βάρος σύσταση
Κ.Θ.Ι.:	Κατώτερη θερμογόνος ικανότητα
Η/Φ:	Ηλεκτροστατικά φίλτρα
Μ.Δ.Α.:	Μονάδα Διαχωρισμού του αέρα
Q _N :	Ωφέλιμη ισχύς λέβητα
Q _G :	Απώλειες λέβητα λόγω καυσαερίων

2.1 Εισαγωγή- Μεθοδολογία

Δεδομένου ότι το παραγόμενο CO₂ από θερμοηλεκτρικούς σταθμούς αποτελεί περίπου το 1/3 των συνολικών εκπομπών CO₂ στην ατμόσφαιρα, οι τεχνολογίες δέσμευσης του CO₂ από θερμοηλεκτρικούς σταθμούς αναμένεται να συνεισφέρουν σημαντικά στη μείωση του φαινομένου του θερμοκηπίου [1]. Το γεγονός αυτό δικαιολογεί την έντονη ερευνητική δραστηριότητα προς την κατεύθυνση απομόνωσης και δέσμευσης του CO₂ από θερμοηλεκτρικές μονάδες, με στόχο την μεσοπρόθεσμη επίτευξη βιώσιμων τεχνολογικών λύσεων.

Στόχος της παρούσας εργασίας είναι:

- Η εκτίμηση των επιδόσεων ατμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂
- Ο προσδιορισμός βασικών τεχνικών χαρακτηριστικών της ατμοηλεκτρικής μονάδας
- Η βελτιστοποίηση των επιδόσεων με την εκμετάλλευση της θερμότητας που αποβάλλεται από τις διάφορες διεργασίες
- Η οικονομική αξιολόγηση της ατμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ κατά την περίοδο κατασκευής επιδεικτικών μονάδων αλλά και κατά την περίοδο που οι τεχνολογίες δέσμευσης CO₂ θα βρίσκονται σε εμπορικά ώριμη φάση.

Καθώς η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ συμβάλλει στη μείωση της ισχύος και του βαθμού απόδοσης της μονάδας, αλλά και λόγω του ότι το κόστος εξοπλισμού είναι αυξημένο, είναι προτιμότερο να χρησιμοποιούνται σε μονάδες που λειτουργούν κυρίως ως μονάδες φορτίου βάσης. Στη μελέτη αυτή γίνεται η παραδοχή ότι η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ γίνεται σε μονάδα βάσης η οποία λειτουργεί 7500 ώρες/έτος.

Η παρούσα μελέτη λαμβάνει υπόψη της τις τελευταίες εξελίξεις στον τομέα των υλικών ώστε τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του παραγόμενου ατμού να είναι αυξημένα και κατ' επέκταση και

ο βαθμός απόδοσης της μονάδας. Επιπλέον, γίνεται χρήση συστήματος προξήρανσης του λιγνίτη. Η περιγραφή αυτού του συστήματος παρουσιάζεται στη συνέχεια.

Για τον υπολογισμό των επιδόσεων των θερμοηλεκτρικών μονάδων που εξετάζονται, γίνεται χρήση του λογισμικού GateCycle. Το GateCycle είναι σχεδιασμένο για εφαρμογές σε μονάδες συνδυασμένου κύκλου και αεριοστροβίλους, ατμοηλεκτρικές μονάδες στερεών καυσίμων και μονάδες συμπαραγωγής. Επίσης, παρέχει τη δυνατότητα βασικού σχεδιασμού του εξοπλισμού της θερμοηλεκτρικής μονάδας και εκτίμησης της επίδρασης στο βαθμό απόδοσης παραμέτρων όπως:

- Τύπος καυσίμου
- Συνθήκες περιβάλλοντος
- Πίεση λειτουργίας λεβήτων ανάκτησης θερμότητας
- Λειτουργία σε μερικό φορτίο
- Απώλειες πίεσης
- Ψεκασμός ατμού για έλεγχο της θερμοκρασίας του
- Μετασκευή μονάδων ή εξοπλισμού
- Συνθήκες λειτουργίας Πύργων Ψύξης κ.α.

2.2 Περιγραφή μονάδας αναφοράς

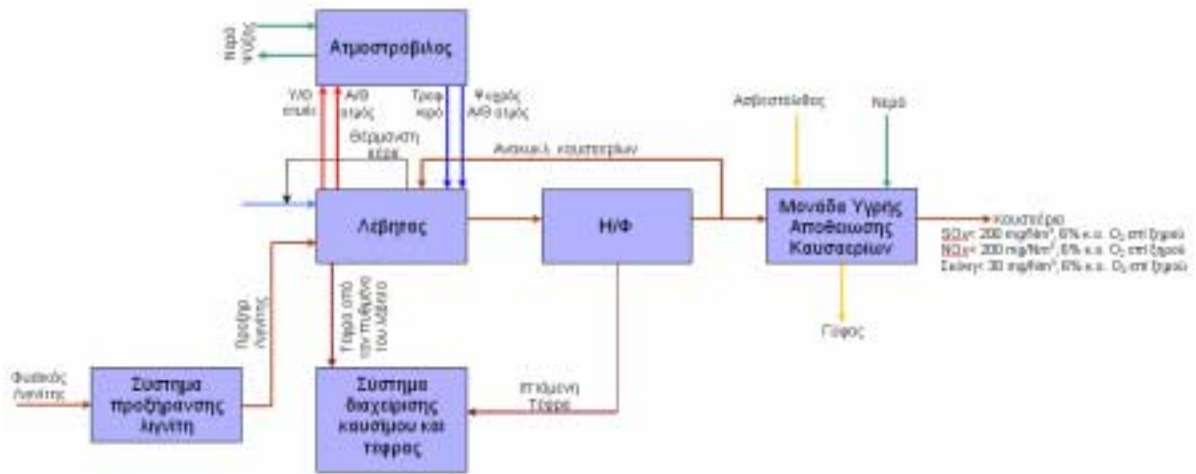
Τυπικά, η εγκατεστημένη ισχύς λιγνιτικών μονάδων στην Ελλάδα κυμαίνεται από 300- 350 MW. Η θερμοηλεκτρική μονάδα αναφοράς αποτελείται από αμολέβητα μονής διαδρομής καυσαερίου τύπου Benson με αναθέρμανση. Ο κύκλος ατμού περιλαμβάνει 8 αναγεννητικές προθερμάνσεις του τροφοδοτικού νερού, με απομάστευση ατμού από τους στροβίλους υψηλής, μέσης και χαμηλής πίεσης. Η τροφοδοτική αντλία είναι ηλεκτροκίνητη. Επίσης για την ψύξη του ψυκτικού νερού του συμπυκνωτή χρησιμοποιείται υγρός πύργος ψύξης φυσικής κυκλοφορίας. Για την επίτευξη υψηλού βαθμού απόδοσης της μονάδας, έχουν ληφθεί υπόψη οι τελευταίες εξελίξεις στον τομέα των υλικών κατασκευής, τα οποία παρέχουν τη δυνατότητα παραγωγής ατμού υψηλών θερμοδυναμικών χαρακτηριστικών. Ο κονιοποιημένος λιγνίτης αφού προξηρανθεί μέχρι το σημείο που η περιεκτικότητά του σε υγρασία να είναι 12 % κ.β., τροφοδοτείται στο σύστημα καύσης του ατμοπαραγωγού [2].

Σημειώνεται ότι για τη διατήρηση των NO_x στα επίπεδα που ορίζει η Οδηγία της Ευρωπαϊκής Ένωσης 2001/80/EC (<200 mg/Nm³ 6% κ.ο. O₂ επί ξηρού) λαμβάνονται μέτρα όπως [3] [4]:

- Εγκατάσταση καυστήρων χαμηλών NO_x
- Βαθμιαία εισαγωγή του αέρα στο θάλαμο καύσης
- Επιλεκτική καταλυτική μείωση των NO_x

Επιπλέον, για τη μείωση της συγκέντρωσης των SO_x σε επίπεδα κάτω των 200 mg/Nm³ 6% κ.ο. O₂ επί ξηρού, είναι εγκατεστημένη μονάδα υγρής αποθείωσης καυσαερίων.

Το Σχήμα 2.1 που ακολουθεί, απεικονίζει το βασικό διάγραμμα ροής της συμβατικής μονάδας αναφοράς.

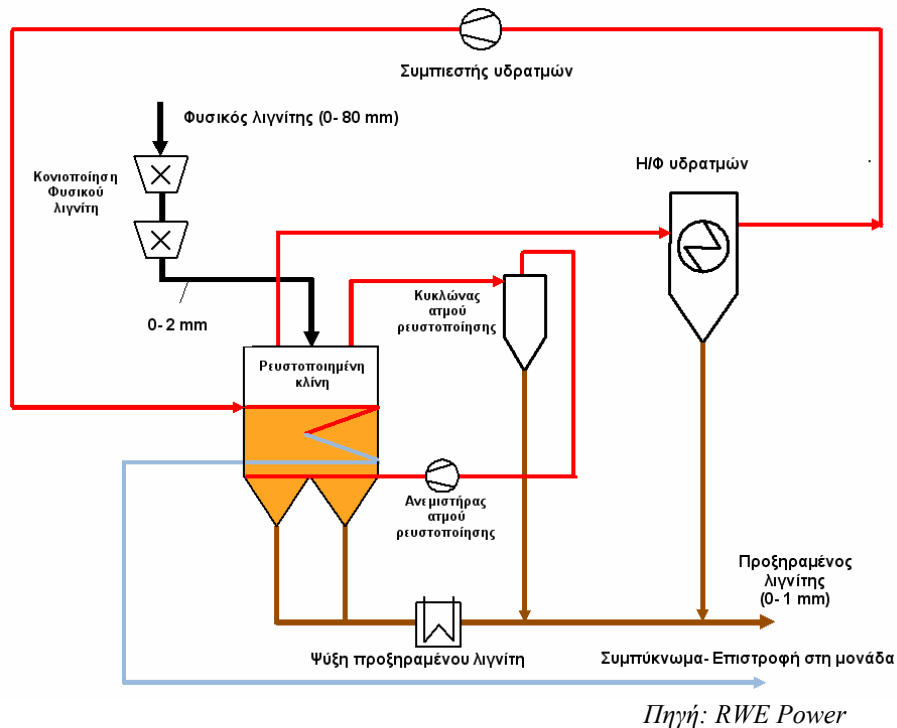


Σχήμα 2.1: Βασικός εξοπλισμός συμβατικής μονάδας αναφοράς

2.2.1 Μονάδα προξήρανσης- Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας

Ο λιγνίτης αφού κονιοποιηθεί στους μύλους, εισέρχεται στο σύστημα προξήρανσης το οποίο αποτελείται από σύστημα ατμοσφαιρικής ρευστοποιημένης κλίνης η οποία χρησιμοποιεί ελαφρώς υπέρθερμο ατμό. Κατά τη διάρκεια της διεργασίας, οι υδρατμοί που έχουν απομακρυνθεί από το λιγνίτη αναμειγνύεται με τον ατμό που ανακυκλοφορεί και χρησιμεύει στη ρευστοποίηση της κλίνης. Στην έξοδο της κλίνης, ποσότητα ατμού ίση με τη μάζα της υγρασίας που απομακρύνεται από το λιγνίτη κατευθύνεται σε συμπιεστές. Λόγω της αύξησης της πίεσης και συνεπώς της αύξησης της θερμοκρασίας συμπύκνωσης, είναι δυνατό να μεταφερθεί θερμότητα στο σύστημα της ρευστοποιημένης κλίνης [5] [6].

Η περιεκτικότητα του λιγνίτη σε υγρασία μετά την προξήρανση έχει μειωθεί στο 12 % κ.β. Ο λέβητας είναι μονής διαδρομής καυσαερίων με μεμβρανοειδή σωληνοτοιχώματα. Λόγω της αυξημένης Κ.Θ.Ι. του καυσίμου, ο λέβητας θα έχει κάποιες διαφορές σε σχέση με το λέβητα της μονάδας χωρίς προξήρανση. Από τη μία πλευρά, δεν είναι απαραίτητη η ύπαρξη ανακυκλοφορίας θερμών καυσαερίων στους μύλους κονιοποίησης για την τυπική προξήρανση του φυσικού λιγνίτη. Από την άλλη πλευρά, η μείωση της περιεκτικότητας σε υγρασία αλλά και η αυξημένη Κ.Θ.Ι. σε σχέση με το φυσικό λιγνίτη, δημιουργούν την απαίτηση για αυξημένη ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων ώστε η θερμοκρασία στην έξοδο του θαλάμου καύσης να είναι χαμηλότερη από τη θερμοκρασία τήξης της τέφρας. Για φαιάνθρακες η θερμοκρασία αυτή δεν ξεπερνάει τους 1050 °C [7]. Η εφαρμογή συστημάτων προξήρανσης παρά το γεγονός ότι συμβάλλει στην αύξηση του κόστους επένδυσης στη μονάδα ηλεκτροπαραγωγής, τελικά οδηγεί στη μείωση του κόστους παραγωγής ενέργειας λόγω της αύξησης του βαθμού απόδοσης της μονάδας και της μείωσης στην κατανάλωση του καυσίμου.



Σχήμα 2.2: Διάγραμμα ροής συστήματος προξήρανσης του λιγνίτη

Ο κονιοποιημένος λιγνίτης αφού προξηρανθεί μέχρι το σημείο που η περιεκτικότητα του σε υγρασία να είναι 12 % κ.β., τροφοδοτείται στο σύστημα καύσης του ατμοπαραγωγού. Η προξήρανση του καυσίμου μέχρι το επίπεδο των 12 % κ.β. θεωρείται τυπική [8] για την τεχνολογία που έχει επιλεγεί. Ωστόσο, αναφέρεται ότι είναι δυνατό η περιεκτικότητα των υδρατμών να μειωθεί περισσότερο. Ο πίνακας που ακολουθεί παρουσιάζει τη σύσταση του φυσικού και προξηραμένου λιγνίτη.

Κ.Θ.Ι. (MJ/kg)	7.962	12.044
C (κ.β. %)	22.58	31.44
H (κ.β. %)	2.07	2.88
N (κ.β. %)	0.37	0.51
O (κ.β. %)	9.88	13.76
S (κ.β. %)	0.94	1.31
H ₂ O (κ.β. %)	36.8	12.00
Τέφρα (κ.β. %)	27.36	38.10

Πίνακας 2.1: Στοιχειακή ανάλυση φυσικού και προξηραμένου λιγνίτη

Η μονάδα επεξεργασίας του λιγνίτη περιλαμβάνει τα σιλό, τον εξοπλισμό τροφοδοσίας, το σύστημα προξήρανσης και τους μύλους. Η κατανάλωση των μύλων λιγνίτη είναι 0.0188 kWh/kg (67.7 kW/ kg/s λιγνίτη). Το καύσιμο μετά την προξήρανση, αναμειγνύεται με καυσαέριο από το λέβητα με τη βοήθεια των ανεμιστήρων ανακυκλοφορίας. Ένα μέρος της τέφρας συλλέγεται από τον πυθμένα του λέβητα ενώ το υπόλοιπο, η ιπτάμενη τέφρα, συλλέγεται από τα ηλεκτροστατικά φίλτρα στην έξοδο του λέβητα.

2.2.2 Λέβητας

Ο προξηραμένος λιγνίτης, που περιέχει 12 % κ.β. H₂O, μεταφέρεται στους μύλους όπου κονιοποιείται και οδηγείται με τη βοήθεια των ψυχρών καυσαερίων στους καυστήρες. Ο

υπέρθερμος ατμός που παράγεται εισέρχεται στο στρόβιλο Υ.Π. Στη συνέχεια αφού αποτονωθεί, εισέρχεται στο λέβητα, αναθερμαίνεται και οδηγείται στο στρόβιλο Μ.Π. και το στρόβιλο Χ.Π. Ο λέβητας υπερκρίσιμων χαρακτηριστικών παράγει ατμού Υ.Π. πίεσης 280 bar και θερμοκρασίας 600 °C και ανάθερμο 60 bar και 622.1 °C αντίστοιχα [9] [10] [11].

Ο αέρας εισέρχεται στον προθερμαντή αέρα με καυσαέριο (LUVO) με τη βοήθεια ανεμιστήρα και στη συνέχεια, κατευθύνεται στο λέβητα. Από την άλλη πλευρά, ο ανεμιστήρας που βρίσκεται μετά τα ηλεκτροστατικά φίλτρα, βοηθά στην εξαγωγή των καυσαερίων στο περιβάλλον. Ο ισεντροπικός βαθμός απόδοσης των ανεμιστήρων αυτών λαμβάνεται 85 %. Σε ότι αφορά το λόγο αέρα καύσης για φαιάνθρακες η τιμή του κυμαίνεται από 1.1 έως 1.4 [7]. Η περίσσεια του αέρα στο θάλαμο καύσης της συμβατικής μονάδας αναφοράς θεωρείται ότι είναι 17 % και αντιστοιχεί σε 2.21 % κ.ο. περίσσεια O₂ σε υγρό καυσαέριο στην έξοδο του λέβητα.

Λόγω του ότι ένα μεγάλο μέρος της υγρασίας του λιγνίτη έχει απομακρυνθεί, δεν είναι αναγκαία η ανακυκλοφορία θερμών καυσαερίων από την έξοδο του θαλάμου καύσης. Στην περίπτωση που γινόταν χρήση φυσικού λιγνίτη με περιεκτικότητα σε υγρασία 36.8 % κ.β. μια ποσότητα καυσαερίου θερμοκρασίας 850- 1050 °C περίπου όπως επίσης και μία ποσότητα θερμού αέρα από την έξοδο του προθερμαντή (LUVO) θα εισερχόταν μαζί με το καύσιμο στους μύλους [7]. Ωστόσο, είναι απαραίτητο μια ποσότητα ψυχρών καυσαερίων από το σημείο μετά τα ηλεκτροστατικά φίλτρα να ανακυκλοφορεί στο λέβητα μέσω των μύλων ώστε αφενός να ρυθμίζεται η θερμοκρασία στο θάλαμο καύσης σε επιτρεπτά επίπεδα και αφετέρου να πραγματοποιείται η μεταφορά του καυσίμου στους καυστήρες.

Ο παρασιτικός αέρας κατά την καύση του λιγνίτη με αέρα, σε μια τυπική θερμοηλεκτρική μονάδα ανέρχεται στο 15%- 20% του στοιχειομετρικού αέρα [12]. Σε ότι αφορά τη συμβατική μονάδα αναφοράς ο παρασιτικός αέρας του λέβητα θεωρείται ότι είναι το 10% του συνολικού αέρα καύσης, ενώ οι διαφυγές του αέρα προς το καυσαέριο στον προθερμαντή αέρα με καυσαέριο είναι το 4% της παροχής του αέρα. Στα ηλεκτροστατικά φίλτρα η παροχή του παρασιτικού αέρα είναι το 1.5 % του καυσαερίου στην είσοδο των φίλτρων.

Η πίεση λειτουργίας του λέβητα είναι 315 bar. Το τροφοδοτικό νερό εισέρχεται στον οικονομητήρα στους 300 °C και εξέρχεται από αυτόν στους 345 °C. Δεδομένου ότι η πίεση λειτουργίας είναι πάνω από το κρίσιμο σημείο των 221.3 bar η θερμοκρασία εισόδου του νερού στον ατμοποιητή λαμβάνεται 30 °C χαμηλότερη από την κρίσιμη θερμοκρασία των 374.15 °C. Η ενθαλπία εξόδου του ατμού από τον ατμοποιητή είναι 2900 kJ/kg και αντιστοιχεί σε θερμοκρασία 463.5 °C.

Σε ότι αφορά τη θερμοκρασία εξόδου των καυσαερίων από τον προθερμαντή αέρα με καυσαέριο αυτή λαμβάνεται 10 °C πάνω από το όξινο σημείο δρόσου των καυσαερίων, θεωρώντας ότι το 1% του παραγόμενου SO₂ μετατρέπεται σε SO₃ λόγω του συστήματος της επιλεκτικής καταλυτικής μείωσης των NO_x [13].

Επιπλέον, για την προσομοίωση του λέβητα γίνεται η παραδοχή ότι η θερμοκρασία εξόδου των καυσαερίων από τον οικονομητήρα είναι 30 °C υψηλότερη από τη θερμοκρασία εισόδου του νερού (θερμοκρασιακή διαφορά $\Delta T = T_{\text{καυσ.εξ.}} - T_{\text{νερ.εισ.}}$). Συνεπώς, για θερμοκρασία του τροφοδοτικού

νερού μετά τον τελευταίο προθερμαντή με ατμό 300 °C, η θερμοκρασία του καυσαερίου πριν από τον προθερμαντή αέρα θα είναι 330 °C.

Η τέφρα που υπάρχει στο καύσιμο, έχει τη στερεή της μορφή μέχρι μια συγκεκριμένη θερμοκρασία. Πάνω από αυτή τη θερμοκρασία, η τέφρα αρχίζει να ρευστοποιείται με αποτέλεσμα να δημιουργούνται επικαθίσεις στις επιφάνειες συναλλαγής [7]. Η θερμοκρασία αυτή εξαρτάται βασικά από τη σύσταση της τέφρας. Συνεπώς κατά το σχεδιασμό του θαλάμου καύσης πρέπει η θερμοκρασία του καυσαερίου στην έξοδο αυτού να είναι χαμηλότερη από το σημείο τήξης της τέφρας.

Γενικότερα, τα καυσαέρια στο θάλαμο καύσης πρέπει να προσδίδουν για την ατμοποίηση τόση θερμότητα ώστε στην έξοδο τους από την εστία η θερμοκρασία τους να μην υπερβαίνει τη θερμοκρασία τήξης της τέφρας. Έτσι, αποφεύγεται η ρύπανση των επιφανειών που βρίσκονται μετά το θάλαμο καύσης. Για ατμοπαραγωγούς μονάδων ισχύος πάνω από 150 MW και για φαιάνθρακες η θερμοκρασία αυτή είναι κατά μέγιστο 1050 °C.

Σε ότι αφορά το θάλαμο καύσης, η θερμοκρασία των σωματιδίων της τέφρας που ρέουν με τα καυσαέρια κοντά στα σωληνοτοιχώματα, είναι δυνατό να είναι μερικές εκατοντάδες °C μικρότερη από τη θερμοκρασία των καυσαερίων στο μέσο της εστίας. Το γεγονός αυτό συμβάλλει στον περιορισμό της ρύπανσης στις επιφάνειες συναλλαγής της εστίας. Καθοριστική είναι και η επίδραση της θερμικής φόρτισης της εστίας [14]. Μεγάλη επιφάνεια συναλλαγής θερμότητας στο θάλαμο καύσης σημαίνει μικρότερη πυκνότητα ροής θερμότητας και κατ' επέκταση χαμηλότερη θερμοκρασία των εξωτερικών τοιχωμάτων των αγωγών.

$$\theta_{\text{TOIX.2}} - \theta_2 = \dot{q}(d_1 / d_2)(1/\alpha_2)$$

$$\theta_{\text{TOIX.1}} - \theta_{\text{TOIX.2}} = 2\dot{q}(d_1 / 4\lambda)(\ln \frac{d_1}{d_2})$$

Όπου:

$\theta_{\text{TOIX.1}}$: θερμοκρασία τοιχώματος αγωγού εξωτερικά (°C)

$\theta_{\text{TOIX.2}}$: θερμοκρασία τοιχώματος αγωγού εσωτερικά (°C)

θ_2 : θερμοκρασία νερού στον αγωγό (°C)

\dot{q} : πυκνότητα ροής θερμότητας (θερμοροή = \dot{Q} / A) (W/m²)

d_1 : εξωτερική διάμετρος αγωγού (m)

d_2 : εσωτερική διάμετρος αγωγού (m)

α_2 : συντελεστής μετάδοσης θερμότητας καυσαερίου (W/m²K)

λ : θερμική αγωγιμότητα υλικού αγωγού (W/mK)

Η θερμοκρασία του καυσαερίου κατά την αδιαβατική καύση του καυσίμου στην εστία δίνεται από την ακόλουθη εξίσωση [7]:

$$\theta_{G \max} \cong \left(\frac{Hu}{\mu_G} + h_{Ge} \right) / \bar{c}_{PG} \Big|_{\theta_a}^{\theta_{G \max}}$$

Όπου:

$\theta_{G \max}$: αδιαβατική θερμοκρασία καύσης (°C)

θ_a : θερμοκρασία περιβάλλοντος (°C)

Hu : κατώτερη θερμογόνος ικανότητα του καυσίμου (kJ/ kg)

μ_G : η μάζα του παραγόμενου καυσαερίου ανά kg καυσίμου (kg/ kg)

h_{Ge} : η ενθαλπία του καυσαερίου στη θερμοκρασία του αέρα μετά την προθέρμανση (θερμοκρασία εισόδου στο λέβητα) (kJ/ kg)

\bar{c}_{PG} : μέση ειδική θερμοχωρητικότητα του καυσαερίου (kJ/kg K).

Στην περίπτωση που εφαρμόζεται η τεχνολογία δέσμευσης CO₂ με καύση με καθαρό οξυγόνο, ο αέρας αντικαθίσταται από μίγμα καυσαερίων και καθαρού O₂. Συνεπώς, το h_{Ge} αναφέρεται στην ενθαλπία του καυσαερίου στη θερμοκρασία του μίγματος θερμού καυσαερίου/ O₂.

Η θερμική ισχύς που προσδίδεται για την ατμοποίηση του νερού στο θάλαμο καύσης είναι:

$$\dot{Q}_{G(\theta.K.)} = \dot{m}_G (h_{G \max} - h_{Ge\xi.})$$

Όπου:

$\dot{Q}_{G(\theta.K.)}$: θερμική ισχύς που προσδίδεται για την ατμοποίηση (kW)

\dot{m}_G : παροχή καυσαερίου (kg/s)

$h_{G \max}$: ενθαλπία καυσαερίου στη θερμοκρασία αδιαβατικής καύσης (kJ/kg)

$h_{Ge\xi.}$: ενθαλπία καυσαερίου στη θερμοκρασία εξόδου των καυσαερίων από το θάλαμο καύσης (kJ/kg).

Ο λιγνίτης που χρησιμοποιείται για την προσομοίωση της μονάδας είναι ο λιγνίτης που χρησιμοποιείται στη μονάδα των 330 MW της Μελίτης στη Φλώρινα στην οποία η κατασκευάστρια εταιρεία του λέβητα έχει προσδιορίσει ότι η θερμοκρασία των καυσαερίων στην έξοδο του λέβητα (πριν αυτά συναντήσουν τις επιφάνειες υπερθέρμανσης του ατμού) δεν πρέπει να ξεπερνά τους 1000 °C.

Όπως έχει αναφερθεί, η ανακυκλοφορία καυσαερίου στη συμβατική μονάδα από το σημείο μετά τον ανεμιστήρα καυσαερίων στην έξοδο του λέβητα εξυπηρετεί στη μεταφορά του κονιοποιημένου λιγνίτη στους καυστήρες αλλά και στον περιορισμό της θερμοκρασίας στην εστία. Λαμβάνοντας υπόψη τα παραπάνω είναι δυνατό να προσδιοριστεί η ποσότητα της ανακυκλοφορίας καυσαερίων έτσι ώστε η θερμοκρασία των καυσαερίων στην έξοδο από το θάλαμο καύσης να ρυθμίζεται σε επίπεδα χαμηλότερα από τη θερμοκρασία τήξης της τέφρας.

2.2.3 Ατμοστρόβιλος

Ο ατμοστρόβιλος της μονάδας αποτελείται από 3 βαθμίδες πίεσης (υψηλή, μέση και χαμηλή). Σε συμβατικές μονάδες, η προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού γίνεται κατά κύριο λόγο με απομαστεύσεις ατμού από διάφορες βαθμίδες πίεσης των στρόβιλων. Από το στρόβιλο Υ.Π. εξέρχεται ατμός για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού στους προθερμαντές Υ.Π. 7 και 8. Ο υπόλοιπος ατμός αναθερμαίνεται και εισέρχεται στο στρόβιλο Μ.Π. και στη συνέχεια στο στρόβιλο Χ.Π. όπου αποτονώνεται μέχρι την πίεση λειτουργίας του συμπυκνωτή. Από το στρόβιλο Μ.Π. εξάγεται ατμός για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού στον Π/Θ Υ.Π. 6, για την απαερίωση του τροφοδοτικού νερού καθώς και για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού στον Π/Θ Χ.Π. 4. Οι Π/Θ Χ.Π. 3, 2 και 1 χρησιμοποιούν ατμό από τον στρόβιλο Χ.Π. Στο συμπυκνωτή ο ατμός γίνεται κορεσμένο νερό. Στη συνέχεια, μέσω των αντλιών συμπυκνώματος οδηγείται στον απαερωτή και μέσω της τροφοδοτικής αντλίας στο λέβητα.

Σε ότι αφορά τον ισηντροπικό βαθμό απόδοσης του ατμοστρόβιλου έχουν ληφθεί οι ακόλουθες τιμές για τις 3 βαθμίδες πίεσης:

- Στρόβιλος Υ.Π.: 89 %
- Στρόβιλος Μ.Π.: 91 %
- Στρόβιλος Χ.Π.: 85 %

Για τους προθερμαντές τροφοδοτικού νερού γίνεται η παραδοχή ότι η θερμοκρασία του νερού στην έξοδο του προθερμαντή θα είναι 5 °C χαμηλότερη από τη θερμοκρασία συμπύκνωσης του ατμού που απομαστεύεται από το στρόβιλο. Η θερμοκρασία του συμπυκνώματος στην έξοδο του προθερμαντή είναι 10 °C υψηλότερη από τη θερμοκρασία του τροφοδοτικού νερού στην είσοδο του προθερμαντή. Έτσι, τα συμπυκνώματα βρίσκονται σε θερμοκρασία χαμηλότερη από τη θερμοκρασία κορεσμού (υπόψυκτο νερό).

2.2.4 Σύστημα κυκλώματος ψύξης- Κύριος συμπυκνωτής

Γίνεται η παραδοχή ότι οι μονάδες χρησιμοποιούν σύστημα υγρού πύργου ψύξης φυσικής κυκλοφορίας για τη συμπύκνωση του ατμού στην έξοδο του ατμοστρόβιλου, καθώς και για την ψύξη στις διάφορες διεργασίες. Οι περιβαλλοντικές συνθήκες καθώς και οι παραδοχές του κύριου συμπυκνωτή είναι:

- | | |
|---------------------------------------|-----------|
| • Θερμοκρασία περιβάλλοντος | 15 °C |
| • Σχετική υγρασία του αέρα | 60 % |
| • Βαρομετρική πίεση | 1013 mbar |
| • Πίεση λειτουργίας κύριου συμπυκνωτή | 48 mbar |
| • Θερμοκρασία νερού ψύξης | 18.2 °C |

Δεδομένου ότι η θερμοκρασία υγρού βολβού για τις περιβαλλοντικές συνθήκες που προαναφέρθηκαν είναι 10.8 °C και λαμβάνοντας θερμοκρασιακή διαφορά των δύο ρευμάτων του πύργου ψύξης 7.4 °C ($T_{\text{αέρα}} - T_{\text{εξ νερού}}$), προκύπτει ότι η θερμοκρασία του νερού ψύξης στην είσοδο του συμπυκνωτή θα είναι 18.2 °C. Επίσης, για θερμοκρασιακή διαφορά της θερμοκρασίας κορεσμού του ατμού σε σχέση με την έξοδο του ψυκτικού νερού ίση με 3 °C και θερμοκρασιακή

αύξηση του ψυκτικού νερού 11 °C, προκύπτει ότι η θερμοκρασία συμπύκνωσης του ατμού είναι 32.2 °C. Η θερμοκρασία αυτή αντιστοιχεί σε πίεση συμπύκνωσης 48 mbar.

2.3 Αποτελέσματα προσομοίωσης

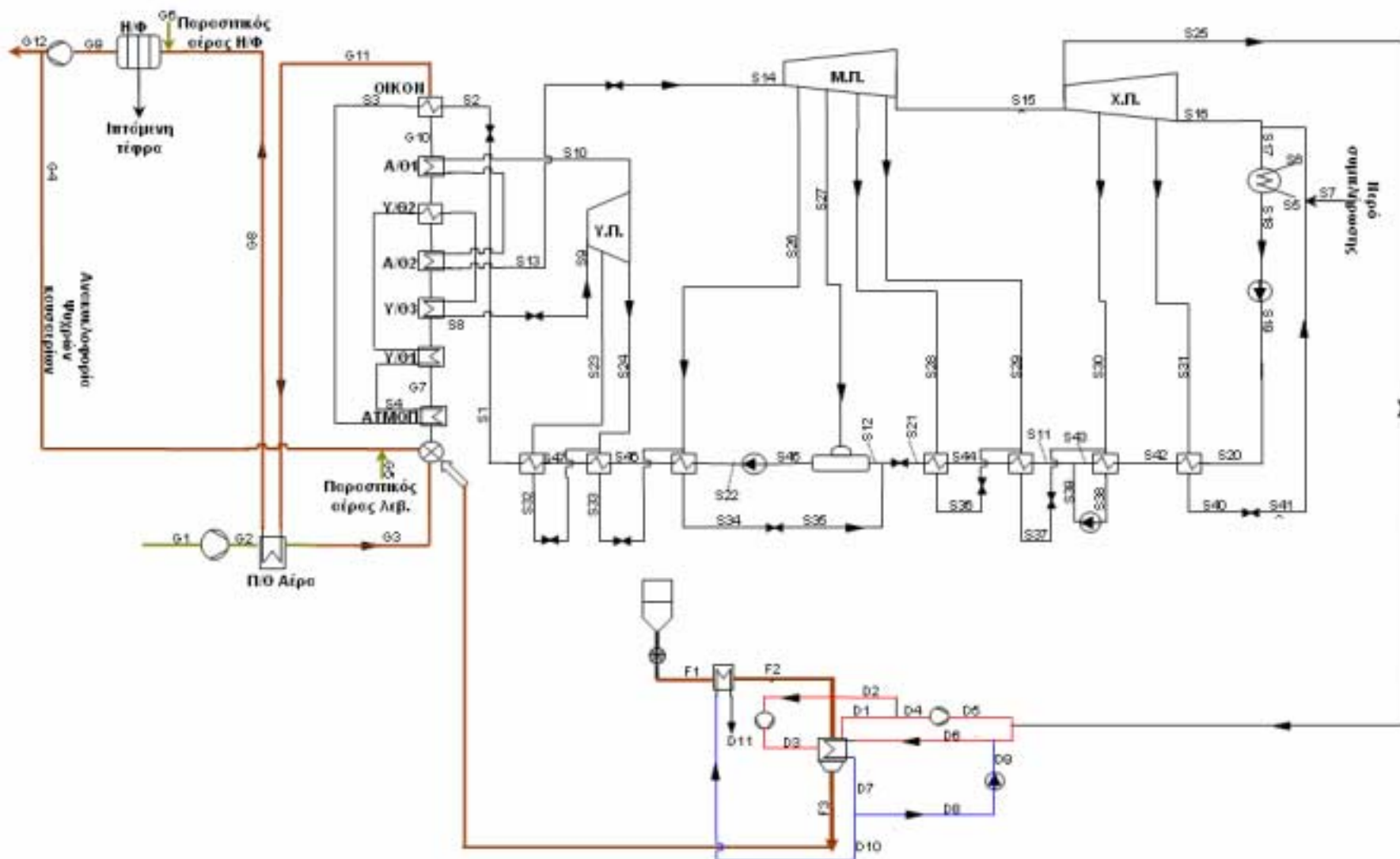
Το σχήμα 2.3 που ακολουθεί απεικονίζει το αναλυτικό διάγραμμα ροής των κύκλων αέρα/ καυσαερίου, νερού/ ατμού καθώς και της μονάδας προξήρανσης του λιγνίτη, ενώ στον πίνακα 2.2 φαίνονται τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά στα διάφορα σημεία του κυκλώματος της μονάδας αναφοράς.

		T (°C)	P (bar)	M (kg/s)	H (kJ/kg)
F1	Φυσικός λιγνίτης στην είσοδο του συστήματος προξήρανσης	15.00	1.02	97.32	-1.25
F2	Προθερμασμένος φυσικός λιγνίτης	70.00	1.02	97.32	122.31
F3	Λιγνίτης στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	69.90	134.32
D1	Ατμός στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	132.47	2687.69
D2	Ατμός για ρευστοποίηση της κλίνης	106.00	1.02	105.05	2687.69
D3	Ατμός ρευστοποίησης μετά τον συμπιεστή	126.79	1.23	105.05	2732.49
D4	Ατμός πριν τον συμπιεστή υδρατμών	106.00	1.02	27.42	2687.69
D5	Ατμός μετά τον συμπιεστή υδρατμών	246.51	3.20	27.42	2994.85
D6	Ατμός μετά τον ψεκασμό νερού	140.00	3.20	30.19	2737.15
D7	Συμπύκνωμα στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	127.50	3.00	30.19	535.21
D8	Νερό ψεκασμού	127.50	3.00	2.77	535.21
D9	Νερό ψεκασμού μετά την αντλία	127.50	3.20	2.77	535.24
D10	Συμπύκνωμα για προθέρμανση φυσικού λιγνίτη	127.50	3.00	27.42	535.21
D11	Νερό στην έξοδο του προθερμαντή καυσίμου	104.70	3.00	27.42	438.52
G1	Αέρας Περιβάλλοντος	15.00	1.01	300.98	-0.56
G2	Αέρας μετά ανεμιστήρα	45.58	1.04	330.98	30.36
G3	Αέρας μετά Π/Θ αέρα	316.66	1.03	330.98	309.46
G4	Ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων	157.91	1.01	99.50	151.57
G5	Παρασιτικός αέρας λέβητα	15.00	1.01	30.00	-0.56
G6	Παρασιτικός αέρας Η/Φ	15.00	1.01	6.90	-0.56
G7	Καυσαέρια στην έξοδο του Θ.Κ.	1000.00	1.00	460.29	1173.05
G8	Καυσαέρια μετά τον Π/Θ αέρα	150.00	0.97	460.29	143.29
G9	Καυσαέρια προ ανεμιστήρα καυσαερίων	152.59	0.97	480.43	145.82
G10	Καυσαέρια μετά Α/Θ 1	473.73	0.98	460.29	510.70
G11	Καυσαέρια προ Π/Θ αέρα	330.46	0.98	460.29	343.98
G12	Καυσαέρια μετά ανεμιστήρα καυσαερίων	157.91	1.01	380.93	151.57
S1	Τροφοδοτικό νερό μετά Π/Θ Υ.Π. 8	294.16	315.00	278.25	1297.54
S2	Τροφοδοτικό νερό στην είσοδο του οικονομητήρα	294.16	315.00	278.25	1297.54
S3	Νερό μετά τον οικονομητήρα	345.00	315.00	278.25	1573.34
S4	Ατμός στην έξοδο του ατμοπαραγωγού	463.51	301.25	278.25	2900.00
S5	Ψυκτικό νερό στην είσοδο του συμπυκνωτή	29.34	3.00	8094.43	122.85
S6	Ψυκτικό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	18.21	3.00	8094.43	76.28
S7	Νερό συμπλήρωσης	15.56	1.03	0.00	64.99
S8	Υ/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	602.30	287.49	278.25	3462.69
S9	Υ/Θ ατμός στην είσοδο του στροβίλου Υ.Π.	600.04	280.00	278.25	3462.69
S10	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Υ.Π.	365.29	64.50	264.73	3074.53
S11	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 3	93.89	16.90	210.33	394.07
S12	Νερό στην είσοδο του απαιριωτή	162.79	13.90	265.15	687.64
S13	Α/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	622.60	61.30	233.26	3710.18
S14	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Μ.Π.	622.19	60.00	233.26	3710.18
S15	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Χ.Π.	280.89	5.53	204.24	3022.75

S16	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π.	32.15	0.05	170.97	2336.96
S17	Ατμός στην είσοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	178.73	2243.28
S18	Νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	178.73	134.23
S19	Νερό μετά την αντλία συμπυκνωμάτων	32.65	28.00	178.73	138.92
S20	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	178.73	138.92
S21	Νερό στην έξοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	151.17	13.90	210.33	637.37
S22	Νερό μετά την τροφοδοτική αντλία	196.24	322.00	278.25	849.55
S23	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 8	403.99	84.80	13.52	3139.44
S24	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 7	365.29	64.50	31.47	3074.53
S25	Ατμός απομάστευσης για προξήρανση καυσίμου	280.89	5.53	0.00	3022.75
S26	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 6	486.10	26.00	9.84	3429.46
S27	Ατμός απομάστευσης για απαερωτή	380.91	12.50	13.09	3218.46
S28	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 4	280.99	5.60	6.09	3022.75
S29	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 3	235.48	3.60	14.17	2935.35
S30	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 2	131.93	1.15	11.35	2738.64
S31	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 1	62.14	0.22	7.76	2513.15
S32	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 8	285.40	84.80	13.52	1262.90
S33	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 7	231.09	64.50	44.98	995.46
S34	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6	206.24	26.00	54.82	880.51
S35	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6 στην είσοδο του απαερωτή	206.24	26.00	54.82	880.51
S36	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 4	144.87	5.60	6.09	609.72
S37	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 3	103.89	3.60	20.26	435.19
S38	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2	67.14	1.15	31.60	280.61
S39	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2 μετά την αντλία	67.28	16.90	31.60	282.50
S40	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1	42.82	0.22	7.76	178.90
S41	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1 στην είσοδο του κύριου συμπυκνωτή	42.82	0.22	7.76	178.90
S42	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 1	57.14	18.40	178.73	240.24
S43	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 2	98.58	16.90	178.73	413.79
S44	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 3	134.87	15.40	210.33	567.50
S45	Νερό μετά τον απαερωτή	189.84	12.50	278.25	806.74
S46	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 6	221.09	319.67	278.25	958.25
S47	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 7	275.40	317.33	278.25	1206.36

Πίνακας 2.2: Ισοζύγιο ενέργειας συμβατικής μονάδας αναφοράς

Όπως φαίνεται από το διάγραμμα ροής της μονάδας ο λιγνίτης μετά την έξοδο από τους μύλους, προθερμαίνεται με τη βοήθεια του συμπυκνώματος της διεργασίας προξήρανσης στους 70 °C. Στη συνέχεια εισέρχεται στο σύστημα ατμοσφαιρικής ρευστοποιημένης κλίνης. Η ρευστοποίηση της κλίνης γίνεται στους 106 °C με τη βοήθεια ελαφρώς υπέρθερμου ατμού. Η θερμότητα για την εξάτμιση της υγρασίας του λιγνίτη προσδίδεται κυρίως από τους υδρατμούς που παράγονται κατά την προξήρανση, οι οποίοι πριν εισέλθουν στον εναλλάκτη θερμότητας συμπιέζονται μέχρι τα 3.2 bar. Η θερμοκρασία στην έξοδο του συμπιεστή είναι 246.5 °C. Είναι σημαντικό να τονιστεί ότι οι υδρατμοί στην έξοδο της κλίνης, πριν εισέλθουν στους συμπιεστές είναι απαραίτητο να καθαριστούν από τη σκόνη που έχουν παρασύρει, με τη χρήση φίλτρων.



Σχήμα 2.3: Διάγραμμα ροής συμβατικής μονάδας αναφοράς

Ο αέρας πριν εισέλθει στο θάλαμο καύσης, προθερμαίνεται μέχρι τους 316.7 °C από τα καυσαέρια. Δεδομένου ότι η θερμογόνος ικανότητα του λιγνίτη αυξάνει σημαντικά, για τον έλεγχο της θερμοκρασίας στην έξοδο του θαλάμου καύσης γίνεται ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων θερμοκρασίας 157.9 °C που εξάγονται από το σημείο μετά τον ανεμιστήρα στην έξοδο του λέβητα. Η ποσότητα αυτή έχει υπολογιστεί στα 99.5 kg/ s και η θερμοκρασία των καυσαερίων στην έξοδο του θαλάμου καύσης είναι 1000 °C. Η ποσότητα του παρασιτικού αέρα στο λέβητα και στα Η/Φ είναι 30 kg/s και 6.9 kg/s αντίστοιχα, ενώ οι διαφυγές αέρα στον προθερμαντή αέρα είναι 13.24 kg/s.

Ο πίνακας που ακολουθεί παρουσιάζει αναλυτικά τα αποτελέσματα της προσομοίωσης.

Μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς	MW _e	375.07
Θερμική ισχύς καυσίμου- Κ.Θ.Ι	MJ/ s	774.86
Μικτός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	48.41
Κατανάλωση τροφοδοτικής αντλίας	MW _e	11.91
Κατανάλωση ανεμιστήρα αέρα	MW _e	0.93
Κατανάλωση ανεμιστήρα καυσαερίων	MW _e	2.76
Κατανάλωση μονάδας προξήρανσης λιγνίτη		
<i>Συμπιεστής ατμού ρευστοποίησης της κλίνης</i>	<i>MW_e</i>	<i>4.71</i>
<i>Συμπιεστής υδρατμών</i>	<i>MW_e</i>	<i>8.42</i>
Σύνολο	MW _e	13.13
Κατανάλωση μύλων λιγνίτη	MW _e	6.59
Κατανάλωση ηλεκτροστατικών φίλτρων	MW _e	0.5
Κατανάλωση συστήματος μεταφοράς ιπτάμενης τέφρας	MW _e	0.75
Σύστημα τροφοδοσίας λιγνίτη	MW _e	0.6
Αντλίες συμπυκνωμάτων	MW _e	0.90
Αντλίες ανακυκλοφορίας νερού και ψυκτικού νερού	MW _e	1.89
Μονάδα αποθείωσης	MW _e	7.18
Λοιπά	MW _e	1.2
Κατανάλωση καυσίμου	kg/s	97.32
Καθαρή ισχύς	MW_e	326.72
Καθαρός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	42.17

Πίνακας 2.3: Αποτελέσματα προσομοίωσης συμβατικής μονάδας αναφοράς

Τα υψηλά θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του Υ/Θ και του Α/Θ ατμού καθώς και η χρήση της μονάδας προξήρανσης καυσίμου, συντελούν στις επίτευξη αυξημένων επιδόσεων της μονάδας αναφοράς. Παρά το γεγονός ότι η κατανάλωση ισχύος της μονάδας προξήρανσης ανέρχεται στα 13.1 MW, η ύπαρξη της επηρεάζει θετικά το βαθμό απόδοσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας αφού επιτυγχάνεται σημαντική αύξηση της κατώτερης θερμογόνου ικανότητας του καυσίμου χρησιμοποιώντας θερμότητα «χαμηλής ποιότητας» (χαμηλής θερμοκρασίας). Επιπλέον, λόγω της απομάκρυνσης μέρους της υγρασίας από το καύσιμο οι απώλειες του λέβητα λόγω των καυσαερίων μειώνονται σημαντικά. Επίσης μειώνεται και η κατανάλωση ισχύος του ανεμιστήρα καυσαερίων. Τελικά, η μονάδα παράγει καθαρή ισχύ 326.72 MW με βαθμό απόδοσης 42.17 % με βάση την κατανάλωση και την Κ.Θ.Ι. του φυσικού λιγνίτη.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3^ο

ΜΟΝΑΔΑ ΜΕ ΔΕΣΜΕΥΣΗ CO₂- ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΚΑΥΣΗΣ ΜΕ ΚΑΘΑΡΟ O₂

ΣΥΜΒΟΛΑ

Π/Θ	: Προθερμαντής τροφοδοτικού νερού
Υ.Π.	: Υψηλή πίεση
Μ.Π.	: Μέση πίεση
Χ.Π.	: Χαμηλή πίεση
κ.β.	: κατά βάρος σύσταση
Κ.Θ.Ι.	: Κατώτερη θερμογόνος ικανότητα
Η/Φ	: Ηλεκτροστατικά φίλτρα
Μ.Δ.Α.	: Μονάδα Διαχωρισμού του αέρα
Q _N	: Ωφέλιμη ισχύς λέβητα
Q _G	: Απώλειες λέβητα λόγω καυσαερίων

3.1 Εισαγωγή

Τα βασικά χαρακτηριστικά που διαφοροποιούν την καύση του λιγνίτη με καθαρό O₂ σε σχέση με την τυπική καύση με αέρα είναι:

- Ο αέρας καύσης διαχωρίζεται πριν την είσοδο του στην εστία με τη χρήση μονάδας διαχωρισμού του αέρα. Μόνο το O₂ (O₂ 95 % κ.ο., N₂ 2 % κ.ο. και Ar 3 % κ.ο.) συμμετέχει στην καύση [1].
- Μέρος του καυσαερίου που εξέρχεται από το λέβητα ανακυκλοφορεί στην εστία αφ' ενός μεν για να αποτελέσει το μέσο μεταφοράς του κονιοποιημένου λιγνίτη στους καυστήρες και αφ' ετέρου για να συμβάλλει στη διατήρηση της θερμοκρασίας στα επίπεδα της συμβατικής καύσης με αέρα [2].
- Το καυσαέριο που εξέρχεται από τον λέβητα και δεν ανακυκλοφορεί, ψύχεται, διέρχεται στο συμπυκνωτή υδρατμών και στη συνέχεια εισέρχεται στη μονάδα συμπίεσης και απομάκρυνσης των μη-συμπυκνούμενων αερίων [3], [4]. Στο συμπυκνωτή υδρατμών, το καυσαέριο έρχεται σε επαφή με ψυκτικό νερό. Με αυτόν τον τρόπο πραγματοποιείται και η απομάκρυνση της τέφρας που έχει απομείνει μετά τα ηλεκτροστατικά φίλτρα. Τέλος το CO₂ συμπιέζεται μέχρι τα 110 bar.

Ο βασικός εξοπλισμός της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι:

- Τμήμα 1: Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας
- Τμήμα 2: Λέβητας
- Τμήμα 3: Ηλεκτροστατικά φίλτρα και συμπυκνωτής καυσαερίου
- Τμήμα 4: Ατμοστρόβιλος
- Τμήμα 5: Μονάδα διαχωρισμού του αέρα
- Τμήμα 6: Συμπίεση CO₂ και απομάκρυνση των μη-συμπυκνούμενων αερίων

Σε αντίθεση με τη μονάδα αναφοράς, στη μονάδα με δέσμευση CO₂, το σύστημα αποθείωσης δεν είναι πλέον απαραίτητο [5], [6].

3.2 Περιγραφή εξοπλισμού

3.2.1 Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας

Σε ότι αφορά τα συστήματα της επεξεργασίας του λιγνίτη και της τέφρας, δε διαφέρουν από αυτά της συμβατικής μονάδας. Όπως στην περίπτωση της μονάδας αναφοράς συμπεριλαμβάνουν τη μονάδα προξήρανσης του λιγνίτη, τα συστήματα κονιοποίησης και τροφοδοσίας του καυσίμου καθώς και τα συστήματα απομάκρυνσης και επεξεργασίας της τέφρας.

3.2.2 Λέβητας

Ο λέβητας στην περίπτωση μονάδας με δέσμευση CO₂ όπως και στην περίπτωση της συμβατικής μονάδας είναι υπερκρίσιμων χαρακτηριστικών με μία αναθέρμανση ατμού. Τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του ατμού στην έξοδο του λέβητα παραμένουν τα ίδια δηλαδή για τον ατμό Υ.Π. η πίεσης είναι 280 bara και η θερμοκρασία 600 °C. Για τον ανάθερμο ατμό οι τιμές αυτές είναι 60 bar και 622.1 °C αντίστοιχα.

Δύο ροές ανακυκλοφορίας του καυσαερίου απαιτούνται στο σύστημα με δέσμευση CO₂:

- Η ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων η οποία χρησιμεύει στη μεταφορά του κονιοποιημένου καυσίμου στους καυστήρες
- Η ανακυκλοφορία θερμών καυσαερίων αυξάνει την παροχή του καυσαερίου στην εστία και χρησιμεύει στη ρύθμιση της συγκέντρωσης του O₂ στο μέσο της καύσης (οξειδωτικό μίγμα) σε επιτρεπτά επίπεδα αλλά και στη διατήρηση της θερμοκρασίας στην εστία σε επίπεδα ανάλογα με τη συμβατική καύση [7] [8].

