



**ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ  
ΣΧΟΛΗ ΜΗΧΑΝΟΛΟΓΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ**

# **ΠΡΟΗΓΜΕΝΑ ΣΥΣΤΗΜΑΤΑ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub>**

**ΔΙΔΑΚΤΟΡΙΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ**

**ΗΛΙΑ Σ. ΒΟΡΡΙΑ**

Διπλωματούχου Μηχανολόγου Μηχανικού Ε.Μ.Π.

**ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ:**

ΕΜΜΑΝΟΥΗΛ ΚΑΚΑΡΑΣ

Καθηγητής Ε.Μ.Π.

**Αθήνα, Φεβρουάριος 2014**





**ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ**  
**ΣΧΟΛΗ ΜΗΧΑΝΟΛΟΓΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ**

# **ΠΡΟΗΓΜΕΝΑ ΣΥΣΤΗΜΑΤΑ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ** **ΤΟΥ CO<sub>2</sub>**

**ΔΙΔΑΚΤΟΡΙΚΗ ΔΙΑΤΡΙΒΗ**

**ΗΛΙΑ Σ. ΒΟΡΡΙΑ**

Διπλωματούχου Μηχανολόγου Μηχανικού Ε.Μ.Π.

**ΤΡΙΜΕΛΗΣ ΣΥΜΒΟΥΛΕΥΤΙΚΗ**  
**ΕΠΙΤΡΟΠΗ:**

Ε. ΚΑΚΑΡΑΣ, Καθ. Ε.Μ.Π (Επιβλέπων)  
Κ. Ρακόπουλος, Καθ. Ε.Μ.Π.  
Κ. Αντωνόπουλος, Καθ. Ε.Μ.Π.

**ΕΠΤΑΜΕΛΗΣ ΕΞΕΤΑΣΤΙΚΗ**  
**ΕΠΙΤΡΟΠΗ:**

1. Ε. ΚΑΚΑΡΑΣ, Καθ. Ε.Μ.Π (Επιβλέπων)
2. Κ. Ρακόπουλος, Καθ. Ε.Μ.Π.
3. Κ. Αντωνόπουλος, Καθ. Ε.Μ.Π.
4. Δ. Χουντάλας, Αν. Καθ. Ε.Μ.Π.
5. Σ. Καρέλλας, Επικ. Καθ. Ε.Μ.Π.
6. Π. Γραμμέλης, Ερευνητής ΕΚΕΤΑ/ΙΤΕΣΚ
7. Ν. Κούκουζας, Ερευνητής ΕΚΕΤΑ/ΙΤΕΣΚ

**Αθήνα, Φεβρουάριος 2014**

Η έγκριση της Διδακτορική Διατριβής από τη Σχολή Μηχανολόγων Μηχανικών του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου δεν υποδηλώνει αποδοχή των γνώμων του συγγραφέα (Ν. 5343/ 1932, Άρθρο 202)

Σύμφωνα με απόφαση της ΓΣΕΣ της Σχολής Μηχανολόγων Μηχανικών του ΕΜΠ στις 20/1/2014 η παρούσα Διατριβή γίνεται αποδεκτή στην Ελληνική γλώσσα.



## ΠΡΟΛΟΓΟΣ-ΕΥΧΑΡΙΣΤΙΕΣ

Η παρούσα διδακτορική διατριβή, εκπονήθηκε στο εργαστήριο ατμοκινητήρων και λεβήτων του τομέα Θερμότητας του Τμήματος Μηχανολόγων Μηχανικών του Ε.Μ.Π.

Ευχαριστώ θερμά τον Καθηγητή κ. Εμμανουήλ Κακαρά, για την εμπιστοσύνη που μου έδειξε αναθέτοντας μου την εργασία αυτή, για την υποστήριξη και το ενδιαφέρον με το οποίο με περιέβαλε κατά τη διεξαγωγή της καθώς και διότι μου έδωσε τη δυνατότητα να συνεργαστώ με ερευνητικές ομάδες του εξωτερικού στα πλαίσια της ερευνητικής μου δραστηριότητας.

Θα ήθελα να ευχαριστήσω θερμά, το Δρ. Παναγιώτη Γραμμέλη τόσο για τη βιβλιογραφική υποστήριξη, όσο και για τη βοήθεια και καθοδήγηση που μου προσέφερε αλλά και για το ενδιαφέρον και την εμπιστοσύνη την οποία μου έδειξε κατά την εκπόνηση της εργασίας αυτής.

Ακόμα, θέλω να ευχαριστήσω, τους Δρ Άγγελο Δουκέλη, Δρ Αντώνιο Κουμανάκο και τον Επίκουρο Καθηγητή Δρ Σωτήριο Καρέλλα για τη βοήθεια και την καθοδήγησή τους.

Θα ήθελα να ευχαριστήσω, τους Υ.Δ κ. Εμμανουήλ Καραμπίνη, Άρη Νικολόπουλο, Νικόλαο Νικολόπουλο και Κωστή Ατσόνιο για τη συνεργασία, τη βοήθεια και την υποστήριξή τους.

Ευχαριστώ τους Άγγλους συνάδελφους κ. Gerry Riley και Richard Mather για την εμπιστοσύνη που μου έδειξαν επιτρέποντάς μου να συμμετάσχω σε πειραματικές μετρήσεις που πραγματοποιήθηκαν στις εγκαταστάσεις της RWE Npower στο Didcot της Μεγάλης Βρετανίας, καθώς και για την παροχή βιβλιογραφικής υποστήριξης.

Θα ήθελα επιπλέον να ευχαριστήσω τα μέλη του Εργαστηρίου Ατμοκινητήρων και Λεβήτων καθώς και του Ινστιτούτου Τεχνολογίας και Εφαρμογών Στερεών Καυσίμων (ΕΚΕΤΑ/ ΙΤΕΣΚ) για τη συνεργασία τους και τη βοήθεια που μου παρείχαν στις δραστηριότητές μου.

Ευχαριστώ ακόμη θερμά τα μέλη της τριμελούς συμβουλευτικής επιτροπής Καθηγητή κ. Κωνσταντίνο Ρακόπουλο και Καθηγητή κ. Κίμωνα Αντωνόπουλο για τις παρατηρήσεις τους με στόχο τη βελτίωση της παρούσας διατριβής.

Τέλος, θα ήθελα να ευχαριστήσω την οικογένειά μου και τους φίλους μου που ήταν συμπαραστάτες μου σε κάθε δυσκολία που αντιμετώπισα κατά τη διάρκεια της πολυετούς αυτής προσπάθειας.

Ηλίας Βορριάς

Αθήνα, Φεβρουάριος 2014





**Περιεχόμενα**

ΠΡΟΛΟΓΟΣ-ΕΥΧΑΡΙΣΤΙΕΣ .....	v
ΣΥΝΤΟΜΟΓΡΑΦΙΕΣ .....	xi
ΕΛΛΗΝΙΚΗ ΠΕΡΙΛΗΨΗ .....	xiii
ΠΕΡΙΛΗΨΗ ΣΤΑ ΑΓΓΛΙΚΑ (ENGLISH SUMMARY) .....	xvii
1. ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΕΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO <sub>2</sub> .....	1
1.1. Γενικά .....	1
1.2. Δέσμευση του CO <sub>2</sub> μετά την καύση (post-combustion capture).....	3
1.3. Δέσμευση του CO <sub>2</sub> πριν την καύση (pre-combustion capture) .....	5
1.4. Καύση σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου (oxyfuel combustion) .....	6
1.5. Μεταφορά και αποθήκευση του CO <sub>2</sub> .....	8
1.5.1. Μεταφορά του CO <sub>2</sub> .....	8
1.5.2. Αποθήκευση του CO <sub>2</sub> .....	10
2. ΓΕΝΙΚΕΣ ΠΑΡΑΔΟΧΕΣ ΓΙΑ ΤΟΥΣ ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΥΣ .....	15
3. ΣΤΑΘΜΟΣ ΑΝΑΦΟΡΑΣ .....	21
3.1. Λιγνιτικός σταθμός 330 MWe .....	21
3.1.1. Ανάλυση λειτουργικών δεδομένων .....	21
3.1.2. Εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO <sub>2</sub> μετά την καύση και καύσης σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου .....	24
3.2. Λιθανθρακικός σταθμός 600 MWe .....	27
3.2.1. Ανάλυση λειτουργικών δεδομένων .....	27
3.2.2. Εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO <sub>2</sub> μετά την καύση και καύσης σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου.....	28
4. ΠΕΙΡΑΜΑΤΙΚΗ ΔΙΕΡΕΥΝΗΣΗ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO <sub>2</sub> ΜΕ ΚΑΥΣΗ ΣΕ ΣΥΝΘΗΚΕΣ ΑΥΞΗΜΕΝΗΣ ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΣΗΣ ΟΞΥΓΟΝΟΥ (PARTIAL OXYFUEL) .....	31
4.1. Περιγραφή πειραματικής εγκατάστασης .....	31
4.2. Πειράματα καύσης σε κλίβανο σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης οξυγόνου .....	35
4.2.1. Εξεταζόμενες περιπτώσεις .....	35
4.2.2. Αποτελέσματα .....	35
4.3. Πειράματα μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub> από καυσαέριο καύσης σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης O <sub>2</sub> .....	37
4.3.1. Εξεταζόμενες περιπτώσεις .....	37
4.3.2. Αποτελέσματα .....	38
4.4. Γενικά συμπεράσματα .....	44
5. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO <sub>2</sub> ΜΕ ΚΑΥΣΗ ΣΕ ΣΥΝΘΗΚΕΣ ΑΥΞΗΜΕΝΗΣ ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΣΗΣ ΟΞΥΓΟΝΟΥ (PARTIAL OXYFUEL) .....	47
5.1. Θεωρητική περιγραφή .....	47
5.2. Παραδοχές και δεδομένα εισόδου- μοντέλο προσομοίωσης του θερμοδυναμικού κύκλου .....	48
5.2.1. Λέβητας .....	48
5.2.2. Σύστημα Ατμοστροβίλου .....	49
5.2.3. Ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας .....	50
5.2.4. Σύστημα δέσμευσης του CO <sub>2</sub> .....	52
5.3. Αποτελέσματα .....	52
5.4. Προσδιορισμός της βέλτιστης συγκέντρωσης του οξυγόνου .....	53

5.5. Δέσμευση του CO <sub>2</sub> με μεμβράνες .....	57
5.6. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO <sub>2</sub> .....	60
5.7. Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel σε ένα λιθανθρακικό σταθμό ....	64
5.7.1. Δέσμευση του CO <sub>2</sub> από αμίνες .....	64
5.7.2. Δέσμευση του CO <sub>2</sub> από μεμβράνες .....	68
5.8. Γενικά συμπεράσματα .....	69
6. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO <sub>2</sub> ΜΕ ΤΗΝ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΑΝΘΡΑΚΟΠΟΙΗΣΗΣ-ΑΣΒΕΣΤΟΠΟΙΗΣΗΣ (CARBONATION-CALCINATION) .....	71
6.1. Θεωρητική περιγραφή .....	71
6.2. Παραδοχές και δεδομένα εισόδου- μοντέλο προσομοίωσης του θερμοδυναμικού κύκλου .....	76
6.3. Εφαρμογή σε νέο σταθμό ηλεκτροπαραγωγής (New Build) .....	78
6.3.1. Γενικά.....	78
6.3.2. Περίπτωση με έναν κοινό ατμοστρόβιλο.....	79
6.3.3. Περίπτωση με δύο ανεξάρτητους ατμοστρόβιλους .....	83
6.3.4. Συμπεράσματα .....	86
6.3.5. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO <sub>2</sub> .....	89
6.4. Εφαρμογή ως τροποποίηση υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής (retrofit).....	92
6.4.1. Γενικά.....	92
6.4.2. Εξεταζόμενες περιπτώσεις (cases) – Αποτελέσματα.....	93
6.4.3. Σύγκριση αποτελεσμάτων- Σχολιασμός.....	100
6.4.4. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO <sub>2</sub> .....	105
6.5. Γενικά συμπεράσματα .....	108
7. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΣΥΝΔΥΑΣΜΕΝΗΣ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ ΒΙΟΜΗΧΑΝΙΑΣ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΤΣΙΜΕΝΤΟΥ ΚΑΙ ΗΛΕΚΤΡΟΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΜΕ ΤΑΥΤΟΧΡΟΝΗ ΔΕΣΜΕΥΣΗ ΤΟΥ CO <sub>2</sub> .....	111
7.1. Γενικά.....	111
7.2. Περιγραφή βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου αναφοράς .....	112
7.3. Συνδυασμένη λειτουργία βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου και ηλεκτροπαραγωγής .....	115
7.3.1. Δεδομένα εισόδου- περιγραφή μοντέλου προσομοίωσης.....	115
7.3.2. Εξεταζόμενες περιπτώσεις .....	117
7.3.3. Αποτελέσματα-Σχολιασμός.....	119
7.4. Σύγκριση με αποτελέσματα παρόμοιων δημοσιεύσεων.....	123
7.5. Γενικά συμπεράσματα .....	126
8. ΟΙΚΟΝΟΜΟΤΕΧΝΙΚΗ ΑΝΑΛΥΣΗ .....	127
8.1. Παραδοχές-δεδομένα εισόδου .....	127
8.2. Τεχνολογία δέσμευσης του CO <sub>2</sub> με καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel).....	130
8.3. Τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης .....	132
8.4. Οικονομοτεχνική σύγκριση των υπό εξέταση τεχνολογιών δέσμευσης του CO <sub>2</sub> .....	136
8.5. Συνδυασμένη λειτουργία τσιμεντοβιομηχανίας και ηλεκτροπαραγωγής ...	139
8.6. Σύγκριση με αποτελέσματα παρόμοιων δημοσιεύσεων.....	145
8.6.1. Τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης .....	145
8.6.2. Συνδυασμένη λειτουργία τσιμεντοβιομηχανίας και βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής .....	147
8.7. Γενικά συμπεράσματα .....	148

9.	ΕΠΙΛΟΓΟΣ - ΓΕΝΙΚΑ ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ .....	151
10.	ΣΤΟΙΧΕΙΑ ΠΡΩΤΟΤΥΠΙΑΣ – ΜΕΛΛΟΝΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ .....	155
11.	ΠΑΡΑΡΤΗΜΑΤΑ.....	159
A.	Περιγραφή βασικών βοηθητικών συστημάτων.....	159
B.	Περιγραφή νέων στοιχείων προσομοίωσης που δημιουργήθηκαν για το πρόγραμμα IPSE_PRO.....	163
12.	ΛΙΣΤΑ ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΩΝ.....	179
13.	ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ.....	181



## ΣΥΝΤΟΜΟΓΡΑΦΙΕΣ

### Ονοματολογία

APH	Προθερμαντήρας αέρα
ASU	Μονάδα διαχωρισμού αέρα
CCS	Δέσμευση και αποθήκευση του CO <sub>2</sub>
CFB	Ανακυκλοφορούσα ρευστοποιημένη κλίνη
CFD	Υπολογιστική ρευστομηχανική
COC	Κόστος παραγωγής τσιμέντου
COE	Κόστος παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας
CRF	Συντελεστής ανάκτησης κεφαλαίου
DEA	Διαιθανολαμίνη
ECO	Οικονομητήρας (προθερμαντήρας νερού)
EDC	Κόστος μελέτης και προμήθειας
ESP	Ηλεκτροστατικά φίλτρα
EU & EE	Ευρωπαϊκή Ένωση
EVP	Ατμοποιητής
FGC	Συμπυκνωτής υγρασίας καυσαερίου
FGD	Μονάδα αποθείωσης
FGR	Ανακυκλοφορία καυσαερίου
GHG	Αέριο θερμοκηπίου
HP	Υψηλή πίεση
IEA	Διεθνής Ενεργειακή Αντιπροσωπεία
IP	Μέση πίεση
IPCC	Διεθνές κυβερνητικό πλαίσιο κλιματικής αλλαγής
IPCC	Διακυβερνητική επιτροπή για την αλλαγή του κλίματος
KLIN	Περιστρεφόμενος κλίβανος
LP	Χαμηλή πίεση
LUNO	Περιστρεφόμενος προθερμαντήρας αέρα καύσης
MDEA	Μέθυλο-Διαιθανολαμίνη
MEA	Μονοαιθανολαμίνη
O&M	Λειτουργίας και συντήρησης
OPEX	Λειτουργικές δαπάνες
PA	Πρωτεύον αέρας καύσης
PCC	Μονάδα μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub>
PFD	Διάγραμμα ροής
PP	Σταθμός Ηλεκτροπαραγωγής
PPC	ΔΕΗ
RH	Αναθερμαντήρας
SA	Δευτερεύον αέρας καύσης
SH	Υπερθερμαντήρας
ST	Ατμοστρόβιλος
WTA	Ξηραντήρας καυσίμου ρευστοποιημένης κλίνης
β.α	Βαθμός απόδοσης

## **Σύμβολα**

CRF	-	Συντελεστής ανάκτησης κεφαλαίου
E	[g <sub>CO2</sub> /kWe]	Ειδική εκπομπή CO <sub>2</sub>
LHV	[kJ/kg]	Κατώτερη θερμογόνος ικανότητα καυσίμου
SPECCA	[kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub> ]	Ειδική κατανάλωση ενέργειας για τη δέσμευση του CO <sub>2</sub>

## **Δείκτες**

B	Καύσιμο
capture	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub>
e	Ηλεκτρική
g	Αέριο-καυσαέριο
gross	Μεικτή
l	Αέρας καύσης
m	Μηχανική ενέργεια
net	Καθαρή
ref	Μονάδα αναφοράς χωρίς δέσμευση του CO <sub>2</sub>
s	Στερεό
th	Θερμική ενέργεια

## ΕΛΛΗΝΙΚΗ ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Σκοπός της παρούσας διδακτορικής διατριβής είναι η αξιολόγηση μέσω θερμοδυναμικών υπολογισμών και η οικονομοτεχνική ανάλυση της εφαρμογής προηγμένων τεχνολογιών δέσμευσης CO<sub>2</sub> σε μονάδες ηλεκτροπαραγωγής καύσης στερεών καυσίμων αλλά και σε βιομηχανικές εγκαταστάσεις μεγάλης κλίμακας όπως είναι η τσιμεντοβιομηχανία.

Η πρώτη προηγμένη τεχνολογία δέσμευσης που εξετάστηκε είναι η τεχνολογία στην οποία η καύση γίνεται σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο (partial-oxyfuel) ώστε να παράγεται καυσαέριο μεγαλύτερης περιεκτικότητας σε CO<sub>2</sub> σε σχέση με την καύση με ατμοσφαιρικό αέρα. Στη συνέχεια το CO<sub>2</sub> δεσμεύεται μέσω ενός κλασικού μετά καύσης συστήματος δέσμευσης είτε με χημική απορρόφηση από αμίνες είτε μέσω διαχωρισμού του από τα λοιπά συστατικά του καυσαερίου μέσω της διέλευσης του από κατάλληλες μεμβράνες.

Η δεύτερη τεχνολογία είναι η μετά καύσης δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Εδώ η δέσμευση του CO<sub>2</sub> επιτυγχάνεται σε έναν αντιδραστήρα ανακυκλοφορούσας ρευστοποιημένης κλίνης ενανθράκωσης (Carbonator), όπου το CO<sub>2</sub> αντιδρά με στερεά σωματίδια του CaO προς σχηματισμό στερεού CaCO<sub>3</sub>. Η αντίστροφη διεργασία της ασβεστοποίησης λαμβάνει χώρα σε έναν άλλο αντιδραστήρα ρευστοποιημένης κλίνης (Calciner) όπου το παραγόμενο CaCO<sub>3</sub> διασπάται σε αέριο CO<sub>2</sub> και στερεό CaO το οποίο επιστρέφει στον ανθρακοποιητή.

Επιπρόσθετα, εξετάστηκε η δυνατότητα συνδυασμένης λειτουργίας μιας τσιμεντοβιομηχανίας με μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> που παράγεται και από τις δύο διεργασίες. Η τεχνολογία δέσμευσης που επιλέχθηκε σε αυτήν την περίπτωση είναι η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Σε αυτήν την περίπτωση το CaO που δημιουργείται στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και παράγεται από το make-up CaCO<sub>3</sub> χρησιμοποιείται από την τσιμεντοβιομηχανία για την παραγωγή του κλίνγκερ. Το πλεονέκτημα της προτεινόμενης διαδικασίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> είναι ότι οι δύο βιομηχανίες μπορούν να λειτουργήσουν μαζί αλλά και μεμονωμένα με και χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub>.

Για τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς χρησιμοποιήθηκε κατά βάση το εμπορικό πρόγραμμα προσομοίωσης διεργασιών IPSE\_PRO. Για την εκτέλεση των υπολογισμών απαιτήθηκε ο εμπλουτισμός της υπολογιστικής βιβλιοθήκης του προγράμματος με τη δημιουργία νέων υπολογιστικών στοιχείων, τα οποία δημιουργήθηκαν με χρήση του προγράμματος MDK.

Στο πρώτο κεφάλαιο αναφέρονται οι βασικές τεχνολογίες που έχουν προταθεί για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>. Επιπρόσθετα περιγράφονται οι επιπτώσεις του στο περιβάλλον και για ποιο λόγο κρίνεται επιτακτική η μείωση των εκπομπών του και περιγράφονται δυνατοί τρόποι μεταφοράς και αποθήκευσης αυτού.

Στο δεύτερο κεφάλαιο, περιγράφονται οι παραδοχές που χρησιμοποιήθηκαν στους υπολογισμούς καθώς και τα βασικά μεγέθη που χρησιμοποιούνται για τη σύγκριση και αξιολόγηση των αποτελεσμάτων.

Στο τρίτο κεφάλαιο, περιγράφεται ο σταθμός αναφοράς που επιλέχθηκε για τους υπολογισμούς ενώ αναφέρονται τα αποτελέσματα άλλων εργασιών που αφορούν στην εφαρμογή ως περιπτώσεις μετασκευής των θεμελιωδών τεχνολογιών μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από αμίνες και καύσης σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου (oxyfuel) στον σταθμό αναφοράς.

Στο τέταρτο κεφάλαιο παρουσιάζονται τα αποτελέσματα που προέκυψαν από την πειραματική διερεύνηση της τεχνολογίας καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο (partial oxyfuel) και που προέκυψαν από πειράματα που διεξήχθησαν σε πειραματική μονάδα που έχει εγκαταστήσει η RWE Npower εντός του σταθμού ηλεκτροπαραγωγής που βρίσκεται πλησίον της πόλης Didcot στην Οξφόρδη της Μεγάλης Βρετανίας. Στα υπόψη πειράματα συμμετείχε ο συγγραφέας της παρούσας διατριβής.

Στο πέμπτο κεφάλαιο εξετάζεται η εφαρμογή της τεχνολογίας καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο (partial oxyfuel), που αποτελεί και τη βασική πρωτοτυπία της παρούσας εργασίας, ως περίπτωση μετασκευής σε έναν λιγνιτικό και σε έναν λιθανθρακικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής και γίνεται σύγκριση των αποτελεσμάτων με τα αντίστοιχα των βασικών τεχνολογιών δέσμευσης. Η μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> γίνεται με χημική απορρόφηση με χρήση αμινών αλλά και μέσω διαχωρισμού με χρήση μεμβρανών.

Στο έκτο κεφάλαιο εξετάζεται η μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης τόσο ως περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος όσο και ως περίπτωση ενός νεοσχεδιασμένου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής με χρήση καυσίμου στον ασβεστοποιητή ελληνικού λιγνίτη της περιοχής της Φλώρινας. Εδώ εξετάστηκαν διάφορα σενάρια λειτουργίας όπως η χρήση ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή, η εγκατάσταση ενός ενδιάμεσου εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων, η χρήση προξηραμένου καυσίμου για την καύση στον ασβεστοποιητή και η τροφοδοσία με make-up CaCO<sub>3</sub> στον ανθρακοποιητή αντί τον ασβεστοποιητή με σκοπό τον προσδιορισμό της βέλτιστης εφαρμογής της τεχνολογίας αυτής.

Στο έβδομο κεφάλαιο εξετάζεται η δυνατότητα ταυτόχρονης λειτουργίας μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης. Και αυτή αποτελεί βασική πρωτοτυπία της παρούσας εργασίας. Κυρίαρχο πλεονέκτημα μιας τέτοιας κοινής λειτουργίας των δύο βιομηχανιών είναι ότι μεγάλος μέρος της χαμένης θερμότητας που προέρχεται τόσο από την τσιμεντοβιομηχανία όσο και από το σύστημα μετά δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μπορεί να ανακτηθεί προς παραγωγή επιπρόσθετης ηλεκτρικής ενέργειας.

Στο όγδοο κεφάλαιο γίνεται μια οικονομοτεχνική ανάλυση όλων των υπό εξέταση τεχνολογιών με σκοπό να προσδιοριστούν οι οικονομικές επιπτώσεις που έχει η εφαρμογή της καθεμιάς. Ως κύρια συγκριτικά οικονομοτεχνικά μεγέθη επιλέχθηκαν το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub>. Επιπρόσθετα



γίνεται μια σύγκριση των αποτελεσμάτων της παρούσας εργασίας με αντίστοιχα αποτελέσματα που υπάρχουν διαθέσιμα στη βιβλιογραφία.

Το ένατο κεφάλαιο αποτελεί έναν γενικό επίλογο όπου συνοψίζονται τα βασικά συμπεράσματα που προέκυψαν από τους υπολογισμούς.

Στο δέκατο κεφάλαιο αναφέρεται η συμβολή της παρούσας εργασίας στην επιστήμη και την τεχνολογία καθώς και οι πρωτοτυπίες που αυτή περιλαμβάνει.

Στο παράρτημα Α περιγράφονται όλα τα βασικά βοηθητικά συστήματα που χρησιμοποιούνται για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> ενώ στο παράρτημα Β περιγράφονται τα νέα στοιχεία προσομοίωσης που δημιουργήθηκαν και εμπλούτισαν τη βιβλιοθήκη του προγράμματος IPSE\_PRO.

Τέλος, αναφέρεται όλη η βιβλιογραφία που χρησιμοποιήθηκε για τη συλλογή πληροφοριών για την εκτέλεση των υπολογισμών αλλά και της συγγραφής της παρούσας εργασίας.

Η μελέτη των υπό εξέταση τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αποσκοπεί στην αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης και στην ελαχιστοποίηση των ενεργειακών καταναλώσεων που οφείλονται στην εγκατάσταση της τεχνολογίας δέσμευσης. Αυτό, μεταξύ άλλων, επιτυγχάνεται με τη βέλτιστη αξιοποίηση της χαμένης θερμότητας του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μέσω της ενσωμάτωσής της στο κύκλωμα νερού-ατμού.

Η περίπτωση της ταυτόχρονης λειτουργίας ενός συστήματος μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και καύσης σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης οξυγόνου, αποτελεί μια καινοτομία της παρούσας εργασίας καθώς κάτι παρόμοιο δεν έχει ανερευρεθεί σε παρόμοια ερευνητική εργασία. Για την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxyfuel) πραγματοποιήθηκε βελτιστοποίηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στον συνολικό αέρα καύσης, εξετάστηκε η δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση αμινών και μεμβρανών ενώ εξετάστηκε η εφαρμογή της τεχνολογίας σε έναν τυπικό σύγχρονο ελληνικό λιγνιτικό σταθμό καθώς και σε έναν σταθμό με χρήση καυσίμου υψηλής θερμογόνου ικανότητας, όπως ο λιθάνθρακας. Επιπρόσθετα παρουσιάζονται και τα αποτελέσματα που προέκυψαν από την εκτέλεση πειραμάτων συναφών με τη συγκεκριμένη τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

Η εφαρμογή της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ως περίπτωση μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> έχει απασχολήσει αρκετά την επιστημονική κοινότητα και υπάρχουν αρκετές σχετικές δημοσιεύσεις στη βιβλιογραφία. Εδώ όμως εξετάζεται η δυνατότητα εφαρμογής της τεχνολογίας αυτής σε έναν ελληνικό λιγνιτικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής με χρήση μάλιστα του λιγνίτη και ως δευτερεύον καύσιμο στον ασβεστοποιητή σε αντίθεση με υπάρχουσες εργασίες όπου το καύσιμο είναι πάντα κάποιο υψηλής θερμογόνου ικανότητας, όπως ο λιθάνθρακας. Επιπρόσθετα πραγματοποιήθηκε βελτιστοποίηση του δευτερεύοντος θερμοδυναμικού κύκλου, ενώ εξετάστηκαν οι δυνατότητες αύξησης του συνολικού βαθμού απόδοσης μέσω της εγκατάστασης ενός εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων, της χρήσης προξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή και της ανάγκης ή όχι ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> σε αυτόν. Για την

τεχνολογία αυτή εξετάστηκε η δυνατότητα εφαρμογής της τόσο ως περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής (retrofit case) όσο και ως περίπτωση ανέγερσης ενός νέου σταθμού (new build case).

Η περίπτωση συνδυασμένης λειτουργίας μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> που προέρχεται και από τις δύο διεργασίες αποτελεί επίσης μια καινοτομία της παρούσας εργασίας. Εδώ η εφαρμογή της γίνεται σε μια τυπική τσιμεντοβιομηχανία και σε μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής με χρήση ελληνικού λιγνίτη. Επιπρόσθετα ο λιγνίτης χρησιμοποιείται και ως καύσιμο στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης, ο οποίος αποτελεί ταυτόχρονα και τον ασβεστοποιητή για την παραγωγή του CaO της τσιμεντοβιομηχανίας. Επίσης εξετάστηκε η δυνατότητα βελτίωσης του συνολικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης μέσω της εγκατάστασης ενός εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων και της χρήσης προξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή.

Για όλες τις παραπάνω εξεταζόμενες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> πραγματοποιήθηκε οικονομοτεχνική ανάλυση με σκοπό τον υπολογισμό του κόστους εγκατάστασης των συστημάτων δέσμευσης, του κόστους ηλεκτροπαραγωγής και του κόστους δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

Τέλος τα αποτελέσματα των υπολογισμών συγκρίνονται με αντίστοιχα παρόμοια αποτελέσματα που υπάρχουν στη βιβλιογραφία, στις περιπτώσεις που αυτά ήταν διαθέσιμα.

## ΠΕΡΙΛΗΨΗ ΣΤΑ ΑΓΓΛΙΚΑ (ENGLISH SUMMARY)

Scope of the presented thesis is to assess through thermodynamic calculations and economic analysis the implementation of advanced technologies for capturing the  $\text{CO}_2$  from power plants which burn fossil fuels as well as from large scale industrial plants such as the cement industry.

The first advanced capture technology that is considered is the technology in which the fuel is burnt in an oxygen enriched environment (partial oxyfuel) in order to generate higher levels of  $\text{CO}_2$  in the flue gases compared to the combustion with common atmospheric air. Then the  $\text{CO}_2$  is captured by a common post-combustion system with chemical absorption by amines or is separated from the other components of the flue gases with using of membranes.

The second technology is the post combustion  $\text{CO}_2$  capture with using the carbonation-calcification technique. In this technology the  $\text{CO}_2$  capture is achieved in a circulated fluidized bed (CFB) reactor (carbonator) where the  $\text{CO}_2$  reacts with solid particles of  $\text{CaO}$  to be formed in solid  $\text{CaCO}_3$ . The reverse process of calcification takes also place in a circulated fluidized bed reactor (calciner) where the productive  $\text{CaCO}_3$  breaks down into gas  $\text{CO}_2$  and solid  $\text{CaO}$  which returns to the carbonator.

In addition has also been examined the possible combined operation of a cement and an electricity industry with common  $\text{CO}_2$  capture from both processes. The capture technology that has been chosen is the carbonation-calcification technology. In this case the  $\text{CaO}$  that is produced in the calciner of the capture plant from the make-up  $\text{CaCO}_3$  is used in the cement industry for the production of clinker. The main advantage of the proposed process is that the two industries can be worked simultaneously or individually with and without  $\text{CO}_2$  capture.

For the thermodynamic calculations has been used the commercial simulation program IPSE\_PRO. For the calculations the program's library has been enhanced by new computational components which have been created by the MDK program.

In the first chapter sets out the essential technologies that have been proposed in the literature for the  $\text{CO}_2$  capture. Moreover are described the effects of  $\text{CO}_2$  in the environment as well as the possible ways for its transmission and storage.

The second chapter refers the assumptions that have been used for the calculations and the fundamental measures that are used for the comparison and evaluation of the results.

In the third chapter is described the power plant that have been selected as reference case for the calculations. Are also presented the results of the simulations for the implementation of the essential post combustion and oxyfuel combustion  $\text{CO}_2$  capture technologies as retrofit cases in the reference power plant.

The fourth chapter presents the results that obtained from the experimental investigation of the technology where the combustion takes place in an oxygen enrich environment (partial oxyfuel). The experiments were carried out in experimental facilities that RWE Npower has installed in the Didcot's power plant in Oxford. In these experiments has been participated the author of this thesis.

In the fifth chapter is examined the application of the technology where the combustion takes place in an oxygen enrich environment (partial oxyfuel) which constitutes the main originality of this thesis, as retrofit case in an existing lignite and hard coal power plant. The results are compared with the corresponding results from the implementation of the post combustion and oxyfuel CO<sub>2</sub> capture technologies in the same power plant. The CO<sub>2</sub> capture is taken place by chemical absorption with amines as well as by separated membranes.

The sixth chapter treats the post combustion CO<sub>2</sub> capture with using the carbonation-calcification technology as retrofitting case in an existing power plant as well as a new build power plant. The main originality is the using of Greek lignite as fuel in the calciner. Several cases are examined such as the using of cold CO<sub>2</sub> recirculation in the calciner, the installation of an intermediate heat exchanger between the solid streams, the using of pre-dried fuel for the combustion in the calciner and the intake of make-up CaCO<sub>3</sub> in the carbonator instead of the calciner. The main purpose of these examined cases is to optimize the overall efficiency.

In the seventh chapter is examined the possibility of simultaneous operation of an electricity and a cement industry with a common CO<sub>2</sub> capture with using of carbonation-calcination technology. The proposed process is also an essential originality of this thesis. The main advantage of this common operation of two industries is that part of the waste heat from cement industry as well as from the capture plant can be recovered to increase the electric production.

In the eighth chapter is carried out the economic evaluation of all examined technologies in this thesis in order to determine the economic impact of the application of each. As main comparative economical measures have been selected the cost of electricity and the CO<sub>2</sub> avoidance cost. In addition a comparison between the results of this work with corresponding results that are available in the literature have been presented.

The ninth chapter is a general conclusion of this work in which are summarized the main results that come from the calculations.

In the tenth chapter are mentioned the contribution of this thesis in the science and technology as well as the involved innovations.

In annex A are described all the main auxiliary systems that are used for the CO<sub>2</sub> capture while in the annex B are presented the new simulation components that have been created for the IPSE\_PRO program.

Finally are mentioned the references that have been used for the calculations and the writing of this thesis.

The study of examined CO<sub>2</sub> capture technologies is designed to increase the overall efficiency of the power plant as well as to minimize the energy penalties that occurred by the implementation of the capture technology. This among other is accomplished by incorporating part of the waste heat from CO<sub>2</sub> capture plant in the water-steam cycle.

The simultaneously operation of a post combustion CO<sub>2</sub> capture and a combustion in an oxygen enriched environment is an innovation of this thesis as similar work has not been found in the literature. For partial-oxyfuel technology has been optimized the oxygen concentration in total combustion air, has been examined the CO<sub>2</sub> capture by amines and membranes while examined the application of this technology in a modern Greek lignite – fired power plant as well as in a power plant that uses a high quality fossil fuel such as hard coal. Moreover the experimental results of this technology are also presented.

The application of the carbonation-calcination technology as post combustion CO<sub>2</sub> capture case has occupied the scientific community and there are several relevant publications in the literature. In this thesis is examined the capability of the implementation of this technology in a Greek lignite–fired power plant with using of Greek lignite as secondary fuel in the calciner. Additionally the secondary steam cycle has been optimized and have been examined the possibilities of increasing the total efficiency through the installation of an intermediate heat exchanger between the solid streams, the using of pre-dried lignite as fuel in the calciner and the necessity or not of cold CO<sub>2</sub> recirculation. This technology has been examined as retrofit case in an existing power plant as well as a new build case.

The combined operation of an electric power plant and a cement industry with a simultaneous capture of CO<sub>2</sub> that comes from both processes is also a novelty of this thesis. The application of this symbiosis is proposed for a standard cement industry and a Greek's lignite fired electric power plant. Moreover the lignite is used as fuel for the calciner and CO<sub>2</sub> is captured by carbonation-calcification technology while the calciner of the capture plant is simultaneously the calciner of the cement industry. Additionally has been examined the possibilities of improving the overall efficiency of both processes through the installation of a heat exchanger between the solid streams and the using of pre-dried lignite as fuel in the calciner.

For all examined CO<sub>2</sub> capture technologies have been performed economic analysis in order to investigate the installation cost of capture systems, the cost of electricity and the CO<sub>2</sub> avoidance cost.

Finally, the results of the calculations are compared with the corresponding results in the literature.



## 1. ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΕΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub>

### 1.1. Γενικά

Σήμερα, η ζήτηση για ηλεκτρική ενέργεια αυξάνεται συνεχώς τόσο για βιομηχανική όσο και οικιακή χρήση. Αυτό έχει σαν αποτέλεσμα την αύξηση της ηλεκτρικής παραγωγής. Το βασικό φορτίο καλύπτεται κυρίως από τους θερμοηλεκτρικούς σταθμούς που χρησιμοποιούν στερεά, υγρά ή αέρια καύσιμα. Στην Ελλάδα, παρά την εισαγωγή του φυσικού αερίου στην παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας, λόγω της ύπαρξης μεγάλων κοιτασμάτων λιγνίτη (στην περιοχή της Μεγαλόπολης, Πτολεμαΐδας και Φλώρινας), οι λιγνιτικές μονάδες ηλεκτροπαραγωγής παράγουν και θα συνεχίσουν να παράγουν το μεγαλύτερο μέρος της ηλεκτρικής ζήτησης.

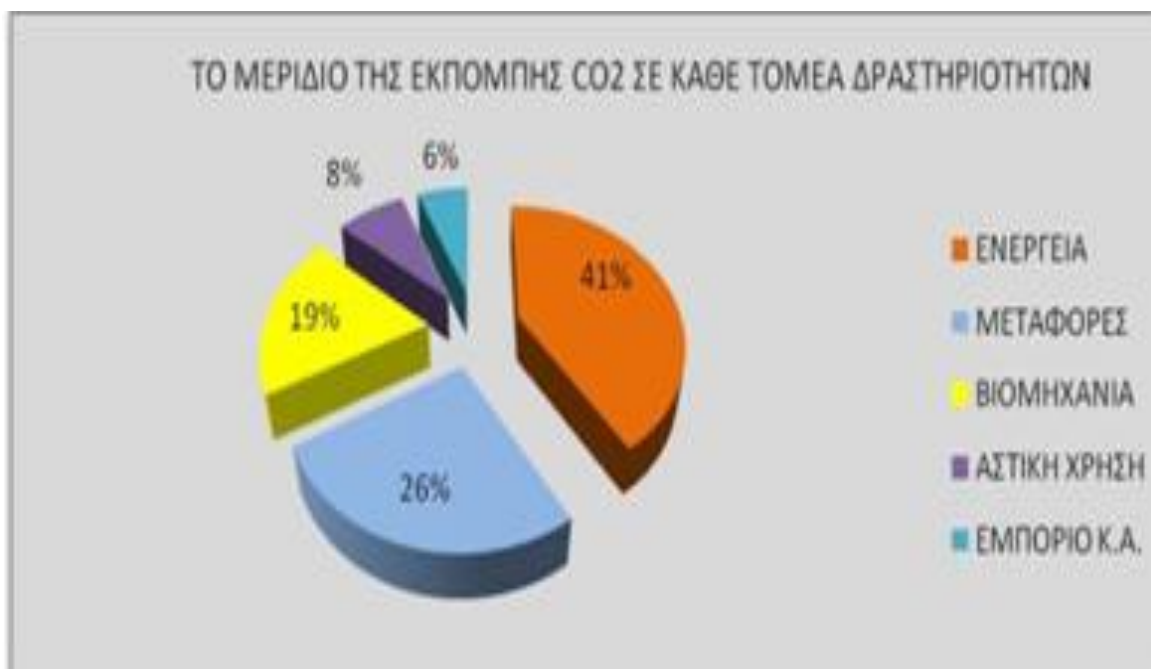
Η ανάγκη για όλο και περισσότερη ηλεκτρική ενέργεια, έχει ως αποτέλεσμα την αύξηση της κατανάλωσης καυσίμου και κατά συνέπεια τις εκπομπές μεγαλύτερων ποσοτήτων καυσαερίων. Το καύσιμο αποτελείται κατά κύριο λόγο από άνθρακα, υδρογόνο, οξυγόνο, άζωτο, θείο, τέφρα και νερό. Αυτά τα συστατικά κατά τη διάρκεια της καύσης παράγουν ρύπους που αλλοιώνουν τη σύνθεση του αέρα και δημιουργούν σοβαρά προβλήματα, τα οποία σχετίζονται άμεσα με την ποιότητα της ανθρώπινης ζωής και του οικοσυστήματος γενικότερα. Τα κύρια προϊόντα της καύσης είναι: CO<sub>2</sub>, CO, H<sub>2</sub>O, SO<sub>2</sub>, SO<sub>3</sub>, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, NO<sub>x</sub> και τέφρες διαφόρων συστατικών.

Ένα από τα συστατικά του καυσαερίου και μάλιστα σε υψηλή συγκέντρωση είναι το CO<sub>2</sub>, το οποίο θεωρείται ότι είναι ο κύριος υπεύθυνος για το φαινόμενο του θερμοκηπίου (θεωρείται πως συμβάλλει περισσότερο από 80%). Η συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα έχει αυξηθεί από 278 ppm στην προ-βιομηχανική εποχή σε 379 ppm στη σημερινή εποχή. Περίπου 50 Gt αερίων του θερμοκηπίου εκπέμπονται κάθε χρόνο εκ' των οποίων το 60% είναι CO<sub>2</sub> που προέρχεται από την καύση ορυκτών καυσίμων [1-1].

Σύμφωνα με τη Διακυβερνητική Επιτροπή για την Αλλαγή του Κλίματος (IPCC), η υπερθέρμανση του πλανήτη είναι ένα συνεχώς αυξανόμενο φαινόμενο, του οποίου οι μεταβολές ελέγχονται με τη βοήθεια διαφόρων παρατηρήσεων που αφορούν σε παραμέτρους του κλίματος της γης, όπως η εκτεταμένη τήξη του χιονιού και του πάγου, η άνοδος της παγκόσμιας μέσης στάθμης της θάλασσας και η αύξηση της παγκόσμιας μέσης θερμοκρασίας του αέρα και των ωκεανών. Έκθεση αξιολόγησης της IPCC περιγράφει την επίδραση των παρατηρούμενων αλλαγών που σχετίζονται με τις ανθρωπογενείς εκπομπές αερίων, τα σημαντικότερα εκ' των οποίων είναι το CO<sub>2</sub>, το CH<sub>4</sub> και το N<sub>2</sub>O [1-2].

Το πρώτο βήμα για να βρεθεί μια λύση για τα παγκόσμια περιβαλλοντικά προβλήματα ήταν η σύνοδος κορυφής της Βραζιλίας το 1992, για τη θέσπιση του πλαισίου για την ατμόσφαιρα (Σύμβαση-Πλαίσιο για την Ατμόσφαιρα), η οποία τέθηκε σε ισχύ στις 21 Μαρτίου 1994. Το δεύτερο βήμα ήταν η υπογραφή του Πρωτοκόλλου του Κιότο το Δεκέμβριο του 1997 που τέθηκε σε ισχύ το 2005 μετά την επικύρωσή της από 187 κράτη μέλη του ΟΗΕ [1-4]. Το πρωτόκολλο καθορίζει τους νομικά δεσμευτικούς περιορισμούς των έξι αερίων του θερμοκηπίου (CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, N<sub>2</sub>O, HFC, PFC, SF<sub>6</sub>). Οι βιομηχανίες παραγωγής ενέργειας έχουν τη μεγαλύτερη συνε-

ισφορά στις εκπομπές CO<sub>2</sub> από κάθε άλλη δραστηριότητα, όπως φαίνεται στην εικόνα 1-1.



**Εικόνα 1-1:** Εκπομπές CO<sub>2</sub> από διάφορες δραστηριότητες [1-5].

Δεδομένου ότι οι ανεπτυγμένες χώρες έχουν την κύρια ευθύνη για την αύξηση των αερίων του θερμοκηπίου μέσω των βιομηχανικών δραστηριοτήτων τους για πάνω από 150 χρόνια, το πρωτόκολλο επιβαρύνει αυτούς περισσότερο σύμφωνα με την αρχή των «κοινών αλλά διαφοροποιημένων ευθυνών». Υπάρχουν τρεις κύριοι μηχανισμοί που καθορίζονται από το πρωτόκολλο προκειμένου να επιτευχθούν οι στόχοι μείωσης των αερίων του θερμοκηπίου:

- Το Σύστημα Εμπορίας Εκπομπών (ETS)
- Ο Μηχανισμός Καθαρής Ανάπτυξης (ΜΚΑ) και
- Ο μηχανισμός Κοινής Εφαρμογής (JI).

Από τα παραπάνω φαίνεται πως κρίνεται επιτακτική η ανάπτυξη τεχνολογιών μείωσης των εκπομπών του CO<sub>2</sub> προς το περιβάλλον από όλες τις πηγές που το προκαλούν και ειδικά από τους σταθμούς παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας οι οποίοι, όπως προκύπτει και από το σχήμα, είναι οι κύριοι υπαίτιοι της παραγωγής αυτού.

Γενικά αυτό μπορεί να επιτευχθεί με τις παρακάτω τεχνικές:

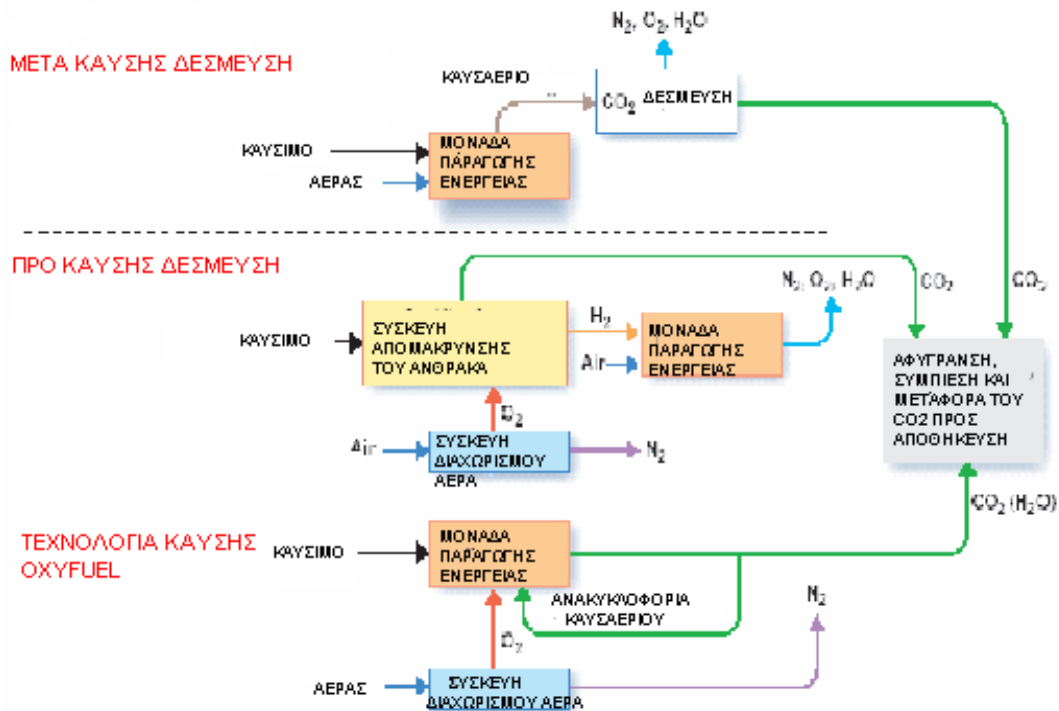
- Με αύξηση του βαθμού απόδοσης των μονάδων, άρα καλύτερη αξιοποίηση της θερμικής ενέργειας του καυσίμου, άρα παραγωγή μεγαλύτερης ποσότητας ηλεκτρικής ενέργειας με μικρότερη κατανάλωση καυσίμου και μικρότερη παραγωγή CO<sub>2</sub>.
- Καύση αερίων καυσίμων (φυσικό αέριο) τα οποία έχουν χαμηλή ειδική εκπομπή CO<sub>2</sub> ανά παραγόμενη kWh (μικρότερος λόγος C/H).
- Χρήση συνδυασμένου κύκλου αεριοστροβίλου – ατμοστροβίλου που έχει καλύτερο βαθμό απόδοσης.
- Αύξηση της συμπαραγωγής θερμότητας και ηλεκτρισμού και δίδοντας κί-



- νητρα για ιδιοπαραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας από τη βιομηχανία.
- Χρήση ανανεώσιμων πηγών ενέργειας.
- Εκστρατεία εξοικονόμησης ενέργειας, μέτρα εξοικονόμησης ενέργειας στον τομέα των μεταφορών, αυξημένη εξοικονόμηση ενέργειας στον κτιριακό τομέα.
- Αύξηση της τιμής της ενέργειας με αντίστοιχη επιδότηση μέτρων εξοικονόμησης ενέργειας.
- Με τις τεχνικές δέσμευσης και αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> από τους σταθμούς παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας.