Τα ψυχρά καυσαέρια προέρχονται από το σημείο μετά το συμπυκνωτή των καυσαερίων και συνεπώς έχει απομακρυνθεί εξολοκλήρου η υγρασία και η τέφρα. Από την άλλη μεριά τα θερμά καυσαέρια προέρχονται από το σημείο μετά τα θερμά Η/Φ [9] [10] για την απομάκρυνση της ιπτάμενης τέφρας. Το σύνολο της παροχής της ανακυκλοφορίας καυσαερίου είναι της τάξης του 60- 70 % της συνολικής παροχής που εξέρχεται από το λέβητα [11].

Η θερμοκρασία εξόδου του καυσαερίου είναι σημαντικά αυξημένη σε σχέση με τη μονάδα καύσης με αέρα καθώς δεν υπάρχει ο προθερμαντής του αέρα.

Ο παρασιτικός αέρας, έχει καθοριστική επίδραση στην απόδοση της διεργασίας καθώς συμβάλλει στην αύξηση της κατανάλωσης ισχύος της μονάδας επεξεργασίας του CO₂ αλλά και στο ποσοστό του CO₂ που είναι δυνατό να απομακρύνεται από τα καυσαέρια. Συνεπώς η στεγανοποίηση του λέβητα ώστε τελικά ο παρασιτικός αέρας να μειωθεί δραστικά σε σχέση με τη μονάδα αναφοράς καθώς και η συντήρησή του είναι σημαντική σε όλη τη διάρκεια ζωής της μονάδας [12] [13]. Η προσομοίωση της μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία της καύσης με καθαρό O₂ έχει γίνει με τις ακόλουθες παραδοχές σε ότι αφορά τον παρασιτικό αέρα:

- Λέβητας: 1 % του καυσαερίου του λέβητα (0.01 kg αέρα/ kg καυσαερίου)

- Ηλεκτροστατικά φίλτρα: 1.5 % του καυσαερίου στην είσοδο των φίλτρων (0.015 kg αέρα/kg καυσαερίου) [14].

3.2.3 Ηλεκτροστατικά φίλτρα και συμπυκνωτής καυσαερίου

Δεδομένου ότι η θερμοκρασία εξόδου των καυσαερίων από το λέβητα της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι αρκετά μεγαλύτερη από αυτή της συμβατικής μονάδας (περίπου 350 °C), δεν είναι δυνατή η χρήση συμβατικών Η/Φ αφού η θερμοκρασία λειτουργίας τους δεν πρέπει να ξεπερνά τους 180 °C. Η απομάκρυνση μεγάλου μέρους της τέφρας στη μονάδα με δέσμευση CO₂ πραγματοποιείται αρχικά στα θερμά Η/Φ τα οποία είναι δυνατό να λειτουργούν στη θερμοκρασία των 350 °C [9] [10]. Από το σημείο μετά τα θερμά Η/Φ εξέρχεται η θερμή ανακυκλοφορία των καυσαερίων και με τη βοήθεια ανεμιστήρα κατευθύνεται στο λέβητα.

Στη συνέχεια, τα καυσαέρια οδηγούνται στο συμπυκνωτή υδρατμών όπου απομακρύνεται το μεγαλύτερο μέρος της υγρασίας από αυτά. Τελικά, τα μικρότερα σωματίδια τέφρας που δεν απομακρύνθηκαν στις προηγούμενες διεργασίες δεσμεύονται από διάταξη υγρών Η/Φ, στα οποία οι ηλεκτρικά φορτισμένες επιφάνειες είναι βρεχόμενες με νερό [15]. Η ψυχρή ανακυκλοφορία καυσαερίων που χρησιμεύει για τη μεταφορά του καυσίμου στους καυστήρες, εξέρχεται από το σημείο μετά τα υγρά Η/Φ. Η παροχή αυτή ορίζεται στα 0.2 kg/ kg καυσίμου.

3.2.4 Ατμοστρόβιλος

Ο ατμοστρόβιλος της μονάδας αποτελείται από 3 βαθμίδες πίεσης όπως και στη συμβατική μονάδα καύσης με αέρα. Το ψυκτικό νερό από τον πύργο ψύξης δεν χρησιμοποιείται μόνο για τη συμπύκνωση του ατμού στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π. αλλά και για τη συμπύκνωση των υδρατμών του καυσαερίου, την ενδιάμεση ψύξη του CO₂ στα διάφορα στάδια της συμπίεσης στη γραμμή επεξεργασίας του καυσαερίου και την ενδιάμεση ψύξη κατά τη συμπίεση του αέρα πριν αυτός εισέλθει στη μονάδα διαχωρισμού.

Η βελτιστοποίηση της μονάδας συμπεριλαμβάνει ενσωμάτωση θερμότητας που παράγεται από τις διεργασίες συμπίεσης του αέρα και του CO₂, την εκμετάλλευση της θερμότητας των καυσαερίων στην έξοδο του λέβητα και τη θερμότητα συμπύκνωσης των υδρατμών από το καυσαέριο. Στις συμβατικές μονάδες, η προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού γίνεται με απομαστεύσεις ατμού από διάφορες βαθμίδες πίεσης των στροβίλων. Στην περίπτωση μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ δίνεται η δυνατότητα κάποιου από τους προθερμαντές τροφοδοτικού νερού με ατμό από τον ατμοστρόβιλο να αντικατασταθούν.

3.2.5 Μονάδα διαχωρισμού του αέρα

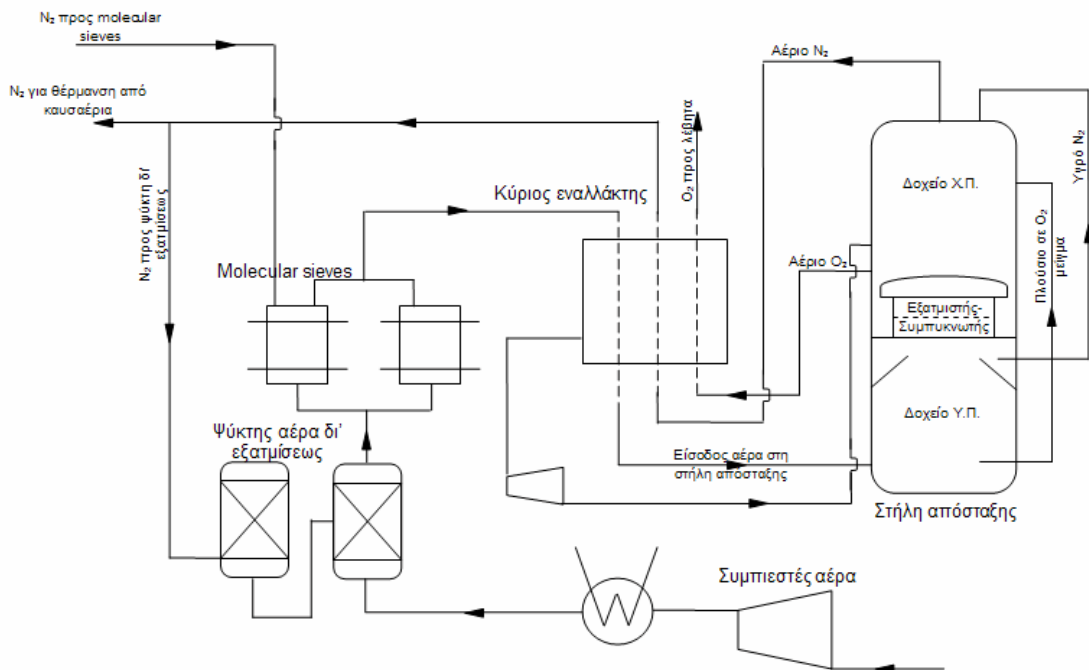
Η τεχνολογία διαχωρισμού του αέρα που επιλέγεται είναι ο κρυογονικός διαχωρισμός. Η καθαρότητα οξυγόνου που επιλέγεται είναι 95% κ.ο. Η καθαρότητα αυτή θεωρείται η βέλτιστη λόγω του ότι οι υψηλές απαιτήσεις σε ενέργεια για επίτευξη μεγαλύτερης καθαρότητας δεν ισοσταθμίζονται από τη μείωση της κατανάλωσης σε ενέργεια της μονάδας επεξεργασίας του CO₂. Επιπλέον, μέχρι αυτά τα επίπεδα καθαρότητας, το O₂ του αέρα συμπεριλαμβάνεται εξ' ολοκλήρου στα προϊόντα στην έξοδο της διεργασίας [16]. Από το όριο αυτό και άνω ένα μέρος του O₂ του αέρα διαφεύγει με το ρεύμα του N₂ στην ατμόσφαιρα [17]. Η πίεση εξόδου του O₂ από τη μονάδα διαχωρισμού προσδιορίζεται από τις απαιτήσεις των καυστήρων.

Οι συμπιεστές του αέρα είναι ηλεκτροκίνητοι. Η θερμότητα του αέρα που έχει συμπιεστεί είναι δυνατό να χρησιμοποιηθεί για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού. Το O_2 που παράγεται αναμειγνύεται με την θερμή ανακυκλοφορία καυσαερίου. Αναφέρεται ότι η συγκέντρωση του O_2 στα καυσαέρια δεν πρέπει να ξεπερνά το 35% κ.ο. καθώς σε συνδυασμό με την υψηλή θερμοκρασία είναι δυνατό τα άκαυστα των καυσαερίων αλλά και της τέφρας να αυταναιλεχθούν. Η προτεινόμενη συγκέντρωση του O_2 στη δευτερεύουσα ανακυκλοφορία καυσαερίου είναι 27% κ.ο. Το υπόλοιπο O_2 οδηγείται απευθείας στους καυστήρες [18] [19].

Με βάση σχετικές μελέτες φαίνεται ότι από όλες τις διαθέσιμες τεχνολογίες διαχωρισμού του αέρα η πιο κατάλληλη για εφαρμογή σε μονάδες ηλεκτροπαραγωγής είναι ο κρυογονικός διαχωρισμός. Τεχνικές όπως ο διαχωρισμός με μεμβράνες [20] και η χημική απορρόφηση [21] (Pressure Swing Absorption) είναι πιο απαιτητικές σε κατανάλωση ενέργειας [22]. Επιπλέον οι μεμβράνες δεν είναι κατάλληλες να χρησιμοποιηθούν για παραγωγή O_2 σε μεγάλες ποσότητες όπως απαιτείται σε μονάδες ηλεκτροπαραγωγής. Ο κρυογονικός διαχωρισμός αέρα είναι δυνατό να δώσει O_2 με καθαρότητα έως 99,7% κ.ο. Ωστόσο, η καθαρότητα που επιλέγεται για την παρούσα μελέτη είναι 95 % κ.ο. καθώς θεωρείται η βέλτιστη για εφαρμογές σε θερμοηλεκτρικές μονάδες με δέσμευση CO_2 [23] Η κατανάλωση ενέργειας της μονάδας διαχωρισμού του αέρα είναι αρκετά υψηλή και οφείλεται κυρίως στους συμπιεστές αέρα. Η κατανάλωση σε ενέργεια των συμπιεστών είναι δυνατό να περιορισθεί επιλέγοντας συμπιεστές με υψηλό βαθμό απόδοσης, με πολλαπλά στάδια συμπίεσης και ενδιάμεση ψύξη του αέρα και με ενσωμάτωση της παραγόμενης θερμότητας συμπίεσης στο κύκλωμα νερού, ατμού.

Η μονάδα διαχωρισμού του αέρα παράγει O_2 και N_2 σε πίεση 1.2 με 1.3 bar και αποτελείται από τα εξής τμήματα [21] [24]:

- Συμπιεστές αέρα
- Σύστημα ενδιάμεσης ψύξης του αέρα
- Ψύκτης αέρα δι' εξατμίσεως (Evaporative cooler)
- Σύστημα προσρόφησης ζεόλιθου (Molecular sieves)
- Κύριος εναλλάκτης θερμότητας
- Στήλη απόσταξης



Σχήμα 3.1: Διάγραμμα ροή Μ.Δ.Α.

Συμπιεστές αέρα

Ο αέρας συμπιέζεται έως τα 5.5 bar περίπου. Η τελική πίεση εξαρτάται από την πίεση λειτουργίας της στήλης απόσταξης και προσδιορίζεται από την απαιτούμενη καθαρότητα του οξυγόνου και τις απώλειες πίεσης της διεργασίας. Για μείωση της κατανάλωσης ενέργειας, η συμπίεση πραγματοποιείται σε περισσότερα από ένα στάδια με ενδιάμεση ψύξη του αέρα. Οι συμπιεστές που χρησιμοποιούνται είναι δυνατό να είναι είτε αξονικοί ή φυγοκεντρικοί. Οι ισεντροπικοί βαθμοί απόδοσης σύγχρονων συμπιεστών είναι 85 % και 83 % αντίστοιχα [16].

Ψύκτης αέρα δι' εξατμίσεως (Evaporative cooler)

Αφού συμπιεστεί ο αέρας και πριν εισέλθει στις επιφάνειες προσρρόφησης ζεόλιθου (molecular sieves), ψύχεται με σκοπό τη συμπύκνωση των υδρατμών. Έτσι, οι απαιτήσεις σε ενέργεια για την αναγέννηση των επιφανειών προσρρόφησης ελαττώνεται. Αρχικά ο αέρας εισέρχεται στο κάτω μέρος του ψύκτη και έρχεται σε επαφή με ψυκτικό νερό θερμοκρασίας περίπου 20 °C. Σε δεύτερο στάδιο, ο αέρας ψύχεται μέχρι τη θερμοκρασία των 10- 12 °C από νερό που προέρχεται από ψύξη δι' εξατμίσεως από ξηρό άζωτο που παράγεται από τη μονάδα διαχωρισμού του αέρα [16]. Το νερό ψεκάζεται στο άζωτο και μέρος αυτού εξατμίζεται και απορροφάται.

Σύστημα προσρρόφησης ζεόλιθου (Molecular sieves)

Τα συστήματα προσρρόφησης ζεόλιθου (molecular sieves) χρησιμοποιούνται για την απομάκρυνση των υδρατμών και άλλων συστατικών του αέρα όπως υδρογονάνθρακες και CO₂ τα οποία είναι ανεπιθύμητα στη διεργασία του κρυογονικού διαχωρισμού του αέρα. Τα συστατικά αυτά προσροφώνται από πορώδεις κρυσταλλικές επιφάνειες ζεόλιθου (αλουμινοπυριτικό άλας). Το μέγεθος των πόρων της επιφάνειας καθορίζει και την επιλεκτικότητα στα μόρια που προσροφούνται. Κατά την προσρόφηση, απελευθερώνεται θερμότητα με αποτέλεσμα την αύξηση της θερμοκρασίας του αέρα περίπου στους 20 °C. Οι επιφάνειες προσρρόφησης από ζεόλιθο

χρησιμοποιούνται σε ζευγάρια ώστε τη στιγμή που η μία λειτουργεί κανονικά, η άλλη να βρίσκεται σε κατάσταση αναγέννησης [21] .

Για την αναγέννηση τους, χρησιμοποιείται ξηρό άζωτο που παράγεται από τη μονάδα διαχωρισμού του αέρα σε θερμοκρασία 150 °C [21]. Με αυτόν τον τρόπο, ο ζεόλιθος ξηραίνεται και ταυτοχρόνως τα συστατικά που απομακρύνθηκαν από τον αέρα αποβάλλονται μαζί με το άζωτο. Η παροχή του αζώτου που πρέπει να θερμανθεί είναι 0.1933 kg N₂/ kg αέρα που εισέρχεται στη μονάδα διαχωρισμού. Η κατανάλωση θερμότητας από το N₂ είναι 137 kWh/ kg N₂.

Κύριος εναλλάκτης θερμότητας

Για την υγροποίησή του ο αέρας σε πίεση λειτουργίας της στήλης απόσταξης πρέπει να ψυχθεί στους -180 °C περίπου [25]. Αυτό επιτυγχάνεται με συναλλαγή θερμότητας του εισερχόμενου αέρα και των προϊόντων του διαχωρισμού. Δεδομένου ότι ο αέρας εισέρχεται στη μονάδα διαχωρισμού περίπου στους 20 °C, τα παραγόμενα προϊόντα τελικά θα έχουν θερμοκρασία 2-3 °C χαμηλότερη δηλαδή περίπου 18 °C.

Στήλη απόσταξης (Distillation column)

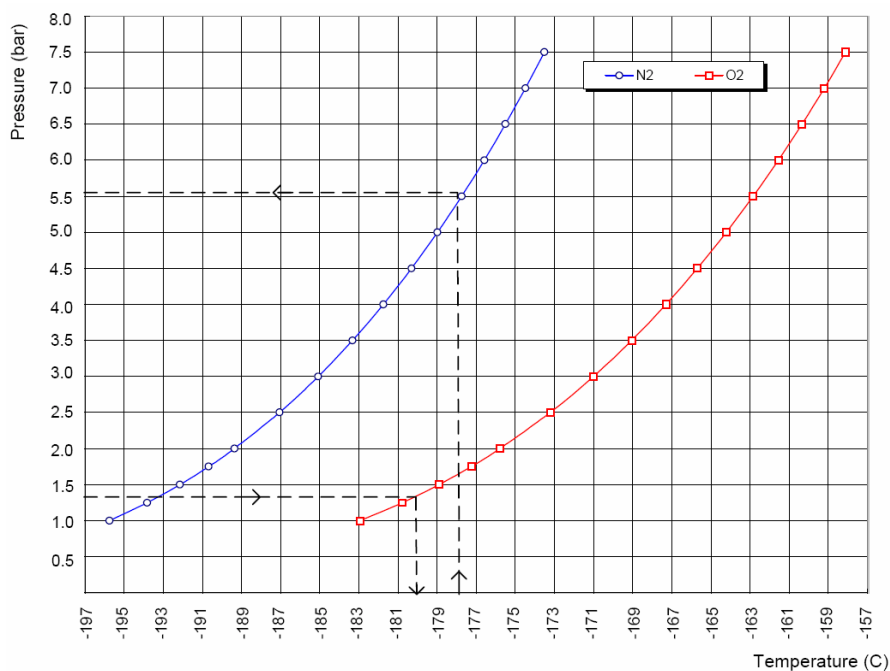
Η στήλη απόσταξης αποτελείται από δύο διακριτά δοχεία, το άνω και το κάτω. Στο άνω μέρος του κάτω δοχείου υπάρχει ο συμπυκνωτής. Το δοχείο αυτό ονομάζεται δοχείο υψηλής πίεσης και ο αέρας εισέρχεται από το κάτω μέρος αυτού. Η πίεση που επικρατεί είναι περί τα 5.5 bar [26].

Στο άνω μέρος της στήλης βρίσκεται το δοχείο χαμηλής πίεσης και περιλαμβάνει τον εξατμιστή. Η πίεση σε αυτό το μέρος είναι περίπου 1.35 bar [26]. Ο συμπυκνωτής του δοχείου υψηλής πίεσης λειτουργεί ως εξατμιστής στο δοχείο χαμηλής πίεσης καθώς το άζωτο που είναι θερμότερο συμπυκνώνεται ενώ το οξυγόνο εξατμίζεται.

Όπως αναφέρθηκε ο υγροποιημένος αέρας εισέρχεται στο κάτω μέρος του δοχείου υψηλής πίεσης σε θερμοκρασία ελαφρώς υψηλότερη από τη θερμοκρασία υγροποίησης του αέρα. Καθώς το άζωτο εξατμίζεται σε θερμοκρασία χαμηλότερη του οξυγόνου, καθαρό άζωτο κατευθύνεται στο άνω μέρος του δοχείου υψηλής πίεσης. Εκεί συμπυκνώνεται και τροφοδοτείται στο άνω μέρος του δοχείου χαμηλής πίεσης.

Στο κάτω μέρος του δοχείου υψηλής πίεσης, σχηματίζεται οξυγόνο σε υγρή μορφή, καθαρότητας 35-40 % κ.ο., το οποίο τροφοδοτείται σε σημείο περί το μέσο του δοχείου των 1.35 bar. Το άζωτο που ανακυκλοφορεί έχει ως στόχο να ψύχει τα αέρια που συγκεντρώνονται στο άνω μέρος της στήλης. Τελικά, καθαρό άζωτο σε αέρια μορφή συγκεντρώνεται στο άνω μέρος του δοχείου Χ.Π. ενώ στο κάτω μέρος αυτού συγκεντρώνεται το O₂ σε υγρή μορφή. Το υγρό αυτό εξατμίζεται λόγω του θερμότερου αζώτου στο άνω μέρος του δοχείου Υ.Π. και απομακρύνεται σε αέρια μορφή από το επίπεδο λίγο πάνω από τη στάθμη του υγρού [16].

Συνοψίζοντας, το υγρό οξυγόνο εξατμίζεται καθώς το αέριο άζωτο συμπυκνώνεται. Αυτό δεν είναι δυνατό να γίνει σε ατμοσφαιρική πίεση καθώς το υγρό άζωτο έχει χαμηλότερη θερμοκρασία από το υγρό οξυγόνο (-196 °C και -183 °C αντίστοιχα). Όπως φαίνεται και στο διάγραμμα που ακολουθεί, καθώς αυξάνει η πίεση του αζώτου αυξάνει και η θερμοκρασία συμπύκνωσης.



Σχήμα 3.2: Διάγραμμα πίεσης- θερμοκρασίας Αζώτου και Οξυγόνου

Οι καμπύλες αυτές δείχνουν το σημείο εξάτμισης του O_2 και του N_2 . Σε πίεση 1.35 bar το σημείο αυτό είναι για το O_2 οι $-180^\circ C$ ενώ σε πίεση 5.5. bar για το άζωτο είναι $-178^\circ C$. Συνεπώς, οι 2 βαθμοί διαφορά στη θερμοκρασία των ρευστών, εξυπηρετούν αφ' ενός μεν στη συμπύκνωση του αζώτου στο δοχείο υψηλής πίεσης και αφ' ετέρου στην εξάτμιση του οξυγόνου στο δοχείο χαμηλής πίεσης.

Η κατανάλωση ενέργειας της μονάδας διαχωρισμού του αέρα εξαρτάται από την πίεση που πρέπει να υπάρχει στο δοχείο υψηλής πίεσης και τις απώλειες της διεργασίας. Όπως προαναφέρθηκε, για παραγωγή οξυγόνου με καθαρότητα 95 % κ.ο. απαιτείται αρκετά λιγότερη ενέργεια σε σχέση με αυτή που καταναλώνεται για οξυγόνο καθαρότητας 99.7 % κ.ο. καθώς είναι αναγκαίο να απομακρυνθεί και το Ar του αέρα [23].

Η καθαρότητα του O_2 ρυθμίζεται από την παροχή του οξυγόνου που εξατμίζεται η οποία με τη σειρά της εξαρτάται από την ποσότητα του αζώτου που συμπυκνώνεται στο άνω μέρος του δοχείου υψηλής πίεσης. Για να επιτευχθεί παραγωγή οξυγόνου υψηλής καθαρότητας, είναι απαραίτητο ο ρυθμός εξάτμισης του O_2 να είναι μεγάλος αρκετά καθώς αυτό εκτοπίζει το άζωτο στο άνω μέρος του δοχείου χαμηλής πίεσης. Αυτό σημαίνει ότι η πίεση και συνεπώς η θερμοκρασία συμπύκνωσης του αζώτου στο δοχείο υψηλής πίεσης πρέπει να είναι αυξημένη με αποτέλεσμα την αύξηση της κατανάλωσης ενέργειας από τους συμπιεστές [21].

Για την προσομοίωση της μονάδας γίνεται η παραδοχή ότι η καθαρότητα του O_2 που παράγεται από τη μονάδα διαχωρισμού του αέρα είναι 95 % κ.ο. καθώς περιέχεται σε αυτό και Ar 5 % κ.ο. Μέρος της παροχής αυτής αναμειγνύεται με την ανακυκλοφορία θερμού καυσαερίου ενώ το υπόλοιπο τροφοδοτείται απευθείας στους καυστήρες.

3.2.6 Συμπύεση CO₂ και απομάκρυνση των μη-συμπυκνούμενων αερίων

Η επεξεργασία του καυσαερίου περιλαμβάνει τη συμπύκνωση των υδρατμών και την απομάκρυνση των αερίων που δεν συμπυκνώνονται. Μετά το στάδιο της συμπύκνωσης των υδρατμών, καυσαέριο εισέρχεται στη μονάδα απομάκρυνσης των μη συμπυκνούμενων αερίων και τη μονάδα συμπίεσης του CO₂.

Τα καυσαέρια μετά από την καύση με καθαρό οξυγόνο περιέχουν έκτος από το CO₂ και άλλα αέρια όπως την περίσσεια του O₂, N₂ και Ar, όπως επίσης και SO_x και NO_x που παράγονται κατά την καύση. Το τελικό προϊόν που είναι CO₂ καθαρότητας 95 % κ.ο. έχει υποστεί ψύξη, συμπύκνωση των υδρατμών και συμπίεση μέχρι την πίεση των 110 bar. Σε ότι αφορά τη διαδικασία της συμπίεσης και της απομάκρυνσης των μη-συμπυκνούμενων αερίων υπάρχουν οι εξής δύο τεχνικές επιλογές:

- Διαχωρισμός σε θερμοκρασία περιβάλλοντος. Η απομάκρυνση σε ένα στάδιο με μερική εκτόνωση του υγροποιημένου ρεύματος CO₂ και δοχείο διαχωρισμού σε υψηλή πίεση και ατμοσφαιρική θερμοκρασία
- Κρυογονικός διαχωρισμός. Η απομάκρυνση σε ένα ή δύο στάδια με μερική εκτόνωση και δοχεία διαχωρισμού σε χαμηλότερες πιέσεις αλλά και χαμηλότερη της ατμοσφαιρικής θερμοκρασίας, με μετέπειτα συμπίεση του καθαρού CO₂. Με αυτήν την τεχνική επιλογή, είναι δυνατό να επιτευχθεί καθαρότητα του CO₂ 95% κ.ο. [27] [28]
- Απόσταξη. Με τη χρήση στήλης απόσταξης η καθαρότητα του ρεύματος CO₂ που επιτυγχάνεται είναι μεγαλύτερη από 99% κ.ο [27].

Η περίπτωση του κρυογονικού διαχωρισμού χαρακτηρίζεται πιο αποτελεσματική και λιγότερο ενεργοβόρα [23].

Πρέπει να τονισθεί ότι όσο αυξάνει η συγκέντρωση των αερίων που δεν συμπυκνώνονται (όπως Ar, N₂, O₂) στο τελικό προϊόν που είναι πλούσιο σε CO₂, τόσο αυξάνονται και οι απαιτήσεις της διεργασίας καθαρισμού και συμπίεσης του CO₂ σε ενέργεια. Το σύστημα επεξεργασίας του τελικού προϊόντος, περιλαμβάνει:

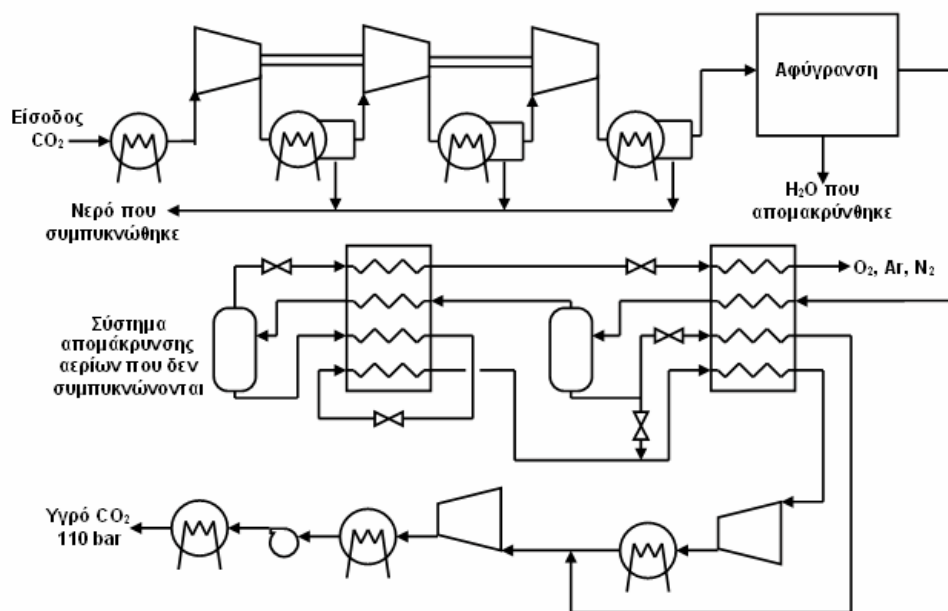
- Σύστημα συμπίεσης
- Σύστημα αφύγρανσης
- Σύστημα απομάκρυνσης των αερίων που δεν συμπυκνώνονται

Το πλούσιο σε CO₂ αέριο ψύχεται έως τους 21.2 °C στο σύστημα συμπύκνωσης του H₂O, ερχόμενο σε επαφή με ψυκτικό νερό. Στη συνέχεια, το αέριο που βρίσκεται σε ατμοσφαιρική πίεση, πρέπει να συμπιεστεί στα 31 bar ώστε να υποστεί περαιτέρω διεργασίες απομάκρυνσης της υγρασίας. Η συμπίεση στα 31 bar πραγματοποιείται σε 3 στάδια με ενδιάμεση ψύξη στους 21.2 °C. Το υλικό των επιφανειών συναλλαγής θερμότητας πρέπει να είναι τέτοιο ώστε να αντέχει στη διάβρωση από το σχηματισμό θεικού και νιτρικού οξέος, καθώς το πλούσιο σε CO₂ ρεύμα περιέχει SO₂, SO₃, NO, NO₂ και υδρατμούς .

Η απομάκρυνση της υγρασίας είναι απαραίτητη γιατί κατά τη διαδικασία της σταδιακής συμπίεσης και ενδιάμεσης ψύξης, επικρατούν συνθήκες χαμηλότερες του σημείου πήξης του νερού και συνεπώς υπάρχει ο κίνδυνος δημιουργίας συσσωματώσεων στο σύστημα ψύξης και μεταφοράς.

Επίσης, κρίνεται απαραίτητη για την μείωση του κίνδυνου διάβρωσης των σωλήνων κατά τη μεταφορά. Η συγκέντρωση του H₂O στο ρεύμα του CO₂ δεν πρέπει τελικά να ξεπερνά τα 60 ppm. Γι' αυτό το λόγο είναι απαραίτητη η χρήση στήλης απορρόφησης της υγρασίας με τριεθυλενική γλυκόλη (Tri Ethylene Glycol OH((CH₂CH₂)O)₃H). Το καυσαέριο εισέρχεται στο κάτω μέρος της στήλης απορρόφησης και έρχεται σε επαφή με το διάλυμα τριεθυλενικής γλυκόλης (Tri Ethylene Glycol) κατ' αντιστροφή. Μετά την απομάκρυνση της υγρασίας το διάλυμα εισέρχεται στη στήλη αναγέννησης όπου με την κατανάλωση μικρού ποσού θερμότητας αποβάλλονται οι υδρατμοί στο περιβάλλον [5].

Στο Σχήμα που ακολουθεί, φαίνεται η διεργασία καθαρισμού και συμπίεσης του CO₂ κατά την οποία υπάρχει η δυνατότητα απομάκρυνσης των αερίων που δεν συμπυκνώνονται καθώς και αφύγρανσης σε σημείο που η καθαρότητα του τελικού προϊόντος να είναι >95 % κ.ο. Σε ότι αφορά το ποσοστό απομάκρυνσης του CO₂ αυτό είναι >90 %. Το CO₂ συμπιέζεται μέχρι τα 110 bar για μεταφορά και απόθεση [29].



Σχήμα 3.3: Σύστημα επεξεργασίας CO₂

Η απομάκρυνση των μη-συμπυκνούμενων αερίων γίνεται σε δύο στάδια και σε θερμοκρασία χαμηλότερης της ατμοσφαιρικής (-18 °C και -36 °C αντίστοιχα). Η ψύξη για τη λειτουργία της μονάδας απομάκρυνσης των μη-συμπυκνούμενων αερίων πραγματοποιείται λόγω του στραγγαλισμού των αερίων πριν αυτά εξέλθουν στην ατμόσφαιρα καθώς και λόγω εξαέρωσης του υγροποιημένου CO₂ σε δύο στάδια πίεσης (27 bar και 17 bar). Το ρεύμα CO₂ που εξέρχεται από το στάδιο απομάκρυνσης των μη- συμπυκνούμενων αερίων σε θερμοκρασία -36 °C, συμπιέζεται μέχρι την πίεση των 27 bar με τη χρήση αξονικού συμπιεστή και αναμειγνύεται με το ρεύμα που εξέρχεται από το στάδιο της υψηλότερης πίεσης (27 bar). Στη συνέχεια, το συνολικό προϊόν συμπιέζεται μέχρι την κρίσιμη πίεση του CO₂ και τέλος μέχρι τα 110 bar ώστε να είναι έτοιμο για μεταφορά και απόθεση. Με αυτήν την διαδικασία είναι δυνατό να επιτευχθεί καθαρότητα του τελικού προϊόντος μεγαλύτερη από 95 % κ.ο. ακόμα και όταν η συγκέντρωση μη-συμπυκνούμενων

αερίων στην είσοδο της μονάδας επεξεργασίας του CO₂ είναι της τάξης του 23 % κ.ο. [27]. Το ποσοστό δέσμευσης του CO₂ που εκλύεται από την καύση του λιγνίτη είναι περίπου 90 % [29].

Αναλυτικότερα, το καυσαέριο, μετά το στάδιο της αφύγρανσης, ψύχεται μέχρι τους -18 °C από το υγροποιημένο CO₂ το οποίο εξατμίζεται και υπερθερμαίνεται καθώς και από το ρεύμα των αερίων που αποβάλλονται στην ατμόσφαιρα. Το ψυχρό ρεύμα εισέρχεται σε ένα δοχείο διαχωρισμού υγρού/ αερίου. Ένα αρκετά μεγάλο μέρος του αερίου μείγματος που απομακρύνεται είναι CO₂ και γι' αυτό το λόγο ψύχεται έως τους -36 °C, συμπυκνώνεται και εισέρχεται σε ένα δεύτερο δοχείο διαχωρισμού υγρού/ αερίου. Το ρεύμα με τα μη- συμπυκνούμενα αέρια στραγγαλίζεται ισενθαλπικά σε δύο φάσεις πριν την είσοδό του στους εναλλάκτες για την ψύξη του καυσαερίου. Τελικά αποβάλλεται στην ατμόσφαιρα περίπου σε θερμοκρασία περιβάλλοντος.

Το υγροποιημένο CO₂ που εξέρχεται από το 1^ο δοχείο διαχωρισμού υγρού/ αερίου στους -18 °C, χωρίζεται σε δύο ρεύματα. Η πίεση του 1^{ου} ρεύματος μειώνεται από τα 31 bar στα 27 bar ενώ του 2^{ου} στα 17 bar. Και τα δύο ρεύματα εισέρχονται στον 1^ο εναλλάκτη θερμότητας ώστε το καυσαέριο να ψυχθεί στους -18 °C και εξέρχονται από αυτόν στους 14 °C σε αέρια φάση.

Η εξαέρωση του ρεύματος CO₂ από το 2^ο δοχείο διαχωρισμού υγρού/ αερίου πραγματοποιείται σε πίεση 31 bar στον εναλλάκτη ψύξης του καυσαερίου στους -36 °C. Στη συνέχεια η πίεση του αερίου μειώνεται ισενθαλπικά στα 17 bar, διέρχεται για 2^η φορά από τον εναλλάκτη και έπειτα αναμειγνύεται με το ρεύμα CO₂ πίεσης 17 bar από την έξοδο του 1^{ου} δοχείου διαχωρισμού υγρού/ αερίου. Τελικά αφού διέλθει από τον εναλλάκτη ψύξης του καυσαερίου των -18 °C, φτάνει μέχρι τη θερμοκρασία των 14 °C. Η ανάμειξη με το ρεύμα CO₂ των 27 bar γίνεται μετά τη συμπίεσή του και την ψύξη με ψυκτικό νερό στους 21.2 °C.

Η θερμοκρασία του νερού ψύξης στην έξοδο του υγρού πύργου ψύξης είναι 18.2 °C. Η θερμοκρασία αυτή είναι σημαντική καθώς καθορίζει τη θερμοκρασία του προϊόντος μετά την ψύξη μεταξύ των σταδίων της συμπίεσης και κατ' επέκταση το έργο της συμπίεσης. Για την προσομοίωση της μονάδας έχει θεωρηθεί ότι το ρεύμα του CO₂ ψύχεται μέχρι τη θερμοκρασία των 21.2 °C. Επιπλέον η θερμοκρασία του ψυκτικού νερού καθορίζει και το επίπεδο της πίεσης συμπύκνωσης του CO₂. Το κρίσιμο σημείο του CO₂ είναι 73.8 bar στους 31.1 °C. Στο τελευταίο στάδιο συμπίεσης το CO₂ συμπιέζεται έως τα 75 bar, δηλαδή σε πίεση λίγο μεγαλύτερη της κρίσιμης και υγροποιείται με την ψύξη του στους 21.2 °C.

Συνοπτικά τα στάδια της συμπίεσης του CO₂ είναι τα ακόλουθα:

- 1^ο στάδιο: 1.02 bar- 3.2 bar
- 2^ο στάδιο: 3.2 bar- 10.4 bar
- 3^ο στάδιο: 10.4 bar- 31 bar
- Συμπίεση του CO₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπυκνούμενων αερίων: 17 bar- 27 bar
- 4^ο στάδιο: 27 bar- 75 bar
- 5^ο στάδιο: 75 bar- 110 bar

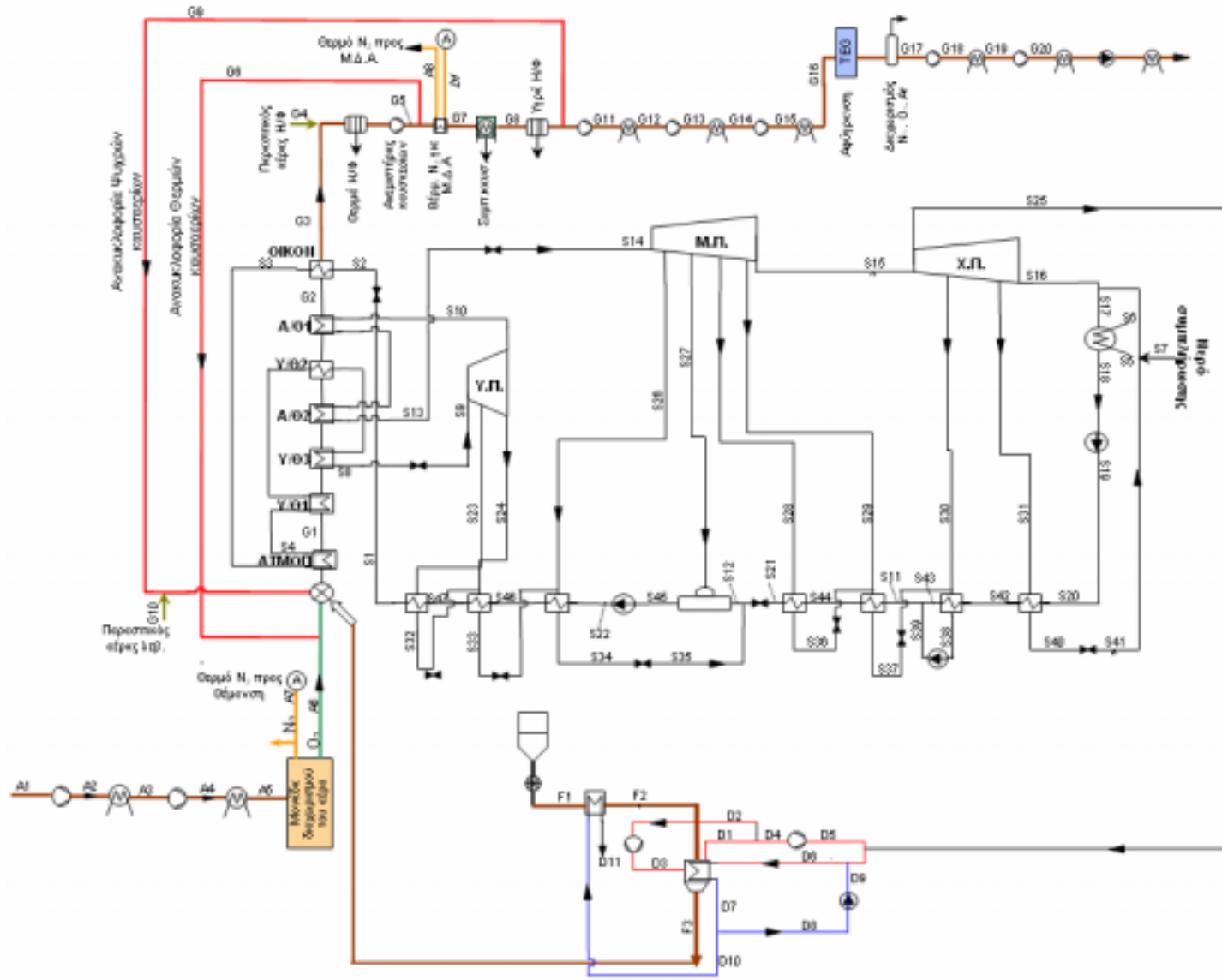
3.3 Προσομοίωση μονάδας με δέσμευση CO₂

Το σχήμα 3.4 που ακολουθεί απεικονίζει το αναλυτικό διάγραμμα ροής των κύκλων αέρα/ καυσαερίου, νερού/ ατμού καθώς και της μονάδας προξήρανσης του λιγνίτη, ενώ στον πίνακα 3.1 φαίνονται τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά στα διάφορα σημεία του κυκλώματος της μονάδας αναφοράς.

		T (°C)	P (bar)	M (kg/s)	H (kJ/kg)
F1	Φυσικός λιγνίτης στην είσοδο του συστήματος προξήρανσης	15.00	1.02	97.32	-1.25
F2	Προθερμασμένος φυσικός λιγνίτης	70.00	1.02	97.32	122.31
F3	Λιγνίτης στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	69.90	134.32
D1	Ατμός στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	132.47	2687.69
D2	Ατμός για ρευστοποίηση της κλίνης	106.00	1.02	105.05	2687.69
D3	Ατμός ρευστοποίησης μετά τον συμπιεστή	126.79	1.23	105.05	2732.49
D4	Ατμός πριν τον συμπιεστή υδρατμών	106.00	1.02	27.42	2687.69
D5	Ατμός μετά τον συμπιεστή υδρατμών	246.51	3.20	27.42	2994.85
D6	Ατμός μετά τον ψεκασμό νερού	140.00	3.20	30.19	2737.15
D7	Συμπύκνωμα στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	127.50	3.00	30.19	535.21
D8	Νερό ψεκασμού	127.50	3.00	2.77	535.21
D9	Νερό ψεκασμού μετά την αντλία	127.50	3.20	2.77	535.24
D10	Συμπύκνωμα για προθέρμανση φυσικού λιγνίτη	127.50	3.00	27.42	535.21
D11	Νερό στην έξοδο του προθερμαντή καυσίμου	104.70	3.00	27.42	438.52
A1	Είσοδος αέρα στη Μ.Δ.Α	15.00	1.01	280.37	-0.56
A2	1ο στάδιο συμπίεσης του αέρα	107.45	2.37	280.37	93.08
A3	Ψύξη του αέρα μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	21.20	2.37	280.37	5.71
A4	2ο στάδιο συμπίεσης του αέρα	115.58	5.52	280.37	101.35
A5	Ψύξη του αέρα μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	21.20	5.52	280.37	-2.80
A6	Οξυγόνο στην έξοδο της Μ.Δ.Α	20.00	1.01	68.74	-0.50
A7	Άζωτο από την έξοδο της Μ.Δ.Α. για την αναγέννηση ζεόλιθου	20.00	1.02	54.19	4.63
A8	Θερμό άζωτο για την αναγέννηση ζεόλιθου	150.00	1.02	54.19	140.06
G1	Καυσαέρια στην έξοδο του θαλάμου καύσης	1000.00	1.00	419.59	1280.76
G2	Καυσαέρια πριν τον οικονομητήρα	476.10	0.98	419.59	545.16
G3	Καυσαέρια μετά τον οικονομητήρα	330.58	0.98	419.59	359.98
G4	Παρασιτικός αέρας στα Η/Φ	15.00	1.01	6.30	-0.56
G5	Καυσαέρια μετά τον ανεμιστήρα	336.18	1.05	425.89	366.36
G6	Ανακυκλοφορία θερμών καυσαερίων	336.18	1.05	289.60	366.36
G7	Καυσαέρια πριν τον συμπυκνωτή	291.81	1.05	136.29	311.99
G8	Καυσαέρια πριν από τα υγρά Η/Φ	21.20	1.02	95.85	4.73
G9	Ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων	21.20	1.04	14.00	4.73
G10	Παρασιτικός αέρας λέβητα	15.00	1.01	4.20	-0.56
G11	1ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	123.47	3.20	95.85	94.97
G12	Ψύξη CO ₂ μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	21.20	3.20	95.85	4.73
G13	2ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	126.97	10.40	95.85	98.21
G14	Ψύξη CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	21.20	10.40	95.85	4.73
G15	3ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	118.41	31.00	95.85	90.33
G16	Ψύξη CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	21.20	31.00	95.85	4.73
G17	CO ₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπτυκνούμενων αερίων	14.00	17.00	75.63	-1.29
G18	Συμπίεση μετά την απομάκρυνση των μη- συμπτυκνούμενων αερίων	50.88	27.00	75.63	29.89
G19	Ψύξη CO ₂	21.20	27.00	75.63	4.69
G20	Τελικό στάδιο συμπίεσης CO ₂	107.03	75.00	75.63	79.78
S1	Τροφοδοτικό νερό μετά Π/Θ Υ.Π. 8	294.16	315.00	281.73	1297.54
S2	Τροφοδοτικό νερό στην είσοδο του οικονομητήρα	294.16	315.00	281.73	1297.54
S3	Νερό μετά τον οικονομητήρα	345.00	315.00	281.73	1573.34
S4	Ατμός στην έξοδο του ατμοπαραγωγού	463.51	301.25	281.73	2900.00

S5	Ψυκτικό νερό στην είσοδο του συμπυκνωτή	18.20	1.01	8203.94	76.05
S6	Ψυκτικό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	29.33	3.00	8203.94	122.81
S7	Νερό συμπλήρωσης	15.56	1.03	0.00	64.99
S8	Υ/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	602.30	287.49	281.73	3462.69
S9	Υ/Θ ατμός στην είσοδο του στροβίλου Υ.Π.	600.04	280.00	281.73	3462.69
S10	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Υ.Π.	364.70	63.80	236.18	3074.53
S11	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 3	93.89	16.90	212.96	394.07
S12	Νερό στην είσοδο του απαεριοτή	162.79	13.90	268.47	687.64
S13	Α/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	622.60	61.30	236.18	3710.18
S14	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Μ.Π.	622.19	60.00	236.18	3710.18
S16	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Χ.Π.	32.15	0.05	173.11	2336.96
S16	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π.	280.89	5.53	206.79	3022.75
S17	Ατμός στην είσοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	180.96	2243.29
S18	Νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	180.96	134.23
S19	Νερό μετά την αντλία συμπυκνωμάτων	32.65	28.00	180.96	138.92
S20	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	180.96	138.92
S21	Νερό στην έξοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	151.17	13.90	212.96	637.37
S22	Νερό μετά την τροφοδοτική αντλία	196.24	322.00	281.73	849.55
S23	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 8	403.99	84.80	13.69	3139.44
S24	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 7	365.29	64.50	31.86	3074.53
S25	Ατμός απομάστευσης για προζήρανση καυσίμου	280.89	5.53	0.00	3022.75
S26	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 6	486.10	26.00	9.96	3429.46
S27	Ατμός απομάστευσης για απαεριοτή	380.91	12.50	13.26	3218.46
S28	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 4	280.99	5.60	6.17	3022.75
S29	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 3	235.48	3.60	14.34	2935.35
S30	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 2	131.93	1.15	11.49	2738.64
S31	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 1	62.14	0.22	7.86	2513.15
S32	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 8	285.40	84.80	13.69	1262.90
S33	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 7	231.09	64.50	45.55	995.46
S34	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6	206.24	26.00	55.51	880.51
S35	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6 στην είσοδο του απαεριοτή	206.24	26.00	55.51	880.51
S36	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 4	144.87	5.60	6.17	609.72
S37	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 3	103.89	3.60	20.51	435.19
S38	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2	67.14	1.15	32.00	280.61
S39	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2 μετά την αντλία	67.28	16.90	32.00	282.50
S40	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1	42.82	0.22	7.86	178.90
S41	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1 στην είσοδο του κύριου συμπυκνωτή	42.82	0.22	7.86	178.90
S42	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 1	57.14	18.40	180.96	240.24
S43	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 2	98.58	16.90	180.96	413.79
S44	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 3	134.87	15.40	212.96	567.50
S45	Νερό μετά τον απαεριοτή	189.84	12.50	281.73	806.74
S46	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 6	221.09	319.67	281.73	958.25
S47	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 7	275.40	317.33	281.73	1206.36

Πίνακας 3.1: Ισοζύγιο ενέργειας μη βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂



Σχήμα 3.4: Διάγραμμα ροής μη- βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

Όπως προαναφέρθηκε, η πίεση λειτουργίας της στήλης απόσταξης της Μ.Δ.Α. καθορίζει και την καθαρότητα του O₂ που λαμβάνεται τελικά. Για καθαρότητα 95 % κ.ο. η απαιτούμενη πίεση είναι 5.52 bar. Έτσι λοιπόν, ο αέρας πριν εισέλθει στη Μ.Δ.Α. συμπιέζεται σε δύο στάδια με ενδιάμεση ψύξη για μείωση της κατανάλωσης ενέργειας των συμπιεστών. Τα στάδια αυτά επιλέγονται έτσι ώστε η κατανάλωση ισχύος σε κάθε ένα από αυτά να είναι περίπου η ίδια. Ο ισεντροπικός βαθμός απόδοσης των συμπιεστών του αέρα είναι 85 %.

- 1^ο στάδιο: 1.013- 2.365 bar
- 2^ο στάδιο: 2.365- 5.52 bar

Λαμβάνοντας υπόψη ότι το ψυκτικό νερό στην έξοδο του Πύργου Ψύξης έχει θερμοκρασία 18.2 °C, η ενδιάμεση ψύξη στα διάφορα στάδια της συμπίεσης του αέρα πριν αυτός εισέλθει στη Μ.Δ.Α. αλλά και του CO₂ μέχρι την υγροποίησή του, θεωρείται ότι γίνεται μέχρι τους 21.2 °C, ώστε η θερμοκρασιακή διάφορα του θερμού ρεύματος στην είσοδο του εναλλάκτη με την έξοδο του ψυχρού ρεύματος από τον εναλλάκτη να είναι 3 °C ($\Delta T = T_{\text{θερμ.εξ.}} - T_{\text{ψυχρ.εισ.}}$). Η θερμοκρασία του ψυκτικού νερού στην έξοδο του εναλλάκτη πρέπει να είναι στα επίπεδα της θερμοκρασίας του ψυκτικού νερού στην έξοδο του κύριου συμπυκνωτή του ατμοστροβίλου.

Η απαιτούμενη παροχή ψυκτικού νερού για την ενδιάμεση ψύξη του αέρα κατά τη συμπίεση είναι 520 kg/ s και 620 kg/ s ενώ το ψυκτικό φορτίο είναι 24.3 MJ/s και 28.9 MJ/s για το 1^ο και το 2^ο στάδιο αντίστοιχα.

Απαιτούμενο O ₂ καθαρότητας 95 % (5 % Ar)	kg/ s	68.74
M.B. οξειδωτικού μίγματος	kg/ kmol	32.40
Παροχή οξειδωτικού μίγματος	kmol/s	2.12
Παροχή καθαρού O ₂	kmol/s	2.02
Περιεκτικότητα αέρα σε O ₂ (στις προδιαγεγραμμένες συνθήκες)	κ.ο.	0.21
Απαιτούμενη παροχή αέρα στην είσοδο της Μ.Δ.Α.	kmol/s	9.72
M.B. αέρα (στις προδιαγεγραμμένες συνθήκες)	kg/ kmol	28.85
Απαιτούμενη παροχή αέρα στην είσοδο της Μ.Δ.Α.	kg/ s	280.37

Πίνακας 3.2: Απαιτούμενα χαρακτηριστικά Μ.Δ.Α.

Για την αναγέννηση του συστήματος προσρόφησης ζεόλιθου της Μ.Δ.Α. απαιτούνται 54.19 kg/ s αζώτου. Η θερμότητα που απαιτείται προσδίδεται από τα θερμά καυσαέρια, πριν αυτά εισέλθουν στο συμπυκνωτή για την απομάκρυνση της υγρασίας.

Η συμπύκνωση των καυσαερίων πραγματοποιείται με ψυκτικό νερό από τον Πύργο Ψύξης. Το μεγαλύτερο μέρος των υδρατμών απομακρύνεται ενώ η θερμοκρασία των καυσαερίων μειώνεται στους 21.2 °C. Στη συνέχεια, 14 kg/s ξηρού καυσαερίου εξέρχονται και κατευθύνονται μαζί με το καύσιμο στους καυστήρες (ψυχρή ανακυκλοφορία καυσαερίων). Τελικά, 95.85 kg/s εισέρχονται στο 1^ο στάδιο συμπίεσης του CO₂. Η καθαρότητα του ρεύματος CO₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπυκνούμενων αερίων είναι 95 % κ.ο. ενώ το ποσοστό του διοξειδίου του άνθρακα που δεσμεύεται είναι 90 % καθώς το 10 % αυτού απελευθερώνεται στην ατμόσφαιρα. Σε ότι αφορά το SO₂ που παράγεται από την καύση του λιγνίτη, αυτό βρίσκεται εξ' ολοκλήρου συμπυκνωμένο μαζί

με το διοξείδιο του άνθρακα στο τελικό προϊόν. Η παροχή του ρεύματος CO₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπακνόμενων αερίων είναι 75.63 kg/s.

	Παροχή ψυκτικού νερού (kg/s)	Ψυκτικό φορτίο (MJ/s)
Συμπυκνωτής καυσαερίων	2201.5	102.7
Ενδιάμεση ψύξη- 1ο στάδιο συμπίεσης	183.6	8.6
Ενδιάμεση ψύξη- 2ο στάδιο συμπίεσης	190.2	8.9
Ενδιάμεση ψύξη- 3ο στάδιο συμπίεσης	174.4	8.1
Ενδιάμεση ψύξη- συμπίεση του CO ₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπακνόμενων αερίων	40.5	1.9
Ενδιάμεση ψύξη- 4ο στάδιο συμπίεσης	401	18.9
Ενδιάμεση ψύξη- 5ο στάδιο συμπίεσης	36.5	1.7

Πίνακας 3.3: Απαιτούμενη ψυκτική ισχύς για τη συμπύκνωση των καυσαερίων και την ενδιάμεση ψύξη του αέρα και του CO₂

Τα αποτελέσματα της προσομοίωσης της μονάδας με δέσμευση CO₂ φαίνονται αναλυτικά στον πίνακα που ακολουθεί.

Μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς	MW _e	379.76
Θερμική ισχύς καυσίμου- Κ.Θ.Ι	MJ/ s	774.86
Μικτός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	49.01
Κατανάλωση τροφοδοτικής αντλίας	MW _e	12.06
Κατανάλωση ανεμιστήρα καυσαερίων	MW _e	4.99
Κατανάλωση μονάδας προξήρανσης λιγνίτη		
<i>Συμπιεστής ατμού ρευστοποίησης της κλίνης</i>	MW _e	4.71
<i>Συμπιεστής υδρατμών</i>	MW _e	8.42
Σύνολο	MW _e	13.13
Κατανάλωση μύλων λιγνίτη	MW _e	6.59
Κατανάλωση ηλεκτροστατικών φίλτρων	MW _e	0.5
Κατανάλωση συστήματος μεταφοράς ιπτάμενης τέφρας	MW _e	0.75
Σύστημα τροφοδοσίας λιγνίτη	MW _e	0.6
Κατανάλωση Μονάδας Διαχωρισμού του αέρα		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	26.26
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	26.82
Σύνολο	MW _e	53.08
Κατανάλωση για τη συμπίεση του CO ₂		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.65
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.96
<i>3ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.20
<i>Συμπιεστής μετά την απομάκρυνση των μη- συμπακνόμενων αερίων</i>	MW _e	2.36
<i>4ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	5.68
<i>5ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	0.55
Σύνολο	MW _e	35.07
Αντλίες συμπυκνωμάτων	MW _e	0.91
Αντλίες ανακυκλοφορίας νερού και ψυκτικού νερού	MW _e	2.90
Λοιπά	MW _e	1.2
Κατανάλωση καυσίμου	kg/s	97.32
Καθαρή ισχύς	MW_e	248.65
Καθαρός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	32.09

Πίνακας 3.4: Αποτελέσματα προσομοίωσης μη-βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

3.4 Βελτιστοποίηση επιδόσεων μονάδας με δέσμευση CO₂

Η προσομοίωση της μονάδας με δέσμευση CO₂ που παρουσιάστηκε στην προηγούμενη ενότητα δεν εξετάζει τις δυνατότητες εκμετάλλευσης της θερμότητας που παράγεται από τις διάφορες διεργασίες. Η θερμότητα αυτή αποβάλλεται κυρίως στο ψυκτικό νερό που προέρχεται από τον Πύργο Ψύξης της μονάδας. Ωστόσο, με την εκμετάλλευση της θερμότητας αυτής είναι δυνατό το «κόστος» σε καθαρή ισχύ και σε καθαρό βαθμό απόδοσης που συνεπάγεται η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂, να μειωθεί. Στόχος είναι τελικά η χαμηλής ποιότητας (χαμηλής θερμοκρασίας) ενέργεια που αποβάλλεται, να ενσωματωθεί στο κύκλωμα νερού/ ατμού καθώς και στις ροές των αερίων που εισέρχονται στο λέβητα.

Αναλυτικά, στον πίνακα που ακολουθεί παρουσιάζονται οι διεργασίες που δίνουν τη δυνατότητα εκμετάλλευσης θερμότητας. Επίσης φαίνεται η θερμοκρασία του θερμού ρεύματος πριν ψυχθεί έως τους 21.2 °C από το ψυκτικό νερό καθώς και η ψυκτική ισχύς του νερού.

	T _{εισ.} (°C)	Ψυκτική ισχύς (MJ/s)
Ενδιάμεση ψύξη- 1ο στάδιο συμπίεσης αέρα στη Μ.Δ.Α	107.5	24.3
Ενδιάμεση ψύξη- 2ο στάδιο συμπίεσης αέρα στη Μ.Δ.Α	115.6	28.9
Ψύξη και συμπίκνωση καυσαερίων	336.2	110.1
Ενδιάμεση ψύξη- 1ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	123.5	8.6
Ενδιάμεση ψύξη- 2ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	127.0	8.9
Ενδιάμεση ψύξη- 3ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	118.4	8.1
Ενδιάμεση ψύξη- 4ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	107.0	18.9

Πίνακας 3.5: Διαθέσιμη θερμότητα για εκμετάλλευση

Λαμβάνοντας υπόψη τη θερμοκρασία του θερμού ρεύματος οι δυνατότητες αύξησης των θερμοδυναμικών επιδόσεων της μονάδας συνοψίζονται στα 3 σενάρια που περιγράφονται στη συνέχεια. Η αξιολόγηση των επιλογών γίνεται με προσομοίωση της μονάδας και σύγκριση του μικτού βαθμού απόδοσης με αυτόν της μη- βελτιστοποιημένης μονάδας. Η θερμική ισχύς που προσδίδεται από το καύσιμο θεωρείται ότι είναι σε όλες τις περιπτώσεις η ίδια.

Η θερμοκρασιακή διαφορά των ρευμάτων για την προθέρμανση του οξυγόνου λαμβάνεται:

$$\Delta T = T_{\text{θερμ.εισ.}} - T_{\text{ψυχρ.εξ.}} = 15 \text{ } ^\circ\text{C}$$

ενώ για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού:

$$\Delta T = T_{\text{θερμ.εισ.}} - T_{\text{ψυχρ.εξ.}} = T_{\text{θερμ.εξ.}} - T_{\text{ψυχρ.εισ.}} = 10 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Σενάριο 1

- Από τη θερμότητα που αποβάλλεται για την ψύξη καυσαερίων
 - Προθέρμανση του οξυγόνου της Μ.Δ.Α.
 - Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 3 και 4
 - Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2
- Από τη συμπίεση του αέρα
 - Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2
- Από τη συμπίεση του διοξειδίου του άνθρακα
 - Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2

Τα θερμά καυσαέρια που απομακρύνονται από το λέβητα έχουν θερμοκρασία περίπου 335 °C. Συνεπώς, είναι δυνατό να χρησιμοποιηθούν για την προθέρμανση του O₂ μέχρι τη θερμοκρασία των 320 °C. Μετά την προθέρμανση του O₂ τα καυσαέρια εξέρχονται από τον εναλλάκτη στη θερμοκρασία των 216 °C. Αφού θερμάνουν το N₂ μέχρι τη θερμοκρασία των 150 °C, για την αναγέννηση του συστήματος προσρόφησης του ζεόλιθου της Μ.Δ.Α., χρησιμοποιούνται για την προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 3 και 4.

Δεδομένου ότι η θερμοκρασία των καυσαερίων μετά τη θέρμανση του N₂ είναι 169 °C, είναι δυνατό 36.4 kg/s τροφοδοτικού νερού να προθερμανθούν από τους 105.8 μέχρι τους 159 °C. Στη συνέχεια, τα καυσαέρια που έχουν θερμοκρασία 114.6 °C προθερμαίνουν 9.65 kg/s τροφοδοτικού νερού από τους 32.8 μέχρι τους 110.6 °C, υποκαθιστώντας τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2.

Με τη χρησιμοποίηση της θερμότητας του αέρα μετά τα δύο στάδια συμπίεσης προθερμαίνονται 134.5 kg/s τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2, ενώ με την εκμετάλλευση της θερμότητας του CO₂ μετά από τα τρία πρώτα στάδια συμπίεσης προθερμαίνονται 60.5 kg/s νερού. Τελικά επιτυγχάνεται η πλήρης υποκατάσταση των Π/Θ Χ.Π. 1 και 2.

Σενάριο 2

- Από τη θερμότητα που αποβάλλεται για την ψύξη καυσαερίων
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Υ.Π. 6, 7 και 8
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Χ.Π. 3
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2
- Από τη συμπίεση του αέρα
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2
- Από τη συμπίεση του διοξειδίου του άνθρακα
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2

Τα θερμά καυσαέρια προθερμαίνουν αρχικά 47 kg/s τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Υ.Π. 6,7 και 8 και εξέρχονται από τον εναλλάκτη στους 206 °C. Αφού θερμάνουν το N₂ για την αναγέννηση του συστήματος προσρόφησης του ζεόλιθου, χρησιμοποιούνται για την προθέρμανση 36.8 kg/s και 10.5 kg/s τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Χ.Π. 3 και τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2 αντίστοιχα. Τέλος, από τη συμπίεση του αέρα της Μ.Δ.Α. και τη συμπίεση του CO₂ προθερμαίνονται 135.4 kg/s και 60.5 kg/s αντίστοιχα.

Σενάριο 3

- Από τη θερμότητα που αποβάλλεται για την ψύξη καυσαερίων
 - ο Προθέρμανση του οξυγόνου της Μ.Δ.Α. μέχρι τη θερμοκρασία των 320 °C
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Υ.Π. 6
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1, 2 και 3
- Από τη συμπίεση του αέρα
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2

- Από τη συμπίεση του διοξειδίου του άνθρακα
 - ο Προθέρμανση του οξυγόνου της Μ.Δ.Α. μέχρι τη θερμοκρασία των 110 °C περίπου
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2

Το O₂ αρχικά προθερμαίνεται μέχρι τους 108.5 °C από το CO₂ μετά το 1^ο στάδιο συμπίεσης. Τελικά η θερμοκρασία του οξυγόνου πριν αυτό εισέλθει στο λέβητα, φτάνει τους 320 °C, με χρήση θερμότητας από τα θερμά καυσαέρια. Στη συνέχεια, τα θερμά καυσαέρια ψύχονται μέχρι τους 206 °C προθερμαίνοντας 36 kg/s τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Υ.Π. 6. Ακολουθεί η θέρμανση του αζώτου προς τη Μ.Δ.Α. Η θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του συμπυκνωτή των καυσαερίων πέφτει στους 79.4 °C, δηλαδή 5 °C υψηλότερα από το σημείο δρόσου (74.4 °C), θερμαίνοντας 24.4 kg/s νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1, 2 και 3.

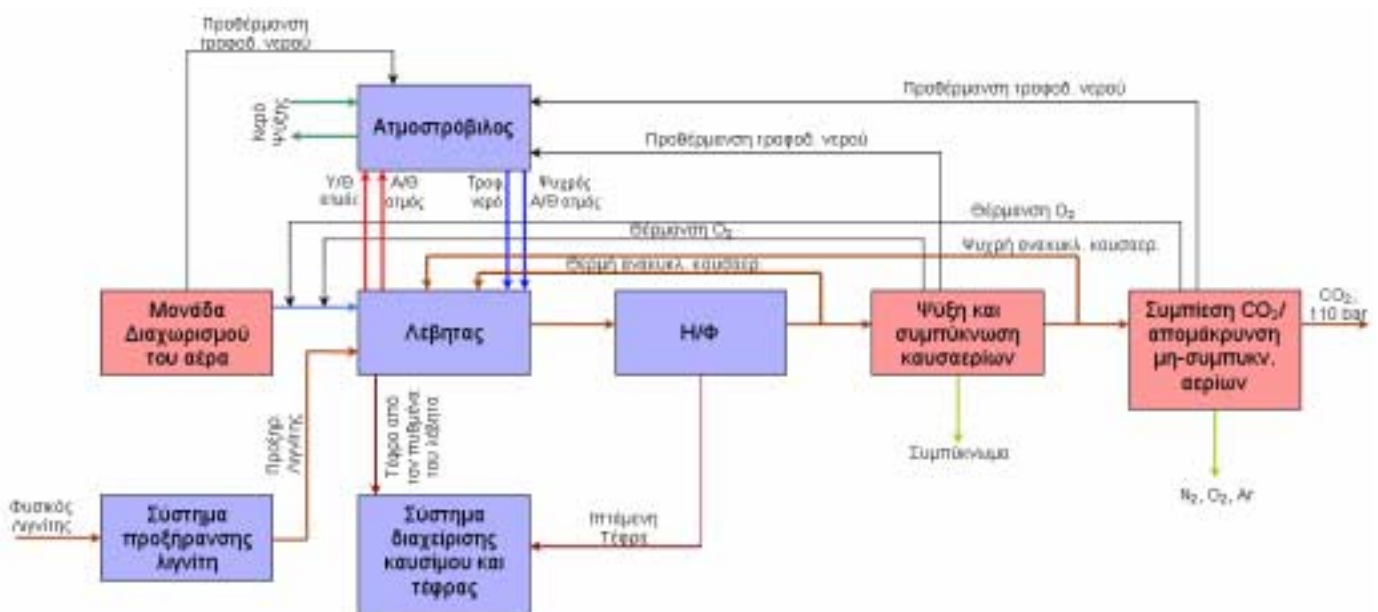
Η θερμότητα που παράγεται από τη συμπίεση του αέρα της Μ.Δ.Α. και από το 2^ο και 3^ο στάδιο της συμπίεσης του CO₂, ενσωματώνεται στο κύκλωμα νερού της θερμοηλεκτρικής μονάδας, υποκαθιστώντας τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2.

Η αύξηση του μικτού βαθμού απόδοσης της μονάδας με δέσμευση CO₂ σε σχέση με το β.α. της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας για κάθε ένα από τα σενάρια φαίνεται στον πίνακα 3.6

	Σενάριο 1	Σενάριο 2	Σενάριο 3
Μικτή παραγόμενη ηλ.ισχύς	400.01	397.96	401.31
Μικτός β.α.	51.62	51.36	51.79
Αύξηση β.α.	2.61	2.35	2.78

Πίνακας 3.6: Επιδόσεις μονάδας με βάση τα σενάρια

Με βάση τη μελέτη που προηγήθηκε προκύπτει ότι η βέλτιστη επιλογή σε ότι αφορά την αύξηση του βαθμού απόδοσης της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι το σενάριο 3. Το σχήμα που ακολουθεί απεικονίζει το απλοποιημένο διάγραμμα ροής της μονάδας.



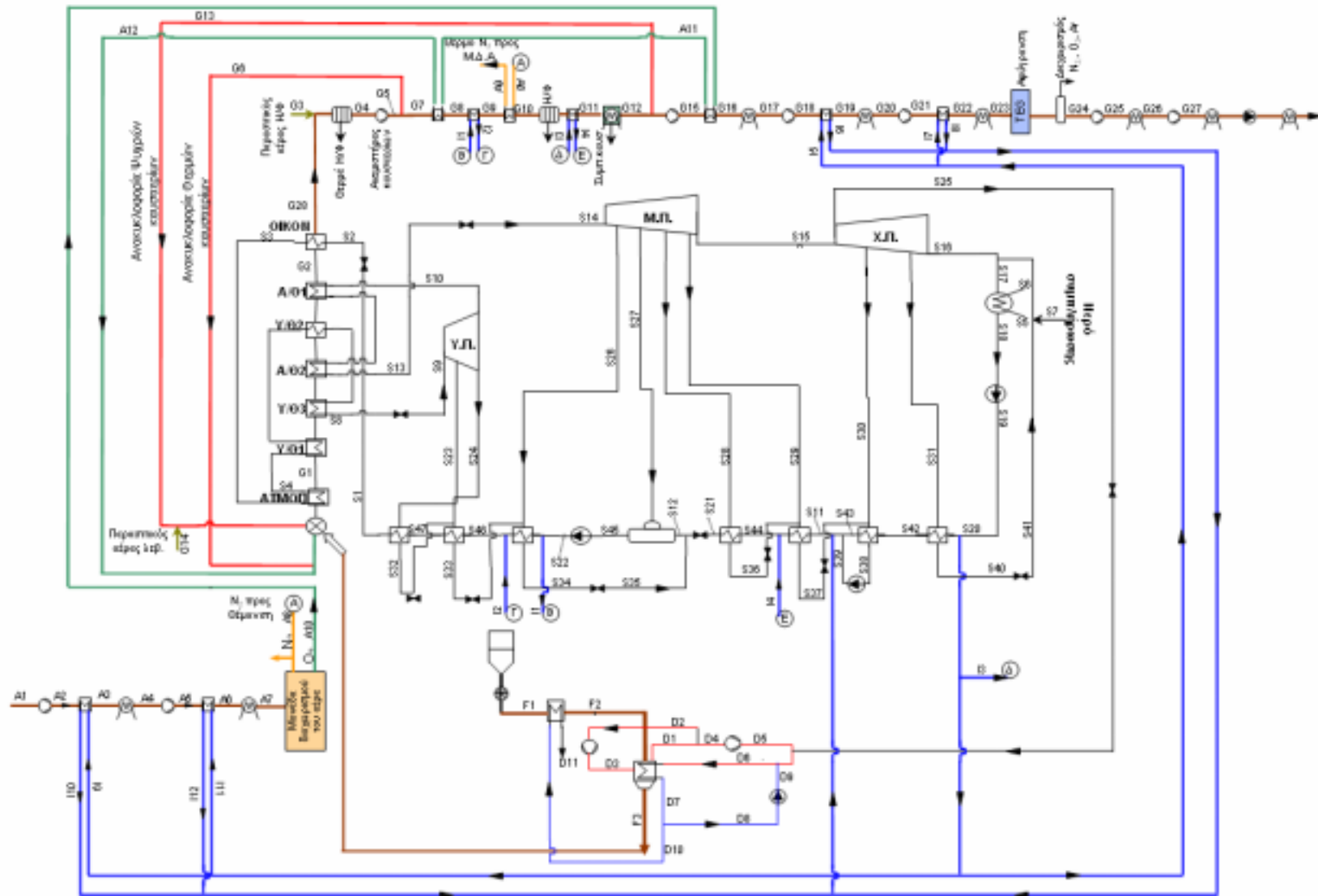
Σχέδιο 3.5: Απλοποιημένο διάγραμμα ροής βελτιστοποιημένης μονάδας

Συνοπτικά, ο σχεδιασμός της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ περιλαμβάνει:

- Τη χρήση θερμών Η/Φ στην έξοδο του λέβητα για την απομάκρυνση της τέφρας από τα θερμά καυσαέρια. Μετά τη θέρμανση του αζώτου για την αναγέννηση του συστήματος προσρόφησης ζεόλιθου και αφού τα καυσαέρια έχουν ψυχθεί αρκετά (159 °C), γίνεται χρήση συμβατικών ηλεκτροστατικών φίλτρων για την απομάκρυνση των σωματιδίων σκόνης που έχουν απομείνει.
- Την ανακυκλοφορία των ψυχρών καυσαερίων που χρησιμεύει στη μεταφορά του καυσίμου στην εστία. Τα ψυχρά καυσαέρια έχουν θερμοκρασία 21.2 °C και εξέρχονται από το σημείο μετά το συμπυκνωτή καυσαερίων.
- Τα θερμά καυσαέρια που ανακυκλοφορούν στο λέβητα, λαμβάνονται από το σημείο μετά τα θερμά Η/Φ και η αναμειγνύονται με την ροή του O₂ που παράγεται από τη μονάδα διαχωρισμού του αέρα.
- Η συνολική παροχή παρασιτικού αέρα στο λέβητα και τα ηλεκτροστατικά φίλτρα παραμένει η ίδια με αυτή στην περίπτωση της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂.
- Δε λαμβάνεται υπόψη μονάδα αποθείωσης καυσαερίων καθώς το SO₂ υγροποιείται μαζί με το CO₂ στο τελικό προϊόν που οδηγείται προς αποθήκευση [30] [31] [32].
- Ο εξοπλισμός για επιλεκτική καταλυτική μείωση των NO_x δεν είναι απαραίτητος. Λόγω της απουσίας του αζώτου του αέρα από το οξειδωτικό μείγμα, ο αποτελεσματικός έλεγχος των NO_x μπορεί να γίνει με την εφαρμογή συμβατικών μέτρων όπως καυστήρες χαμηλών NO_x και βαθμιαία εισαγωγή του οξειδωτικού στο θάλαμο καύσης.

Σε αυτό το σημείο είναι σημαντικό να αναφερθεί ότι σύμφωνα με την Οδηγία της Ευρωπαϊκής Ένωσης 2001/80/EC τα ανώτατα επιτρεπόμενα όρια εκπομπών σε SO_x, NO_x και σκόνη στην ατμόσφαιρα για συμβατικές θερμοηλεκτρικές μονάδες που χρησιμοποιούν ορυκτά καύσιμα, ορίζονται σε mg/Nm³ ξηρού καυσαερίου ανηγμένα σε 6 % κ.ο. O₂. Ωστόσο, δεδομένου ότι στην περίπτωση δέσμευσης CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ οι υδρατμοί του καυσαερίου συμπυκνώνονται ενώ το μεγαλύτερο μέρος του CO₂ οδηγείται υγροποιημένο προς αποθήκευση, η τιμή της συγκέντρωσης των ρύπων που απελευθερώνονται στην ατμόσφαιρα μέσω των μη-συμπυκνούμενων αερίων δεν αναφέρεται στο σύνολο του καυσαερίου.

Το αναλυτικό διάγραμμα ροής των κύκλων οξυγόνου/ καυσαερίου, νερού/ ατμού καθώς και της μονάδας προξήρανσης του λιγνίτη παρουσιάζεται στο Σχήμα 3.6, ενώ στον Πίνακα 3.7 φαίνονται τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά στα διάφορα σημεία του κυκλώματος της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂.



Σχήμα 3.6: Αναλυτικό διάγραμμα ροής βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

		T (°C)	P (bar)	M (kg/s)	H (kJ/kg)
A1	Είσοδος αέρα στη Μ.Δ.Α	15.00	1.01	280.37	-0.56
A2	1ο στάδιο συμπίεσης του αέρα	107.45	2.37	280.37	93.08
A3	Προθερμ. Τροφod. νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2 από τον αέρα μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	42.82	2.37	280.37	27.57
A4	Ψύξη του αέρα μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	21.20	2.37	280.37	5.71
A5	2ο στάδιο συμπίεσης του αέρα	115.58	5.52	280.37	101.35
A6	Προθερμ. Τροφod. νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2 από τον αέρα μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	42.82	5.52	280.37	27.57
A7	Ψύξη του αέρα μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	21.20	5.52	280.37	-2.80
A8	Οξυγόνο στην έξοδο της Μ.Δ.Α	20.00	1.02	54.19	4.63
A9	Άζωτο από την έξοδο της Μ.Δ.Α. για την αναγέννηση ζεόλιθου	150.00	1.02	54.19	140.06
A10	Θερμό άζωτο για την αναγέννηση ζεόλιθου	15.00	1.01	68.64	-0.50
A11	Προθέρμανση O ₂ από το CO ₂ μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	108.47	1.01	68.64	83.74
A12	Προθέρμανση O ₂ από τα θερμά καυσαέρια στην έξοδο του λέβητα	320.00	1.01	68.64	282.83
G1	Καυσαέρια στην έξοδο του θαλάμου καύσης	1000.00	1.00	430.99	1280.62
G2	Καυσαέρια πριν τον οικονομητήρα	475.87	0.98	430.99	544.82
G3	Παρασιτικός αέρας στα Η/Φ	15.00	1.01	6.45	-0.56
G4	Καυσαέρια πριν τον ανεμιστήρα	326.84	0.98	437.44	354.80
G5	Καυσαέρια μετά τον ανεμιστήρα	336.34	1.05	437.44	366.54
G6	Ανακυκλοφορία θερμών καυσαερίων	336.34	1.05	301.00	366.54
G7	Καυσαέρια πριν την προθέρμανση του O ₂	336.34	1.05	136.44	366.54
G8	Καυσαέρια μετά την προθέρμανση του O ₂	253.07	1.05	136.44	265.37
G9	Καυσαέρια πριν την θέρμανση N ₂ για την αναγέννηση του ζεόλιθου	206.24	1.05	136.44	210.19
G10	Καυσαέρια μετά την θέρμανση N ₂ για την αναγέννηση του ζεόλιθου	159.00	1.05	136.44	155.86
G11	Καυσαέρια πριν τον συμπυκνωτή	79.36	1.05	136.44	67.54
G12	Καυσαέρια πριν από τα Η/Φ	21.20	1.02	109.86	4.73
G13	Ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων	25.00	1.04	14.00	7.93
G14	Παρασιτικός αέρας λέβητα	15.00	1.01	4.30	-0.56
G15	1ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	123.47	3.20	95.85	94.97
G16	CO ₂ μετά την προθέρμανση του O ₂	55.49	3.20	95.85	34.05
G17	Ψύξη CO ₂ μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	21.20	3.20	95.85	4.73
G18	2ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	126.97	10.40	95.85	98.21
G19	Προθερμ. Τροφod. νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2 από το CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	42.82	10.40	95.85	23.10
G20	Ψύξη CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	21.20	10.40	95.85	4.73
G21	3ο στάδιο συμπίεσης του CO ₂	118.51	31.00	95.85	90.42
G22	Προθερμ. Τροφod. νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2 από το CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	42.82	31.00	95.85	23.10
G23	Ψύξη CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	21.20	31.00	95.85	4.73
G24	CO ₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπυκνούμενων αερίων	14.00	17.00	75.63	-1.29
G25	Συμπύεση μετά την απομάκρυνση των μη- συμπυκνούμενων αερίων	50.88	27.00	75.63	29.89
G26	Ψύξη CO ₂	21.20	27.00	75.63	4.69
G27	4ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	107.03	75.00	75.63	79.78
G28	Καυσαέρια μετά τον οικονομητήρα	330.73	0.98	430.99	360.13
S1	Τροφοδοτικό νερό μετά Π/Θ Υ.Π. 8	294.16	315.00	288.60	1297.54
S2	Τροφοδοτικό νερό στην είσοδο του οικονομητήρα	294.16	315.00	288.60	1297.54
S3	Νερό μετά τον οικονομητήρα	345.00	315.00	288.60	1573.34
S4	Ατμός στην έξοδο του ατμοπαραγωγού	463.51	301.25	288.60	2900.00
S5	Ψυκτικό νερό στην είσοδο του συμπυκνωτή	18.20	1.01	9719.58	76.05
S6	Ψυκτικό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	29.30	3.00	9719.58	122.67
S7	Νερό συμπλήρωσης	15.56	1.03	0.00	64.99

S8	Υ/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	602.30	287.49	288.60	3462.69
S9	Υ/Θ ατμός στην είσοδο του στροβίλου Υ.Π.	600.04	280.00	288.60	3462.69
S10	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Υ.Π.	365.29	64.50	243.37	3074.53
S11	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 3	103.61	16.90	196.61	434.98
S12	Νερό στην είσοδο του απαερωτή	162.16	13.90	274.73	684.93
S13	Α/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	622.60	61.30	243.37	3710.18
S14	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Μ.Π.	622.19	60.00	243.37	3710.18
S16	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Χ.Π.	280.99	5.60	215.19	3022.75
S16	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π.	32.15	0.05	204.68	2336.96
S17	Ατμός στην είσοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	204.92	2334.37
S18	Νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	204.92	134.23
S19	Νερό μετά την αντλία συμπυκνωμάτων	32.65	28.00	204.92	138.92
S20	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	204.92	138.92
S21	Νερό στην έξοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	134.87	15.40	196.61	567.50
S22	Νερό μετά την τροφοδοτική αντλία	196.24	322.00	288.60	849.55
S23	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 8	403.99	84.80	14.02	3139.44
S24	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 7	365.29	64.50	31.21	3074.53
S25	Ατμός απομάστευσης για προξήρανση καυσίμου	280.99	5.60	0.00	3022.75
S26	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 6	486.10	26.00	8.51	3429.46
S27	Ατμός απομάστευσης για απαερωτή	380.91	12.50	13.88	3218.46
S28	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 4	280.99	5.60	5.80	3022.75
S29	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 3	235.48	3.60	10.26	2935.35
S30	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 2	131.93	1.15	0.00	2738.64
S31	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 1	62.14	0.22	0.25	2513.15
S32	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 8	285.40	84.80	14.02	1262.90
S33	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 7	233.86	64.50	45.23	1008.38
S34	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 6	206.24	26.00	53.74	880.51
S35	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 6 στην είσοδο του απαερωτή	206.24	26.00	53.74	880.51
S36	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 4	146.44	5.60	5.80	616.48
S37	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 3	113.61	3.60	16.06	476.26
S38	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 2	99.14	1.15	16.06	414.96
S39	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 2 μετά την αντλία	99.32	16.90	16.06	416.89
S40	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 1	42.82	0.22	0.25	178.90
S41	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 1 στην είσοδο του κύριου συμπυκνωτή	42.82	0.22	0.25	178.90
S42	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 1	57.14	18.40	5.67	240.24
S43	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 2	98.58	16.90	5.67	413.79
S44	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 3	136.44	15.40	220.99	574.22
S45	Νερό μετά τον απαερωτή	189.84	12.50	288.60	806.74
S46	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 6	223.86	319.67	288.60	970.54
S47	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 7	275.40	317.33	288.60	1206.36
I1	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Υ.Π. 6 για προθέρμανση από τα καυσαέρια πριν τη συμπύκνωση του νερού	196.24	322.00	35.94	849.55
I2	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από τα καυσαέρια πριν τη συμπύκνωση του νερού	243.13	322.00	35.94	1056.93
I3	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1 για προθέρμανση από τα καυσαέρια πριν τη συμπύκνωση του νερού	32.82	19.90	24.38	138.92
I4	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από τα καυσαέρια πριν τη συμπύκνωση του νερού	149.00	19.90	24.38	628.37
I5	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1 για προθέρμανση από το CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	32.82	19.90	20.21	138.92
I6	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από το CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	116.97	19.90	20.21	491.66
I7	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1 για προθέρμανση από το CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	32.82	19.90	20.15	138.92

18	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από το CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	108.51	19.90	20.15	455.88
19	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1 για προθέρμανση από τον αέρα μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	32.82	19.90	67.27	138.92
110	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από τον αέρα μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	97.45	19.90	67.27	409.26
111	Τροφοδοτικό νερό από την είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1 για προθέρμανση από τον αέρα μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	32.82	19.90	67.24	138.92
112	Τροφοδοτικό νερό μετά την προθέρμανση από τον αέρα μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	105.58	19.90	67.24	443.52

Πίνακας 3.7: Ισοζύγιο ενέργειας βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

Τελικά με τον προτεινόμενο σχεδιασμό της μονάδας ο λέβητας υπερκρίσιμων χαρακτηριστικών παράγει 288.6 kg/s υπέρθερμου ατμού (287.5 bar, 602.3 °C) και 243.37 kg/s ανάθερμου ατμού (61.3 bar, 622.6 °C). Στη Μ.Δ.Α. εισέρχονται 280.37 kg/s αέρα και παράγονται 54.19 kg/s οξυγόνου καθαρότητας 95 % κ.ο. Τα καυσαέρια, μετά την απομάκρυνση της τέφρας από τα Η/Φ και της υγρασίας από το συμπυκνωτή καυσαερίων, περιέχουν 78.9 % κ.ο. CO₂, ενώ μετά τη συμπίεση και την απομάκρυνση των μη συμπυκνούμενων αερίων η παροχή του τελικού προϊόντος είναι 75.63 kg/s και η συγκέντρωση σε CO₂ είναι 95 % κ.ο.

Από τα διαθέσιμα ποσά θερμότητας τα οποία στην περίπτωση της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας αποβάλλονταν στο ψυκτικό νερό, τελικά ενσωματώνονται:

- Από τη θερμότητα που αποβάλλεται για την ψύξη καυσαερίων
 - ο Προθέρμανση του οξυγόνου της Μ.Δ.Α. μέχρι τη θερμοκρασία των 320 °C: 13.67 MW
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Υ.Π. 6: 7.45 MW
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1, 2 και 3: 11.93 MW
- Από τη συμπίεση του αέρα
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2: 38.67 MW
- Από τη συμπίεση του διοξειδίου του άνθρακα
 - ο Προθέρμανση του οξυγόνου της Μ.Δ.Α. μέχρι τη θερμοκρασία των 108.5 °C: 5.78 MW
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2: 13.52 MW

Οι απαιτήσεις σε νερό για την ενδιάμεση ψύξη του αέρα και του καυσαερίου κατά τη συμπίεσή τους καθώς και για την ψύξη των καυσαερίων και τη συμπύκνωση των υδρατμών, είναι μειωμένες σε σχέση με αυτές της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας. Συγκεκριμένα, για την ψύξη του αέρα μετά το 1^ο και το 2^ο στάδιο συμπίεσης απαιτούνται 130.8 kg/s και 181.8 kg/s ψυκτικού νερού. Για τη συμπύκνωση των υδρατμών των καυσαερίων απαιτούνται 1502.4 kg/s ψυκτικού νερού. Τέλος, η παροχή ψυκτικού νερού για την ενδιάμεση ψύξη του CO₂ μετά από κάθε στάδιο συμπίεσης φαίνεται στον πίνακα που ακολουθεί. Παρά το γεγονός ότι η διαθέσιμη θερμότητα δεν έχει ενσωματωθεί εξ' ολοκλήρου, δεν είναι δυνατή η περαιτέρω αξιοποίησή της.

	Παροχή ψυκτικού νερού (kg/s)	Ψυκτικό φορτίο (MJ/s)
Ενδιάμεση ψύξη- 1ο στάδιο συμπίεσης	60.0	2.78
Ενδιάμεση ψύξη- 2ο στάδιο συμπίεσης	37.6	1.74
Ενδιάμεση ψύξη- 3ο στάδιο συμπίεσης	37.6	1.74
Ενδιάμεση ψύξη- συμπίεση του CO ₂ μετά την απομάκρυνση των μη- συμπυκνούμενων αερίων	40.5	1.9
Ενδιάμεση ψύξη- 4ο στάδιο συμπίεσης	401	18.9
Ενδιάμεση ψύξη- 5ο στάδιο συμπίεσης	36.5	1.7

Πίνακας 3.8: Απαιτούμενη ψυκτική ισχύς για τη συμπύκνωση των καυσαερίων και την ενδιάμεση ψύξη του αέρα και του CO₂ – βελτιστοποιημένη μονάδα

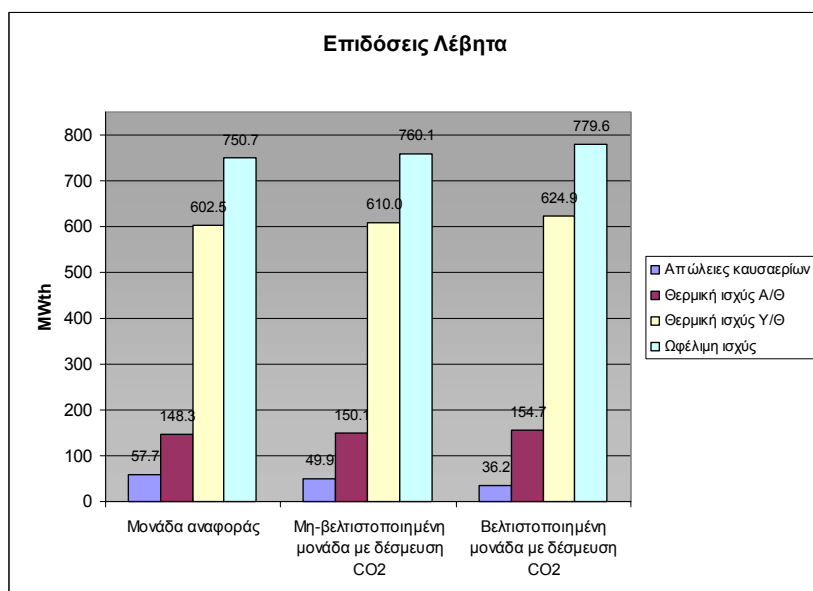
Στον πίνακα που ακολουθεί παρουσιάζονται αναλυτικά τα αποτελέσματα της προσομοίωσης της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂.

Μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς	MW _e	401.31
Θερμική ισχύς καυσίμου- Κ.Θ.Ι	MJ/ s	774.86
Μικτός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	51.79
Κατανάλωση τροφοδοτικής αντλίας	MW _e	12.36
Κατανάλωση ανεμιστήρα καυσαερίων	MW _e	5.13
Κατανάλωση μονάδας προξήρανσης λιγνίτη		
<i>Συμπιεστής ατμού ρευστοποίησης της κλίνης</i>	MW _e	4.71
<i>Συμπιεστής υδρατμών</i>	MW _e	8.42
Σύνολο	MW _e	13.13
Κατανάλωση μύλων λιγνίτη	MW _e	6.59
Κατανάλωση ηλεκτροστατικών φίλτρων	MW _e	0.5
Κατανάλωση συστήματος μεταφοράς ιπτάμενης τέφρας	MW _e	0.75
Σύστημα τροφοδοσίας λιγνίτη	MW _e	0.6
Κατανάλωση Μονάδας Διαχωρισμού του αέρα		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	26.26
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	26.82
Σύνολο	MW _e	53.08
Κατανάλωση για τη συμπίεση του CO ₂		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.65
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.96
<i>3ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.20
<i>Συμπιεστής μετά την απομάκρυνση των μη-συμπυκνούμενων αερίων</i>	MW _e	2.36
<i>4ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	5.68
<i>5ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	0.55
Σύνολο	MW _e	34.40
Αντλίες συμπυκνωμάτων	MW _e	0.99
Αντλίες ανακυκλοφορίας νερού και ψυκτικού νερού	MW _e	2.84
Λοιπά	MW _e	1.2
Κατανάλωση καυσίμου	kg/s	97.32
Καθαρή ισχύς	MW_e	269.74
Καθαρός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	34.81

Πίνακας 3.9: Αποτελέσματα προσομοίωσης βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

3.5 Σύγκριση μονάδων

Ο λέβητας της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ παράγει 288.6 kg/s υπέρθερμου ατμού (287.5 bar, 602.3 °C) και 243.37 kg/s ανάθερμου ατμού (61.3 bar, 622.6 °C), ενώ οι αντίστοιχες παροχές για τη συμβατική μονάδα αναφοράς είναι 278.25 kg/s και 233.26 kg/s. Επιπλέον, ο λέβητας της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας παράγει 281.73 kg/s Υ/Θ ατμού και 236.18 kg/s Α/Θ ατμού. Συνεπώς, η ωφέλιμη ισχύς Q_N του λέβητα με καύση με καθαρό O₂ είναι αυξημένη σε σχέση με αυτή της συμβατικής μονάδας με αέρα. Το γεγονός αυτό οφείλεται κατά βάση στη μείωση των απωλειών λόγω των καυσαερίων που εξέρχονται από το λέβητα. Στην περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας σημαντική είναι και η συμβολή της εκμετάλλευσης της θερμότητας που παράγεται από το 1^ο στάδιο συμπίεσης του CO₂ για την προθέρμανση του O₂. Στο διάγραμμα που ακολουθεί παρουσιάζεται η ωφέλιμη ισχύς του λέβητα (Q_N) για κάθε περίπτωση καθώς και οι θερμικές απώλειες λόγω των καυσαερίων (Q_G), που αντιπροσωπεύουν το μεγαλύτερο μέρος των απωλειών ενός λέβητα.

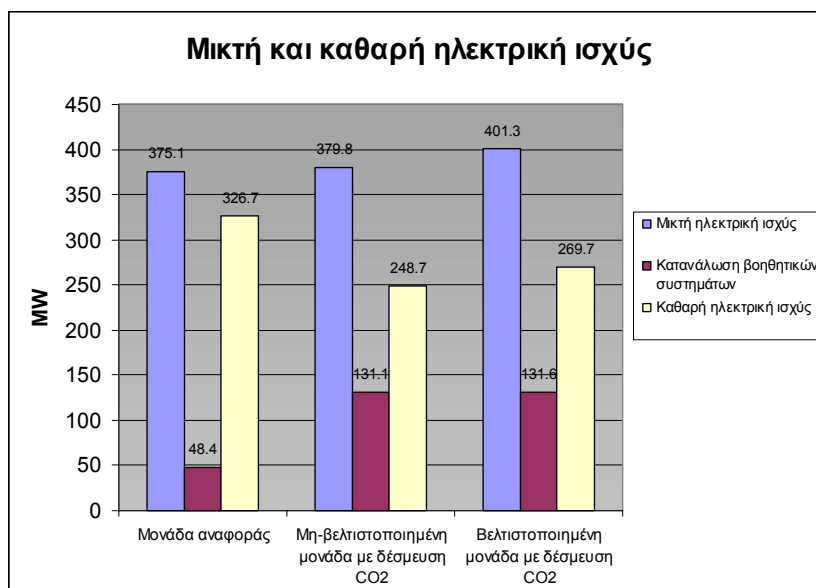


Σχήμα 3.7: Επιδόσεις λέβητα

Η μικτή ηλεκτρική ισχύς που παράγεται από τη γεννήτρια λόγω της αποτόνωσης του ατμού στον ατμοστρόβιλο παρουσιάζεται αυξημένη στις θερμοηλεκτρικές μονάδες με δέσμευση CO₂. Συγκεκριμένα, για τη μη-βελτιστοποιημένη και τη βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ η μικτή ηλεκτρική ισχύς είναι 401.31 MW και 379.76 MW αντίστοιχα, ενώ η μονάδα αναφοράς παράγει 375.07 MW. Η αύξηση αυτή στη μικτή ηλεκτρική ισχύ οφείλεται στην αύξηση της ωφέλιμης ισχύος του λέβητα, ενώ σε ότι αφορά τη βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ σημαντική είναι η επίδραση της ενσωμάτωσης της θερμότητας που παράγεται από τη συμπίεση του αέρα της Μ.Δ.Α. και τη συμπίεση του CO₂ στην προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού.

Ωστόσο, παρά το γεγονός ότι οι επιδόσεις της μονάδας με δέσμευση CO₂ βελτιώνονται από την πλευρά της μικτής ηλεκτρικής ισχύος, η καθαρή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς μειώνεται σημαντικά λόγω της αύξησης της κατανάλωσης των βοηθητικών συστημάτων. Έτσι, ενώ ο μικτός βαθμός απόδοσης παρουσιάζεται βελτιωμένος, ο καθαρός βαθμός απόδοσης μειώνεται σημαντικά. Η

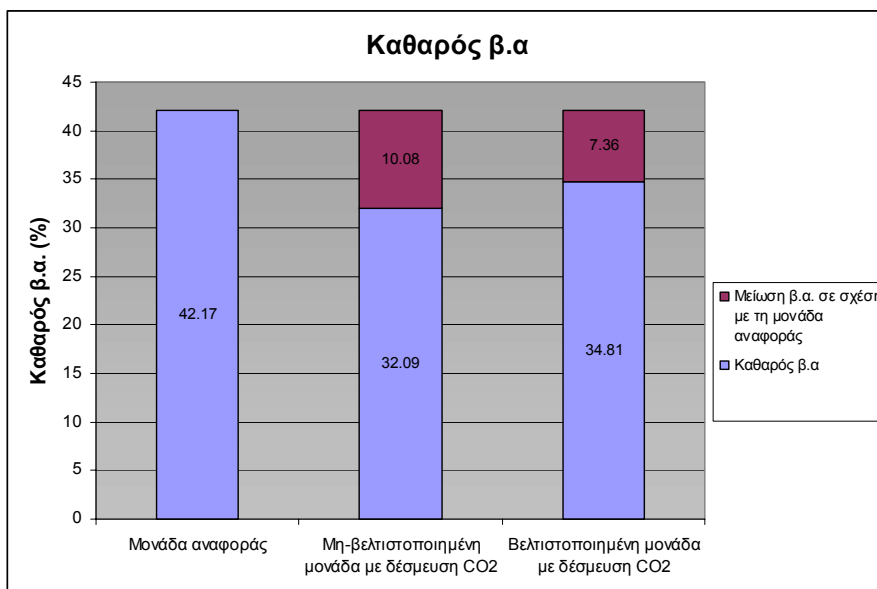
καθαρή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι 269.74 MW ενώ της μη-βελτιστοποιημένης 248.65 MW. Η αντίστοιχη τιμή για τη συμβατική μονάδα είναι 326.72 MW. Στο διάγραμμα που ακολουθεί παρουσιάζονται η μικτή και η καθαρή ισχύς των μονάδων καθώς και η κατανάλωση των βοηθητικών συστημάτων.



Σχήμα 3.8: Ηλεκτρική ισχύς

Οι απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ είναι επίσης αυξημένες στην περίπτωση των μονάδων με δέσμευση CO₂. Στον κύριο συμπυκνωτή της μη-βελτιστοποιημένης και της βελτιστοποιημένης μονάδας η παροχή του ψυκτικού νερού είναι 8203.94 kg/s και 9719.58 kg/s. Επιπλέον, στην περίπτωση της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας 4367.7 kg/s ψυκτικού νερού απαιτούνται για την ψύξη και συμπύκνωση του καυσαερίου καθώς και για την ενδιάμεση ψύξη του αέρα και του CO₂ κατά τη συμπίεσή τους. Η αντίστοιχη τιμή για τη βελτιστοποιημένη μονάδα είναι 2428.2 kg/s, καθώς ένα μεγάλο μέρος της θερμότητας αυτής χρησιμοποιείται για τη βελτίωση των θερμοδυναμικών επιδόσεων της μονάδας. Συνολικά, οι απαιτήσεις σε ψυκτικό νερό για κάθε περίπτωση είναι:“

- Συμβατική μονάδα: 8094.4 kg/s 337.4 MW_{th}
- Μη-βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂: 12571.6 kg/s 586.1 MW_{th}
- Βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂: 12147.8 kg/s 566.3 MW_{th}



Σχήμα 3.9: Βαθμός απόδοσης

Τελικά ο καθαρός βαθμός απόδοσης της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ εμφανίζεται κατά 7.36 εκατοστιαίες μονάδες μειωμένος σε σχέση με τον καθαρό β.α. της συμβατικής μονάδας, ενώ για τη μη-βελτιστοποιημένη μονάδα η διαφορά είναι 10.08 εκατοστιαίες μονάδες.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4^ο

ΜΟΝΑΔΑ ΜΕ ΔΕΣΜΕΥΣΗ CO₂ ΜΕ ΤΗΝ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΧΗΜΙΚΗΣ ΑΠΟΡΡΟΦΗΣΗΣ ΜΕ ΑΜΙΝΕΣ

ΣΥΜΒΟΛΑ

- ΜΕΑ: Μονοεθανολαμίνη
Η/Φ: Ηλεκτροστατικά φίλτρα
Χ.Π.: Χαμηλή πίεση
Μ.Π.: Μέση πίεση
Υ.Π.: Υψηλή πίεση
Π/Θ: Προθερμαντής νερού
Q_N: Ωφέλιμη ισχύς

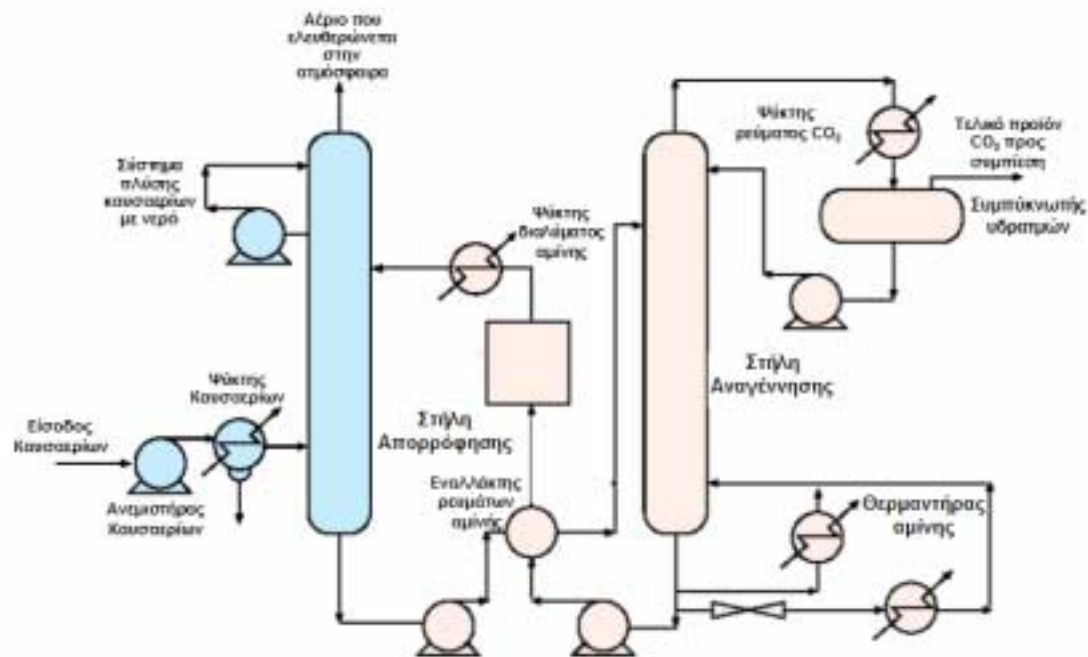
4.1 Εισαγωγή

Στις τεχνολογίες δέσμευσης του CO₂ μετά την καύση, η απομάκρυνση του διοξειδίου του άνθρακα πραγματοποιείται από το καυσαέριο στην έξοδο του λέβητα της θερμοηλεκτρικής μονάδας. Στη διεργασία απορρόφησης χρησιμοποιούνται διαλύματα τα οποία απομακρύνουν το CO₂ επιλεκτικά από τα καυσαέρια. Η χημική απορρόφηση του CO₂ από υδάτινο διάλυμα αμίνης συμπεριλαμβάνεται στις εμπορικά ώριμες τεχνολογίες [1]. Ωστόσο, η εφαρμογή της σε θερμοηλεκτρικές μονάδες *μεγάλης κλίμακας* είναι μία νέα προοπτική.