Οι βασικές τεχνολογίες που αναφέρονται στη βιβλιογραφία ως επιλογές για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> από σταθμούς παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας είναι οι ακόλουθες [1-8], [1-9]:

- Δέσμευση μετά την καύση (post-combustion).
- Δέσμευση πριν την καύση (pre-combustion).
- Τεχνολογίες όπου το άζωτο απομακρύνεται από τη διαδικασία της καύσης (ευρέως γνωστή ως οξυφύελ καύση ή καύση O<sub>2</sub>) με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>.



Εικόνα 1-2: Αρχή λειτουργίας των κύριων τεχνικών δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

## 1.2. Δέσμευση του CO<sub>2</sub> μετά την καύση (post-combustion capture)

Αφού ολοκληρωθεί η διεργασία της καύσης, το CO<sub>2</sub> μπορεί να διαχωριστεί από τα υπόλοιπα συστατικά του καυσαερίου. Για το σκοπό αυτό έχουν προταθεί τεχνικές διαχωρισμού όπως η απορρόφηση (χημική και φυσική), η προσρόφηση, η κρυογονική και η ώσμωση. Η επιλογή της κατάλληλης τεχνικής γίνεται βάσει των ιδιοτή-

των του καυσαερίου, δηλαδή της θερμοκρασίας, της πίεσης, της σύστασης και της παροχής όγκου.

Οι φυσικοί διαλύτες εμπορικής χρήσης συνήθως περιέχουν ψυχρή μεθανόλη, πολυαιθυλική γλυκόλη, προπυλενικό ανθρακικό οξείδιο του ασβεστίου, υδροξείδιο του νατρίου και υδροξείδιο του καλίου. Αυτοί οι διαλύτες είναι περισσότερο κατάλληλοι για λειτουργία σε υψηλότερες πιέσεις από αυτή των καυσαερίων θερμικών σταθμών.

Μερικά υλικά με μεγάλη ενεργό επιφάνεια, όπως ο ζεόλιθος και ο ενεργός άνθρακας, μπορούν να χρησιμοποιηθούν για να προσροφήσουν το CO<sub>2</sub>. Το στάδιο της αναγέννησης γίνεται είτε με αύξηση της θερμοκρασίας είτε με μείωση της πίεσης. Ωστόσο, οι τεχνικές προσρόφησης δεν έχουν ακόμα εφαρμοστεί σε μεγάλης κλίμακας μονάδες ενώ παράλληλα η ικανότητα δέσμευσης και η επιλεκτικότητα του CO<sub>2</sub> είναι χαμηλές και η απαιτούμενη ενέργεια για τη διεργασία της αναγέννησης είναι υψηλή.

Ο κρυογονικός διαχωρισμός του CO<sub>2</sub> είναι οικονομικά συμφέρων σε υψηλές συγκεντρώσεις του CO<sub>2</sub>. Οι ωσμωτικές μεμβράνες διαχωρισμού είναι λεπτά φιλμ που μεταφέρουν επιλεκτικά αέρια διαμέσου αυτών, βασιζόμενα στη διαφορά μερικών πιέσεων των αερίων.

Μια περισσότερο εφαρμόσιμη τεχνική δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από θερμικούς σταθμούς είναι αυτή της χημικής απορρόφησης με χρήση υγρού διαλύτη. Οι μόνοι εμπορικά διαθέσιμοι απορροφητές, αρκούντως ικανοί για τη διεργασία με το αραιό CO<sub>2</sub> σε ατμοσφαιρική πίεση είναι τα υδατικά διαλύματα αλκαλαμινών, όπως οι μονοαιθυλαμίνες, οι διαιθυλαμίνες, οι μεθυλοδιαιθανολαμίνες και οι τελευταία αναπτυχθείσες επιβραδυντικές αμίνες.

Ένα σύστημα συνεχούς καθαρισμού χρησιμοποιείται για να διαχωρίσει το CO<sub>2</sub> από το καυσαέριο με χημική απορρόφηση. Σε γενικές γραμμές, το σύστημα αποτελείται από δύο κύρια στοιχεία: έναν απορροφητή, στον οποίο απορροφάται το CO<sub>2</sub> και έναν αναγεννητή, όπου το CO<sub>2</sub> απελευθερώνεται και ο διαλύτης ανακτάται για να επαναχρησιμοποιηθεί. Πριν την αφαίρεση του CO<sub>2</sub>, το καυσαέριο ψύχεται στους 40-60 °C και ακολούθως υπόκειται διεργασίες απομάκρυνσης των χημικών ενώσεων (όπως τα οξείδια του θείου και του αζώτου, το υδροχλώριο και ο υδράργυρος) που προκαλούν προβλήματα, ήτοι δαπανηρές απώλειες του διαλύτη. Οι διαλύτες αμινών απορροφούν το CO<sub>2</sub> (μαζί με πολύ μικρές ποσότητες οξειδίων του αζώτου και του θείου) με χημική αντίδραση. Ένα άλλο κύριο χαρακτηριστικό των συστημάτων αμινών είναι τα υψηλά ποσά θερμότητας που απαιτούνται για την αναγέννηση του διαλύτη καθώς η θερμοκρασία αναγέννησης προσεγγίζει τους 120 °C. Η απαιτούμενη θερμότητα κατά τεκμήριο λαμβάνεται από τον κύκλο ατμού, με συνεπακόλουθη μείωση του βαθμού απόδοσης, ενώ, όπως συμβαίνει και με όλες τις άλλες τεχνολογίες, απαιτείται ενέργεια και για τη συμπίεση του CO<sub>2</sub>.

Το βασικό πλεονέκτημα της μεθόδου αυτής, είναι ότι μπορεί να εφαρμοστεί στις υπάρχουσες μονάδες χωρίς σημαντικές τροποποιήσεις. Η κύρια τροποποίηση έχει να κάνει με τον κύκλο νερού-ατμού, όπου ένα μέρος του ατμού που εξέρχεται από τον στρόβιλο μέσης πίεσης, χρησιμοποιείται για την παροχή της απαραίτητης θερ-

μότητας για την αναγέννηση του διαλύτη. Έτσι μειώνεται η ισχύς του στροβίλου. Λόγω της μείωσης της παροχής του ατμού προς τον σρόβιλο χαμηλής πίεσης, μπορεί να απαιτηθούν μικρές μετατροπές σε αυτόν [1-6].

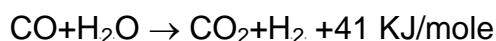
Στην παράγραφο 4.1 περιγράφεται αναλυτικά ο τρόπος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μετά την καύση μέσω απορρόφησης του από διάλυμα αμινών με βάση την οποία πραγματοποιήθηκαν οι υπολογισμοί στην παρούσα εργασία.

Αρκετά ερευνητικά προγράμματα διεξάγονται σήμερα προκειμένου να προσδιοριστούν οι βέλτιστοι τρόποι δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μετά την καύση. Το ερευνητικό πρόγραμμα CASTOR [www.castor.org] επικεντρώνεται στην τεχνολογία διαχωρισμού του CO<sub>2</sub> μετά την καύση με κύριο στόχο την ελαχιστοποίηση του κόστους λειτουργίας χρησιμοποιώντας τη βελτιστοποίηση της διαδικασίας ροής και την ενσωμάτωση τεχνικών βελτίωσης της απόδοσης της όλης εγκατάστασης όπως π.χ. η ανάκτηση θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης CO<sub>2</sub>, χρήση αμινών μέγιστης απόδοσης κ.α. Ειδικότερα, το βασικό σενάριο του προγράμματος με χρήση ΜΕΑ έχει διερευνηθεί για μια ελληνική μονάδα ηλεκτροπαραγωγής.

### 1.3. Δέσμευση του CO<sub>2</sub> πριν την καύση (pre-combustion capture)

Στην περίπτωση αυτή, ο άνθρακας που περιέχεται στο καύσιμο απομακρύνεται πριν την καύση, με σκοπό την παραγωγή ενός αερίου καυσίμου πλούσιου σε υδρογόνο και ενός ρεύματος CO<sub>2</sub>. Ο κύκλος αυτός μπορεί να αξιοποιηθεί για παραγωγή υδρογόνου και ηλεκτρικής ενέργειας.

Κατά το πρώτο βήμα, παράγεται ένα σύνθετο αέριο αποτελούμενο κυρίως από CO και υδρογόνο. Όταν ως καύσιμο χρησιμοποιείται κάποιος γαιάνθρακας, αυτός πρώτα αεριοποιείται. Σε περίπτωση χρήσης φυσικού αερίου ως καυσίμου, το αέριο σύνθεσης παράγεται με μερική οξειδωση ή με αναμόρφωση με ατμό. Στη συνέχεια το CO αντιδρά με ατμό σε έναν καταλυτικό αντιδραστήρα κατά την εξώθερμη αντίδραση μετατόπισης του νερού, βάσει της χημικής αντίδρασης:



Μετά από την αντίδραση μετατόπισης και την αφαίρεση του συμπυκνώματος, το προκύπτον αέριο περιέχει κυρίως CO<sub>2</sub> και υδρογόνο, με συγκέντρωση CO<sub>2</sub> της τάξης του 30% κατ' όγκο. Σε αυτή την περίπτωση, η μερική πίεση του CO<sub>2</sub> είναι σημαντικά υψηλότερη από αυτή της δέσμευσης μετά την καύση, κάτι που αποτελεί αποτέλεσμα της υψηλής πίεσης της διεργασίας (μεταξύ 20 bar και 30 bar) και της υψηλής συγκέντρωσης του CO<sub>2</sub>. Η πλέον δόκιμη διεργασία διαχωρισμού υδρογόνου και CO<sub>2</sub> σε τέτοιες συνθήκες είναι η φυσική απορρόφηση. Το πλούσιο σε υδρογόνο καύσιμο μπορεί ακολούθως να χρησιμοποιηθεί σε μια αεριοστροβιλική μονάδα συνδυασμένου κύκλου ώστε να παραχθεί ηλεκτρική ενέργεια. Στο μέλλον προβλέπεται να είναι εφικτή η εξαγωγή του υδρογόνου από το αέριο με χρήση μεμβρανών, ενώ το πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα θα μεταφέρεται για αποθήκευση.

Και εδώ έχουμε σημαντική μείωση του βαθμού απόδοσης λόγω της αφαίρεσης του CO<sub>2</sub> η οποία σε διαθέσιμες εφαρμογές κυμαίνεται μεταξύ 9.5 και 11.5 ποσοστιαίες μονάδες.

#### **1.4. Καύση σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου (oxyfuel combustion)**

Μια άλλη τεχνική για την αφαίρεση του CO<sub>2</sub> από το καυσαέριο είναι η χρήση οξυγόνου αντί για αέρα για την καύση. Η ογκομετρική σύσταση του αέρα σε άζωτο είναι περίπου 79% και αυτή η ποσότητα μειώνει σημαντικά τη συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στο παραγόμενο καυσαέριο. Από την άλλη πλευρά, η καύση με σχεδόν καθαρό οξυγόνο (δηλαδή με καθαρότητα 95%-99%) σε σχεδόν στοιχειομετρικές συνθήκες παράγει καυσαέριο που περιέχει κυρίως CO<sub>2</sub> (άνω του 90% κ.ο σε σύσταση ξηρού καυσαερίου), υδρατμό, ίχνη ευγενών αερίων και ανάλογα με τη σύσταση του καυσίμου οξείδια του αζώτου και του θείου. Για την αποφυγή θερμών σημείων (hot spots) που οι συνέπειές τους είναι καταστροφικές για την αντοχή των υλικών του λέβητα, η συγκέντρωση του O<sub>2</sub> στο οξειδωτικό μέσο θα πρέπει να είναι χαμηλή. Γι αυτό το λόγο ένα ποσοστό του ψυχρού καυσαερίου ανακυκλοφορεί στην περιοχή της καύσης. Ακολούθως ο υδρατμός στο καυσαέριο συμπυκνώνεται και το πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα συμπιέζεται.

Εμφανίζονται διαφορετικές «επιπτώσεις» σε σχέση με την εκάστοτε εφαρμογή. Η καύση σε λέβητα απαιτεί μικρές τροποποιήσεις στις επιφάνειες της εστίας και των υπολοίπων επιφανειών συναλλαγής θερμότητας, ώστε να προσαρμοστούν στη μεταβολή της σύστασης και της παροχής του καυσαερίου, καθώς επίσης και τροποποιήσεις των καυστήρων. Μία μονάδα με συνδυασμένη χρήση αεριοστροβίλου και ατμοστροβίλου (συνδυασμένου κύκλου) απαιτεί τροποποιήσεις στο συμπιεστή, το στρόβιλο, το θάλαμο καύσης, το σύστημα ψύξης του αεριοστροβίλου και το σύστημα ανάκτησης θερμότητας ως αποτέλεσμα της μεταβολής των ιδιοτήτων του καυσαερίου.

Για εφαρμογές λεβήτων, η τεχνολογία καύσης με καθαρό οξυγόνο και με ανακυκλοφορία καυσαερίου αποτελεί από τεχνική άποψη μια εφικτή λύση, τόσο σε παλιές όσο και σε νέες μονάδες. Ωστόσο, σε αεριοστροβιλικές μονάδες συνδυασμένου κύκλου η τεχνολογία αυτή είναι δυνατό να εφαρμοστεί μόνο σε ειδικά διαμορφωμένες νέες εγκαταστάσεις.

Ο διαχωρισμός του αέρα στην κλίμακα που απαιτείται για μια εφαρμογή ηλεκτροπαραγωγής μπορεί να επιτευχθεί χρησιμοποιώντας τη διαθέσιμη τεχνολογία για τον κρυογονικό διαχωρισμό, μια τεχνολογία ιδιαίτερα ενεργοβόρο (με τη βέλτιστη διαθέσιμη τεχνολογία απαιτούνται περίπου 220kWh για κάθε μετρικό τόνο οξυγόνου) που οδηγεί σε μη αμελητέα πτώση του βαθμού απόδοσης. Άλλες τεχνικές διαχωρισμού του αέρα κατάλληλες για μεγάλης κλίμακας εφαρμογές με χαμηλότερη ενεργειακή κατανάλωση βρίσκονται στο επίκεντρο του ερευνητικού ενδιαφέροντος.

Στο παράρτημα Α περιγράφεται η λειτουργία μιας μονάδας κρυογονικού διαχωρισμού του αέρα (Air Separation Unit-ASU) η οποία χρησιμοποιήθηκε για τους υπολογισμούς στην παρούσα εργασία.

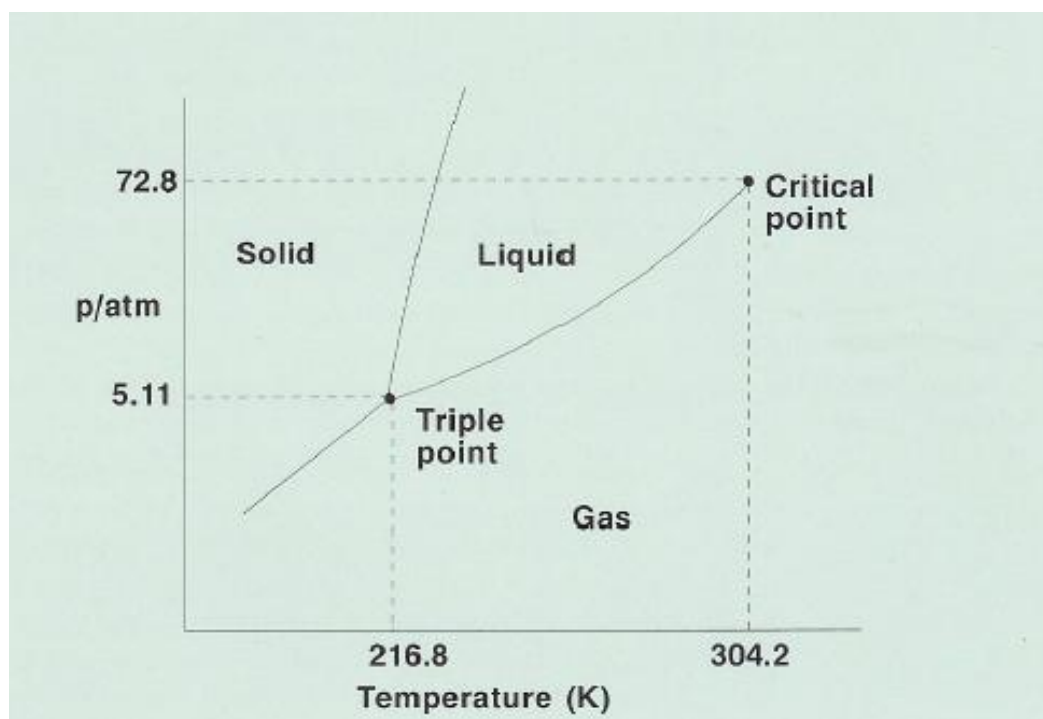
Και για αυτή την τεχνολογία υπάρχουν αρκετά ερευνητικά προγράμματα που διεξάγονται σήμερα προκειμένου να προσδιοριστούν οι βέλτιστοι τρόποι δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Τα βασικότερα εξ' αυτών είναι:

- **ENCAP** (The Enhanced Capture of CO<sub>2</sub> Integrated Project)  
<http://www.encapco2.org>.  
Κύριος σκοπός του προγράμματος είναι η ανάπτυξη τεχνολογιών δέσμευσης κατά 90% του CO<sub>2</sub> από σταθμούς στερεών καυσίμων. Η κύρια τεχνολογία που εξετάζεται είναι αυτή στην οποία η καύση γίνεται σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου. Για την μελλοντική χρήση της υπόψη τεχνολογίας για εμπορικούς σκοπούς εξετάζεται η εφαρμογή βελτιώσεων στο κόστος και στις καταναλώσεις ώστε να μπορεί να ανταγωνιστεί τις ανανεώσιμες πηγές ενέργειας.
- **ASSOCOGS** (Assessment of options for CO<sub>2</sub> capture and geological sequestration)  
[http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ\\_LANG=EN&PJ\\_RCN=9052672&q=B85D686047407F0BB7ABD49218CE1AAC&type=sim](http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ_LANG=EN&PJ_RCN=9052672&q=B85D686047407F0BB7ABD49218CE1AAC&type=sim).  
Αυτό το πρόγραμμα εξετάζει τις τρεις κύριες τεχνολογίες για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> (την αεριοποίηση, την μετά καύσης δέσμευση και την καύση σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου) και αναλύει μια από τις περισσότερο ελκυστικές τεχνικές για οικονομικότερη δέσμευση τον εμπλουτισμό του άνθρακα καύσης με μεθάνιο.
- **OXYBURNER** ([http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ\\_LANG=EN&PJ\\_RCN=9052802&q=EAA7F65DEF19BE2F4E2F8612E1858006&type=homProject](http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ_LANG=EN&PJ_RCN=9052802&q=EAA7F65DEF19BE2F4E2F8612E1858006&type=homProject) title).  
Αυτό το πρόγραμμα εξετάζει την ανάπτυξη ενός προηγμένου περιβάλλοντος καύσης χαμηλών εκπομπών NO<sub>x</sub> σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου για καύση λιγνίτη και υποκατάστατων του που θα είναι περισσότερο οικονομικά, αποδοτικά και καθαρά. Τα αποτελέσματα από μια πειραματική μονάδα 30 MW<sub>th</sub> με λέβητα καύσης με καθαρό οξυγόνο στο Vattenfall εξετάζονται ώστε να είναι δυνατή η εξαγωγή συμπερασμάτων για μεγαλύτερης κλίμακας εγκαταστάσεις.
- **FriendlyCoal** ([http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ\\_LANG=EN&PJ\\_RCN=9052800&q=83649FB4256C1437C4DDC94662BE41C6&type=sim](http://cordis.europa.eu/search/index.cfm?fuseaction=proj.document&PJ_LANG=EN&PJ_RCN=9052800&q=83649FB4256C1437C4DDC94662BE41C6&type=sim))  
Αυτό το πρόγραμμα στοχεύει στη χρήση προηγμένων λεβήτων για σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής με καύση στερεών καυσίμων σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου και δίχως εκπομπές CO<sub>2</sub>. Το πρόγραμμα εξετάζει έναν λέβητα 30 MW<sub>th</sub> με χρήση λιθάνθρακα.

## 1.5. Μεταφορά και αποθήκευση του CO<sub>2</sub>

### 1.5.1. Μεταφορά του CO<sub>2</sub>

Για τη μεταφορά του το CO<sub>2</sub> πρέπει αυτό να συμπιεστεί σε πίεση της τάξης του κρίσιμου σημείου (δηλ. πάνω από 73 bar – μια τυπική τιμή της πίεσης που χρησιμοποιείται συνήθως στη διεθνή βιβλιογραφία είναι 110 bar) προτού μεταφερθεί και αποθηκευτεί. Η αφύγρανση του CO<sub>2</sub> είναι απαραίτητη για την αποφυγή εμφάνισης φαινομένων διάβρωσης. Μια εναλλακτική διατύπωση αυτού είναι η ελάττωση της υγρασίας σε τάξη μεγέθους ppm. Η εικόνα 1-3 παρουσιάζει το διάγραμμα φάσεων του CO<sub>2</sub>.



Εικόνα 1-3: Διάγραμμα φάσεων του CO<sub>2</sub> [1-6]

Δεν είναι ακόμη εξακριβωμένο ποιες χημικές ενώσεις γίνονται αποδεκτές στο δεσμευμένο CO<sub>2</sub> από τεχνικής, περιβαλλοντικής και νομικής πλευράς, πράγμα που καθιστά αναγκαίο το να γίνει γνωστή η επίδραση της σύστασης στις θερμοφυσικές ιδιότητες, όπως οι συνθήκες του κρίσιμου σημείου, η αναμιξιμότητα και οι επιπτώσεις στον εξοπλισμό (διάβρωση). Πρέπει επίσης να προσδιοριστεί ο εξοπλισμός για τον καθαρισμό του καυσαερίου, ώστε να μπορούν να ικανοποιούνται οι προϋποθέσεις που τίθενται από την εκάστοτε ποιότητα του CO<sub>2</sub>.

Στο παράρτημα Α περιγράφεται η λειτουργία μιας μονάδας συμπίεσης και κάθαρσης του CO<sub>2</sub>, η οποία χρησιμοποιήθηκε για τους υπολογισμούς στην παρούσα εργασία.

Για την «εμπορευματοποίηση» της δέσμευσης και αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> από θερμικές μονάδες, απαιτείται εκτός των άλλων κι ένα πλήρες σύστημα μεταφοράς του δεσμευμένου CO<sub>2</sub> από τους χώρους παραγωγής του στους χώρους αποθήκευσης.

Οι εφικτές εναλλακτικές λύσεις για τη μεταφορά είναι η χρήση πλοίων και δικτύων αγωγών, είτε για εγχώρια είτε για παράκτια μεταφορά. Με βάση μια δημοσίευση του Zero Emissions Platform (Zep) [1-7] προκύπτει πως ένα μελλοντικό σύστημα μεταφορών, βασισμένο στα παραπάνω μέσα για μια μονάδα των 200MW<sub>el</sub> (που παράγει ετησίως 1,000,000 τόνους CO<sub>2</sub>) θα εμφανίζει κόστος μεταφοράς ανά τόνο CO<sub>2</sub> από €1.00 έως €6.00, ανάλογα με την τοποθεσία αποθήκευσης. Το ίδιο μέγεθος για σύστημα διαφόρων μονάδων των 1000 MW<sub>el</sub> (που μπορεί να παράγουν ετησίως από 40,000,000 έως 300,000,000 τόνους CO<sub>2</sub>) με παράκτια αποθήκευση είναι €2.00 ανά τόνο CO<sub>2</sub>. Υποτέθηκε εδώ ότι οι κατασκευή των νέων ηλεκτροπαραγωγικών μονάδων θα συνδυαστεί κατά τέτοιο τρόπο με τις τοποθεσίες αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> με σκοπό την ελαχιστοποίηση του κόστους μεταφοράς. Πάντως, στα πρώτα χρόνια υλοποίησης της μεθόδου αυτής το κόστος θα είναι προφανώς μεγαλύτερο.

Προς το παρόν, η πλέον διαδομένη μέθοδος μεταφοράς για μεγάλες ποσότητες CO<sub>2</sub> είναι η χρήση δικτύων αγωγών. Αρκετά εκατομμύρια τόνοι CO<sub>2</sub> μεταφέρονται κάθε χρόνο κυρίως στις Η.Π.Α., κατά μήκος μεγάλων χερσαίων αποστάσεων σε δίκτυα υψηλής πίεσης για ενίσχυση της βιομηχανίας παραγωγής πετρελαίου. Οι εταιρίες παραγωγής πετρελαίου πληρώνουν για κάθε τόνο CO<sub>2</sub> που παραλαμβάνουν από \$9.00 ως \$18.00. Λύσεις παράκτιων δικτύων σωληνώσεων για μεταφορά CO<sub>2</sub> δεν έχουν ακόμα εφαρμοστεί, είναι, όμως, τεχνολογικά εφικτές. Η μεταφορά μπορεί να γίνει και με χρήση άλλων μέσων, όπως οι σιδηρόδρομοι και τα πλοία. Υπάρχει εμπειρία από τη χρήση αυτών των μέσων για μεταφορά προϊόντων, με αποτέλεσμα να μεταφέρονται με αυτόν τον τρόπο περίπου 100,000 τόνοι CO<sub>2</sub> ετησίως. Αντίθετα η χρήση οδικών μέσων δεν αποτελεί αποδεκτή λύση. Επίσης, η εμπειρία από τη βιομηχανία αργού πετρελαίου θα μπορούσε να χρησιμοποιηθεί και να εφαρμοστεί σε μεγάλη κλίμακα, μιας και οι ομοιότητες του τρόπου μεταφοράς των δύο προϊόντων είναι πολλές [1-6].

Τα χερσαία και παράκτια μέσα μεταφοράς μπορούν να χρησιμοποιηθούν συνδυαστικά σε ένα μελλοντικό ολοκληρωμένο σύστημα μεταφοράς του CO<sub>2</sub>. Εξετάζοντας το πρόβλημα μελλοντικά σε πολύ μεγάλη κλίμακα, τρεις είναι οι βασικές εναλλακτικές λύσεις: ναυτιλία, χερσαίο και παράκτιο δίκτυο αγωγών, ενώ η χρήση σιδηροδρόμων μπορεί να εξεταστεί σε ειδικές μόνο περιπτώσεις. Σε επίπεδο παράκτιας μεταφοράς η χρήση πλοίων και αγωγών παρουσιάζουν το ίδιο κόστος, πλην όμως κάθε τεχνική έχει το δικό της πεδίο εφαρμογής. Έτσι, ένας συνδυασμός δικτύων αγωγών και πλοίων φαίνεται να αποτελεί την πιο συμφέρουσα οικονομικά λύση για την παράκτια μεταφορά.

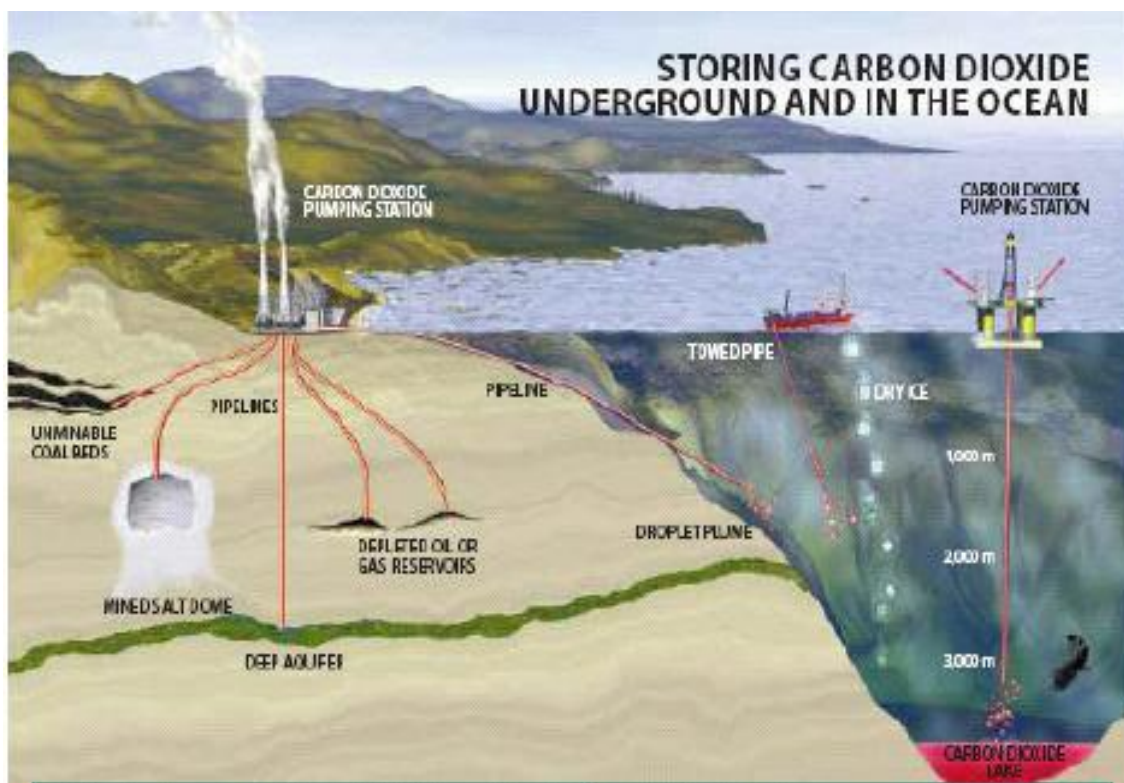
Είναι προφανές ότι η μεταφορά με αγωγούς είναι η μόνη σοβαρή πρόταση για χερσαίες μεταφορές μεγάλων ποσοτήτων, ενώ το κόστος, όπως προαναφέρθηκε, συρρικνώνεται όταν η πηγή του CO<sub>2</sub> είναι κοντά στο χώρο αποθήκευσης, σε επίπεδα χαμηλότερα του €1.00 ανά τόνο CO<sub>2</sub> (το κόστος αυτό εξαπλασιάζεται σε περιπτώσεις παράκτιας μεταφοράς). Οι υπολογιζόμενες δαπάνες είναι ενδεικτικές και μπορούν να χρησιμοποιηθούν ως μια αρχική εκτίμηση κόστους.

### 1.5.2. Αποθήκευση του CO<sub>2</sub>

Η μόνιμη και ασφαλής αποθήκευση του δεσμευμένου CO<sub>2</sub> αποτελεί παράμετρο ζωτικής σημασίας, χωρίς την οποία η μείωση του βαθμού απόδοσης λόγω εφαρμογής τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> θα ήταν αδύνατο να αιτιολογηθεί. Η αποθήκευση του CO<sub>2</sub> απασχολεί πάρα πολλές χώρες εν όψει των απαιτήσεων της μετά Κιότο περιόδου. Το CO<sub>2</sub> μπορεί να αποθηκευτεί:

- σε μεγάλους γεωλογικούς σχηματισμούς, όπως υπόγειους υδροφόρους ορίζοντες με μη πόσιμο νερό, κοιτάσματα πετρελαίου και φυσικού αερίου.
- βάθη ωκεανών.
- κενά ανθρακωρυχεία.

Η εικόνα 1-4, δείχνει τις δυνατότητες γεωλογικής αποθήκευσης του CO<sub>2</sub>, καθώς και της αποθήκευσής του στους ωκεανούς.



Εικόνα 1-4: Δυνατότητες γεωλογικής αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> [1-6]

#### Αποθήκευση του CO<sub>2</sub> σε γεωλογικούς σχηματισμούς

Υπάρχουν τρεις βασικοί τύποι γεωλογικών σχηματισμών που είναι διαδεδομένοι και που έχουν την επαρκή δυνατότητα αποθήκευσης του CO<sub>2</sub>:

- υπόγειοι υδροφόροι ορίζοντες με μη πόσιμο νερό.
- κοιτάσματα πετρελαίου και
- κοιτάσματα φυσικού αερίου.



**Πίνακας 1-1:** Δυνατότητες υπόγειας αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> στην Ευρώπη σε Gt [I-6]

	Στην ξηρά	Παράκτια
Υδροφόροι ορίζοντες με μη πόσιμο νερό	57	716
Κοιτάσματα πετρελαίου	0.2	5.9
Κοιτάσματα φυσικού αερίου	12.5	14.4

Ο πίνακας 1-1 δείχνει τη δυνατότητα υπόγειας αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> και φαίνεται ότι η δυνατότητα αποθήκευσης σε υδροφόρους ορίζοντες είναι σημαντική. Τα υδροφόρα στρώματα αποτελούνται από πορώδη βράχο (συχνά αμμώδη), που συνήθως περιέχει θαλασσινό νερό και μέσα από τον οποίο υγρά ή αέρια μπορούν να κινηθούν ανάλογα με τη διαπερατότητα. Το CO<sub>2</sub> εισάγεται στο στρώμα μέσω μιας γεώτρησης, οπότε το CO<sub>2</sub> διαλύεται μερικώς στο αλμυρό νερό. Εκεί ενδέχεται να πραγματοποιηθούν αντιδράσεις με το περιβάλλοντα στερεό τοίχωμα. Αν το τοίχωμα είναι πυριτικό άλας, ένα ποσοστό του αερίου θα μπορούσε να αντιδράσει με τα πυριτικά άλατα δημιουργώντας στερεό ανθρακικό άλας, προσφέροντας κατ' αυτόν τον τρόπο δυνατότητα μόνιμης αποθήκευσης.

Η αποθήκευση του CO<sub>2</sub> σε χώρους μερικώς εξαντλημένων αποθεμάτων πετρελαίου ή φυσικού αερίου αποτελεί μια οικονομικά ελκυστική πρόταση. Το CO<sub>2</sub> που εγχύεται σε αυτούς τους χώρους ωθεί προς τα έξω τα εναπομείναντα αποθέματα, βελτιώνοντας έτσι την οικονομική βιωσιμότητα αυτών, εφόσον αυξάνονται οι οικονομικώς συμφέρουσες απολήψιμες ποσότητες. Η αύξηση της παραγωγής πετρελαίου εξαρτάται από δύο παράγοντες: τη διαφορά πιέσεων και την ελάττωση του ιξώδους του πετρελαίου εξ' αιτίας της απορρόφησης του CO<sub>2</sub> σε αυτό. Η αποθήκευση σε κοιτάσματα πετρελαίου φαίνεται να είναι προτιμότερη από ότι σε κοιτάσματα αερίου, διότι τα τελευταία έχουν σε ποσοστό άνω του 80% εξαντληθεί σε αντίθεση με τα κοιτάσματα πετρελαίου. Η τεχνική αυτή είναι ιδιαιτέρως διαδεδομένη στις Η.Π.Α..

### **Αποθήκευση του CO<sub>2</sub> σε βάθη ωκεανών**

Εάν το CO<sub>2</sub> πρόκειται να αποθηκευθεί στη θάλασσα για πολύ μεγάλο χρονικό διάστημα, τότε θα πρέπει να εισαχθεί κάτω από τη λεγόμενη θερμοκλίνη, δηλαδή το όριο μεταξύ του ομογενώς αναμεμιγμένου νερού κοντά στην επιφάνεια και τα χαμηλότερα και ψυχρότερα επίπεδα, όπου παρατηρείται μια χαρακτηριστική μείωση της θερμοκρασίας με το βάθος. Ο χρόνος παραμονής του CO<sub>2</sub> εκεί είναι μόλις 100 χρόνια. Το CO<sub>2</sub> υπάρχει κυρίως στο ελαφρώς βασικό αλμυρό νερό (με pH περίπου 8), ως ανθρακικό ιόν HCO<sub>3</sub> με μόνο το 1% να διαλύεται. Η υπόλοιπη ποσότητα εμφανίζεται σαν CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> και ίχνη (περίπου 0.2%) ως αδιάλυτο H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. Κάτω από βάθος 2600m (όπου η θερμοκρασία του νερού είναι περίπου 2°C), η πυκνότητα του υγρού CO<sub>2</sub> είναι μεγαλύτερη από αυτή του θαλασσινού νερού, άρα από αυτό το βάθος το CO<sub>2</sub> κατακάθεται στον πυθμένα. Αυτή η διεργασία μάλλον θεωρείται μη αποδεκτή στο πλαίσιο των υπαρχόντων διεθνών συμβάσεων, οι δε συνέπειές της στο θαλάσσιο κύκλο της ζωής δεν είναι πλήρως κατανοητές.

Ο πίνακας 1-2 δείχνει τις δυνατότητες αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> στη Βόρεια Θάλασσα.

**Πίνακας 1-2:** Δυνατότητες αποθήκευσης CO<sub>2</sub> στη Βόρεια Θάλασσα σε Gt [I-6]

	Χώροι εξαντλημένων αποθεμάτων πετρελαίου	Χώροι εξαντλημένων αποθεμάτων φυσικού αερίου
Δανία	0.1	0.4
Ολλανδία	0	0.8
Νορβηγία	3.1	7.2
Μ. Βρετανία	2.6	4.9
Σύνολο	5.8	13.3

**Αποθήκευση του CO<sub>2</sub> σε κενά ανθρακωρυχεία**

Μια άλλη οικονομική μέθοδος για την αποθήκευση του CO<sub>2</sub> προσφέρεται από τις βαθιές στοές παλιών ανθρακωρυχείων, από τα οποία δεν υπάρχουν περιθώρια περαιτέρω εξόρυξης. Σε αυτή την περίπτωση, το αέριο εγχύεται στη στοά μέσω γεωτρήσεων και προσροφάται από τον άνθρακα. Με αυτή τη διαδικασία εκροφάται μεθάνιο, αυξάνοντας έτσι το ρυθμό παραγωγής αυτού. Αυτή η διεργασία είναι γνωστή ως μέθοδος ECBM (Enhanced Coal-bed Methane).

Ο πίνακας 1-3 παρουσιάζει τις δυνατότητες αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> με την τεχνική ECBM.

**Πίνακας 1-3:** Δυνατότητες αποθήκευσης του CO<sub>2</sub> με τη μέθοδο ECBM σε παγκόσμια κλίμακα (μεγέθη σε Gt CO<sub>2</sub>) [I-6]

Η.Π.Α.	35
Αυστραλία	30
Ινδονησία	24
Ρωσία και Ουκρανία	19
Κίνα	13
Καναδάς	12
Ζιμπάμπουε	5.1
Ινδία	5
Γαλλία και Γερμανία	1.9
Δημοκρατία της Νότιας Αφρικής	1.7
Πολωνία και Τσεχία	1.6
Σύνολο	148.3

Το δεσμευμένο CO<sub>2</sub> μπορεί να διατηρηθεί μόνιμα ως ανθρακικό άλας μαγνησίου ή ασβεστίου, τα οποία είναι άφθονα διαθέσιμα παγκοσμίως σε μορφή πυριτικών αλάτων. Η διεργασία της ενανθράκωσης είναι σε αρχικό ακόμα στάδιο ανάπτυξης και συντίθεται από τα ακόλουθα βήματα: το εξορυχθέν υλικό κονιοποιείται και ίσως απαιτήσει πριν την ενανθράκωση θερμική προεπεξεργασία σε περιβάλλον CO<sub>2</sub> σε πίεση 187 bar και θερμοκρασία 155 °C. Περίπου το 80% της σερπεντίνης (ενός άλατος του μαγνησίου) μετατρέπεται σε MgCO<sub>3</sub> υπό στοιχειομετρικές συνθήκες μέσα σε μισή ώρα. Το αφυγρανθέν ανθρακικό άλας και το οξειδίο του πυριτίου αποθηκεύονται στο ορυχείο. Η λάσπη αντιμετωπίζεται ως ένα υδατικό διάλυμα NaCl και NaHCO<sub>3</sub>. Τα άλατα του μαγνησίου προτιμώνται, μιας και η περιεκτικότητά του μεταλλεύματος σε οξείδια είναι υψηλότερη (35% ως 50% αντί 9% ως 13% για το CaO). Η όλη διεργασία απαιτεί περισσότερο από το 40% της ενέργειας που

παράγεται σε έναν θερμικό σταθμό ενώ εκτιμάται ότι περίπου 3.7 t MgO ή 4.7 t CaO απαιτούνται για έναν τόνο άνθρακα. Ένας λιγνιτικός σταθμός με εγκατεστημένη ισχύ 1GW θα απαιτούσε 66,000 τόνους μεταλλεύματος ημερησίως και διάθεση 88,000 τόνων του άλατος μαγνησίου (4 ως 5 φορές περισσότερο για CaO).



## 2. ΓΕΝΙΚΕΣ ΠΑΡΑΔΟΧΕΣ ΓΙΑ ΤΟΥΣ ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΥΣ

Για τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς χρησιμοποιήθηκε το εμπορικό πρόγραμμα προσομοίωσης διεργασιών IPSE\_PRO. Οι υπολογιστικές ανάγκες επέβαλαν τη δημιουργία επιπλέον στοιχείων υπολογισμού (components) εμπλουτίζοντας την υπάρχουσα βιβλιοθήκη του προγράμματος. Αυτό έγινε με χρήση του προγράμματος MDK. Τα νέα αυτά υπολογιστικά στοιχεία που κατασκευάστηκαν παρουσιάζονται στο Παράρτημα Β.

Το IPSE\_PRO είναι ένα εξαιρετικά ευέλικτο και ολοκληρωμένο περιβάλλον για τη μοντελοποίηση και ανάλυση διεργασιών στον τομέα της ενέργειας, της χημικής μηχανικής και πολλών άλλων συναφών τομέων. Μπορούν να δημιουργηθούν μοντέλα μιας διεργασίας χρησιμοποιώντας στοιχεία από μια τυπική βιβλιοθήκη ή με τη χρήση στοιχείων που δημιουργεί ο χρήστης. Το IPSE\_PRO επιτρέπει την ευελιξία σε δύο επίπεδα, στο επίπεδο των στοιχείων υπολογισμού (components) και στο επίπεδο της διεργασίας (process) [II-1].

Για όλες τις περιπτώσεις που εξετάζονται, θεωρήθηκε ότι οι σταθμοί εργάζονται στο πλήρες φορτίο (design point) και με τις ονομαστικές αποδόσεις όλων των αпарτιών τους, δηλαδή χωρίς να υπολογιστούν απομειώσεις στις αποδόσεις που προκύπτουν μετά από λειτουργία των σταθμών επί μακρόθεν. Ως μέγεθος αξιολόγησης της επίδρασης που έχει η ενσωμάτωση μιας τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> επιλέχθηκε η ειδική κατανάλωση ενέργειας για τη δέσμευσή του, ο συντελεστής SPEC<sub>CA</sub> (Specific Primary Energy Consumption for CO<sub>2</sub> Avoided), ο οποίος εκφράζει τα KJ<sub>th</sub> από την καύση του καυσίμου που καταναλώνονται για να δεσμευτεί ένα kg CO<sub>2</sub> και δίνεται από την παρακάτω σχέση:

$$\text{SPEC}_{CA} \left( \frac{\text{KJ}_{\text{LHV}}}{\text{kg CO}_2} \right) = 3600 \cdot \frac{\frac{1}{n_{\text{capture}}} - \frac{1}{n_{\text{ref}}}}{E_{\text{ref}} - E_{\text{capture}}} \quad (3-1)$$

Όπου:

-η: ο καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης της μονάδας ηλεκτροπαραγωγής.

-E: η ειδική εκπομπή CO<sub>2</sub> σε  $\frac{\text{KgCO}_2}{\text{KWhe}}$

- Οι δείκτες ref και capture αναφέρονται στη μονάδα αναφοράς και στη μονάδα με δέσμευση του CO<sub>2</sub> αντίστοιχα.

Για λόγους σύγκρισης των αποτελεσμάτων με αντίστοιχα αποτελέσματα που υπάρχουν στη βιβλιογραφία, έγιναν οι παραδοχές που περιγράφονται παρακάτω, ώστε να υπάρχει κοινή βάση στους υπολογισμούς. Οι παραδοχές αυτές είναι σύμφωνες με μια αναφορά της EBTF (European Benchmarking Task Force) [II-2]. Η EBTF είναι μια ερευνητική ομάδα μελών που εργάζονται σε τρία έργα (**CAESAR**-Carbon-free electricity by Sorption Enhanced Water Gas Shift, **CESAR**-CO<sub>2</sub> Enhanced Separation and Recovery και **DECARBIT**-Enabling Advanced Pre-combustion Capture Techniques and Plants) χρηματοδοτούμενα

από την Ευρωπαϊκή Ένωση. Ο σκοπός αυτής της ομάδας εργασίας είναι να καθορίσει ένα ολοκληρωμένο σύνολο παραμέτρων, οδηγιών και βέλτιστων πρακτικών λειτουργίας όχι μόνο για τα τρία αυτά έργα, αλλά και για τα μελλοντικά ευρωπαϊκά προγράμματα έρευνας και ανάπτυξης σχετικά με τη δέσμευση του άνθρακα. Για λόγους λοιπόν συνέπειας αλλά και σύγκρισης των αποτελεσμάτων με τα υπόλοιπα ερευνητικά έργα που διενεργούνται στην ΕΕ οι παραδοχές είναι σύμφωνες με την EBTF.

Οι παραδοχές που έγιναν για τους υπολογισμούς είναι:

### **Μονάδες μέτρησης**

Για όλες τις περιπτώσεις, χρησιμοποιήθηκε το διεθνές σύστημα μονάδων (S.I) με εξαίρεση τη μέτρηση της πίεσης για την οποία χρησιμοποιήθηκε ως μονάδα μέτρησης το 1 bar και της θερμοκρασίας ο 1 °C.

### **Συνθήκες περιβάλλοντος**

- Θερμοκρασία: 15 °C.
- Πίεση: 1 atm=1.01325 bar
- Σχετική υγρασία αέρα: 60% (=0.062 kg υγρασίας/kg ξηρού αέρα).
- Ογκομετρική σύσταση του ξηρού ατμοσφαιρικού αέρα, όπως δείχνει ο πίνακας 2-1

**Πίνακας 2-1:** Κατ' όγκο σύσταση ατμοσφαιρικού αέρα

Στοιχείο	Σύσταση ξηρού αέρα % vol.
N <sub>2</sub>	78.09
CO <sub>2</sub>	0.03
Ar	0.932
O <sub>2</sub>	20.95

### **Καύσιμα**

- Φυσικός λιγνίτης Φλώρινας: κατά μάζα σύσταση όπως δείχνει ο πίνακας 2-2.

**Πίνακας 2-2:** Κατά μάζα σύσταση φυσικού λιγνίτη.

C (w/w %)	H (w/w %)	S (w/w %)	O (w/w %)	N (w/w %)	CO <sub>2</sub> (w/w %)	H <sub>2</sub> O (w/w %)	Ash (w/w %)	LHV (kJ/kg)
22.58	2.07	0.94	9.88	0.37	0.0	36.8	27.36	7831

- Ξηρός λιγνίτης: κατά μάζα σύσταση όπως δείχνει ο πίνακας 2-3.

**Πίνακας 2-3:** Κατά μάζα σύσταση ξηρού λιγνίτη

C (w/w %)	H (w/w %)	S (w/w %)	O (w/w %)	N (w/w %)	CO <sub>2</sub> (w/w %)	H <sub>2</sub> O (w/w %)	Ash (w/w %)	LHV (kJ/kg)
31.44	2.89	1.38	13.89	0.52	0.0	12.0	37.88	12033

- Λιθάνθρακας: κατά μάζα σύσταση όπως δείχνει ο πίνακας 2-4.

**Πίνακας 2-4:** Κατά μάζα σύσταση χρησιμοποιούμενου καυσίμου (λιθάνθρακα)

C (w/w %)	H (w/w %)	S (w/w %)	O (w/w %)	N (w/w %)	CO <sub>2</sub> (w/w %)	H <sub>2</sub> O (w/w %)	Ash (w/w %)	LHV (kJ/kg)
66.52	3.78	0.52	5.47	1.56	0.0	8.0	14.15	25174

- Pet-coke: κατά μάζα σύσταση όπως δείχνει ο πίνακας 2-5.

**Πίνακας 2-5:** Κατά μάζα σύσταση pet-coke

C (w/w %)	H (w/w %)	S (w/w %)	O (w/w %)	N (w/w %)	CO <sub>2</sub> (w/w %)	H <sub>2</sub> O (w/w %)	Ash (w/w %)	LHV (kJ/kg)
82.21	3.11	6.28	1.7	1.7	0.0	5	0	32250

### Σύστημα απαγωγής θερμότητας του σταθμού ηλεκτροπαραγωγής

- Πίεση συμπυκνωτή: 48 mbar. Για την περίπτωση του λιγνιτικού ατμοηλεκτρικού σταθμού της Μελίτης, αυτή η πίεση προκύπτει έπειτα από βελτιστοποιήσεις στο σύστημα δημιουργίας του κενού στο ψυγείο.
- Θερμοκρασία νερού ψύξης: 18.2 °C.
- Πίεση νερού ψύξης: 2.2 bar.

### Ατμοστρόβιλος

- Ισεντροπικός βαθμός απόδοσης βαθμίδας υψηλής πίεσης: 92%.
- Ισεντροπικός βαθμός απόδοσης βαθμίδας μέσης πίεσης: 94%.
- Ισεντροπικός βαθμός απόδοσης βαθμίδας χαμηλής πίεσης: 88%.
- Πτώση πίεσης για απομάστευση ατμού υψηλής πίεσης: 3%.
- Πτώση πίεσης για απομάστευση ατμού χαμηλής πίεσης: 5%.

### Εναλλάκτες θερμότητας

- Θερμοκρασιακή διαφορά (pinch point) μεταξύ ρευμάτων αερίου-αερίου: 25°C.
- Θερμοκρασιακή διαφορά (pinch point) μεταξύ ρευμάτων αερίου-κορεσμένου ατμού-νερού: 10 °C.
- Θερμοκρασιακή διαφορά (pinch point) μεταξύ ρευμάτων υγρού-υγρού: 10°C.
- Θερμοκρασιακή διαφορά (pinch point) μεταξύ ρευμάτων συμπυκνώματος-υγρού: 3 °C.
- Θερμοκρασιακή διαφορά (pinch point) μεταξύ ρευμάτων στερεού-στερεού: 10°C.
- Πτώση πίεσης για υγρό στην θερμή ή ψυχρή περιοχή του εναλλάκτη: 0.4 bar.
- Πτώση πίεσης για αέριο στην θερμή ή ψυχρή περιοχή του εναλλάκτη: 2%.

### Βαθμοί απόδοσης

- Μηχανικοί βαθμοί απόδοσης: 99.6%.
- Ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης γεννήτριας: 98.5%.
- Βαθμός απόδοσης αντλιών: 70%.
- Ο συνολικός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης όλης της εγκατάστασης, θεωρώντας ότι πρόκειται για ένα μονωμένο θερμοδυναμικό σύστημα, δίνεται από την παρακάτω σχέση:

$$\eta_e = \frac{P_e}{Q_B + \sum Q_{th} + \sum P_m}$$

- Ο συνολικός μεικτός βαθμός απόδοσης για περίπτωση συμπαραγωγής, δίνεται από την παρακάτω σχέση:

$$\eta_{tot} = \frac{P_e + Q_{th}}{\sum Q_B + \sum Q_{th} + \sum P_m}$$

Όπου:

- $P_e$ : Η συνολικά παραγόμενη μεικτή ή καθαρή ηλεκτρική ισχύς.

- $Q_{th}$ : Η ωφέλιμη ισχύς που εξέρχεται από το θερμοδυναμικό σύστημα υπό μορφή θερμότητας προς τεχνική αξιοποίηση.

- $\sum Q_B$ : Η συνολικά προσδιδόμενη θερμότητα στο θερμοδυναμικό σύστημα από την καύση καυσίμων.

- $\sum Q_{th}$ : Το άθροισμα των θερμορροών που εισέρχονται στο θερμοδυναμικό σύστημα από εξωτερικές πηγές.

- $\sum P_m$ : Το σύνολο της μηχανικής ισχύος που δίδεται στο θερμοδυναμικό σύστημα από εξωτερικές πηγές.



### **Μονάδα διαχωρισμού του αέρα (ASU)**

- Παραγωγή οξυγόνου καθαρότητας 95% κ.ο.
- Χρήση κρυογονικής μεθόδου διαχωρισμού του αέρα.
- Συμπύεση του αέρα σε δύο στάδια αρχικά στα 2.26 bar και τελικά στα 5.52bar.
- Ενδιάμεση ψύξη του αέρα στους 28 °C.
- Ηλεκτρική κατανάλωση: 220 kWh/ton O<sub>2</sub> [II-3].
- Η χρησιμοποιούμενη μονάδα διαχωρισμού του αέρα περιγράφεται στο Παράρτημα Α.

### **Συμπύεση CO<sub>2</sub>**

- Δέσμευση του CO<sub>2</sub> 90 % κ.ο.
- Πρώτο στάδιο συμπύεσης: 4.35 bar.
- Δεύτερο στάδιο συμπύεσης: 18.65 bar.
- Τρίτο στάδιο συμπύεσης: 80 bar.
- Τέταρτο στάδιο συμπύεσης στην τελική πίεση μεταφοράς: 110 bar.
- Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης πρώτου σταδίου συμπύεσης: 80%.
- Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης δευτέρου σταδίου συμπύεσης: 80%.
- Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης τρίτου σταδίου συμπύεσης: 75%.
- Πολυτροπικός βαθμός απόδοσης τετάρτου σταδίου συμπύεσης: 75%.
- Ενδιάμεση ψύξη μεταξύ των σταδίων συμπύεσης στους 28 °C.
- Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για τη συμπύεση του CO<sub>2</sub>: 146 kWh/ton CO<sub>2</sub> [II-4], [II-5].
- Το χρησιμοποιούμενο σύστημα συμπύεσης και κάθαρσης του CO<sub>2</sub> περιγράφεται στο Παράρτημα Α.



### 3. ΣΤΑΘΜΟΣ ΑΝΑΦΟΡΑΣ

#### 3.1. Λιγνιτικός σταθμός 330 MWe

##### 3.1.1. Ανάλυση λειτουργικών δεδομένων

Για τους υπολογισμούς ως λιγνιτικός σταθμός αναφοράς επιλέχθηκε ο stage of the art για την Ελλάδα, λιγνιτικός ατμοηλεκτρικός σταθμός της Μελίτης-Αχλάδας, μεικτής ηλεκτροπαραγωγής 330 MWe, ο οποίος λειτουργείται από τη ΔΕΗ. Ο λόγος για την επιλογή του συγκεκριμένου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής, είναι ότι είναι ο πιο πρόσφατα ανεγερμένος λιγνιτικός σταθμός της ΔΕΗ και λόγω των σχετικά λίγων ετών λειτουργίας του, η απόδοση του είναι αρκετά κοντά στις τιμές σχεδιασμού. Επιπλέον, ο λέβητας διαθέτει over fire burners για μείωση των εκπομπών NOx. Λόγω της νέας κατασκευής του σταθμού αυτού, έχει αρκετά διαθέσιμα χρόνια ακόμη για λειτουργία του, γεγονός που κάνει την ενσωμάτωση τεχνολογιών δέσμευσης CO<sub>2</sub> οικονομικά βιώσιμη. Τέλος, η ΔΕΗ έχει δείξει ενδιαφέρον για την εγκατάσταση τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> στο συγκεκριμένο σταθμό.

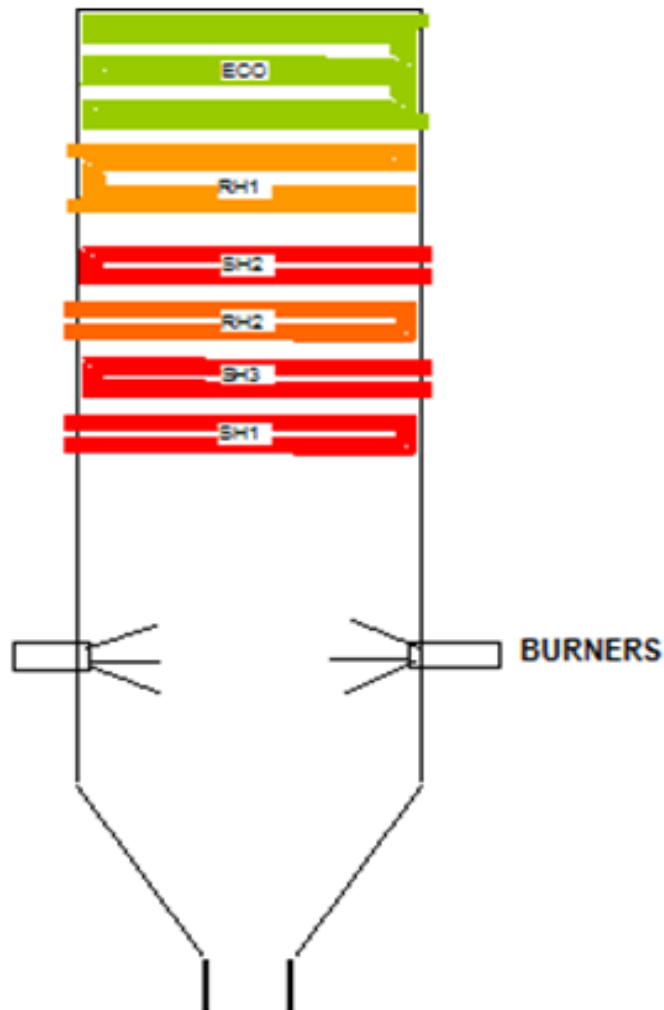
Τα βασικά δεδομένα εισόδου που χρησιμοποιήθηκαν για το σχεδιασμό του σταθμού, τα οποία δόθηκαν από τη ΔΕΗ, είναι τα παρακάτω:

- Ατμοσφαιρική θερμοκρασία: 15 °C
- Ατμοσφαιρική σχετική υγρασία: 60%
- Ατμοσφαιρική πίεση: 1.013 bar
- Πίεση εξόδου του ατμού από τον ατμοστρόβιλο: 56 mbar
- Θερμοκρασία εισόδου του ψυκτικού νερού στο συμπυκνωτή: 18.2 °C
- Θερμοκρασιακή διαφορά των δύο ρευμάτων στην έξοδο του συμπυκνωτή: 3 °C
- Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή: 330 MW<sub>el</sub>
- Κατανάλωση φυσικού καυσίμου (λιγνίτης): 98.16 kg/s

#### Λέβητας

Ο σταθμός είναι εφοδιασμένος με έναν υπερκρίσιμο λέβητα, εξαναγκασμένης ροής τύπου Benson, μιας διαδρομής καυσαερίου με απλή αναθέρμανση ατμού. Ο λέβητας παράγει 955.3 t/h ατμού υψηλής πίεσης (235.4 bara, 540 °C) και 812.1 t/h ανάθερμου ατμού μέσης πίεσης (39.28 bara, 540 °C). Ο βαθμός απόδοσης του λέβητα είναι 91.6%.

Ένα σχηματικό διάγραμμα της διάταξης των εναλλακτών εντός του λέβητα, κατά τη ροή του καυσαερίου, φαίνεται στην Εικόνα 3-1.



**Εικόνα 3-1:** Διάταξη των επιφανειών συναλλαγής θερμότητας εντός του λέβητα

### Ατμοστρόβιλος

Ο παραγόμενος υπέρθερμος ατμός, οδηγείται στη βαθμίδα υψηλής πίεσης του ατμοστρόβιλου. Εκεί, εκτονώνεται στη μέση πίεση και στη συνέχεια αφού αναθερμανθεί οδηγείται αρχικά στις μέσης και στη συνέχεια στις χαμηλής πίεσης βαθμίδες του ατμοστρόβιλου, ενώ τελικά καταλήγει στο συμπυκνωτή.

Ο κύκλος του νερού-ατμού, αποτελείται από 8 αναγεννητικές προθερμάνσεις (4 για τα συμπυκνώματα, απαεριωτή και 3 για το τροφοδοτικό νερό υψηλής πίεσης). Για τις προθερμάνσεις, χρησιμοποιείται ατμός ο οποίος απομαστεύεται από τις βαθμίδες υψηλής, μέσης και χαμηλής πίεσης του ατμοστρόβιλου, όπως παρακάτω:

- 56.97 bar, 42.45 bar 19.37 bar για τις υψηλής πίεσης απομαστεύσεις.
- 12.62 bar για χρήση στον απαεριωτή.
- 5.69 bar, 2.22 bar, 1.04 bar και 0.225 bar για τις προθερμάνσεις του συμπυκνώματος.

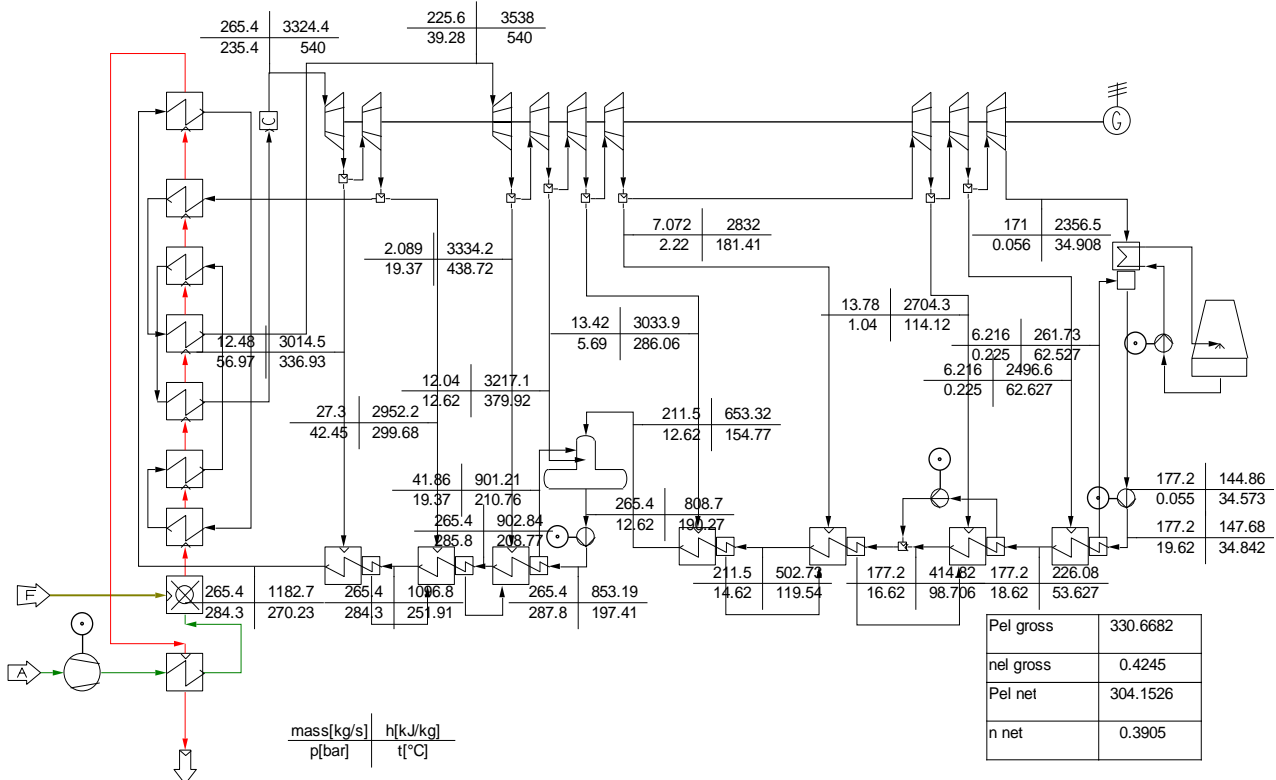
Η τροφοδοτική αντλία είναι ηλεκτροκίνητη. Το νερό ψύξης που χρησιμοποιείται στο συμπυκνωτή, απάγει τη θερμότητα του σε έναν υγρό πύργο ψύξης φυσικής ροής. Η πίεση του συμπυκνωτή είναι 56 mbar, η θερμοκρασία εισόδου του ψυκτικού νερού σε αυτόν είναι 18.2 °C, ενώ η διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ του θερμού ψυκτικού νερού και του συμπυκνώματος 3 °C.

**Βελτιστοποιήσεις**

Μερικές βελτιστοποιήσεις θεωρήθηκε ότι έχουν γίνει στον υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής, προκειμένου να βελτιωθεί η απόδοση του, πριν από την ενσωμάτωση κάποιας τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> ως περίπτωση μετασκευής (retrofit case). Επιπρόσθετα μετά από αυτές τις τροποποιήσεις, επιτυγχάνονται οι τιμές των δεδομένων εισόδου που αναφέρθηκαν στο Κεφάλαιο 2, ώστε για λόγους σύγκρισης να ταυτίζονται αυτά με αντίστοιχες τιμές τις βιβλιογραφίας.

Οι κύριες παράμετροι που έχουν βελτιωθεί είναι παρασιτική εισροή αέρα στο λέβητα, η μείωση των επικαθήσεων στους εναλλάκτες συναλλαγής θερμότητας, η πίεση στο συμπυκνωτή, η διαρροή αέρα στον LUVO και η μείωση της τελικής θερμοκρασία του καυσαερίου μετά από αυτόν. Μετά από αυτές τις βελτιστοποιήσεις, η πίεση στο συμπυκνωτή θεωρήθηκε 48 mbar ενώ η τελική θερμοκρασία του καυσαερίου μετά τον LUVO 185 °C.

Ένα αναλυτικό διάγραμμα ροής (PFD) που δημιουργήθηκε για την προσομοίωση του σταθμού αναφοράς με τη βοήθεια του προγράμματος IPSE\_PRO, μετά και την πραγματοποίηση των παραπάνω βελτιστοποιήσεων, παρουσιάζεται στην εικόνα 3-2.



**Εικόνα 3-2:** PFD για το σταθμό αναφοράς

Ο πίνακας 3-1 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα για το σταθμό αναφοράς, τα οποία προέκυψαν από τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς.

**Πίνακας 3-1:** Βασικά αποτελέσματα για το σταθμό αναφοράς

Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	330.6
Μεικτός β.α	%	42.45
Κατανάλωση ενέργειας για αντλίες	MW <sub>e</sub>	18.15
Κατανάλωση ενέργειας για ανεμιστήρες	MW <sub>e</sub>	8.37
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	304.15
Καθαρός β.α	%	39.05
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	kg <sub>CO2</sub> / MWh <sub>e net</sub>	959.2

Η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή, προκύπτει από τη μεικτή αφαιρώντας την κατανάλωση ενέργειας για τις αντλίες, τους ανεμιστήρες τη συσκευή αποθείωσης και τα ηλεκτροστατικά φίλτρα.

### 3.1.2. Εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μετά την καύση και καύσης σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου

#### Γενικά

Για λόγους σύγκρισης των αποτελεσμάτων της παρούσας διατριβής με τις βασικές τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (μετά την καύση δέσμευση με αμίνες και καύση σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου) χρησιμοποιήθηκαν τα αντίστοιχα αποτελέσματα που προέκυψαν από τα ερευνητικά προγράμματα ENCAP, CASTOR και ASSOCOGS [III-1], [III-2], [III-3] τροποποιημένα και προσαρμοσμένα στον υπό εξέταση σταθμό αναφοράς. Επίσης πραγματοποιήθηκαν συγκρίσεις χρησιμοποιώντας τα αποτελέσματα παρόμοιας διδακτορικής διατριβής [III-4].

Προκειμένου να υπάρχει ένα μέγεθος αναφοράς για όλους του υπολογισμούς ώστε να είναι ευκολότερη η σύγκριση των αποτελεσμάτων, η κατανάλωση καυσίμου έχει παραμείνει η ίδια τόσο για τον σταθμό αναφοράς όσο και όλες τις περιπτώσεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (98.16 kg/s).

Η εφαρμογή οποιασδήποτε τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μειώνει δραματικά την ηλεκτροπαραγωγή και το βαθμό απόδοσης του σταθμού. Από την άλλη πλευρά, η διαδικασία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> συνοδεύεται από την παραγωγή σημαντικών ποσών χαμένης θερμότητας, ένα μέρος των οποίων μπορεί να ανακτηθεί και να ενσωματωθεί στον κύκλο νερού-ατμού του σταθμού, αυξάνοντας έτσι την ηλεκτροπαραγωγή και το συνολικό καθαρό βαθμό απόδοσης. Οι κύριες πηγές χαμένης θερμότητας είναι ο ψύκτης στην ASU (για περίπτωση καθαρής καύσης με οξυγόνο), ο ψύκτης του υπέρθερμου ατμού πριν της εισόδου του στον αναγεννητή (για την περίπτωση δέσμευσης μετά την καύση με αμίνες) οι ενδιάμεσοι ψύκτες μεταξύ

των διαφόρων σταδίων συμπίεσης του CO<sub>2</sub> και ο συμπυκνωτής της υγρασίας του καυσαερίου. Επιπλέον, μία πρόσθετη μείωση της τελικής θερμοκρασίας εξόδου των καυσαερίων μπορεί να πραγματοποιηθεί, μέσω ενός εναλλάκτη προθέρμανσης του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης.

Η χαμένη θερμότητα μπορεί να χρησιμοποιηθεί για να αντικαταστήσει μερικούς αναγεννητικούς προθερμαντήρες του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης καθώς και για προθέρμανση του αέρα καύσης.

Παρόλο που η ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας στο κύκλωμα του νερού ατμού και στον αέρα της καύσης αυξάνει το βαθμό απόδοσης του σταθμού, από την άλλη πλευρά απαιτεί κάποιες σοβαρές τροποποιήσεις στην υπάρχουσα μονάδα παραγωγής ενέργειας που αυξάνουν το κόστος της διασκευής της, ενώ αποτελούν περισσότερο ελκυστικές λύσεις για την κατασκευή ενός νέου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής με δέσμευση του CO<sub>2</sub> (new build case). Για αυτό το λόγο, οι προσομοιώσεις έχουν πραγματοποιηθεί για δύο περιπτώσεις με και χωρίς ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας στην υφιστάμενη μονάδα ηλεκτροπαραγωγής.

### **Εφαρμογή τεχνολογίας μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από αμίνες**

Εδώ, θεωρήθηκε ότι εφαρμόζεται η τεχνολογία αυτή ως περίπτωση μετασκευής (retrofit case) σε έναν υπάρχοντα σταθμό παραγωγής, σύμφωνα με τα όσα αναφέρθηκαν στην παράγραφο 1.2. Ο πίνακας 3-2 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της εφαρμογής της τεχνολογίας αυτής με και χωρίς ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας με τον σταθμό αναφοράς.

**Πίνακας 3-2:** Βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της τεχνολογίας μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με τη μονάδα αναφοράς

		Μονάδα Αναφοράς	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> χωρίς ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	330.7	280.2	293.9
Μεικτός β.α	%	42.45	35.98	37.74
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	304.2	209.9	222.5
Καθαρός β.α	%	39.05	26.89	28.50
Κατανάλωση ενέργειας για αντλίες	MW <sub>e</sub>	18.15	18.8	18.8
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	-	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας για ανεμιστήρες	MW <sub>e</sub>	8.37	13.2	14.3
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	281	281

Τελική θερμοκρασία καυσαερίου (μετά τον LUVO ή μετά τον προθερμαντή τροφοδοτικού νερού)	°C	185	185	155
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	5089.8	4126.7

### Εφαρμογή τεχνολογίας καθαρού Oxyfuel

Και αυτή η τεχνολογία εφαρμόστηκε ως retrofit case στον υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής αναφοράς, σύμφωνα με τα όσα αναφέρθηκαν στην παράγραφο 1.4. Ο πίνακας 3-3 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της εφαρμογής της τεχνολογίας αυτής με και χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας, με τον σταθμό αναφοράς.

**Πίνακας 3-3:** Βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της τεχνολογίας oxyfuel με τη μονάδα αναφοράς με και χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας

		Μονάδα Αναφοράς	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> με ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	330.7	348.4	359
Μεικτός β.α	%	42.45	44.73	46.11
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	304.2	235.1	246.5
Καθαρός β.α	%	39.05	30.12	31.58
Κατανάλωση ενέργειας για αντλίες	MWe	18.2	20.2	20.2
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	-	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας για ανεμιστήρες	MWe	8.4	4.1	3.4
Κατανάλωση ενέργειας για την ASU.	MWe	-	59.2	59.2
O <sub>2</sub> στον συνολικό αέρα καύσης	(%v)	21	95	95
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού	kg/s	265.37	279.6	279.6
Παραγωγή ανάθερμου ατμού	kg/s	225.59	237.7	237.7
Τελική θερμοκρασία καυσαερίου (μετά τον LUVO ή μετά τον προθερμαντή τροφοδοτικού νερού)	°C	185	162	155
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	3836.9	3102.7



### 3.2. Λιθανθρακικός σταθμός 600 MWe

Προκειμένου να εξεταστεί η ενσωμάτωση της τεχνολογίας καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel) για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> σε μια μονάδα παραγωγής ενέργειας που χρησιμοποιεί καύσιμα με μεγαλύτερη θερμογόνο ικανότητα από τον Ελληνικό λιγνίτη, πραγματοποιήθηκαν θερμοδυναμικοί υπολογισμοί για την περίπτωση λειτουργίας ενός τυπικού λιθανθρακικού σταθμού, μεικτής ηλεκτροπαραγωγής 600 MWe.

#### 3.2.1. Ανάλυση λειτουργικών δεδομένων

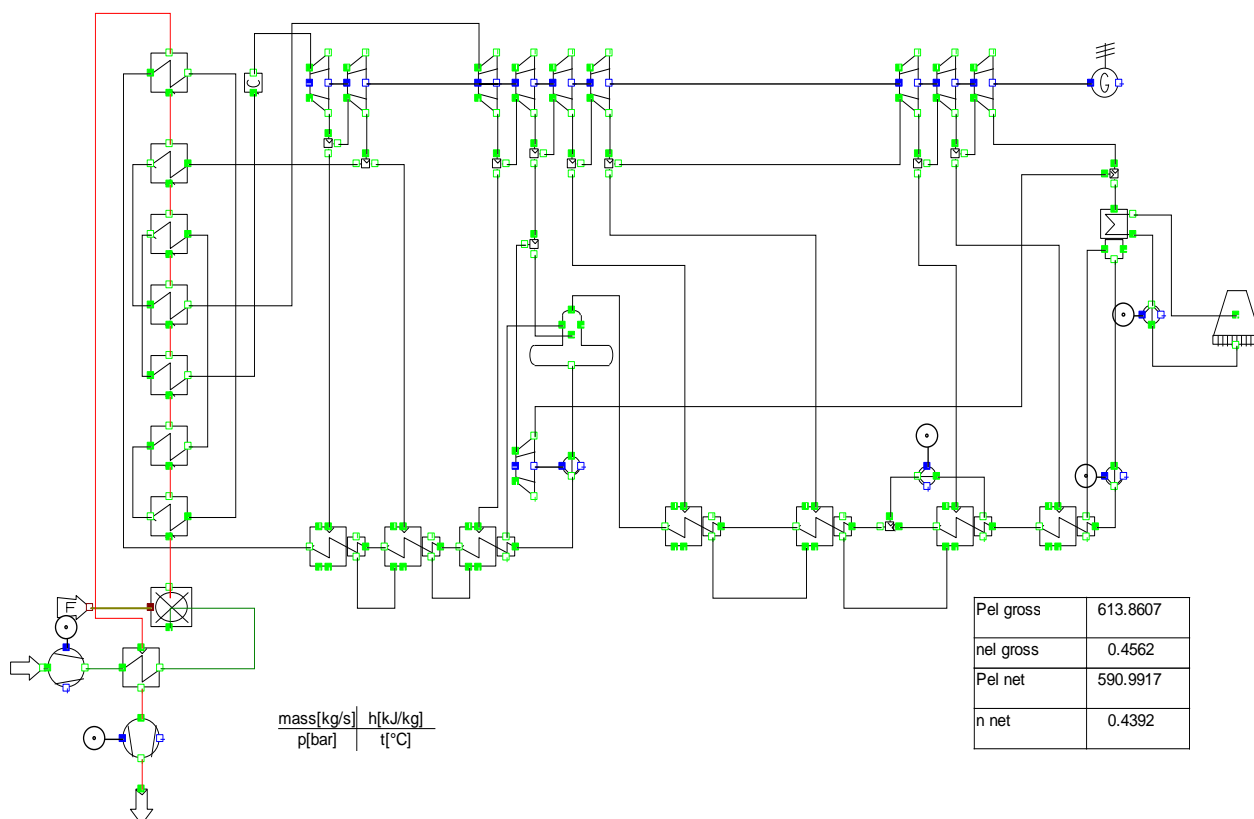
Τα βασικά δεδομένα εισόδου που χρησιμοποιήθηκαν για τις θερμοδυναμικές προσομοιώσεις, δόθηκαν από την RWE Npower και είναι τα παρακάτω:

- Θερμοκρασία περιβάλλοντος: 15 °C
- Σχετική υγρασία: 60%
- Ατμοσφαιρική πίεση: 1.013 bar
- Πίεση λειτουργίας του συμπυκνωτή: 48 mbar
- Θερμοκρασία ψυκτικού νερού 18.2 °C
- Θερμοκρασιακή διαφορά ψυχρού και θερμού ρεύματος στον συμπυκνωτή: 3°C
- κ.ο συγκέντρωση του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης (για την περίπτωση partial-oxyfuel): 30%
- Κατανάλωση καυσίμου: 51.6 kg/s

Η μονάδα είναι εξοπλισμένη με έναν υπερκρίσιμο λέβητα τύπου Benson, μιας δι-αδρομής καυσαερίου και με απλή αναθέρμανση. Ο λέβητας παράγει 458.9 kg/s υπέρθερμου ατμού υψηλής πίεσης (280 bara, 600 °C) και 374.1 kg/s ανάθερμου ατμού, μέσης πίεσης (60 bara, 620 °C). Ο βαθμός απόδοσης του λέβητα, θεωρήθηκε 94.5%.

Ο κύκλος του νερού-ατμού περιλαμβάνει οχτώ αναγεννητικές προθερμάνσεις (4 για το συμπύκνωμα, απαεριωτή και 3 για το τροφοδοτικό νερό υψηλής πίεσης), με απομαστεύσεις ατμού από τις υψηλής, μέσης και χαμηλής βαθμίδες του ατμοστρόβιλου. Η τροφοδοτική αντλία κινείται από έναν ατμοστρόβιλο. Η θερμότητα του συμπυκνωτή απορροφάται από ένα κύκλωμα ψυκτικού ύδατος που απορρίπτει τη θερμότητά του στο περιβάλλον μέσω ενός υγρού πύργου ψύξης φυσικής ροής.

Ένα διάγραμμα PFD για το σταθμό αναφοράς, φαίνεται στην εικόνα 3-3, ενώ τα βασικά αποτελέσματα παρουσιάζει ο πίνακας 3-4.



**Εικόνα 3-3:** PFD για την περίπτωση αναφοράς του λιθανθρακικού σταθμού 600 MWe

**Πίνακας 3-4:** Βασικά αποτελέσματα για το σταθμό αναφοράς

Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	613.9
Μεικτός β.α	%	45.62
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	591
Καθαρός β.α	%	43.92
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	kg <sub>CO2</sub> /MWh <sub>e net</sub>	767.7

### 3.2.2. Εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μετά την καύση και καύσης σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου

Για να υπάρχει ένα μέγεθος αναφοράς για όλους του υπολογισμούς, ώστε να είναι δυνατή η σύγκριση των αποτελεσμάτων, η κατανάλωση καυσίμου έχει παραμείνει η ίδια τόσο για τον σταθμό αναφοράς όσο και όλες τις περιπτώσεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (51.6 kg/s).

Προκειμένου να ελαττωθεί η μείωση που επιφέρει η εφαρμογή των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, μέρος της χαμένης θερμότητας από διάφορες πηγές ανακτάται προς αύξηση της ηλεκτροπαραγωγής. Και εδώ οι κύριες πηγές χαμένης θερμότητας είναι ο ψύκτης στην ASU, ο ψύκτης του υπέρθερμου ατμού προ της εισόδου του στον αναγεννητή (για την περίπτωση post-combustion capture με αμίνες) οι

ενδιάμεσοι ψύκτες μεταξύ των διαφόρων σταδίων συμπίεσης του CO<sub>2</sub> και ο συμπυκνωτής της υγρασίας του καυσαερίου.

Η χαμένη θερμότητα μπορεί να χρησιμοποιηθεί για να αντικαταστήσει μερικούς αναγεννητικούς προθερμαντήρες του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης καθώς και για προθέρμανση του αέρα καύσης.

Στον Ελληνικό χώρο δεν υπάρχει εν λειτουργία μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με καύση λιθάνθρακα και αν κατασκευαστεί θα γίνει με αρχική ενσωματωμένη κάποιας τεχνολογία δέσμησης του CO<sub>2</sub>. Συνεπώς, θεωρώντας ότι πρόκειται για ένα νεοσχεδιασμένο σταθμό ηλεκτροπαραγωγής (new build case), οι υπολογισμοί έγιναν μόνο για περιπτώσεις με ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας στην υφιστάμενη μονάδα αναφοράς.

Ο πίνακας 3-5 δείχνει τα βασικά αποτελέσματα που προέκυψαν με εφαρμογή των βασικών τεχνολογιών δέσμησης του CO<sub>2</sub>.

**Πίνακας 3-5:** Βασικά αποτελέσματα με δέσμηση του CO<sub>2</sub>

		Μονάδα Αναφοράς	Μετά την καύση δέσμηση του CO <sub>2</sub>	Δέσμηση με oxyfuel combustion
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	613.9	533.8	632.7
Μεικτός β.α	%	45.62	39.67	47.02
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	591	432.1	497.1
Καθαρός β.α	%	43.92	32.11	36.95
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	-	56.9	56.9
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	-	-	91.8
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	441.3	-
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	4546.4	2284.6



#### **4. ΠΕΙΡΑΜΑΤΙΚΗ ΔΙΕΡΕΥΝΗΣΗ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub> ΜΕ ΚΑΥΣΗ ΣΕ ΣΥΝΘΗΚΕΣ ΑΥΞΗΜΕΝΗΣ ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΣΗΣ ΟΞΥΓΟΝΟΥ (PARTIAL OXYFUEL)**

Προκειμένου να επαληθευτούν πειραματικά τα αποτελέσματα των θερμοδυναμικών προσομοιώσεων, ο συγγραφέας της παρούσας διατριβής συμμετείχε σε πειράματα που πραγματοποιήθηκαν σε πειραματική μονάδα που έχει εγκαταστήσει η RWE Npower εντός του σταθμού ηλεκτροπαραγωγής που βρίσκεται πλησίον της πόλης Didcot στην Οξφόρδη της Μεγάλης Βρετανίας.

##### **4.1. Περιγραφή πειραματικής εγκατάστασης**

Η πειραματική μονάδα μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, αποτελείται από τα ακόλουθα κύρια μέρη:

##### **Συσκευή απομάκρυνσης των SO<sub>x</sub> /NO<sub>x</sub> από το καυσαέριο**

Ο σκοπός αυτής της μονάδας, είναι να μειωθούν τα επίπεδα των SO<sub>x</sub> και NO<sub>x</sub> που περιέχονται στο καυσαέριο σε τιμές οι οποίες θα είναι αποδεκτές ώστε να μην επηρεάζουν τη διαδικασία της απορρόφησης του CO<sub>2</sub> εντός της μονάδας δέσμευσης. Επιπλέον, σε αυτή τη συσκευή η θερμοκρασία του καυσαερίου μειώνεται από τους 120 °C στους 40 °C η οποία είναι και η θερμοκρασία εισόδου του CO<sub>2</sub> στη στήλη του απορροφητή.

Η απομάκρυνση των SO<sub>x</sub> και NO<sub>x</sub> επιτυγχάνεται με επαφή του καυσαερίου με ένα διάλυμα όξινου ανθρακικού νατρίου σε συγκέντρωση 8 % κ.β. Το διάλυμα κυκλοφορεί μέσα από ένα ψύκτη με αέρα, προκειμένου να επιτευχθεί η απαιτούμενη τελική θερμοκρασία του αερίου. Καθώς το όξινο ανθρακικό νάτριο καταναλώνεται, η μεταβολή στο pH του διαλύματος μετριέται με έναν ανιχνευτή, ο οποίος δίνει εντολή για συμπλήρωση αυτού.

##### **Πρωθητικός ανεμιστήρας και συναφείς βρόχος μέτρησης και ελέγχου**

Ο ανεμιστήρας και ο σχετικός βρόχος ελέγχου που βρίσκεται μετά την συσκευή μείωσης των SO<sub>x</sub>/NO<sub>x</sub> αντλεί 210Nm<sup>3</sup>/h καυσαερίου και τα ωθεί εντός του CCS. Μετά το CCS το ελεύθερο από CO<sub>2</sub> καυσαέριο (περίπου 2/3 της αρχικής ποσότητας) οδηγείται στην καμινάδα μέσω ενός δεύτερου πρωθητικού ανεμιστήρα.

##### **Στήλη απορρόφησης**

Στη στήλη του απορροφητή το πλούσιο σε CO<sub>2</sub> καυσαέριο έρχεται σε επαφή με τον διαλύτη (MEA- μονοαιθανολαμίνη 30% κ.β.). Το CO<sub>2</sub> απορροφάται από τον διαλύτη ενώ τα υπόλοιπα συστατικά του καυσαερίου (κυρίως άζωτο), διαφεύγουν από την κορυφή του απορροφητή. Η παροχή της αμίνης (MEA) είναι 591kg/h.

### **Συσκευή διαχωρισμού**

Ο σκοπός της στήλης αυτής είναι ο διαχωρισμός του CO<sub>2</sub> από την καθαρή αμίνη, στο διάλυμα. Η στήλη αυτή είναι ένα κλειστό δοχείο. 52 kg/h CO<sub>2</sub> διαχωρίζονται από 1003 kg/h διαλύματος φτωχού σε αμίνη. 104 kg/h ώρα ατμού στους 116 °C και 0.64 bara εισέρχονται στη συσκευή διαχωρισμού, ώστε να δώσουν την απαιτούμενη θερμότητα για την αναγέννηση του διαλύματος. 84 kg/h αερίων παράγονται και ρέουν προς την κορυφή της στήλης διαχωρισμού, ενώ 32kg/h συμπυκνώματος επιστρέφει από το συμπυκνωτή. Τελικά 951kg/h φτωχού διαλύματος αμίνης παράγονται.

### **Εναλλάκτης θερμότητας**

Ο εναλλάκτης ανακτά θερμότητα από το φτωχό διάλυμα αμίνης και θερμαίνει το πλούσιο διάλυμα αμίνης που εισέρχεται στη στήλη αναγέννησης. Το θερμό φτωχό διάλυμα αμίνης έχει ρυθμό ροής 951kg/h και θερμοκρασία εισόδου 116 °C. Η θερμοκρασία εξόδου του από τον εναλλάκτη είναι 74 °C. Το πλούσιο ρεύμα αμίνης έχει παροχή 1003 kg/h και θερμοκρασία εισόδου στον εναλλάκτη 58 °C, ενώ στην έξοδο αυτού 98 °C.

### **Αντλία ανακυκλοφορίας φτωχού σε CO<sub>2</sub> διαλύματος**

Σκοπός της αντλίας αυτής, είναι να κυκλοφορεί το φτωχό σε CO<sub>2</sub> διάλυμα από τη συσκευή διαχωρισμού στον απορροφητή. Η αντλία μεταφέρει 951kg/h διαλύματος πλούσιου σε αμίνη.

### **Αντλία ανακυκλοφορίας πλούσιου σε CO<sub>2</sub> διαλύματος**

Σκοπός αυτής της αντλίας, είναι η μεταφορά του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> διαλύματος από τον απορροφητή στη συσκευή διαχωρισμού. Η αντλία μεταφέρει 1003 kg/h διαλύματος.

### **Αναγεννητής**

Ο σκοπός του αναγεννητή, είναι να ανεβάζει τη θερμοκρασία του ατμού που χρησιμοποιείται στη συσκευή διαχωρισμού. Η μάζα του ατμού είναι 104 kg/h και η θερμοκρασία του 116 °C.

### **Συμπυκνωτής**

Ο συμπυκνωτής έχει ως σκοπό να συμπυκνώσει τους ατμούς που παράγονται από την κορυφή της συσκευής διαχωρισμού, ώστε να επιτρέψει στο υγρό να επανέρχεται στη συσκευή διαχωρισμού και το αέριο CO<sub>2</sub> να οδηγείται προς απομάκρυνση. Η θερμοκρασία εξόδου του αερίου είναι 48 °C.

### **Θερμό νερό υπό πίεση**

Αυτό, αποτελεί βοηθητικό τμήμα της μονάδας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και σκοπό έχει να παρέχει το θερμό νερό υπό πίεση που απαιτείται ως πηγή θερμότητας στον αναγεννητή. Το νερό θερμαίνεται από ένα σύστημα ηλεκτρικών αντιστάσεων και με βάση την κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας σε αυτό υπολογίζεται η απαιτούμε-

νη ενέργεια για τη θέρμανση του νερού άρα η απαιτούμενη θερμική ενέργεια του αναγεννητή.

### **Ψύκτης φτωχού σε CO<sub>2</sub> διαλύματος αμίνης**

Λειτουργεί ως βοηθητικός ψύκτης και έχει ως σκοπό τη μείωση της θερμοκρασίας του φτωχού διαλύματος που εισέρχεται στον απορροφητή. Η παροχή μάζας του φτωχού διαλύματος είναι 951 kg/h και η θερμοκρασία εισόδου και εξόδου του στον ψύκτη είναι αντίστοιχα 74 °C και 40 °C.

### **Στήλη νερού πλύσης**

Απαιτείται για να εμποδίσει τη διαφυγή αμίνης στην ατμόσφαιρα. Τα αέρια που φεύγουν από τον απορροφητή είναι κυρίως άζωτο, ωστόσο μια μικρή ποσότητα του διαλύτη (αμίνης) βρίσκεται μαζί με αυτό. Για χρήση MEA ως διαλύτη, η συγκέντρωση της αμίνης στην είσοδο της στήλης ύδατος πλύσεως είναι 0.03 mole %, ενώ η συγκέντρωση στην έξοδο είναι 0% mole.

### **Δεξαμενή make-up αμίνης**

Είναι μια κλειστή δεξαμενή αποθήκευσης με όγκο 1 m<sup>3</sup>.

### **Δεξαμενές αερίων**

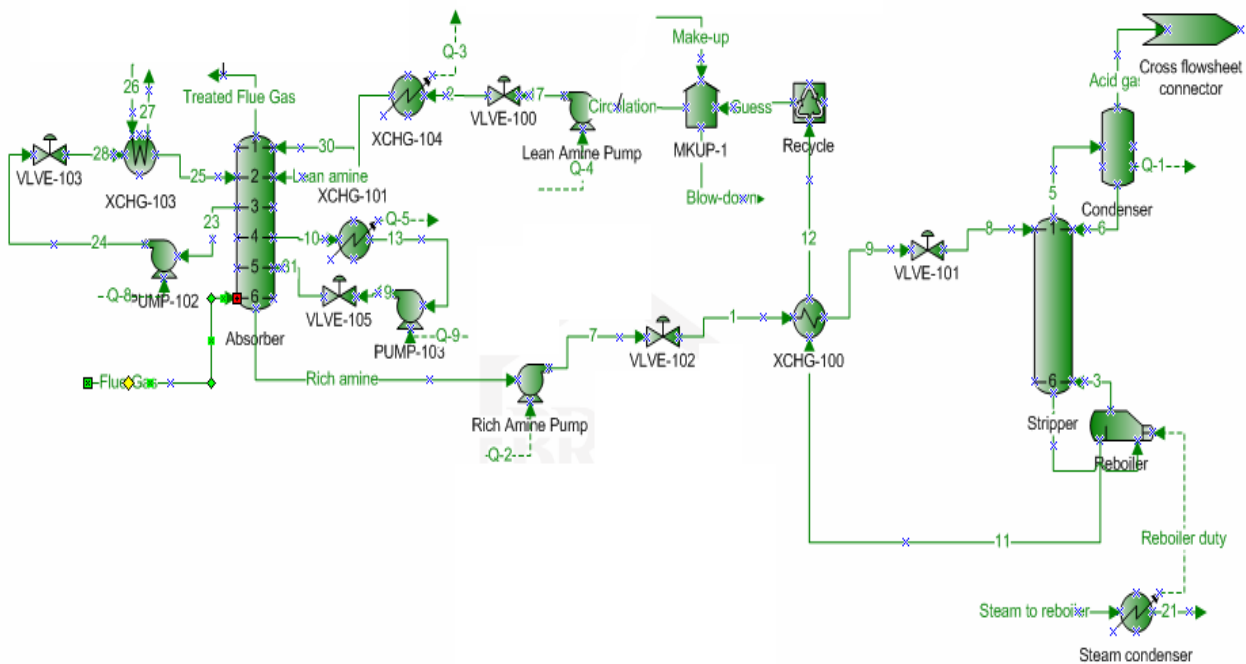
Είναι κλειστές δεξαμενές με όγκο 3 m<sup>3</sup> η καθεμία, στις οποίες αποθηκεύονται τα αέρια που θα χρησιμοποιηθούν προκειμένου να συνθέσουν το καυσαέριο, για τις περιπτώσεις των πειραμάτων όπου δε λαμβάνει χώρα πραγματική καύση στον κλίβανο.

### **Σύστημα συνεχούς παρακολούθησης και καταγραφής των εκπομπών**

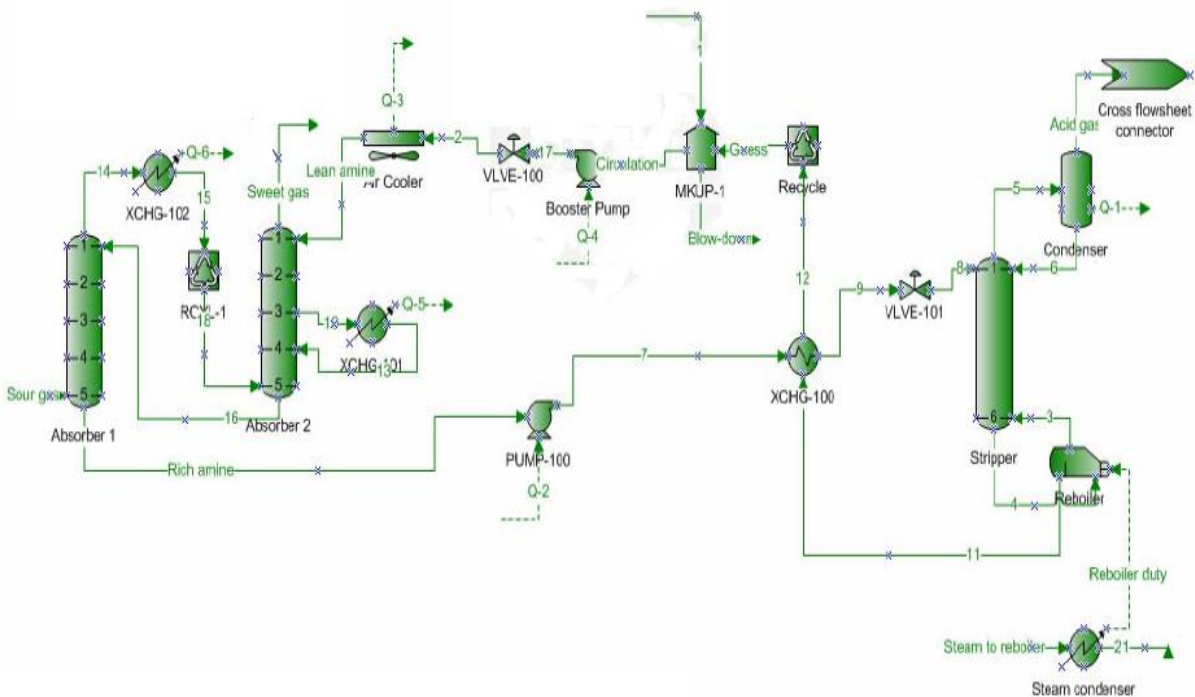
Η σύσταση των καυσαερίων μετράται σε τρεις συγκεκριμένες θέσεις κλειδί σχετικά με την περιεκτικότητα σε SO<sub>x</sub>, NO<sub>x</sub>, O<sub>2</sub> και CO<sub>2</sub>. Οι θέσεις αυτές είναι οι εξής:

- Είσοδος καυσαερίου στον απορροφητήρα.
- Έξοδος αερίων στην ατμόσφαιρα από τον απορροφητήρα.
- Έξοδος αερίων στην ατμόσφαιρα από τη στήλη διαχωρισμού.

Η εικόνα 4-1 και η εικόνα 4-2 παρουσιάζουν ένα σχηματικό διάγραμμα της πειραματικής διάταξης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με χρήση απλού και μονού απορροφητή αντίστοιχα.



**Εικόνα 4-1:** Σχηματικό διάγραμμα πειραματικής διάταξης δέσμησης του CO<sub>2</sub> με μόνο απορροφητή [IV-1]



**Εικόνα 4-2:** Σχηματικό διάγραμμα πειραματικής διάταξης δέσμησης του CO<sub>2</sub> με διπλό απορροφητή [IV-1]



Επιπρόσθετα υπάρχει και ένας κλίβανος που αποτελεί το θάλαμο καύσης ο οποίος παράγει τα καυσαέρια.

## 4.2. Πειράματα καύσης σε κλίβανο σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης οξυγόνου

### 4.2.1. Εξεταζόμενες περιπτώσεις

Τα πειράματα εκτελέστηκαν για τέσσερις περιπτώσεις που επιλέχθηκαν με βάση δύο επίπεδα συγκέντρωσης του οξυγόνου στην είσοδο του λέβητα με και χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου. Η τιμή της συγκέντρωσης του οξυγόνου στην είσοδο του λέβητα ρυθμίζεται από την ανακυκλοφορία του καυσαερίου. Ο πίνακας 4-1 δείχνει αυτές τις περιπτώσεις.

Ο στόχος των πειραμάτων ήταν να καθοριστεί ένα εύρος πιθανών συγκεντρώσεων οξυγόνου με τις οποίες μπορεί να λειτουργήσει η τεχνολογία καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (π.χ ταχύτητες και μάζες καυσαερίου, σύσταση αερίων που συμμετέχουν στην καύση και σύσταση του καυσαερίου, ατμοπαραγωγή, μέγιστες θερμοκρασίες στο θάλαμο καύσης, τελικές θερμοκρασίες υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού, ποσότητα καυσαερίου που ανακυκλοφορεί). Τα πειράματα ήταν σε αρχικό στάδιο και τα αποτελέσματα αυτά δεν πρέπει να θεωρηθούν ως τα βέλτιστα.