Όπως σε όλες τις τεχνολογίες δέσμευσης CO₂, έτσι και στην περίπτωση της χημικής απορρόφησης με αμίνες, η καθαρή παραγόμενη ισχύς και κατ' επέκταση ο καθαρός βαθμός απόδοσης εμφανίζεται μειωμένος σε σχέση με τις αντίστοιχες τιμές της συμβατικής μονάδας χωρίς δέσμευση. Τα επίπεδα των ειδικών εκπομπών CO₂ (kg/MWh) σύγχρονων μονάδων με υψηλό βαθμό απόδοσης είναι μειωμένα σε σχέση με αυτά των παλαιότερων. Γι' το λόγο αυτό, η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης σε θερμοηλεκτρικές μονάδες με υψηλά θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά, οδηγεί σε μειωμένο «κόστος» σε καθαρή ισχύ και καθαρό β.α. Οι θερμοδυναμικές επιδόσεις και ο βασικός σχεδιασμός της μονάδας αναφοράς, η οποία αποτελεί τη βάση για την αξιολόγηση της μονάδας με δέσμευση CO₂, έχουν παρουσιαστεί σε προηγούμενο κεφάλαιο.

4.2 Μονάδα χημικής απορρόφησης και επεξεργασίας του CO₂

Στο Σχήμα 4.1 παρουσιάζεται το διάγραμμα ροής μιας τυπικής μονάδας χημικής απορρόφησης CO₂.



Πηγή: IEA GHG

Σχήμα 4.1: Διάγραμμα ροής μιας τυπικής μονάδας χημικής απορρόφησης CO₂

Οι διεργασίες που συμπεριλαμβάνονται είναι οι ακόλουθες:

- 1) **Η προετοιμασία του καυσαερίου.** Το καυσαέριο αρχικά ψύχεται μέχρι τη θερμοκρασία των 40- 60 °C [2] που είναι η θερμοκρασία λειτουργίας της στήλης χημικής απορρόφησης. Στην περίπτωση που δεν υπάρχει μονάδα υγρής αποθείωσης καυσαερίων, η ψύξη του γίνεται με τη βοήθεια ψυκτικού νερού το οποίο έρχεται σε επαφή με το καυσαέριο. Λόγω της πτώσης πίεσης του καυσαερίου κατά τη διεργασία της απομάκρυνσης του CO₂ είναι απαραίτητη η εγκατάσταση ανεμιστήρα στην είσοδο της στήλης απορρόφησης. Η πίεση του καυσαερίου μετά τον ανεμιστήρα αυξάνεται στα 1.124 bar.
- 2) **Η απομάκρυνση του CO₂.** Η απομάκρυνση του CO₂ πραγματοποιείται στη στήλη απορρόφησης. Το υδατικό διάλυμα της αμίνης, ψεκάζεται στο άνω μέρος της στήλης και έρχεται σε επαφή με τα καυσαέρια κατ' αντιρροή. Για τη μείωση της απώλειας του αντιδρώντος διαλύματος, στο άνω μέρος της στήλης υπάρχει εγκατεστημένο σύστημα πλύσης με νερό. Έτσι, τα σταγονίδια του διαλύματος που έχουν παρασυρθεί από το καυσαέριο, απομακρύνονται και επιστρέφουν στη στήλη ενώ το καθαρό από CO₂ αέριο απελευθερώνεται στην ατμόσφαιρα.
- 3) **Η αναγέννηση του διαλύματος.** Στη στήλη αναγέννησης, το CO₂ απομακρύνεται από το διάλυμα αμίνης. Το πλούσιο σε CO₂ διάλυμα αμίνης, με τη βοήθεια αντλίας εισέρχεται στο άνω μέρος της στήλης. Η πίεση λειτουργίας είναι λίγο μεγαλύτερη από την ατμοσφαιρική και η θερμοκρασία 100-140 °C [2]. Η θέρμανση του διαλύματος με ατμό πραγματοποιείται στο θερμαντήρα. Στο κάτω μέρος της στήλης λαμβάνει χώρα η αναγέννηση του διαλύματος, το οποίο οδηγείται με τη βοήθεια αντλίας στη στήλη απορρόφησης. Το υψηλής καθαρότητας ρεύμα CO₂ μαζί με τους υδρατμούς που παράγονται λόγω των υψηλών θερμοκρασιών, συγκεντρώνεται στο άνω μέρος της στήλης αναγέννησης.
- 4) **Ο καθαρισμός και η συμπίεση του CO₂.** Από το πλούσιο σε CO₂ προϊόν στην έξοδο της στήλης αναγέννησης, απομακρύνεται το μεγαλύτερο μέρος της υγρασίας στο συμπυκνωτή. Το συμπύκνωμα μέσω αντλίας επιστρέφει στη στήλη. Τελικά, το αέριο ρεύμα στην έξοδο

του συμπυκνωτή αποτελείται κυρίως από CO₂ με το υπόλοιπο μέρος του να είναι υδρατμοί οι οποίοι απομακρύνονται στα επόμενα στάδια επεξεργασίας.

Δεδομένου ότι η θερμοκρασία λειτουργίας της στήλης απορρόφησης είναι αρκετά χαμηλότερη από αυτήν της στήλης αναγέννησης (40-60 °C και 100-140 °C αντίστοιχα), το πλούσιο σε CO₂ ρεύμα του διαλύματος στην έξοδο της στήλης απορρόφησης, θερμαίνεται με τη βοήθεια εναλλάκτη από το θερμό ρεύμα αμίνης στην έξοδο της στήλης αναγέννησης. Με αυτόν τον τρόπο, μειώνονται οι ανάγκες του συστήματός σε ψυκτική ισχύ αλλά και σε θερμική ισχύ που καταναλώνεται στο θερμομαντήρα.

Το ρεύμα CO₂, που οδηγείται στη συμπίεση, λόγω της επιλεκτικότητας της χημικής απορρόφησης του αντιδρώντος, έχει καθαρότητα μεγαλύτερη από 95%, με το υπόλοιπο 5% να αποτελείται κυρίως από υδρατμούς.

Αναλυτικά, ο σχεδιασμός της μονάδας χημικής απορρόφησης του CO₂ από αμίνες καθώς και οι απαιτήσεις σε θερμική και ηλεκτρική ενέργεια επηρεάζεται από τις ακόλουθες παραμέτρους [2] [3]:

- *Παροχή καυσαερίου*
- *Συγκέντρωση του CO₂ στα καυσαέρια*
- *Επιθυμητό ποσοστό απομάκρυνσης του CO₂ από τα καυσαέρια*
- *Συγκέντρωση άλλων αερίων στα καυσαέρια όπως NO₂ και SO_x*
- *Η ειδική παροχή του διαλύματος αμίνης (m³/ton CO₂) στη στήλη απορρόφησης*

Η ειδική παροχή του διαλύματος αμίνης εξαρτάται από το επιθυμητό επίπεδο της φόρτισης του διαλύματος (mole CO₂/mole αμίνης) που οδηγείται στο θερμομαντήρα. Για υψηλά επίπεδα φόρτισης, η ειδική παροχή αυξάνει καθώς η ικανότητα του διαλύματος για απορρόφηση του CO₂ μειώνεται. Επιπλέον, η ειδική κατανάλωση θερμότητας (GJ/ton CO₂) για την αναγέννηση του διαλύματος ελαττώνεται όσο η ειδική φόρτιση αυξάνει, λόγω του ότι περιορίζεται η παροχή του διαλύματος που οδηγείται στο θερμομαντήρα.

- *Απαιτήσεις σε θερμική ενέργεια*

Η αναγέννηση των διαλυμάτων αμίνων είναι η πιο ενεργοβόρα διεργασία στις μονάδες χημικής απορρόφησης. Σημαντικό ρόλο για τη μείωση της παροχής του ατμού που εξάγεται από τον ατμοστρόβιλο παίζει η υψηλή συγκέντρωση της αμίνης στο διάλυμα.

- *Απαιτήσεις σε ηλεκτρική ενέργεια*

Για τη λειτουργία του ανεμιστήρα των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης αλλά και των αντλιών ανακυκλοφορίας του διαλύματος αμίνης, απαιτείται κατανάλωση ηλεκτρικής ισχύος από τη θερμοηλεκτρική μονάδα.

- *Απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ*

Οι απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ συμπεριλαμβάνουν την ψύξη του καυσαερίου και του διαλύματος αμίνης στα επίπεδα που ορίζει ο κατασκευαστής για την αποδοτική λειτουργία της στήλης απορρόφησης, αλλά και τη συμπύκνωση των υδρατμών στο ρεύμα CO₂ που απομακρύνεται από τη στήλη αναγέννησης.

4.3 Απαιτήσεις μονάδας χημικής απορρόφησης ως προς το καυσαέριο

Η απομάκρυνση του CO₂ από το καυσαέριο πραγματοποιείται λόγω της ένωσης ενός ασθενούς οξέος (CO₂) και μίας ασθενούς βάσης (αμίνης). Η αναγέννηση της αμίνης ώστε αυτή να ανακυκλοφορήσει και να ξαναχρησιμοποιηθεί για δέσμευση CO₂ πραγματοποιείται στη στήλη αναγέννησης. Δεδομένου ότι η αμίνη θα αντιδράσει πρώτα με αέρια όπως SO₂ και NO₂ δίνοντας άλατα τα οποία δεν διασπώνται στη στήλη αναγέννησης, η υψηλή συγκέντρωση των καυσαερίων σε SO_x και NO_x συμβάλλει στην κατανάλωση και την απώλεια του αντιδρώντος διαλύματος [4].

Για την αντιμετώπιση του προβλήματος αυτού, τα άλατα αυτά συγκεντρώνονται και οδηγούνται στη μονάδα ανάκτησης της αμίνης. Στη μονάδα αυτή, λαμβάνει χώρα χημική διεργασία με ισχυρά μεταλλικά αλκάλια όπως το υδροξείδιο του νατρίου, όπου παράγονται θειικό νάτριο, νιτρικό νάτριο καθώς και η αμίνη που είχε δεσμευτεί. Ωστόσο, η διεργασία αυτή δεν είναι αποδοτική με συνέπεια οι απώλειες αμίνης να συνεχίζουν να υπάρχουν με αρνητικές συνέπειες στο κόστος λειτουργίας. Για το λόγο αυτό επιβάλλεται η συγκέντρωση των SO_x (SO₂ και SO₃) και NO₂ να είναι η μικρότερη δυνατή.

Σε ότι αφορά τους περιορισμούς στις εκπομπές καυσαερίων από μονάδες ηλεκτροπαραγωγής στην Ευρωπαϊκή Ένωση περιγράφονται στην *'Directive 2001/80/EC of 23 October 2001'*. Για στερεά καύσιμα, τα ανώτατα επιτρεπτά όρια είναι:

- SO₂: 200 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού
- NO_x: 200 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού
- Σωματίδια: 30 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού

Ωστόσο, τα όρια αυτά είναι αρκετά υψηλότερα από αυτά που προδιαγράφονται από τους κατασκευαστές συστημάτων χημικής απορρόφησης CO₂. Συγκεκριμένα, η κατασκευάστρια εταιρεία μονάδων χημικής απορρόφησης CO₂ Fluor, θέτει ως ανώτατα όρια συγκέντρωσης του καυσαερίου σε SO_x και NO₂ στην είσοδο του συστήματος, τα 10 ppm [5] και 20 ppm αντίστοιχα. Η MHI (Mitsubishi Heavy Industries) αναφέρει ότι η συγκέντρωση σε SO_x θα πρέπει να είναι μικρότερη των 2 ppm ενώ δεν καθορίζει όριο για τη συγκέντρωση σε NO₂, η οποία όμως θα πρέπει να είναι αρκετά χαμηλή [6] [7]. Συνεπώς, αυτές είναι και οι απαιτήσεις σχετικά με το σύστημα καθαρισμού του καυσαερίου πριν από τη μονάδα δέσμευσης του CO₂.

Επιπλέον, το επίπεδο της θερμοκρασίας εισόδου των καυσαερίων, επηρεάζει τις επιδόσεις της μονάδας χημικής απορρόφησης CO₂. Οι υψηλές θερμοκρασίες στα καυσαέρια, μειώνουν την αποτελεσματικότητα δέσμευσης CO₂ από το διάλυμα αμίνης. Γι' αυτό το λόγο είναι επιθυμητό η θερμοκρασία των καυσαερίων να είναι αρκετά χαμηλή (40- 60 °C). Για επίτευξη θερμοκρασιών χαμηλότερων του σημείου δρόσου των καυσαερίων απαιτείται εναλλάκτης καυσαερίων/ ψυκτικού νερού ώστε να υπάρξει μερική συμπύκνωση των υδρατμών.

4.3.1 Συγκέντρωση NO₂ στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO₂

Η συγκέντρωση των NO_x στο καυσαέριο σε μια σύγχρονη μονάδα στερεού καυσίμου μπορεί να μειωθεί είτε μεθόδους ελέγχου της καύσης στην εστία ή με τη μέθοδο της επιλεκτικής καταλυτικής μείωσης των NO_x στην έξοδο του λέβητα (Selective Catalytic Reduction). Το επίπεδο

συγκέντρωσης των NO_x (ανηγμένα σε NO₂) επιβάλλεται να είναι μικρότερο του 200 mg/Nm³ σε 6% O₂ (επί ξηρού) δηλαδή 97.4 ppm σε 6% O₂ (επί ξηρού).

Δεδομένου το NO δεν αντιδρά με το διάλυμα των αμινών το ενδιαφέρον εστιάζεται αποκλειστικά στη συγκέντρωση του NO₂. Καθώς το NO₂ δεν είναι παρά ένα μικρό ποσοστό των συνολικών NO_x (1.5 % έως 5 %), ενώ το υπόλοιπο είναι NO, αναμένεται ότι η συγκέντρωσή του θα βρίσκεται εντός των ορίων που έχουν τεθεί από τους κατασκευαστές των μονάδων δέσμευσης CO₂ με χημική απορρόφηση.

Με βάση τη συντηρητικότερη παραδοχή ότι το NO₂ αποτελεί το 5 % των συνολικών NO_x, η συγκέντρωσή του μετά το σύστημα επιλεκτικής καταλυτικής μείωσης των NO_x σε μονάδα στερεού καυσίμου, δε θα ξεπερνά τα 10 mg/Nm³ σε 6% O₂ επί ξηρού (4.9 ppm σε 6% O₂ επί ξηρού). Επιπλέον, σε περίπτωση που υπάρχει και μονάδα υγρής αποθείωσης καυσαερίου με ασβεστόλιθο, το 30% του συνολικού NO₂ απομακρύνεται και τελικά η συγκέντρωση του NO₂ πέφτει στο 7 mg/Nm³, σε 6% O₂ επί ξηρού (3.4 ppm σε 6% O₂ επί ξηρού).

4.3.2 Συγκέντρωση SO_x στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO₂

Η απομάκρυνση των SO_x από τα καυσαέρια πραγματοποιείται από τις μονάδες αποθείωσης οι οποίες σχεδιάζονται έτσι ώστε η συγκέντρωση των SO_x στα καυσαέρια να μην ξεπερνά τα 200 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού (70 ppm σε 6% οξυγόνο επί ξηρού). Ωστόσο, στην περίπτωση που χρησιμοποιείται μονάδα δέσμευσης CO₂ με χημική απορρόφηση, το όριο αυτό πρέπει να είναι αρκετά χαμηλότερο (10 ppm) [5]. Η επίτευξη του στόχου αυτού συνεπάγεται αυξημένο κόστος εγκατάστασης αλλά και λειτουργίας της μονάδας αποθείωσης. Σε περίπτωση που το όριο αυτό ξεπεραστεί, αυξάνεται η απώλεια του ενεργού διαλύματος αμινών.

Το SO₃ αντιδρά με τις αμίνες με τον ίδιο μηχανισμό που αντιδρά και το SO₂. Σε μονάδες στερεού καυσίμου εμφανίζεται από την οξείδωση του SO₂. Έτσι, το SO₃ εμφανίζεται στα καυσαέρια του λέβητα σε ποσοστό 0.5- 1% των συνολικών SO_x. Αξίζει να αναφερθεί ότι η επιλεκτική καταλυτική μείωση των NO_x συμβάλλει στην αύξηση του SO₃ εις βάρος του SO₂ σε ποσοστό περίπου 1%. Τελικά, μπορεί να θεωρηθεί ότι συνολικά, το 2 % του SO₂ μετατρέπεται σε SO₃ και εισέρχεται μαζί με το καυσαέριο στη μονάδα αποθείωσης. Οι μονάδες αποθείωσης δεν απομακρύνουν παρά το 50 % του υπάρχοντος SO₃.

Η υγρή αποθείωση καυσαερίων με γαλάκτωμα ασβεστόλιθου είναι η πιο εμπορικά διαδεδομένη τεχνολογία σε θερμοηλεκτρικές μονάδες στερεών καυσίμων. Βάση αυτής της τεχνολογίας το SO₂ δεσμεύεται από το διάλυμα CaCO₃ δίνοντας ένα σταθεροποιημένο προϊόν, τη γύψο. Τα σύγχρονα συστήματα υγρής αποθείωσης καυσαερίων είναι αρκετά αποτελεσματικά παρέχοντας τη δυνατότητα απομάκρυνσης του SO₂ από τα καυσαέρια σε ποσοστό μεγαλύτερο από 95- 99% [7] [8]. Είναι δυνατό να σχεδιαστούν έτσι ώστε η συγκέντρωση του SO₂ στην έξοδο του πύργου απορρόφησης να μην ξεπερνά τα 10 mg/Nm³ σε 6% O₂ επί ξηρού. Τελικά, η συγκέντρωση των SO₂ δεν θα ξεπερνά τα 3.5 ppm σε 6% O₂ επί ξηρού.

4.3.3 Συγκέντρωση σκόνης στην είσοδο της μονάδας δέσμευσης CO₂

Με τη χρήση Η/Φ, η συγκέντρωση των καυσαερίων σε σκόνη στην είσοδο της μονάδας υγρής αποθείωσης καυσαερίων πρέπει να είναι μικρότερη των 30 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού. Μετά τη διεργασία της υγρής αποθείωσης η συγκέντρωση αυτή θα είναι σημαντικά χαμηλότερη (της τάξης των 5 mg/Nm³ σε 6% O₂ επί ξηρού) καθώς το μεγαλύτερο ποσοστό της σκόνης θα έχει απομακρυνθεί από το υδάτινο αιώρημα ασβεστόλιθου.

4.4 Περιγραφή της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂

Στο βασικό εξοπλισμό της μονάδας με δέσμευση CO₂ περιλαμβάνονται:

- Συστήματα επεξεργασίας λιγνίτη και τέφρας
- Λέβητας
- Μονάδα αποθείωσης καυσαερίων
- Ατμοστρόβιλος
- Μονάδα χημικής απορρόφησης
- Σύστημα συμπίεσης CO₂

Επεξεργασία λιγνίτη και τέφρας

Τα συστήματα επεξεργασίας του λιγνίτη και της τέφρας της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ δε διαφοροποιούνται με αυτά της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Αναλυτικά στις εγκαταστάσεις επεξεργασίας του λιγνίτη συμπεριλαμβάνονται το σύστημα τροφοδοσίας του λιγνίτη, οι μύλοι κονιοποίησης και η μονάδα προξήρανσης. Σε ότι αφορά την ιπτάμενη τέφρα, αυτή απομακρύνεται από τα καυσαέρια, όπως και στη συμβατική μονάδα με τη χρήση Η/Φ φίλτρων.

Λέβητας

Η λειτουργία του ατμοπαραγωγού της μονάδας με δέσμευση CO₂ παραμένει η ίδια με αυτή της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Αναφέρεται ότι η ρύθμιση της θερμοκρασίας στο θάλαμο καύσης γίνεται με την ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων.

Μονάδα αποθείωσης καυσαερίων

Όπως έχει αναφερθεί, η συγκέντρωση των καυσαερίων σε SO_x στην είσοδο της στήλης απορρόφησης του CO₂ πρέπει να είναι αρκετά χαμηλή (10 ppm). Τα συστήματα αποθείωσης συμβατικών θερμοηλεκτρικών μονάδων σχεδιάζονται ώστε η συγκέντρωση των SO_x να είναι τελικά 200 mg/Nm³ σε 6% οξυγόνο επί ξηρού (70 ppm). Για την επίτευξη απομάκρυνσης των SO_x στα απαιτούμενα επίπεδα, η αποτελεσματικότερη μέθοδος είναι η υγρή αποθείωση με αιώρημα ασβεστόλιθου σε νερό.

Ατμοστρόβιλος

Η μείωση της μικτής παραγόμενης ηλεκτρική ισχύος και του βαθμού απόδοσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία της χημικής απορρόφησης με διάλυμα MEA, οφείλεται σε μεγάλο βαθμό στις ανάγκες για θερμική ισχύ του θερμαντήρα για την αναγέννηση της αμίνης.

Ο ατμοστρόβιλος της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ διαφέρει από αυτόν της συμβατικής μονάδας σε ότι αφορά τα λειτουργικά χαρακτηριστικά των στρόβιλων Μ.Π. και Χ.Π.. Η πίεση εισόδου στο στρόβιλο Χ.Π. (πίεση εξόδου στο στρόβιλο Μ.Π.) εξαρτάται από τη θερμοκρασία του διαλύματος αμίνης στην έξοδο του θερμαντήρα (είσοδος στήλης αναγέννησης) και κατ' επέκταση από το επίπεδο της πίεσης συμπύκνωσης του ατμού.

Η κατανάλωση θερμότητας του θερμαντήρα, θεωρείται ότι ανέρχεται στα 4 GJ/ ton CO₂ που δεσμεύεται από τα καυσαέρια. Τυπικά η θερμοκρασία του διαλύματος στην έξοδο του θερμαντήρα είναι περίπου 120 °C [9]. Για τη θέρμανση του διαλύματος αμίνης σε αυτά τα επίπεδα χρησιμοποιείται ατμός με θερμοκρασία συμπύκνωσης 140-145 °C, που αντιστοιχεί σε πίεση συμπύκνωσης 3.6- 4.2 bar. Για την προσομοίωση της θερμοηλεκτρικής μονάδας θεωρείται ότι:

1. η θερμοκρασιακή διαφορά του θερμού ρεύματος (ατμού) στην είσοδο του θερμαντήρα και του ψυχρού ρεύματος (διάλυμα ΜΕΑ) στην έξοδό του, είναι ίση με 20 °C ($\Delta T = T_{\text{θερμ.εισ.}} - T_{\text{ψυχ.εξ.}}$)
2. η απώλεια πίεσης του ατμού από το σημείο εξαγωγής του (είσοδος του στρόβιλου Χ.Π.) μέχρι την έξοδό του από το θερμαντήρα της αμίνης, είναι 100 mbar

Έτσι, προκύπτει ότι το επίπεδο της πίεσης εισόδου του ατμού στον ατμοστρόβιλο Χ.Π. (πίεση ατμού που εξάγεται για την αναγέννηση του διαλύματος αμίνης) θα είναι 3.7 bar. Η πίεση συμπύκνωσης του ατμού, λαμβάνοντας υπόψη τις απώλειες πίεσης, θα είναι τελικά 3.6 bar, με θερμοκρασία συμπύκνωσης 139.9 °C.

Εναλλακτικά, ο ατμός αυτός μπορεί να παραχθεί σε ξεχωριστό λέβητα με καύσιμο πετρέλαιο ή φυσικό αέριο. Με την επιλογή αυτή το «κόστος» της εφαρμογής της τεχνολογίας σε καθαρό βαθμό απόδοσης θα είναι μεγαλύτερο από την περίπτωση εξαγωγής ατμού από τον ατμοστρόβιλο, καθώς γίνεται καύση επιπλέον καυσίμου για την παραγωγή ατμού χαμηλών θερμοδυναμικών χαρακτηριστικών.

Επιπλέον, λόγω της μειωμένης παροχής ατμού στο στρόβιλο Χ.Π., η ψυκτική ισχύς του κύριου συμπυκνωτή της μονάδας με δέσμευση CO₂, και κατ' επέκταση η παροχή του ψυκτικού νερού σε αυτόν, είναι σημαντικά μειωμένη σε σχέση με τη μονάδα αναφοράς. Συνεπώς το μέγεθος του κύριου συμπυκνωτή αλλά και του στρόβιλου Χ.Π. θα είναι αρκετά μικρότερο σε σχέση με αυτό της συμβατικής μονάδας.

Μονάδα χημικής απορρόφησης

Η απομάκρυνση του CO₂ από τα καυσαέρια πραγματοποιείται σε ποσοστό μεγαλύτερο του 90 % από υδατικό διάλυμα μονοεθανολαμίνης (ΜΕΑ) συγκέντρωσης 30 % κ.β. [1] [9]. Η αναγέννηση του πλούσιου σε CO₂ διαλύματος πραγματοποιείται μέχρι το επίπεδο φόρτισης των 0.24 mole CO₂/mole αμίνης. Για θερμοηλεκτρικές μονάδες που χρησιμοποιούν άνθρακα, η ειδική παροχή του ενεργού διαλύματος στην είσοδο της στήλης απορρόφησης είναι περίπου 20 m³/ton CO₂ ενώ στην έξοδο αυτής η φόρτιση του διαλύματος είναι περίπου 0.48- 0.50 mole CO₂/mole αμίνης [2]. Συστήματα μικρής κλίμακας που χρησιμοποιούν διάλυμα μονοεθανολαμίνης με αυτά τα χαρακτηριστικά λειτουργίας θεωρούνται εμπορικά ώριμα και η ειδική κατανάλωση ενέργειας για

το θερμαντήρα του διαλύματος αμίνης που ορίζουν οι κατασκευάστριες εταιρείες (Fluor Daniel, Mitsubishi Heavy Industries) κυμαίνεται στα 4 GJ/ton CO₂ [9].

Οι αντλίες αμίνης και νερού του συστήματος χημικής απορρόφησης του CO₂ συμβάλουν στην αύξηση των ιδιοκαταναλώσεων ηλεκτρικής ενέργειας και κατ' επέκταση στη μείωση της καθαρής παραγόμενης ηλεκτρικής ισχύος και του καθαρού βαθμού απόδοσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας. Συγκεκριμένα περιλαμβάνουν [2]:

- Την αντλία ανακυκλοφορίας του πλούσιου σε CO₂ διαλύματος από τη στήλη απορρόφησης προς τη στήλη αναγέννησης
- Την αντλία ανακυκλοφορίας του διαλύματος αμίνης από τη στήλη αναγέννησης προς τη στήλη απορρόφησης
- Την αντλία νερού από το συμπυκνωτή υδρατμών του πλούσιου σε CO₂ αερίου (μετά τη στήλη αναγέννησης)
- Την αντλία νερού του συστήματος πλύσης του αερίου που εξέρχεται στην ατμόσφαιρα (έξοδος στήλης απορρόφησης)

Η κατανάλωση ηλεκτρικής ισχύος των αντλιών αυτών είναι 27 kWh/ ton CO₂.

Το διάλυμα της αμίνης στην έξοδο της στήλης αναγέννησης που βρίσκεται σε θερμοκρασία περίπου 100- 120 °C, ψύχεται μέχρι τους 35-40 °C πριν εισέλθει στη στήλη αναγέννησης [2]. Η ψύξη πραγματοποιείται σε δύο στάδια:

- Μέχρι τους 65 °C με τη βοήθεια του εναλλάκτη των ρευμάτων αμίνης
- Μέχρι τους 35- 40 °C με τη χρήση ψυκτικού νερού

Οι ανάγκες σε ψυκτική ισχύ του 2^{ου} σταδίου ανέρχονται στα 0.53 MWh/ ton CO₂.

Σύστημα συμπίεσης CO₂

Λόγω της υψηλής καθαρότητας σε CO₂ του τελικού προϊόντος στην έξοδο του συμπυκνωτή υδρατμών της στήλης αναγέννησης, δεν είναι αναγκαία η περαιτέρω επεξεργασία καθαρισμού. Το ρεύμα διοξειδίου του άνθρακα συμπιέζεται από τα 1.5 bar, που είναι η πίεση εξόδου από τη στήλη αναγέννησης, μέχρι τα 110 bar και οδηγείται στο χώρο απόθεσης. Η συμπίεση πραγματοποιείται σε 4 στάδια με ενδιάμεση ψύξη σε κάθε ένα από αυτά. Κατά τη διάρκεια της ενδιάμεσης ψύξης του CO₂ ένα μέρος της υγρασίας συμπυκνώνεται και απομακρύνεται από το κύριο ρεύμα.

Καθώς η θερμοκρασία του νερού ψύξης στην έξοδο του υγρού πύργου ψύξης είναι 18.2 °C, για την προσομοίωση της μονάδας έχει θεωρηθεί ότι το ρεύμα του CO₂ ψύχεται μέχρι τη θερμοκρασία των 21.2 °C ($\Delta T_{\psi\upsilon\kappa\tau\eta} = T_{\theta\epsilon\rho\mu.\epsilon\zeta} - T_{\psi\upsilon\chi.\epsilon\iota\sigma.} = 3 \text{ }^\circ\text{C}$). Στο 3^ο στάδιο συμπίεσης το CO₂ συμπιέζεται έως τα 79 bar, δηλαδή σε πίεση λίγο μεγαλύτερη της κρίσιμης (73.8 bar) και υγροποιείται με την ψύξη του στους 21.2 °C.

Αναλυτικά, τα στάδια της συμπίεσης του CO₂ είναι τα ακόλουθα:

- 1^ο στάδιο: 1.5 bar- 4.3 bar
- 2^ο στάδιο: 4.3 bar- 18.6 bar
- 3^ο στάδιο: 18.6 bar- 79 bar
- 4^ο στάδιο: 79 bar- 110 bar

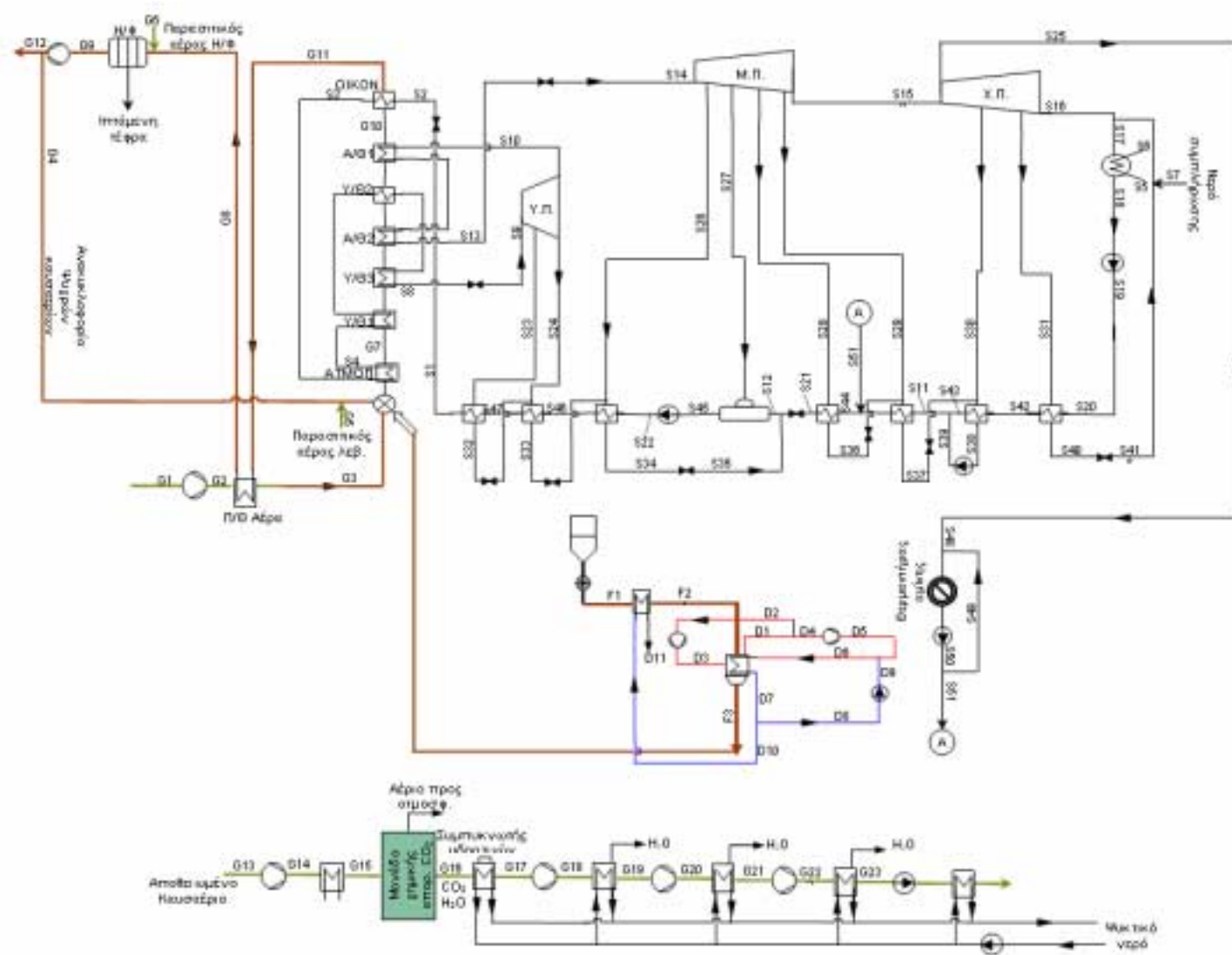
4.5 Προσομοίωση μη βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

Στο διάγραμμα 4.2 που ακολουθεί απεικονίζεται το διάγραμμα ροής της μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία της χημικής απορρόφησης με αμίνες, ενώ στον Πίνακα 4.1 παρουσιάζονται αναλυτικά τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά στους κόμβους του κυκλώματος.

		T (°C)	P (bar)	M (kg/s)	H (kJ/kg)
F1	Φυσικός λιγνίτης στην είσοδο του συστήματος προξήρανσης	15.00	1.02	97.32	-1.25
F2	Προθερμασμένος φυσικός λιγνίτης	70.00	1.02	97.32	122.31
F3	Λιγνίτης στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	69.90	134.32
D1	Ατμός στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	132.47	2687.69
D2	Ατμός για ρευστοποίηση της κλίνης	106.00	1.02	105.05	2687.69
D3	Ατμός ρευστοποίησης μετά τον συμπιεστή	126.79	1.23	105.05	2732.49
D4	Ατμός πριν τον συμπιεστή υδρατμών	106.00	1.02	27.42	2687.69
D5	Ατμός μετά τον συμπιεστή υδρατμών	246.51	3.20	27.42	2994.85
D6	Ατμός μετά τον ψεκασμό νερού	140.00	3.20	30.19	2737.15
D7	Συμπύκνωμα στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	127.50	3.00	30.19	535.21
D8	Νερό ψεκασμού	127.50	3.00	2.77	535.21
D9	Νερό ψεκασμού μετά την αντλία	127.50	3.20	2.77	535.24
D10	Συμπύκνωμα για προθέρμανση φυσικού λιγνίτη	127.50	3.00	27.42	535.21
D11	Νερό στην έξοδο του προθερμαντή καυσίμου	104.70	3.00	27.42	438.52
G1	Αέρας Περιβάλλοντος	15.00	1.01	300.98	-0.56
G2	Αέρας μετά τον ανεμιστήρα	45.58	1.04	330.98	30.36
G3	Αέρας μετά Π/Θ αέρα	316.66	1.03	287.74	309.46
G4	Ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων	157.91	1.01	99.50	151.57
G5	Παρασιτικός αέρας λέβητα	15.00	1.01	30.00	-0.56
G6	Παρασιτικός αέρας Η/Φ	15.00	1.01	6.90	-0.56
G7	Καυσαέρια στην έξοδο του Θ.Κ.	1000.00	1.00	460.29	1173.05
G8	Καυσαέρια μετά τον Π/Θ αέρα	150.00	0.97	460.29	143.29
G9	Καυσαέρια προ ανεμιστήρα καυσαερίων	152.59	0.97	480.43	145.82
G10	Καυσαέρια μετά Α/Θ 1	473.73	0.98	460.29	510.70
G11	Καυσαέρια προ Π/Θ αέρα	330.46	0.98	460.29	343.98
G12	Καυσαέρια μετά ανεμιστήρα καυσαερίων	157.91	1.01	380.93	151.57
G13	Καυσαέρια στην έξοδο της μονάδας αποθείωσης	50.30	1.02	379.10	36.60
G14	Καυσαέρια μετά τον ανεμιστήρα στην είσοδο της μονάδας χημικής απορρόφησης CO ₂	60.14	1.12	379.10	47.02
G15	Ψύξη καυσαερίων πριν την είσοδο στη μονάδα χημικής απορρόφησης CO ₂	52.20	1.12	379.10	38.60
G16	CO ₂ και H ₂ O πριν το συμπυκνωτή υδρατμών	100.00	1.50	134.46	92.47
G17	CO ₂ μετά το συμπυκνωτή υδρατμών	40.30	1.50	73.48	21.50
G18	1ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	132.10	4.30	73.48	106.32
G19	Ψύξη CO ₂ μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	21.20	4.30	72.11	4.60
G20	2ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	146.29	18.60	72.11	117.68
G21	Ψύξη CO ₂ μετά το 2ο στάδιο συμπίεσης	21.20	18.60	71.93	4.73
G22	3ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	144.62	79.00	71.93	115.77
G23	Ψύξη CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	21.20	79.00	71.93	4.73
S1	Τροφοδοτικό νερό μετά Π/Θ Υ.Π. 8	294.16	315.00	278.25	1297.54
S2	Τροφοδοτικό νερό στην είσοδο του οικονομητήρα	294.16	315.00	278.25	1297.54
S3	Νερό μετά τον οικονομητήρα	345.00	315.00	278.25	1573.34
S4	Ατμός στην έξοδο του ατμοπαραγωγού	463.51	301.25	278.25	2900.00
S5	Ψυκτικό νερό στην είσοδο του συμπυκνωτή	18.20	1.01	3309.23	76.05
S6	Ψυκτικό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	29.30	3.00	3309.23	122.66

S7	Νερό συμπλήρωσης	15.56	1.03	0.00	64.99
S8	Υ/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	602.30	287.49	278.25	3462.69
S9	Υ/Θ ατμός στην είσοδο του στροβίλου Υ.Π.	600.04	280.00	278.25	3462.69
S10	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Υ.Π.	364.70	63.80	233.26	3074.53
S11	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 3	93.14	16.90	88.13	390.90
S12	Νερό στην είσοδο του απαερωτή	162.79	13.90	265.15	687.64
S13	Α/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	622.60	61.30	233.26	3710.18
S14	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Μ.Π.	622.19	60.00	233.26	3710.18
S15	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Χ.Π.	238.26	3.70	205.41	2940.67
S16	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π.	32.15	0.05	69.61	2337.07
S17	Ατμός στην είσοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	72.77	2243.39
S18	Νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	72.77	134.23
S19	Νερό μετά την αντλία συμπυκνωμάτων	32.65	28.00	72.77	138.92
S20	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	72.77	138.92
S21	Νερό στην έξοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	151.17	13.90	210.33	637.37
S22	Νερό μετά την τροφοδοτική αντλία	196.24	322.00	278.25	849.55
S23	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 8	403.99	84.80	13.52	3139.44
S24	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 7	365.29	64.50	31.47	3074.53
S25	Ατμός απομάστευσης προς το θερμοαντήρα αμίνης	238.26	3.70	122.20	2940.67
S26	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 6	486.10	26.00	9.84	3429.46
S27	Ατμός απομάστευσης για απαερωτή	380.91	12.50	13.09	3218.46
S28	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 4	280.99	5.60	4.93	3022.75
S29	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 3	238.26	3.70	5.97	2940.67
S30	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 2	131.99	1.15	4.47	2738.77
S31	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 1	62.14	0.22	3.16	2513.26
S32	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 8	285.40	84.80	13.52	1262.90
S33	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 7	231.09	64.50	44.98	995.46
S34	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 6	206.24	26.00	54.82	880.51
S35	Συμπυκνώμα Π/Θ Υ.Π. 6 στην είσοδο του απαερωτή	206.24	26.00	54.82	880.51
S36	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 4	148.07	5.60	4.93	623.48
S37	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 3	103.14	3.70	10.90	432.02
S38	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 2	67.14	1.15	15.37	280.61
S39	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 2 μετά την αντλία	67.28	16.90	15.37	282.50
S40	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 1	42.82	0.22	3.16	178.90
S41	Συμπυκνώμα Π/Θ Χ.Π. 1 στην είσοδο του κύριου συμπυκνωτή	42.82	0.22	3.16	178.90
S42	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 1	57.14	18.40	72.77	240.24
S43	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 2	98.58	16.90	72.77	413.79
S44	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 3	138.07	15.40	210.33	581.18
S45	Νερό μετά τον απαερωτή	189.84	12.50	278.25	806.74
S46	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 6	221.09	319.67	278.25	958.25
S47	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 7	275.40	317.33	278.25	1206.36
S48	Υ/Θ ατμός προς θερμοαντήρα αμίνης	238.26	3.70	122.20	2940.67
S49	Νερό ψεκασμού ατμού θερμοαντήρα αμίνης	139.67	15.60	11.74	588.05
S50	Συμπύκνωμα στην έξοδο του θερμοαντήρα αμίνης	139.67	15.60	133.94	588.05
S51	Συμπύκνωμα προς γραμμή τροφοδοτικού νερού	139.67	15.60	122.20	588.05

Πίνακας 4.1: Ισοζύγιο ενέργειας θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂



Σχήμα 4.2: Διάγραμμα ροής της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂

Ο ατμός απομάστευσης από την είσοδο του στροβίλου Χ.Π. ψεκάζεται από το συμπύκνωμα στην έξοδο του θερμοαντήρα αμίνης μέχρι ο ατμός να φτάσει στο σημείο κορεσμού. Η παροχή του κορεσμένου ατμού στην είσοδο του θερμοαντήρα είναι 133.94 kg/s. Τελικά, 122.20 kg/s συμπυκνώματος επιστρέφουν στη γραμμή του τροφοδοτικού νερού στο σημείο μετά τον Π/Θ Χ.Π. 3.

Η πίεση των καυσαερίων πριν εισέλθουν στη στήλη απορρόφησης ανέρχεται στα 1.124 bar και με τη βοήθεια ψυκτικού νερού ψύχονται μέχρι το σημείο δρόσου (52.2 °C).

Για την ψύξη του διαλύματος αμίνης πριν αυτό εισέλθει στη στήλη απορρόφησης, απαιτούνται 2947.9 kg/s ψυκτικού νερού ενώ το ψυκτικό φορτίο είναι 137.24 MJ/s. Αντίστοιχα, οι απαιτήσεις σε ψυκτικό φορτίο του συμπυκνωτή υδρατμών του ρεύματος CO₂ και H₂O στην έξοδο της στήλης αναγέννησης είναι 153.36 MJ/s και η παροχή ψυκτικού νερού 3294 kg/s.

Η ενδιάμεση ψύξη του CO₂ μετά τα διάφορα στάδια της συμπίεσης θεωρείται ότι γίνεται μέχρι τους 21.2 °C. Δεδομένου ότι η θερμοκρασία του ψυκτικού νερού στην έξοδο του Πύργου Ψύξης είναι 18.2 °C, η θερμοκρασιακή διαφορά θερμού ρεύματος στην είσοδο του εναλλάκτη με το ψυχρό ρεύμα στην είσοδό του λαμβάνεται 3 °C. Καθώς το CO₂, ψύχεται ποσότητα H₂O που έχει απομείνει μετά το στάδιο της συμπύκνωσης των υδρατμών, συμπυκνώνεται και απομακρύνεται από το κύριο ρεύμα.

Οι ανάγκες σε ψυκτικό νερό και ψυκτική ισχύ της μονάδας χημικής απορρόφησης του CO₂ και της ενδιάμεσης ψύξης του τελικού προϊόντος μετά από τη συμπίεση παρουσιάζονται στον πίνακα που ακολουθεί. Τα αποτελέσματα αυτά είναι ενδεικτικά όσον αφορά τη δυνατότητα εκμετάλλευσης θερμότητας χαμηλών θερμοδυναμικών χαρακτηριστικών (θερμοκρασίας) για τη βελτιστοποίηση της θερμοηλεκτρικής μονάδας.

	Παροχή ψυκτικού νερού (kg/s)	Ψυκτικό φορτίο (MJ/s)
Ψύξη καυσαερίων- είσοδος στήλης απορρόφησης	67.8	3.2
Συμπυκνωτής καυσαερίων	3294.1	153.36
Ψύξη διαλύματος αμίνης	2447.9	137.24
Ενδιάμεση ψύξη- 1 ^ο στάδιο συμπίεσης	230.3	10.72
Ενδιάμεση ψύξη- 2 ^ο στάδιο συμπίεσης	180.4	8.40
Ενδιάμεση ψύξη- 3 ^ο στάδιο συμπίεσης	169.9	7.91

Πίνακας 4.2: Απαιτούμενη ψυκτική ισχύς για το σύστημα χημικής απορρόφησης και την ενδιάμεση ψύξη του CO₂

Τα βασικά αποτελέσματα της προσομοίωσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση διοξειδίου του άνθρακα παρουσιάζονται στον Πίνακα 4.3.

Μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς	MW _e	312.46
Θερμική ισχύς καυσίμου- Κ.Θ.Ι	MJ/ s	774.86
Μικτός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	40.32
Κατανάλωση τροφοδοτικής αντλίας	MW _e	11.91
Κατανάλωση ανεμιστήρα αέρα	MW _e	0.93
Κατανάλωση ανεμιστήρα καυσαερίων	MW _e	2.76
Κατανάλωση μονάδας προξήρανσης λιγνίτη		
<i>Συμπιεστής ατμού ρευστοποίησης της κλίνης</i>	MW _e	4.71
<i>Συμπιεστής υδρατμών</i>	MW _e	8.42
Σύνολο	MW _e	13.13
Κατανάλωση μύλων λιγνίτη	MW _e	6.59
Κατανάλωση ηλεκτροστατικών φίλτρων	MW _e	0.5
Κατανάλωση συστήματος μεταφοράς ιπτάμενης τέφρας	MW _e	0.75
Σύστημα τροφοδοσίας λιγνίτη	MW _e	0.6
Κατανάλωση Μονάδας Χημικής απορρόφησης CO ₂		
<i>Ανεμιστήρας καυσαερίων</i>	MW _e	3.95
<i>Αντλίες διαλύματος αμίνης και νερού</i>	MW _e	6.99
<i>Αντλίες ψυκτικού νερού (ψύξη καυσαερίων, ψύξη διαλύματος αμίνης στην είσοδο της στήλης απορρόφησης και συμπυκνωτής υδρατμών)</i>	MW _e	1.48
Σύνολο	MW _e	12.42
Κατανάλωση για τη συμπίεση του CO ₂		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	6.23
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.15
<i>3ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	7.99
<i>4ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	0.38
Σύνολο	MW _e	22.75
Αντλίες συμπυκνωμάτων	MW _e	0.57
Αντλίες ανακυκλοφορίας νερού και ψυκτικού νερού (συμπεριλαμβάνεται η ενδιάμεση ψύξη κατά τη συμπίεση CO ₂)	MW _e	0.89
Μονάδα αποθείωσης	MW _e	7.18
Λουπά	MW _e	1.2
Κατανάλωση καυσίμου	kg/s	97.32
Καθαρή ισχύς	MW_e	230.26
Καθαρός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	29.72

Πίνακας 4.3: Αποτελέσματα προσομοίωσης μη-βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

4.6 Βελτιστοποίηση επιδόσεων μονάδας με δέσμευση CO₂

Για τη βελτίωση των επιδόσεων της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂, είναι απαραίτητο η θερμότητα που παράγεται κατά τις διάφορες διεργασίες και η οποία αποβάλλεται στο ψυκτικό νερό ή στο νερό ψεκασμού, να ενσωματωθεί στο κύκλωμα νερού/ ατμού και στις ροές των αερίων που εισέρχονται στο λέβητα. Συγκεκριμένα, η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂ με τη μέθοδο της χημικής απορρόφησης με αμίνες δίνει τη δυνατότητα εκμετάλλευσης θερμότητας από τις ακόλουθες διεργασίες:

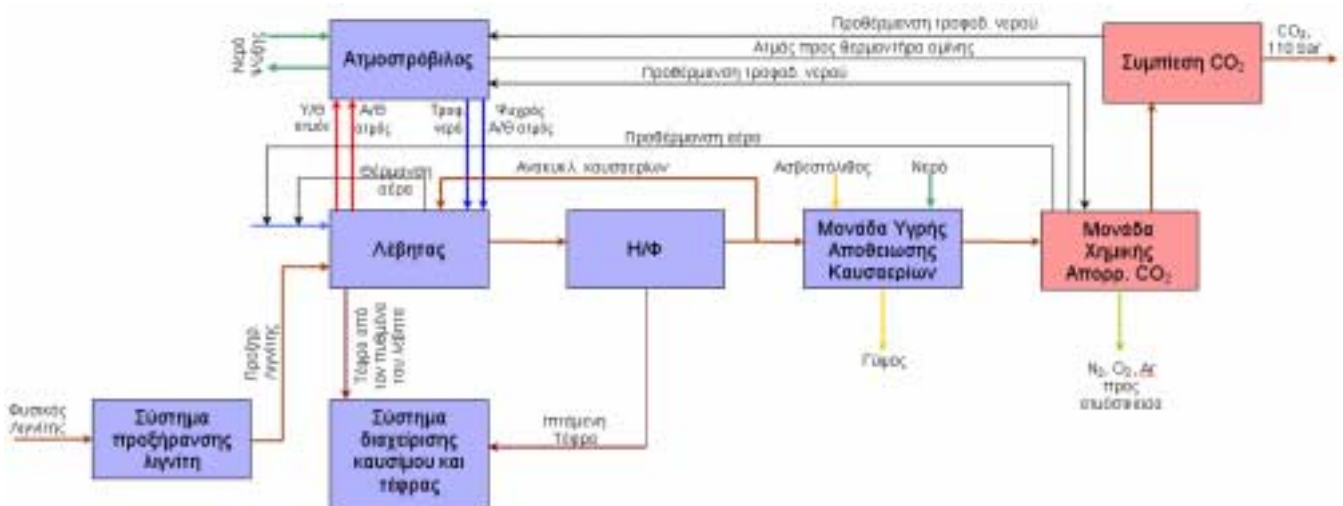
- Συμπύκνωση υδρατμών καυσαερίου στην έξοδο της στήλης αναγέννησης
- Ενδιάμεση ψύξη CO₂ κατά τη συμπίεση
- Ψεκασμός Y/Θ ατμού από την είσοδο του στροβίλου X.Π. προς το θερμαντήρα αμίνης

Η θερμοκρασία του ρεύματος CO₂ και H₂O πριν εισέλθει στο συμπυκνωτή είναι 100 °C ενώ του ατμού προς το θερμαντήρα αμίνης πριν τον ψεκασμό ανέρχεται στους 238.26 °C. Τέλος το επίπεδο της θερμοκρασίας του CO₂ στην έξοδο των συμπιεστών είναι:

- 1^ο στάδιο συμπίεσης: 132.10 °C
- 2^ο στάδιο συμπίεσης: 146.29 °C
- 3^ο στάδιο συμπίεσης: 144.62 °C

Λαμβάνοντας υπόψη τα επίπεδα των θερμοκρασιών των ρευμάτων που στην περίπτωση της μη βελτιστοποιημένης μονάδας αποβάλλουν θερμότητα στο ψυκτικό νερό, οι δυνατότητες για βελτιστοποίηση του βαθμού απόδοσης της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι:

- Από τη συμπίεση του διοξειδίου του άνθρακα
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 1 και 2
- Από το συμπυκνωτή καυσαερίων στην έξοδο της στήλης αναγέννησης
 - ο Προθέρμανση αέρα καύσης πριν τον προθερμαντή αέρα με καυσαέριο (LUVO)
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τον Π/Θ Χ.Π.
- Από τη μείωση της θερμοκρασίας του ατμού από την είσοδο του στροβίλου Χ.Π. προς το θερμοαντήρα αμίνης
 - ο Προθέρμανση τροφοδοτικού νερού που διέρχεται από τους Π/Θ Χ.Π. 3 και 4



Σχήμα 4.3: Απλοποιημένο διάγραμμα ροής βελτιστοποιημένης μονάδας

Δεδομένου ότι το αέριο μίγμα CO₂ και H₂O στην είσοδο του συμπυκνωτή καυσαερίων έχει θερμοκρασία 100 °C και για θερμοκρασιακή διαφορά $\Delta T = T_{\text{θερμ.εισ.}} - T_{\text{ψυχρ.εξ.}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$, η θερμοκρασία του ψυκτικού νερού στην έξοδο του συμπυκνωτή καυσαερίων θα είναι 85 °C. Καθώς η θερμοκρασία αυτή είναι αρκετά χαμηλή, οι δυνατότητες εκμετάλλευσης της θερμότητας είναι περιορισμένες. Από τη διαθέσιμη θερμική ισχύ των 153.36 MJ/s που αποβάλλεται, γίνεται εκμετάλλευση των 4.55 MJ/s για την προθέρμανση του αέρα καύσης του λέβητα και τη μερική υποκατάσταση του Π/Θ Χ.Π. 1. Αντίστοιχα, από τη συμπίεση του CO₂ μέχρι το επίπεδο των 110 bar η διαθέσιμη ισχύς είναι 27.03 MJ/s και γίνεται εκμετάλλευση των 21.71 MJ/s για την μερική υποκατάσταση των Π/Θ Χ.Π. 1 και 2. Τέλος, 27.60 MJ/s είναι η θερμική ισχύς που ενσωματώνεται στο κύκλωμά προθέρμανσης του τροφοδοτικού νερού με τη μερική υποκατάσταση των Π/Θ Χ.Π. 3 και 4 από τη μείωση της θερμοκρασίας του Υ/Θ ατμού προς το θερμοαντήρα αμίνης μέχρι τη θερμοκρασία κορεσμού.