**Πίνακας 4-1:** Εξεταζόμενες περιπτώσεις

		Περίπτωση 1	Περίπτωση 2	Περίπτωση 3	Περίπτωση 4
<b>Συνθήκες εισόδου</b>					
Ανακυκλοφορία	%	0	0	35	45
O <sub>2</sub> στον συνολικό αέρα καύσης	κ.ο %	27	30	39	53
O <sub>2</sub> στον αέρα καύσης + ανακυκλοφορούν καυσαέριο	κ.ο %	27	30	27	30
<b>Σύσταση αερίων στην είσοδο του λέβητα</b>					
O <sub>2</sub>	κ.ο %	27	30	27	30
CO <sub>2</sub>	κ.ο %	0	0	10	17
N <sub>2</sub>	κ.ο %	72.1	69.2	57.2	44
H <sub>2</sub> O	κ.ο %	0	0	5	8.3
SO <sub>2</sub>	κ.ο %	0	0	0.1	0.2
Ar	κ.ο %	0.9	0.8	0.7	0.5

### 4.2.2. Αποτελέσματα

Τα πειράματα έδειξαν ότι καθώς αυξάνεται η συγκέντρωση του οξυγόνου στον αέρα καύσης χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου, τότε μειώνεται η μάζα του παραγόμενου καυσαερίου. Αυτό με τη σειρά του έχει ως συνέπεια την αύξηση της θερμοκρασίας αδιαβατικής καύσης με επακόλουθο την αύξηση της θερμορροής προς

τα σωληνοειχόματα του θαλάμου καύσης. Ταυτόχρονα, λόγω αύξησης της συγκέντρωσης του CO<sub>2</sub> και του H<sub>2</sub>O στο καυσαέριο, αυξάνει και ο συντελεστής μεταφοράς θερμότητας διά ακτινοβολίας, άρα και η συναλλασσόμενη θερμότητα μεταξύ καυσαερίου και εναλλακτών. Όλα αυτά έχουν ως αποτέλεσμα την αύξηση της παραγωγής υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού και κατ' επέκταση τη μείωση της τελικής θερμοκρασίας τους.

Στην περίπτωση που έχουμε ανακυκλοφορία καυσαερίου, τότε λόγω αύξησης της μάζας αυτού, αυξάνει ταυτόχρονα και η παραγωγή αλλά και η τελική θερμοκρασία του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού.

Ο πίνακας 4-2 εμφανίζει τα βασικά αποτελέσματα για κάθε εξεταζόμενη περίπτωση.

**Πίνακας 4-2:** Αποτελέσματα καύσης στον κλίβανο

		Περίπτωση 1	Περίπτωση 2	Περίπτωση 3	Περίπτωση 4
<b>Συνθήκες θαλάμου καύσης</b>					
Θερμοκρασία αδιαβατικής καύσης	°C	1910	2044	1843	1868
Μάζα καυσαερίου στην έξοδο του λέβητα	kg/s	455	380	474	450
<b>Συνθήκες παραγόμενου ατμού</b>					
Θερμοκρασία υπέρθερμου ατμού	°C	556	492	589	576
Θερμοκρασία ανάθερμου ατμού	°C	528	492	544	537
<b>Σύσταση καυσαερίου</b>					
O <sub>2</sub> στην έξοδο της εστίας επί ξηρού	κ.ο %	3.5	3.5	3.5	6.5
CO <sub>2</sub>	κ.ο %	18	22	27	35
H <sub>2</sub> O	κ.ο %	9	11	13.5	17
SO <sub>2</sub>	κ.ο %	0.2	0.3	0.35	0.44
N <sub>2</sub>	κ.ο %	69	63	55	41
Ar	κ.ο %	0.8	0.8	0.7	0.5

Τα γενικά συμπεράσματα για κάθε περίπτωση που εξετάστηκε, αναλύονται παρακάτω:

#### **Περίπτωση 1 (27% O<sub>2</sub>, χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου)**

Η θερμοκρασία αδιαβατικής καύσης είναι περίπου 1910 °C σε σύγκριση με την αντίστοιχη για συμβατική καύση με αέρα που είναι περίπου 1720 °C. Επιπλέον, οι τελικές θερμοκρασίες του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού μειώνονται ελαφρώς σε σύγκριση με τη συμβατική καύση με αέρα. Αναλυτικά, η θερμοκρασία του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού είναι αντίστοιχα 556 °C και 528 °C ενώ στην περίπτωση συμβατικής καύσης με αέρα είναι 568 °C.

#### **Περίπτωση 2 (30% O<sub>2</sub>, χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου)**

Αυτή η περίπτωση δεν θεωρείται αποδεκτή χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου, κυρίως λόγω των αυξημένων θερμοκρασιών στην έξοδο της εστίας και των αυξη-

μένων επιπέδων εκπομπών NO<sub>x</sub> (τα θερμικά NO<sub>x</sub> αυξάνουν καθώς αυξάνει η θερμοκρασία στην περιοχή της καύσης). Η περίπτωση αυτή, εξετάστηκε μόνο για λόγους σύγκρισης. Εδώ, η θερμοκρασία αδιαβατικής καύσης είναι 2044 °C ενώ οι θερμοκρασίες του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού έχουν μειωθεί περισσότερο και είναι 492 °C και για τις δύο περιπτώσεις.

### **Περίπτωση 3 (39% O<sub>2</sub>, με 35% ανακυκλοφορία καυσαερίου)**

Η ανακυκλοφορία του καυσαερίου μειώνει τη θερμοκρασία εξόδου του από την εστία στα επίπεδα της συγκέντρωσης του οξυγόνου 27% και είναι ίση με 1843°C περίπου. Λόγω αύξησης της μάζας του καυσαερίου, ως αποτέλεσμα της ανακυκλοφορίας αυτού, αυξάνει ταυτόχρονα και η ατμοπαραγωγή αλλά και οι τελικές θερμοκρασίες του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού οι οποίες είναι 589 °C και 544 °C αντίστοιχα. Η συγκέντρωση του O<sub>2</sub> στα καυσαέρια στην έξοδο του κλιβάνου είναι 3.5% επί ξηρού.

### **Περίπτωση 4 (53% O<sub>2</sub>, με 45% ανακυκλοφορία καυσαερίου)**

Στην εξεταζόμενη περίπτωση αυτή η ανακυκλοφορία του καυσαερίου μειώνει τη θερμοκρασία εξόδου του από την εστία στα επίπεδα της συγκέντρωσης του οξυγόνου 30% και είναι ίση με 1868°C περίπου. Η περίπτωση αυτή αντιπροσωπεύει το μέγιστο δυνατό επίπεδο συγκέντρωσης οξυγόνου (53%) για μια αναλογία πρωτεύοντος αέρα καύσης προς καύσιμο ίση με 2, όταν ο πρωτεύον αέρας καύσης είναι εμπλουτισμένος σε οξυγόνο και ο δευτερεύον αέρας καθαρός ατμοσφαιρικός αέρας. Οι τελικές θερμοκρασίες του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού είναι 576 °C και 537 °C αντίστοιχα. Η περίπτωση αυτή εξετάστηκε για 6.5% συγκέντρωση του οξυγόνου στα ξηρά καυσαέρια στην έξοδο του κλιβάνου.

## **4.3. Πειράματα μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από καυσαέριο καύσης σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης O<sub>2</sub>**

### **4.3.1. Εξεταζόμενες περιπτώσεις**

Ο αναγεννητής είναι η περισσότερο ενεργοβόρα συσκευή του συστήματος δέσμευσης καθώς καταναλώνει σημαντικά ποσά θερμότητας. Προκειμένου να εκτιμηθεί η επίδραση της καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο στην απαίτηση για θερμότητα στον αναγεννητή, πραγματοποιήθηκαν πειράματα χρησιμοποιώντας διαφορετικά είδη διαλυτών που δύναται να χρησιμοποιηθούν στο μετά καύσης σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με χημική απορρόφηση. Ως καυσαέριο, χρησιμοποιήθηκε μείγμα αερίων ώστε να προσομοιωθούν τα καυσαέρια που προέρχονται από έναν 800MWe λιθανθρακικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής.

Τα πειράματα, έγιναν για τις ακόλουθες περιπτώσεις:

- **Περίπτωση 1:** Χρήση μονού απορροφητή και διαλύματος αμίνης που αποτελείται από 30% κ.β. MEA (Μονοαιθανολαμίνη).

- **Περίπτωση 2:** Χρήση διπλού απορροφητή και διαλύματος αμίνης που αποτελείται από 30% κ.β. MEA.
- **Περίπτωση 3:** Χρήση μονού απορροφητή και διαλύματος αμίνης με 11.23% mole DEA (Διεθανολαμίνη) ως διαλύτη (αυτή η κ.β περιεκτικότητα είναι γραμμομοριακά ισοδύναμη με 30% κ.β. MEA).
- **Περίπτωση 4:** Χρήση μονού απορροφητή διατηρώντας το % mole της αμίνης σταθερό και μεταβάλλοντας το λόγο της συγκέντρωσης των MEA και MDEA (Μέθυλο-Διεθανολαμίνη) στον διαλύτη (ο διαλύτης περιέχει 11.23% mole αμίνης που είναι γραμμομοριακό ισοδύναμο με 30% κ.β. MEA) σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο.
- **Περίπτωση 5:** Χρήση μονού απορροφητή διατηρώντας το % mole της αμίνης σταθερό και μεταβάλλοντας το λόγο της συγκέντρωσης των MEA και DEA στον διαλύτη (ο διαλύτης περιέχει 11.23% mole αμίνης που είναι γραμμομοριακό ισοδύναμο με 30% κ.β. MEA) σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο.
- **Περίπτωση 6:** Χρήση μονού απορροφητή διατηρώντας το % mole της αμίνης σταθερό και μεταβάλλοντας το λόγο της συγκέντρωσης των MDEA και DEA στον διαλύτη (ο διαλύτης περιέχει 11.23% mole αμίνης που είναι γραμμομοριακό ισοδύναμο με 30% κ.β. MEA) σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο.

Ο πίνακας 4-3 εμφανίζει τα χαρακτηριστικά του χρησιμοποιούμενου στα πειράματα καυσαερίου (mole %).

**Πίνακας 4-3:** Χαρακτηριστικά χρησιμοποιούμενου καυσαερίου

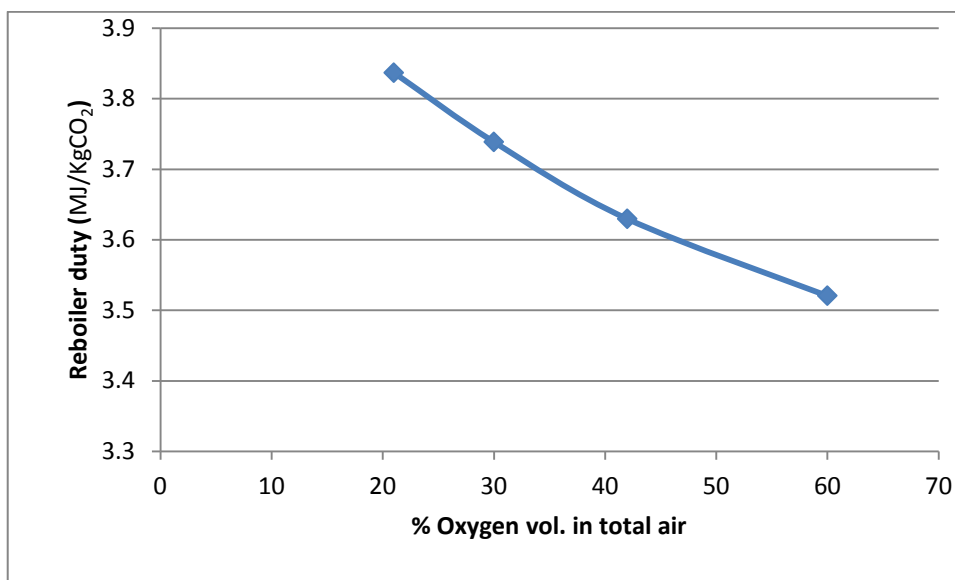
O <sub>2</sub> αέρα καύσης mole %	Παραγόμενο Καυσαέριο					
	CO <sub>2</sub> mole %	H <sub>2</sub> O mole %	N <sub>2</sub> mole %	NO mole %	SO <sub>2</sub> mole %	Ar mole %
21.00	16.13	8.84	73.86	0.21	0.02	0.95
35.00	16.13	8.84	73.85	0.21	0.02	0.95
41.00	24.05	13.18	61.64	0.31	0.03	0.79
45.00	26.77	14.67	57.43	0.35	0.04	0.74
50.00	29.44	16.14	53.32	0.38	0.04	0.68
55.00	32.06	17.57	49.28	0.41	0.05	0.63
60.00	34.63	18.98	45.31	0.45	0.05	0.58
65.00	37.15	20.36	41.43	0.48	0.05	0.53
70.00	39.63	21.71	37.61	0.51	0.06	0.48
75.00	42.06	23.05	33.86	0.54	0.06	0.43

#### 4.3.2. Αποτελέσματα

##### Περίπτωση 1 (Απλός απορροφητής, 30% MEA)

Η εικόνα 4-3 δείχνει την απαίτηση σε θερμότητα για τον αναγεννητή σε σχέση με την αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης, χρησιμοποιώντας ως απορροφητικό υλικό διάλυμα αμίνης που αποτελείται από 30%

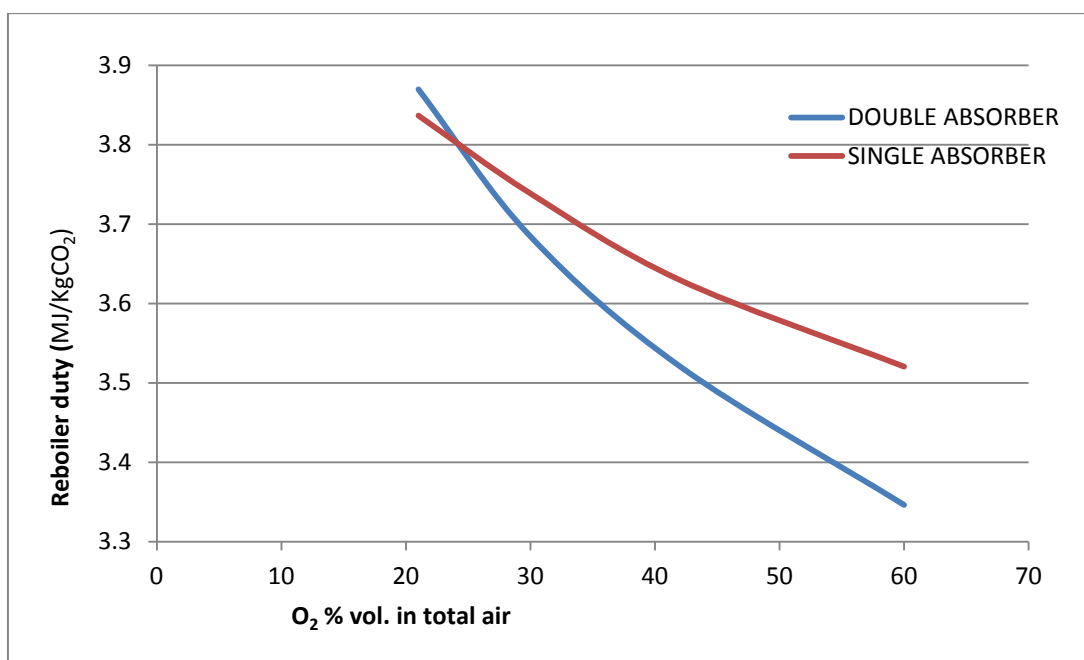
κ.β. MEA ως διαλύτη. Η αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης δεν προκαλεί σημαντική μείωση της ειδικής κατανάλωσης θερμότητας στον αναγεννητή, όπως προκύπτει από τη διαφορά μεταξύ της χαμηλότερης συγκέντρωσης του οξυγόνου (21%) και της υψηλότερης (60%). Όμως το μέγεθος του απορροφητή μειώνεται σημαντικά εξαιτίας της μείωσης του εισερχόμενου καυσαερίου, ως συνέπεια της μειωμένης παρουσίας του αζώτου σε αυτό.



**Εικόνα 4-3:** Απαίτηση θερμότητας στον αναγεννητή σε σχέση με τη συγκέντρωση του O<sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης

### **Περίπτωση 2 (Διπλός απορροφητής, 30% MEA)**

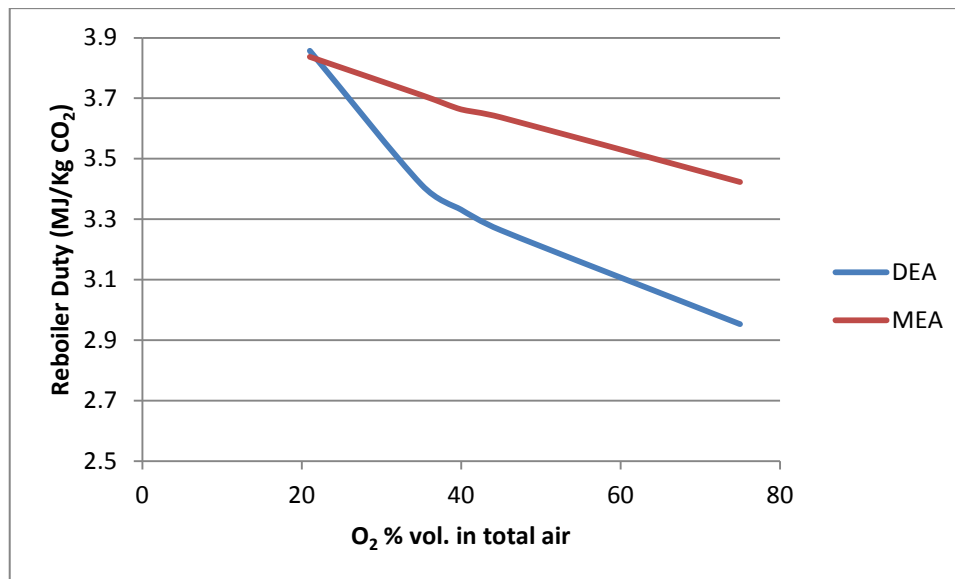
Στην εικόνα 4-4 φαίνεται ότι η χρήση διπλού απορροφητή προσφέρει μια αξιοπρόσεκτη μείωση στην ειδική κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή. Από την άλλη πλευρά όμως, η χρήση διπλού απορροφητή σε συνδυασμό με την ελαφρώς μεγαλύτερη απαίτηση σε διάμετρο αυτού λόγω διαφορετικού προφίλ θερμοκρασιών, αυξάνει κατά πολύ το κόστος εγκατάστασης αυτής της μονάδας δέσμευσης με αποτέλεσμα πιθανό να μην είναι η βέλτιστη επιλογή δέσμευσης.



**Εικόνα 4-4:** Απαίτηση θερμότητας στον αναγεννητή σε σχέση με τη συγκέντρωση του O<sub>2</sub> με χρήση απλού και διπλού απορροφητή

### **Περίπτωση 3 (Απλός απορροφητής, 11.23% κ.β DEA)**

Η DEA φαίνεται να είναι ο πιο πολλά υποσχόμενος διαλύτης για υψηλότερα επίπεδα οξυγόνου στην καύση και εδώ έγινε σύγκριση των αποτελεσμάτων αυτής με απορροφητικό διάλυμα με MEA στο ίδιο γραμμομοριακό ποσοστό για διαφορετικές συγκεντρώσεις του οξυγόνου στον αέρα καύσης. Η εικόνα 4-5 δείχνει την απαίτηση σε θερμότητα στον αναγεννητή σε σχέση με την συγκέντρωση του οξυγόνου. Παρατηρούμε ότι στις χαμηλές συγκεντρώσεις του οξυγόνου η χρήση της MEA είναι λίγο περισσότερο αποδοτική από τη DEA, αλλά καθώς αυξάνει η συγκέντρωση του οξυγόνου τόσο περισσότερο πιο αποδοτική γίνεται η DEA και φαίνεται να ενδείκνυται για δέσμευση του CO<sub>2</sub> όταν η συγκέντρωση του οξυγόνου καύσης είναι υψηλή. Η χρήση της ενισχύεται από το γεγονός ότι η απαιτούμενη διάμετρος του απορροφητή δεν αλλάζει σημαντικά όταν χρησιμοποιείται η DEA σε σχέση με τη χρήση της MEA.

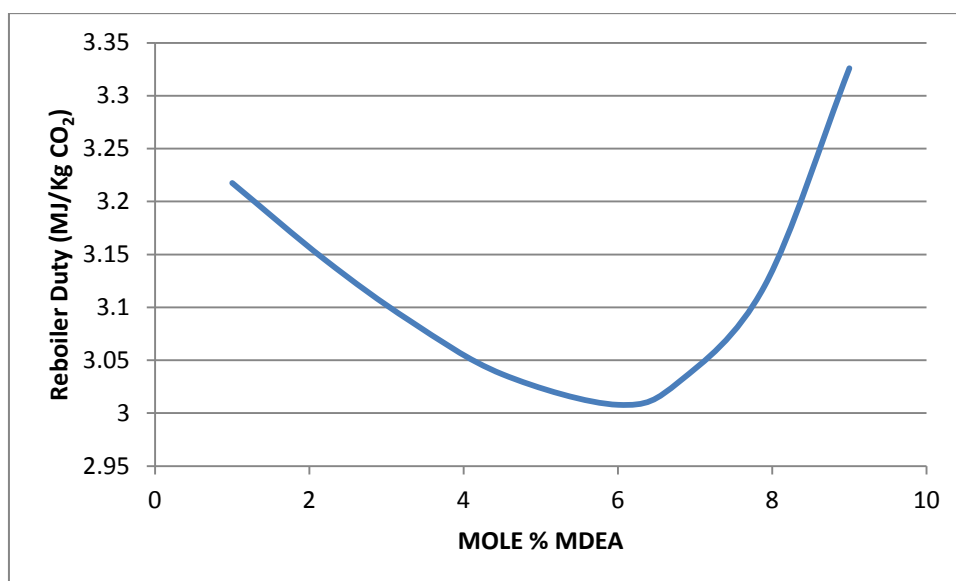


**Εικόνα 4-5:** Συσχέτιση απαίτησης θερμότητας στον αναγεννητή με τη συγκέντρωση του O<sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης με χρήση MEA ή DEA

#### **Περίπτωση 4 (Απλός απορροφητής, μείγμα MEA και MDEA, 65% κ.ο O<sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης)**

Όταν δεν υπάρχει εμπλουτισμός οξυγόνου η MEA προτιμάται έναντι της DEA και της MDEA. Αυτό οφείλεται στο βραδύτερο ρυθμό αντίδρασης των DEA και MDEA στις χαμηλότερες συγκεντρώσεις του οξυγόνου, συγκριτικά με τη MEA. Ωστόσο, ο εμπλουτισμός οξυγόνου αυξάνει τη συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στο καυσαέριο η οποία αυξάνει την ταχύτητα της αντίδρασης των εν λόγω δευτερογενών και τριτογενών αμινών άρα και την αποδοτικότητά τους.

Η εικόνα 4-6 δείχνει ότι αυξάνοντας το % mole της MDEA έναντι της MEA αρχικά μειώνεται η απαίτηση σε θερμότητα στον αναγεννητή μέχρι ενός ορίου, ενώ περαιτέρω αύξηση αυξάνει την ειδική κατανάλωση θερμότητας. Η βέλτιστη τιμή της συγκέντρωσης είναι περίπου 6.2 mole % MDEA και 5.03 mole% MEA. Επιπρόσθετα, η αύξηση των mole MDEA αυξάνει τη διάμετρο του απορροφητή.



Εικόνα 4-6: Συσχέτιση απαίτησης θερμότητας στον αναγεννητή με την κατά mole περιεκτικότητα της αμίνης σε MDEA

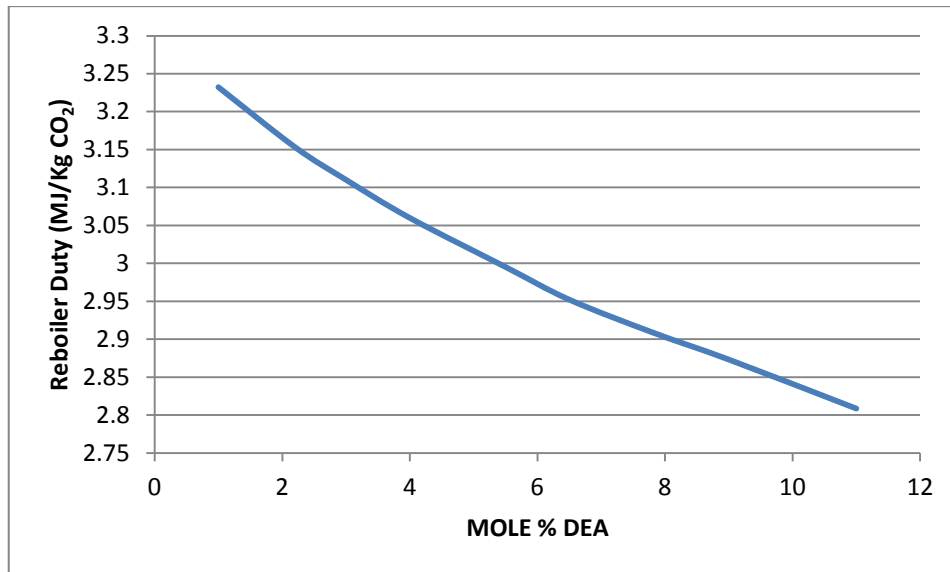
#### **Περίπτωση 5 (Απλός απορροφητής, μείγμα MEA και DEA, 65% κ.ο O<sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης)**

Στην περίπτωση αυτή επαναλήφθηκαν τα πειράματα με τις ίδιες προϋποθέσεις με την περίπτωση 4 αλλά με χρήση DEA αντί της MDEA στο διάλυμα απορρόφησης του CO<sub>2</sub>. Η εικόνα 4-7 δείχνει ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος σε DEA μειώνει συνεχώς την απαίτηση θερμότητας για τον αναγεννητή ενώ δεν υπάρχει βέλτιστη τιμή συγκέντρωσης. Επιπρόσθετα η DEA εμφανίζεται να έχει καλύτερες ενεργειακές επιδόσεις από την MDEA σε αυτή τη συγκέντρωση του οξυγόνου στον αέρα καύσης. Στο σημείο με τη μεγαλύτερη δυνατή συγκέντρωση της DEA (11.23%) η εξοικονόμηση ενέργειας για τον αναγεννητή είναι 15.8% σε σχέση με την αντίστοιχη τιμή με τη χρήση σκέτης MEA.

Τα πλεονεκτήματα από τη χρήση της DEA έναντι της MEA είναι ότι είναι λιγότερο διαβρωτική και λιγότερο πτητική άρα είναι λιγότερο πιθανό να διαφύγει στο περιβάλλον από το σύστημα. Ωστόσο, το μειονέκτημα της είναι ότι είναι ελαφρώς ακριβότερη από ό,τι η MEA.

Η διάμετρος του απορροφητή αρχικά αυξάνει με τη χρήση της DEA αλλά αργότερα όσο αυξάνει η συγκέντρωσή της στο διάλυμα μειώνεται.



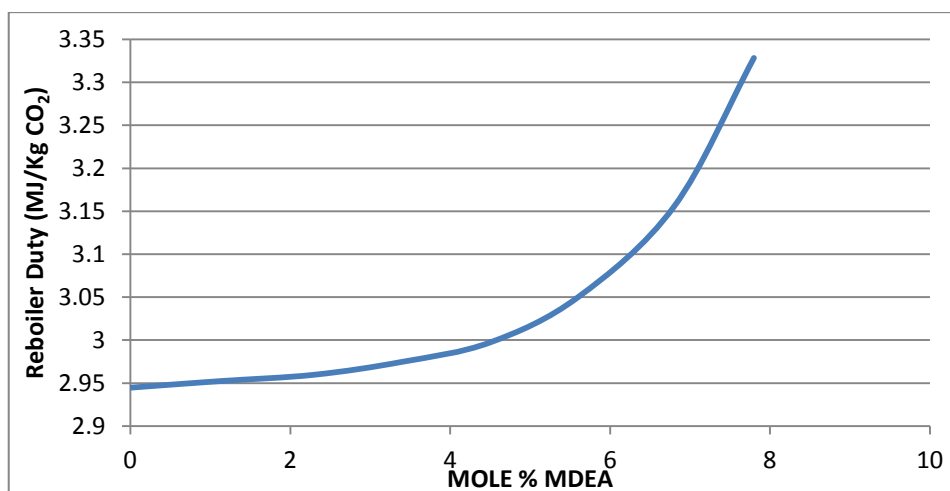


**Εικόνα 4-7:** Συσχέτιση απαίτησης θερμότητας στον αναγεννητή με την κατά mole περιεκτικότητα της αμίνης σε DEA.

**Περίπτωση 6 (Απλός απορροφητής, μείγμα MDEA και DEA, 65% κ.ο O<sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης)**

Η εικόνα 4-8 δείχνει ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος της αμίνης σε MDEA προκαλεί συνεχή αύξηση και της απαίτησης σε θερμότητα του αναγεννητή, ενώ σε κάθε περίπτωση η απαίτηση για θερμότητα είναι υψηλότερη από αυτή του διαλύματος MEA και DEA.

Από την άλλη όμως πλευρά, η διάμετρος του απορροφητήρα συνεχώς μειώνεται με την αύξηση της περιεκτικότητας της αμίνης σε MDEA γεγονός που μειώνει το κόστος εγκατάστασης.



**Εικόνα 4-8:** Συσχέτιση απαίτησης θερμότητας στον αναγεννητή με την κατά mole περιεκτικότητα της αμίνης σε MDEA

#### 4.4. Γενικά συμπεράσματα

Συνοψίζοντας τα πειραματικά αποτελέσματα, καταλήγουμε στα εξής συμπεράσματα:

- Αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στον αέρα καύσης χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου προκαλεί μείωση της μάζας του παραγόμενου καυσαερίου με αποτέλεσμα την αύξηση της θερμοκρασίας αδιαβατικής καύσης άρα την αύξηση της μεταφοράς θερμότητας προς τα σωληνοειχόμενα του θαλάμου καύσης.
- Αύξηση της συγκέντρωσης του CO<sub>2</sub> και του H<sub>2</sub>O στο καυσαέριο προκαλεί αύξηση στη συναλλασσόμενη θερμότητα μεταξύ καυσαερίου και εναλλακτών λόγω καλύτερου συντελεστή μεταφοράς θερμότητας διά ακτινοβολίας με αποτέλεσμα την αύξηση της παραγωγής υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού και κατ' επέκταση τη μείωση της τελικής θερμοκρασίας τους.
- Η χρήση ανακυκλοφορίας καυσαερίου προκαλεί λόγω αύξησης της μάζας αυτού, αύξηση στην παραγωγή και τελική θερμοκρασία του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού.
- Με τη χρήση μονού απορροφητή και διαλύματος 30% MEA δεν παρατηρείται σημαντική μείωση της ειδικής κατανάλωσης θερμότητας στον αναγεννητή με την αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης, όμως λαμβάνει χώρα σημαντική μείωση του μεγέθους του απορροφητή ως συνέπεια της μειωμένης παρουσίας του αζώτου στο καυσαέριο.
- Η χρήση διπλού απορροφητή και διαλύματος 30% MEA προσφέρει μια αξιοπρόσεκτη μείωση στην ειδική κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή με την αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου αλλά αυξάνει κατά πολύ το κόστος εγκατάστασης της μονάδας δέσμευσης.
- Η χρήση μονού απορροφητή και διαλύματος αμίνης με 11.23% mole MEA ή 11.23% mole DEA έδειξε ότι σε χαμηλές συγκεντρώσεις του οξυγόνου η χρήση της MEA είναι περισσότερο αποδοτική από τη DEA ενώ σε αυξημένες συγκεντρώσεις του οξυγόνου περισσότερο αποδοτική γίνεται η DEA και είναι η βέλτιστη περίπτωση για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> που προέρχεται από καύση σε περιβάλλον υψηλής συγκέντρωσης οξυγόνου. Επιπρόσθετα προέκυψε ότι η διάμετρος του απορροφητή δεν αλλάζει σημαντικά με χρήση της DEA αντί για τη χρήση της MEA. **Η DEA φαίνεται να είναι η καταλληλότερη επιλογή για εφαρμογή της τεχνολογίας καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου** και αυτή είναι που χρησιμοποιήθηκε για τους υπολογισμούς που παρουσιάζονται στο επόμενο κεφάλαιο.
- Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MEA και MDEA στον διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο έδειξε ότι αύξηση των mole της MDEA έναντι της MEA στο διαλύτη αρχικά μειώνει την απαίτηση σε θερμότητα στον αναγεννητή και στη συνέχεια την αυξάνει, αυξάνοντας ταυτόχρονα και τη διάμετρο του απορροφητή.
- Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MEA και DEA στον διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο. έδειξε ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος σε DEA μειώνει την απαίτηση θερμότητας για τον αναγεννητή χωρίς να υπάρχει βέλτιστη τιμή συγκέντρωσης ενώ η DEA έχει έως 15.8% εξοικονόμηση ενέργειας για τον αναγεν-

νητή σε σχέση με τη χρήση σκέτης MEA. Επιπρόσθετα η DEA είναι λιγότερο διαβρωτική και λιγότερο πτητική από τη MEA.

- Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MDEA και DEA στο διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο. έδειξε ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος της αμίνης σε MDEA αυξάνει την απαίτηση σε θερμότητα για τον αναγεννητή, που είναι πάντα υψηλότερη από την αντίστοιχη του διαλύματος MEA και DEA. Αντίστροφα η διάμετρος του απορροφητή συνεχώς μειώνεται με την αύξηση της περιεκτικότητας της αμίνης σε MDEA γεγονός που μειώνει το κόστος εγκατάστασης.



## 5. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub> ΜΕ ΚΑΥΣΗ ΣΕ ΣΥΝΘΗΚΕΣ ΑΥΞΗΜΕΝΗΣ ΣΥΓΚΕΝΤΡΩΣΗΣ ΟΞΥΓΟΝΟΥ (PARTIAL OXYFUEL)

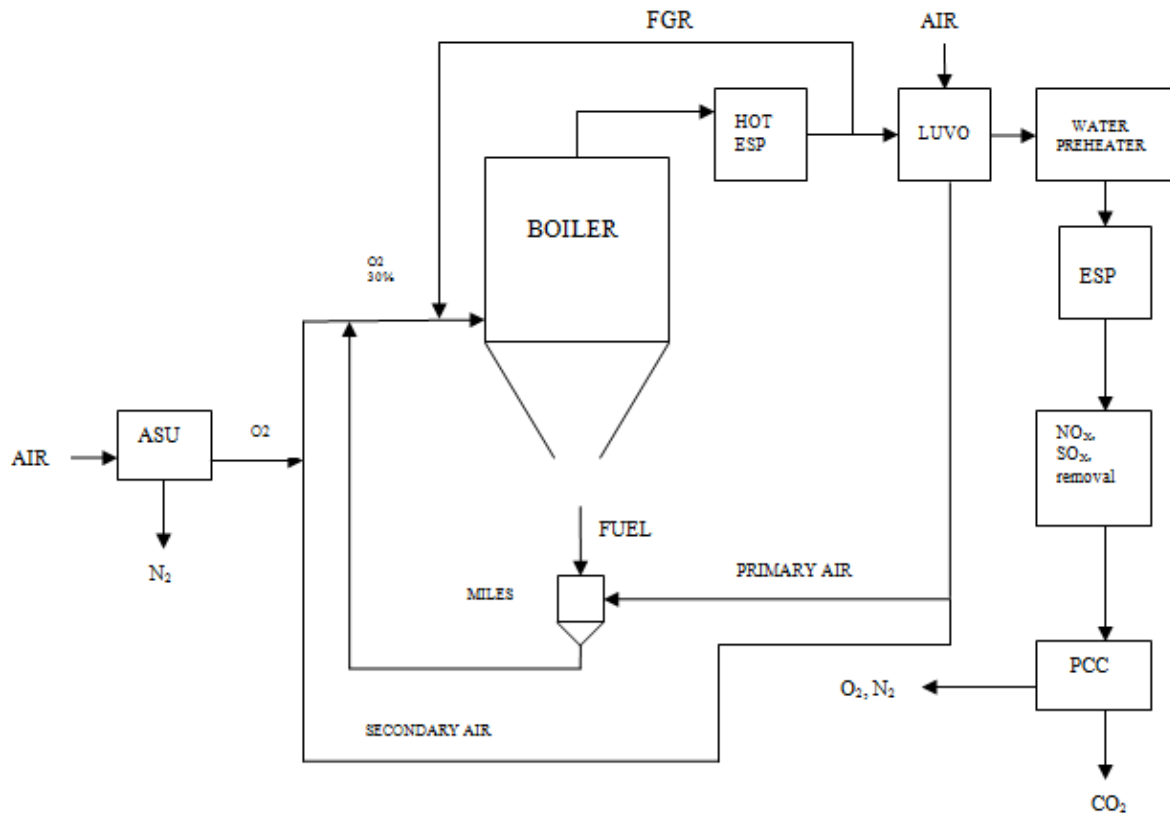
### 5.1. Θεωρητική περιγραφή

Η τεχνολογία καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxyfuel) βασίζεται στο συνδυασμό δύο θεμελιωδών τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, κάνοντας μερική λειτουργία της τεχνολογίας καύσης σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου (oxyfuel combustion) και της μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από αμίνες (post combustion capture) [V-1], [V-2]. Το καύσιμο καίγεται σε ένα περιβάλλον εμπλουτισμένο σε οξυγόνο σε επίπεδα που δεν απαιτούν καθόλου ή απαιτούν μικρές τροποποιήσεις στο λέβητα και στον αμοστρόβιλο. Με τον τρόπο αυτό, η απαίτηση για ανακυκλοφορία του καυσαερίου για τη ρύθμιση της θερμοκρασίας της καύσης ελαχιστοποιείται ή εξαλείφεται. Η απαιτούμενη ενέργεια για το διαχωρισμό του αέρα σε άζωτο και οξυγόνο στη μονάδα διαχωρισμού είναι σημαντικά μικρότερη σε σχέση με την περίπτωση καύσης με καθαρό οξυγόνο. Το CO<sub>2</sub> του παραγόμενου καυσαερίου απομακρύνεται με ένα συμβατικό σύστημα μετά καύσης δέσμευσης με αμίνες ή μεμβράνες, αλλά με χαμηλότερες απαιτήσεις ενέργειας, λόγω της αυξημένης μερικής πίεσης του CO<sub>2</sub> στα καυσαέρια. Επιπρόσθετα, το μετά την καύση σύστημα δέσμευσης απαιτεί μικρότερες διαστάσεις, μειώνοντας έτσι το κόστος εγκατάστασης και λειτουργίας του.

Η τεχνολογία αυτή αποτελεί βασική καινοτομία της παρούσας διατριβής αφού παρόμοια εργασία δεν έχει στη βιβλιογραφία. Οι βασικοί στόχοι αυτού του κεφαλαίου είναι:

- Ο υπολογισμός της χαμένης ενέργειας, που απαιτείται για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> με ταυτόχρονη χρήση μιας μονάδας ASU και ενός μετά καύσης συστήματος δέσμευσης.
- Η εξέταση των κύριων τροποποιήσεων που απαιτούνται στο λέβητα και στο σύστημα του αμοστρόβιλου, προκειμένου αυτή η τεχνολογία να εγκατασταθεί ως περίπτωση μετασκευής σε έναν υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής.
- Η σύγκριση των αποτελεσμάτων αυτής της τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με τις περιπτώσεις που εφαρμόζεται αμιγώς η τεχνολογία καύσης με καθαρό οξυγόνο ή η μετά την καύση δέσμευση με αμίνες.

Ένα σχηματικό διάγραμμα της λειτουργίας μιας μονάδας με χρήση της τεχνολογίας partial-oxyfuel φαίνεται στην εικόνα 5-1.



Εικόνα 5-1: Σχηματικό διάγραμμα λειτουργίας τεχνολογίας partial-oxyfuel

## 5.2. Παραδοχές και δεδομένα εισόδου- μοντέλο προσομοίωσης του θερμοδυναμικού κύκλου

### 5.2.1. Λέβητας

Ο ίδιος λέβητας με το σταθμό αναφοράς χρησιμοποιήθηκε και για την περίπτωση της διασκευής, για δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση αυτής της τεχνολογίας. Η αυξημένη συγκέντρωση του οξυγόνου στον αέρα καύσης, έχει ως αποτέλεσμα τη μείωση της μάζας του αέρα και κατ' επέκταση της μάζας των παραγόμενων καυσαερίων, σε σχέση με το σταθμό αναφοράς, όπου γίνεται καύση με ατμοσφαιρικό αέρα. Για το λόγο αυτό σε περιπτώσεις αυξημένης συγκέντρωσης του οξυγόνου στον αέρα καύσης μια μάζα των ψυχρών καυσαερίων επιβάλλεται να ανακυκλοφορεί (δευτερεύουσα ανακυκλοφορία) προκειμένου να διατηρηθεί η θερμοκρασία στην έξοδο του θαλάμου καύσης στα ίδια επίπεδα με την περίπτωση αναφοράς. Αυτή είναι η κύρια αλλαγή που απαιτείται να γίνει στο λέβητα.

Όπως προέκυψε και από την πειραματική διερεύνηση της τεχνολογίας αυτής, η παραγωγή ατμού υψηλής και μέσης πίεσης, αυξάνει σε σύγκριση με την περίπτωση αναφοράς, λόγω του υψηλότερου συντελεστή μεταφοράς θερμότητας με ακτινοβολία από το καυσαέριο, ως αποτέλεσμα της υψηλότερης μερικής πίεσης του CO<sub>2</sub> και των υδρατμών σε αυτό. Τα τελικά θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού, διατηρήθηκαν τα ίδια όπως στην περίπτωση αναφοράς.

Η αύξηση της παροχής μάζας του νερού-ατμού μέσω των εναλλακτών συναλλαγής θερμότητας εντός του λέβητα, συνεπάγεται μια αύξηση της ταχύτητας αυτού και κατ' επέκταση μια επιπρόσθετη πτώση πίεσης. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα, την ελαφρώς αυξημένη κατανάλωση ενέργειας από τις τροφοδοτικές αντλίες.

### 5.2.2. Σύστημα Ατμοστροβίλου

Όπως προαναφέρθηκε, η παραγωγή του υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού έχει αυξηθεί σε σύγκριση με την περίπτωση αναφοράς. Αντίστροφα, η παροχή μάζας του ατμού στη βαθμίδα χαμηλής πίεσης του ατμοστροβίλου μειώνεται, λόγω της επιπρόσθετης απομάστευσης ατμού προκειμένου να καλυφτούν οι ενεργειακές απαιτήσεις του αναγεννητή. Η μείωση της παροχής του ατμού χαμηλής πίεσης, συνεπάγεται μείωση στην πίεση του συμπυκνωτή, η οποία φτάνει στα 41 mbar με αποτέλεσμα μια μικρή αύξηση της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας από τη βαθμίδα χαμηλής πίεσης του ατμοστροβίλου. Για τον ίδιο λόγο, η απορριπτόμενη θερμότητα στον συμπυκνωτή μειώνεται. Όμως, η μείωση αυτή δεν συνεπάγεται μείωση της συνολικής ζήτησης νερού ψύξης επειδή μια πρόσθετη μάζα νερού ψύξης είναι απαραίτητη για το σύστημα ενδιάμεσης ψύξης του αέρα στην ASU και στις ενδιάμεσες ψύξεις μεταξύ των σταδίων συμπίεσης του CO<sub>2</sub>.

Όπως και στις περιπτώσεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με χρήση των τεχνολογιών oxyfuel και post-combustion, έτσι και η χρήση αυτής της τεχνολογίας δέσμευσης συνοδεύεται από την απόρριψη σημαντικών ποσών θερμότητας, μέρος της οποίας μπορεί να ανακτηθεί. Έτσι, και σε συνάφεια με τους υπολογισμούς που έγιναν για τις περιπτώσεις δέσμευσης στις παραγράφους 3.1.2 και 3.2.2, πραγματοποιήθηκαν θερμοδυναμικοί υπολογισμοί για περιπτώσεις με και χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας στον κύκλο του νερού-ατμού και στον αέρα καύσης του αρχικού σταθμού.

Με την ανάκτηση θερμότητας από διάφορες πηγές, ορισμένοι προθερμαντήρες τροφοδοτικού νερού και του αέρα καύσης μπορούν να αφαιρεθούν ή να αντικατασταθούν. Έτσι, ο πρώτος προθερμαντής νερού χαμηλής πίεσης έχει αφαιρεθεί, ενώ ο δεύτερος δε χρειάζεται καμία απομάστευση ατμού από τον ατμοστροβίλο επειδή χρησιμοποιεί μέρος της θερμικής ενέργειας από το νερό ψύξης των συμπιεστών του CO<sub>2</sub>. Ο τρίτος προθερμαντής του συμπυκνώματος, χρησιμοποιείται ως ψύκτης, προκειμένου να ψύξει τον υπέρθερμο ατμό σε θερμοκρασία κορεσμένου ατμού προτού αυτός εισέλθει στον αναγεννητή.

Ομοίως, ένας πρόσθετος προθερμαντής του αέρα καύσης έχει εγκατασταθεί, προκειμένου να μειωθεί η ζήτηση σε θερμότητα στον LUVO. Στην περίπτωση αυτή, ο τέταρτος προθερμαντής του συμπυκνώματος, μπορεί να αντικατασταθεί από έναν εναλλάκτη καυσαερίου χρησιμοποιώντας τη θερμότητα που αυτό έχει μετά την έξοδο του από τον LUVO.

### 5.2.3. Ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας

#### Ενδιάμεσος ψύκτης του αέρα στην ASU

Ο αέρας που θα οδηγηθεί στη μονάδα διαχωρισμού, (ASU) συμπιέζεται από 1.0132 bar στα 2.26 bar και στη συνέχεια στα 5.52 bar με ενδιάμεση ψύξη στους 28°C. Το χρησιμοποιούμενο νερό ψύξης αναμιγνύεται με το νερό ψύξης από τους ενδιάμεσους ψύκτες της συμπίεσης του CO<sub>2</sub> και η θερμότητα χρησιμοποιείται σε έναν προθερμαντήρα για την προθέρμανση του αέρα καύσης. Η επιπλέον αύξηση της θερμοκρασίας του αέρα καύσης έως την επιθυμητή τελική του τιμή (305 °C) πραγματοποιείται σε ένα περιστρεφόμενο προθερμαντή αέρα LUVΟ, όπως συμβαίνει και στο σταθμό αναφοράς.

#### Θερμότητα Αναγεννητή

Η απαιτούμενη θερμότητα για την αναγέννηση του διαλύματος της αμίνης, αποτελεί την κύρια κατανάλωση θερμότητας για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>. Η θερμότητα αυτή παρέχεται από ατμό ο οποίος απομαστεύεται από τη βαθμίδα μέσης πίεσης του ατμοστροβίλου. Ο ατμός έχει πίεση 2.28 bara και σε αυτήν την πίεση η θερμοκρασία κορεσμού είναι 124.4 °C. Προ της εισόδου του στον αναγεννητή, ο υπέρθερμος ατμός ψύχεται στη θερμοκρασία κορεσμού σε έναν εναλλάκτη, ο οποίος προθερμαίνει το τροφοδοτικό νερό χαμηλής πίεσης. Η ακριβής θερμοκρασία κορεσμού στην έξοδο του εναλλάκτη, επιτυγχάνεται μέσω ψεκασμού ποσότητας κορεσμένου νερού που λαμβάνεται μετά τον αναγεννητή. Ο κορεσμένος ατμός χρησιμοποιείται ως μέσο παροχής της θερμότητας στον αναγεννητή, ενώ το εξερχόμενο συμπύκνωμα αναμιγνύεται με τα κυρίως συμπυκνώματα του τροφοδοτικού νερού που επιστρέφουν από το συμπυκνωτή.

#### Ενδιάμεσοι ψύκτες συμπιεστών CO<sub>2</sub>

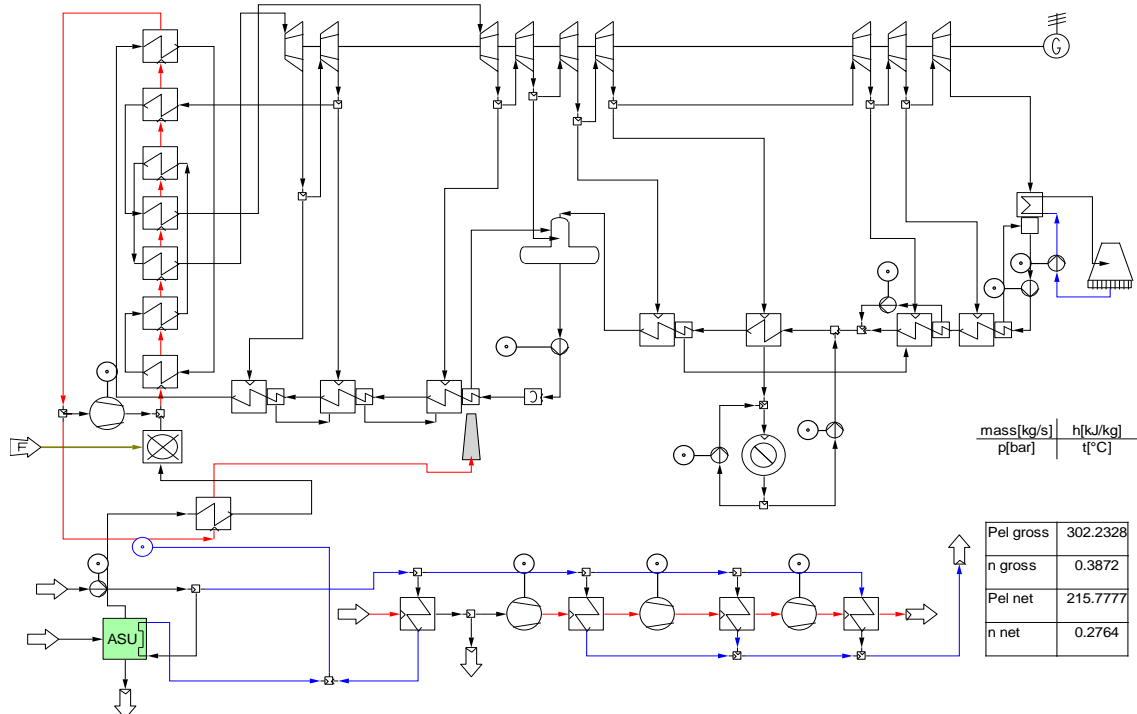
Το CO<sub>2</sub> μετά τον συμπυκνωτή της υγρασίας του καυσαερίου, συμπιέζεται από τα 1.05 bara στην τελική πίεση αποθήκευσης των 110 bara σε συνολικά 4 στάδια με ενδιάμεση ψύξη στους 28 °C. Η θερμοκρασία του συμπιεσμένου CO<sub>2</sub> στις εξόδους των συμπιεστών είναι αρκετά υψηλή ώστε να είναι δυνατή η χρήση της για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης, αυξάνοντας έτσι το συνολικό βαθμό απόδοσης του κύκλου. Όπως αναφέρθηκε πριν, ο πρώτος προθερμαντήρας νερού χαμηλής πίεσης έχει αφαιρεθεί και αντικαταστάθηκε από έναν εναλλάκτη που χρησιμοποιεί τη θερμότητα των ενδιάμεσων ψυκτών.

#### Συμπυκνωτής υγρασίας καυσαερίου

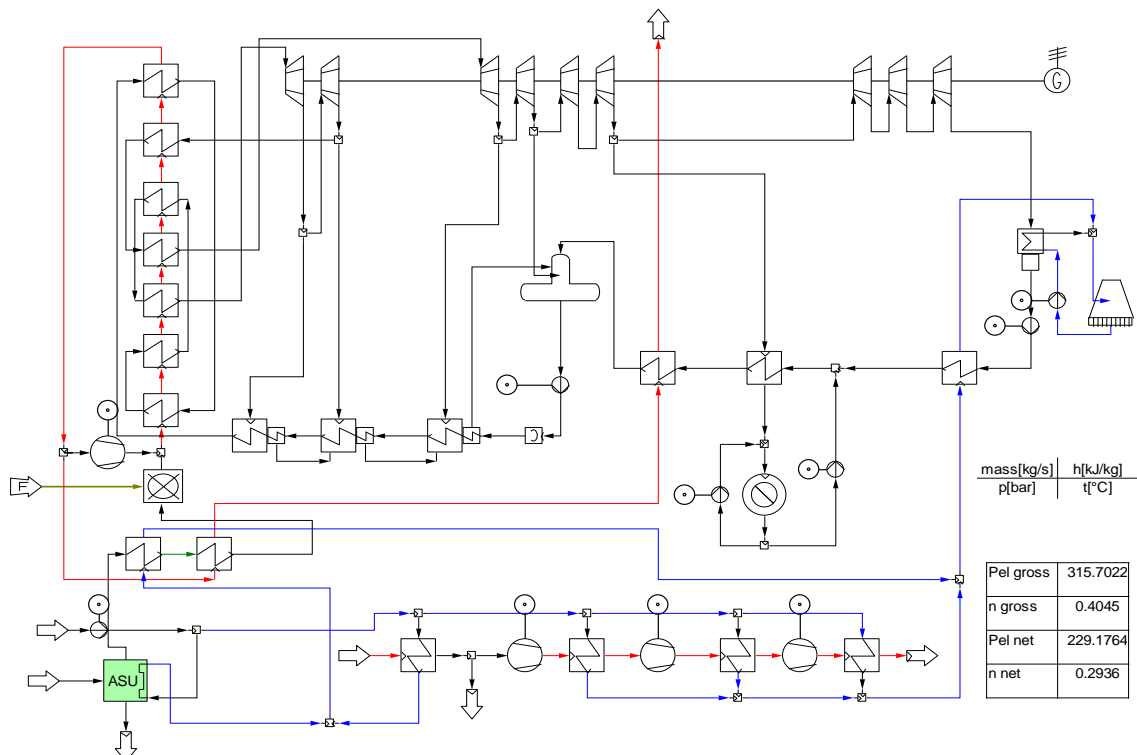
Η θερμότητα που προκύπτει από την ψύξη του καυσαερίου και τη συμπύκνωση των υδρατμών που περιέχονται σε αυτό, αποτελεί μια σημαντική ποσότητα χαμμένης θερμότητας από τη μονάδα δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Μέρος αυτής της θερμότητας μπορεί να ανακτηθεί και να χρησιμοποιηθεί για την προθέρμανση του αέρα πριν την είσοδο του στο LUVΟ. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα η θερμότητα, που απαιτείται στο LUVΟ να έχει μειωθεί και να υπάρχει η δυνατότητα εγκατάστασης ενός επιπλέον εναλλάκτη καυσαερίων, ο οποίος να προθερμαίνει το συμπύκνωμα πριν αυτό εισέλθει στον απαεριωτή. Έτσι, ο τελευταίος προθερμαντήρας νερού χαμηλής πίεσης έχει αντικατασταθεί.



Διαγράμματα PFD για το λιγνιτικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής της Μελίτης-Αχλάδας με χρήση της τεχνολογίας partial oxyfuel και με 90% δέσμευση του CO<sub>2</sub>, με και χωρίς την ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας, φαίνονται στην εικόνα 5-2 και στην εικόνα 5-3.



**Εικόνα 5-2:** Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel χωρίς ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας



**Εικόνα 5-3:** Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας

#### 5.2.4. Σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

Για την μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> χρησιμοποιήθηκε ένα σύστημα δέσμευσης μέσω χημικής απορρόφησης από διάλυμα αμινών, όπως αυτό περιγράφηκε στην παράγραφο 4.1. Τα πειραματικά αποτελέσματα τα οποία παρουσιάστηκαν στο προηγούμενο κεφάλαιο έδειξαν πως η πλέον κατάλληλη αμίνη για χρήση σε αυτή την τεχνολογία είναι η DEA και αυτή χρησιμοποιήθηκε για τους υπολογισμούς εδώ. Η απαιτούμενη θερμότητα για τη λειτουργία του αναγεννητή για καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου λήφθηκε με βάση τα αποτελέσματα της πειραματικής διερεύνησης της υπό εξέταση τεχνολογίας, όπως περιγράφηκαν στην παράγραφο 4.3.2.

#### 5.3. Αποτελέσματα

Ο πίνακας 5-1 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της εφαρμογής της τεχνολογίας αυτής με και χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας, με τη μονάδα αναφοράς.

**Πίνακας 5-1:** Βασικά αποτελέσματα και σύγκριση της τεχνολογίας partial oxyfuel με τη μονάδα αναφοράς με και χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας

		Μονάδα Αναφοράς	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> χωρίς ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας	Μονάδα με δέσμευση του CO <sub>2</sub> με ενσωμάτωση χαμμένης θερμότητας
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	330.7	302.2	315.7
Μεικτός β.α	%	42.45	38.72	40.45
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	304.2	215.8	229.2
Καθαρός β.α	%	39.05	27.64	29.36
Κατανάλωση ενέργειας για αντλίες	MWe	18.2	18.8	19.2
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	-	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας για ανεμιστήρες	MWe	8.4	8.1	7.8
Κατανάλωση ενέργειας για την ASU	MWe	-	21.2	21.2
Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	245.8	245.8
O <sub>2</sub> στο συνολικό αέρα καύσης	(%v)	21	30	30
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού	kg/s	265.37	272.89	272.89
Παραγωγή ανάθερμου ατμού	kg/s	225.59	231.94	231.94

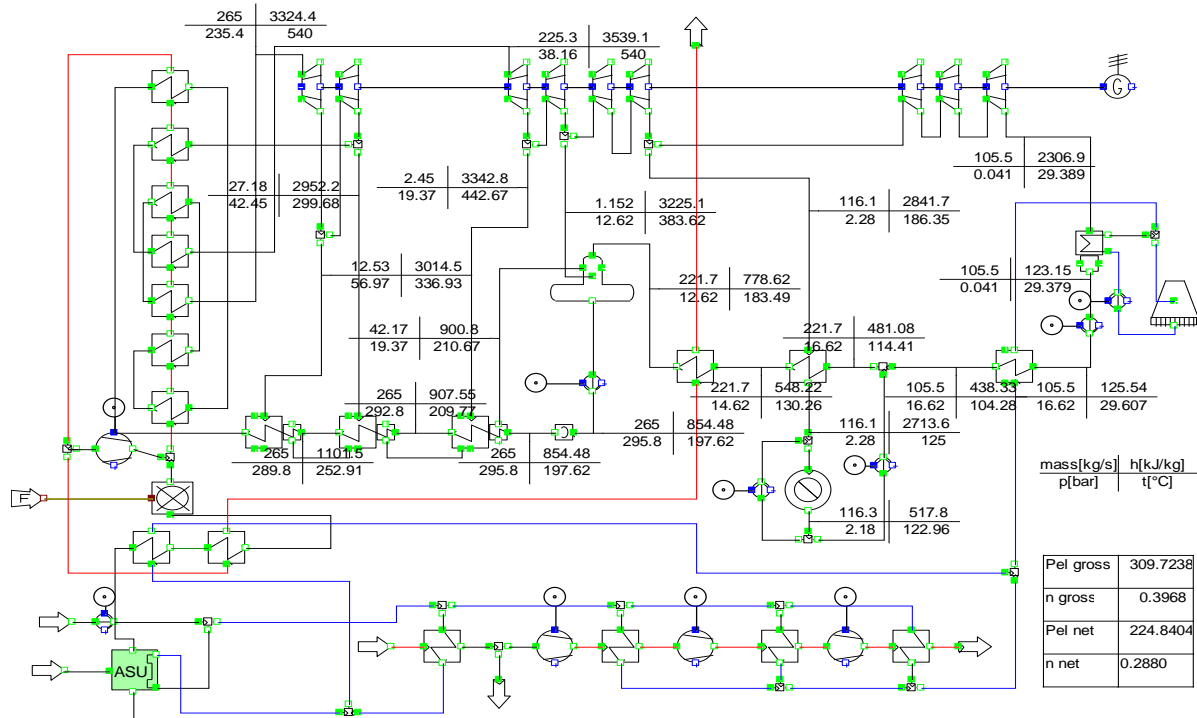
Τελική θερμοκρασία καυσαερίου (μετά τον LUNO ή μετά τον προθερμαντή τροφοδοτικού νερού)	°C	185	206	155
Ανακυκλοφορία καυσαερίου	% επί του συνολικού	-	10.6	10.6
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	4624.8	3661.4

#### 5.4. Προσδιορισμός της βέλτιστης συγκέντρωσης του οξυγόνου

Προκειμένου να ανευρεθεί η βέλτιστη συγκέντρωση του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης, πραγματοποιήθηκαν θερμοδυναμικοί υπολογισμοί για τον 330 MWe λιγνιτικό σταθμό της Μελίτης-Αχλάδας για εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel και για κ.ο συγκεντρώσεις του οξυγόνου στον συνολικό αέρα καύσης 27%, 30%, 39% και 53%.

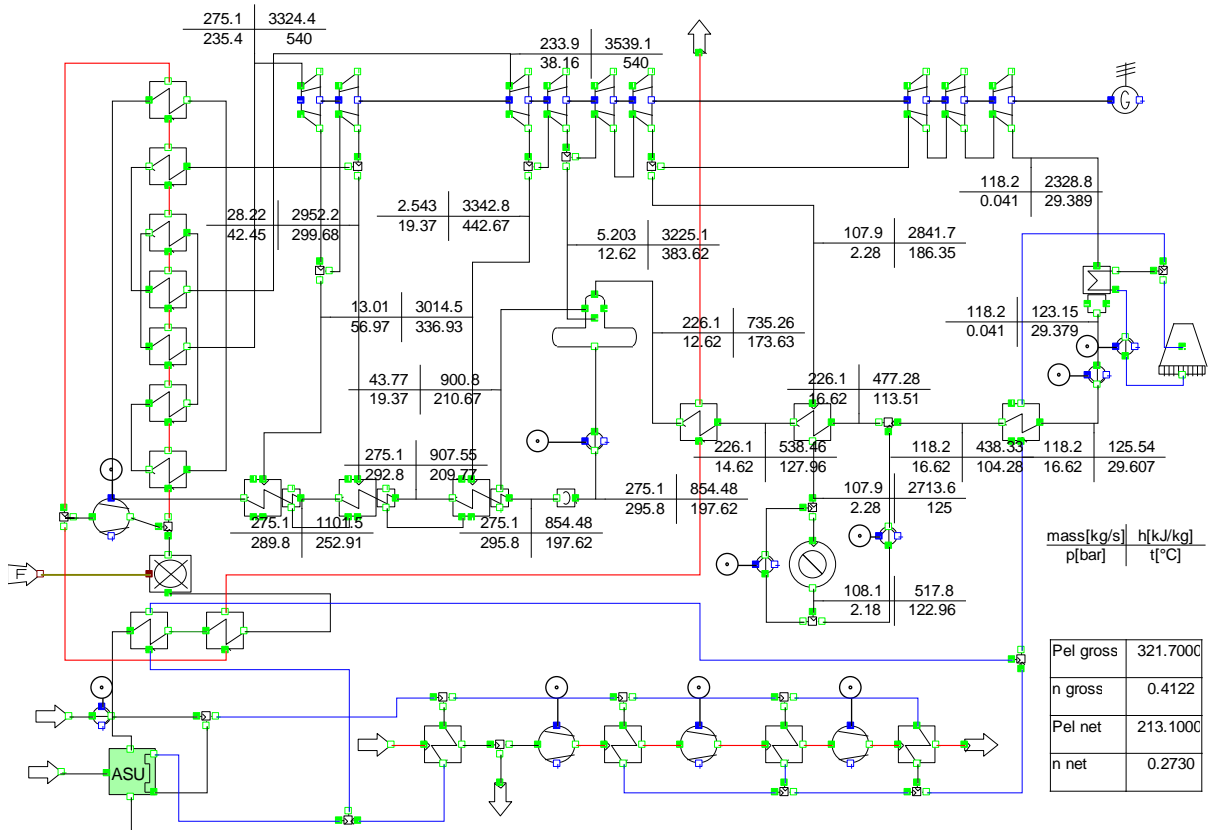
Ως κριτήριο για τον προσδιορισμό της βέλτιστης συγκέντρωσης θεωρήθηκε η καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας. Οι υπολογισμοί έγιναν για την περίπτωση με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας στον κύκλο νερού-ατμού του αρχικού σταθμού.

Στις παρακάτω εικόνες φαίνονται τα διαγράμματα PFD που δημιουργήθηκαν για αυτές τις περιπτώσεις. Η περίπτωση με κ.ο συγκέντρωση του οξυγόνου στον αέρα 21% είναι η περίπτωση καθαρής εφαρμογής της τεχνολογίας μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

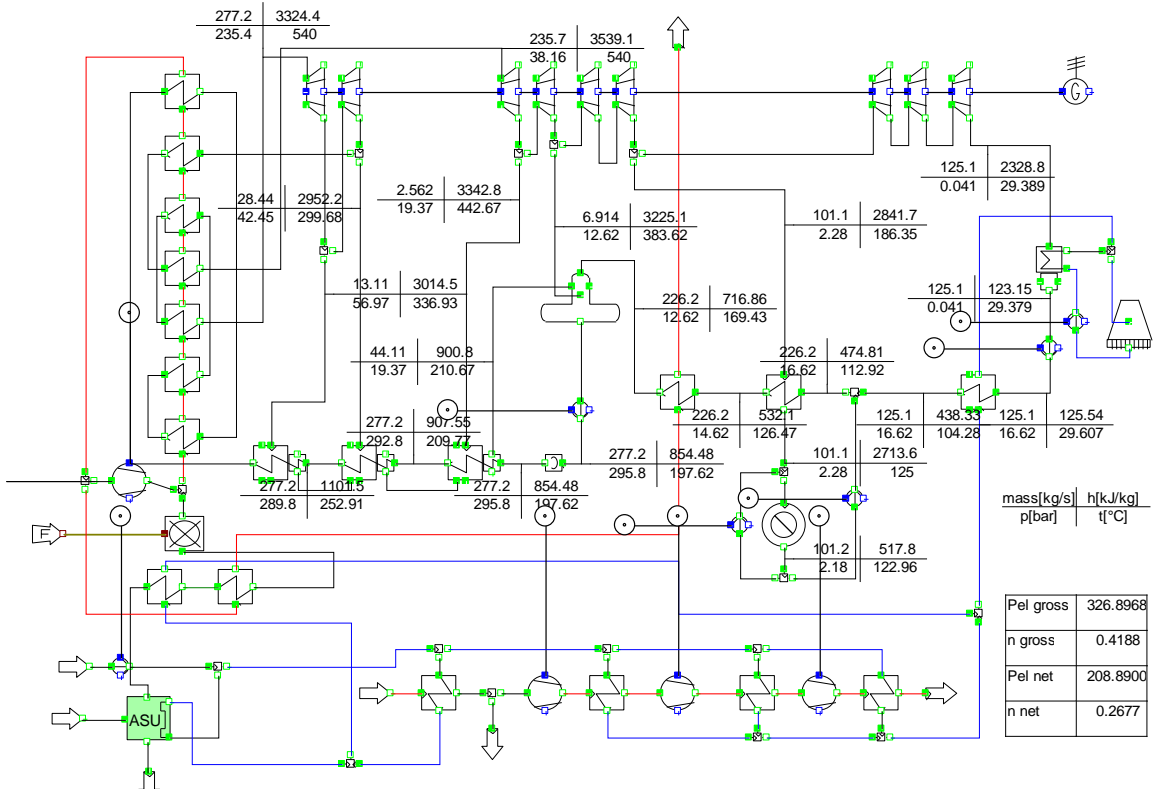


**Εικόνα 5-4:** Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel με συγκέντρωση 27% vol. οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης

Υπολογιστική Προσομείωση Τεχνολογίας Δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με Καύση σε Συνθήκες Αυξημένης Συγκέντρωσης Οξυγόνου (Partial-Oxyfuel)



Εικόνα 5-5: Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel με συγκέντρωση 39% vol. οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης

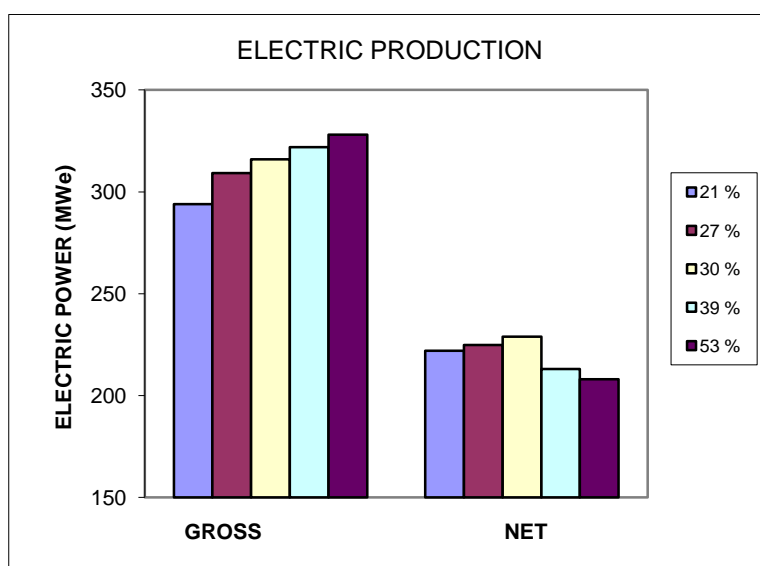


Εικόνα 5-6: Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel με συγκέντρωση 53% vol. οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης

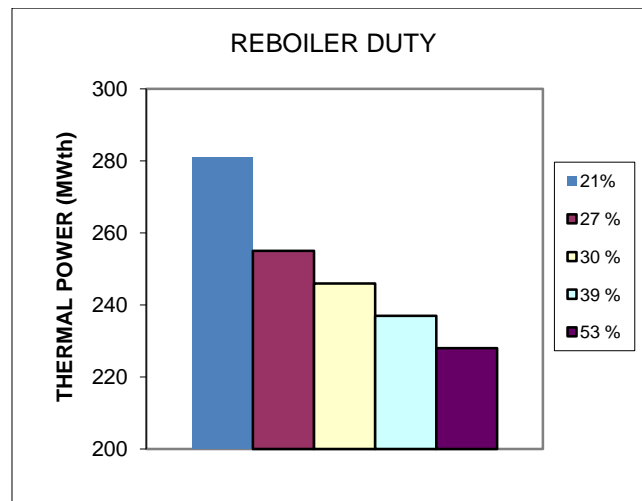
Ο πίνακας 5-2 δείχνει τα βασικά αποτελέσματα για όλες αυτές τις περιπτώσεις ενώ η εικόνα 5-7 έως εικόνα 5-14 δείχνουν τα βασικά αποτελέσματα σε γραφική μορφή.

**Πίνακας 5-2:** Βασικά αποτελέσματα-σύγκριση για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης

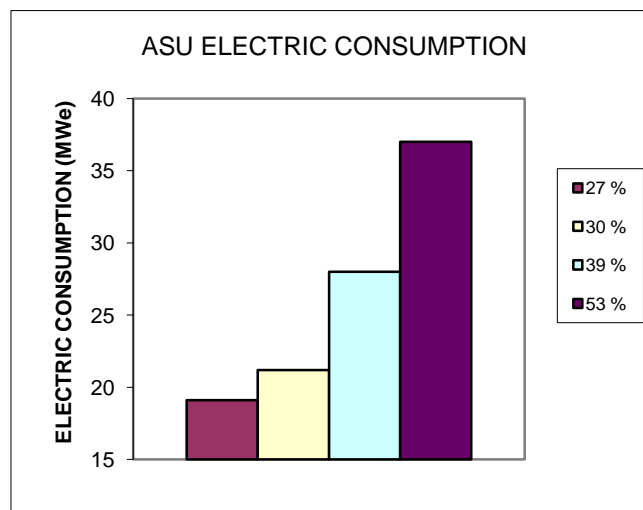
		Σταθμός αναφοράς	21% O <sub>2</sub>	27 % O <sub>2</sub>	30 % O <sub>2</sub>	39 % O <sub>2</sub>	53 % O <sub>2</sub>
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	330.7	293.9	309.2	315.7	321.7	326.7
Μεικτός β.α	%	42.45	37.74	39.61	40.45	41.22	41.86
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	304.2	222.5	224.8	229.2	213.1	208.9
Καθαρός β.α	%	39.05	28.50	28.80	29.36	27.30	26.77
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	-	38.3	38.3	38.3	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας για την ASU.	MWe	-	-	19.1	21.2	27.7	36.5
Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	281.2	255.3	245.8	237.3	228.2
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού	kg/s	265.37	265.37	268.2		274.1	276.2
Παραγωγή ανάθερμου ατμού	kg/s	225.59	225.59	228		233.8	235.4
Ανακυκλοφορία καυσασερίου	% επί του συνολικού	-	-	-	10.6	24.2	35.3



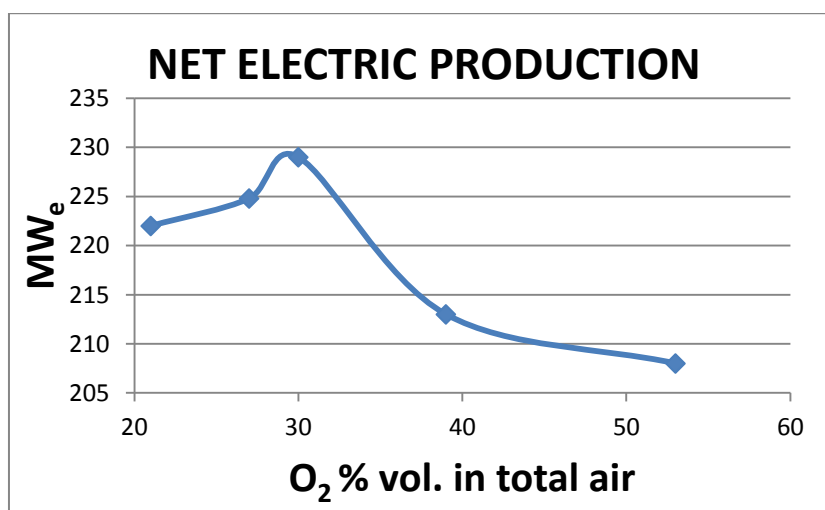
**Εικόνα 5-7:** Ηλεκτροπαραγωγή για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης



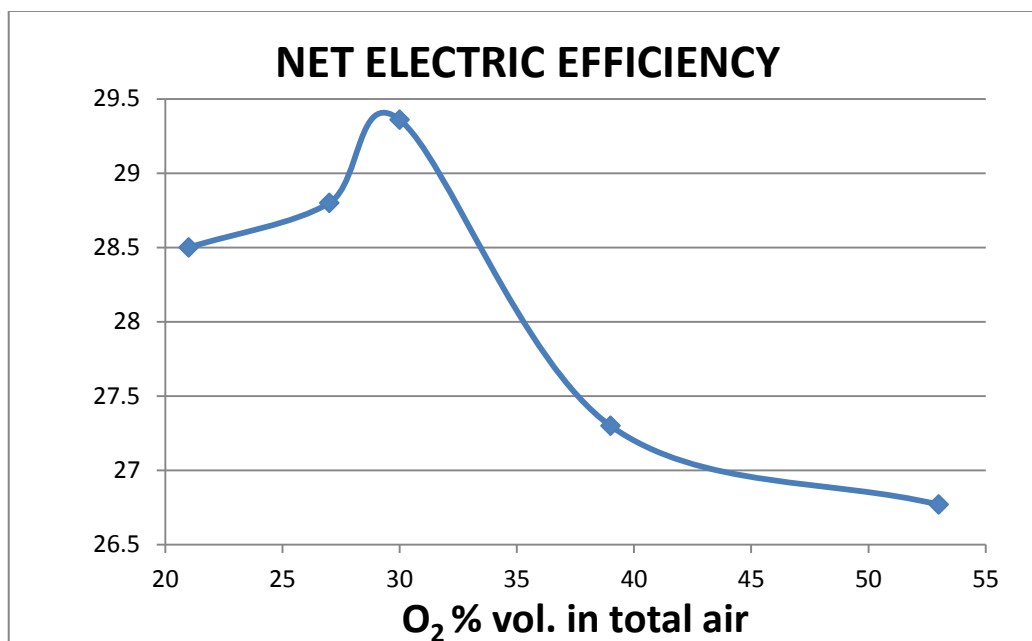
Εικόνα 5-8: Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης



Εικόνα 5-9: Κατανάλωση ενέργειας στην ASU για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης



Εικόνα 5-10: Καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης



Εικόνα 5-11: Καθαρός β.α για διάφορες συγκεντρώσεις του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης

Από τον παραπάνω πίνακα και τα διαγράμματα, προκύπτει ότι καθώς αυξάνει η συγκέντρωση του οξυγόνου στο συνολικό αέρα καύσης, τότε:

- Η κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για την ASU αυξάνεται λόγω αύξησης της ζήτησης σε καθαρό οξυγόνο με στόχο να αυξηθεί η συγκέντρωση του στο συνολικό αέρα καύσης.
- Η κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή μειώνεται λόγω της αύξησης της συγκέντρωσης του CO<sub>2</sub> στο καυσαέριο.
- Η παραγωγή ατμού υψηλής και μέσης πίεσης από το λέβητα αυξάνεται λόγω της αύξησης της συγκέντρωσης των CO<sub>2</sub> και H<sub>2</sub>O στο καυσαέριο, αέρια τα οποία έχουν μεγάλο συντελεστή εκπομπής θερμότητας δια ακτινοβολίας.
- Απαιτείται ανακυκλοφορία ψυχρού καυσαερίου εντός του λέβητα για όλες τις περιπτώσεις, εκτός από αυτή όπου η συγκέντρωση του οξυγόνου είναι 27%, προκειμένου να διατηρηθεί η θερμοκρασία των καυσαερίων εντός της εστίας σε αποδεκτά επίπεδα.
- Η μεικτή ηλεκτροπαραγωγή από τον ατμοστρόβιλο αυξάνεται λόγω χαμηλότερης απαίτησης για θερμότητα στον αναγεννητή αλλά και λόγω της υψηλότερης παραγωγής ατμού από το λέβητα.
- **Η μέγιστη καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας παρουσιάζεται στο 30% κ.ο** συγκέντρωσης του οξυγόνου, η οποία είναι και η βέλτιστη περίπτωση.

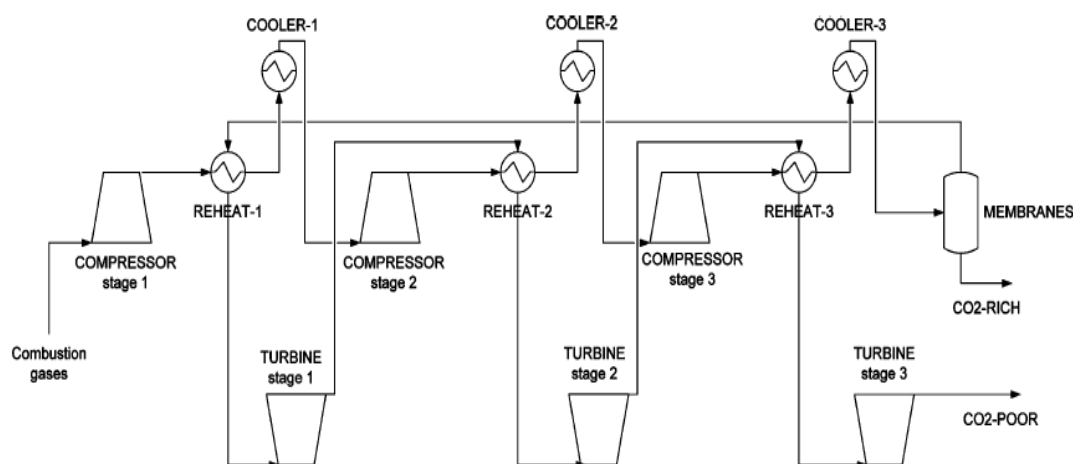
### 5.5. Δέσμευση του CO<sub>2</sub> με μεμβράνες

Ένας εναλλακτικός τρόπος για τη μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> από το καυσαέριο είναι με χρήση μεμβρανών αντί για αμίνες. Στην περίπτωση αυτή, το καυ-

σαέριο μετά τα ηλεκτροστατικά φίλτρα, τη μονάδα αποθείωσης και το συμπυκνωτή καυσαερίου (ελεύθερο από αιωρούμενα σωματίδια, οξείδια του θείου και υγρασία) οδηγείται στη μονάδα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με μεμβράνες [V-4], [V-6].

Το καυσαέριο συμπιέζεται σε συνολικά τρία στάδια από 0.87 bara, αρχικά σε 2.8bara, έπειτα στα 7.8 bara και τέλος σε 20 bara με ενδιάμεση ψύξη μεταξύ όλων των σταδίων συμπίεσης. Το φτωχό σε CO<sub>2</sub> ρεύμα και ένα κύκλωμα νερού ψύξης χρησιμοποιούνται ως ψυκτικά μέσα για την ψύξη του καυσαερίου μεταξύ των σταδίων της συμπίεσης. Η θερμοκρασία των καυσαερίων πριν από το επόμενο στάδιο της συμπίεσης είναι ίση με 28 °C. Το υψηλής πίεσης καυσαέριο οδηγείται στη μονάδα διαχωρισμού με μεμβράνες όπου χωρίζεται σε δύο ρεύματα: το φτωχό σε CO<sub>2</sub> ρεύμα και το πλούσιο ρεύμα CO<sub>2</sub> που αφού συμπιεστεί περεταίρω στην πίεση μεταφοράς είναι έτοιμο για αποθήκευση.

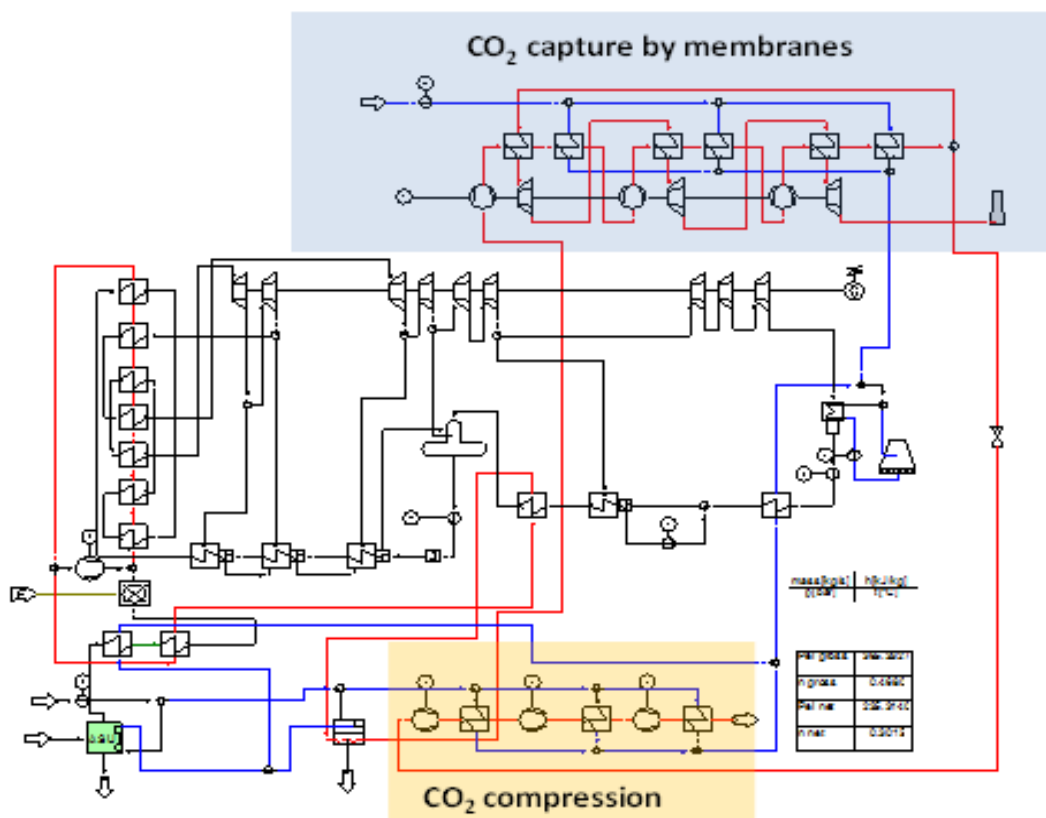
Η θερμοκρασία του υψηλής πίεσης (20 bar) φτωχού ρεύματος CO<sub>2</sub> μετά τον πρώτο ενδιάμεσο ψύκτη του καυσαερίου είναι περίπου 128 °C και οδηγείται σε ένα στρόβιλο όπου η πίεση του πέφτει στα 7.8 bar. Στη συνέχεια το ρεύμα αυτό οδηγείται στο δεύτερο ενδιάμεσο ψύκτη καυσαερίου όπου αναθερμαίνεται στους 124 °C και μετά οδηγείται στο δεύτερο στρόβιλο, όπου εκτονώνεται στα 2.8 bar. Μετά τον τελευταίο ενδιάμεσο ψύκτη καυσαερίου, η θερμοκρασία του πτωχού ρεύματος CO<sub>2</sub> είναι ίση με 115 °C και εκτονώνεται περαιτέρω σε ένα ακόμη στρόβιλο στην τελική πίεση των 1.05 bar. Για λόγους εξοικονόμησης ενέργειας, η παραγόμενη μηχανική ισχύς από όλους τους παραπάνω στρόβιλους χρησιμοποιείται για να καλύψει ένα μέρος της απαιτούμενης ενέργειας για τους συμπιεστές των καυσαερίων.



**Εικόνα 5-12:** Διάγραμμα ροής για δέσμευση του CO<sub>2</sub> με μεμβράνες

Ένα διάγραμμα PFD για την περίπτωση εφαρμογής της τεχνολογίας partial oxyfuel με δέσμευση του CO<sub>2</sub> από μεμβράνες παρουσιάζεται στην εικόνα 5-13.





**Εικόνα 5-13:** PFD για εφαρμογή της τεχνολογίας partial oxyfuel και δέσμμευση του CO<sub>2</sub> με μεμβράνες

Ο πίνακας 5-3 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα για εφαρμογή της τεχνολογίας partial oxyfuel και δέσμμευση του CO<sub>2</sub> από αμίνες και μεμβράνες.

**Πίνακας 5-3:** Αποτελέσματα για εφαρμογή της τεχνολογίας partial oxyfuel και δέσμμευση του CO<sub>2</sub> από αμίνες και μεμβράνες

		Σταθμός ανα-φοράς	Δέσμμευση του CO <sub>2</sub> από αμίνες	Δέσμμευση του CO <sub>2</sub> από μεμβράνες
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	330.7	315.7	365.4
Μεικτός β.α	%	42.45	40.45	46.80
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	304.2	229.2	235.3
Καθαρός β.α	%	39.05	29.36	30.15
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	-	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας για την ASU.	MWe	-	21.2	21.2
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του ξηρού καυσαερίου	MWe	-	-	41.4
Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	245.8	-
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	3661.4	3262.7

Από τον παραπάνω πίνακα προκύπτει ότι η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή είναι αυξημένη για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση μεμβρανών σε σχέση με την αντίστοιχη περίπτωση όπου η δέσμευση γίνεται από διάλυμα αμινών.

Όμως η ικανότητα δέσμευσης των μεμβρανών υπολείπεται αρκετά της αντίστοιχης ενός συστήματος με χρήση αμινών ενώ και το κόστος κατασκευής ενός συστήματος δέσμευσης με μεμβράνες είναι αρκετά υψηλότερο από το αντίστοιχο με αμίνες [V-4], [V-5]. Επιπρόσθετα, η χρήση μεμβρανών για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια θερμικών εγκαταστάσεων είναι ακόμα σε αρχικό στάδιο και η εφαρμογή της σε μεγάλης κλίμακας εγκαταστάσεις φαίνεται ότι απέχει αρκετά χρονικά. Από αυτά εξάγεται το συμπέρασμα ότι η χρήση των μεμβρανών είναι, τουλάχιστον προς το παρόν, λιγότερο ελκυστική έναντι των αμινών, παρά τις λιγότερες ενεργειακές ιδιοκαταναλώσεις που προκύπτουν από τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>.

## 5.6. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

Οι πίνακας 5-4 και πίνακας 5-5 παρουσιάζουν τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση μεταξύ όλων των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> που προκύπτουν αντίστοιχα χωρίς και με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης στον κύκλο του νερού-ατμού.

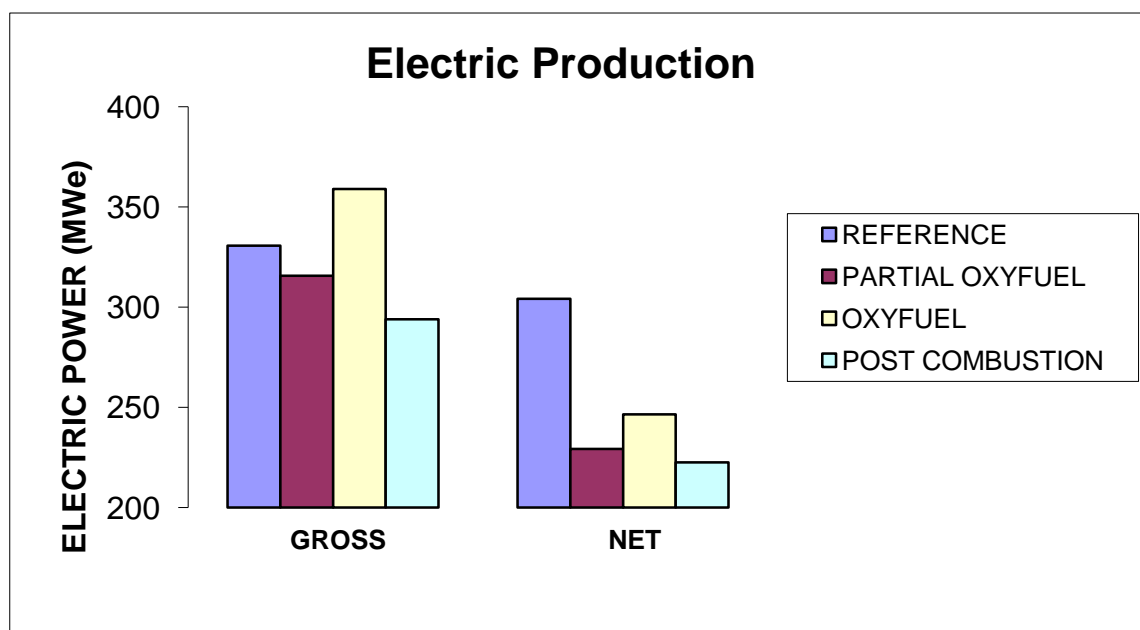
**Πίνακας 5-4:** Σύγκριση της τεχνολογίας partial oxyfuel με την oxyfuel και μετά καύσης δέσμευση του CO<sub>2</sub> χωρίς ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας

		Μονάδα Αναφοράς	Partial oxyfuel	Oxyfuel combustion	Post-combustion capture
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	330.7	302.2	348.4	280.2
Μεικτός β.α	%	42.45	38.72	44.73	35.98
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	304.2	215.8	235.1	209.9
Καθαρός β.α	%	39.05	27.64	30.12	26.89
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	-	38.3	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	-	21.2	59.2	-
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	245.8	-	281
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	4624.8	3836.9	5089.8

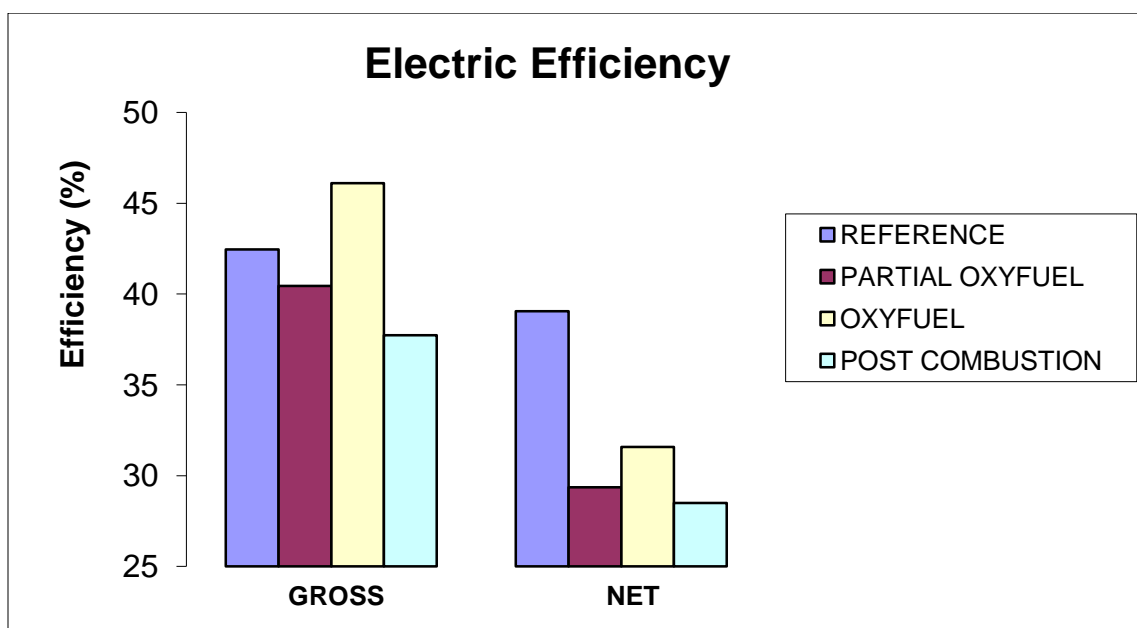
**Πίνακας 5-5:** Σύγκριση της τεχνολογίας partial oxyfuel με την oxyfuel και μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας

		Μονάδα Αναφοράς	Partial oxyfuel	Oxyfuel combustion	Post-combustion capture
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	330.7	315.7	359	293.9
Μεικτός β.α	%	42.45	40.45	46.11	37.74
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	304.2	229.2	246.5	222.5
Καθαρός β.α	%	39.05	29.36	31.58	28.50
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	-	38.3	38.3	38.3
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	-	21.2	59.2	-
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	245.8	-	281
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	3661.4	3102.7	4126.7

Στην εικόνα 5-14 και στην εικόνα 5-15 παρουσιάζονται η ηλεκτροπαραγωγή και ο ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας για τις διάφορες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αντίστοιχα.



**Εικόνα 5-14:** Ηλεκτροπαραγωγή για διάφορες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>



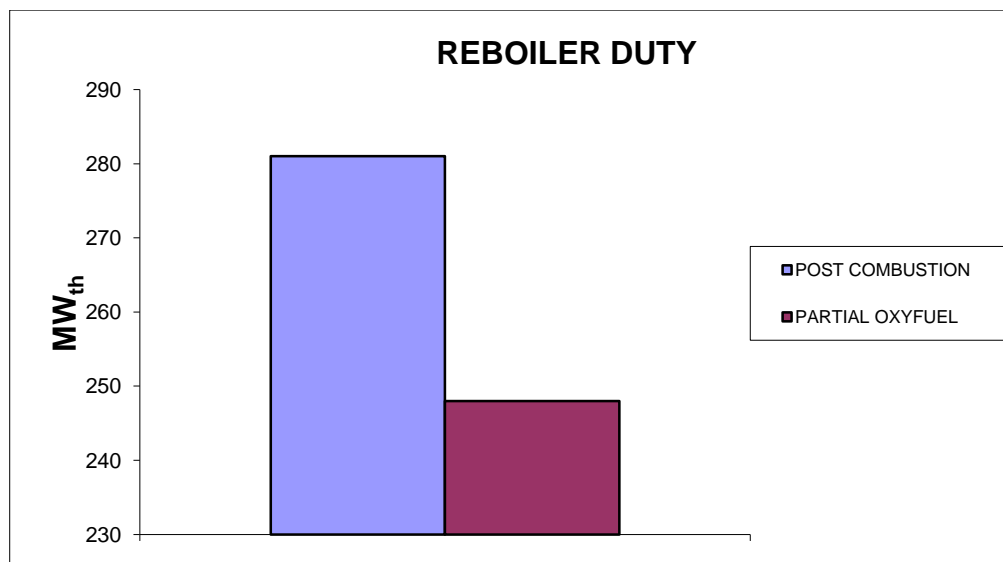
**Εικόνα 5-15:** Ηλεκτρικός β.α για διάφορες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

Από τους παραπάνω πίνακες και διαγράμματα, προκύπτει ότι για όλες τις περιπτώσεις, η ενσωμάτωση της δέσμευσης του CO<sub>2</sub> προκαλεί μια σημαντική μείωση στην καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας.

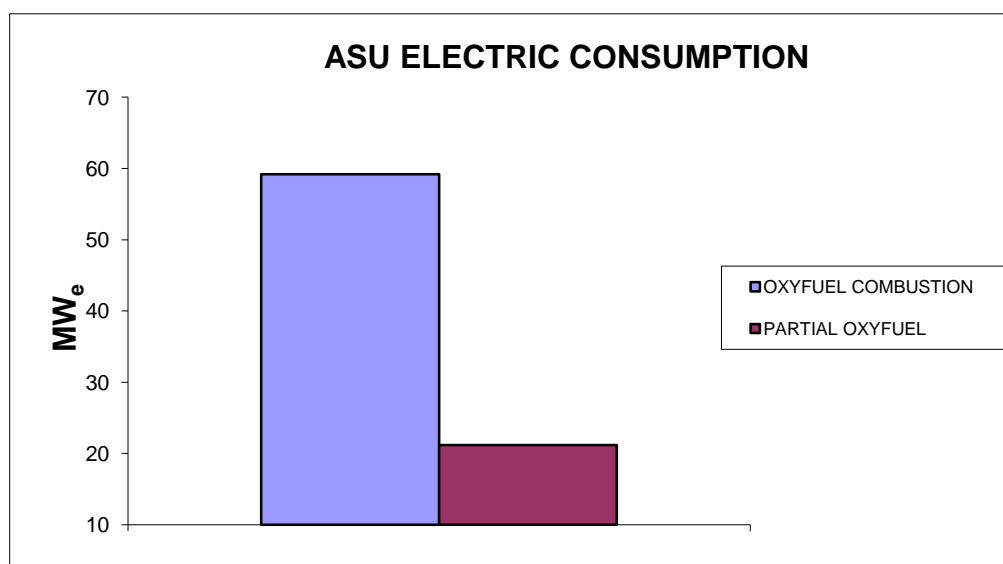
Για την περίπτωση καθαρής χρήσης της τεχνολογίας καύσης με καθαρό οξυγόνο, τόσο η μεικτή όσο και η καθαρή ηλεκτρική παραγωγή είναι μεγαλύτερες συγκριτικά με την τεχνολογία καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου, λόγω της αύξησης της ατμοπαραγωγής τόσο του υπέρθερμου όσο και του ανάθερμου ατμού από το λέβητα, ως αποτέλεσμα των υψηλότερων κ.ο συγκεντρώσεων των CO<sub>2</sub> και H<sub>2</sub>O στα καυσαέρια. Από την άλλη, η επιλογή της τεχνολογίας καύσης με καθαρό οξυγόνο ως περίπτωση μετασκευής απαιτεί περισσότερες και σοβαρότερες τροποποιήσεις στο λέβητα (μεγαλύτερες τροποποιήσεις στις επιφάνειες συναλλαγής θερμότητας, στους καυστήρες, ανακυκλοφορία των καυσαερίων, χρήση ειδικών υλικών για την κατασκευή των σωλήνων μεταφοράς O<sub>2</sub>).