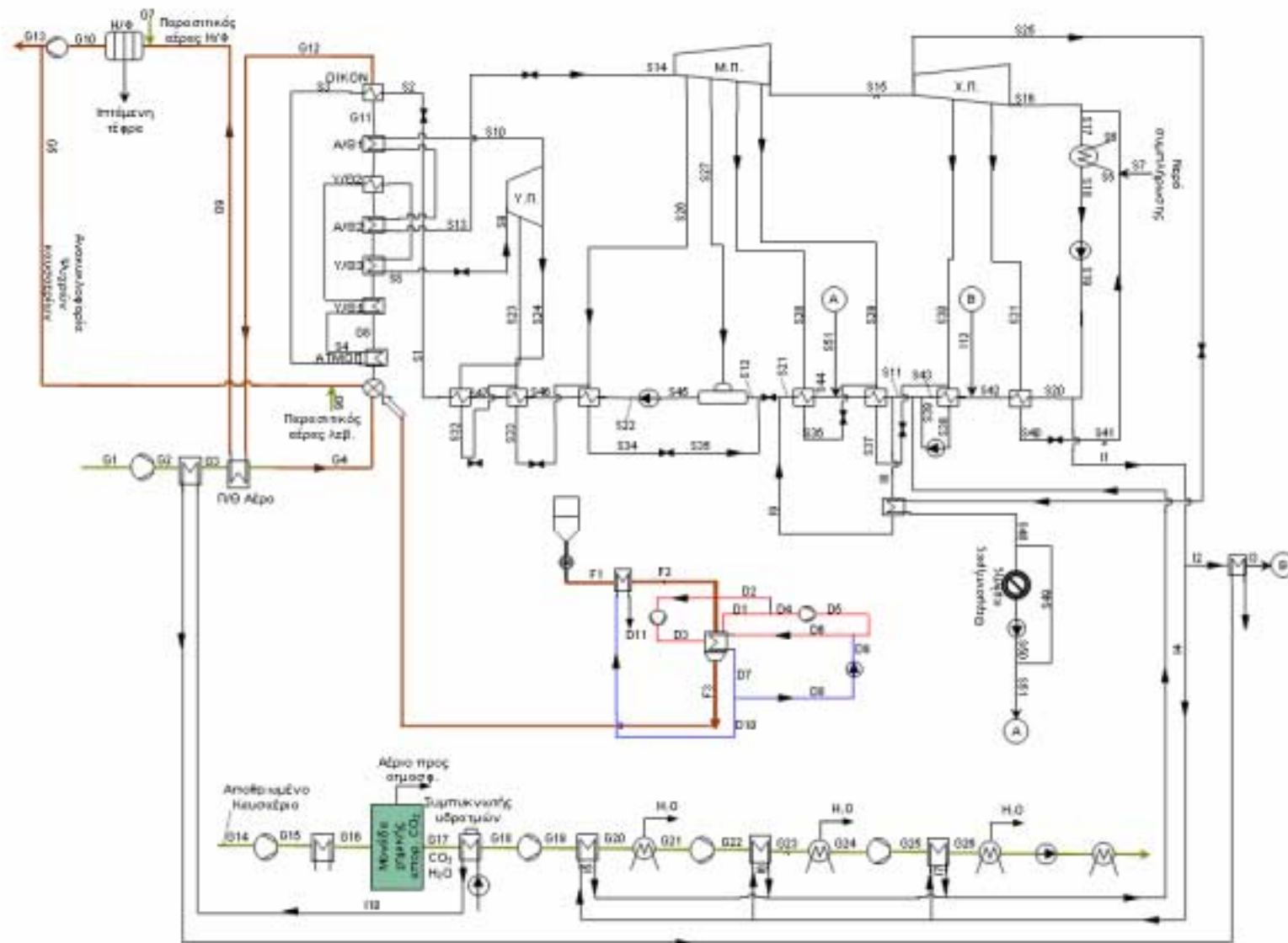
Στο διάγραμμα 4.3 που ακολουθεί απεικονίζεται το αναλυτικό διάγραμμα ροής της μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία της χημικής απορρόφησης με αμίνες, ενώ στον Πίνακα 4.4 παρουσιάζονται αναλυτικά τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά στους κόμβους του κυκλώματος.

		T (°C)	P (bar)	M (kg/s)	H (kJ/kg)
F1	Φυσικός λιγνίτης στην είσοδο του συστήματος προξήρανσης	15.00	1.02	97.32	-1.25
F2	Προθερμασμένος φυσικός λιγνίτης	70.00	1.02	97.32	122.31
F3	Λιγνίτης στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	69.90	134.32
D1	Ατμός στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	106.00	1.02	132.47	2687.69
D2	Ατμός για ρευστοποίηση της κλίνης	106.00	1.02	105.05	2687.69
D3	Ατμός ρευστοποίησης μετά τον συμπιεστή	126.79	1.23	105.05	2732.49
D4	Ατμός πριν τον συμπιεστή υδρατμών	106.00	1.02	27.42	2687.69
D5	Ατμός μετά τον συμπιεστή υδρατμών	246.51	3.20	27.42	2994.85
D6	Ατμός μετά τον ψεκασμό νερού	140.00	3.20	30.19	2737.15
D7	Συμπύκνωμα στην έξοδο του συστήματος προξήρανσης	127.50	3.00	30.19	535.21
D8	Νερό ψεκασμού	127.50	3.00	2.77	535.21
D9	Νερό ψεκασμού μετά την αντλία	127.50	3.20	2.77	535.24
D10	Συμπύκνωμα για προθέρμανση φυσικού λιγνίτη	127.50	3.00	27.42	535.21
D11	Νερό στην έξοδο του προθερμαντή καυσίμου	104.70	3.00	27.42	438.52
G1	Αέρας Περιβάλλοντος	15.00	1.01	300.91	-0.56
G2	Αέρας μετά ανεμιστήρα	45.95	1.04	330.91	30.73
G3	Αέρας πριν Π/Θ αέρα με καυσαέριο	50.00	1.04	330.91	34.83
G4	Αέρας μετά Π/Θ αέρα με καυσαέριο	320.62	1.03	330.91	313.63
G5	Ανακυκλοφορία ψυχρών καυσαερίων	158.00	1.01	100.10	151.68
G6	Παρασιτικός αέρας λέβητα	15.00	1.01	30.00	-0.56
G7	Παρασιτικός αέρας Η/Φ	15.00	1.01	6.90	-0.56
G8	Καυσαέρια στην έξοδο του Θ.Κ.	1000.00	1.00	460.82	1173.06
G9	Καυσαέρια μετά τον Π/Θ αέρα	150.00	0.97	460.82	143.29
G10	Καυσαέρια προ ανεμιστήρα καυσαερίων	152.69	0.97	480.96	145.92
G11	Καυσαέρια μετά Α/Θ 1	473.40	0.98	460.82	510.32
G12	Καυσαέρια προ Π/Θ αέρα	330.01	0.98	460.82	343.49
G13	Καυσαέρια μετά ανεμιστήρα καυσαερίων	158.00	1.01	380.86	151.68
G14	Καυσαέρια στην έξοδο της μονάδας αποθείωσης	50.30	1.02	379.10	36.60
G15	Καυσαέρια μετά τον ανεμιστήρα στην είσοδο της μονάδας χημικής απορρόφησης CO ₂	60.14	1.12	379.10	47.02
G16	Ψύξη καυσαερίων πριν την είσοδο στη μονάδα χημικής απορρόφησης CO ₂	52.20	1.12	379.10	38.60
G17	CO ₂ και H ₂ O πριν το συμπυκνωτή υδρατμών	100.00	1.50	134.46	92.47
G18	CO ₂ μετά το συμπυκνωτή υδρατμών	40.30	1.50	73.48	21.50
G19	1ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	132.10	4.30	73.48	106.32
G20	Προθ. τροφod. νερού από το CO ₂ μετά το 1 ^ο στάδιο συμπίεσης	42.82	4.30	73.48	-7.35
G21	Ψύξη CO ₂ μετά το 1 ^ο στάδιο συμπίεσης	21.20	4.30	72.11	4.60
G22	2ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	146.29	18.60	72.11	117.68
G23	Προθ. τροφod. νερού από το CO ₂ μετά το 2 ^ο στάδιο συμπίεσης	42.82	18.60	72.11	21.83
G24	Ψύξη CO ₂ μετά το 2 ^ο στάδιο συμπίεσης	21.20	18.60	71.93	4.73
G25	3 ^ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	144.62	79.00	71.93	115.77
G26	Προθ. τροφod. νερού από το CO ₂ μετά το 3ο στάδιο συμπίεσης	42.82	79.00	71.93	23.14
G27	Ψύξη CO ₂ μετά το 3 ^ο στάδιο συμπίεσης	21.20	79.00	71.93	4.73
S1	Τροφodotικό νερό μετά Π/Θ Υ.Π. 8	294.16	315.00	278.74	1297.54
S2	Τροφodotικό νερό στην είσοδο του οικονομητήρα	294.16	315.00	278.74	1297.54
S3	Νερό μετά τον οικονομητήρα	345.00	315.00	278.74	1573.34
S4	Ατμός στην έξοδο του ατμοπαραγωγού	463.51	301.25	278.74	2900.00

S5	Ψυκτικό νερό στην είσοδο του συμπυκνωτή	18.20	1.01	3679.73	76.05
S6	Ψυκτικό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	29.34	3.00	3679.73	122.83
S7	Νερό συμπλήρωσης	15.56	1.03	0.00	64.99
S8	Υ/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	602.30	287.49	278.74	3462.69
S9	Υ/Θ ατμός στην είσοδο του στροβίλου Υ.Π.	600.04	280.00	278.74	3462.69
S10	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Υ.Π.	364.70	63.80	233.68	3074.53
S11	Νερό πριν τον Π/Θ Χ.Π. 3	117.95	16.90	81.64	495.62
S12	Νερό στην είσοδο του απαεριωτή	176.03	13.90	271.84	745.49
S13	Α/Θ ατμός στην έξοδο του λέβητα	622.60	61.30	233.68	3710.18
S14	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Μ.Π.	622.19	60.00	233.68	3710.18
S15	Ατμός στην είσοδο του στροβίλου Χ.Π.	238.26	3.70	214.13	2940.67
S16	Ατμός στην έξοδο του στροβίλου Χ.Π.	32.15	0.05	77.75	2337.07
S17	Ατμός στην είσοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	77.75	2337.04
S18	Νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή	32.15	0.05	77.75	134.23
S19	Νερό μετά την αντλία συμπυκνωμάτων	32.65	28.00	77.75	138.92
S20	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	0.00	138.92
S21	Νερό στην έξοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	151.17	13.90	135.40	637.37
S22	Νερό μετά την τροφοδοτική αντλία	196.24	322.00	278.74	849.55
S23	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 8	403.99	84.80	13.54	3139.44
S24	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 7	365.29	64.50	31.52	3074.53
S25	Ατμός απομάστευσης προς το θερμαντήρα αμίνης	238.26	3.70	135.28	2940.67
S26	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Υ.Π. 6	486.10	26.00	9.86	3429.46
S27	Ατμός απομάστευσης για απαεριωτή	380.91	12.50	6.90	3218.46
S28	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 4	280.99	5.60	2.79	3022.75
S29	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 3	238.26	3.70	0.00	2940.67
S30	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 2	131.99	1.15	1.10	2738.77
S31	Ατμός απομάστευσης για Π/Θ Χ.Π. 1	62.14	0.22	0.00	2513.26
S32	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 8	285.40	84.80	13.54	1262.90
S33	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 7	231.09	64.50	45.06	995.46
S34	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6	206.24	26.00	54.92	880.51
S35	Συμπύκνωμα Π/Θ Υ.Π. 6 στην είσοδο του απαεριωτή	206.24	26.00	54.92	880.51
S36	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 4	149.67	5.60	2.79	630.38
S37	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 3	140.84	3.70	2.79	627.22
S38	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2	74.00	1.15	3.89	309.34
S39	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 2 μετά την αντλία	74.15	16.90	3.89	311.24
S40	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1	0.00	0.00	0.00	0.00
S41	Συμπύκνωμα Π/Θ Χ.Π. 1 στην είσοδο του κύριου συμπυκνωτή	0.00	0.00	0.00	0.00
S42	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 1	32.82	19.90	0.00	138.92
S43	Νερό μετά τον Π/Θ Χ.Π. 2	98.58	18.40	24.52	413.91
S44	Νερό στην είσοδο του Π/Θ Χ.Π. 4	139.67	15.40	135.40	588.03
S45	Νερό μετά τον απαεριωτή	189.84	12.50	278.74	806.74
S46	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 6	221.09	319.67	278.74	958.25
S47	Νερό μετά τον Π/Θ Υ.Π. 7	275.40	317.33	278.74	1206.36
S48	Υ/Θ ατμός προς θερμαντήρα αμίνης	140.90	3.70	135.28	2734.64
S49	Νερό ψεκασμού ατμού θερμαντήρα αμίνης	139.67	15.60	0.00	588.05
S50	Συμπύκνωμα στην έξοδο του θερμαντήρα αμίνης	139.67	15.60	135.28	588.05
S51	Συμπύκνωμα προς γραμμή τροφοδοτικού νερού	139.67	15.60	135.28	588.05
I1	Τροφод. Νερό προς προθέρμανση από συμπυκν. καυσαερίων και συμπίεση CO ₂	32.82	19.90	77.75	138.92
I2	Τροφод. νερό προς προθέρμανση από συμπυκν. καυσαερίων	32.82	19.90	24.52	138.92
I3	Τροφод. νερό μετά την προθέρμανση από συμπυκν. καυσαερίων	64.00	19.90	24.52	269.03
I4	Τροφод. νερό προς προθέρμανση από συμπίεση CO ₂	32.82	19.90	53.23	138.92
I5	Τροφод. νερό μετά την προθέρμανση από το 1 ^ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	122.10	19.90	22.08	513.42
I6	Τροφод. νερό μετά την προθέρμανση από το 2 ^ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	136.29	19.90	15.73	573.85

17	Τροφod. νερό μετά την προθέρμανση από το 3 ^ο στάδιο συμπίεσης CO ₂	134.62	19.90	15.42	566.72
18	Τροφod. νερό προς προθέρμανση από τον ατμό του θερμοαντήρα αμίνης	117.95	16.90	81.52	495.62
19	Τροφod. νερό μετά την προθέρμανση από τον ατμό του θερμοαντήρα αμίνης	196.00	16.90	81.52	834.12
110	Θερμό νερό στην έξοδο του συμπυκνωτή υδρατμών	85.00	3.00	549.00	355.63

Πίνακας 4.4: Ισοζύγιο ενέργειας και μάζας βελτιστοποιημένης θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂



Σχήμα 4.3: Διάγραμμα ροής βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

Με τον προτεινόμενο σχεδιασμό της μονάδας με δέσμευση CO₂, ο λέβητας υπερκρίσιμων χαρακτηριστικών παράγει 278.74 kg/s υπέρθερμο ατμό (287.5 bar, 602.3 °C) και 233.68 kg/s ανάθερμο ατμό (61.3 bar, 622.6 °C). Επιπλέον, οι απαιτήσεις σε ψυκτικό νερό για την ενδιάμεση ψύξη κατά τη συμπίεση του CO₂ και για τη συμπύκνωση των υδρατμών του προϊόντος στην έξοδο της στήλης αναγέννησης, είναι μειωμένες σε σχέση με αυτές της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας. Για την ψύξη του CO₂ μετά το 1^ο, το 2^ο και το 3^ο στάδιο συμπίεσης συμπίεση απαιτούνται 52.68 kg/s, 33.39 kg/s και 28.17 kg/s ψυκτικού νερού αντίστοιχα ενώ για τη συμπύκνωση των υδρατμών του προϊόντος στην έξοδο της στήλης αναγέννησης η παροχή νερού υπολογίζεται στα 3195.51 kg/s.

Η σύσταση των καυσαερίων και η παροχή τους στα διάφορα στάδια επεξεργασίας φαίνεται στον πίνακα που ακολουθεί.

	Είσοδος μονάδας αποθείωσης		Είσοδος μονάδας χημικής απορρόφησης CO ₂		Έξοδος στήλης αναγέννησης (πριν από το συμπυκνωτή υδρατμών)		Έξοδος συμπυκνωτή υδρατμών καυσαερίων		Έξοδος ψύκτη μετά το 1ο στάδιο συμπίεσης	
	% κ.ο.	% κ.β.	% κ.ο.	% κ.β.	% κ.ο.	% κ.β.	% κ.ο.	% κ.β.	% κ.ο.	% κ.β.
N ₂	69.79	66.65	69.94	66.97	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂	13.98	20.98	14.01	21.08	32.00	53.50	95.00	97.89	99.40	99.75
SO ₂	0.22	0.48	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂	3	3.27	3.01	3.29	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	12.18	7.48	12.21	7.52	68.00	46.50	5.00	2.11	0.60	0.25
Ar	0.83	1.13	0.83	1.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
M (kg/s)		380.93		379.1		134.46		73.48		72.11

Πίνακας 4.5: Σύσταση καυσαερίων στα διάφορα στάδια επεξεργασίας

Στην έξοδο της μονάδας υγρής αποθείωσης με αιώρημα ασβεστόλιθου, τα αποθειωμένα καυσαέρια θα έχουν θερμοκρασία 50 °C (σημείο δρόσου των καυσαερίων). Στην περίπτωση που δεν παρεμβληθεί εναλλάκτης καυσαερίων/ ψυκτικού νερού, η θερμοκρασία αυτή είναι και η θερμοκρασία εισόδου στο σύστημα χημικής απορρόφησης του CO₂.

Η στήλη απορρόφησης της μονάδας αποθείωσης έχει σχεδιαστεί έτσι ώστε η συγκέντρωση του SO₂ στην έξοδό της να μην ξεπερνά τα 10 mg/Nm³ σε 6% O₂ επί ξηρού (3.5 ppm σε 6% O₂ επί ξηρού). Με αναγωγή στο υγρό καυσαέριο και για την πραγματική περιεκτικότητα σε O₂ η συγκέντρωση του SO₂ είναι 10.29 mg/Nm³ ή 3.6 ppm, δηλαδή αρκετά χαμηλότερη από αυτή που ορίζει η κατασκευάστρια εταιρεία συστημάτων χημικής απορρόφησης CO₂.

Για τους λόγους που έχουν αναφερθεί προηγουμένως, η συγκέντρωση του SO₃ πριν τη μονάδα αποθείωσης θα είναι 44 ppm (επί υγρού και για την πραγματική συγκέντρωση σε O₂). Θεωρώντας ότι το SO₃ δεσμεύεται από το διάλυμα ασβεστόλιθου σε ποσοστό 50 %, η συγκέντρωση του στο αποθειωμένο καυσαέριο θα είναι 22 ppm. Τελικά, με βάση τις συντηρητικότερες παραδοχές, η συνολική συγκέντρωση των SO_x στην είσοδο της μονάδας χημικής απορρόφησης του CO₂ θα είναι κατά μέγιστο 25.6 ppm. Παρά το γεγονός ότι η συγκέντρωση αυτή είναι αρκετά χαμηλή για τα δεδομένα λειτουργίας των σύγχρονων θερμοηλεκτρικών μονάδων, ξεπερνάει το όριο που ορίζουν οι κατασκευαστές για τα εμπορικά διαθέσιμα συστήματα δέσμευσης CO₂ με αμίνες. Το γεγονός αυτό συντελεί στην αυξημένη κατανάλωση και απώλεια διαλύματος αμίνης.

Τα βασικά αποτελέσματα της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ φαίνονται στον Πίνακα 4.6

Μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς	MW _e	317.58
Θερμική ισχύς καυσίμου- Κ.Θ.Ι	MJ/ s	774.86
Μικτός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	40.99
Κατανάλωση τροφοδοτικής αντλίας	MW _e	11.93
Κατανάλωση ανεμιστήρα αέρα	MW _e	0.93
Κατανάλωση ανεμιστήρα καυσαερίων	MW _e	2.77
Κατανάλωση μονάδας προξήρανσης λιγνίτη		
<i>Συμπιεστής ατμού ρευστοποίησης της κλίνης</i>	MW _e	4.71
<i>Συμπιεστής υδρατμών</i>	MW _e	8.42
Σύνολο	MW _e	13.13
Κατανάλωση μύλων λιγνίτη	MW _e	6.59
Κατανάλωση ηλεκτροστατικών φίλτρων	MW _e	0.5
Κατανάλωση συστήματος μεταφοράς ιπτάμενης τέφρας	MW _e	0.75
Σύστημα τροφοδοσίας λιγνίτη	MW _e	0.6
Κατανάλωση Μονάδας Χημικής απορρόφησης CO ₂		
<i>Ανεμιστήρας καυσαερίων</i>	MW _e	3.95
<i>Αντλίες διαλύματος αμίνης και νερού</i>	MW _e	6.99
<i>Αντλίες ψυκτικού νερού (ψύξη καυσαερίων, ψύξη διαλύματος αμίνης στην είσοδο της στήλης απορρόφησης και συμπυκνωτής υδρατμών)</i>	MW _e	1.45
Σύνολο	MW _e	12.40
Κατανάλωση για τη συμπίεση του CO ₂		
<i>1ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	6.23
<i>2ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	8.15
<i>3ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	7.99
<i>4ο στάδιο συμπίεσης</i>	MW _e	0.38
Σύνολο	MW _e	22.75
Αντλίες συμπυκνωμάτων	MW _e	0.58
Αντλίες ανακυκλοφορίας νερού και ψυκτικού νερού (συμπεριλαμβανεται η ενδιάμεση ψύξη κατά τη συμπίεση CO ₂)	MW _e	0.89
Μονάδα αποθείωσης	MW _e	7.18
Λοιπά	MW _e	1.2
Κατανάλωση καυσίμου	kg/s	97.32
Καθαρή ισχύς	MW_e	235.38
Καθαρός βαθμός απόδοσης με βάση την Κ.Θ.Ι.	%	30.38

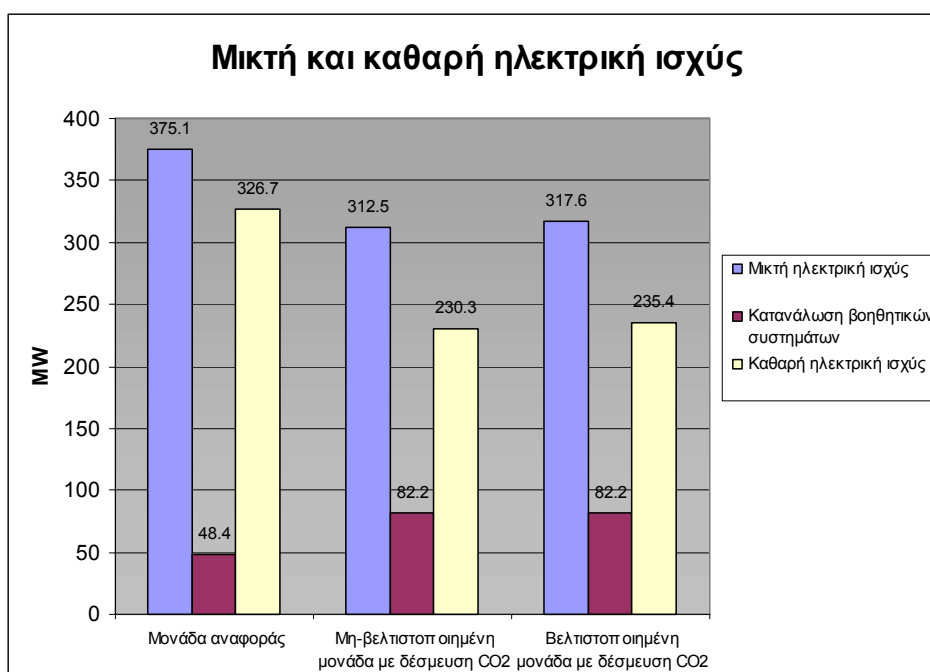
Πίνακας 4.6: Αποτελέσματα προσομοίωσης βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂

4.7 Σύγκριση μονάδων

Η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂ με τη μέθοδο της χημικής απορρόφησης από τα καυσαέρια δεν επηρεάζει τη λειτουργία του λέβητα της ατμοηλεκτρικής μονάδας. Έτσι, η ωφέλιμη ισχύς Q_N στη συμβατική μονάδα αναφοράς και στη μη-βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ παραμένει η ίδια (750.7 MW). Ωστόσο, στην περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας, υπάρχει μια μικρή αύξηση στην ισχύ που προσδίδεται τόσο στην ατμοποίηση και υπερθέρμανση του νερού και όσο και στην αναθέρμανση του ατμού από την έξοδο του στροβίλου Υ.Π. Τελικά, η ωφέλιμη ισχύς του λέβητα είναι 752 MW. Η βελτίωση αυτή στις επιδόσεις του λέβητα οφείλεται στην προθέρμανση του αέρα καύσης από την εκμετάλλευση της θερμότητας συμπύκνωσης των υδρατμών στην έξοδο της στήλης αναγέννησης αμίνης.

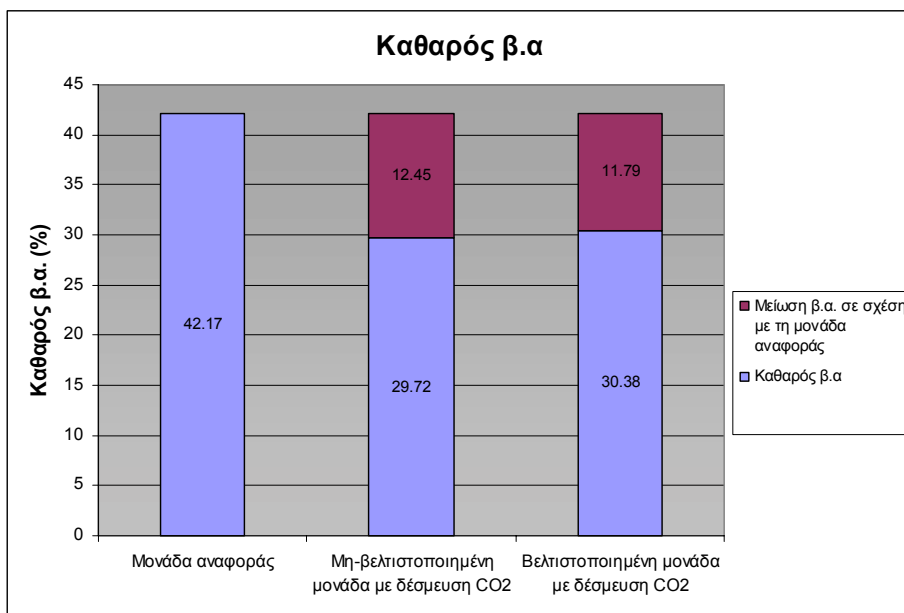
Η μικτή ηλεκτρική ισχύς της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ παρουσιάζεται σημαντικά μειωμένη σε σχέση με αυτή της συμβατικής. Συγκεκριμένα, η μη-βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ παράγει 312.46 MW ενώ η μονάδα αναφοράς 375.07 MW. Η μείωση αυτή οφείλεται στην εξαγωγή του ατμού από την είσοδο του στροβίλου Χ.Π. για το θερμαντήρα της αμίνης. Η γεννήτρια της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ δίνει 317.58 MW, δηλαδή 5.12 MW περισσότερα από τη μη-βελτιστοποιημένη.

Η κατανάλωση των βοηθητικών συστημάτων των μονάδων με δέσμευση CO₂ είναι αυξημένη σε σύγκριση με την κατανάλωση της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Τελικά, η καθαρή ηλεκτρική ισχύς στις περιπτώσεις της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας και της βελτιστοποιημένης είναι 230.26 MW και 235.38 MW αντίστοιχα. Στο διάγραμμα που ακολουθεί παρουσιάζονται η μικτή και η καθαρή ισχύς των μονάδων καθώς και η κατανάλωση των βοηθητικών συστημάτων.



Σχήμα 4.4: Ηλεκτρική ισχύς

Η μείωση του βαθμού απόδοσης της μη-βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ σε σχέση με τη συμβατική μονάδα αναφοράς είναι 12.45 εκατοστιαίες μονάδες. Με την εκμετάλλευση της χαμηλής «ποιότητας» (χαμηλής θερμοκρασίας) θερμότητας που αποβάλλεται στο ψυκτικό νερό επιτυγχάνεται μια μικρή αύξηση του καθαρού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης. Έτσι, ο καθαρός βαθμός απόδοσης της βελτιστοποιημένης θερμοηλεκτρικής μονάδας είναι 30.38 %, δηλαδή 11.79 εκατοστιαίες μονάδες χαμηλότερος από αυτόν της συμβατικής μονάδας αναφοράς.



Σχήμα 4.5: Βαθμός απόδοσης

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5^ο

ΟΙΚΟΝΟΜΙΚΗ ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ

ΣΥΜΒΟΛΑ

ΜΣΚΚ:	Μέσο Σταθμικό Κόστος Κεφαλαίου
ΚΠΑ:	Καθαρή Παρούσα Αξία
ΣΕΚ:	Σταθερή Επένδυση Κεφαλαίου
ΟΕΚ:	Ολική Επένδυση Κεφαλαίου

5.1 Εισαγωγή

Η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα επηρεάζει σημαντικά τα οικονομικά των θερμοηλεκτρικών μονάδων. Από τη μία πλευρά υπάρχουν οι άμεσες οικονομικές συνέπειες λόγω του αυξημένου ύψους της επένδυσης και του αυξημένου κόστους λειτουργίας και συντήρησης της μονάδας. Από την άλλη, η εγκατάσταση του εξοπλισμού δέσμευσης CO₂ έχει ως αποτέλεσμα τη μείωση της καθαρής παραγόμενης ηλεκτρικής ενέργειας σε σχέση με αυτή της συμβατικής μονάδας αναφοράς και κατ' επέκταση τη μείωση των εσόδων που προέρχονται από την πώλησή της. Για την οικονομική αξιολόγηση της εφαρμογής τόσο της τεχνολογίας καύσης με καθαρό οξυγόνο όσο και της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης του CO₂ από τα καυσαέρια, είναι απαραίτητο να προηγηθεί η εξέταση της συμβατικής θερμοηλεκτρικής μονάδας. Επιπλέον, είναι σημαντικό να εφαρμοστεί ένα ενιαίο πλαίσιο σε ότι αφορά τη μεθοδολογία και τις οικονομικές παραδοχές.

5.2 Μεθοδολογία- Τεχνικές και οικονομικές παραδοχές

Δεδομένης της διακύμανσης της τιμής της ηλεκτρικής ενέργειας και τη δυσκολία πρόβλεψής της ιδιαίτερα σε μακροχρόνιο ορίζοντα, για την εκτίμηση των εσόδων από την πώληση αυτής και των χρηματικών ροών ανά έτος, χρησιμοποιείται το κριτήριο της καθαρής παρούσας αξίας. Το σημείο στο οποίο μηδενίζεται η ΚΠΑ μεταβάλλοντας την τιμή της ηλεκτρικής ενέργειας, προσδιορίζει την ελάχιστη τιμή πώλησης ώστε η επένδυση να είναι κερδοφόρα. Επιπλέον, με αυτόν τον τρόπο λαμβάνεται υπόψη η επίδραση της μείωσης της μικτής και καθαρής ισχύος μετά την εγκατάσταση του εξοπλισμού δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα. Η ελάχιστη τιμή πώλησης της ηλεκτρικής ενέργειας που υπολογίζεται με βάση τις χρηματικές ροές που προκύπτουν λαμβάνοντας υπόψη συγκεκριμένες παραδοχές, είναι το κόστος ηλεκτρικής ενέργειας και συμπεριλαμβάνει το κόστος των ιδίων κεφαλαίων, το κόστος του δανεισμού, το σταθερό και μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης και το κόστος του καυσίμου. Με την αξιολόγηση της αποδοτικότητας της επένδυσης με τη χρήση ανηγμένων ετήσιων χρηματοροών, συμπεριλαμβάνεται η υποτίμηση των χρηματοροών για κάθε έτος της λειτουργίας της μονάδας.

Η επίδραση της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ στα οικονομικά της θερμοηλεκτρικής μονάδας είναι δυνατό να εκφραστεί είτε με το κόστος δέσμευσης του CO₂ ή με το κόστος αποφυγής του CO₂. Ωστόσο, καθώς ο καθαρός βαθμός απόδοσης και η καθαρή ισχύς της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι αρκετά χαμηλότερος από αυτόν της συμβατικής μονάδας αναφοράς, η τιμή του κόστους δέσμευσης διαφέρει πολύ σε σχέση με το κόστος αποφυγής. Γενικά, το κόστος αποφυγής του CO₂ είναι ο οικονομικός δείκτης που χρησιμοποιείται για να εκφράσει το κόστος της μείωσης των εκπομπών του CO₂ των θερμοηλεκτρικών μονάδων και υπολογίζεται από την εξίσωση [1]:

$$\text{Κόστος αποφυγής CO}_2 \text{ (€/ton CO}_2\text{)} = (K_{CO_2} - K_{αναφ.}) / (\text{Εκπομπές}_{αναφ.} - \text{Εκπομπές}_{CO_2})$$

Όπου,

K_{CO_2} : Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας μονάδας με δέσμευση CO₂ (€/kWh)

$K_{αναφ.}$: Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας μονάδας αναφοράς (€/kWh)

Εκπομπές_{CO_2} : Ειδικές εκπομπές μονάδας με δέσμευση CO₂ (ton CO₂/kWh)

$\text{Εκπομπές}_{αναφ.}$: Ειδικές εκπομπές μονάδας αναφοράς (ton CO₂/kWh)

Οι τεχνολογίες δέσμευσης CO₂ δεν είναι εμπορικά ώριμες, αλλά βρίσκονται στο στάδιο μελέτης της εφαρμογής τους σε επιδεικτικές μονάδες είτε μικρής ή μεγάλης κλίμακας. Έτσι, για την εκτίμηση της οικονομικής βιωσιμότητας των θερμοηλεκτρικών μονάδων με δέσμευση CO₂ είναι απαραίτητο να γίνει μία σειρά τεχνικών και οικονομικών παραδοχών.

Η ανάπτυξη και εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ σε θερμοηλεκτρικές μονάδες είναι δυνατό χωριστεί σε τρεις βασικές περιόδους [2]:

- Περίοδος κατασκευής *επιδεικτικών μονάδων*
- *Πρώιμη εμπορική* περίοδος
- Περίοδος *εμπορικής ωριμότητας*

Η έναρξη λειτουργίας των επιδεικτικών μονάδων στην Ε.Ε. τοποθετείται στο 2015, ενώ η πρώιμη εμπορική περίοδος αναμένεται να ξεκινήσει το νωρίτερο το 2020. Τέλος, η περίοδος εμπορικής ωριμότητας εκτιμάται ότι θα ξεκινήσει μετά το 2030.

Η μελέτη της οικονομικής βιωσιμότητας των θερμοηλεκτρικών μονάδων που εξετάζονται, γίνεται αρχικά με βάση την παραδοχή ότι η Ολική Επένδυση Κεφαλαίου δεν συμπεριλαμβάνει την αύξηση που συνεπάγεται η έλλειψη της προηγούμενης εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης σε αρκετά μεγάλο αριθμό μονάδων. Αναφέρεται ότι όσο αυξάνεται εμπειρία της κατασκευάστριας εταιρείας, αλλά και της εταιρείας παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας, στην εφαρμογή νέων τεχνολογιών, αποφεύγονται οι τεχνικές και οικονομικές αβεβαιότητες, οι καθυστερήσεις στην κατασκευή, καθώς και τα απρόβλεπτα έξοδα.

Για την αξιολόγηση της επίδρασης των βασικών παραδοχών και ιδιαίτερα των επισφαλών παραμέτρων οι οποίες είναι δύσκολο να προσδιορισθούν, είναι απαραίτητο να πραγματοποιηθούν αναλύσεις ευαισθησίας. Οι παράμετροι που εξετάζονται είναι το επιτόκιο αναγωγής που εφαρμόζεται στις ετήσιες χρηματοροές με διακύμανση ±50 %, το ύψος της απαιτούμενης επένδυσης (OEK) με διακύμανση ±15 %, η τιμή του καυσίμου με διακύμανση -25 % και +50 % και το κόστος λειτουργίας και συντήρησης με διακύμανση ±40 %. Τέλος, σε ότι αφορά την οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης εξετάζονται οι περιπτώσεις των 25 και 40 ετών.

Ωστόσο, κρίνεται αναγκαία η αξιολόγηση της επένδυσης στην περίπτωση που αυτή θα πραγματοποιηθεί κατά τη διάρκεια της *περιόδου κατασκευής επιδεικτικών μονάδων*, δηλαδή πριν το 2015. Σε αυτήν την περίπτωση, η οικονομική αξιολόγηση λαμβάνει υπόψη την αύξηση της ΟΕΚ λόγω του ρίσκου που συνεπάγεται η καινοτομία στην εφαρμογή των νέων τεχνολογιών. Δίνεται έτσι, μία εικόνα σε ότι αφορά το μέγεθος της κρατικής οικονομικής υποστήριξης των επενδύσεων αυτών ώστε να είναι οικονομικά βιώσιμες.

5.2.1 Τεχνικές παραδοχές

Το μέγεθος μιας τυπικής λιγνιτικής ατμοηλεκτρικής μονάδας στην Ελλάδα, είναι της τάξεως των 300- 330 MW. Λαμβάνοντας υπόψη ότι η καθαρή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς θα είναι μειωμένη λόγω της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂, μία μονάδα μεγέθους 380 MW θεωρείται αντιπροσωπευτική για τα Ελληνικά δεδομένα. Επιπλέον, για όλες τις μονάδες το καύσιμο που χρησιμοποιείται είναι λιγνίτης Φλώρινας και η παροχή του καυσίμου προς τους καυστήρες του ατμολέβητα είναι η ίδια.

Καθώς το κόστος αγοράς και εγκατάστασης του εξοπλισμού δέσμευσης CO₂ είναι πολύ υψηλό, είναι προτιμότερο η εφαρμογή των τεχνολογιών να γίνεται σε καινούργιες θερμοηλεκτρικές μονάδες φορτίου *βάσης*. Κατά συνέπεια, γίνεται η παραδοχή ότι λειτουργούν 7500 ώρες το έτος σε πλήρες φορτίο.

Οι βασικές τεχνικές παραδοχές, είτε είναι κοινές για όλες τις μονάδες ή αφορούν κάθε τεχνολογία ξεχωριστά και παρουσιάζονται αναλυτικά σε προηγούμενα κεφάλαια.

5.2.2 Οικονομικές παραδοχές

Οι οικονομικές παραδοχές είναι δυνατό να χωριστούν σε δύο βασικές κατηγορίες [1] [3]:

- Παραδοχές σε σχέση με το κόστος. Σε αυτήν την κατηγορία ανήκουν τα κόστη που αφορούν τόσο την κατασκευή της μονάδας όσο και την λειτουργία της
 - Ύψος επένδυσης
 - Κόστος λειτουργίας και συντήρησης
 - Κόστος καυσίμου
 - Χρονικό διάστημα κατασκευής της μονάδας
 - Καταμερισμός/ κατανομή εξόφλησης της επένδυσης
- Χρηματοοικονομικές παραδοχές
 - Επιτόκιο δανεισμού
 - Πληθωρισμός
 - Κόστος/ απόδοση ιδίων κεφαλαίων
 - Φορολογικός συντελεστής
 - Απόσβεση/ υποτίμηση εξοπλισμού
 - Οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης

Ύψος επένδυσης

Η ολική επένδυση κεφαλαίου συμπεριλαμβάνει: 1) το κόστος μελέτης, αγοράς και εγκατάστασης του εξοπλισμού, 2) το κόστος της ιδιοκτήτριας εταιρείας σε σχέση με τον αρχικό σχεδιασμό της μονάδας

και την οργάνωση του έργου, συμπεριλαμβανομένου και του κεφαλαίου κίνησης, καθώς και τα έξοδα που απαιτούνται κατά τη δοκιμαστική περίοδο ώστε η μονάδα να παραληφθεί επίσημα από τον ανάδοχο και να τεθεί σε εμπορική λειτουργία και 3) το κεφάλαιο που δεσμεύει η ιδιοκτήτρια εταιρεία για τα απρόοπτα/ απρόβλεπτα έξοδα κατά τη διάρκεια της εκτέλεσης του έργου.

Το κόστος της ιδιοκτήτριας εταιρείας και το κεφάλαιο που δεσμεύεται για τα απρόοπτα, εξαρτάται από την τεχνολογία που εφαρμόζεται, τη φιλοσοφία του συμβολαίου και την εργασία της εταιρείας πριν την κατάστρωση του προϋπολογισμού του έργου. Γενικά, όσο πιο πολύπλοκη είναι η τεχνολογία που εφαρμόζεται, το κόστος της ιδιοκτήτριας εταιρείας τείνει να αυξάνεται. Επίσης, ο λεπτομερής σχεδιασμός και η καλή οργάνωση του έργου από την πλευρά της ιδιοκτήτριας εταιρείας συμβάλλει στη μείωση του κόστους μελέτης και σχεδιασμού του εξοπλισμού καθώς και σε μειωμένες απαιτήσεις δέσμευσης κεφαλαίου για απρόοπτα/ απρόβλεπτα έξοδα.

Για λιγνιτικές ατμοηλεκτρικές μονάδες το κόστος της ιδιοκτήτριας εταιρείας ανέρχεται στο 10 % του κόστους μελέτης, αγοράς και εγκατάστασης του εξοπλισμού. Επίσης, 10 % του κόστους του εξοπλισμού θεωρείται ότι είναι και το κεφάλαιο που δεσμεύεται για τα απρόβλεπτα έξοδα.

Κόστος λειτουργίας και συντήρησης

Στην κατηγορία αυτή ανήκουν όλα τα έξοδα που σχετίζονται με τη λειτουργία και τη συντήρηση της μονάδας σε όλη τη διάρκεια της οικονομικής ζωής της επένδυσης. Αναλυτικά συμπεριλαμβάνονται τα έξοδα που αφορούν [1]:

- Προσωπικό
- Διοίκηση
- Ασφάλεια
- Ανταλλακτικά
- Διάγνωση/ επισκευή βλαβών/ επιθεώρηση
- Αναλώσιμα (ασβεστόλιθος, νερό συμπλήρωσης, ΜΕΑ κ.α.)
- Απόθεση αποβλήτων (γύψος, τέφρα κ.α.)

Τα κόστη λειτουργίας και συντήρησης χωρίζονται στα σταθερά και τα μεταβλητά. Στην πρώτη κατηγορία ανήκουν τα έξοδα τα οποία είναι ανεξάρτητα από την ποσότητα της παραγόμενης ηλεκτρικής ενέργειας και συμπεριλαμβάνεται το προσωπικό, η διοίκηση, τα ανταλλακτικά και οι βλάβες. Από την άλλη πλευρά, στη δεύτερη κατηγορία το ύψος των εξόδων είναι άμεσα εξαρτώμενο από την ποσότητα της ηλεκτρικής ενέργειας που παράγεται και περιλαμβάνουν τα αναλώσιμα και την απόθεση αποβλήτων. Σε ότι αφορά τις απαιτήσεις για ανταλλακτικά και επισκευή των βλαβών, στην πραγματικότητα είναι διαφορετικές για κάθε έτος λειτουργίας της μονάδας. Ωστόσο, γίνεται η παραδοχή ότι τα έξοδα αυτά θα είναι σταθερά για κάθε έτος.

Στην περίπτωση των μονάδων με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία της χημικής απορρόφησης από τα καυσαέρια, τα μεταβλητά έξοδα λειτουργίας εμφανίζονται αυξημένα λόγω της απώλειας του διαλύματος ΜΕΑ. Η παρουσία SO_x, NO₂ και O₂ και το γεγονός ότι σταγονίδια του αντιδρώντος διαλύματος παρασύρονται από τα αέρια που απελευθερώνονται στην ατμόσφαιρα από το άνω μέρος της στήλης απορρόφησης, συντελούν στην αύξηση των απωλειών ΜΕΑ. Γενικά, οι

αναμενόμενες απώλειες κυμαίνονται στα 0.5- 3.1 kg διαλύματος MEA/ ton δεσμευόμενου CO₂ [4]. Δεδομένου ότι η συγκέντρωση των SO_x στην είσοδο της στήλης απορρόφησης για τις θερμοηλεκτρικές μονάδες που εξετάζονται, ξεπερνάει το όριο που θέτουν οι κατασκευάστριες εταιρείες, για την εκτίμηση της ποσότητας συμπλήρωσης της αμίνης γίνεται η παραδοχή ότι η απώλεια διαλύματος θα είναι 3.1 kg/ ton δεσμευόμενου CO₂. Το κόστος της MEA ανέρχεται στα 3.5 €/ kg.

Κόστος καυσίμου

Το καύσιμο αποτελεί το σημαντικότερο κόστος λειτουργίας της θερμοηλεκτρικής μονάδας. Ωστόσο, η τιμή του είναι δύσκολο να προβλεφθεί. Το κόστος του λιγνίτη λαμβάνεται 1.1 €/ GJ. Λόγω του ότι η επίδραση της τιμής του καυσίμου στην εκτίμηση του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας είναι σημαντική, αλλά και λόγω της επισφάλειας στις προβλέψεις της τιμής αυτής για το μέλλον, είναι απαραίτητη η πραγματοποίηση παραμετρικής ανάλυσης. Η ανάλυση ευαισθησίας γίνεται για τρεις τιμές καυσίμου: 0.8, 1.1 και 1.7 €/ GJ.

Χρονικό διάστημα κατασκευής της μονάδας και καταμερισμός εξόφλησης της επένδυσης

Το χρονικό διάστημα από την έναρξη της κατασκευής της μονάδας μέχρι αυτή να τεθεί σε εμπορική λειτουργία θεωρείται ότι είναι 4 έτη. Η κατανομή της εξόφλησης της επένδυσης ανά έτος είναι 15 %, 30 %, 35 % και 20 % του συνολικού κόστους για το 1^ο, 2^ο, 3^ο και 4^ο έτος αντίστοιχα.

Επιτόκιο δανεισμού- Πληθωρισμός- Κόστος/ απόδοση ιδίων κεφαλαίων

Το επιτόκιο αναγωγής που επιλέγεται για τη μελέτη της οικονομικής βιωσιμότητας της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂, είναι το Μέσο Σταθμικό Κόστος Κεφαλαίου (ΜΣΚΚ) το οποίο προκύπτει λαμβάνοντας υπόψη το επιτόκιο δανεισμού, το κόστος των ιδίων κεφαλαίων και τον πληθωρισμό.

$$\text{ΜΣΚΚ} = \frac{E * e\% + L * l\%}{E + L} + i\%$$

όπου: *E*: Ίδια κεφάλαια

e%: Κόστος ιδίων κεφαλαίων

L: Ύψος δανείου

l%: Επιτόκιο δανεισμού

i%: Πληθωρισμός

Δεδομένου ότι η διάρκεια της οικονομικής ζωής των λιγνιτικών θερμοηλεκτρικών μονάδων είναι της τάξεως των 25- 40 ετών, είναι δύσκολο να προβλεφθεί το ύψος των επιτοκίων αλλά και του πληθωρισμού. Επιπλέον, το αν θα υπάρξει ή όχι δανεισμός αλλά και η αναλογία του σε σχέση με τα ίδια κεφάλαια, εξαρτάται από την εταιρεία και τη φιλοσοφία της σε ότι αφορά τις επενδύσεις. Για το λόγο αυτό γίνεται εκ των προτέρων η παραδοχή ότι το ΜΣΚΚ θα είναι 8%, ενώ πραγματοποιείται παραμετρική ανάλυση για τις τιμές 4 και 12 %.

Φορολογικός συντελεστής- Απόσβεση/ υποτίμηση εξοπλισμού

Η απόσβεση/ υποτίμηση του εξοπλισμού αποτελεί λογιστικό όρο που αναφέρεται στην πτώση της αρχικής αξίας της θερμοηλεκτρικής μονάδας κατά τη διάρκεια της περιόδου ζωής της. Συνεπώς,

λαμβάνεται υπόψη μόνο στην περίπτωση που η βιωσιμότητα της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ βασίζεται στα μετά-φόρων κέρδη της ιδιοκτήτριας εταιρείας. Ο φορολογικός συντελεστής λαμβάνεται 35 % των κερδών ανά έτος. Για την εκτίμηση των ετήσιων χρηματοροών εφαρμόζεται γραμμικό μοντέλο απόσβεσης/ υποτίμησης του εξοπλισμού και ο συντελεστής λογιστικής απόσβεσης θα είναι 2.5 % και 4 % της ΣΕΚ για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 και 25 έτη αντίστοιχα.

Οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης- Περίοδος αποπληρωμής

Καθώς η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ που εξετάζονται αναφέρεται στην κατασκευή καινούργιων λιγνιτικών μονάδων και όχι σε μετασκευή συμβατικών μονάδων που ήδη λειτουργούν, η εκτίμηση για τη διάρκεια της οικονομικής ζωής της επένδυσης είναι 25- 40 έτη.

5.3 Αποτελέσματα οικονομικής αξιολόγησης

5.3.1 Τεχνικές και οικονομικές παραδοχές

Οι τεχνικές και οικονομικές παραδοχές που εφαρμόζονται για την εκτίμηση του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας για τις θερμοηλεκτρικές μονάδες παρουσιάζονται αναλυτικά στον πίνακα που ακολουθεί. Επίσης, αναφέρεται ότι η *ετήσια αναπροσαρμογή* της τιμής του καυσίμου, της ΣΕΚ, του σταθερού και του μεταβλητού κόστους λειτουργίας και συντήρησης θεωρείται ότι είναι 1%.

	Μονάδες	Μονάδα αναφοράς	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- καύση με O ₂	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Καύση με O ₂	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση
Επένδυση						
Σταθερή επένδυση κεφαλαίου (ΣΕΚ)- Κόστος μελέτης, αγοράς και εγκατάστασης εξοπλισμού [5] [6] [7] [8]	€/ kW μικτής ισχύος	1250	1520	1520	1725	1725
Κόστος ιδιοκτήτη (αρχικός σχεδιασμός της μονάδας, οργάνωση του έργου, κεφάλαιο κίνησης, δοκιμαστική περίοδος) [8] [9] [10]	% της ΣΕΚ	10	10	10	10	10
Απρόοπτα/ απρόβλεπτα έξοδα [8] [9] [10]	% της ΣΕΚ	10	10	10	10	10
Ολική επένδυση κεφαλαίου (ΟΕΚ)	€/ kW μικτής ισχύος	1500	1824	1824	2070	2070
Έξοδα λειτουργίας και Συντήρησης						
Σταθερά λειτουργικά έξοδα (προσωπικό, διοίκηση, ασφάλεια) [10]	% της ΣΕΚ	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Σταθερά έξοδα συντήρησης (ανταλλακτικά, διάγνωση/ επιδιόρθωση βλαβών) [10]	% της ΣΕΚ	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Μεταβλητά έξοδα λειτουργίας και συντήρησης (αναλώσιμα, απόθεση αποβλήτων)	€/ MWh μικτής ενέργ. (ΜΕΑ) €/ tn δεσμ. CO ₂	1 -	1 -	1 -	1 3.25	1 3.25
Τιμή καυσίμου						
Μέση	€/ GJ	1.1	1.1	1.1	1.1	1.1
Μέγιστη	€/ GJ	1.7	1.7	1.7	1.7	1.7
Ελάχιστη	€/ GJ	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Τεχνικές παραδοχές						
Μικτή ηλεκτρική ισχύς	MW	375.07	379.76	401.31	312.46	317.58
Καθαρή ηλεκτρική ισχύς	MW	326.72	248.65	269.74	230.26	235.38
Παροχή καυσίμου	kg/ s	97.32	97.32	97.32	97.32	97.32
ΚΘΙ	kJ/ kg	7962	7962	7962	7962	7962
Καθαρός βαθμός απόδοσης	%	42.17	32.09	34.81	29.72	30.38
Ειδικές εκπομπές CO ₂	g/ kWh καθαρής ενέργ.	880.65	115.42	106.4	124.95	122.23

Πίνακας 5.1: Τεχνοοικονομικές παραδοχές

5.3.2 Αποτελέσματα

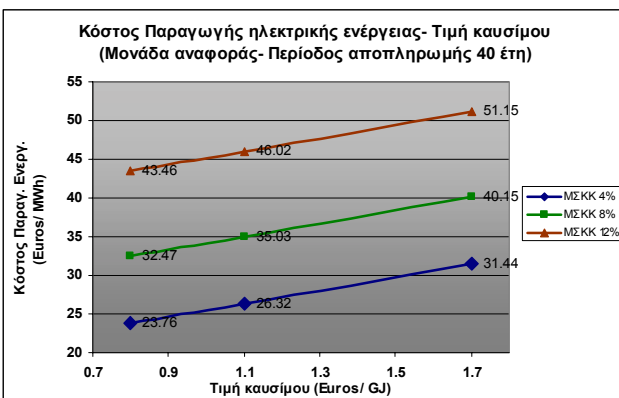
Τα αποτελέσματα της οικονομικής αξιολόγησης για κάθε μονάδα παρουσιάζονται στα διαγράμματα που ακολουθούν. Αναλυτικά, το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας υπολογίζεται για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 25 και 40 έτη και για ΜΣΚΚ (επιτόκιο αναγωγής) 4%, 8% και 12 %.

Οι παραμετρικές αναλύσεις πραγματοποιούνται για τις ακόλουθες παραμέτρους:

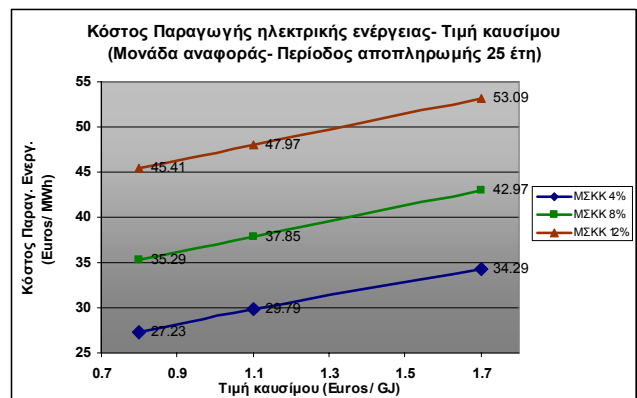
- Τιμή καυσίμου: 0.8 €/ GJ, 1.1 €/GJ και 1.7 €/GJ
- Μεταβολή κόστους λειτουργίας και συντήρησης: $\pm 40\%$
- Μεταβολή της ΟΕΚ: $\pm 15\%$

Συμβατική μονάδα αναφοράς

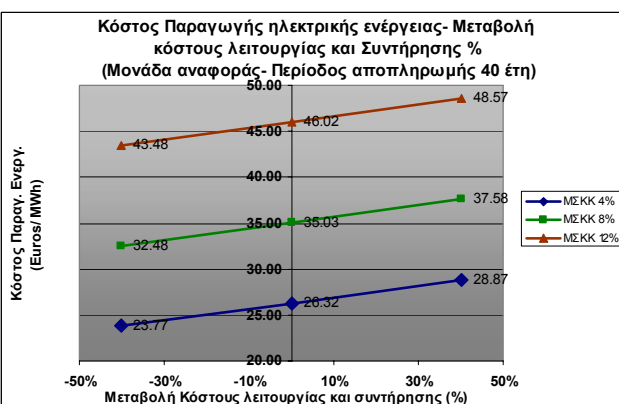
Το κόστος παραγωγής ενέργειας της συμβατικής μονάδας αναφοράς για επιτόκιο αναγωγής 8% και για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη, λαμβάνοντας υπόψη τις βασικές παραδοχές που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, ανέρχεται στα 35.03 €/ MWh. Η επίδραση της μεταβολής της ΟΕΚ παρουσιάζεται στο Διάγραμμα 5.5. Με τη μείωση της ΟΕΚ κατά 15% και επιλέγοντας χαμηλό ΜΣΚΚ, το κόστος της ενέργειας μειώνεται στα 24.73 €/MWh, δηλαδή κατά 29.4 %. Αντίθετα, η αύξηση της ΟΕΚ κατά 15 % σε συνδυασμό με αυξημένο το επιτόκιο αναγωγής των χρηματικών ροών οδηγεί σε αύξηση του κόστους κατά 44% (50.56 €/MWh).



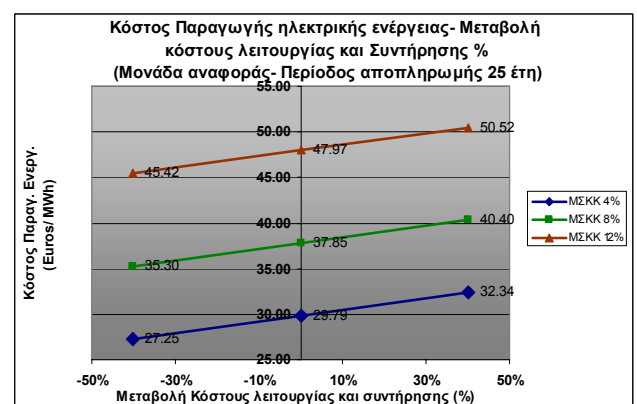
Σχήμα 5.1



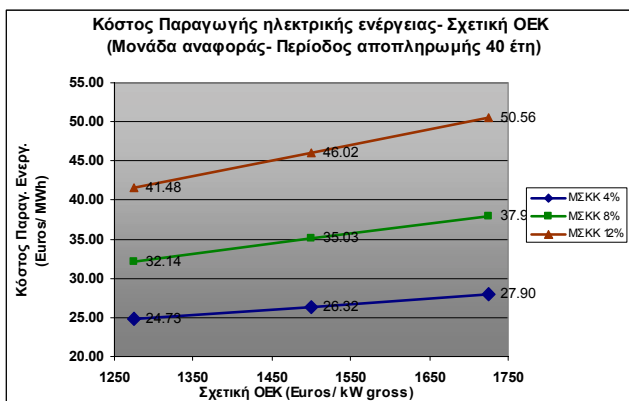
Σχήμα 5.2



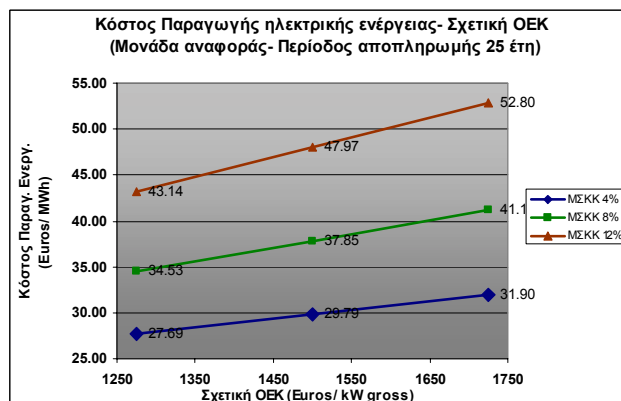
Σχήμα 5.3



Σχήμα 5.4



Σχήμα 5.5



Σχήμα 5.6

Καθώς η τιμή του καυσίμου θεωρείται ευμετάβλητη παράμετρος, το ύψος της διακύμανσης είναι δυνατό να είναι αρκετά μεγάλο. Με αύξησή της κατά 54.5 % (1.7 €/ GJ) και για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη, το κόστος παραγωγής ενέργειας θα ανέρχεται στα 40.15 €/MWh, δηλαδή θα αυξηθεί κατά 14.6 %. Από την άλλη πλευρά, στην περίπτωση που η τιμή του καυσίμου μειωθεί κατά 27.3 % (0.8 €/GJ), το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας μειώνεται κατά 7.3 % (32.47 €/MWh).

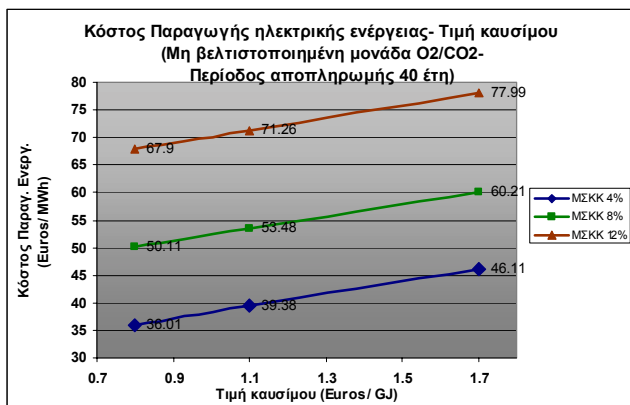
Η μεταβολή του κόστους λειτουργίας και συντήρησης επηρεάζει το κόστος παραγωγής της ενέργειας σε μικρότερο βαθμό απ' ότι η τιμή του καυσίμου και η Ο&Μ. Συγκεκριμένα, για την περίπτωση που η αποπληρωμή της επένδυσης πραγματοποιείται σε 40 έτη, η αύξηση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης κατά 40 %, μεταβάλλει το κόστος της ενέργειας κατά 7.3 % (37.58 €/MWh).

Όταν η οικονομική διάρκεια της ζωής της επένδυσης μειωθεί στα 25 έτη, βάσει των παραδοχών που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, το κόστος παραγωγής της ενέργειας της συμβατικής μονάδας αναφοράς αυξάνει στα 37.85 €/MWh. Η ανάλυση ευαισθησίας ως προς την τιμή του καυσίμου, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης και την Ο&Μ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.2, 5.4 και 5.6 αντίστοιχα.

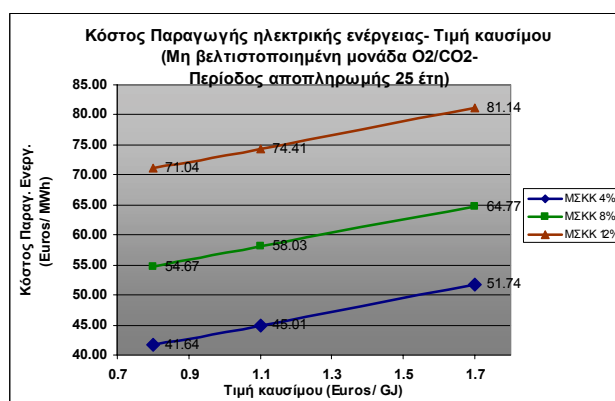
Μη- βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂

Το κόστος παραγωγής ενέργειας της μη- βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ για επιτόκιο αναγωγής 8% και για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη και σύμφωνα με τις βασικές οικονομικές παραδοχές, ανέρχεται στα 53.48 €/MWh. Η επίδραση της μεταβολής της Ο&Μ παρουσιάζεται στο Διάγραμμα 5.11. Με τη μείωση της Ο&Μ κατά 15%, το κόστος της ενέργειας μειώνεται στα 48.80 €/MWh, δηλαδή κατά 8.75 %. Με την επιλογή χαμηλότερου Μ&ΚΚ (4%) το κόστος ενέργειας μειώνεται στα 36.82 €/MWh.

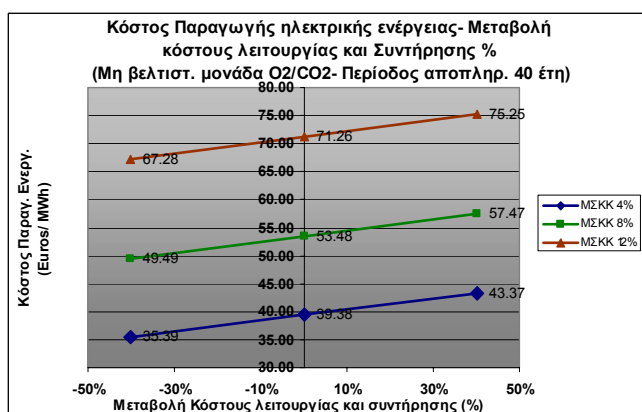
Για την περίπτωση που η αποπληρωμή της επένδυσης πραγματοποιείται σε 40 έτη, η αύξηση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης κατά 40 %, μεταβάλλει το κόστος της ενέργειας μόλις 7.46 % (57.47 €/MWh).



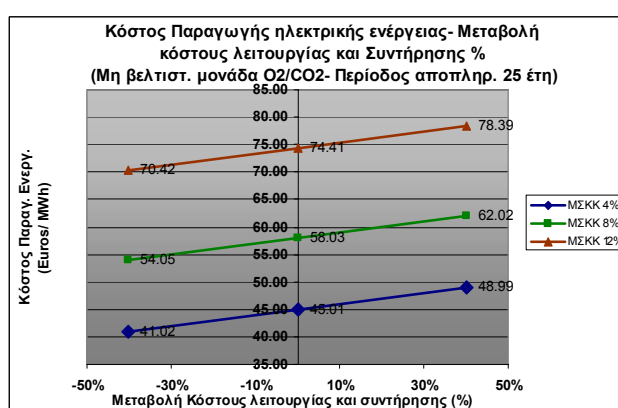
Σχήμα 5.7



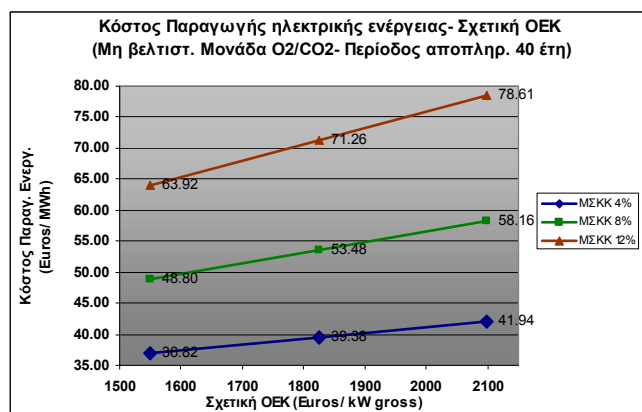
Σχήμα 5.8



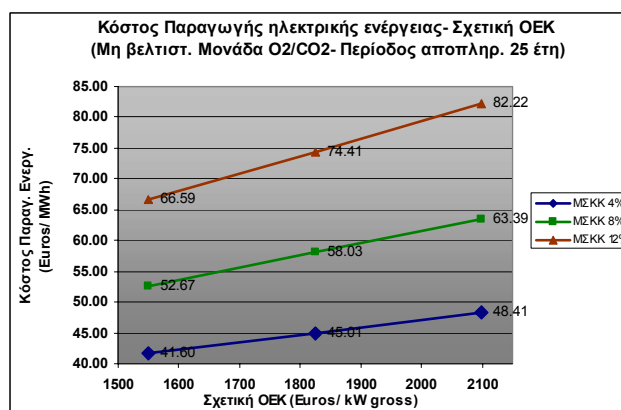
Σχήμα 5.9



Σχήμα 5.10



Σχήμα 5.11



Σχήμα 5.12

Με αύξησή της τιμής του καυσίμου κατά 54.5 % (1.7 €/ GJ) και για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη, το κόστος παραγωγής ενέργειας θα ανέρχεται στα 60.21 €/ MWh, δηλαδή θα αυξηθεί κατά 12.6 %. Από την άλλη πλευρά, στην περίπτωση που η τιμή του καυσίμου μειωθεί κατά 27.3 % (0.8 €/GJ), το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας μειώνεται κατά 6.3 % (50.11 €/MWh).

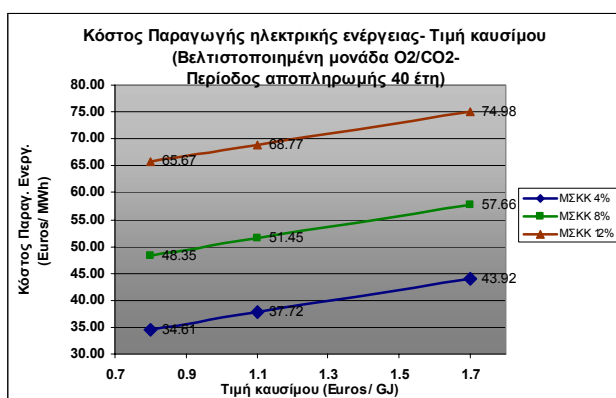
Όταν η οικονομική διάρκεια της ζωής της επένδυσης μειωθεί στα 25 έτη, βάσει των παραδοχών που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, το κόστος παραγωγής της ενέργειας της μη- βελτιστοποιημένης

μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ αυξάνει στα 58.03 €/MWh. Η ανάλυση ευαισθησίας ως προς την τιμή του καυσίμου, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης και την ΟΕΚ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.8, 5.10 και 5.12 αντίστοιχα.

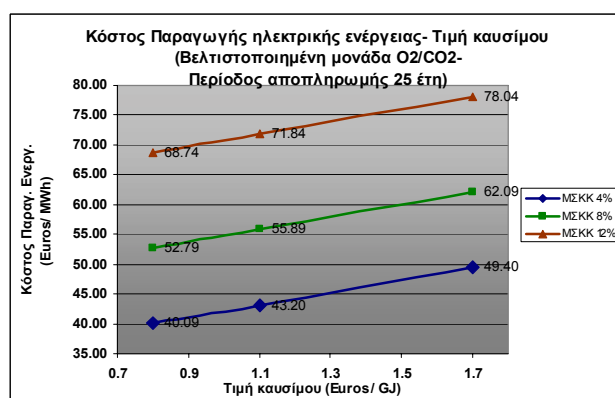
Βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂

Το κόστος παραγωγής ενέργειας της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ για επιτόκιο αναγωγής 8% και για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη, λαμβάνοντας υπόψη τις βασικές παραδοχές του Πίνακα 5.1, ανέρχεται στα 51.45 €/ MWh καθαρής ενέργειας. Η επίδραση της μεταβολής της ΟΕΚ παρουσιάζεται στο Διάγραμμα 5.17. Με τη μείωση της ΟΕΚ κατά 15% και επιλέγοντας χαμηλό ΜΣΚΚ, το κόστος της ενέργειας μειώνεται κατά 31.54 % (35.22 €/MWh). Αντίθετα, με την αύξηση της ΟΕΚ κατά 15 % και σε συνδυασμό με επιτόκιο αναγωγής στο 12%, το κόστος εκτιμάται στα 75.93 €/MWh.

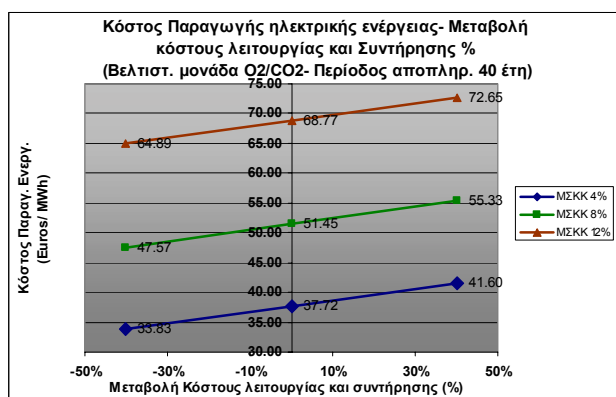
Στην περίπτωση που η τιμή του καυσίμου αυξάνεται στα 1.7 €/ GJ και για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη, το κόστος παραγωγής ενέργειας αυξάνεται κατά 12.07 % (57.66 €/ MWh). Αντίθετα, μείωση του κόστους της ενέργειας κατά 6.03 % παρατηρείται όταν η τιμή του καυσίμου μειωθεί στα 0.8 €/GJ.



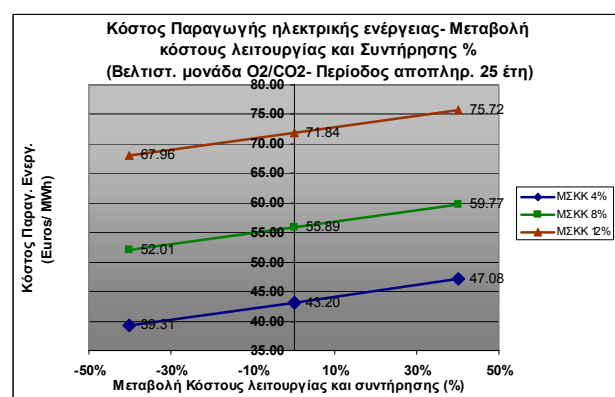
Σχήμα 5.13



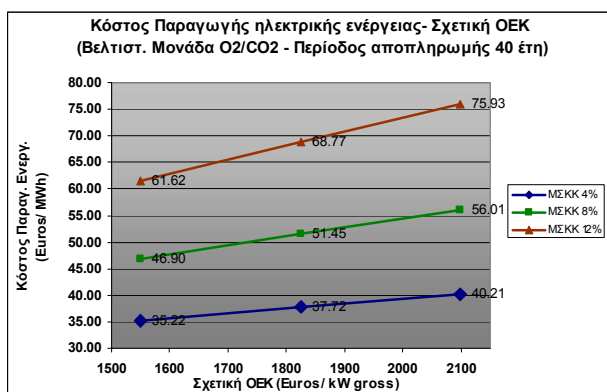
Σχήμα 5.14



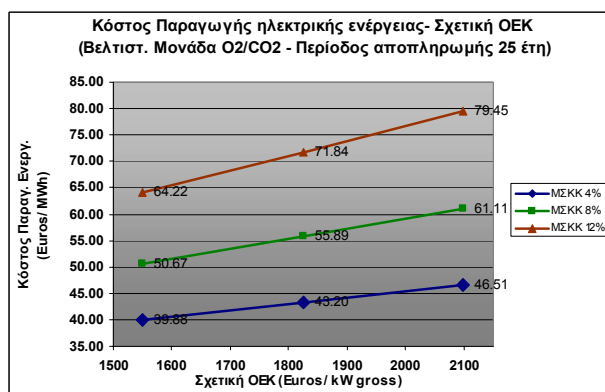
Σχήμα 5.15



Σχήμα 5.16



Σχήμα 5.17



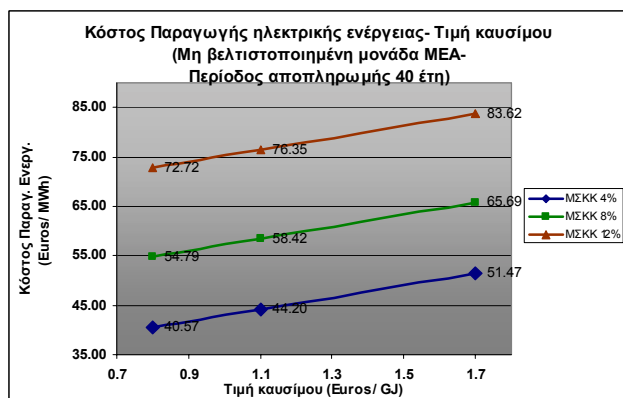
Σχήμα 5.18

Η μεταβολή του κόστους λειτουργίας και συντήρησης και στην περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂, επηρεάζει το κόστος παραγωγής της ενέργειας σε μικρότερο βαθμό απ' ότι η τιμή του καυσίμου και η ΟΕΚ. Έτσι, για την περίπτωση που η αποπληρωμή της επένδυσης πραγματοποιείται σε 40 έτη, η μείωση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης κατά 40 %, μειώνει το κόστος της ενέργειας μόλις 7.54 % (47.57 €/MWh).

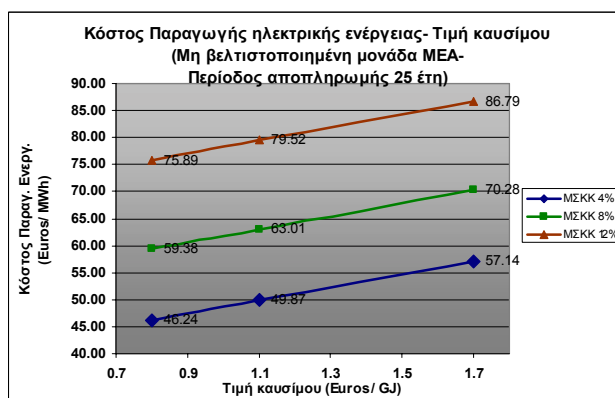
Τέλος, όταν η οικονομική διάρκεια της ζωής της επένδυσης μειωθεί στα 25 έτη, βάσει των παραδοχών που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, το κόστος παραγωγής της ενέργειας της συμβατικής μονάδας αναφοράς αυξάνει κατά 8.63 % (55.89 €/MWh). Η παραμετρική ανάλυση ως προς την τιμή του καυσίμου, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης και την ΟΕΚ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.14, 5.16 και 5.18 αντίστοιχα.

Μη- βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης

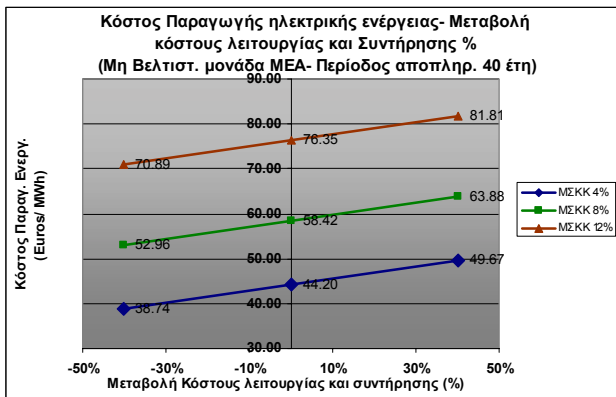
Σε ότι αφορά τη μη- βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης, το κόστος παραγωγής της καθαρής ενέργειας για επιτόκιο αναγωγής 8% και για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη και σύμφωνα με τις βασικές παραδοχές που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, εκτιμάται 58.42 €/ MWh. Στο Διάγραμμα 5.23 απεικονίζεται η επίδραση της μεταβολής της ΟΕΚ στο κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας. Η μείωση της ΟΕΚ κατά 15% μειώνει το κόστος στα 53.70 €/MWh (μείωση 8.1 %).



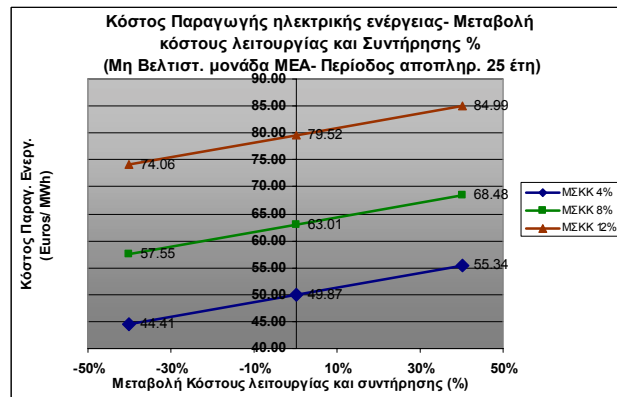
Σχήμα 5.19



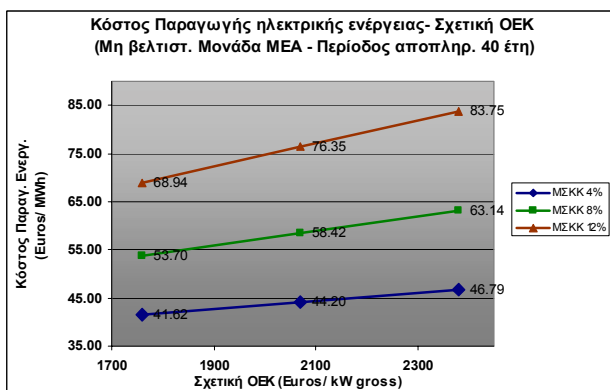
Σχήμα 5.20



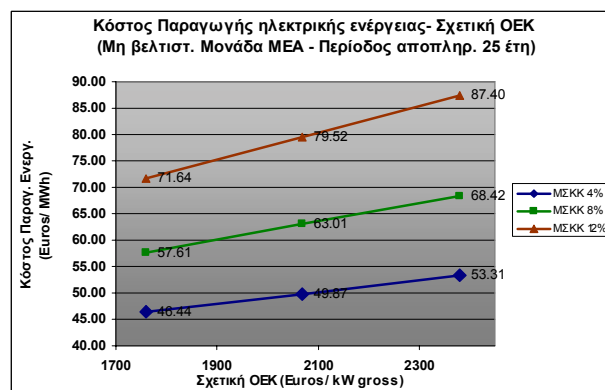
Σχήμα 5.21



Σχήμα 5.22



Σχήμα 5.23



Σχήμα 5.24

Στην περίπτωση που η τιμή του καυσίμου αυξάνεται στα 1.7 €/ GJ και για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη, το κόστος παραγωγής ενέργειας αυξάνεται κατά 12.44 % (65.69 €/ MWh). Πολύ πιο σημαντική είναι η αύξηση του κόστους στην περίπτωση που επιλεγεί υψηλό επιτόκιο αναγωγής των ετήσιων χρηματικών ροών. Έτσι για ΜΣΚΚ 12 % και τιμή καυσίμου 1.7 €/ GJ, το κόστος της ενέργειας θα είναι 83.62 €/ MWh, αυξημένο κατά 53.14 %.

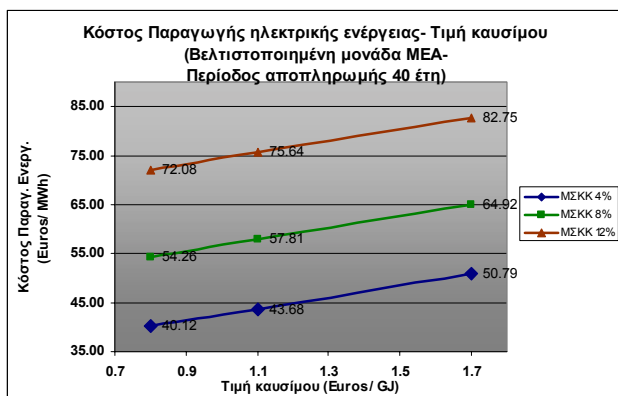
Η επίδραση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης στο κόστος παραγωγής της ενέργειας για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη παρουσιάζεται στο Διάγραμμα 5.23. Η αύξηση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης κατά 40 %, μεταβάλλει το κόστος της ενέργειας 9.35 % (63.88 €/MWh).

Επιπλέον, για οικονομική διάρκεια της ζωής της επένδυσης στα 25 έτη, και βάσει των παραδοχών που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, το κόστος παραγωγής της ενέργειας της μη- βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης αυξάνει στα 63.01 €/MWh, δηλαδή κατά 7.86 %. Η ανάλυση ευαισθησίας ως προς την τιμή του καυσίμου, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης και την ΟΕΚ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.20, 5.22 και 5.24 αντίστοιχα.

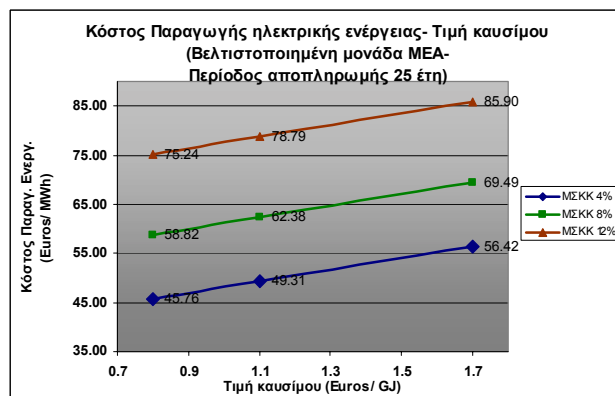
Βελτιστοποιημένη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης

Το κόστος παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας της βελτιστοποιημένης μονάδας με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία χημικής απορρόφησης εφαρμόζοντας τις βασικές παραδοχές που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, για επιτόκιο αναγωγής 8% και για περίοδο αποπληρωμής της επένδυσης 40 έτη, θα είναι 57.81 €/ MWh. Η επίδραση της ΟΕΚ στο κόστος είναι η σημαντικότερη. Με μείωσή της ΟΕΚ κατά 15% και επιλέγοντας χαμηλό ΜΣΚΚ, το κόστος της ενέργειας μειώνεται στα 41.11 €/MWh, δηλαδή κατά 28.9 %. Αντίθετα, η αύξηση της ΟΕΚ κατά 15 % σε συνδυασμό με αύξηση του επιτοκίου αναγωγής των χρηματικών ροών οδηγεί σε αύξηση του κόστους κατά 43.6% (83.00 €/MWh).

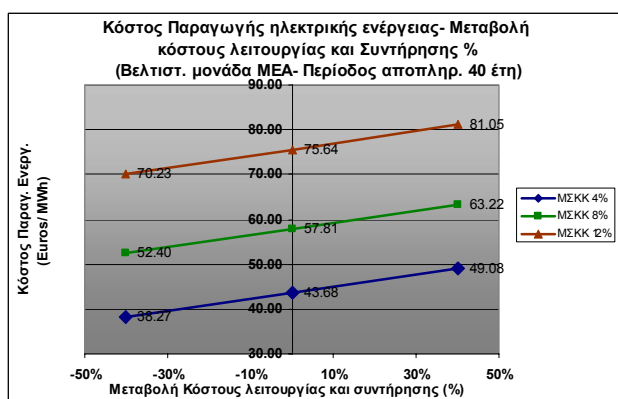
Σημαντική είναι και η επίδραση της τιμής του καυσίμου στο κόστος παραγωγής της ενέργειας. Στην περίπτωση που η τιμή του καυσίμου αυξάνεται στα 1.7 €/ GJ και για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη, το κόστος αυξάνεται κατά 10.95 % (64.92 €/ MWh). Αντίθετα, μείωση του κόστους της ενέργειας κατά 6.14 % παρατηρείται όταν η τιμή του καυσίμου μειωθεί στα 0.8 €/GJ.



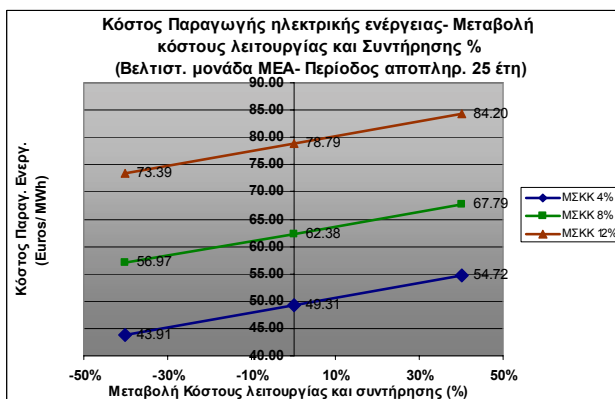
Σχήμα 5.25



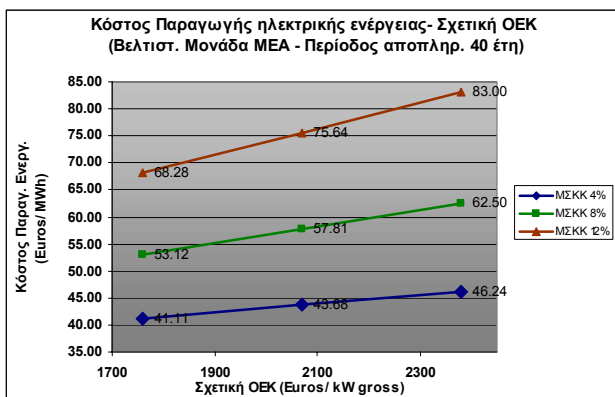
Σχήμα 5.26



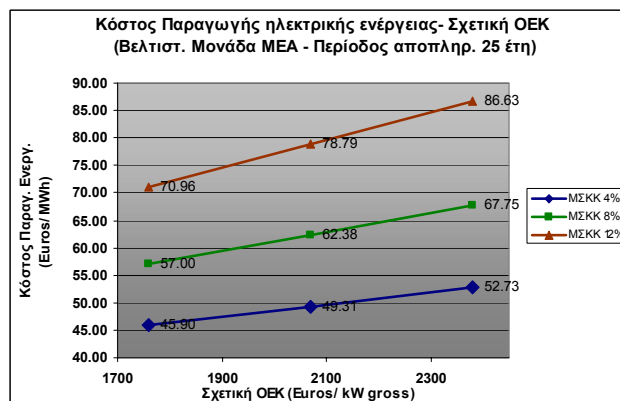
Σχήμα 5.27



Σχήμα 5.28



Σχήμα 5.29



Σχήμα 5.30

Τέλος, η επίδραση της μεταβολής του κόστους λειτουργίας και συντήρησης στο κόστος παραγωγής της ενέργειας απεικονίζεται στο διάγραμμα 5.27. Συγκεκριμένα, για την περίπτωση που η αποπληρωμή της επένδυσης πραγματοποιείται σε 40 έτη, η αύξηση του κόστους λειτουργίας και συντήρησης κατά 40 %, μεταβάλλει το κόστος της ενέργειας μόλις 9.36 % (63.22 €/MWh).

Όταν η οικονομική διάρκεια της ζωής της επένδυσης μειωθεί στα 25 έτη, βάσει των παραδοχών που αναφέρονται στον Πίνακα 5.1, το κόστος παραγωγής της ενέργειας της συμβατικής μονάδας αναφοράς αυξάνεται κατά 7.9% (62.38 €/MWh). Η ανάλυση ευαισθησίας ως προς την τιμή του καυσίμου, το κόστος λειτουργίας και συντήρησης και την ΟΕΚ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.26, 5.28 και 5.30 αντίστοιχα.

5.3.3 Περίοδος κατασκευής επιδεικτικών μονάδων- Εφαρμογή για την Ελληνική πραγματικότητα

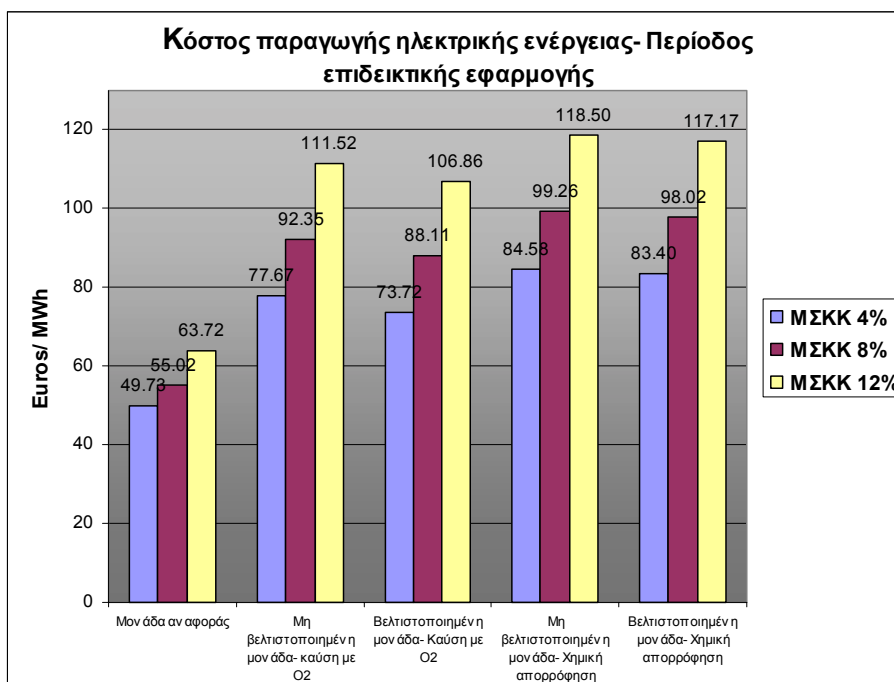
Το κόστος κατασκευής των θερμοηλεκτρικών μονάδων στις οποίες εφαρμόζονται οι τεχνολογίες δέσμευσης του CO₂, εμφανίζεται αυξημένο τόσο κατά την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής όσο και κατά την πρώιμη εμπορική φάση. Ωστόσο, μετά την περάτωση της κατασκευής κάποιου αριθμού μονάδων, η ΟΕΚ μειώνεται λόγω της εμπειρίας και της γνώσης που έχει αποκτηθεί, καθώς οι τεχνοοικονομικές αβεβαιότητες που συνεπάγεται η καινοτομία τείνουν να εξαλειφθούν (learning effect) [11].

Σε ότι αφορά το ρυθμό μείωσης του κόστους κατασκευής για το διπλασιασμό της εγκατεστημένης ισχύος, εκτιμάται ότι αυτός θα είναι περίπου 12 %. Η τιμή αυτή, αναφέρεται στην περίοδο μετά την περάτωση της κατασκευής των πρώτων 20- 30 εμπορικής κλίμακας θερμοηλεκτρικών μονάδων με δέσμευση του CO₂. Συνεπώς, η ΟΕΚ κατά την περίοδο που έχει επέλθει η εμπορική ωριμότητα της εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂, σε σχέση με την ΟΕΚ κατά την περίοδο της πρώιμης εμπορικής φάσης είναι δυνατό να είναι 12 % χαμηλότερη [2]. Επιπλέον, για την εκτίμηση του κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας των προς εξέταση θερμοηλεκτρικών μονάδων κατά την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής, γίνεται η παραδοχή ότι η ΟΕΚ θα εμφανίζεται αυξημένη κατά 12 % σε σχέση με αυτήν της πρώιμης εμπορικής περιόδου.

Σύμφωνα με εκτιμήσεις της ΔΕΗ η τιμή του λιγνίτη σήμερα ανέρχεται στα 2.52 €/ GJ ενώ η ετήσια αναπροσαρμογή της είναι 3.5 %. Τέλος, η οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης για τις

θερμοηλεκτρικές μονάδες που θα κατασκευαστούν την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής θεωρείται ότι είναι 25 έτη λόγω των πιθανών κατασκευαστικών σφαλμάτων που θα προκύψουν εξαιτίας της καινοτομίας της εφαρμογής των νέων τεχνολογιών. Σε ότι αφορά τη συμβατική μονάδα αναφοράς, η αποπληρωμή της επένδυσης θεωρείται ότι είναι 40 έτη.

Στο Σχήμα 5.31 που ακολουθεί παρουσιάζεται το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας για την περίοδο επιδεικτικής εφαρμογής των προς εξέταση θερμοηλεκτρικών μονάδων.



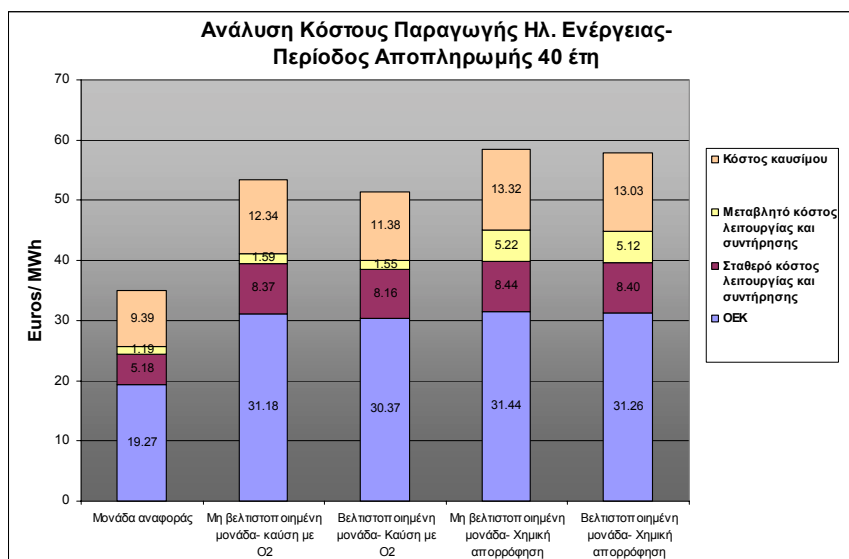
Σχήμα 5.31: Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας- Περίοδος επιδεικτικής εφαρμογής- Τιμή καυσίμου 2.52 €/ GJ.

5.4. Σύγκριση μονάδων

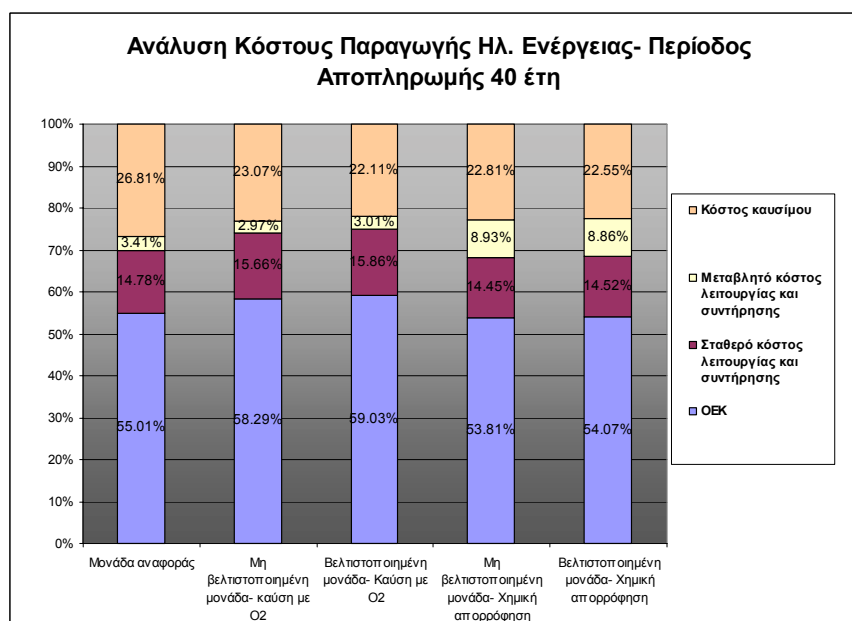
Στα διαγράμματα 5.32 και 5.33 παρουσιάζεται η ανάλυση του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας για τιμή καυσίμου ίση με 1.1 €/GJ και οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 έτη. Για τη συμβατική μονάδα αναφοράς, η ΟΕΚ αντιπροσωπεύει το 55 % (19.27 €/MWh) του κόστους της ενέργειας ενώ το καύσιμο περίπου το 27 % (9.39 €/MWh). Σε ότι αφορά τη βελτιστοποιημένη μονάδα με χημική απορρόφηση του CO₂, σημαντική είναι η αύξηση του μεταβλητού κόστους λειτουργίας και συντήρησης (5.12 €/MWh), κάτι το οποίο οφείλεται σε μεγάλο βαθμό στην κατανάλωση χημικών υλικών (ΜΕΑ).

Καθώς οι μονάδες με δέσμευση CO₂ έχουν αρκετά υψηλότερη ΟΕΚ από τη συμβατική μονάδα αναφοράς και σε συνδυασμό με το χαμηλό καθαρό βαθμό απόδοσης, η συμβολή του ΟΕΚ στην αύξηση του κόστους παραγωγής της ενέργειας είναι σημαντική. Στην περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας με καύση με καθαρό O₂, το κόστος της ΟΕΚ θα είναι 30.37 €/MWh, αυξημένο δηλαδή σε σχέση με αυτό της μονάδας αναφοράς κατά 57.6 %. Από την άλλη μεριά, η συμβολή στο κόστος λόγω της κατανάλωσης καυσίμου θα είναι 11.38 €/MWh, αυξημένη κατά 22.8%. Αντίστοιχα, για τη βελτιστοποιημένη μονάδα με χημική απορρόφηση του CO₂, η συμβολή

της ΟΕΚ στο κόστος παραγωγής της ενέργειας θα είναι 31.44 €/MWh ενώ της κατανάλωσης καυσίμου 13.32 €/MWh.