Αντίθετα, η χρήση της καθαρής μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> δίνει χαμηλότερη μεικτή και καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής σε σύγκριση με την τεχνολογία partial-oxyfuel, ως αποτέλεσμα αφενός της χαμηλότερης παραγωγής ατμού από το λέβητα και αφετέρου της μεγαλύτερης απαίτησης θερμικής ενέργειας για τον αγέννητη.

Σχετικά με τις ενεργειακές καταναλώσεις για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>, τόσο η θερμότητα που απαιτείται για τον αναγεννητή όσο και η ηλεκτρική ενέργεια για την ASU έχουν μειωθεί για την περίπτωση partial-oxyfuel συγκριτικά με τις περιπτώσεις oxyfuel και μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Αυτά φαίνονται στην εικόνα 5-16 και στην εικόνα 5-17.



Εικόνα 5-16: Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή



Εικόνα 5-17: Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας στην ASU

Η παροχή μάζας της αμίνης που χρησιμοποιείται για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> μειώνεται καθώς η μερική πίεση του CO<sub>2</sub> στο καυσαέριο αυξάνει. Η κ.ο συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στο ξηρό και απαλλαγμένο από τέφρα, SO<sub>x</sub> και NO<sub>x</sub> καυσαέριο αυξάνεται από 16.3% για την περίπτωση συμβατικής καύσης με ατμοσφαιρικό αέρα σε 23.54% για την περίπτωση καύσης σε περιβάλλον της τεχνολογίας partial oxyfuel (30% κ.ο O<sub>2</sub> στον συνολικό αέρα καύσης). Η αύξηση αυτή προκαλεί μία μείωση στην απαιτούμενη παροχή μάζας της αμίνης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> κατά περίπου 15.4%.

Από τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς, προέκυψε πως εάν ως κριτήριο σύγκρισης μεταξύ όλων των περιπτώσεων χρησιμοποιηθεί η παραγωγή ατμού υψηλής πίεσης από το λέβητα, τότε αν μεταβάλουμε τη μάζα του καιόμενου καυσίμου ώστε να επιτευχθεί σε όλες τις περιπτώσεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (μετά καύσης και oxyfuel) ίδια ατμοπαραγωγή με την περίπτωση partial-oxyfuel (272.9 kg/s), τότε η μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή γίνονται αντίστοιχα:

- 348.1 MWe και 229.4 MWe για την περίπτωση καθαρής χρήσης της τεχνολογίας oxyfuel.
- 297.4 MWe και 225.4 MWe για την περίπτωση χρήσης της τεχνολογίας μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

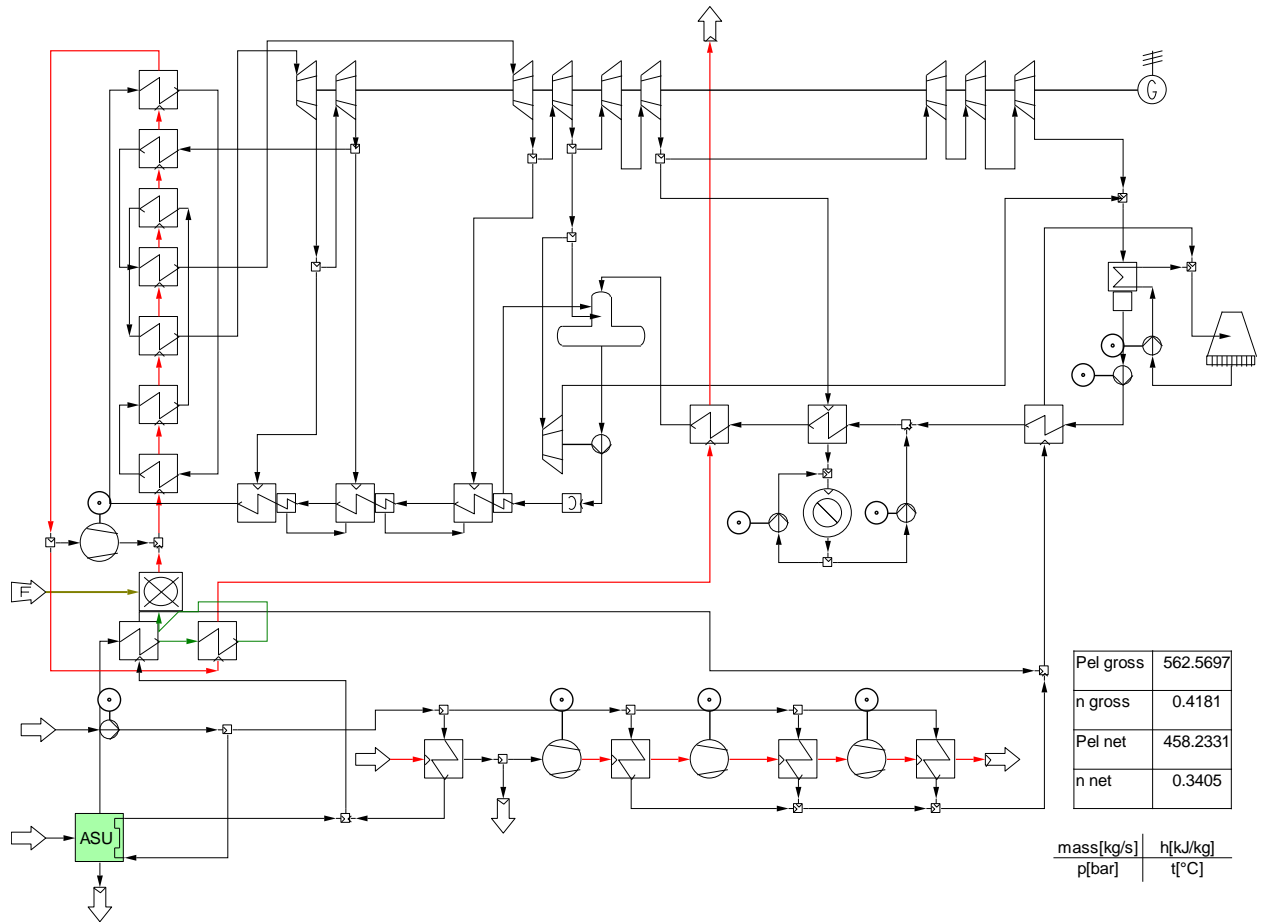
Οι αντίστοιχες τιμές για την περίπτωση της τεχνολογίας partial-oxyfuel είναι 315.7 MWe και 229.2 MWe αντίστοιχα. Φαίνεται λοιπόν πως αν η ατμοπαραγωγή διατηρηθεί η ίδια για όλες τις περιπτώσεις η καθαρή παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια για την περίπτωση partial oxyfuel είναι η ίδια με την περίπτωση καθαρού oxyfuel και λίγο υψηλότερη από την περίπτωση καθαρής μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Λαμβάνοντας υπόψη πως η καθαρή τεχνολογία καύσης με οξυγόνο είναι δύσκολο να εφαρμοστεί ως περίπτωση μετασκευής, από τα παραπάνω εξέρχεται το συμπέρασμα πως η ταυτόχρονη λειτουργία μιας μονάδας διαχωρισμού του αέρα και ενός συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> έχει ευεργετικά αποτελέσματα στη συνολική καθαρή ηλεκτροπαραγωγή από τη μεμονωμένη πλήρη χρήση της κάθε τεχνολογίας ξεχωριστά. Άρα η τεχνολογία partial oxyfuel είναι μια ελκυστική περίπτωση ειδικά ως περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής.

## **5.7. Εφαρμογή της τεχνολογίας partial-oxyfuel σε ένα λιθανθρακικό σταθμό**

Αντίστοιχοι θερμοδυναμικοί υπολογισμοί με τον λιγνιτικό σταθμό έγιναν και για έναν τυπικό λιθανθρακικό σταθμό, μεικτής ηλεκτρικής ισχύος 600 MWe. Ο σταθμός αναφοράς περιγράφηκε στην παράγραφο 3.2.

### **5.7.1. Δέσμευση του CO<sub>2</sub> από αμίνες**

Στην εικόνα 5-18 φαίνεται το διάγραμμα PFD που δημιουργήθηκε στο πρόγραμμα IPS\_PRO για την προσομοίωση του λιθανθρακικού σταθμού με χρήση της τεχνολογίας partial-oxyfuel για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>, ενώ ο πίνακας 5-6 δείχνει τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση με τις τεχνολογίες καύσης καθαρού οξυγόνου και μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Δεδομένου ότι ένας λιθανθρακικός σταθμός ηλεκτροπαραγωγής δεν υπάρχει εγκατεστημένος στον Ελληνικό χώρο, μια πιθανή ανέγερσή του με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> θα γινόταν ως new build σταθμός. Επομένως παρουσιάζονται μόνο υπολογισμοί με ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης στον κύκλο του νερού-ατμού καθώς δεν έχει νόημα η εκτέλεση υπολογισμών χωρίς ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας.

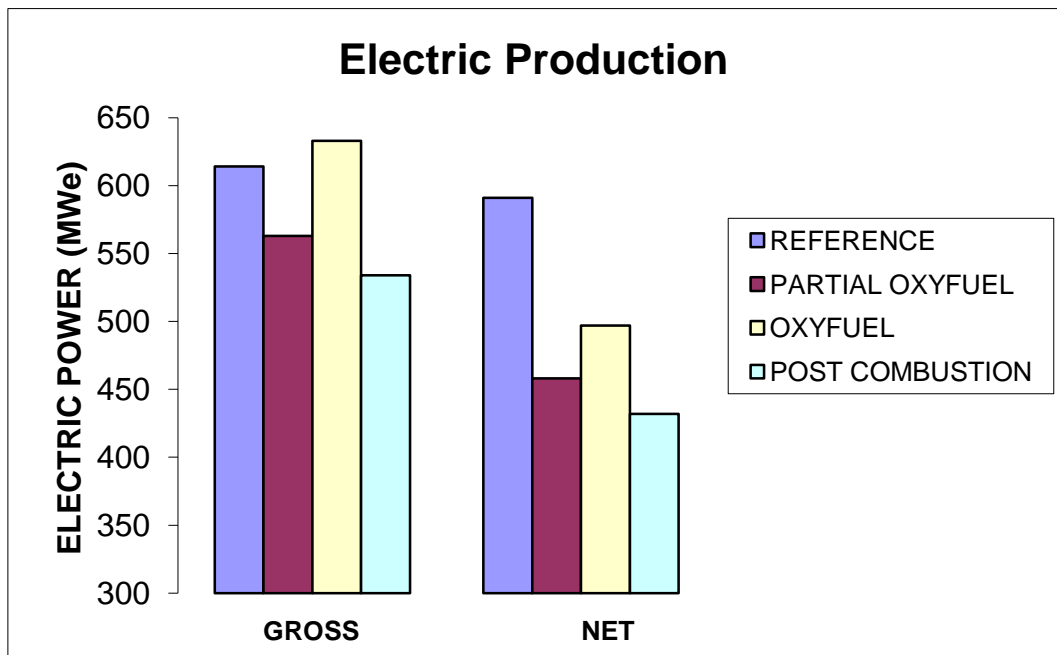


**Εικόνα 5-18:** PFD για δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία partial-oxyfuel combustion από λιθανθρακικό σταθμό 600 MWe

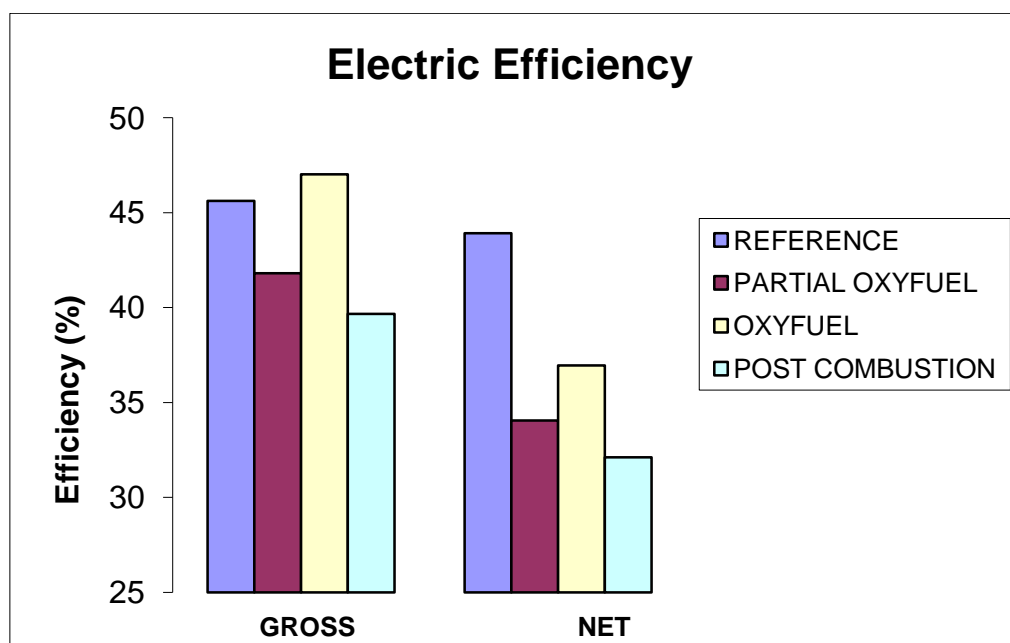
**Πίνακας 5-6:** Σύγκριση της τεχνολογίας partial oxyfuel με την καθαρή εφαρμογή της oxyfuel και μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

		Μονάδα Αναφοράς	Partial oxyfuel	Μετά καύσης δέσμευση	Oxyfuel combustion
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	613.9	562.6	533.8	632.7
Μεικτός β.α	%	45.62	41.81	39.67	47.02
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	591	458.2	432.1	497.1
Καθαρός β.α	%	43.92	34.05	32.11	36.95
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	-	56.9	56.9	56.9
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	-	33.5	-	91.8
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	-	373.1	441.3	-
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	-	3550.9	4546.4	2284.6

Τα παρακάτω διαγράμματα παρουσιάζουν τα βασικά αποτελέσματα σε γραφική μορφή.

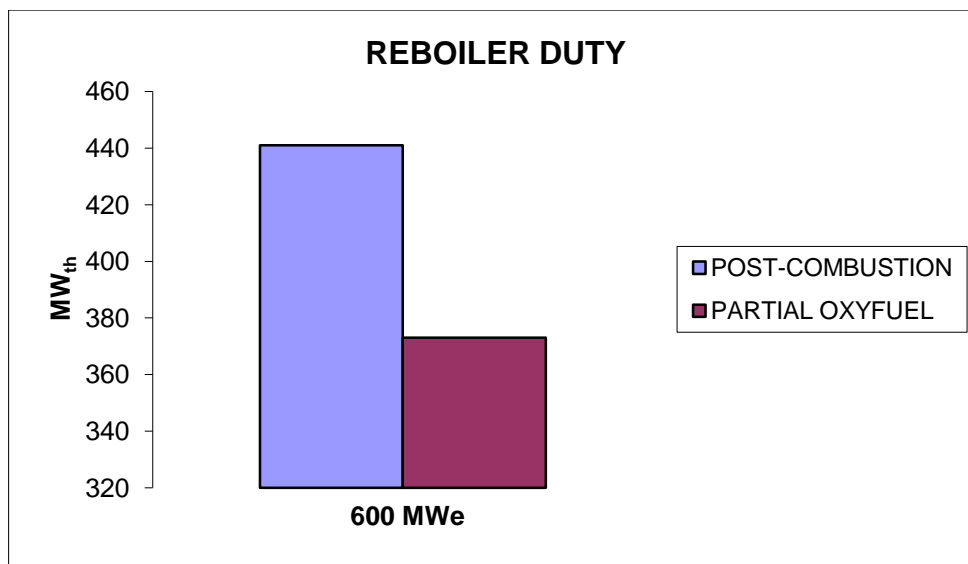


Εικόνα 5-19: Ηλεκτροπαραγωγή για διάφορες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

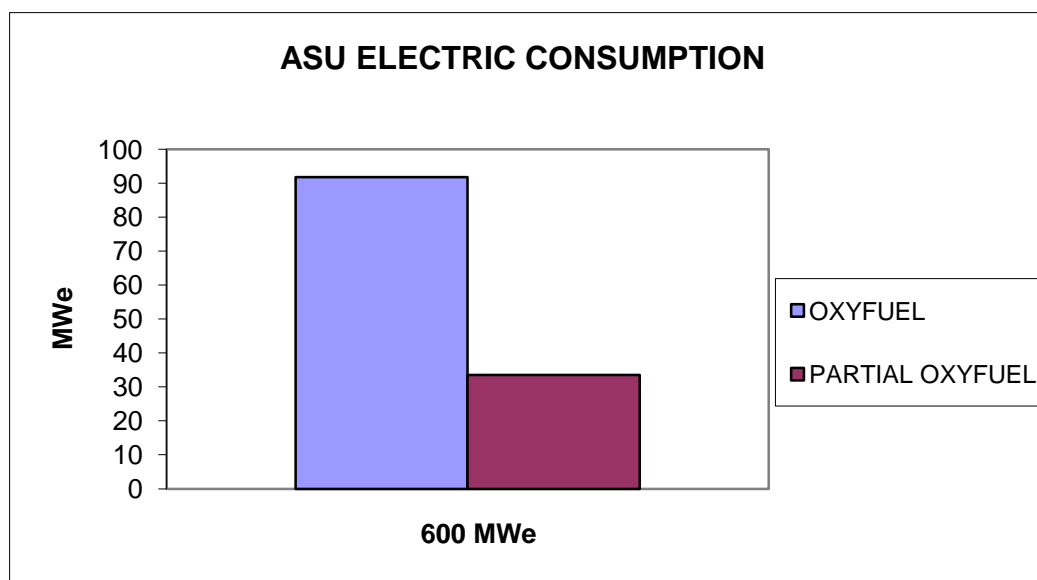


Εικόνα 5-20: Ηλεκτρικός β.α για διάφορες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>





Εικόνα 5-21: Κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή



Εικόνα 5-22: Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας στην ASU

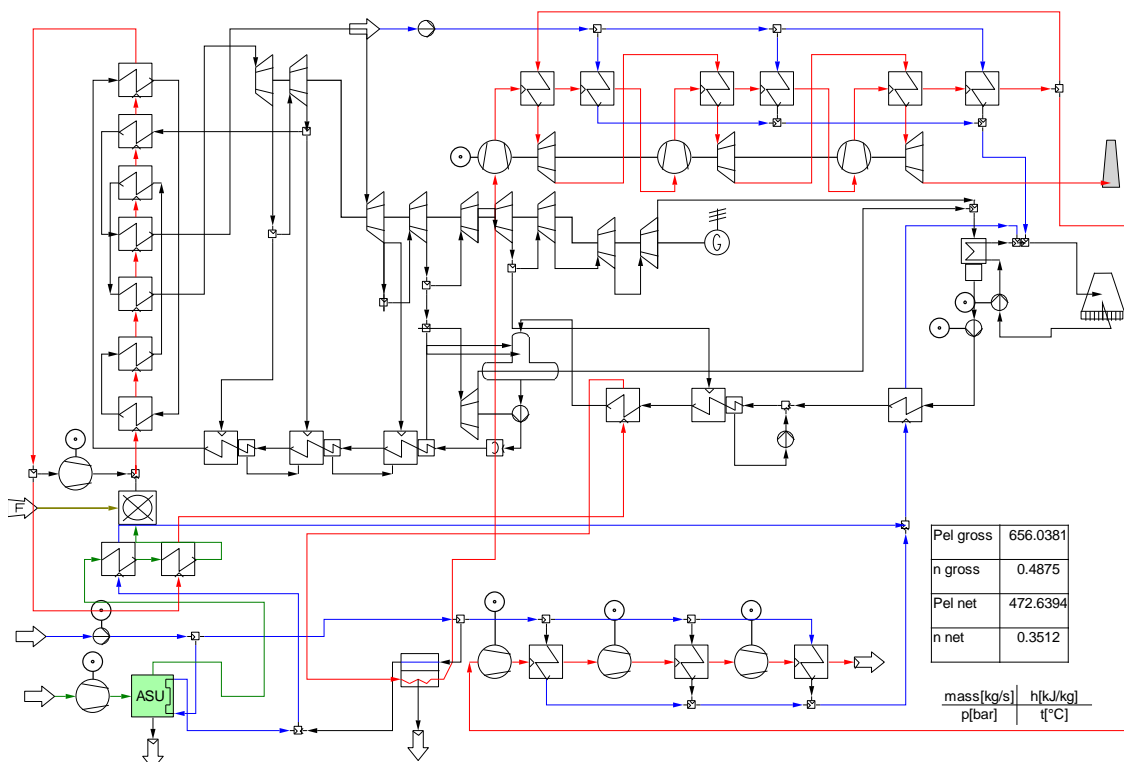
Από τους παραπάνω πίνακες και διαγράμματα, προκύπτουν παρόμοια αποτελέσματα με την περίπτωση του λιγνιτικού σταθμού. Με την εφαρμογή της καθαρής τεχνολογίας oxyfuel τόσο η μεικτή όσο και η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή είναι μεγαλύτερες συγκριτικά με την τεχνολογία partial-oxyfuel, λόγω της αύξησης της ατμοπαραγωγής τόσο του υπέρθερμου όσο και του ανάθερμου ατμού από το λέβητα ως αποτέλεσμα των υψηλότερων κ.ο συγκεντρώσεων των CO<sub>2</sub> και H<sub>2</sub>O στα καυσαέρια. Η χρήση της καθαρής μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> δίνει χαμηλότερη μεικτή και καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας σε σύγκριση με την τεχνολογία partial-oxyfuel, ως αποτέλεσμα αφενός της χαμηλότερης παραγωγής ατμού από το λέβητα και αφετέρου της μεγαλύτερης απαίτησης θερμικής ενέργειας για τη λειτουργία του αγέννητη.

Στην εικόνα 5-19 φαίνεται ότι η καθαρή παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας έχει μειωθεί για όλες τις περιπτώσεις με δέσμευση του CO<sub>2</sub> σε σχέση με τον σταθμό αναφοράς, ενώ από την εικόνα 5-21 και την εικόνα 5-22 φαίνεται ότι τόσο η θερμότητα που απαιτείται για τον αναγεννητή όσο και η ηλεκτρική ενέργεια για την ASU έχουν μειωθεί για την περίπτωση partial-oxyfuel συγκριτικά με τις περιπτώσεις oxyfuel και μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

### 5.7.2. Δέσμευση του CO<sub>2</sub> από μεμβράνες

Πραγματοποιήθηκαν επίσης θερμοδυναμικοί υπολογισμοί, για δέσμευση του CO<sub>2</sub> από μεμβράνες, αντί για αμίνες.

Στην εικόνα 5-23 παρουσιάζεται το PFD για την παραπάνω περίπτωση, ενώ ο πίνακας 5-7 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα καθώς και μια σύγκριση μεταξύ των δύο τρόπων δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (αμίνες και μεμβράνες).



**Εικόνα 5-23:** PFD για δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία partial-oxyfuel combustion από λιθανθρακικό σταθμό 600 MWe με χρήση μεμβρανών

**Πίνακας 5-7:** Σύγκριση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από αμίνες και μεμβράνες

		Δέσμευση από αμίνες	Δέσμευση από μεμβράνες
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	562.6	656
Μεικτός β.α	%	41.81	43.75
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	458.2	472.6
Καθαρός β.α	%	34.05	35.12
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	56.9	56.9
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	33.5	33.5
Κατανάλωση θερμότητας για τον αναγεννητή	MW <sub>th</sub>	373.1	-
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του καυσαερίου	MW <sub>e</sub>	-	84.1
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	3550.9	3510.3

Με βάση τα αποτελέσματα που φαίνονται στον παραπάνω πίνακα, προκύπτει ότι η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή είναι αυξημένη για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση μεμβρανών σε σχέση με την αντίστοιχη περίπτωση όπου η δέσμευση γίνεται από διάλυμα αμινών. Όμως για τους λόγους που αναφέρθηκαν και στην παράγραφο 5.5 η χρήση των μεμβρανών δεν προτιμάται έναντι των αμινών παρά τις λιγότερες ενεργειακές ιδιοκαταναλώσεις που προκύπτουν από τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>.

### 5.8. Γενικά συμπεράσματα

Από τους θερμοδυναμικούς υπολογισμούς και με βάση τα αποτελέσματα που παρουσιάστηκαν στις προηγούμενες παραγράφους, προκύπτουν τα παρακάτω γενικά συμπεράσματα για την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου:

- Έχει καλύτερο μεικτό και καθαρό βαθμό απόδοσης συγκριτικά με την τεχνολογία μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.
- Απαιτεί λιγότερη κατανάλωση ενέργειας για την ASU συγκριτικά με την τεχνολογία καθαρού oxyfuel και λιγότερη ενέργεια για τη λειτουργία του αναγεννητή συγκριτικά με την τεχνολογία μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.
- Η ASU και το μετά καύσης σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> έχουν μικρότερες διαστάσεις και λόγω αυτού χαμηλότερο κόστος εγκατάστασης, λειτουργίας και συντήρησης.
- Η απαιτούμενη μάζα της αμίνης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι μειωμένη σε σχέση με την καθαρή τεχνολογία μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με συνέπεια τη μείωση των λειτουργικών εξόδων του σταθμού.

- Λόγω μικρής σχετικά συγκέντρωσης του οξυγόνου, δεν απαιτούνται σοβαρές τροποποιήσεις στο λέβητα και στις επιφάνειες συναλλαγής θερμότητας αυτού. Μόνο στις περιπτώσεις εφαρμογής της τεχνολογίας partial oxyfuel με υψηλή συγκέντρωση του οξυγόνου στον αέρα καύσης απαιτείται ανακυκλοφορία ψυχρού καυσαερίου με ανάλογες τροποποιήσεις στο λέβητα και στο σύστημα εξαγωγής των καυσαερίων.
- Η εκπεμπόμενη θερμότητα διά ακτινοβολίας στα τοιχώματα του λέβητα αυξάνει σε σχέση με περίπτωση καύσης με αμιγώς ατμοσφαιρικό αέρα, με αποτέλεσμα την αύξηση της ατμοπαραγωγής άρα και της μεικτής ηλεκτρικής ενέργειας.
- Έχει χειρότερο βαθμό απόδοσης από την περίπτωση της καθαρής εφαρμογής της τεχνολογίας oxyfuel combustion. Όμως η τελευταία απαιτεί αρκετές και σοβαρές τροποποιήσεις στο λέβητα κάτι το οποίο την κάνει λιγότερο ελκυστική τεχνολογία για περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής.
- Η ταυτόχρονη χρήση μιας μονάδας διαχωρισμού του αέρα και ενός συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, αυξάνει την λειτουργική πολυπλοκότητα λειτουργίας της μονάδας.

Η εξέταση της εφαρμογής της τεχνολογίας partial oxyfuel τόσο σε έναν λιγνιτικό όσο και σε έναν λιθανθρακικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής προκύπτει πως αποτελεί μια ελκυστική και πρακτικά βιώσιμη επιλογή για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> τόσο για εγκατάστασή σε έναν υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής (retrofit case) όσο και σε ένα νεοανεγειρόμενο σταθμό (new build).

## 6. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΟΙΩΣΗ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub> ΜΕ ΤΗΝ ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΑΝΘΡΑΚΟΠΟΙΗΣΗΣ-ΑΣΒΕΣΤΟΠΟΙΗΣΗΣ (CARBONATION- CALCI-NATION)

### 6.1. Θεωρητική περιγραφή

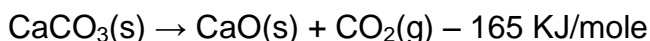
Η Τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης θεωρείται ως μια πολύ ανταγωνιστική τεχνολογία για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> που εκπέμπεται από την καύση σε διάφορες θερμικές διεργασίες ιδιαίτερα ως περίπτωση μετασκευής σε υπάρχον θερμικό σταθμό. Η εφαρμογή της έχει απασχολήσει αρκετά την επιστημονική κοινότητα με πειραματικές μελέτες αλλά και μελέτες προσομοίωσης [VI-1] - [VI-15].

Η δέσμευση του CO<sub>2</sub> επιτυγχάνεται σε έναν αντιδραστήρα ανακυκλοφορούσας ρευστοποιημένης κλίνης (CFB) ενανθράκωσης (Carbonator), όπου το CO<sub>2</sub> αντιδρά με στερεά σωματίδια του CaO προς σχηματισμό στερεού CaCO<sub>3</sub>, σύμφωνα με την παρακάτω χημική αντίδραση:



Η παραπάνω αντίδραση είναι εξώθερμη και λαμβάνει χώρα σε θερμοκρασίες που κυμαίνονται στην περιοχή 600-650 °C.

Η αντίστροφη διεργασία της ασβεστοποίησης λαμβάνει χώρα σε έναν άλλο αντιδραστήρα ρευστοποιημένης κλίνης τον ασβεστοποιητή (Calciner) όπου το παραγόμενο CaCO<sub>3</sub> διασπάται σε στερεό CaO και σε αέριο CO<sub>2</sub>, σύμφωνα με την αντίδραση:

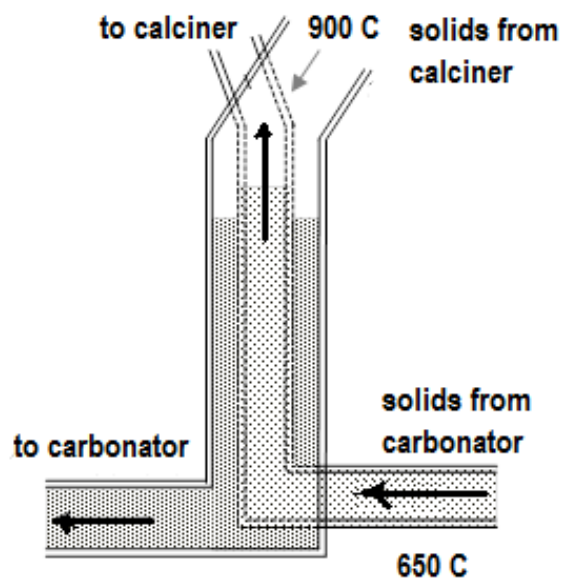


Η αντίδραση αυτή είναι ενδόθερμη και διεξάγεται σε υψηλότερη θερμοκρασία (900-950 °C) από την αντίστοιχη της ανθρακοποίησης. Προκειμένου να επιτευχθεί η απαιτούμενη υψηλή θερμοκρασία αλλά και να καλυφθούν οι θερμικές απώλειες της ενδόθερμης χημικής αντίδρασης, είναι απαραίτητη η καύση μιας επιπλέον ποσότητας στερεού καυσίμου στον calciner. Για να επιτευχθεί η παραγωγή στα προϊόντα της καύσης ενός πλούσιου ρεύματος CO<sub>2</sub>, η καύση λαμβάνει χώρα σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου (oxyfuel combustion), με ταυτόχρονη απαίτηση σε μία μονάδα διαχωρισμού του αέρα (ASU).

Το παραγόμενο ρεύμα του οξυγόνου αναμιγνύεται με μια μάζα ψυχρού ρεύματος CO<sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί, έτσι ώστε αφενός να μειωθεί η συγκέντρωση του O<sub>2</sub> στο οξειδωτικό μέσο, αποφεύγοντας τη δημιουργία απαγορευτικών υψηλών θερμοκρασιακών ζωνών και αφετέρου στη δημιουργία επαρκούς ροής αερίων για τη μεταφορά του στερεού καυσίμου [VI-3], [VI-16], [VI-17]. Υπάρχουν ωστόσο αρκετές μελέτες στις οποίες γίνεται η υπόθεση ότι δεν απαιτείται ανακυκλοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> [VI-18], [VI-19]. Για αυτό το λόγο, αλλά και για να φανεί η επίδραση της ανακυκλοφορίας του CO<sub>2</sub> οι υπολογισμοί έγιναν τόσο με χρήση ανακυκλοφορίας όσο και χωρίς.

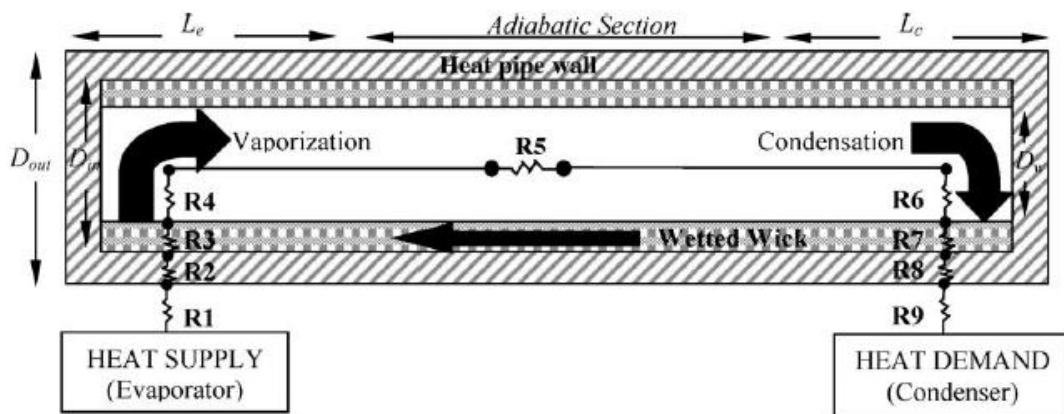
Για να μειωθεί η ανάγκη για συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή και να αυξηθεί ο θερμικός βαθμός απόδοσης της εγκατάστασης του συστήματος ασβεστοποιητή-ανθρακοποιητή, εξετάστηκε η τοποθέτηση ενός ενδιάμεσου εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων που κινούνται μεταξύ των δύο αντιδραστήρων. Τα δύο στερεά ρεύματα χαρακτηρίζονται από διαφορετικά επίπεδα θερμοκρασίας με το ρεύμα που κινείται από τον ασβεστοποιητή προς τον ανθρακοποιητή να έχει μεγαλύτερη θερμοκρασία (περίπου 900 °C έναντι 650 °C). Η εγκατάσταση του ενδιάμεσου εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των δύο στερεών ρευμάτων, έχει ευεργετική επίδραση στο συνολικό βαθμό απόδοσης της εγκατάστασης καθώς αυξάνει τη θερμοκρασία του στερεού ρεύματος που εισέρχεται στον ασβεστοποιητή, άρα μειώνεται η απαίτηση σε θερμότητα από την καύση του συμπληρωματικού καυσίμου για τη θέρμανσή του.

Ωστόσο λόγω της στερεής φάσης των δύο ρευμάτων αλλά και της σχετικά μεγάλης παροχής τους, θα πρέπει να επιλεγεί ένας εναλλάκτης που να μπορεί να λειτουργήσει με αυτά τα μέσα. Ένας τέτοιος θα μπορούσε να είναι ένας εναλλάκτης ομόκεντρης διάταξης τύπου «L». Σύμφωνα με αυτόν τα δύο ρεύματα κινούνται ομοκεντρικά το ένα εντός του άλλου και η θερμότητα μεταφέρεται από το θερμό προς το ψυχρό ρεύμα μέσω παράλληλης ροής με αντιθέτως κινούμενα ρεύματα. Για καλύτερη απόδοση του εναλλάκτη και μείωση των διαστάσεών του, μπορεί να τοποθετηθεί σε κατακόρυφη διάταξη ώστε το θερμότερο στοιχειώδες τμήμα του κάθε ρεύματος να βρίσκεται στο ανώτερο σημείο και το ψυχρότερο στο κατώτερο. Μια τέτοια διάταξη που προτείνεται φαίνεται στην εικόνα 6-1.



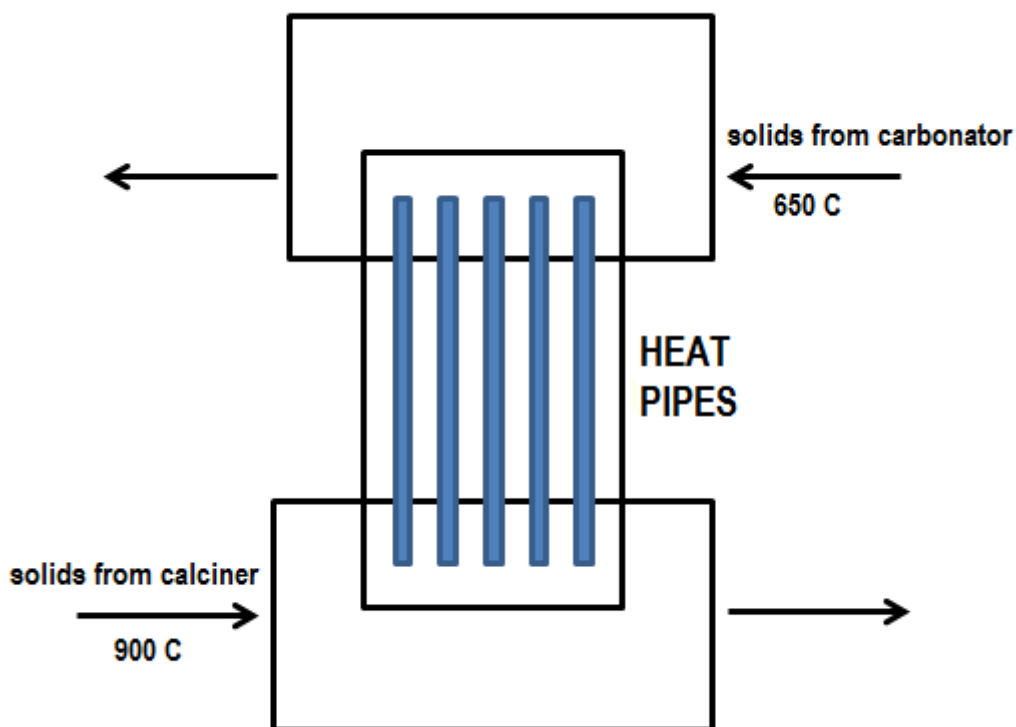
**Εικόνα 6-1:** Διάταξη εναλλάκτη θερμότητας στερεών διάταξης «L»

Ένας άλλος τύπος εναλλάκτη που μπορεί να χρησιμοποιηθεί για συναλλαγή θερμότητας μεταξύ στερεών ρευμάτων, είναι η διάταξη αγωγών θερμότητας (heat pipes). Η διάταξη αυτή είναι απλή και αποτελεσματική χωρίς κινούμενα μέρη. Εκμεταλλεύεται τη λανθάνουσα θερμότητα ατμοποίησης ενός εργαζόμενου ρευστού που κινείται από το συμπυκνωτή προς τον εξατμιστή λόγω του τριχοειδούς φαινομένου, όπως φαίνεται στην εικόνα 6-2.



Εικόνα 6-2: Μεταφοράς θερμότητας με χρήση αγωγού θερμότητας [VI-24]

Σε μεγάλες εγκαταστάσεις μεταφοράς θερμότητας αποτελούνται συνήθως από μια συστοιχία σωλήνων που το εσωτερικό τους είναι επιστρωμένο με κάποιο στρώμα συμπαγούς υλικού που λειτουργεί σαν «φυτίλι» που είναι γεμάτο με ένα υγρό διαβροχής με σημείο ατμοποίησης κοντά στην επιθυμητή θερμοκρασία λειτουργίας. Οι αγωγοί θερμότητας μπορούν να χρησιμοποιηθούν για μεταφορά θερμότητας από 870 K έως 1470 K [VI-21]. Έχουν χρησιμοποιηθεί επιτυχώς στη θερμική σύζευξη δύο ρευστοποιημένων κλινών [VI-23], [VI-24], [VI-25]. Μια τέτοια διάταξη που μπορεί να χρησιμοποιηθεί για τη μεταφορά θερμότητας από το ένα στερεό ρεύμα στο άλλο, φαίνεται στην εικόνα 6-3.

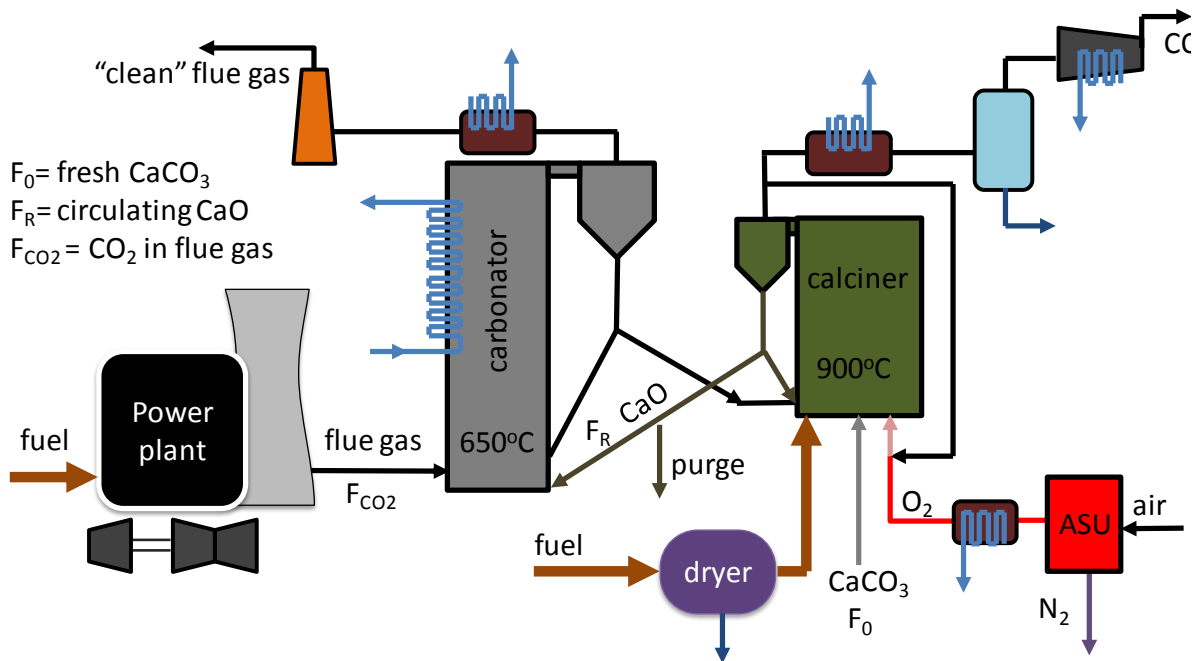


Εικόνα 6-3: Διάταξη αγωγών θερμότητας για μεταφορά θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων

Το χρησιμοποιούμενο συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή είναι Ελληνικός λιγνίτης της περιοχής της Φλώρινας, ο οποίος χαρακτηρίζεται από υψηλή περιεκτικότητα σε υγρασία και χαμηλή θερμογόνο δύναμη. Προκειμένου να βελτιωθούν τα χαρακτηριστικά καύσης του καυσίμου και να μειωθεί η κατανάλωσή του, με ταυτόχρονη αύξηση του βαθμού απόδοσης της εγκατάστασης, πραγματοποιήθηκαν υπολογισμοί και με χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως καύσιμο στον ασβεστοποιητή με κατά μάζα σύσταση δείχνει ο πίνακας 2-3.

Η διεργασία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> συνοδεύεται από την ύπαρξη σημαντικών ποσοτήτων χαμένης θερμότητας, μέρος της οποία μπορεί να ανακτηθεί. Για το λόγο αυτό, ένα δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού μπορεί να εγκατασταθεί προς παραγωγή επιπλέον ηλεκτρικής ενέργειας.

Ένα σχηματικό διάγραμμα του τρόπου δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μέσω της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης καθώς και των δυνατοτήτων λήψης και εκμετάλλευσης χαμένης θερμότητας από αυτή, φαίνεται στην εικόνα 6-4.



Εικόνα 6-4: Σχηματικό διάγραμμα τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης

Η δυνατότητα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> στον carbonator είναι συνάρτηση της γραμμομοριακής παροχής του CO<sub>2</sub> και του CaO τα οποία εισέρχονται στον ανθρακοποιητή, σύμφωνα με την παρακάτω σχέση [VI-20]:

$$E_{\text{carb}} = \min\left(\frac{F_R X_{\text{ave}}}{F_{\text{CO}_2}}, E_{\text{equil}}\right) \quad (6-1)$$



Η ποσότητα του CaO που πρέπει να κυκλοφορεί από τον ασβεστοποιητή προς τον ανθρακοποιητή ώστε να καθίσταται αυτό ενεργό και να είναι δυνατή η αντίδρασή του με το CO<sub>2</sub> προς σχηματισμό CaCO<sub>3</sub> (άρα να γίνεται δέσμευση του CO<sub>2</sub> των καυσαερίων), δίνεται από την παρακάτω σχέση [VI-20]:

$$X_{ave} = \frac{f_m(1 - f_w)F_0}{F_0 + F_R(1 - f_m)} + f_w \quad (6-2)$$

Αν ληφθεί υπόψη ότι το παραγόμενο από την καύση του συμπληρωματικού καυσίμου θείο δεσμεύεται και αυτό από το CaO εντός του ασβεστοποιητή και μετατρέπεται σε CaSO<sub>4</sub>, τότε ο παραπάνω λόγος γίνεται [VI-20]:

$$X_{ave} = \frac{f_m(1 - f_w)F_0}{F_0 + F_R(1 - f_m)} + f_w - \frac{F_{CO_2}}{F_0 r_{CS} y_{comb}} \quad (6-3)$$

Στις παραπάνω εξισώσεις είναι:

- E<sub>equi</sub>: Η γραμμομοριακή ποσότητα του CO<sub>2</sub> το οποίο εισέρχεται στον ανθρακοποιητή και μπορεί να δεσμευτεί ακριβώς από την ποσότητα του εισερχόμενου CaO, υπό την προϋπόθεση ότι αυτό είναι πλήρως ενεργό (στοιχειομετρική δέσμευση).
- X<sub>ave</sub>: Η μέση τιμή της γραμμομοριακής ποσότητας του CaO που μετατράπηκε σε CaCO<sub>3</sub>.
- f<sub>m</sub>, f<sub>w</sub>: Σταθερές οι οποίες εξαρτώνται από τον τύπο του απορροφητικού υλικού.
- F<sub>0</sub>: Η γραμμομοριακή παροχή του φρέσκου CaCO<sub>3</sub> (make-up).
- F<sub>R</sub>: Η γραμμομοριακή μάζα του CaO η οποία ανακυκλοφορεί μεταξύ ανθρακοποιητή και ασβεστοποιητή.
- F<sub>CO<sub>2</sub></sub>: Η γραμμομοριακή μάζα του CO<sub>2</sub> το οποίο παράγεται μόνο από την καύση στον ασβεστοποιητή, δηλαδή χωρίς το CO<sub>2</sub> που παράγεται από την αντίδραση της ασβεστοποίησης.
- r<sub>c/s</sub>: Ο γραμμομοριακός λόγος C/S στο καύσιμο.
- y<sub>comb</sub>: Λόγος της μάζας καυσίμου που εισέρχεται στον ασβεστοποιητή προς το συνολικό καύσιμο που χρησιμοποιείται τόσο στην καύση του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής όσο και στον ασβεστοποιητή και δίνεται από την εξίσωση:

$$y_{comb} = \frac{m_{f, calciner}}{m_{f, main boiler} + m_{f, calciner}} \quad (6-4)$$

Από τις παραπάνω εξισώσεις προκύπτει ότι μια ποσότητα φρέσκου (make-up) CaCO<sub>3</sub> ίση με F<sub>0</sub> πρέπει συνεχώς να εισέρχεται στο σύστημα ασβεστοποιητή-ανθρακοποιητή ώστε να καθίσταται το CaO «ενεργό» δηλαδή ικανό να απορροφά το CO<sub>2</sub> του καυσαερίου. Γι' αυτό το λόγο μια ποσότητα «ανενεργού» CaO συνεχώς απομακρύνεται από το σύστημα (purge CaO). Επιπρόσθετα μια ποσότητα CaO ίση F<sub>R</sub> συνεχώς ανακυκλοφορεί μεταξύ του ασβεστοποιητή και του ανθρακοποιητή προς αύξηση της ικανότητας απορρόφησης του CaO.

## 6.2. Παραδοχές και δεδομένα εισόδου- μοντέλο προσομοίωσης του θερμοδυναμικού κύκλου

Ο λιγνιτικός σταθμός της Φλώρινας, μεικτής ηλεκτρικής παραγωγής 330 MWe, χρησιμοποιήθηκε ως περίπτωση αναφοράς.

Ο πίνακας 6-1 δείχνει τις βασικές παραδοχές που έγιναν προκειμένου να εκτελεστούν οι θερμοδυναμικοί υπολογισμοί.

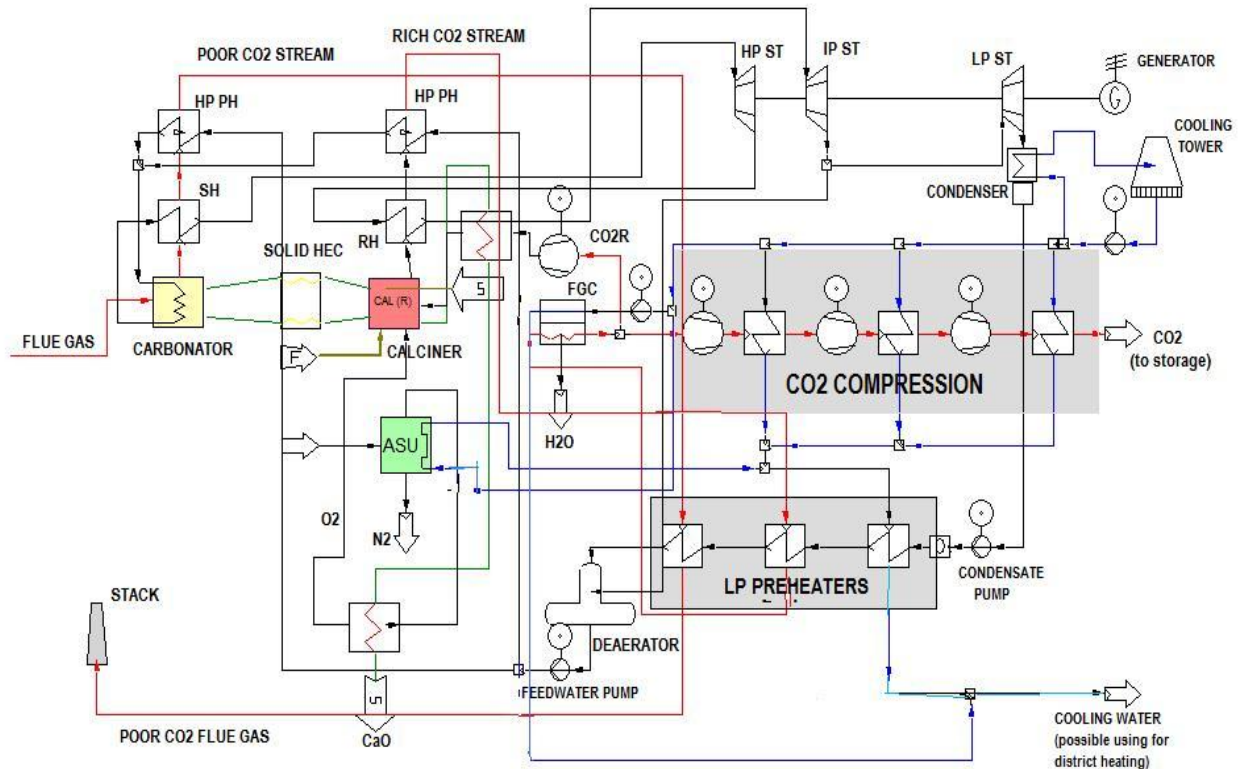
**Πίνακας 6-1:** Βασικές παραδοχές

Λόγος ανακυκλοφορίας ( $F_R/F_{CO_2}$ )	(Kmol/Kmol)	7.0
Make-up CaCO <sub>3</sub> ( $F_0/F_{CO_2}$ )	(Kmol/Kmol)	0.1
Θερμοκρασία αντίδρασης ανθρακοποίησης στον carbonator	(°C)	650
Θερμοκρασία αντίδρασης ασβεστοποίησης στον calciner	(°C)	900
Θερμοκρασιακή διαφορά μεταξύ θερμού και ψυχρού ρεύματος στον εναλλάκτη θερμότητας στερεών ρευμάτων	(°C)	10
Περιεκτικότητα O <sub>2</sub> στο καθαρό ρεύμα οξυγόνου	(% κ.ο)	95
Περιεκτικότητα O <sub>2</sub> στο ρεύμα εισόδου στον calciner (μαζί με το CO <sub>2</sub> ανακυκλοφορίας)	(% κ.ο)	80

Η δέσμμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης παράγει σημαντικές ποσότητες χαμένης θερμότητας, μέρος της οποίας μπορεί να ανακτηθεί με σκοπό την αύξηση της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας άρα και του ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης.

Για το σκοπό αυτό, ένας δεύτερος ατμοστρόβιλος εγκαθίσταται, ο οποίος χρησιμοποιεί ένα δεύτερο υπερκρίσιμο κύκλωμα νερού-ατμού με ίδια θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά με τον ατμό του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής.

Ο δευτερεύον κύκλος νερού-ατμού έχει βελτιστοποιηθεί ώστε η τοποθέτηση των εναλλακτών συναλλαγής θερμότητας, του τρόπου εκμετάλλευσης της χαμένης θερμότητας αλλά και η ροή που ακολουθεί το εργαζόμενο μέσο (νερό-ατμός) να γίνεται με τέτοιο τρόπο ώστε να έχουμε το μέγιστο ενεργειακά αποτέλεσμα. Αυτό προέκυψε έπειτα από αρκετούς δοκιμαστικούς υπολογισμούς με ανάλογες τροποποιήσεις. Στην εικόνα 6-5 παρουσιάζεται το δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού που χρησιμοποιείται για την ανάκτηση της παραγόμενης θερμότητας από τις διεργασίες δέσμμευσης του CO<sub>2</sub> με σκοπό την παραγωγή επιπλέον ηλεκτρικής ενέργειας.



**Εικόνα 6-5:** Δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού

Το τροφοδοτικό νερό μετά το τροφοδοτικό δοχείο-απαεριστή και την τροφοδοτική αντλία χωρίζεται σε δύο ρεύματα. Το πρώτο ρεύμα προθερμαίνεται σε έναν εναλλάκτη θερμότητας από τα καυσαέρια του κυρίως σταθμού μετά τον carbonator (φτωχό ρεύμα CO<sub>2</sub>). Το δεύτερο ρεύμα προθερμαίνεται από τα καυσαέρια του calciner (πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα). Η τελική θερμοκρασία των δύο ρευμάτων καυσαερίων μετά τους παραπάνω εναλλάκτες θερμότητας είναι ίση με 206 °C.

Τα δύο ρεύματα του προθερμασμένου νερού ενώνονται σε ένα κοινό ρεύμα που οδηγείται στον ανθρακοποιητή όπου και γίνεται η ατμοποίηση. Οι λόγοι που επιλέχθηκε ο ανθρακοποιητής ως σύστημα ατμοποίησης είναι ότι αφενός η επικρατούσα εκεί θερμοκρασία είναι σταθερή λόγω της εξώθερμης αντίδρασης της ανθρακοποίησης και αφετέρου λόγω των καλών ιδιοτήτων μεταφοράς θερμότητας που παρουσιάζουν οι ρευστοποιημένες κλίνες [VI-10], [VI-22].

Για την ατμοποίηση ως μέσο πρόσδοσης της θερμότητας χρησιμοποιείται ένα μέρος της θερμικής ενέργειας που παράγεται από την εξώθερμη αντίδραση της ενανθράκωσης καθώς και από το θερμό στερεό ρεύμα που εισέρχεται από τον calciner. Η υπόλοιπη θερμότητα των παραπάνω ρευμάτων θερμαίνει στους 650 °C τα καυσαέρια του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής που εισέρχονται στον carbonator σε θερμοκρασία 185 °C.

Ο παραγόμενος ατμός γίνεται υπέρθερμος σε έναν εναλλάκτη θερμότητας που χρησιμοποιεί ως μέσο πρόσδοσης θερμότητας τα καυσαέρια τα οποία εγκαταλείπουν τον carbonator σε θερμοκρασία 650°C. Τα τελικά θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του υπέρθερμου ατμού είναι 235.4 bara και 540 °C.

Η αναθέρμανση λαμβάνει χώρα σε έναν εναλλάκτη θερμότητας που χρησιμοποιεί ως μέσο θέρμανσης τη θερμική ενέργεια των πλούσιων σε CO<sub>2</sub> καυσαερίων που εγκαταλείπουν τον calciner στους 900 °C. Ο παραγόμενος ανάθερμος ατμός έχει πίεση 56.77 bara και θερμοκρασία 540 °C και οδηγείται στη μέση βαθμίδα του ατμοστρόβιλου.

Το συμπύκνωμα του τροφοδοτικού νερού μετά το συμπυκνωτή προθερμαίνεται σε τρεις εναλλάκτες θερμότητας χωρίς τη χρήση ατμού απομάστευσης από τον ατμοστρόβιλο. Ο πρώτος προθερμαντής, χρησιμοποιεί τη θερμότητα του νερού ψύξης των ενδιάμεσων ψυκτών του CO<sub>2</sub> μεταξύ των σταδίων συμπίεσης του καθώς και τη θερμότητα του ψύκτη της ASU. Ο δεύτερος εναλλάκτης χρησιμοποιεί τη θερμότητα του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> καυσαερίου πριν την είσοδο του στο συμπυκνωτή καυσαερίου (εισέρχεται σε θερμοκρασία 75 °C). Ο τρίτος εναλλάκτης θερμαίνεται από το φτωχό σε CO<sub>2</sub> καυσαέριο (μετά τον carbonator) πριν την είσοδο του στην καπνοδόχο σε θερμοκρασία 125 °C. Η τελική θερμοκρασία του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης που εισέρχεται στον ατμοστρόβιλο είναι 147 °C.

Προκειμένου να αυξηθεί ο συνολικός βαθμός απόδοσης του δευτερεύοντος κύκλου, ένα μέρος της θερμότητας που εκλύεται από διάφορες πηγές ανακτάται. Όπως προαναφέρθηκε, ο πρώτος προθερμαντήρας τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης χρησιμοποιεί τη θερμότητα των ενδιάμεσων ψυκτών μεταξύ των σταδίων συμπίεσης του CO<sub>2</sub> και του ψυγείου της ASU. Επιπρόσθετα, ένας εναλλάκτης που λειτουργεί ως ψύκτης του ανενεργού στερεού ρεύματος που εγκαταλείπει τον ασβεστοποιητή (purge CaO) έχει εγκατασταθεί και χρησιμοποιείται για την προθέρμανση του οξυγόνου καύσης και του CO<sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί πριν από την είσοδο τους στον ασβεστοποιητή. Τα δύο ρεύματα αυτά τελικά εισέρχονται στον ασβεστοποιητή σε θερμοκρασία 270 °C.

Οι παραπάνω ενσωματώσεις θερμότητας γίνονται στο δευτερεύον κύκλωμα του νερού-ατμού. Όμως δεν είναι δυνατόν να ενταχθεί όλη η διαθέσιμη χαμένη θερμότητα σε αυτό λόγω περιορισμών στις θερμοκρασιακές διαφορές. Το ψυκτικό νερό που εγκαταλείπει τους εναλλάκτες θερμότητας που αναφέρθηκαν παραπάνω έχει μια σημαντική μάζα και θερμοκρασία (1044 t/h, 88 °C αντίστοιχα) και είναι δυνατή μια πιθανή αξιοποίηση της θερμότητάς του για τηλεθέρμανση γειτονικών περιοχών, καθώς μπορεί να δώσει περίπου 58 MW<sub>th</sub>. Μια τέτοια ενέργεια θα αυξήσει ακόμη περισσότερο το μεικτό βαθμό απόδοσης της όλης εγκατάστασης ενισχύοντας περαιτέρω τη βιωσιμότητα της τοποθέτησης ενός τέτοιου συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

### **6.3. Εφαρμογή σε νέο σταθμό ηλεκτροπαραγωγής (New Build)**

#### **6.3.1. Γενικά**

Προσομοιώσεις πραγματοποιήθηκαν για την περίπτωση της χρήσης της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> σε ένα νέο σταθμό ηλεκτροπαραγωγής με ενσωματωμένη την τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.

Οι θερμοδυναμικοί υπολογισμοί πραγματοποιήθηκαν με χρήση ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> και για δύο περιπτώσεις χωρίς και με χρήση ενδιάμεσου εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Επιπρόσθετα, έγιναν υπολογισμοί για χρήση ενός αλλά και δύο ανεξάρτητων αμμοστροβίλων για τα δύο κυκλώματα νερού-ατμού (κυρίως σταθμού και δευτερεύοντος κύκλου).

Το βασικό πλεονέκτημα ενός σταθμού ηλεκτροπαραγωγής που σχεδιάζεται εξ' αρχής, είναι ότι επιτρέπει την ενσωμάτωση επιπλέον χαμένης θερμότητας στο κύκλωμα νερού-ατμού και στον αέρα καύσης της βασικής μονάδας ηλεκτροπαραγωγής με αποτέλεσμα μια επιπλέον αύξηση του βαθμού απόδοσης σε σχέση με την περίπτωση μετασκευής.

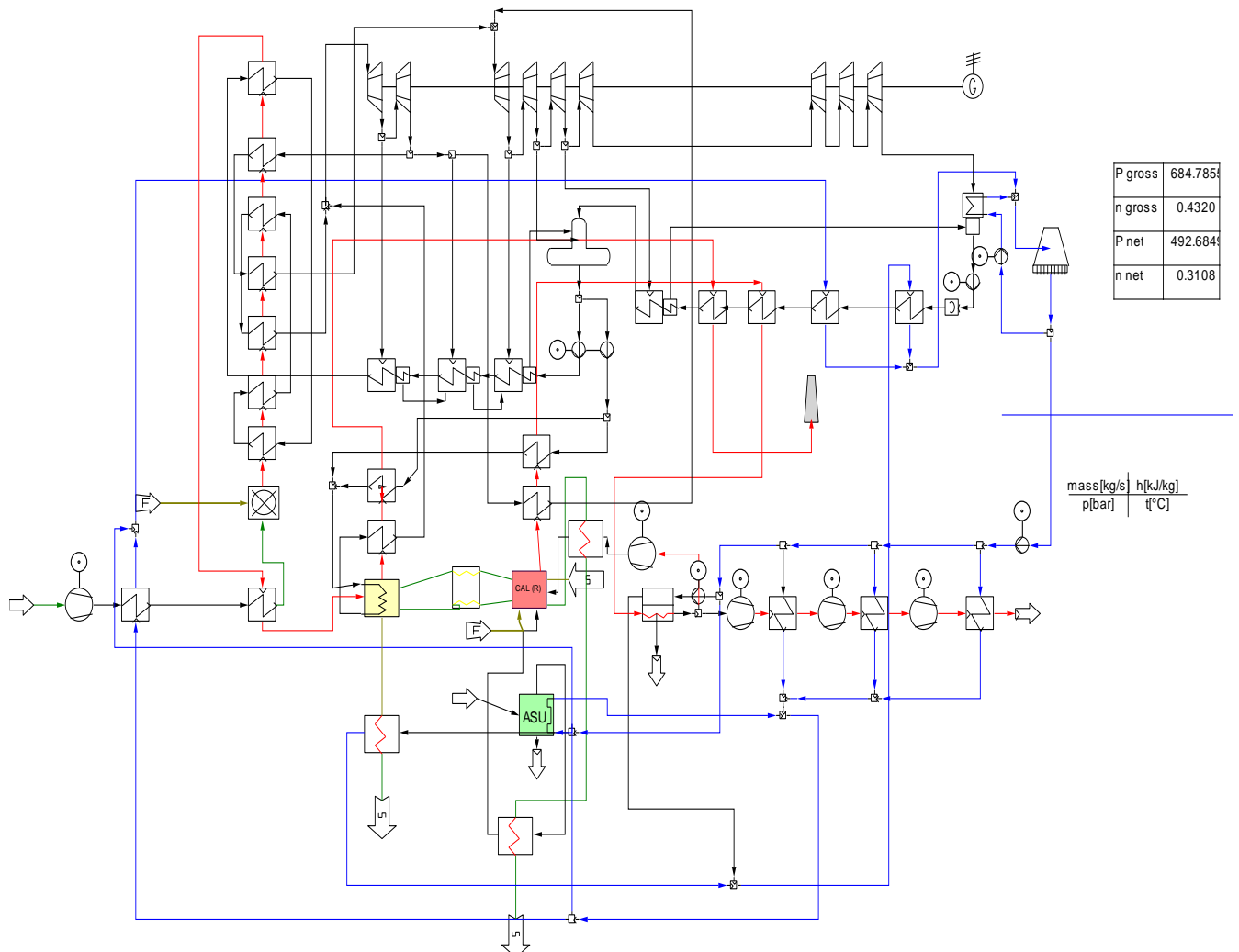
Έτσι, ο πρώτος προθερμαντήρας νερού χαμηλής πίεσης (συμπυκνώματος) του δευτερογενούς κύκλου ατμού χρησιμοποιεί μέρος της θερμικής ενέργειας από το νερό ψύξης που χρησιμοποιείται στον συμπυκνωτή καυσαερίου. Επίσης, η θερμική ενέργεια του νερού ψύξης που χρησιμοποιείται για την ενδιάμεση ψύξη μεταξύ των σταδίων της συμπίεσης του CO<sub>2</sub> και στην ASU χρησιμοποιείται πρώτα για να προθερμάνει τον αέρα καύσης του κυρίως λέβητα προ της εισόδου του στον LUNO και στη συνέχεια ως μέσο θέρμανσης στο δεύτερο προθερμαντήρα χαμηλής πίεσης του κυρίως κύκλου. Επιπλέον, η πρώτη αναγεννητική προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης, πραγματοποιείται από έναν εναλλάκτη που χρησιμοποιεί τη θερμική ενέργεια του ψυκτικού νερού που εξέρχεται από τον πρώτο προθερμαντή χαμηλής πίεσης του νερού του δευτερεύοντος κύκλου.

### **6.3.2. Περίπτωση με έναν κοινό αμμοστρόβιλο**

Η χρήση ενός ενιαίου αμμοστροβίλου στον οποίο οδηγούνται τα ρεύματα του παραγόμενου υπέρθερμου και ανάθερμου ατμού τόσο από το κύριο όσο και από το δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού, μειώνει το συνολικό εγκατεστημένο κόστος αφού εγκαθίσταται ένας μεγάλος αντί δύο μικρότερων αμμοστροβίλων. Επιπρόσθετα, ο ισεντροπικός βαθμός εκτόνωσης του ατμού σε όλες τις βαθμίδες του στροβίλου είναι καλύτερος από τη χρήση δύο ανεξάρτητων με μικρότερες παροχές ατμού με συνέπεια μια μικρή αύξηση της συνολικής ηλεκτροπαραγωγής και του ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης [VI-28], [VI-29].

Ακόμη, προστέθηκαν δύο εναλλάκτες θερμότητας που προθερμαίνουν το τροφοδοτικό νερό χαμηλής πίεσης του κυρίως κύκλου σε αντικατάσταση του τρίτου προθερμαντή με χρήση ατμού απομάστευσης από τον αμμοστρόβιλο. Οι εναλλάκτες αυτοί χρησιμοποιούν τη θερμότητα των καυσαερίων που εγκαταλείπουν τον carbonator και τον calciner και τους εναλλάκτες που τους ακολουθούν (φτωχό και πλούσιο ρεύμα CO<sub>2</sub> αντίστοιχα). Με αυτόν τον τρόπο λόγω μη απαίτησης σε ατμό απομάστευσης για τον τρίτο προθερμαντή αυξάνει ο βαθμός απόδοσης της εγκατάστασης.

Το διάγραμμα ροής που δημιουργήθηκε για την προσομοίωση της εφαρμογής αυτής της τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> ως new build με χρήση ενός κοινού αμμοστροβίλου, φαίνεται στην εικόνα 6-6.



**Εικόνα 6-6:** PFD χρήσης της τεχνολογίας carbonation-calcination ως περίπτωση new build με 1 ατμοστρόβιλο

Οι περιπτώσεις που εξετάστηκαν είναι οι παρακάτω:

### **Περίπτωση 1: Απλή ανακυκλοφορία καυσαερίου**

Εφαρμογή της υπό εξέταση τεχνολογίας υποθέτοντας πως γίνεται ανακυκλοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> στην καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ δεν έχει τοποθετηθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων.

### **Περίπτωση 2: Χρήση εναλλάκτη στερεών ρευμάτων**

Σε αυτήν την περίπτωση, επιπρόσθετα από την προηγούμενη έχει εγκατασταθεί και εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων που κυκλοφορούν από τον ανθρακοποιητή προς τον ασβεστοποιητή, με σκοπό τη μείωση της κατανάλωσης του συμπληρωματικού καυσίμου και την αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της εγκατάστασης.

### **Περίπτωση 3: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο**

Σε αυτήν την περίπτωση, χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρασή του, επιλέγει ξηραντήρας ρευστοποιημένης κλίνης τύπου WTA. Επίσης έχει εγκατασταθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων.

### **Περίπτωση 4: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως βασικό και συμπληρωματικό καύσιμο**

Εδώ, χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης τόσο για την καύση στον κυρίως λέβητα όσο και ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ η ξήραση γίνεται με χρήση ξηραντήρα τύπου WTA. Για λόγους σύγκρισης, η παροχή του προξηραμένου καυσίμου στον κυρίως λέβητα, επιλέγει τέτοια ώστε η εισερχόμενη θερμότητα από την καύση του να είναι ίδια με τη θερμότητα που εισέρχεται από την καύση του φυσικού καυσίμου, που καίγεται σε όλες τις υπόλοιπα εξεταζόμενες περιπτώσεις (98.16 kg/s). Η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή και ο καθαρός βαθμός απόδοσής της αρχικής μονάδας χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι 310.05 MWe και 39.72 % αντίστοιχα.

### **Περίπτωση 5: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως βασικό και συμπληρωματικό καύσιμο με ξηραντήρα σωληνωτού τύπου**

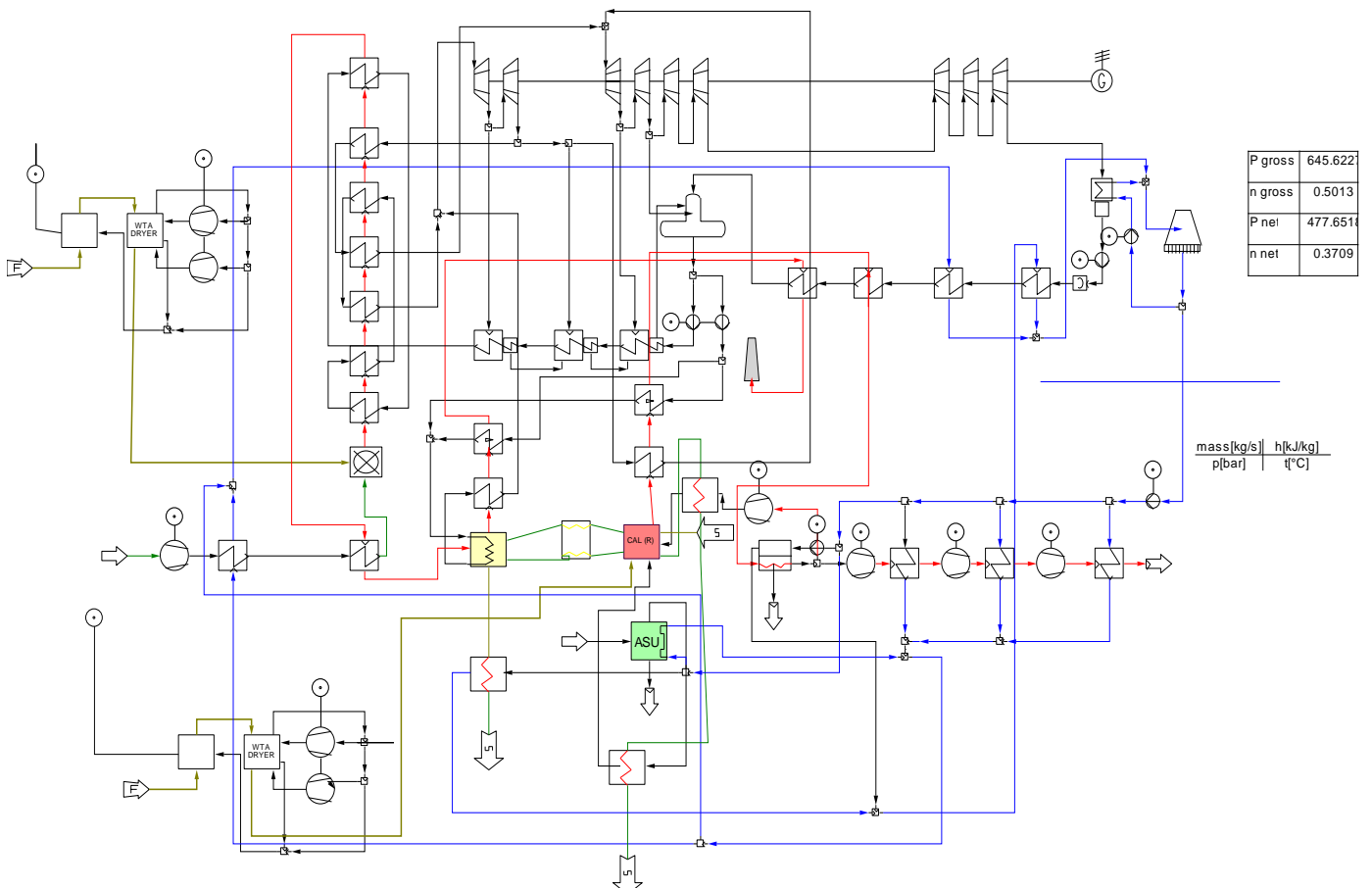
Στην περίπτωση αυτή, χρησιμοποιήθηκε επίσης προξηραμένος λιγνίτης ως καύσιμο τόσο στο λέβητα του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής όσο και ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρασή του χρησιμοποιήθηκε ξηραντής σωληνωτού τύπου (tubular dryer). Και εδώ η ποσότητα του ξηρού καυσίμου που καίγεται στον κυρίως λέβητα είναι τέτοια ώστε με την καύση της να προσδίδει ίδια θερμότητα με το φυσικό καύσιμο.

### **Περίπτωση 6: Βελτιωμένη περίπτωση σταθμού ηλεκτροπαραγωγής**

Ως βελτιωμένη περίπτωση, εξετάστηκε η προτεινόμενη περίπτωση της βελτιωμένης μονάδας ηλεκτροπαραγωγής Φλώρινας II, μεικτής ηλεκτροπαραγωγής 380 MWe [VI-26], [VI-27]. Η καθαρή ηλεκτροπαραγωγή και ο καθαρός βαθμός απόδοσής είναι 338.6 MWe και 42.06 % αντίστοιχα. Η βελτιωμένη μονάδα αποτελείται από έναν υπερκρίσιμο λέβητα που παράγει ατμό με χαρακτηριστικά υπέρθερμου 287.5 bar, 600 °C και ανάθερμου 61.3 bar και 620 °C. Ο κύκλος νερού-ατμού του σταθμού αναφοράς, αποτελείται από 4 αναγεννητικές προθερμάνσεις για το χαμηλής πίεσης τροφοδοτικό νερό με απομαστεύσεις ατμού στα 0.22 bar, 1.15 bar, 3.6bar και 5.6 bar και 3 προθερμάνσεις για το τροφοδοτικό νερό υψηλής πίεσης με απομαστεύσεις ατμού στα 26 bar, 64.5 bar και 84.8 bar. Εδώ χρησιμοποιείται προξηραμένος λιγνίτης τόσο για την καύση στον κυρίως λέβητα όσο και ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ η ξήραση γίνεται με χρήση ξηραντήρα τύπου WTA. Ο κυρίως λέβητας καταναλώνει 100.5 kg/s φυσικού καυσίμου.

Σε περίπτωση κατασκευής ενός νέου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής η περίπτωση αυτή αποτελεί την πιο πιθανή εκδοχή δεδομένου ότι εφαρμόζει την πλέον σύγχρονη τεχνολογία στους ατμοηλεκτρικούς σταθμούς με χρήση του βέλτιστου υπερκρίσιμου θερμοδυναμικού κύκλου λειτουργίας.

Ένα διάγραμμα ροής που δημιουργήθηκε για τις θερμοδυναμικές προσομοιώσεις αυτής της περίπτωσης, φαίνεται στην εικόνα 6-7.



**Εικόνα 6-7:** PFD τεχνολογίας carbonation-calcination ως βελτιωμένη περίπτωση new build με ένα ατμοστρόβιλο

Ο πίνακας 6-2 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα των παραπάνω εξεταζόμενων περιπτώσεων.



**Πίνακας 6-2:** Βασικά αποτελέσματα για περίπτωση ενός ατμοστρόβιλου

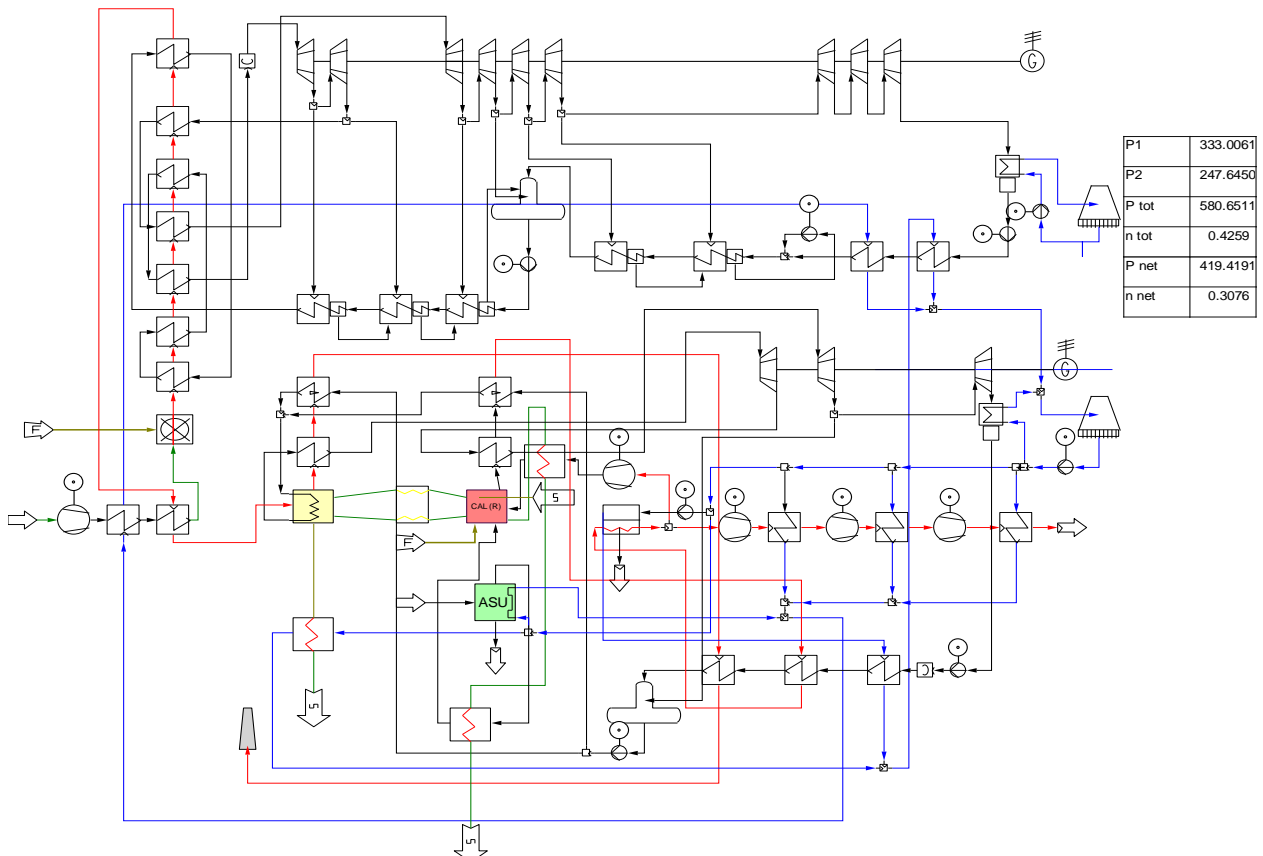
<b>ΕΞΕΤΑΖΟΜΕΝΗ ΠΕΡΙΠΤΩΣΗ</b>		<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	684.8	588.6	561.6	601.6	572.8	645.6
Μεικτός β.α	%	43.2	43.15	44.71	47.89	45.61	50.13
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	492.7	429.8	410.3	436.9	427.7	477.7
Καθαρός β.α	%	31.08	31.51	32.66	34.78	34.06	37.09
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	95.3	82.3	75.9	75.9	75.9	77.1
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	60.5	43.9	35.7	35.8	35.8	36.5
Συνολική παραγωγή υπέρθερμου ατμού	kg/s	491.5	432.4	417.4	441.8	441.8	446.3
Συνολική παραγωγή ανάθερμου ατμού	kg/s	452	392.5	377.5	398.6	398.6	392.8
Μάζα CO <sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί στον ασβεστοποιητή	kg/s	19.2	13.9	11.4	11.4	11.4	11.6
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον κυρίως λέβητα	kg/s	98.16	98.16	98.16	98.16	98.16	100.95
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον κυρίως λέβητα	kg/s	-	-	-	70.5	70.5	72.5
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	101.2	73.4	59.8	59.8	59.8	61
Σχετική κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	50.76	42.78	37.86	37.86	37.86	37.67
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	-	-	42.94	42.94	42.94	43.8
Σχετική κατανάλωση ξηρού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	-	-	30.43	30.43	30.43	30.26
Μάζα CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	189.2	163.3	150.7	150.7	150.7	153.9
Ειδική δέσμηση CO <sub>2</sub>	Kg/MWh <sub>e,net</sub>	1382.4	1367.8	1322.3	1241.7	1268.5	1159.8
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	2939.7	2738.9	2223.0	1606.2	1887.3	1499.0

### 6.3.3. Περίπτωση με δύο ανεξάρτητους ατμοστρόβιλους

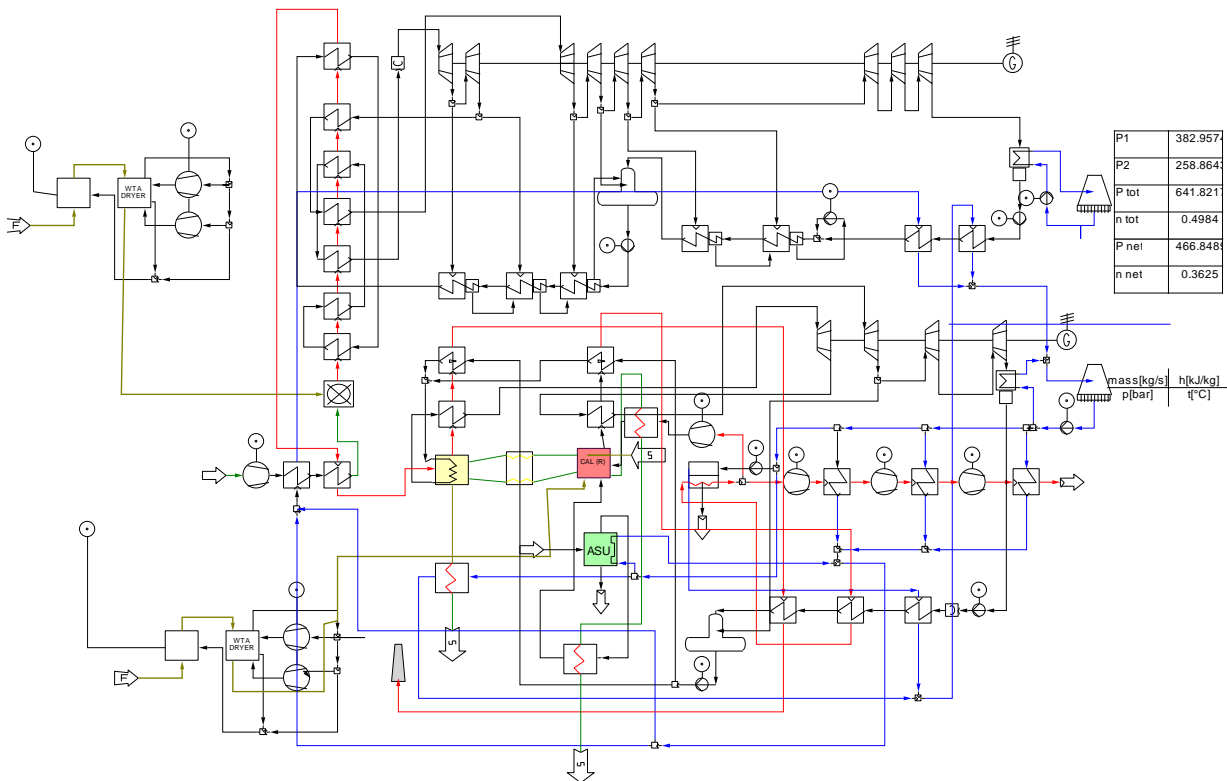
Προκειμένου να γίνει περισσότερο ευέλικτη η λειτουργία του σταθμού ηλεκτροπαραγωγής εξετάστηκε η δυνατότητα χρήσης δύο ανεξάρτητων κυκλωμάτων νερού ατμού της κύριας μονάδας ηλεκτροπαραγωγής και της μονάδας δέσμησης του CO<sub>2</sub>, με χρήση δύο ανεξάρτητων ατμοστρόβιλων. Το πλεονέκτημα αυτής της περίπτωσης είναι πως αν απαιτηθεί υπάρχει η δυνατότητα λειτουργίας του αρχικού σταθμού ηλεκτροπαραγωγής χωρίς δέσμηση του CO<sub>2</sub>. Το μειονέκτημα είναι ότι αυξάνει λίγο το κόστος εγκατάστασης, αφού απαιτούνται δύο ατμοστρόβιλοι. Επιπρόσθετα, αυτή η περίπτωση προτιμάται και για λόγους ασφαλείας στη λειτουργία της μονάδας διότι σε περίπτωση μη λειτουργίας του συστήματος δέσμησης του CO<sub>2</sub> θα προκληθεί απότομη μείωση στη συνολική ατμοπαραγωγή με συνέπεια την αδυναμία λειτουργίας όλης της εγκατάστασης ηλεκτροπαραγωγής.

Πραγματοποιήθηκε ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας από το δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού της μονάδας δέσμησης του CO<sub>2</sub> σε αυτό της κυρίως μονάδας ηλεκτροπαραγωγής ώστε να αυξηθεί ο συνολικός βαθμός απόδοσης της εγκατάστασης, όπως περιγράφηκε στην παράγραφο 6.3.1. Στην εικόνα 6-8 παρουσιάζεται

το διάγραμμα ροής που χρησιμοποιήθηκε για να γίνουν οι υπολογισμοί μιας new built μονάδας με ίδια χαρακτηριστικά με την υπάρχουσα μονάδα της Φλώρινας, ενώ στην εικόνα 6-9 παρουσιάζεται η βελτιωμένη περίπτωση για τη Φλώρινα II. Σε αυτήν την περίπτωση τα θερμοδυναμικά χαρακτηριστικά του δευτερεύοντος κύκλου ατμού είναι ακριβώς τα ίδια με αυτά του βελτιωμένου κύριου, δηλαδή υπέρθερμος ατμός με χαρακτηριστικά 287.5 bar, 600 °C και ανάθερμος ατμός με χαρακτηριστικά 61.3 bar και 620 °C.



**Εικόνα 6-8:** PFD τεχνολογίας carbonation-calcination ως περίπτωση new build με δύο ατμοστρόβιλους



**Εικόνα 6-9:** PFD τεχνολογίας carbonation-calcination ως βέλτιστη περίπτωση new build με δύο ατμοστρόβιλους

Σε περίπτωση λειτουργίας χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub> η όλη εγκατάσταση μπορεί να λειτουργήσει κανονικά χωρίς να τίθεται σε λειτουργία η μονάδα δέσμευσης. Η μη λειτουργία της μονάδας δέσμευσης έχει ως συνέπεια τη μη παροχή θερμού νερού ψύξης προς τον πρώτο και δεύτερο εναλλάκτη που χρησιμοποιούνται ως αναγεννητικοί προθερμαντές του κυρίως τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης. Προκειμένου να επιτευχθεί η επιθυμητή τελική θερμοκρασία του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης κατά την είσοδό του στον απαερωτή απαιτείται επιπλέον θερμότητα από τον τρίτο και τέταρτο προθερμαντή χαμηλής πίεσης, που λειτουργούν με απομάστευση ατμού από τον ατμοστρόβιλο, με αποτέλεσμα μια ελαφρά μείωση της ηλεκτροπαραγωγής. Από τους υπολογισμούς προέκυψε μείωση από 330.6 MWe σε 327.4 MWe και από 304.2 MWe σε 300.9 MWe για τη μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή αντίστοιχα.

Οι περιπτώσεις που εξετάστηκαν είναι οι ίδιες με την χρήση ενός κοινού ατμοστρόβιλου. Ο πίνακας 6-3 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα των θερμοδυναμικών υπολογισμών.

**Πίνακας 6-3:** Βασικά αποτελέσματα για περίπτωση δύο ατμοστροβίλων

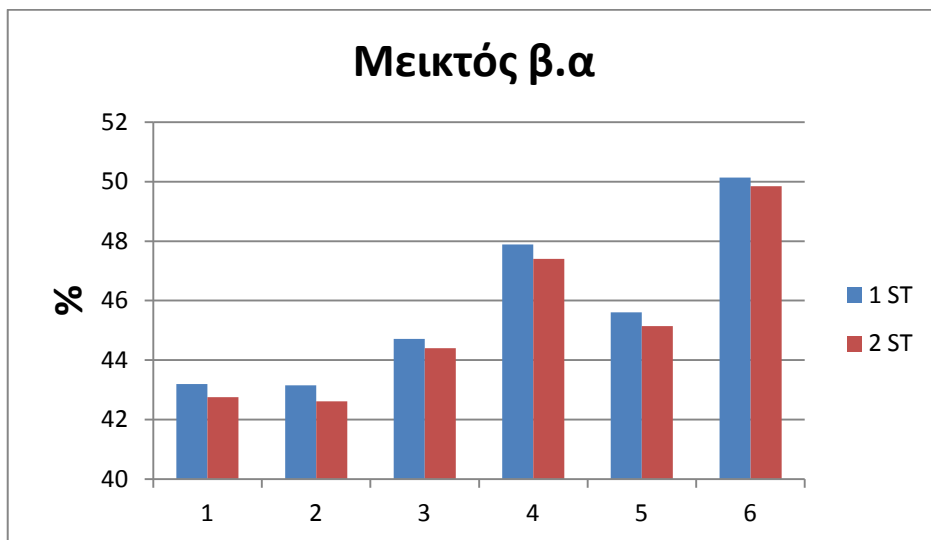
<b>ΕΞΕΤΑΖΟΜΕΝΗ ΠΕΡΙΠΤΩΣΗ</b>		<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	677.9	581.5	557.7	595.3	567	641.8
Μεικτός β.α	%	42.76	42.62	44.40	47.40	45.14	49.84
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	481.9	420.1	405.6	428.5	420.1	466.8
Καθαρός β.α	%	30.40	30.79	32.29	34.12	33.44	36.25
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	95.3	82.3	75.9	75.9	75.9	77.1
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	60.5	43.9	35.7	35.8	35.8	36.5
Συνολική παραγωγή υπέρθερμου ατμού	kg/s	504.8	434.5	418.8	449.2	450.4	448.8
Συνολική παραγωγή ανάθερμου ατμού	kg/s	465.3	394.8	379	406.8	408.1	396.3
Μάζα CO <sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί στον ασβεστοποιητή	kg/s	19.2	13.9	11.4	11.4	11.4	11.6
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον κυρίως λέβητα	kg/s	98.16	98.16	98.16	98.16	98.16	100.95
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον κυρίως λέβητα	kg/s	-	-	-	70.5	70.5	72.5
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	101.2	73.4	59.8	59.8	59.8	61
Σχετική κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	50.76	42.78	37.86	37.86	37.86	37.67
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	-	-	42.94	42.94	42.94	43.8
Σχετική κατανάλωση ξηρού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	-	-	30.43	30.43	30.43	30.26
Μάζα CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	189.2	163.3	150.7	150.7	150.7	153.9
Ειδική δέσμευση CO <sub>2</sub>	kg/MWh <sub>e.net</sub>	1413.4	1399.4	1337.6	1266.1	1291.4	1186.9
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	3278.2	3083.1	2385.3	1862.4	2136.0	1801.1

#### 6.3.4. Συμπεράσματα

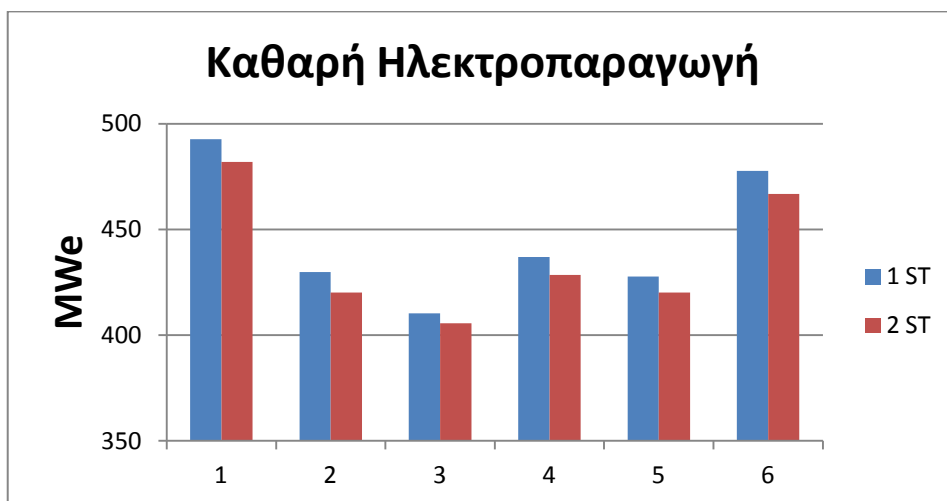
Τα παρακάτω διαγράμματα παρουσιάζουν γραφικά τα αποτελέσματα των υπολογισμών με χρήση ενός ενιαίου και δύο ξεχωριστών ατμοστροβίλων.