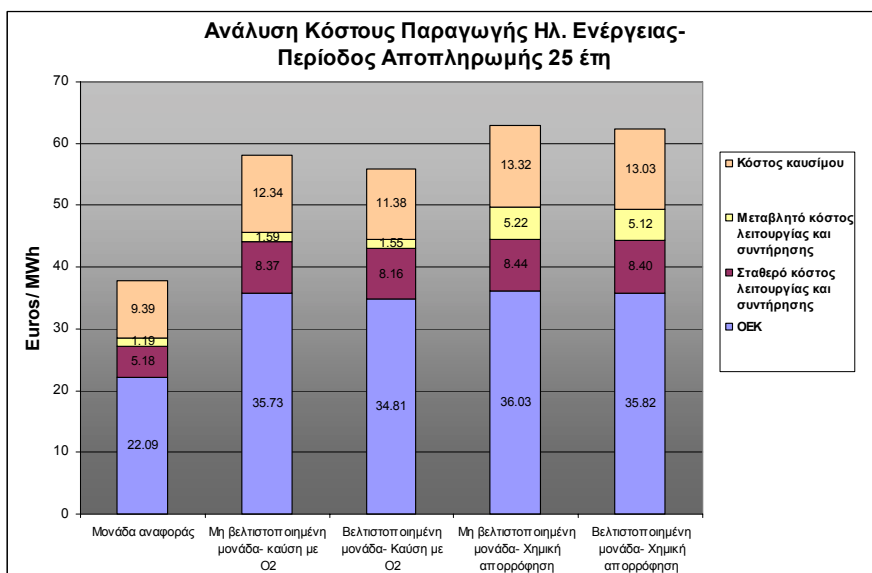


Σχήμα 5.32: Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας- Τιμή καυσίμου 1.1 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής 40 έτη

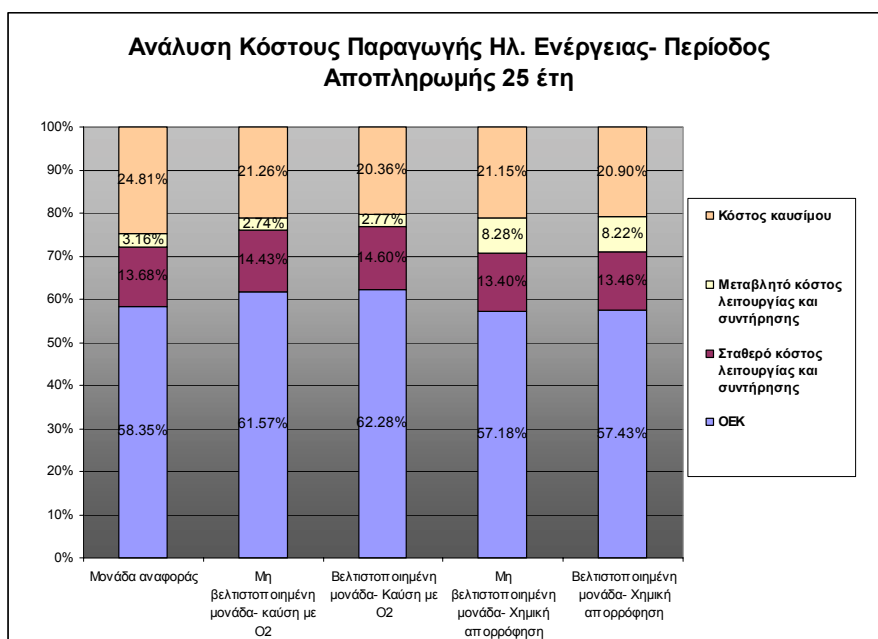


Σχήμα 5.33: Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας- Τιμή καυσίμου 1.1 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής 40 έτη

Στα Σχήματα 5.34 και 5.35 παρουσιάζεται η ανάλυση του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 25 έτη. Σε αυτήν την περίπτωση, η αύξηση του κόστους οφείλεται στη συμβολή της ΟΕΚ, καθώς η αποπληρωμή της πρέπει να πραγματοποιηθεί σε μικρότερο χρονικό διάστημα.



Σχήμα 5.34: Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας- Κόστος καυσίμου 1.1 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής 25 έτη

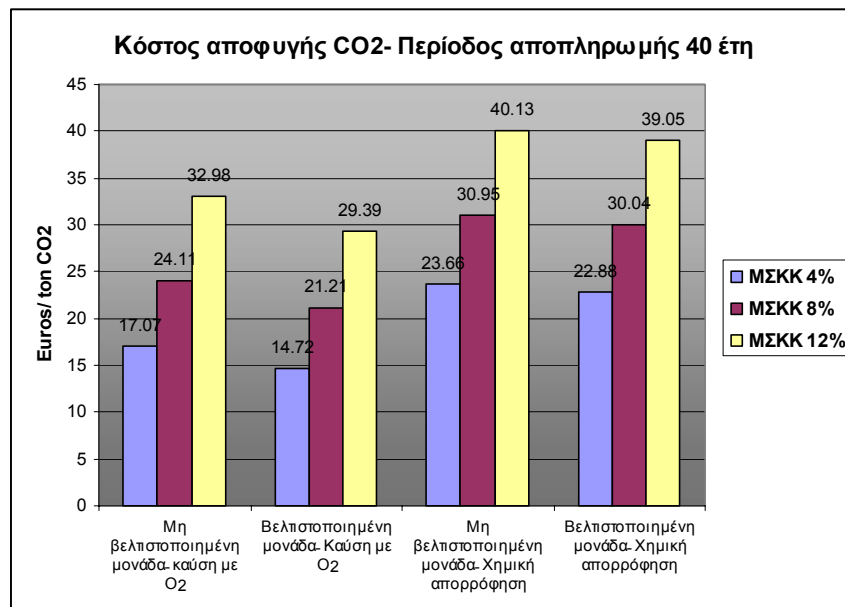


Σχήμα 5.35: Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας- Κόστος καυσίμου 1.1 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής 25 έτη

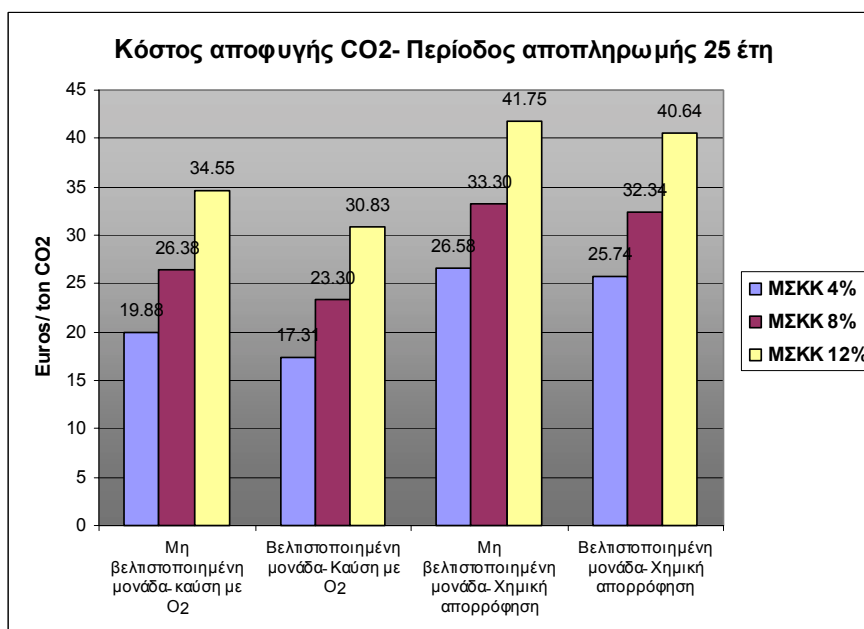
Το κόστος αποφυγής CO₂, σύμφωνα με τις βασικές παραδοχές του Πίνακα 5.1 για τις θερμοηλεκτρικές μονάδες με δέσμευση CO₂ παρουσιάζεται στα διαγράμματα 5.35 και 5.36 για οικονομική διάρκεια ζωής της επένδυσης 40 και 25 έτη αντίστοιχα. Για περίοδο αποπληρωμής 40 έτη, το ελάχιστο κόστος αποφυγής του CO₂ εμφανίζεται στην περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας με καύση με καθαρό O₂, για ΜΣΚΚ ίσο με 4 % (14.72 €/ ton CO₂). Αντίθετα, το μέγιστο κόστος παρατηρείται στην περίπτωση της μη- βελτιστοποιημένης μονάδας με χημική απορρόφηση του διοξειδίου του άνθρακα και για ΜΣΚΚ ίσο με 12 %. Η τιμή του κόστους αποφυγής για την περίπτωση αυτή υπολογίζεται στα 40.13 €/ ton CO₂. Για τις βελτιστοποιημένες μονάδες με δέσμευση CO₂ και για επιλογή επιτοκίου αναγωγής 8 % έχουμε:

- Αποπληρωμή επένδυσης 40 έτη

- Μονάδα με καύση με καθαρό O₂: 21.21 €/ ton CO₂
- Μονάδα χημικής απορρόφησης CO₂: 30.04 €/ ton CO₂
- Αποπληρωμή επένδυσης 25 έτη
 - Μονάδα με καύση με καθαρό O₂: 23.30 €/ ton CO₂
 - Μονάδα χημικής απορρόφησης CO₂: 32.34 €/ ton CO₂

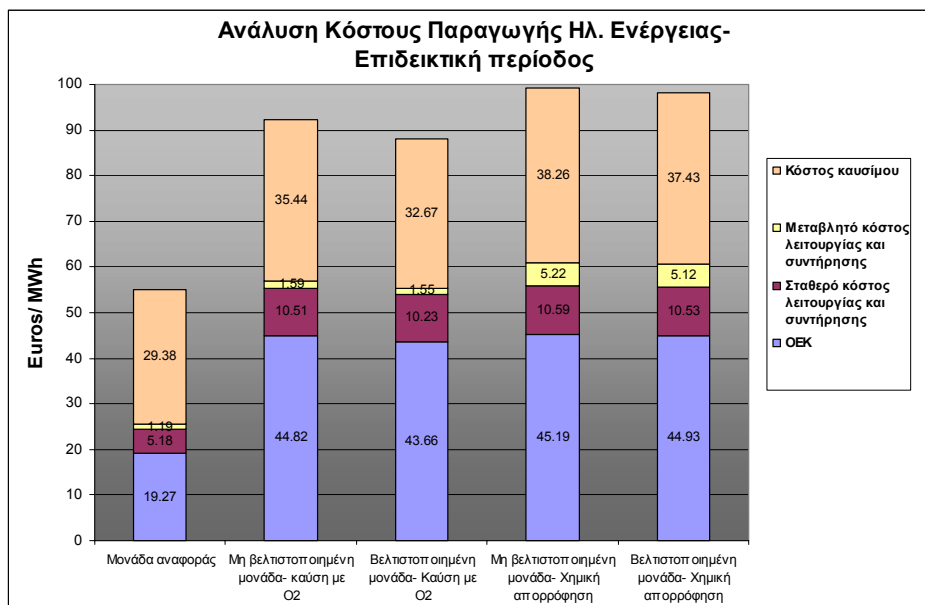


Σχήμα 5.36: Κόστος αποφυγής CO₂- Τιμή καυσίμου 1.1 €/ GJ-
Περίοδος αποπληρωμής 40 έτη

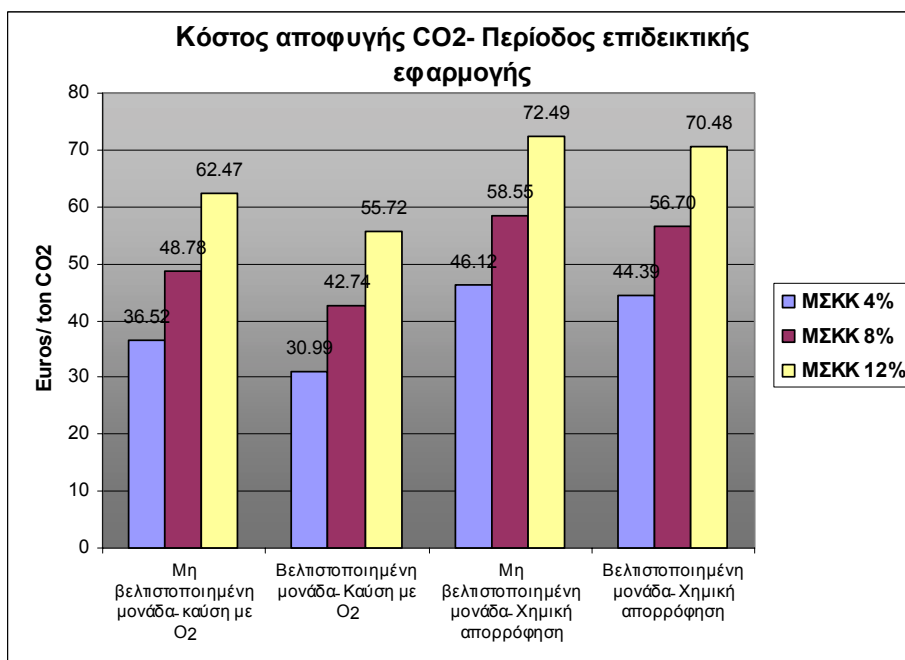


Σχήμα 5.37: Κόστος αποφυγής CO₂- Τιμή καυσίμου 1.1 €/ GJ-
Περίοδος αποπληρωμής 25 έτη

Η ανάλυση του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας για την επιδεικτική περίοδο εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂, λαμβάνοντας υπόψη ότι το κόστος μελέτης και εγκατάστασης του εξοπλισμού θα είναι αυξημένο εκφράζοντας έτσι το *ρίσκο* που αναλαμβάνει η κατασκευάστρια εταιρεία και η εταιρεία παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας λόγω της *καινοτομίας*, φαίνεται στο Σχήμα 5.38. Για λόγους προσαρμογής της οικονομικής αξιολόγησης στα Ελληνικά δεδομένα, τιμή του καυσίμου θεωρείται ότι είναι 2.52 €/GJ και η ετήσια αναπροσαρμογή της 3.5% (εκτίμηση ΔΕΗ). Στο διάγραμμα 5.39 παρουσιάζεται το κόστος αποφυγής του CO₂.



Σχήμα 5.38: Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας κατά την περίοδο κατασκευής επιδεικτικών μονάδων- Κόστος καυσίμου 2.52 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής μονάδων με δέσμευση CO₂ 25 έτη



Σχήμα 5.39: Κόστος αποφυγής CO₂ κατά την περίοδο κατασκευής επιδεικτικών μονάδων- Κόστος καυσίμου 2.52 €/ GJ- Περίοδος αποπληρωμής μονάδων με δέσμευση CO₂ 25 έτη

	Μονάδες	Μονάδα αναφοράς	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- καύση με O ₂	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Καύση με O ₂	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση
Βασικές παραδοχές Πίνακα 5.1- Αποπληρωμή επένδυσης: 40 έτη						
Ολική επένδυση κεφαλαίου (ΟΕΚ)	k€	562605	692682	731989	637418	647863
Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας	€/ MWh καθαρής ενέργ.	35.03	53.48	51.45	58.42	57.81
Κόστος αποφυγής CO ₂	€/ ton CO ₂	-	24.11	21.21	30.95	30.04
Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>ΟΕΚ</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	19.27	31.18	30.37	31.44	31.26
<i>Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	5.18	8.37	8.16	8.44	8.40
<i>Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	1.19	1.59	1.55	5.22	5.12
<i>Κόστος καυσίμου</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	9.39	12.34	11.38	13.32	13.03
Ανάλυση αύξησης κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>Λόγω μείωσης του β.α.</i>	%	-	59.6	45.1	62.8	59.7
Βασικές παραδοχές Πίνακα 5.1- Αποπληρωμή επένδυσης: 25 έτη						
Ολική επένδυση κεφαλαίου (ΟΕΚ)	k€	562605	692682	731989	637418	647863
Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας	€/ MWh καθαρής ενέργ.	37.85	58.03	55.89	63.01	62.38
Κόστος αποφυγής CO ₂	€/ ton CO ₂	-	26.38	23.30	33.30	32.34
Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>ΟΕΚ</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	22.09	35.73	34.81	36.03	35.82
<i>Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	5.18	8.37	8.16	8.44	8.40
<i>Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	1.19	1.59	1.55	5.22	5.12
<i>Κόστος καυσίμου</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	9.39	12.34	11.38	13.32	13.03
Ανάλυση αύξησης κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>Λόγω μείωσης του β.α.</i>	%	-	58.9	44.3	63.0	59.9

	Μονάδες	Μονάδα αναφοράς	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- καύση με O ₂	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Καύση με O ₂	Μη βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση	Βελτιστοποιημένη μονάδα- Χημική απορρόφηση
		<i>Τιμή καυσίμου: 2.52 €/GJ- Περίοδος επιδεικτικής εφαρμογής- Αποπληρωμή επένδυσης μονάδων με δέσμευση CO₂: 25 έτη</i>				
Ολική επένδυση κεφαλαίου (OEK)	k€	562605	868901	918208	811336	824631
Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας	€/ MWh καθαρής ενέργ.	55.02	92.35	88.11	99.26	98.02
Κόστος αποφυγής CO ₂	€/ ton CO ₂	-	48.78	42.74	58.55	56.70
Ανάλυση κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>OEK</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	19.27	44.82	43.66	45.19	44.93
<i>Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	5.18	10.51	10.23	10.59	10.53
<i>Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	1.19	1.59	1.55	5.22	5.12
<i>Κόστος καυσίμου</i>	€/ MWh καθαρής ενέργ.	29.38	35.44	32.67	38.26	37.43
Ανάλυση αύξησης κόστους παραγωγής ηλ. ενέργειας						
<i>Λόγω μείωσης του β.α.</i>	%	-	46.3	35.1	52.1	49.7

¹ Συμπεριλαμβάνεται μόνο το κόστος δέσμευσης CO₂.

Πίνακας 5.2: Βασικά αποτελέσματα οικονομικής αξιολόγησης

Η Ολική Επένδυση Κεφαλαίου των μονάδων με δέσμευση CO₂ εμφανίζεται αυξημένη κατά 15%-30% σε σχέση με αυτήν της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Επιπλέον, η ποσότητα ηλεκτρικής ενέργειας που πωλείται μειώνεται σημαντικά λόγω της σημαντικής μείωσης του καθαρού βαθμού απόδοσης που συνεπάγεται η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης CO₂. Συμπερασματικά, αναφέρεται ότι η μείωση του καθαρού βαθμού απόδοσης για τη βελτιστοποιημένη μονάδα με καύση με καθαρό O₂, λαμβάνοντας υπόψη τις βασικές παραδοχές του Πίνακα 5.1, εκπροσωπεί περίπου το 45 % της αύξησης του κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας, ενώ το υπόλοιπο 55 % οφείλεται κυρίως στην αύξηση της ΟΕΚ. Από την άλλη μεριά, σε ότι αφορά τη βελτιστοποιημένη μονάδα με χημική απορρόφηση του CO₂, το 60 % της αύξησης του κόστους παραγωγής της ενέργειας αποδίδεται στη μείωση του καθαρού βαθμού απόδοσης και το υπόλοιπο 40 % στην αύξηση της ΟΕΚ. Καταδεικνύεται έτσι ότι η ερευνητική δραστηριότητα είναι σημαντικό να εστιάσει στην ανάπτυξη τεχνολογιών που θα συμβάλλουν στην επίτευξη τόσο της μείωσης της Σταθερής Επένδυσης Κεφαλαίου και του κόστους που αναλαμβάνει η εταιρεία παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας, όσο και στη βελτίωση του βαθμού απόδοσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας.

Είναι γεγονός ότι η οικονομική βιωσιμότητα των θερμοηλεκτρικών μονάδων με τεχνολογίες δέσμευσης CO₂, επηρεάζεται σημαντικά από εξωγενείς παράγοντες όπως η τιμή του καυσίμου. Επιπλέον, οικονομικοί παράγοντες όπως το ΜΣΚΚ, ο φορολογικός συντελεστής και ο πληθωρισμός, είναι αναγκαίο να ληφθούν υπόψη για τη βελτίωση των οικονομικών επιδόσεων των θερμοηλεκτρικών μονάδων. Σε ότι αφορά το σταθερό και το μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης, η επίδραση του στο κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας εμφανίζεται αρκετά ασθενέστερη.

Σε ότι αφορά την εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ σε θερμοηλεκτρικές μονάδες κατά την περίοδο επιδεικτικής εφαρμογής και για τιμή του λιγνίτη προσαρμοσμένη στα σημερινά Ελληνικά δεδομένα, αναφέρεται ότι η μείωση του βαθμού απόδοσης εκπροσωπεί το 35 % της αύξησης του κόστους παραγωγής ενέργειας για την περίπτωση της βελτιστοποιημένης μονάδας με καύση με καθαρό O₂. Για τη βελτιστοποιημένη μονάδα με χημική απορρόφηση του CO₂ η τιμή αυτή θα είναι περίπου 50 %.

Η μείωση ΟΕΚ διαδραματίζει σημαντικό ρόλο στην βελτίωση της ανταγωνιστικότητας στην αγορά της ηλεκτρικής ενέργειας. Καθώς όμως η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ σε θερμοηλεκτρικές μονάδες μεγάλης κλίμακας βρίσκεται σε δοκιμαστικό στάδιο, το κόστος της ΟΕΚ εμφανίζεται αυξημένο λόγω καθυστερήσεων στην κατασκευή, τεχνικών και οικονομικών αβεβαιοτήτων και απρόβλεπτα έξοδα. Γι' αυτό το λόγο, η λήψη βραχυπρόθεσμων μέτρων οικονομικής υποστήριξης της ανταγωνιστικότητας τέτοιου είδους επενδύσεων αποτελούν το κίνητρο της υλοποίησής τους από τις εταιρείες παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 6^ο

ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ- ΜΕΛΛΟΝΤΙΚΕΣ ΕΡΓΑΣΙΕΣ

6.1 Συμπεράσματα

6.1.1 Μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂

Επιδόσεις και βασικά χαρακτηριστικά της θερμοηλεκτρικής μονάδας

Λέβητας

Οι επιδόσεις του λέβητα στη μονάδα με δέσμευση CO₂ με την τεχνολογία καύσης με καθαρό O₂ εμφανίζονται αυξημένες σε σχέση με αυτές της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Η ωφέλιμη ισχύς που προσδίδεται για την ατμοποίηση του νερού και την υπερθέρμανση και την αναθέρμανση του ατμού, αυξάνεται λόγω της μείωσης της παροχής των καυσαερίων που εξέρχονται από το λέβητα και κατ' επέκταση των απωλειών που οφείλονται σε αυτά. Οι απώλειες των καυσαερίων της μονάδας με δέσμευση CO₂ είναι 57.7 MW_{th} ενώ της συμβατικής μονάδας αναφοράς 36.2 MW_{th}. Οι αντίστοιχες τιμές για την ωφέλιμη ισχύ είναι 779.6 MW_{th} και 750.7 MW_{th}.

Ατμοστρόβιλος

Η μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς του ατμοστρόβιλου εμφανίζεται αυξημένη εξ' αιτίας τόσο της βελτίωσης του βαθμού απόδοσης του λέβητα όσο και της μείωσης της ειδικής κατανάλωσης θερμότητας του ίδιου του ατμοστρόβιλου η οποία προκύπτει από την εκμετάλλευση της θερμότητας από τις διεργασίες διαχωρισμού του αέρα, ψύξης των καυσαερίων και της συμπίεσης του CO₂. Η μικτή παραγόμενη ηλεκτρική ισχύς της μονάδας με δέσμευση CO₂ εκτιμάται στα 401.3 MW_e ενώ της συμβατικής μονάδας αναφοράς στα 375.1 MW_e.

Έλεγχος εκπομπών SO_x και σωματιδίων

Καθώς το παραγόμενο SO₂ συμπυκνώνεται μαζί με το CO₂, είναι δυνατό να μην προβλεφθεί εγκατάσταση μονάδας αποθείωσης καυσαερίων. Επιπλέον, σε ότι αφορά την απομάκρυνση της τέφρας από τη θερμή (δευτερεύουσα) ανακυκλοφορία καυσαερίων, για λόγους βελτιστοποίησης των επιδόσεων της μονάδας αντί για τα συμβατικά Η/Φ, προβλέπονται θερμά Η/Φ. Επίσης, διατάξεις υγρών Η/Φ είναι δυνατό να χρησιμοποιηθούν στο σημείο μετά το συμπυκνωτή υδρατμών.

Απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ

Οι απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ της μονάδας με δέσμευση CO₂ αυξάνονται σε σχέση με αυτές της συμβατικής μονάδας αναφοράς κυρίως λόγω της συμπύκνωσης των υδρατμών των καυσαερίων, της ενδιάμεσης ψύξης κατά τη συμπίεση του αέρα της Μ.Δ.Α. και του CO₂ αλλά και των αυξημένων απαιτήσεων του κύριου συμπυκνωτή. Η συνολική παροχή ψυκτικού νερού για τη μονάδα με δέσμευση CO₂ υπολογίζεται στα 12147.8 kg/s ενώ η αντίστοιχη τιμή για τη συμβατική μονάδα αναφοράς είναι 8094.4 kg/s.

Καθαρισμός ρεύματος CO₂

Καθώς το πλούσιο σε CO₂ αέριο μείγμα περιέχει αέρια που δε συμπυκνώνονται στην πίεση και τη θερμοκρασία απόθεσης του CO₂, είναι απαραίτητη η απομάκρυνσή τους. Η ενδεδειγμένη επεξεργασία είναι ο κρυογονικός διαχωρισμός με τον οποίο επιτυγχάνεται καθαρότητα του ρεύματος CO₂ άνω του 95 % κ.ο. Ωστόσο, για την επίτευξη υψηλής καθαρότητας (99.9 % κ.ο.) και το διαχωρισμό του SO₂ από το CO₂, απαιτείται η απόσταξη του μείγματος. Η αυξημένη συγκέντρωση αερίων που δε συμπυκνώνονται καθώς και οι αυξημένες απαιτήσεις καθαρισμού του CO₂ συνεπάγονται και αυξημένη κατανάλωση ισχύος από τους συμπιεστές (34.40 MW). Για το λόγο αυτό, είναι σημαντικός ο έλεγχος του παρασιτικού αέρα στις θερμοηλεκτρικές μονάδες με καύση με καθαρό O₂. Σημαντικό ρόλο παίζει και το επίπεδο της καθαρότητας του O₂ που παρέχεται από τη Μ.Δ.Α.

Εκμετάλλευση θερμότητας και καθαρός βαθμός απόδοσης

Παρά το γεγονός ότι ο μικτός βαθμός απόδοσης της μονάδας με δέσμευση CO₂ αυξάνει, ο καθαρός βαθμός απόδοσης μειώνεται κατά 7.36 εκατοστιαίες μονάδες. Η ενσωμάτωση θερμότητας από τις διεργασίες του διαχωρισμού του αέρα, της ψύξης των καυσαερίων και της συμπίεσης του CO₂ στο κύκλωμα προθέρμανσης του τροφοδοτικού νερού του ατμοστροβίλου αλλά και στο λέβητα, συμβάλλουν σημαντικά στον περιορισμό της μείωσης του καθαρού βαθμού απόδοσης που συνεπάγεται η εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂.

Οικονομική αξιολόγηση

Θεωρώντας ότι η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ βρίσκεται σε φάση εμπορικής ωριμότητας το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας αυξάνεται κατά 46.9 % σε σχέση με αυτό της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Το κόστος αποφυγής του CO₂ ανέρχεται στα 21.21 €/ton CO₂. Είναι σημαντικό να τονισθεί ότι το 45 % της αύξησης του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας αποδίδεται στη μείωση του καθαρού β.α. της μονάδας, ενώ το υπόλοιπο 55 % αποδίδεται κυρίως στην αύξηση της ΟΕΚ. Το κόστος αποφυγής CO₂ για την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης και για τιμή καυσίμου αντιπροσωπευτική για τη σημερινή Ελληνική πραγματικότητα, ανέρχεται στα 42.7 €/ ton CO₂ ενώ το 35 % της αύξησης του κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας οφείλεται στη μείωση του β.α. και το υπόλοιπο κυρίως στην ΟΕΚ.

6.1.2 Μονάδα με δέσμευση CO₂ με χημική απορρόφηση

Επιδόσεις και βασικός σχεδιασμός θερμοηλεκτρικής μονάδας

Ατμοστροβίλος

Η μικτή ισχύς της μονάδας (317.6 MW_e) με δέσμευση CO₂ εμφανίζεται σημαντικά μειωμένη σε σχέση με αυτήν της συμβατικής μονάδας αναφοράς (375.1 MW_e). Δεδομένου ότι ο βαθμός απόδοσης του λέβητα δεν επηρεάζεται από την εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης του CO₂, η μείωση αυτή οφείλεται στην *αύξηση της ειδικής κατανάλωσης θερμότητας του ατμοστροβίλου* λόγω των απαιτήσεων σε ατμό του θερμοαντήρα αμίνης.

Έλεγχος εκπομπών SO_x, NO_x και σωματιδίων

Οι τεχνικές επιλογές για τον έλεγχο της συγκέντρωσης των NO_x και των σωματιδίων της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ δεν διαφέρουν από αυτές της συμβατικής μονάδας

αναφοράς. Ωστόσο, σε ότι αφορά τα SO_x, η επιτρεπόμενη συγκέντρωση στην είσοδο των συστημάτων χημικής απορρόφησης του CO₂ με MEA, όπως καθορίζεται από τους κατασκευαστές, είναι σημαντικά χαμηλότερη για λόγους περιορισμού των απωλειών του αντιδρόντος διαλύματος. Έτσι, διαφαίνεται η ανάγκη σχεδιασμού και ανάπτυξης συστημάτων που να καλύπτουν αυτήν την τεχνική απαίτηση ώστε το λειτουργικό κόστος να περιορισθεί.

Απαιτήσεις σε ψυκτική ισχύ

Ενώ οι ανάγκες σε ψυκτική ισχύ του κύριου συμπυκνωτή της μονάδας με δέσμευση CO₂ (παροχή ψυκτικού νερού 3679.73 kg/s) μειώνονται σημαντικά σε σχέση με αυτές της συμβατικής μονάδας αναφοράς (8094.4 kg/s), τελικά οι συνολικές απαιτήσεις της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ εμφανίζονται αυξημένες (συνολική παροχή ψυκτικού νερού 9164 kg/s) λόγω της συμπύκνωσης των υδρατμών του ρεύματος CO₂ στην έξοδο της στήλης αναγέννησης, της ενδιάμεσης ψύξης κατά τη συμπίεση του CO₂ και της ψύξης του αντιδρόντος διαλύματος MEA στην είσοδο της στήλης απορρόφησης.

Καθαρισμός ρεύματος CO₂

Λόγω της επιλεκτικότητας του διαλύματος αμίνης στη δέσμευση του CO₂ και κατ' επέκταση της υψηλής καθαρότητας σε CO₂ του τελικού προϊόντος στην έξοδο του συμπυκνωτή υδρατμών της στήλης αναγέννησης, δεν είναι αναγκαία περαιτέρω επεξεργασία καθαρισμού. Τελικά, η κατανάλωση ισχύος των συμπιεστών του CO₂ της θερμοηλεκτρικής μονάδας με χημική απορρόφηση του CO₂ (22.75 MW_e) εμφανίζεται μειωμένη σε σχέση με αυτήν της μονάδας με καύση με καθαρό O₂ (34.40 MW_e).

Εκμετάλλευση θερμότητας και καθαρός βαθμός απόδοσης

Τελικά, ο καθαρός βαθμός απόδοσης της θερμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ μειώνεται κατά 11.79 εκατοστιαίες μονάδες. Οι δυνατότητες ενσωμάτωσης θερμότητας στο λέβητα της θερμοηλεκτρικής μονάδας, από τις διεργασίες της συμπύκνωσης των υδρατμών του ρεύματος στην έξοδο της στήλης αναγέννησης και της συμπίεσης του CO₂, εμφανίζονται περιορισμένες σε σχέση με τη μονάδα με καύση με καθαρό O₂. Επιπλέον, τα διαθέσιμα ποσά θερμότητας για εκμετάλλευση στη μονάδα με χημική απορρόφηση του CO₂ είναι μικρότερα και τα επίπεδα των θερμοκρασιών αυτών χαμηλότερα. Τελικά τα περιθώρια βελτιστοποίησης των επιδόσεων εμφανίζονται περιορισμένα σε σχέση με τη μονάδα με καύση με καθαρό O₂.

Οικονομική αξιολόγηση

Με βάση την παραδοχή ότι η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂ βρίσκεται στη φάση της εμπορικής ωριμότητας το κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας αυξάνει κατά 64.9 % σε σχέση με αυτό της συμβατικής μονάδας αναφοράς. Το κόστος αποφυγής του CO₂ ανέρχεται στα 30.04 €/ton CO₂. Είναι σημαντικό να τονισθεί ότι το 60 % της αύξησης του κόστους παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας αποδίδεται στη μείωση του καθαρού β.α. της μονάδας, ενώ το υπόλοιπο 40 % αποδίδεται κυρίως στην αύξηση της ΟΕΚ. Το κόστος αποφυγής CO₂ για την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης και για τιμή καυσίμου αντιπροσωπευτική για τη σημερινή Ελληνική πραγματικότητα, ανέρχεται στα 56.7 €/ton CO₂ ενώ το 50 % της αύξησης του κόστους παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας οφείλεται στη μείωση του β.α. και το υπόλοιπο κυρίως στην ΟΕΚ.

6.2 Στοιχεία πρωτοτυπίας

Στόχος της παρούσας εργασίας είναι:

- Η εκτίμηση των επιδόσεων ατμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂
- Ο προσδιορισμός βασικών τεχνικών χαρακτηριστικών της ατμοηλεκτρικής μονάδας
- Βελτιστοποίηση των επιδόσεων με την εκμετάλλευση της θερμότητας που αποβάλλεται από τις διάφορες διεργασίες
- Η οικονομική αξιολόγηση της ατμοηλεκτρικής μονάδας με δέσμευση CO₂ κατά την περίοδο κατασκευής επιδεικτικών μονάδων αλλά και κατά την περίοδο που οι τεχνολογίες δέσμευσης CO₂ θα βρίσκονται σε εμπορικά ώριμη φάση.

Τα στοιχεία πρωτοτυπίας της παρούσας εργασίας συμπεριλαμβάνουν:

- Βελτιστοποίηση θερμοδυναμικού σχεδιασμού θερμοηλεκτρικών μονάδων με δέσμευση CO₂
- Εκτίμηση κόστους αγοράς δικαιωμάτων CO₂ ώστε η εγκατάσταση μονάδων με δέσμευση CO₂ να είναι οικονομικά βιώσιμη
- Εξέταση και βελτιστοποίηση μονάδας μικρού μεγέθους, αντιπροσωπευτικού για την Ελληνική πραγματικότητα
- Το καύσιμο που επιλέχθηκε είναι λιγνίτης «χαμηλής ποιότητας» (χαμηλής θερμογόνου ικανότητας και υψηλής περιεκτικότητας σε υγρασία και τέφρα) και συγκεκριμένα λιγνίτης Φλώρινας
- Ενσωμάτωση συστήματος προξήρανσης καυσίμου
- Εκτίμηση οικονομικής βιωσιμότητας λιγνιτικής θερμοηλεκτρικής μονάδας, αντιπροσωπευτικής για τα Ελληνικά δεδομένα, λαμβάνοντας υπόψη ότι θα κατασκευαστεί κατά την περίοδο της επιδεικτικής εφαρμογής των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂.

Αναφέρεται ότι στα πλαίσια των ερευνητικών προγραμμάτων της Ευρωπαϊκής Ένωσης ENCAP (Enhanced Capture of CO₂) και CASTOR (Capture and sequestration of CO₂ associated with cleaner fossil fuel plants) έχει πραγματοποιηθεί η ανάλυση ενσωμάτωσης διαφόρων τεχνολογιών δέσμευσης CO₂ σε μια σειρά από θερμοηλεκτρικές μονάδες. Μεταξύ άλλων εξετάζονται οι τεχνολογίες της καύσης με καθαρό O₂ και της χημικής απορρόφησης με MEA σε λιγνιτική μονάδα 1000 MW και λιθανθρακική μονάδα 600 MW. Τα αποτελέσματα παρουσιάζονται συνοπτικά στον πίνακα που ακολουθεί.

	Μονάδες	Συμβατική μονάδα	O ₂ / CO ₂	MEA	Συμβατική μονάδα	O ₂ / CO ₂	MEA
Καύσιμο		Λιθάνθρακας			Λιγνίτης		
Κ.Θ.Ι. καυσίμου	kJ/kg	25174	25174	25174	9010	9010	9010
Μικτή ηλ. ισχύς	MW	600	633	541.3	1000	1047	850
Καθαρή ηλ. ισχύς	MW	574.8	472.5	461.2	920.0	767.0	682.4
Καθαρός β.α.	%	45.0	36.4	35.5	49.2	41.0	36.6
Ειδικές εκπομπές CO ₂	g/kWh	774	95	98	812	97	101

Πίνακας 6.1: Βασικά αποτελέσματα προσομοίωσης ατμοηλεκτρικών μονάδων 600 MW και 1000 MW με εφαρμογή των τεχνολογιών καύσης με καθαρό O₂ και χημικής απορρόφησης με MEA. [ENCAP, CASTOR].

6.3 Μελλοντικές εργασίες

Στις πιθανές μελλοντικές εργασίες συμπεριλαμβάνονται:

- Παρακολούθηση του βαθμού απόδοσης του λέβητα και του ατμοστροβίλου σε επιδεικτικές μονάδες με δέσμευση CO₂
- Προσαρμογή των κανονισμών DIN 1942 “Acceptance testing of steam generators” και DIN 1943 “Thermal acceptance tests of steam turbines” για δοκιμές αξιολόγησης μονάδων με δέσμευση CO₂.
- Σχεδιασμός λέβητα θερμοηλεκτρικής μονάδας με καύση με καθαρό O₂.
- Προσαρμογή των ελέγχων συμμόρφωσης σε ότι αφορά τους ρύπους (SO_x, NO_x και σωματίδια) που εκπέμπονται στην ατμόσφαιρα και της οδηγίας της Ευρωπαϊκής Ένωσης ‘Directive 2001/80/EC of 23 October 2001’ στην οποία υπαγορεύονται τα ανώτατα επιτρεπόμενα όρια συγκέντρωσης των ρύπων στα καυσαέρια σε mg/Nm³. Με την εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂, το CO₂ απομακρύνεται από το κύριο μέρος των καυσαερίων. Συνεπώς, η συγκέντρωση των ρύπων στα αέρια που απελευθερώνονται στην ατμόσφαιρα είναι δυνατό να είναι αυξημένη σε σχέση με αυτήν στα καυσαέρια των συμβατικών μονάδων καύσης με αέρα.
- Προσομοίωση και βελτιστοποίηση 2^{ης} γενιάς τεχνολογιών δέσμευσης του CO₂, όπως η δέσμευση του CO₂ πριν από την καύση κατά την αεριοποίηση του άνθρακα και η παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας από μονάδα συνδυασμένου κύκλου (IGCC)

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ

BIBΛΙΑ

“CO₂ Mitigation Options for Retrofitting Greek Low-Quality Coal-Fired Power Plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Chapter 13 of “Sustainable Energy Technologies – Options and Prospects”, Springer, 2007

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ ΣΕ ΔΙΕΘΝΗ ΕΠΙΣΤΗΜΟΝΙΚΑ ΠΕΡΙΟΔΙΚΑ

“Novel concepts for near-zero emissions IGCC power plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Thermal Science, Vol. 10, Issue 14, pp. 81-92, 2006

“Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, Journal of Energy Conversion and Management, Vol 48/11 pp. 2879-2887, 2007

“Oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, Fuel 86, pp. 2144-2150, 2007

“Economic implications of oxyfuel application in a lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Fuel 86, pp. 2151-2158, 2007

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ ΣΕ ΠΡΑΚΤΙΚΑ ΔΙΕΘΝΩΝ ΣΥΝΕΔΡΙΩΝ ΜΕ ΚΡΙΣΗ ΠΛΗΡΟΥΣ ΚΕΙΜΕΝΟΥ ΕΡΓΑΣΙΑΣ

“Investigation of solid fuel power plant hybrid configuration integrated with waste incineration”, E. Kakaras, D. Giannakopoulos, A. Doukelis, A. Xenoyannis, A. Koumanakos, F. Klemm, M. Burböck, Second International Conference on Applied Thermodynamics, May 18-20 2005, Istanbul, Turkey

“Novel CO₂ emissions reduction technique for IGCC plants”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, Ch. Hatzilau, T. Weimer, ASME paper 2005-GT-68977, 2005

“Evaluation of CO₂ mitigation retrofit options for low-quality coal fired power plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Ch. Hatzilau, 18th International Conference on Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Trondheim, Norway, June 20 - 22 2005

“Application of the ENBIPRO Software Code for the Simulation of a Novel IGCC Plant with CO₂ Capture”, E. Kakaras, R. Leithner, A. Koumanakos, N. Aronis, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, SIMS2005 - Scandinavian Conference on Simulation and Modelling, Trondheim, Norway, October 13-14, 2005

“Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, 19th International Conference on Efficiency, Costs,

Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Aghia Pelagia, Crete, Greece, July 12-14 2006

“Application of the ENBIPRO software code for the on-line monitoring of a power plant”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, SIMS2006 – 47th Scandinavian Conference on Simulation and Modelling, Helsinki, Finland, September 28-29, 2006

“Novel Solid Fuel Gasification Power Plant for In Situ CO₂ Capture”, E. Kakaras, P. Klimantos, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, N. Koukouzas, ASME paper GT2007-27868, 2007

“Ultra-supercritical power plant fired with low-quality Greek lignite”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, 20th International Conference on Efficiency, Costs, Optimization, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems, Padova, Italy, June 25 - 28 2007

“Industrial Plant Design for Innovative In Situ CO₂ Capture Technology for Solid Fuel Gasification”, E. Kakaras, A. Doukelis, P. Klimantos, A. Koumanakos, N. Koukouzas, Global Conference on Global Warming 2008, 6-10 July 2008, Istanbul, Turkey

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ ΣΕ ΠΡΑΚΤΙΚΑ ΔΙΕΘΝΩΝ ΣΥΝΕΔΡΙΩΝ ΜΕ ΚΡΙΣΗ ΕΚΤΕΤΑΜΕΝΗΣ ΠΕΡΙΛΗΨΗΣ

“CO₂ sequestration for the Combined Cycle Power plant with Integrated Low Temperature Heat”, E. Kakaras, R. Leithner, A. Doukelis, G. Giannakopoulos, A. Koumanakos, N. Aronis, Second International Conference on Industrial Gas Turbine Technologies, Bled, Slovenia, 29-30 April 2004

“CO₂ Sequestration Options for Coal-Fired Power Plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, G. Giannakopoulos, A. Koumanakos, IFRF 14th Members’ Conference - A Sustainable Energy Supply for Industry: A Challenge for the IFRF, 11-14 May 2004, Netherlands

“Reduced CO₂ emission power plant schemes utilising low-quality coal”, E. Kakaras, G. Giannakopoulos, A. Doukelis, A. Koumanakos, Ch. Hatzilau, Joint Meeting of the Italian and Greek Sections of the Combustion Institute, Corfu, Greece, 17-19 June 2004

“Reduction of CO₂ emissions from low quality coal fired power plants”, E. Kakaras, D. Giannakopoulos, A. Doukelis, A. Koumanakos, Ch. Xatzilau, 5th European Conference on Coal Research & its Applications, Edinburgh, UK, 6-8/9/2004

“Near-zero CO₂ emission options for low-quality coal fired power plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, G. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Ch. Hatzilau, *Electric Power 2005*, 5-7 April 2005, Chicago, USA

“Novel concepts for near-zero emissions IGCC power plants”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, International Symposium Moving Towards Zero Emission Plants, Leptokarya Pieria, Greece, June 20-22 2005

“Oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, 6th European Conference on Coal Research & its Applications, Canterbury, Kent, UK, 5-7/9/2006

“Economic implications of oxyfuel application in a lignite-fired power plant”, E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, 6th European Conference on Coal Research & its Applications, Canterbury, Kent, UK, 5-7/9/2006

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ ΣΕ ΕΘΝΙΚΑ ΕΠΙΣΤΗΜΟΝΙΚΑ ΠΕΡΙΟΔΙΚΑ

“Τεχνολογικές δυνατότητες μείωσης των εκπομπών CO₂ στον τομέα της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας από ορυκτά καύσιμα”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, Σύγχρονη Τεχνική Επιθεώρηση, τεύχος 156, Απρίλιος 2005

“Καθαρές τεχνολογίες για θερμικούς σταθμούς μηδενικών εκπομπών CO₂”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, Δελτίο Πανελληνίου Συλλόγου Διπλωματούχων Μηχανολόγων - Ηλεκτρολόγων, Τεύχος 402, Οκτώβριος 2007

ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ ΣΕ ΕΘΝΙΚΑ ΠΡΑΚΤΙΚΑ ΣΥΝΕΔΡΙΩΝ ΜΕ ΚΡΙΣΗ ΕΚΤΕΤΑΜΕΝΗΣ ΠΕΡΙΛΗΨΗΣ

“Τεχνολογικές δυνατότητες μείωσης των εκπομπών CO₂ στον τομέα της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας από ορυκτά καύσιμα”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, HELECO 2005, 3-6 Φεβρουαρίου 2005, Αθήνα

“Καθαρές τεχνολογίες άνθρακα για υφιστάμενους θερμοηλεκτρικούς σταθμούς”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, Ν. Κούκουζας, 1^ο Πανελλήνιο Συνέδριο Μηχανολόγων-Ηλεκτρολόγων, 28-30 Μαρτίου 2005, Αθήνα

“Δέσμευση CO₂ στον τομέα της ηλεκτροπαραγωγής από λιγνίτη και φυσικό αέριο”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, Δημερίδα ΤΕΕ ΛΙΓΝΙΤΗΣ ΚΑΙ ΦΥΣΙΚΟ ΑΕΡΙΟ ΣΤΗΝ ΗΛΕΚΤΡΟΠΑΡΑΓΩΓΗ ΤΗΣ ΧΩΡΑΣ, 9-10 Ιουνίου 2005, Αθήνα

“Καθαρές τεχνολογίες για θερμικούς σταθμούς μηδενικών εκπομπών CO₂”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, 2^ο Πανελλήνιο Συνέδριο Μηχανολόγων-Ηλεκτρολόγων, 16-18 Μαΐου 2007, Αθήνα

ΛΟΙΠΕΣ ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΙΣ

“Τεχνολογίες δέσμευσης CO₂ για υφιστάμενους θερμοηλεκτρικούς σταθμούς”, Ε. Κακαράς, Α. Δουκέλης, Δ. Γιαννακόπουλος, Α. Κουμανάκος, 2^ο Workshop IENE: “Θεσμικό πλαίσιο, σύλληψη και αποθήκευση του διοξειδίου του άνθρακα”, 20 Ιανουαρίου 2005, Αθήνα

“Towards Zero CO₂ emissions Power Plants”, E. Kakaras, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, A. Doukelis, Symposium Power Plant 2006, Vrnjačka Banja, Serbia, September 19-22 2006

BIBΛΙΟΓΡΑΦΙΑ

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1^ο

- [1] VGB Project Group “CO₂ Separation and Sequestration”, “Separation and sequestration of CO₂ from Power Plants- Literature Survey”, VGB PowerTech, August 2002, Essen
- [2] A. Lyngfelt, B. Leckner, “Technologies for CO₂ separation”, *Minisymposium on Carbon Dioxide Capture and Storage*, School of Environmental Sciences Chalmers University of Technology and Göteborg University, October 22, 1999, Göteborg.
- [3] K. Thambimuthu, “CO₂ Capture and Reuse”, IEA GHG, 2003.
- [4] K. Möllersten, J. Yan, J. R. Moreira, “Potential market niches for biomass energy with CO₂ capture and storage- Opportunities for energy supply with negative CO₂ emissions”, *Biomass & Energy*, 2003, 25, 273- 285.
- [5] S. Wong, R. Bioletti, “Carbon Dioxide Separation Technologies”, Carbon & Energy Management Alberta Research Council, 2002
- [6] C. M. White, B. R. Strazisar, E. J. Grantle, J. S. Hoffman and H. W. Pennline, “Separation and capture of CO₂ from large stationary sources and sequestration in geological formations- Coalbeds and deep saline aquifers”, *Air & Waste Management Association*, 2003, 53, 645- 715.
- [7] H. Herzog, D. Golomb, “Carbon capture and storage from fossil fuel use”, *Encyclopedia of Energy*, 2004.
- [8] B. R. Starzisar, R. R. Anderson and C. M. White, “Degradation of monoethanolamine used in carbon dioxide capture from flue gas of a coal- fired electric power generating station”, *Journal of Energy & Environmental Research*, Nov. 2001, 1, 32- 39.
- [9] D. Chapel, J. Ernest and C. Mariz, “Recovery of CO₂ from flue gases: Commercial trends”, *Canadian Society of Chemical Engineers annual meeting*, October 4-6, 1999, Saskatoon, Canada.
- [10] T. Koljonen, H. Siikavirta and R. Zevenhoven, ”CO₂ capture, storage and utilisation in Finland”, VTT Processes, 2002.
- [11] Y. Diao, X Zheng, “Experimental study on capturing CO₂ greenhouse gas by ammonia scrubbing”, *Energy Conversion and Management*, 2003.
- [12] A. C. Yeh, H Bai, “Comparison of ammonia and monoethanolamine solvents to reduce CO₂ greenhouse gas emissions”, *Science of the Total Environment*, 1999, 228, 121- 133.

- [13] V. G. Gomes, K. W. K. Yee, "Pressure swing adsorption for carbon dioxide sequestration from exhaust gases", *Separation and Purification Technology*, 2002, 28, 161- 171.
- [14] J. Davison, P. Freund and A. Smith, "Putting carbon back into the ground", IEA GHG R&D Programme, 2001.
- [15] J. C. Abanades, "The maximum capture efficiency of CO₂ using carbonation/ calcinations cycle of CaO/ CaCO₃", *Chemical Engineering Journal*, 2002, 90, 303- 306.
- [16] C. Salvador, D. Lu, E. J. Anthony, J. C. Abanades, "Enhancement of CaO for CO₂ capture in an FBC environment", *Chemical Engineering Journal*, 2003, 96, 187- 195.
- [17] P. Middleton, H. Solgaard-Andersen, T Rostrup-Nielsen, "Hydrogen production with CO₂ capture using membrane reactors", CO₂ Capture Project, 2002.
- [18] S. Anderson, R. Newell, "Prospects for carbon capture and storage technologies", *Resources for the future*, 2003.
- [19] L. Lombardi, "Life cycle assessment comparison of technical solutions for CO₂ emissions reduction in power generation", *Energy Conversion and Management*, 2003, 44, 93- 108.
- [20] S. Lin, M. Harada, Y. Suzuki, H. Hatano, "Hydrogen production from coal by separating carbon dioxide during gasification", *Fuel*, 2002, 81, 2079- 2085.
- [21] D. P. Harrison, Z. Peng, "Low-carbon monoxide hydrogen by sorption-enhanced reaction", *International Journal of Chemical Reactor Engineering*, 2003, 1, A37.
- [22] K. V. Thambimuthu, E. Croiset, "Enriched oxygen coal-fired combustion", IEA GHG R&D Programme, 2003.
- [23] K. Andersson, P. Maksinen, "Process evaluation of CO₂ free combustion in an O₂/CO₂ power plant", Chalmers University of Technology, 2002, Master Thesis Report T2002-258.
- [24] M. B. Wilkinson, J. C. Boden, R. S. Panesar, R. J. Allam, "CO₂ capture via oxyfuel firing: Optimisation of a retrofit design concept for a refinery power station boiler", *First National Conference on Carbon Sequestration*, May 15- 17, 2001, Washington DC.
- [25] H. Birkestad, "Separation and compression of CO₂ in an O₂/CO₂- fired power plant", Chalmers University of Technology, 2002, Master Thesis Report T2002-262.
- [26] L. Zheng, E. Furimsky, "Assessment of coal combustion on O₂+CO₂ by equilibrium calculations", *Fuel Processing Technology*, 2003, 81, 23- 34.

[27] D. Singh, E. Croiset, P. L. Douglas, M. A. Douglas, “Techno-economic study of CO₂ capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing vs. O₂/CO₂ recycle combustion”, *Energy Conversion and Management*, 2003, 44, 3073- 3091.

[28] H. Liu, K. Okazaki, “Simultaneous easy CO₂ recovery and drastic reduction of SO_x and NO_x in O₂/ CO₂ coal combustion with heat recirculation”, *Fuel*, 2003, 82, 1427- 1436.

[29] K. Andersson, F. Johnsson, L. Strömberg, “An 865 MW_e lignite-fired power plant with CO₂ capture- A technical feasibility study”, *VGB Conference “Power Plants in Competition- Technology, Operation and Environment”*, March 2003, Cologne.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2^ο

[1] Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC), “Climate change 2001: the scientific basis”, Cambridge University Press; 2001.

[2] RWE Power, “WTA Technology. A modern process for treating and drying lignite”, RWE Power, 2009.

[3] B. W. Lani, T. J. Feely, J. Myrphy, L. Green, “A Review of DOE/NETL’s Advanced NO_x Control Technology R&D Program for Coal-fired Power Plants”, DOE/NETL, March 2005.

[4] Working Party on Fossil Fuels, IEA, “Control and minimisation of coal-fired power plant emissions- Zero emissions technologies for fossil fuels”, IEA, 2003

[5] G. Stamatelopoulos, “WTA offers big efficiency gains”, *Modern Power Systems*, Global Trade Media, 2009

[6] E. Kakaras, P. Ahladas, S. Syrmopoulos, “Computer simulation studies for the integration of an external dryer into a Greek lignite-fired power plant”, *Fuel*, 2002, 81, 583- 593.

[7] Ν. Παπαγεωργίου, “Ατμοπαραγωγοί Ι- Γενικές Αρχές”, Εκδόσεις Συμμεών, 1991.

[8] Doosan Babcock Energy, “Oxyfuel Combustion”, *APGTF Workshop on Carbon Abatement Technologies- Development and Implementation of Future UK Strategy*, 11- 12 February 2009.

[9] DTI, “Advanced power plant using high efficiency boiler/ turbine”, *Carbon Abatement Technologies Programme*, Crown, 2006.

[10] P. E. Chew, “PF-fired supercritical power plant”, *Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part A: Journal of Power and Energy*, 2003, 217, 35- 43.

[11] D. J. Dillon, R. S. Oanesar, R. A. Wall, R. J. Allam, V. White, J. Gibbins, M. R. Haines, “Oxy-combustion processes for CO₂ capture from advanced supercritical PF and NGCC power plant”, IEA GHG, 2005.

- [12] E. S. Rubin, A. B. Rao, M. B. Berkenpas, “Development and application of optimal design capability for coal gasification systems- Oxygen based combustion systems (Oxyfuels) with carbon capture and storage (CCS)”, U.S. DOE, May 2007.
- [13] I. Morita, Y. Nagai, Y. Kato, H. N. Franklin, J. Cooper, “Development and operating results of low SO₂ to SO₃ conversion rate catalyst for DeNO_x application”, Babcock- Hitachi, 2005.
- [14] Ν. Παπαγεωργίου, “Ατμοπαραγωγοί ΙΙ- Εμβάθυνση”, Εκδόσεις Συμμεών, 1991.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3^ο

- [1] K. E. Zanganeh, A. Shafeen, “A novel integration, optimization and design approach for large- scale implementation of oxy-fired coal power plants with CO₂ capture”, International Journal of Greenhouse Gas Control, 2007, 1, 47-54
- [2] E. H. Chui, M. A. Douglas, Y. Tan, “Modeling of oxy-fuel combustion for a western Canadian sub-bituminous coal”, Fuel, 2003, 82, 1201-1210
- [3] K. Jordan, M. Anheden, J Yan, L. Stromberg, “Oxyfuel combustion for coal- fired power generation with CO₂ capture- opportunities and challenges”, 7th Conference on greenhouse gas technologies, 2004
- [4] K. Andersson, F. Johnsson, L. Strömberg, “An 865 MW_e lignite-fired power plant with CO₂ capture- A technical feasibility study”, *VGB Conference “Power Plants in Competition- Technology, Operation and Environment”*, March 2003, Cologne.
- [5] H. Birkestad, “Separation and compression of CO₂ in an O₂/CO₂- fired power plant”, Chalmers University of Technology, 2002, Master Thesis Report T2002-262.
- [6] D. J. Dillon, R. S. Panesar, R. A. Wall, R. J. Allam, V. White, J. Gibbins, M. R. Haines, “Oxy-combustion processes for CO₂ capture from advanced supercritical PF and NGCC power plant”, IEA Greenhouse R&D Programme, 2005
- [7] D. W. Sturgeon, “Current oxyfuel combustion activities at Doosan Babcock Energy Limited”, Doosan Babcock Energy, 2008.
- [8] D. W. Sturgeon, E. D. Cameron, F. D. Fitzgerald, “Demonstration of an oxyfuel combustion system”, Energy Procedia, 2009, 1, 471-478.
- [9] J. D. Bapat, “Application of ESP for gas cleaning in cement industry- with reference to India”, Journal of Hazardous Materials, 2001, B81, 285- 308.
- [10] P. Williams, G. Pavlovicz, D DeVault, D. McDonald, D. Moats, “Flue gas treatment system design considerations for the city of Hamilton oxygen firing demonstration”, *EPRI- DOE- EPA-*

AWMA Combined Power Plant Air Pollutant Control- Mega Symposium, August 28-31, 2006, Baltimore.

[11] VGB Project Group “CO₂ Separation and Sequestration”, “Separation and sequestration of CO₂ from Power Plants- Literature Survey”, VGB PowerTech, August 2002, Essen

[12] S. Deng, R. Hynes, “Thermodynamic analysis and comparison on oxy-fuel power generation process”, *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, 2009, 131, 053001.

[13] L. Zheng, R. Pomalis, B. Clements, “Technical and economic feasibility study of a pressurized oxy-fuel approach to carbon capture”, CANMET Energy Research Center- Natural Resources Canada, 2007.

[14] S. Santos, M. Haines, “Oxy-fuel combustion application for coal fired power plant”, *Inaugural Workshop- IEAGHG International Oxy-Fuel Combustion Network*, 29th November, 2005, Cottbus, Germany.

[15] K. S. Kumar, A. Mansour, “Wet ESP for controlling sulphuric acid plume following an SCR system”, *ICAC Forum 2002*, February 12- 13, 2002, Houston.

[16] K. Andersson, P. Maksinen, “Process evaluation of CO₂ free combustion in an O₂/CO₂ power plant”, Chalmers University of Technology, 2002, Master Thesis Report T2002-258.

[17] V. White, P. Armstrong, K. Fogash, “Oxygen supply for oxycoal CO₂ capture”, *1st IEA GHG International Oxyfuel Combustion Conference*, September 8-11, Cottbus, Germany.

[18] S. Grathwohl, O. Lemp, U. Schnell, J. Maier, F. Kluger, B. Krohmer, P. Moenckert, G. N. Stamatelopoulos, “Highly flexible burner concept for oxyfuel combustion”, *1st IEA GHG International Oxyfuel Combustion Conference*, September 8-11, Cottbus, Germany.

[19] N. Aimard, C. Prebende, D. Cieutat, I. Sanchez- Molinero, R. Tsiava, “The CO₂ pilot at LACQ- CO₂ capture, transportation, injection and storage ready for start up”, *1st IEA GHG International Oxyfuel Combustion Conference*, September 8-11, Cottbus, Germany.

[20] I. Pfaff, A. Kather, “Comperative thermodynamic analysis and integration issues of CCS steam power plants based on oxy-combustion with cryogenic or membrane based air separation”, *Energy Procedia*, 2009, 1, 495- 502.

[21] R. J. Allam, “Improved oxygen production technologies”, *Physics Procedia*, 2009, 1, 461- 470

[22] A. R. Smith, J. Klosek, “Areview of air separation technologies and their integration with energy conversion processes”, *Fuel Processing Technology*, 2001, 70, 115- 134.

- [23] A. Drade, R. Prabhakar, J. P. Tranier, N. Perrin, “Air separation and flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems”, *Energy Procedia*, 2009, 1, 527- 534.
- [24] A. R. Sirdeshpande, M. G. Ierapetritou, “Process optimization and flexibility evaluation of air separation cycles”, *American Institute of Chemical Engineers*, 2005, 51, 1190-1200.
- [25] Linde Engineering Division, “Cryogenic air separation- History and technological progress”, Linde AG, 2008
- [26] H. Kooijman, R. Taylor, J. van Baten, “The chemSep/COCO casebook: Air separation unit”, *CACHE News*, 2007.
- [27] H. Hack, M. Shah, “Oxy-fuel coal-fired combustion. Power plant system integration”, *The 3rd International Oxy-Combustion Network Meeting*, March 5-6, 2008, Yokohama, Japan.
- [28] V. White, R. Allam, E. Miller, “Purification of oxyfuel-derived CO₂ for sequestration or EOR”, www.netl.doe.gov.
- [29] G. Pipitone, O. Bolland, “Power generation with CO₂ capture: Technology for CO₂ purification”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2009, 3, 528-534.
- [30] M. Haines, J. Leslie, D. Macdonald, «Co-capture of CO₂ with other impurities from coal and heavy fuel-fired power plant flue gases”, *7th International Conference on Greenhouse Gas Technologies*, September 5- 9, 2004, Vancouver, Canada.
- [31] K. Jordal, M. Anheden, J. Yan, L. Strömberg, ”Oxyfuel combustion for coal-fired power generation with CO₂ capture- Opportunities and challenges, Vattenfall, 2005.
- [32] G. Sekkappan, R. S. Panesar, S. A. Hume, “Oxyfuel CO₂ capture for pulverized coal- An evolutionary approach”, *Third International Conference on Clean Coal Technologies for our Future*, May 15, 2007, Cagliari, Italy.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4^ο

- [1] G. T. Rochelle, “Amine scrubbing for CO₂ capture”, *Science*, 2009, 325, 1652- 1654
- [2] M. R. M. Abu-Zahra, L. H. J. Schneiders, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron, G. F. Versteeg, “CO₂ capture from power plants- Part I. A parametric study of the technical performance based on monoethanolamine”, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2007, 1, 37- 46.
- [3] A. Aronwilas, A. Veawab, “Integration of CO₂ capture unit using blended MEA-AMP solution into coal-fired power plants”, *Energy Procedia*. 2009, 1, 4315- 4321.

- [4] S. Reddy, J. Scherffius, S. Freguia, C. Roberts, “Fluor’s econamine FG Plus technology- An enhanced amine-based CO₂ capture process”, *Second National Conference on Carbon Sequestration*, May 5-8, 2003, Alexandria.
- [5] A. V. Howard, “Post combustion capture: Flue gas cleanup”, Power Technology Centre, 2003.
- [6] N. Holt, “CO₂ capture from fossil energy power plants- Status, Risks and economics”, EPRI, 2008
- [7] J. Lee, T. C. Keener, Y. J. Yang, “Impacts of flue gas impurities in sequestered CO₂ on groundwater sources: A process analysis and implications for risk management”, U.S. Environmental Protection Agency, 2007.
- [8] S. Reddy, D. Johnson, J. Gilmartin, “Fluor’s econamine FG Plus technology for CO₂ capture at coal-fired power plants”, *Power Plant Air Pollutant Control Mega Symposium*, August 25- 28, 2008, Baltimore.
- [9] L. M. Romeo, I. Bolea, J. M. Escosa, “Integration of power plant and amine scrubbing to reduce CO₂ capture costs”, *Applied Thermal Engineering*, 2008, 28, 1039- 1046.

ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5^ο

- [1] ALSTOM Power Plant Laboratories, “Engineering feasibility and economics of CO₂ capture on ana existing coal-fired power plant”, ALSTOM INC. 2001
- [2] McKinsey Climate Change Initiative, “Carbon capture & storage: Assessing the economics”, McKinsey & Company, 2008.
- [3] E. K. Κακαράς, “Θερμοηλεκτρικοί Σταθμοί”, Φούντας. 2003.
- [4] A. Rao, E. Rubin, M. Berkenpas, “An integrated modelling framework for carbon management technologies”, U. S. Department of Engineering and Public Policy, 2004.
- [5] DOE/ NETL, “Cost and performance baseline for fossil energy plants”, Final report, 2007.
- [6] IEA GHG R&D Programme, “CO₂ capture reasy plants”, IEA GHG, 2007
- [7] J. Davison, “Performance and costs of power plants with capture and storage of CO₂”, 2006, *Energy*, 32, 1163- 1176.
- [8] S. Rezvani, Y. Huang, D. McIlveen-Wright, N. Hewitt, Y. Wang, “Comparative assessment of sub-critical versus advanced super-critical oxyfuel fired PF boilers with CO₂ sequestration facilities”, *Fuel*, 2007, 86, 2134- 2143.

- [9] M. R. M. Abu-Zahra, J. P. M. Niederer, P. H. M. Feron, G. F. Versteeg, "CO₂ capture from power plants- Part II: A parametric study of the economical performance based on mono-ethanolamine", *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 2007, 1, 135- 142.
- [10] P. A. Bouillon, S. Hennes, C. Mahieux, "ECO2: Post-combustion or oxyfuel- A comparison between coal power plants with integrated CO₂ capture", *Energy Procedia*, 2009, 1, 4015- 4022.
- [11] C. W. L. Hill, G. R. Jones, "Strategic Management. An integrated approach", Houghton Mifflin Company, 4th edition, 1998.

ΠΑΡΑΡΤΗΜΑ Α

Έτος	OEK	Ετήσια λογιστική απόσβεση	Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό όφελος- μετά φόρων	Τελική χρηματορροή- μετά φόρων	Ανηγγεμένη Χρηματορροή- μετά φόρων	Ετήσιο καθαρό όφελος- προ φόρων	Τελική χρηματορροή- προ φόρων	Ανηγγεμένη Χρηματορροή- προ φόρων
2009	-4	84391											-84391	-114812.68	-84391	-114812.68
2010	-3	168782											-168782	-212616.08	-168782	-212616.08
2011	-2	196912											-196912	-229677.87	-196912	-229677.87
2012	-1	112521											-112521	-121522.68	-112521	-121522.68
2013	0		14065	12685	2927	23011	0	85844	47222	33156	11605	35617	35617	35616.77	47222	47222.50
2014	1		14206	12812	2957	23241	0	86703	47694	33488	11721	35973	35973	33308.28	47694	47694.85
2015	2		14348	12940	2986	23473	0	87570	48171	33823	11838	36333	36333	31149.41	48171	41298.57
2016	3		14491	13069	3016	23708	0	88445	48652	34161	11956	36696	36696	29130.46	48652	38621.81
2017	4		14636	13200	3046	23945	0	89330	49139	34503	12076	37063	37063	27242.38	49139	36118.55
2018	5		14783	13332	3077	24184	0	90223	49630	34848	12197	37434	37434	25476.67	49630	33777.53
2019	6		14930	13465	3107	24426	0	91125	50127	35196	12319	37808	37808	23825.40	50127	31588.25
2020	7		15080	13600	3138	24671	0	92037	50628	35548	12442	38186	38186	22281.16	50628	29540.86
2021	8		15231	13736	3170	24917	0	92957	51134	35904	12566	38568	38568	20837.01	51134	27626.17
2022	9		15383	13873	3201	25166	0	93886	51645	36263	12692	38954	38954	19486.47	51645	25835.59
2023	10		15537	14012	3233	25418	0	94825	52162	36625	12819	39343	39343	18223.45	52162	24161.06
2024	11		15692	14152	3266	25672	0	95774	52684	36992	12947	39737	39737	17042.30	52684	22595.06
2025	12		15849	14293	3298	25929	0	96731	53210	37361	13077	40134	40134	15937.71	53210	21130.57
2026	13		16007	14436	3331	26188	0	97699	53742	37735	13207	40535	40535	14904.71	53742	19761.00
2027	14		16167	14581	3365	26450	0	98676	54280	38112	13339	40941	40941	13938.67	54280	18480.19
2028	15		16329	14727	3398	26715	0	99662	54823	38494	13473	41350	41350	13035.23	54823	17282.40
2029	16		16492	14874	3432	26982	0	100659	55371	38878	13607	41763	41763	12190.36	55371	16162.24
2030	17		16657	15023	3467	27252	0	101666	55925	39267	13744	42181	42181	11400.24	55925	15114.69
2031	18		16824	15173	3501	27524	0	102682	56484	39660	13881	42603	42603	10661.34	56484	14135.04
2032	19		16992	15325	3536	27799	0	103709	57049	40057	14020	43029	43029	9970.32	57049	13218.88
2033	20		17162	15478	3572	28077	0	104746	57619	40457	14160	43459	43459	9324.10	57619	12362.10
2034	21		17334	15633	3608	28358	0	105794	58195	40862	14302	43894	43894	8719.76	58195	11560.85
2035	22		17507	15789	3644	28642	0	106852	58777	41270	14445	44333	44333	8154.59	58777	10811.54
2036	23		17682	15947	3680	28928	0	107920	59365	41683	14589	44776	44776	7626.05	59365	10110.79
2037	24		17859	16106	3717	29217	0	108999	59959	42100	14735	45224	45224	7131.77	59959	9455.46
2038	25		18038	16267	3754	29510	0	110089	60558	42521	14882	45676	45676	6669.53	60558	8842.61
2039	26		18218	16430	3792	29805	0	111190	61164	42946	15031	46133	46133	6237.24	61164	8269.47
2040	27		18400	16594	3829	30103	0	112302	61776	43375	15181	46594	46594	5832.98	61776	7733.49
2041	28		18584	16760	3868	30404	0	113425	62393	43809	15333	47060	47060	5454.91	62393	7232.24
2042	29		18770	16928	3906	30708	0	114559	63017	44247	15487	47531	47531	5101.35	63017	6763.49
2043	30		18958	17097	3945	31015	0	115705	63647	44690	15641	48006	48006	4770.71	63647	6325.11
2044	31		19147	17268	3985	31325	0	116862	64284	45137	15798	48486	48486	4461.50	64284	5915.15
2045	32		19339	17441	4025	31638	0	118031	64927	45588	15956	48971	48971	4172.33	64927	5531.76
2046	33		19532	17615	4065	31955	0	119211	65576	46044	16115	49461	49461	3901.90	65576	5173.22
2047	34		19727	17791	4106	32274	0	120403	66232	46504	16277	49955	49955	3649.00	66232	4837.92
2048	35		19925	17969	4147	32597	0	121607	66894	46969	16439	50455	50455	3412.49	66894	4524.35
2049	36		20124	18149	4188	32923	0	122823	67563	47439	16604	50959	50959	3191.31	67563	4231.11
2050	37		20325	18330	4230	33252	0	124051	68239	47913	16770	51469	51469	2984.46	68239	3956.87
2051	38		20528	18514	4272	33585	0	125292	68921	48393	16937	51984	51984	2791.03	68921	3700.41
2052	39		20734	18699	4315	33920	0	126545	69610	48877	17107	52503	52503	2610.13	69610	3460.56

Πίνακας 1: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Μονάδα αναφοράς- Αποπληρωμή επένδυσης 40 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια λογιστική απόσβεση	Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό όφελος- μετά φόρων	Τελική χρηματορροή- μετά φόρων	Ανηγγεμένη Χρηματορροή- μετά φόρων	Ετήσιο καθαρό όφελος- προ φόρων	Τελική χρηματορροή- προ φόρων	Ανηγγεμένη Χρηματορροή- προ φόρων
2009	-4	109798										-109798	-149379.53		-109798	-149379.53
2010	-3	219597										-219597	-276628.76		-219597	-276628.76
2011	-2	256196										-256196	-298827.37		-256196	-298827.37
2012	-1	146398										-146398	-158109.72		-146398	-158109.72
2013	0		18300	16504	3132	23014	0	104089	61439	43139	15099	46340	46340	61439	61439	61438.56
2014	1		18483	16669	3163	23244	0	105130	62053	43570	15250	46803	46803	62053	62053	57456.43
2015	2		18668	16835	3195	23477	0	106181	62673	44006	15402	47271	47271	62673	62673	53732.40
2016	3		18854	17004	3227	23712	0	107243	63300	44446	15556	47744	47744	63300	63300	50249.75
2017	4		19043	17174	3259	23949	0	108315	63933	44890	15712	48222	48222	63933	63933	46992.82
2018	5		19233	17346	3292	24188	0	109398	64573	45339	15869	48704	48704	64573	64573	43946.99
2019	6		19426	17519	3325	24430	0	110492	65218	45793	16027	49191	49191	65218	65218	41098.57
2020	7		19620	17694	3358	24674	0	111597	65870	46251	16188	49683	49683	65870	65870	38434.78
2021	8		19816	17871	3392	24921	0	112713	66529	46713	16350	50180	50180	66529	66529	35943.63
2022	9		20014	18050	3425	25170	0	113840	67194	47180	16513	50681	50681	67194	67194	33613.95
2023	10		20214	18230	3460	25422	0	114979	67866	47652	16678	51188	51188	67866	67866	31435.27
2024	11		20416	18413	3494	25676	0	116128	68545	48129	16845	51700	51700	68545	68545	29397.80
2025	12		20621	18597	3529	25933	0	117290	69231	48610	17013	52217	52217	69231	69231	27492.39
2026	13		20827	18783	3565	26192	0	118463	69923	49096	17184	52739	52739	69923	69923	25710.47
2027	14		21035	18971	3600	26454	0	119647	70622	49587	17355	53267	53267	70622	70622	24044.05
2028	15		21245	19160	3636	26719	0	120844	71328	50083	17529	53799	53799	71328	71328	22485.64
2029	16		21458	19352	3673	26986	0	122052	72042	50584	17704	54337	54337	72042	72042	21028.24
2030	17		21672	19545	3709	27256	0	123273	72762	51089	17881	54881	54881	72762	72762	19665.30
2031	18		21889	19741	3746	27528	0	124505	73490	51600	18060	55429	55429	73490	73490	18390.70
2032	19		22108	19938	3784	27804	0	125750	74224	52116	18241	55984	55984	74224	74224	17198.71
2033	20		22329	20138	3822	28082	0	127008	74967	52638	18423	56544	56544	74967	74967	16083.97
2034	21		22552	20339	3860	28363	0	128278	75716	53164	18607	57109	57109	75716	75716	15041.49
2035	22		22778	20542	3898	28646	0	129561	76474	53696	18793	57680	57680	76474	76474	14066.58
2036	23		23006	20748	3937	28933	0	130856	77238	54233	18981	58257	58257	77238	77238	13154.86
2037	24		23236	20955	3977	29222	0	132165	78011	54775	19171	58839	58839	78011	78011	12302.23
2038	25		23468	21165	4017	29514	0	133487	78791	55323	19363	59428	59428	78791	78791	11504.86
2039	26		23703	21377	4057	29809	0	134821	79579	55876	19557	60022	60022	79579	79579	10759.18
2040	27		23940	21590	4097	30108	0	136170	80374	56435	19752	60622	60622	80374	80374	10061.82
2041	28		24179	21806	4138	30409	0	137531	81178	56999	19950	61229	61229	81178	81178	9409.67
2042	29		24421	22024	4180	30713	0	138907	81990	57569	20149	61841	61841	81990	81990	8799.78
2043	30		24665	22245	4222	31020	0	140296	82810	58145	20351	62459	62459	82810	82810	8229.43
2044	31		24912	22467	4264	31330	0	141699	83638	58726	20554	63084	63084	83638	83638	7696.04
2045	32		25161	22692	4306	31643	0	143116	84474	59313	20760	63715	63715	84474	84474	7197.22
2046	33		25413	22919	4349	31960	0	144547	85319	59906	20967	64352	64352	85319	85319	6730.73
2047	34		25667	23148	4393	32279	0	145992	86172	60506	21177	64995	64995	86172	86172	6294.48
2048	35		25923	23379	4437	32602	0	147452	87034	61111	21389	65645	65645	87034	87034	5886.51
2049	36		26183	23613	4481	32928	0	148927	87904	61722	21603	66302	66302	87904	87904	5504.97
2050	37		26445	23849	4526	33257	0	150416	88783	62339	21819	66965	66965	88783	88783	5148.17
2051	38		26709	24088	4571	33590	0	151920	89671	62962	22037	67634	67634	89671	89671	4814.49
2052	39		26976	24329	4617	33926	0	153439	90568	63592	22257	68311	68311	90568	90568	4502.44

Πίνακας 2: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα O₂/ CO₂- Αποπληρ. επένδυσης 40 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια λογιστική απόσβεση	Σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό όφελος- μετά φόρων	Τελική χρηματορροή- μετά φόρων	Ανηγγεμένη χρηματορροή- μετά φόρων	Ετήσιο καθαρό όφελος- προ φόρων	Τελική χρηματορροή- προ φόρων	Ανηγγεμένη χρηματορροή- προ φόρων
2009	-4	98609										-98609	-134155.90		-98609	-134155.90
2010	-3	197217										-197217	-248436.85		-197217	-248436.85
2011	-2	230087										-230087	-268373.14		-230087	-268373.14
2012	-1	131478										-131478	-141996.37		-131478	-141996.37
2013	0		16435	14822	9047	23011	0	102057	55177	38742	13560	41617	41617.35	55177	55177	55177.20
2014	1		16599	14970	9137	23241	0	103078	55729	39130	13695	42034	42034	55729	55729	51600.90
2015	2		16765	15120	9229	23474	0	104108	56286	39521	13832	42454	42454	56286	56286	48256.40
2016	3		16933	15271	9321	23708	0	105149	56849	39916	13971	42878	42878	56849	56849	45128.67
2017	4		17102	15424	9414	23945	0	106201	57418	40316	14110	43307	43307	57418	57418	42203.66
2018	5		17273	15578	9508	24185	0	107263	57992	40719	14252	43740	43740	57992	57992	39468.24
2019	6		17446	15734	9603	24427	0	108336	58572	41126	14394	44178	44178	58572	58572	36910.12
2020	7		17620	15891	9699	24671	0	109419	59157	41537	14538	44619	44619	59157	59157	34517.79
2021	8		17796	16050	9796	24918	0	110513	59749	41953	14683	45066	45066	59749	59749	32280.53
2022	9		17974	16210	9894	25167	0	111618	60346	42372	14830	45516	45516	60346	60346	30188.27
2023	10		18154	16372	9993	25419	0	112734	60950	42796	14979	45971	45971	60950	60950	28231.62
2024	11		18336	16536	10093	25673	0	113862	61559	43224	15128	46431	46431	61559	61559	26401.80
2025	12		18519	16702	10194	25930	0	115000	62175	43656	15280	46895	46895	62175	62175	24690.57
2026	13		18704	16869	10296	26189	0	116150	62797	44093	15432	47364	47364	62797	62797	23090.26
2027	14		18891	17037	10399	26451	0	117312	63425	44533	15587	47838	47838	63425	63425	21593.66
2028	15		19080	17208	10503	26715	0	118485	64059	44979	15743	48316	48316	64059	64059	20194.08
2029	16		19271	17380	10608	26982	0	119670	64700	45429	15900	48800	48800	64700	64700	18885.20
2030	17		19464	17554	10714	27252	0	120867	65347	45883	16059	49288	49288	65347	65347	17661.16
2031	18		19658	17729	10821	27525	0	122075	66000	46342	16220	49780	49780	66000	66000	16516.45
2032	19		19855	17906	10930	27800	0	123296	66660	46805	16382	50278	50278	66660	66660	15445.94
2033	20		20054	18085	11039	28078	0	124529	67327	47273	16546	50781	50781	67327	67327	14444.82
2034	21		20254	18266	11149	28359	0	125774	68000	47746	16711	51289	51289	68000	68000	13508.58
2035	22		20457	18449	11261	28642	0	127032	68680	48223	16878	51802	51802	68680	68680	12633.02
2036	23		20661	18633	11373	28929	0	128302	69367	48706	17047	52320	52320	69367	69367	11814.22
2037	24		20868	18820	11487	29218	0	129585	70060	49193	17217	52843	52843	70060	70060	11048.48
2038	25		21076	19008	11602	29510	0	130881	70761	49685	17390	53371	53371	70761	70761	10332.37
2039	26		21287	19198	11718	29805	0	132190	71469	50181	17563	53905	53905	71469	71469	9662.68
2040	27		21500	19390	11835	30103	0	133512	72183	50683	17739	54444	54444	72183	72183	9036.40
2041	28		21715	19584	11954	30404	0	134847	72905	51190	17917	54989	54989	72905	72905	8450.71
2042	29		21932	19780	12073	30708	0	136196	73634	51702	18096	55539	55539	73634	73634	7902.98
2043	30		22152	19978	12194	31016	0	137557	74371	52219	18277	56094	56094	74371	74371	7390.75
2044	31		22373	20177	12316	31326	0	138933	75114	52741	18459	56655	56655	75114	75114	6911.72
2045	32		22597	20379	12439	31639	0	140322	75865	53269	18644	57221	57221	75865	75865	6463.73
2046	33		22823	20583	12563	31955	0	141726	76624	53801	18830	57794	57794	76624	76624	6044.79
2047	34		23051	20789	12689	32275	0	143143	77390	54339	19019	58372	58372	77390	77390	5653.00
2048	35		23282	20997	12816	32598	0	144574	78164	54883	19209	58955	58955	78164	78164	5286.60
2049	36		23514	21207	12944	32924	0	146020	78946	55431	19401	59545	59545	78946	78946	4943.95
2050	37		23749	21419	13073	33253	0	147480	79735	55986	19595	60140	60140	79735	79735	4623.51
2051	38		23987	21633	13204	33585	0	148955	80533	56546	19791	60742	60742	80533	80533	4323.84
2052	39		24227	21849	13336	33921	0	150445	81338	57111	19989	61349	61349	81338	81338	4043.59

Πίνακας 3: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα ΜΕΑ- Αποπληρ. επένδυσης 40 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	
		λογιστική απόσβεση	λειτουργίας και συντήρησης	λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων	
2009	-4	84391										-84391	-114812.68		-84391	-114812.68	
2010	-3	168782										-168782	-212616.08		-168782	-212616.08	
2011	-2	196912										-196912	-229677.87		-196912	-229677.87	
2012	-1	112521										-112521	-121522.68		-112521	-121522.68	
2013	0		22504	12685	2927	23011	0	92742	54120	31615	11065	43054	43054	43054.18	54120	54120	54119.55
2014	1		22729	12812	2957	23241	0	93670	54661	31932	11176	43485	43485	40263.63	54661	54661	50611.81
2015	2		22957	12940	2986	23473	0	94606	55207	32251	11288	43920	43920	37653.95	55207	55207	47331.41
2016	3		23186	13069	3016	23708	0	95552	55759	32573	11401	44359	44359	35213.42	55759	55759	44263.63
2017	4		23418	13200	3046	23945	0	96508	56317	32899	11515	44802	44802	32931.07	56317	56317	41394.69
2018	5		23652	13332	3077	24184	0	97473	56880	33228	11630	45250	45250	30796.65	56880	56880	38711.71
2019	6		23889	13465	3107	24426	0	98448	57449	33560	11746	45703	45703	28800.57	57449	57449	36202.61
2020	7		24128	13600	3138	24671	0	99432	58023	33896	11864	46160	46160	26933.86	58023	58023	33856.15
2021	8		24369	13736	3170	24917	0	100426	58604	34235	11982	46622	46622	25188.15	58604	58604	31661.77
2022	9		24613	13873	3201	25166	0	101431	59190	34577	12102	47088	47088	23555.58	59190	59190	29609.62
2023	10		24859	14012	3233	25418	0	102445	59782	34923	12223	47559	47559	22028.83	59782	59782	27690.47
2024	11		25107	14152	3266	25672	0	103469	60379	35272	12345	48034	48034	20601.04	60379	60379	25895.72
2025	12		25358	14293	3298	25929	0	104504	60983	35625	12469	48515	48515	19265.79	60983	60983	24217.29
2026	13		25612	14436	3331	26188	0	105549	61593	35981	12593	49000	49000	18017.08	61593	61593	22647.66
2027	14		25868	14581	3365	26450	0	106605	62209	36341	12719	49490	49490	16849.30	62209	62209	21179.75
2028	15		26127	14727	3398	26715	0	107671	62831	36704	12847	49985	49985	15757.22	62831	62831	19806.99
2029	16		26388	14874	3432	26982	0	108747	63459	37071	12975	50484	50484	14735.92	63459	63459	18523.20
2030	17		26652	15023	3467	27252	0	109835	64094	37442	13105	50989	50989	13780.81	64094	64094	17322.63
2031	18		26918	15173	3501	27524	0	110933	64735	37817	13236	51499	51499	12887.61	64735	64735	16199.86
2032	19		27188	15325	3536	27799	0	112043	65382	38195	13368	52014	52014	12052.30	65382	65382	15149.94
2033	20		27459	15478	3572	28077	0	113163	66036	38577	13502	52534	52534	11271.14	66036	66036	14167.94
2034	21		27734	15633	3608	28358	0	114295	66697	38963	13637	53060	53060	10540.60	66697	66697	13249.64
2035	22		28011	15789	3644	28642	0	115438	67363	39352	13773	53590	53590	9857.41	67363	67363	12390.87
2036	23		28291	15947	3680	28928	0	116592	68037	39746	13911	54126	54126	9218.51	68037	68037	11587.76
2037	24		28574	16106	3717	29217	0	117758	68717	40143	14050	54667	54667	8621.01	68717	68717	10836.70

Πίνακας 4: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Μονάδα αναφοράς- Αποπληρωμή επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	
		λογιστική απόσβεση	λειτουργίας και συντήρησης	λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων	
2009	-4	109798										-109798	-149379.53			-109798	-149379.53
2010	-3	219597										-219597	-276628.76			-219597	-276628.76
2011	-2	256196										-256196	-298827.37			-256196	-298827.37
2012	-1	146398										-146398	-158109.72			-146398	-158109.72
2013	0		29280	16504	3132	23014	0	113063	70413	41134	14397	56017	56017	56016.58	70413	70413	70413.42
2014	1		29572	16669	3163	23244	0	114194	71118	41545	14541	56577	56577	52385.87	71118	71118	65849.59
2015	2		29868	16835	3195	23477	0	115336	71829	41961	14686	57143	57143	48990.49	71829	71829	61581.56
2016	3		30167	17004	3227	23712	0	116489	72547	42380	14833	57714	57714	45815.18	72547	72547	57590.16
2017	4		30468	17174	3259	23949	0	117654	73272	42804	14981	58291	58291	42845.68	73272	73272	53857.47
2018	5		30773	17346	3292	24188	0	118831	74005	43232	15131	58874	58874	40068.64	74005	74005	50366.70
2019	6		31081	17519	3325	24430	0	120019	74745	43664	15283	59463	59463	37471.60	74745	74745	47102.20
2020	7		31392	17694	3358	24674	0	121219	75493	44101	15435	60057	60057	35042.89	75493	75493	44049.28
2021	8		31706	17871	3392	24921	0	122432	76248	44542	15590	60658	60658	32771.59	76248	76248	41194.23
2022	9		32023	18050	3425	25170	0	123656	77010	44987	15746	61265	61265	30647.50	77010	77010	38524.23
2023	10		32343	18230	3460	25422	0	124892	77780	45437	15903	61877	61877	28661.09	77780	77780	36027.29
2024	11		32666	18413	3494	25676	0	126141	78558	45892	16062	62496	62496	26803.43	78558	78558	33692.19
2025	12		32993	18597	3529	25933	0	127403	79344	46351	16223	63121	63121	25066.17	79344	79344	31508.44
2026	13		33323	18783	3565	26192	0	128677	80137	46814	16385	63752	63752	23441.51	80137	80137	29466.22
2027	14		33656	18971	3600	26454	0	129964	80938	47282	16549	64390	64390	21922.15	80938	80938	27556.38
2028	15		33993	19160	3636	26719	0	131263	81748	47755	16714	65034	65034	20501.27	81748	81748	25770.31
2029	16		34333	19352	3673	26986	0	132576	82565	48233	16881	65684	65684	19172.49	82565	82565	24100.02
2030	17		34676	19545	3709	27256	0	133902	83391	48715	17050	66341	66341	17929.83	83391	83391	22537.98
2031	18		35023	19741	3746	27528	0	135241	84225	49202	17221	67004	67004	16767.71	84225	84225	21077.18
2032	19		35373	19938	3784	27804	0	136593	85067	49694	17393	67674	67674	15680.91	85067	85067	19711.07
2033	20		35727	20138	3822	28082	0	137959	85918	50191	17567	68351	68351	14664.56	85918	85918	18433.50
2034	21		36084	20339	3860	28363	0	139339	86777	50693	17743	69034	69034	13714.08	86777	86777	17238.74
2035	22		36445	20542	3898	28646	0	140732	87645	51200	17920	69725	69725	12825.20	87645	87645	16121.41
2036	23		36809	20748	3937	28933	0	142139	88521	51712	18099	70422	70422	11993.94	88521	88521	15076.50
2037	24		37177	20955	3977	29222	0	143561	89406	52229	18280	71126	71126	11216.55	89406	89406	14099.32

Πίνακας 5: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα O₂/ CO₂- Αποπληρ. επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	
		λογιστική απόσβεση	Λειτουργίας και συντήρησης	Λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων	
2009	-4	98609										-98609	-134155.90	-98609	-134155.90	-98609	-134155.90
2010	-3	197217										-197217	-248436.85	-197217	-248436.85	-197217	-248436.85
2011	-2	230087										-230087	-268373.14	-230087	-268373.14	-230087	-268373.14
2012	-1	131478										-131478	-141996.37	-131478	-141996.37	-131478	-141996.37
2013	0		26296	14822	9047	23011	0	110117	63237	36942	12930	50308	50308	50307.79	63237	63237	63237.42
2014	1		26559	14970	9137	23241	0	111218	63870	37311	13059	50811	50811	47047.10	63870	63870	59138.69
2015	2		26824	15120	9229	23474	0	112331	64508	37684	13190	51319	51319	43997.75	64508	64508	55305.63
2016	3		27092	15271	9321	23708	0	113454	65154	38061	13321	51832	51832	41146.04	65154	65154	51721.01
2017	4		27363	15424	9414	23945	0	114588	65805	38442	13455	52350	52350	38479.17	65805	65805	48368.72
2018	5		27637	15578	9508	24185	0	115734	66463	38826	13589	52874	52874	35985.15	66463	66463	45233.71
2019	6		27913	15734	9603	24427	0	116892	67128	39214	13725	53403	53403	33652.78	67128	67128	42301.90
2020	7		28192	15891	9699	24671	0	118061	67799	39607	13862	53937	53937	31471.58	67799	67799	39560.11
2021	8		28474	16050	9796	24918	0	119241	68477	40003	14001	54476	54476	29431.76	68477	68477	36996.02
2022	9		28759	16210	9894	25167	0	120434	69162	40403	14141	55021	55021	27524.14	69162	69162	34598.13
2023	10		29047	16372	9993	25419	0	121638	69853	40807	14282	55571	55571	25740.17	69853	69853	32355.66
2024	11		29337	16536	10093	25673	0	122854	70552	41215	14425	56127	56127	24071.83	70552	70552	30258.53
2025	12		29631	16702	10194	25930	0	124083	71258	41627	14569	56688	56688	22511.61	71258	71258	28297.33
2026	13		29927	16869	10296	26189	0	125324	71970	42043	14715	57255	57255	21052.53	71970	71970	26463.25
2027	14		30226	17037	10399	26451	0	126577	72690	42464	14862	57828	57828	19688.01	72690	72690	24748.04
2028	15		30528	17208	10503	26715	0	127843	73417	42888	15011	58406	58406	18411.94	73417	73417	23144.00
2029	16		30834	17380	10608	26982	0	129121	74151	43317	15161	58990	58990	17218.57	74151	74151	21643.92
2030	17		31142	17554	10714	27252	0	130412	74892	43750	15313	59580	59580	16102.55	74892	74892	20241.08
2031	18		31453	17729	10821	27525	0	131716	75641	44188	15466	60176	60176	15058.87	75641	75641	18929.16
2032	19		31768	17906	10930	27800	0	133034	76398	44630	15620	60777	60777	14082.83	76398	76398	17702.27
2033	20		32086	18085	11039	28078	0	134364	77162	45076	15777	61385	61385	13170.06	77162	77162	16554.90
2034	21		32407	18266	11149	28359	0	135708	77933	45527	15934	61999	61999	12316.44	77933	77933	15481.89
2035	22		32731	18449	11261	28642	0	137065	78713	45982	16094	62619	62619	11518.15	78713	78713	14478.44
2036	23		33058	18633	11373	28929	0	138435	79500	46442	16255	63245	63245	10771.61	79500	79500	13540.02
2037	24		33388	18820	11487	29218	0	139820	80295	46906	16417	63878	63878	10073.45	80295	80295	12662.43

Πίνακας 6: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα ΜΕΑ- Αποπληρ. επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 1.1 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Επίσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη	Επίσιο καθαρό	Τελική	Ανηγμένη		
		λογιστική απόσβεση	λειτουργίας και συντήρησης	λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων		
2009	-4	84391											-84391	-114812.68			-84391	-114812.68
2010	-3	168782											-168782	-212616.08			-168782	-212616.08
2011	-2	196912											-196912	-229677.87			-196912	-229677.87
2012	-1	112521											-112521	-121522.68			-112521	-121522.68
2013	0		22504	12685	2927	52715	0	122447	54120	31615	11065	43054	43054	43054.18	54120		54120	54119.55
2014	1		22729	12812	2957	53242	0	123671	54661	31932	11176	43485	43485	40263.63	54661		54661	50611.81
2015	2		22957	12940	2986	53775	0	124908	55207	32251	11288	43920	43920	37653.95	55207		55207	47331.41
2016	3		23186	13069	3016	54313	0	126157	55759	32573	11401	44359	44359	35213.42	55759		55759	44263.63
2017	4		23418	13200	3046	54856	0	127419	56317	32899	11515	44802	44802	32931.07	56317		56317	41394.69
2018	5		23652	13332	3077	55404	0	128693	56880	33228	11630	45250	45250	30796.65	56880		56880	38711.71
2019	6		23889	13465	3107	55958	0	129980	57449	33560	11746	45703	45703	28800.57	57449		57449	36202.61
2020	7		24128	13600	3138	56518	0	131280	58023	33896	11864	46160	46160	26933.86	58023		58023	33856.15
2021	8		24369	13736	3170	57083	0	132592	58604	34235	11982	46622	46622	25188.15	58604		58604	31661.77
2022	9		24613	13873	3201	57654	0	133918	59190	34577	12102	47088	47088	23555.58	59190		59190	29609.62
2023	10		24859	14012	3233	58230	0	135257	59782	34923	12223	47559	47559	22028.83	59782		59782	27690.47
2024	11		25107	14152	3266	58813	0	136610	60379	35272	12345	48034	48034	20601.04	60379		60379	25895.72
2025	12		25358	14293	3298	59401	0	137976	60983	35625	12469	48515	48515	19265.79	60983		60983	24217.29
2026	13		25612	14436	3331	59995	0	139356	61593	35981	12593	49000	49000	18017.08	61593		61593	22647.66
2027	14		25868	14581	3365	60595	0	140749	62209	36341	12719	49490	49490	16849.30	62209		62209	21179.75
2028	15		26127	14727	3398	61201	0	142157	62831	36704	12847	49985	49985	15757.22	62831		62831	19806.99
2029	16		26388	14874	3432	61813	0	143578	63459	37071	12975	50484	50484	14735.92	63459		63459	18523.20
2030	17		26652	15023	3467	62431	0	145014	64094	37442	13105	50989	50989	13780.81	64094		64094	17322.63
2031	18		26918	15173	3501	63055	0	146464	64735	37817	13236	51499	51499	12887.61	64735		64735	16199.86
2032	19		27188	15325	3536	63686	0	147929	65382	38195	13368	52014	52014	12052.30	65382		65382	15149.87
2033	20		27459	15478	3572	64323	0	149408	66036	38577	13502	52534	52534	11271.14	66036		66036	14167.94
2034	21		27734	15633	3608	64966	0	150902	66697	38963	13637	53060	53060	10540.60	66697		66697	13249.64
2035	22		28011	15789	3644	65616	0	152411	67363	39352	13773	53590	53590	9857.41	67363		67363	12390.87
2036	23		28291	15947	3680	66272	0	153936	68037	39746	13911	54126	54126	9218.51	68037		68037	11587.76
2037	24		28574	16106	3717	66934	0	155475	68717	40143	14050	54667	54667	8621.01	68717		68717	10836.70

Πίνακας 7: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Μονάδα αναφοράς- Αποπληρωμή επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 2.52 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγγεμένη	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγγεμένη	
		λογιστική απόσβεση	Λειτουργίας και συντήρησης	Λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων	
2009	-4	137731											-137731	-187381.69		-137731	-187381.69
2010	-3	275462											-275462	-347003.12		-275462	-347003.12
2011	-2	321373											-321373	-374849.05		-321373	-374849.05
2012	-1	183642											-183642	-198332.83		-183642	-198332.83
2013	0		36728	20702	3132	52724	0	178250	101692	64964	22737	78955	78955	78954.67	101692	101692	101691.95
2014	1		37096	20909	3163	54569	0	180032	101391	64295	22503	78887	78887	73043.94	101391	101391	93880.35
2015	2		37467	21118	3195	56479	0	181833	101040	63574	22251	78790	78790	67549.37	101040	101040	86625.91
2016	3		37841	21330	3227	58456	0	183651	100639	62798	21979	78660	78660	62442.61	100639	100639	79890.39
2017	4		38220	21543	3259	60502	0	185488	100184	61964	21687	78496	78496	57697.19	100184	100184	73638.15
2018	5		38602	21758	3292	62619	0	187342	99673	61071	21375	78298	78298	53288.44	99673	99673	67835.89
2019	6		38988	21976	3325	64811	0	189216	99104	60117	21041	78064	78064	49193.33	99104	99104	62452.61
2020	7		39378	22196	3358	67079	0	191108	98475	59097	20684	77791	77791	45390.35	98475	98475	57459.34
2021	8		39771	22418	3392	69427	0	193019	97783	58011	20304	77479	77479	41859.47	97783	97783	52829.10
2022	9		40169	22642	3425	71857	0	194949	97025	56856	19900	77126	77126	38581.98	97025	97025	48536.72
2023	10		40571	22868	3460	74372	0	196899	96199	55628	19470	76729	76729	35540.44	96199	96199	44558.73
2024	11		40977	23097	3494	76975	0	198868	95302	54325	19014	76288	76288	32718.57	95302	95302	40873.25
2025	12		41386	23328	3529	79669	0	200857	94330	52944	18530	75800	75800	30101.19	94330	94330	37459.86
2026	13		41800	23561	3565	82458	0	202865	93282	51482	18019	75263	75263	27674.16	93282	93282	34299.55
2027	14		42218	23797	3600	85344	0	204894	92153	49935	17477	74676	74676	25424.27	92153	92153	31374.59
2028	15		42640	24035	3636	88331	0	206943	90941	48301	16905	74036	74036	23339.21	90941	90941	28668.46
2029	16		43067	24275	3673	91422	0	209012	89642	46576	16301	73341	73341	21407.51	89642	89642	26165.75
2030	17		43497	24518	3709	94622	0	211102	88253	44756	15665	72589	72589	19618.48	88253	88253	23852.10
2031	18		43932	24763	3746	97934	0	213213	86770	42838	14993	71777	71777	17962.12	86770	86770	21714.16
2032	19		44372	25011	3784	101361	0	215345	85190	40818	14286	70903	70903	16429.16	85190	85190	19739.45
2033	20		44816	25261	3822	104909	0	217499	83507	38692	13542	69965	69965	15010.92	83507	83507	17916.37
2034	21		45264	25513	3860	108581	0	219674	81720	36456	12760	68960	68960	13699.33	81720	81720	16234.10
2035	22		45716	25768	3898	112381	0	221871	79822	34106	11937	67885	67885	12486.86	79822	79822	14682.58
2036	23		46173	26026	3937	116314	0	224089	77811	31638	11073	66738	66738	11366.49	77811	77811	13252.43
2037	24		46635	26286	3977	120385	0	226330	75681	29046	10166	65515	65515	10331.71	75681	75681	11934.91

Πίνακας 8: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα O₂/ CO₂-
Αποπληρ. επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 2.52 €/ GJ

Έτος	OEK	Ετήσια	Σταθερό κόστος	Μεταβλητό κόστος	Κόστος καυσίμου	Κόστος CO2	Πωλήσεις ενέργειας	Λειτουργικό όφελος	Φορολογητέα κέρδη	Φόρος	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγγεμένη	Ετήσιο καθαρό	Τελική	Ανηγγεμένη	
		λογιστική απόσβεση	λειτουργίας και συντήρησης	λειτουργίας και συντήρησης							όφελος- μετά φόρων	χρηματορροή- μετά φόρων	Χρηματορροή- μετά φόρων	όφελος- προ φόρων	χρηματορροή- προ φόρων	Χρηματορροή- προ φόρων	
2009	-4	123695					0					-123695	-168285.16			-123695	-168285.16
2010	-3	247389										-247389	-311639.18			-247389	-311639.18
2011	-2	288621										-288621	-336647.26			-288621	-336647.26
2012	-1	164926										-164926	-178120.25			-164926	-178120.25
2013	0		32985	18592	9047	52716	0	173044	92689	59703	20896	71792	71792.38	92689		92689	92688.53
2014	1		33315	18778	9137	54562	0	174775	92298	58982	20644	71654	71654.98	92298		92298	85460.66
2015	2		33648	18966	9229	56471	0	176523	91856	58208	20373	71484	71484.64	91856		91856	78752.10
2016	3		33985	19156	9321	58448	0	178288	91363	57379	20082	71281	71281.96	91363		91363	72527.08
2017	4		34325	19347	9414	60493	0	180071	90816	56491	19772	71044	71044.30	90816		90816	66752.23
2018	5		34668	19541	9508	62611	0	181871	90211	55544	19440	70771	70771.69	90211		90211	61396.43
2019	6		35014	19736	9603	64802	0	183690	89548	54534	19087	70461	70461.69	89548		89548	56430.65
2020	7		35365	19934	9699	67070	0	185527	88824	53459	18711	70113	70113.31	88824		88824	51827.82
2021	8		35718	20133	9796	69417	0	187382	88035	52317	18311	69724	69724.88	88035		88035	47562.72
2022	9		36075	20334	9894	71847	0	189256	87180	51105	17887	69294	69294.02	87180		87180	43611.80
2023	10		36436	20538	9993	74362	0	191149	86256	49820	17437	68819	68819.49	86256		86256	39953.13
2024	11		36801	20743	10093	76964	0	193060	85259	48459	16961	68299	68299.17	85259		85259	36566.26
2025	12		37169	20950	10194	79658	0	194991	84188	47019	16457	67731	67731.94	84188		84188	33432.14
2026	13		37540	21160	10296	82446	0	196941	83038	45498	15924	67114	67114.66	83038		83038	30532.98
2027	14		37916	21372	10399	85332	0	198910	81807	43892	15362	66445	66445.05	81807		81807	27852.25
2028	15		38295	21585	10503	88318	0	200899	80492	42197	14769	65723	65723.68	80492		80492	25374.51
2029	16		38678	21801	10608	91410	0	202908	79089	40411	14144	64945	64945.88	79089		79089	23085.38
2030	17		39065	22019	10714	94609	0	204937	77595	38530	13486	64109	64109.74	77595		77595	20971.48
2031	18		39455	22239	10821	97920	0	206987	76006	36550	12793	63213	63213.98	76006		76006	19020.32
2032	19		39850	22462	10930	101347	0	209056	74318	34468	12064	62254	62254.97	74318		74318	17220.29
2033	20		40248	22686	11039	104895	0	211147	72527	32279	11298	61230	61230.68	72527		72527	15560.56
2034	21		40651	22913	11149	108566	0	213258	70630	29979	10493	60137	60137.61	70630		70630	14031.06
2035	22		41057	23142	11261	112366	0	215391	68622	27565	9648	58974	58974.79	68622		68622	12622.40
2036	23		41468	23374	11373	116299	0	217545	66499	25031	8761	57738	57738.71	66499		66499	11325.84
2037	24		41882	23608	11487	120369	0	219720	64257	22374	7831	56426	56426.31	64257		64257	10133.25

Πίνακας 9: Ετήσιες χρηματικές ροές σε κ€- Βελτιστοποιημένη μονάδα ΜΕΑ- Αποπληρ. επένδυσης 25 έτη- ΜΣΚΚ: 8%- Τιμή καυσίμου: 2.52 €/ GJ