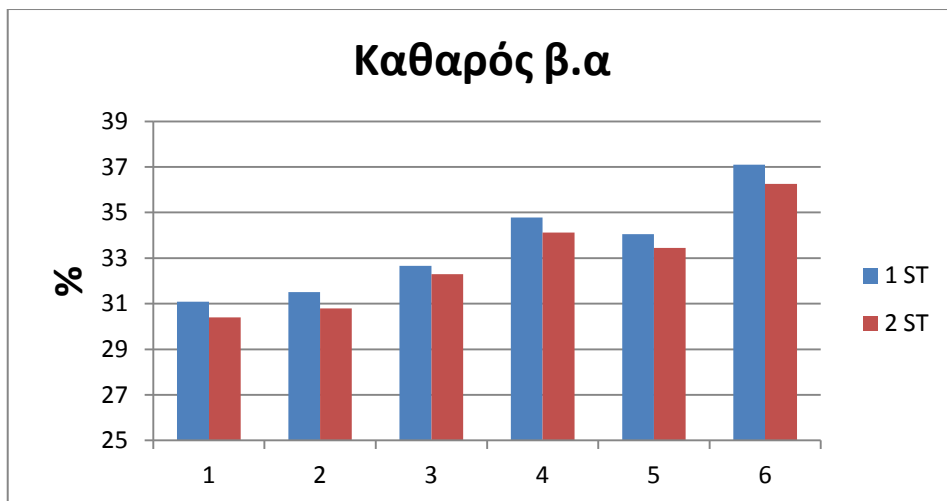
**Εικόνα 6-10:** Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή



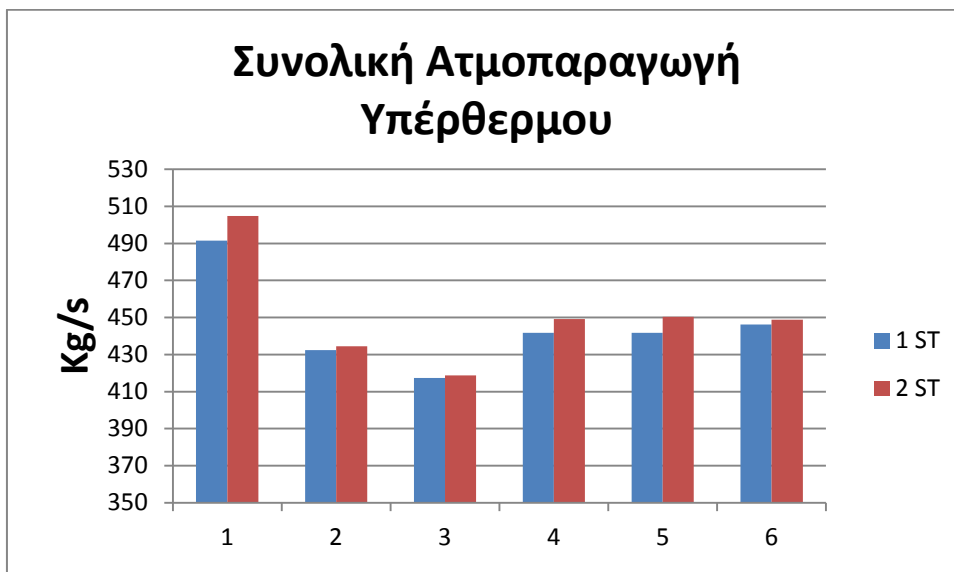
Εικόνα 6-11: Μεικτός β.α



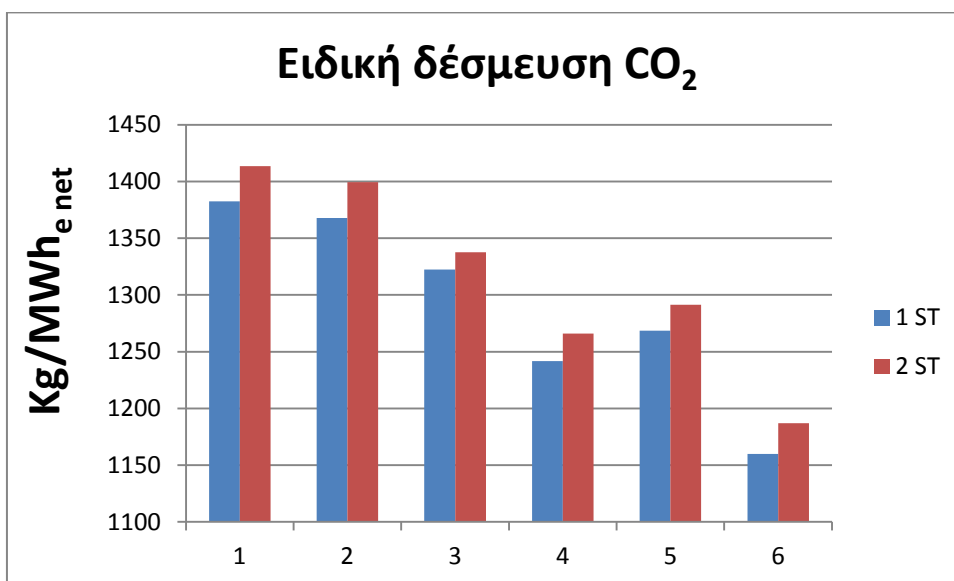
Εικόνα 6-12: Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή



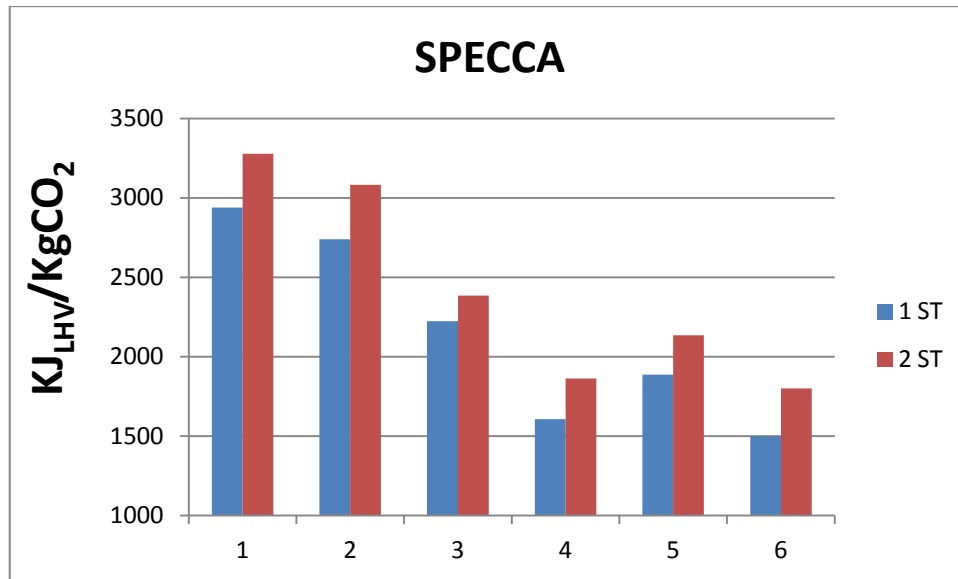
Εικόνα 6-13: Καθαρός β.α



Εικόνα 6-14: Συνολική ατμοπαραγωγή υπέρθερμου



Εικόνα 6-15: Ειδική δέσμευση CO<sub>2</sub>



Εικόνα 6-16: Συντελεστής SPECÇA

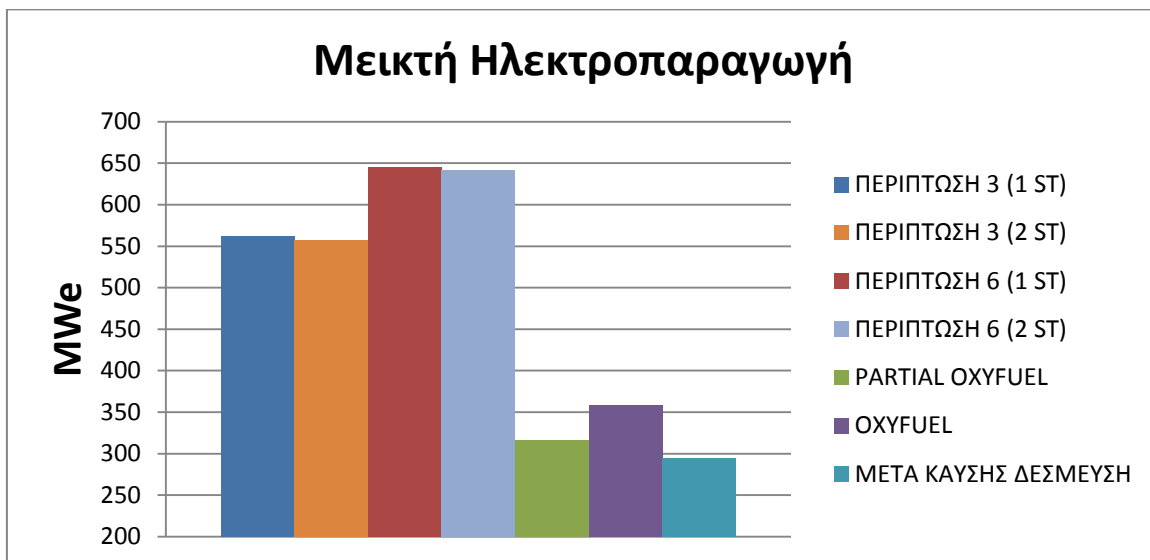
Από την εικόνα 6-14 προκύπτει ότι η χρήση δύο ατμοστροβίλων αντί για ενός προκαλεί μια ελαφρά αύξηση της ατμοπαραγωγής σε όλες τις εξεταζόμενες περιπτώσεις. Ο λόγος είναι ότι στην περίπτωση χρήσης ενός ατμοστροβίλου χρησιμοποιείται μέρος της θερμικής ενέργειας του καυσαερίου που εξέρχεται από τον ανθρακοποιητή για την αναγεννητική προθέρμανση τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης του κυρίως κυκλώματος νερού-ατμού, επομένως το καυσαέριο μετά την έξοδο του από τον τελευταίο εναλλάκτη και πριν την είσοδο του στον προθερμαντή πρέπει να έχει ικανή θερμότητα ώστε να είναι σε θέση να προθερμάνει το τροφοδοτικό νερό, δεδομένου ότι η τελική θερμοκρασία εξόδου του στο περιβάλλον είναι ίδια σε όλες τις περιπτώσεις. Αυτό οδηγεί σε μια ελαφρά μείωση της παραγωγής ατμού από το δευτερεύον κύκλωμα. Από την άλλη όμως μεριά, η επιπλέον απαίτηση σε απομάστευση ατμού για την προθέρμανση του τροφοδοτικού νερού χαμηλής πίεσης του κυρίως κυκλώματος στην περίπτωση χρήσης δύο ατμοστροβίλων μειώνει την παροχή ατμού στη χαμηλή βαθμίδα του ατμοστροβίλου με αποτέλεσμα τη μείωση της ηλεκτροπαραγωγής από αυτή.

### 6.3.5. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

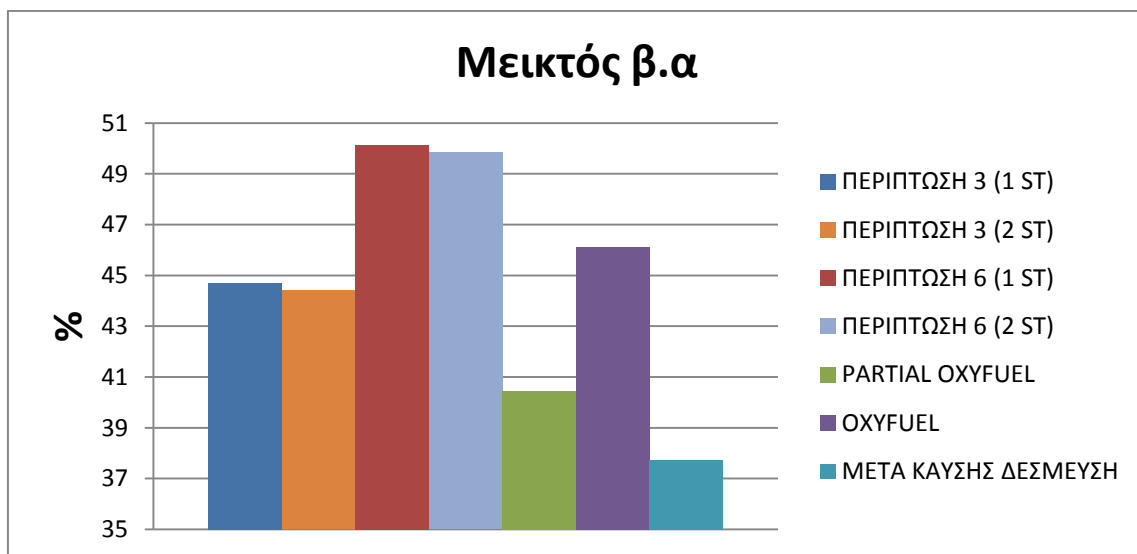
Οι εικόνα 6-17 έως εικόνα 6-21 παρουσιάζουν σε γραφική μορφή τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση μεταξύ της εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης σε ένα νέο σταθμό ηλεκτροπαραγωγής με χρήση ενός και δύο ατμοστροβίλων για τα δύο κυκλώματα νερού-ατμού με τις τεχνολογίες δέσμευσης καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel), καθαρού οξυγόνου (oxyfuel) και μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από αμίνες.

Για την τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης παρατίθενται οι εξεταζόμενες περιπτώσεις 3 και 6 που αποτελούν τις περισσότερες ελκυστικές και εφικτές περιπτώσεις για την κατασκευή ενός νέου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής. Για τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης ελήφθησαν τα αποτελέσματα που προκύπτουν από τους υπολογισμούς με ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας από το σύστη-

μα δέσμευσης στο κύκλωμα νερού-ατμού του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής αφού πρόκειται για σύγκριση νέων σταθμών.

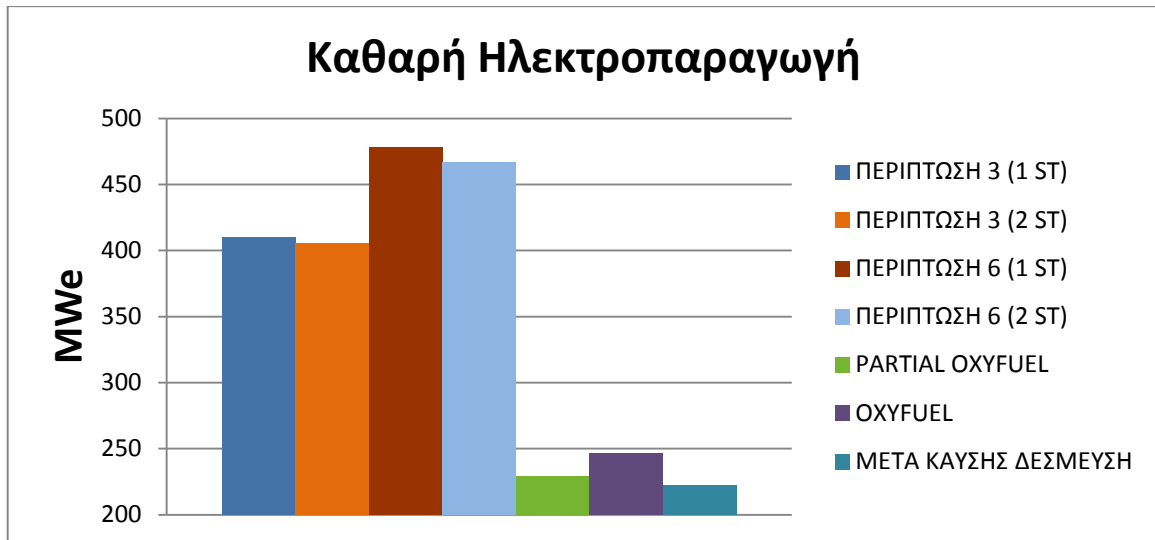


Εικόνα 6-17: Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή

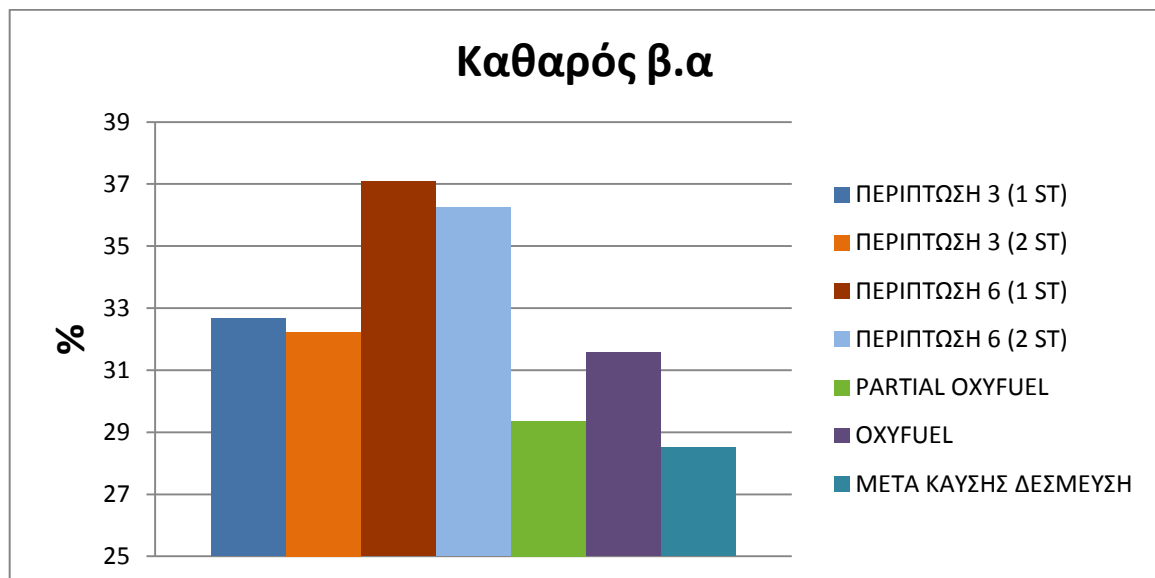


Εικόνα 6-18: Μεικτός β.α

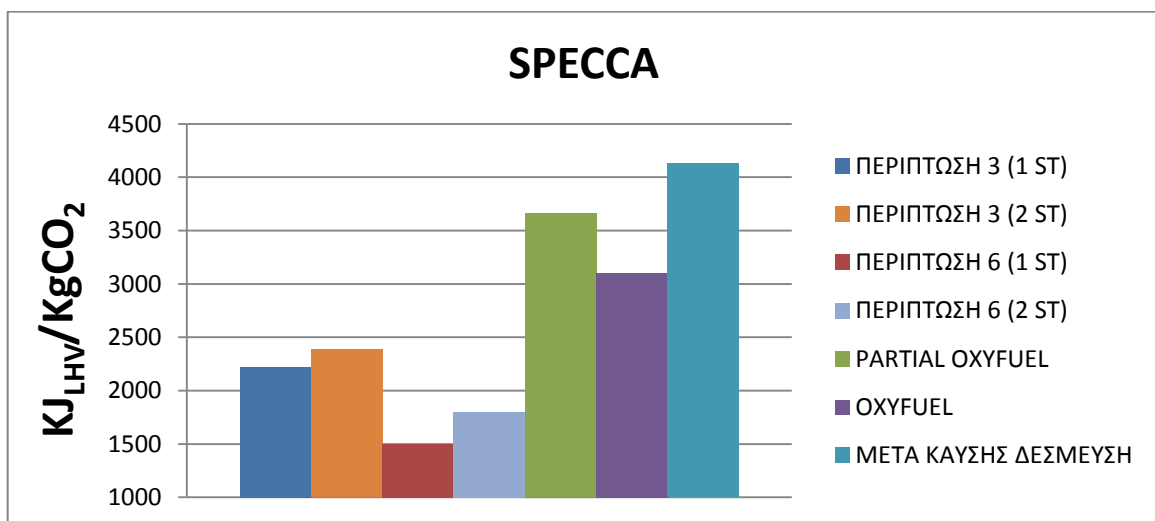




Εικόνα 6-19: Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή



Εικόνα 6-20: Καθαρός β.α



Εικόνα 6-21: Συντελεστής SPECCA

Από τα παραπάνω διαγράμματα προκύπτει ότι η τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης έχει μεγαλύτερη παραγωγή μεικτής και καθαρής ηλεκτρικής ενέργειας συγκριτικά με κάθε άλλη τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> λόγω της ύπαρξης μεγάλης ποσότητας χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης, θερμότητα που μπορεί να ενσωματωθεί σε ένα δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού. Αυτό αυξάνει σημαντικά το βαθμό απόδοσης αυτής της τεχνολογίας σε σχέση με τις υπόλοιπες που παρουσιάζονται. Οι παραπάνω διαφορές είναι σημαντικά μεγαλύτερες αν κοιτάξουμε την εφαρμογή της βελτιωμένης περίπτωσης αυτής της τεχνολογίας (εξεταζόμενη περίπτωση 6). Λόγω αύξησης του β.α σε σχέση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης, ο συντελεστής SPEC<sub>CA</sub> είναι κατά πολύ χαμηλότερος για την τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης.

Οι διαφορές στο μεικτό και καθαρό βαθμό απόδοσης της υπό εξέταση τεχνολογίας με την τεχνολογία καθαρού οxyfuel δεν είναι τόσο σημαντικές. Ωστόσο, λόγω της αρκετά μεγαλύτερης παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ο συντελεστής SPEC<sub>CA</sub> είναι σημαντικά μικρότερος κάνοντας περισσότερο αποδοτική αυτήν την τεχνολογία για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>.

#### **6.4.Εφαρμογή ως τροποποίηση υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής (retrofit)**

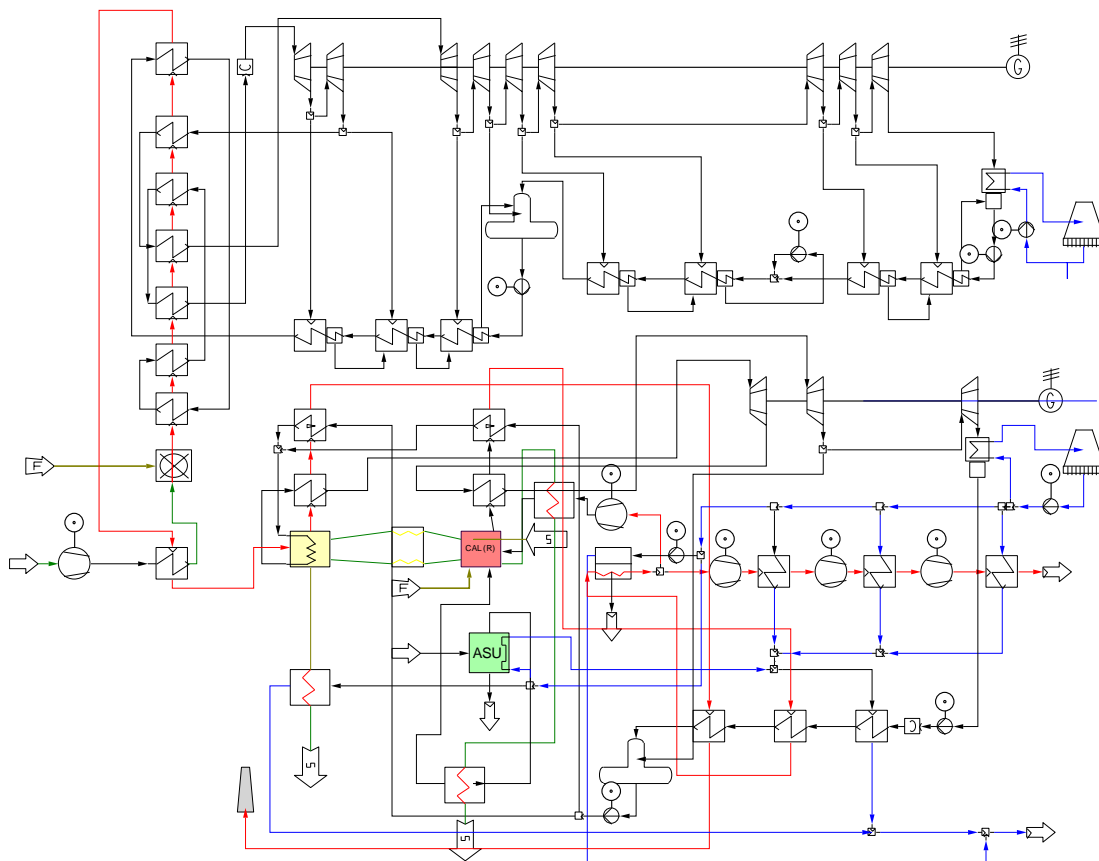
##### **6.4.1. Γενικά**

Προσομοιώσεις πραγματοποιήθηκαν για την περίπτωση της χρήσης της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης ως μετά την καύση τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από τον ατμοηλεκτρικό σταθμό της Μελίτης-Αχλάδας (ως περίπτωση μετασκευής-retrofit case).

Το δευτερεύον κύκλωμα του νερού-ατμού περιγράφηκε στην παράγραφο 6.2. Στην περίπτωση αυτή δεν είναι δυνατή η ενσωμάτωση θερμότητας στον αρχικό κύκλο νερού-ατμού. Ωστόσο, όπως αναφέρθηκε στην παράγραφο 6.2 μέρος της μη εκμεταλλεύσιμης θερμικής ενέργειας του ψυκτικού νερού που χρησιμοποιείται στις θερμικές διεργασίες της δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, μπορεί να χρησιμοποιηθεί για τηλεθέρμανση γειτονικών περιοχών, αυξάνοντας το συνολικό βαθμό απόδοσης της όλης εγκατάστασης.

Για λόγους σύγκρισης πραγματοποιήθηκαν υπολογισμοί και για περιπτώσεις όπου δεν υπάρχει ανακυκλοφορία του ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή. Ωστόσο μια τέτοια περίπτωση θα οδηγούσε σε εξαιρετικά υψηλές θερμοκρασίες στην περιοχή της καύσης στη ρευστοποιημένη κλίνη που είναι απαγορευτικές για την αντοχή των υλικών κατασκευής της κλίνης.

Το διάγραμμα ροής που κατασκευάστηκε για τους υπολογισμούς σε αυτή την περίπτωση για χρήση φυσικού καυσίμου, προξηραμένου καυσίμου σε σύστημα ξήρανσης τύπου WTA και προξηραμένου καυσίμου σε σύστημα ξήρανσης σωληνωτού τύπου, φαίνεται στην εικόνα 6-22, εικόνα 6-23 και εικόνα 6-24 αντίστοιχα.



Εικόνα 6-22: PFD για χρήση ως περίπτωση μετασκευής

#### 6.4.2. Εξεταζόμενες περιπτώσεις (cases) – Αποτελέσματα

Παρακάτω περιγράφονται οι περιπτώσεις εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης για τη δέσμηση του CO<sub>2</sub>. Οι υπό εξέταση περιπτώσεις ομαδοποιήθηκαν με κριτήριο την χρήση ή όχι ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή και τη χρήση φυσικού ή προξηραμένου συμπληρωματικού καυσίμου για την καύση σε αυτόν. Όπως αναφέρθηκε η μη χρήση ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή παρουσιάζεται μόνο για λόγους σύγκρισης και πρακτικά είναι μη εφικτή.

#### A. ΠΕΡΙΠΤΩΣΕΙΣ ΧΩΡΙΣ ΑΝΑΚΥΚΛΟΦΟΡΙΑ ΨΥΧΡΟΥ CO<sub>2</sub> ΣΤΟΝ ΑΣΒΕΣΤΟΠΟΙΗΤΗ

##### Περίπτωση 1: Απλή εφαρμογή της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης

Στην περίπτωση αυτή, εφαρμόζεται η υπό εξέταση τεχνολογία υποθέτοντας πως δε γίνεται ανακυκλοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> στην καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ δεν

έχει τοποθετηθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή χρησιμοποιείται φυσικός λιγνίτης.

### **Περίπτωση 2: Χρήση φυσικού λιγνίτη με εναλλάκτη θερμότητας στερεών ρευμάτων**

Σε αυτήν την περίπτωση, έχει εγκατασταθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων που κυκλοφορούν από τον ανθρακοποιητή προς τον ασβεστοποιητή, με σκοπό τη μείωση της κατανάλωσης του συμπληρωματικού καυσίμου και την αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της εγκατάστασης.

### **Περίπτωση 3: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο**

Εδώ χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρανσή του, επιλέγει ξηραντήρας ρευστοποιημένης κλίνης τύπου WTA. Επίσης δεν έχει εγκατασταθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων και δε γίνεται ανακυκλοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή. Η ποσότητα του ξηρού καυσίμου που καίγεται στον κυρίως λέβητα είναι τέτοια ώστε με την καύση της να προσδίδει ίδια θερμότητα με αυτή που δίδει το φυσικό καύσιμο.

### **Περίπτωση 4: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο και εναλλάκτη θερμότητας στερεών ρευμάτων**

Στην περίπτωση αυτή εξετάζεται η προξήρανση του λιγνίτη που χρησιμοποιείται ως συμπληρωματικό καύσιμο σε σύστημα ξήρανσης τύπου WTA ενώ έχει επιπρόσθετα εγκατασταθεί και εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων.

Ο πίνακας 6-4 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα των προσομοιώσεων για τις παραπάνω περιπτώσεις.

**Πίνακας 6-4:** Βασικά αποτελέσματα χωρίς ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>

<b>ΕΞΕΤΑΖΟΜΕΝΗ ΠΕΡΙΠΤΩΣΗ</b>		<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	657.2	563.6	627.4	541.3
Μεικτός β.α	%	42.16	41.70	43.99	43.45
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	465.3	404.4	447.6	391.4
Καθαρός β.α	%	29.85	29.92	31.38	31.42
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	93.8	81.6	85.9	75.3
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	58.6	42.9	48.6	35
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού από το δευτερεύον κύκλωμα	kg/s	224.8	157.3	204.6	142.2
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	97.9	71.8	81.2	58.5
Σχετική κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	49.93	42.25	45.27	37.34
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	-	-	58.3	42
Σχετική κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	-	-	37.26	29.97
Θερμότητα που μπορεί να δοθεί για τηλεθέρμανση	MW <sub>th</sub>	58.20	47.40	51.20	41.90
Συνολικός καθαρός βαθμός απόδοσης (μαζί με τηλεθέρμανση)	%	33.58	33.43	34.97	34.78
Μάζα CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	186.1	161.8	170.6	149.5
Ειδική δέσμευση CO <sub>2</sub>	kg/MWh <sub>e net</sub>	1439.8	1440.4	1372.1	1375.1
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	3562.6	3526.7	2797.1	2782.8

## **Β. ΠΕΡΙΠΤΩΣΕΙΣ ΜΕ ΑΝΑΚΥΚΛΟΦΟΡΙΑ ΨΥΧΡΟΥ CO<sub>2</sub> ΣΤΟΝ ΑΣΒΕΣΤΟΠΟΙΗΤΗ ΚΑΙ ΧΡΗΣΗ ΦΥΣΙΚΟΥ ΛΙΓΝΙΤΗ**

### **Περίπτωση 5: Απλή χρήση φυσικού λιγνίτη**

Στην περίπτωση αυτή, χρησιμοποιήθηκε φυσικός λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ δεν έχει εγκατασταθεί εναλλακτής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων.

### **Περίπτωση 6: Χρήση φυσικού λιγνίτη και εγκατάσταση εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων**

Εδώ χρησιμοποιείται φυσικός λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή και ταυτόχρονα έχει εγκατασταθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων.

Ο πίνακας 6-5 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα των προσομοιώσεων για τις παραπάνω περιπτώσεις.

**Πίνακας 6-5:** Βασικά αποτελέσματα με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub> και χρήση φυσικού λιγνίτη

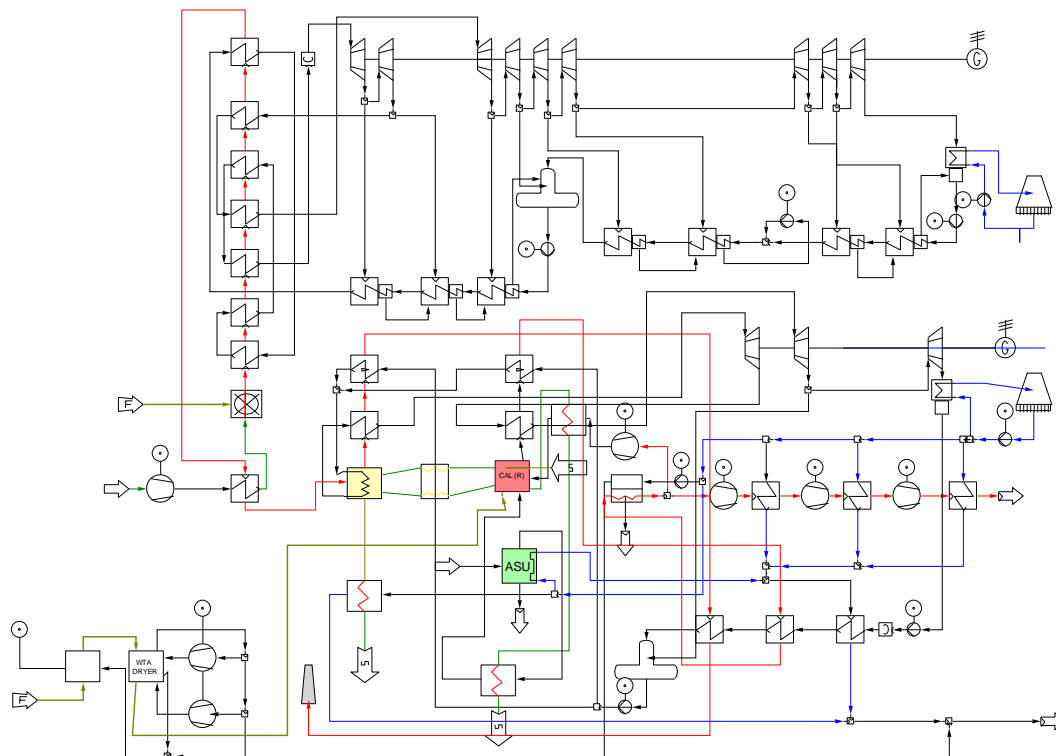
ΕΞΕΤΑΖΟΜΕΝΗ ΠΕΡΙΠΤΩΣΗ		5	6
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	667.2	571
Μεικτός β.α	%	42.16	41.71
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	470.8	408.5
Καθαρός β.α	%	29.75	29.84
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	95.1	82.6
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	60.3	44.3
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού από το δευτερεύον κύκλωμα	kg/s	231.4	162.3
Μάζα CO <sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί στον ασβεστοποιητή	kg/s	19.2	14.1
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	100.8	74
Σχετική κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	50.66	42.98
Θερμότητα που μπορεί να δοθεί για τηλεθέρμανση	MW <sub>th</sub>	59.30	48.30
Συνολικός καθαρός βαθμός απόδοσης (μαζί με τηλεθέρμανση)	%	33.50	33.37
Μάζα CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	188.8	163.9
Ειδική δέσμευση CO <sub>2</sub>	kg/MWh <sub>e net</sub>	1443.7	1444.4
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	3615.3	3569.7

## Γ. ΠΕΡΙΠΤΩΣΕΙΣ ΜΕ ΑΝΑΚΥΚΛΟΦΟΡΙΑ ΨΥΧΡΟΥ CO<sub>2</sub> ΣΤΟΝ ΑΣΒΕΣΤΟΠΟΙΗΤΗ ΚΑΙ ΧΡΗΣΗ ΠΡΟΞΗΡΑΜΕΝΟΥ ΛΙΓΝΙΤΗ

### Περίπτωση 7: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο και εναλλακτική στερεών ρευμάτων με ξήρανση του καυσίμου σε ξηραντή τύπου WTA

Εδώ χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρανσή του χρησιμοποιήθηκε ξηραντής ρευστοποιημένης κλίνης, τύπου WTA. Η ποσότητα του ξηρού καυσίμου που καίγεται στον κυρίως λέβητα είναι τέτοια ώστε με την καύση της να προσδίδει ίδια θερμότητα με το φυσικό καύσιμο. Επιπρόσθετα έχει εγκατασταθεί και εναλ-

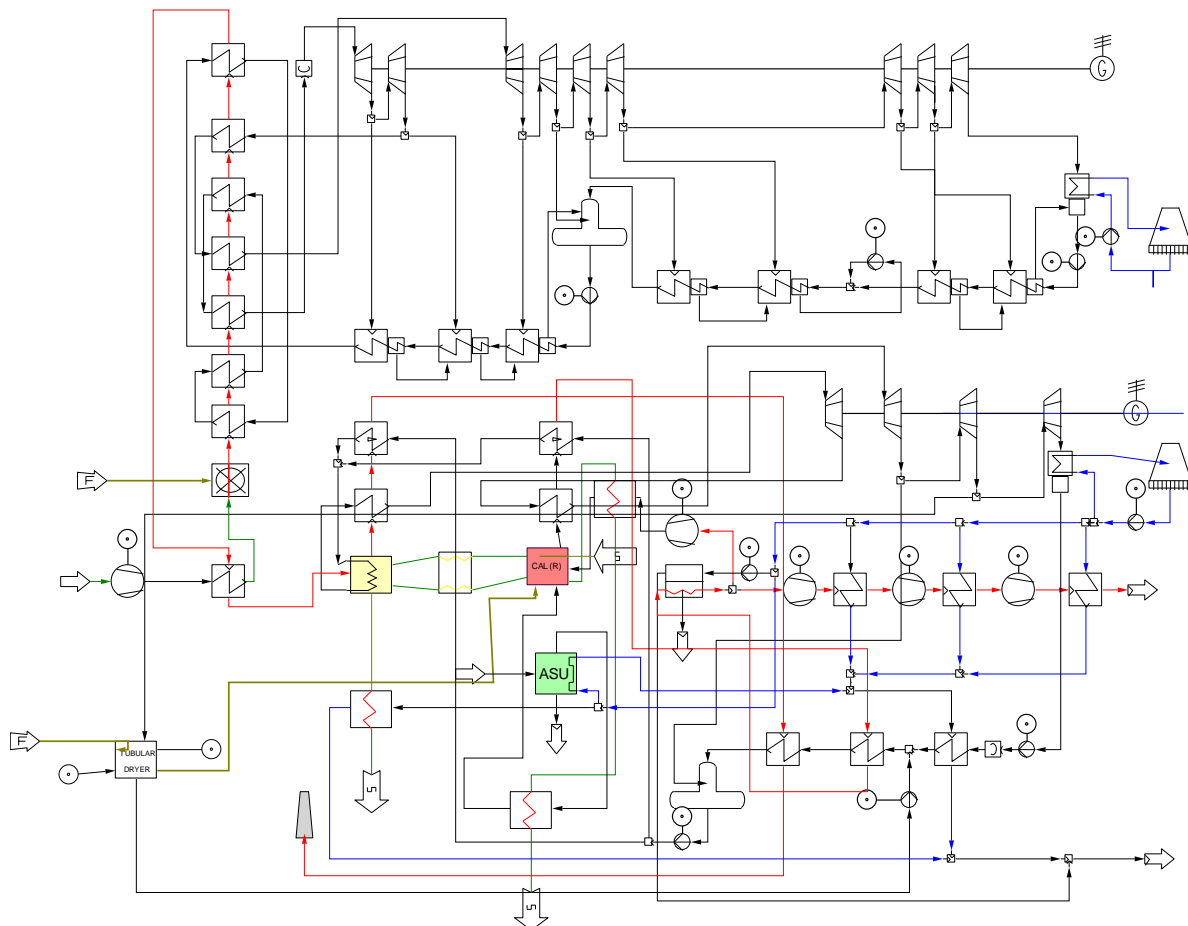
λάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Το διάγραμμα ροής που δημιουργήθηκε για αυτήν την περίπτωση, φαίνεται στην εικόνα 6-23.



**Εικόνα 6-23:** PFD για χρήση ως περίπτωση μετασκευής με χρήση προξηραμένου καυσίμου σε ξηραντή WTA

**Περίπτωση 8: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο και εναλλάκτη στερεών ρευμάτων με ξήρανση του καυσίμου σε ξηραντή σωληνωτού τύπου**

Σε αυτήν την περίπτωση χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρανσή του χρησιμοποιήθηκε ξηραντής σωληνωτού τύπου (tubular dryer) και έχει εγκατασταθεί εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Το διάγραμμα ροής που δημιουργήθηκε για αυτήν την περίπτωση, φαίνεται στην εικόνα 6-24.



**Εικόνα 6-24:** PFD για χρήση ως περίπτωση μετασκευής με χρήση προξηραμένου καυσίμου σε ξηραντή σωληνωτού τύπου

### **Περίπτωση 9: Χρήση βελτιστοποιημένου δευτερεύοντος κύκλου νερού-ατμού**

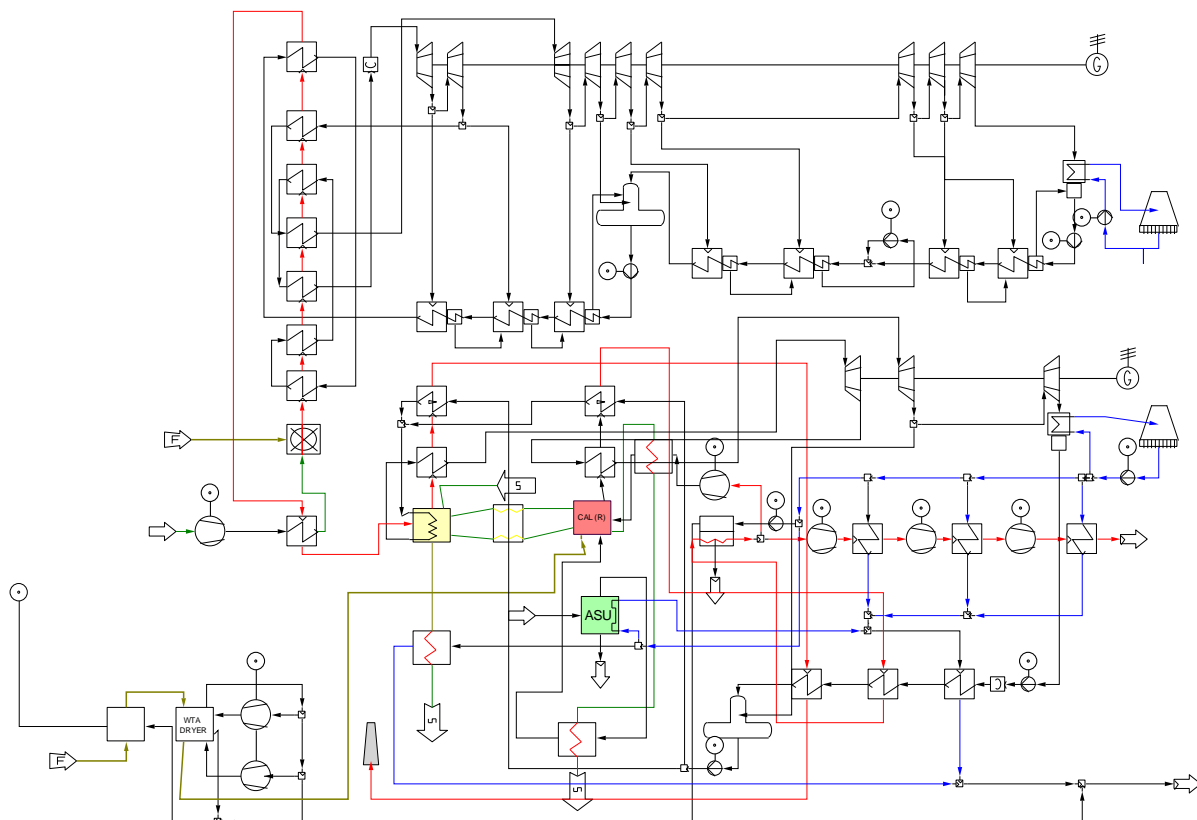
Στην περίπτωση αυτή χρησιμοποιήθηκε προξηραμένος λιγνίτης ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή, ενώ για την ξήρασή του χρησιμοποιήθηκε ξηραντής ρευστοποιημένης κλίνης τύπου WTA ενώ, έχει εγκατασταθεί και εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Το δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού λειτουργεί με βάση τον υπερκρίσιμο βελτιστοποιημένο κύκλο λειτουργίας που έχει προταθεί για την κατασκευή του ΑΗΣ της Φλώρινας II και περιγράφηκε στην παράγραφο 6.3.2, δηλαδή ατμός με χαρακτηριστικά υπέρθερμου 287.5 bar, 600 °C και ανάθερμου ατμού 61.3 bar και 620 °C. Η περίπτωση αυτή μαζί με την περίπτωση 7 αποτελούν τις πλέον ελκυστικές περιπτώσεις εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ως περίπτωση μετασκευής αφού είναι οι περισσότερο αποδοτικές και τεχνικά εφαρμόσιμες περιπτώσεις.

### **Περίπτωση 10: Χρήση προξηραμένου λιγνίτη, εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και είσοδο φρέσκου CaCO<sub>3</sub> στον ανθρακοποιητή αντί τον ασβεστοποιητή**

Σε όλες τις παραπάνω εξεταζόμενες περιπτώσεις, η ποσότητα του φρέσκου CaCO<sub>3</sub> (make-up) που απαιτείται να μπαίνει στο σύστημα ώστε να είναι αυτό πάν-



τα ικανό να απορροφά το CO<sub>2</sub> των καυσαερίων, εισέρχεται στον ασβεστοποιητή. Στην περίπτωση αυτή υποτέθηκε ότι η συμπλήρωση του CaCO<sub>3</sub> γίνεται στον ανθρακοποιητή αντί του ασβεστοποιητή, ενώ χρησιμοποιείται προξηραμένος λιγνίτης για την καύση στον ασβεστοποιητή και ενδιάμεσος εναλλάκτης θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων. Το διάγραμμα ροής που δημιουργήθηκε για αυτήν την περίπτωση, φαίνεται στην εικόνα 6-25.



**Εικόνα 6-25:** PFD για χρήση ως περίπτωση μετασκευής με χρήση προξηραμένου καυσίμου και είσοδο του CaO στον ανθρακοποιητή

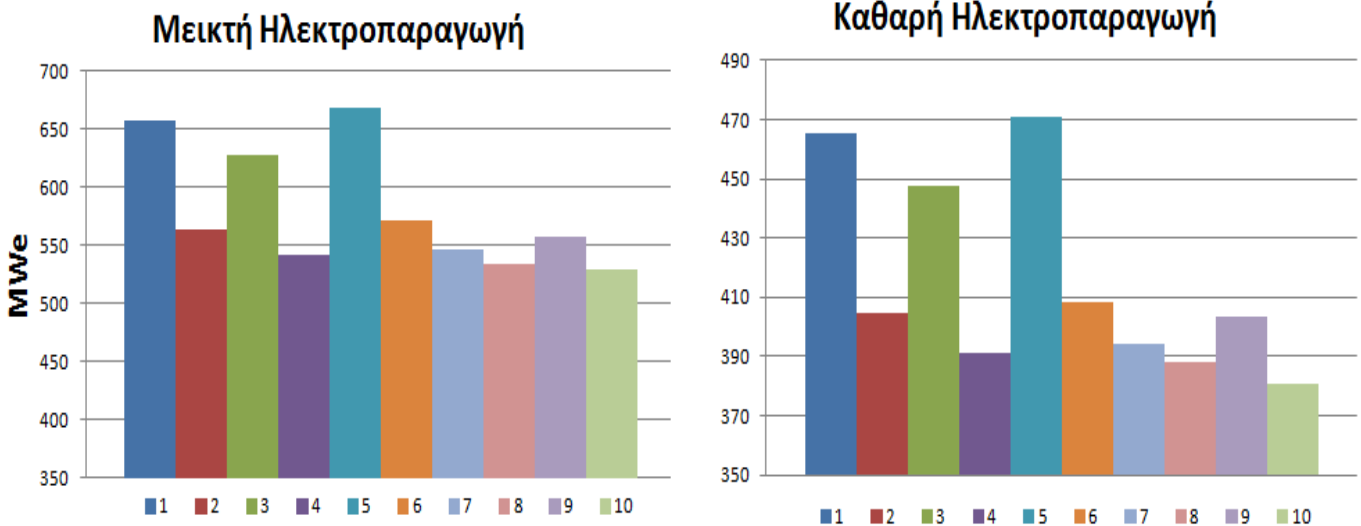
Ο πίνακας 6-6 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα των προσομοιώσεων για τις παραπάνω περιπτώσεις.

**Πίνακας 6-6:** Βασικά αποτελέσματα με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub> και χρήση προξηραμένου λιγνίτη

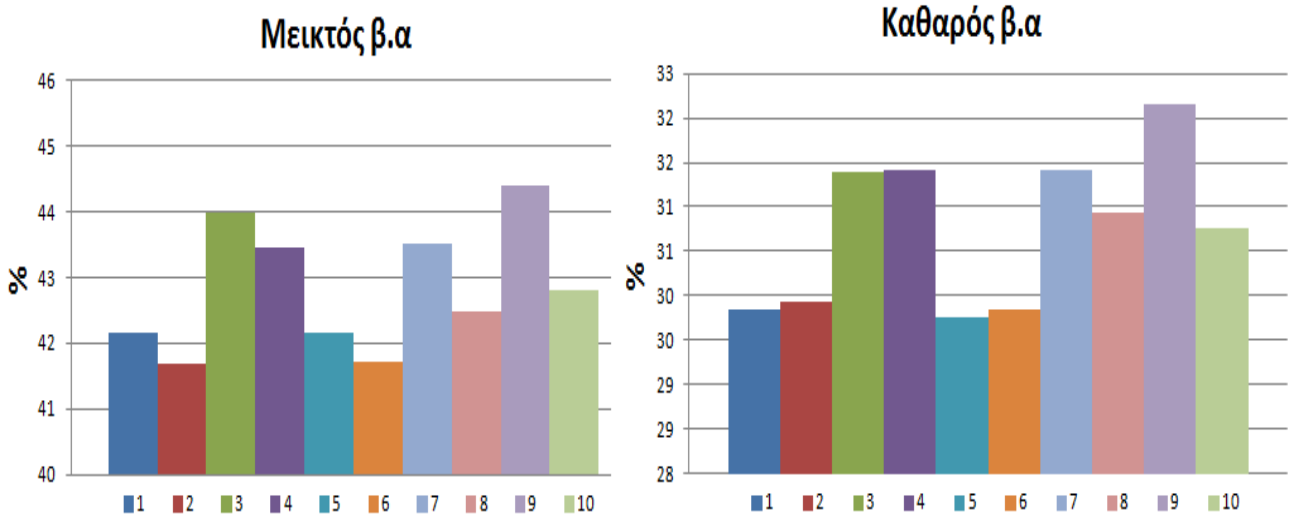
<b>ΕΞΕΤΑΖΟΜΕΝΗ ΠΕΡΙΠΤΩΣΗ</b>		<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	546.5	533.4	557.2	529.3
Μεικτός β.α	%	43.52	42.48	44.38	42.8
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>e</sub>	394.4	388.3	403.6	380.4
Καθαρός β.α	%	31.41	30.92	32.15	30.76
Κατανάλωση ενέργειας για τη συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MW <sub>e</sub>	75.9	75.9	75.9	75
Κατανάλωση ενέργειας στην ASU	MW <sub>e</sub>	35.7	35.7	35.7	34.3
Παραγωγή υπέρθερμου ατμού από το δευτερεύον κύκλωμα	kg/s	145.7	145.7	135.1	135.5
Μάζα CO <sub>2</sub> που ανακυκλοφορεί στον ασβεστοποιητή	kg/s	11.3	11.3	11.35	10.9
Κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	59.7	59.7	59.7	57.4
Σχετική κατανάλωση φυσικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	37.82	37.82	37.82	36.90
Κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	kg/s	42.9	42.9	42.9	41.2
Σχετική κατανάλωση ξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή	% του συνολικού	30.41	30.41	30.41	29.56
Θερμότητα που μπορεί να δοθεί για τηλεθέρμανση	MW <sub>th</sub>	42.50	42.50	42.50	41.6
Συνολικός καθαρός βαθμός απόδοσης (μαζί με τηλεθέρμανση)	%	34.79	34.31	35.53	34.39
Μάζα CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	150.6	150.6	150.6	148.8
Ειδική δέσμευση CO <sub>2</sub>	kg/MWh <sub>e,net</sub>	1374.6	1396.2	1343.3	1396.1
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	2787.1	3018.7	2449.4	3101.4

#### 6.4.3. Σύγκριση αποτελεσμάτων- Σχολιασμός

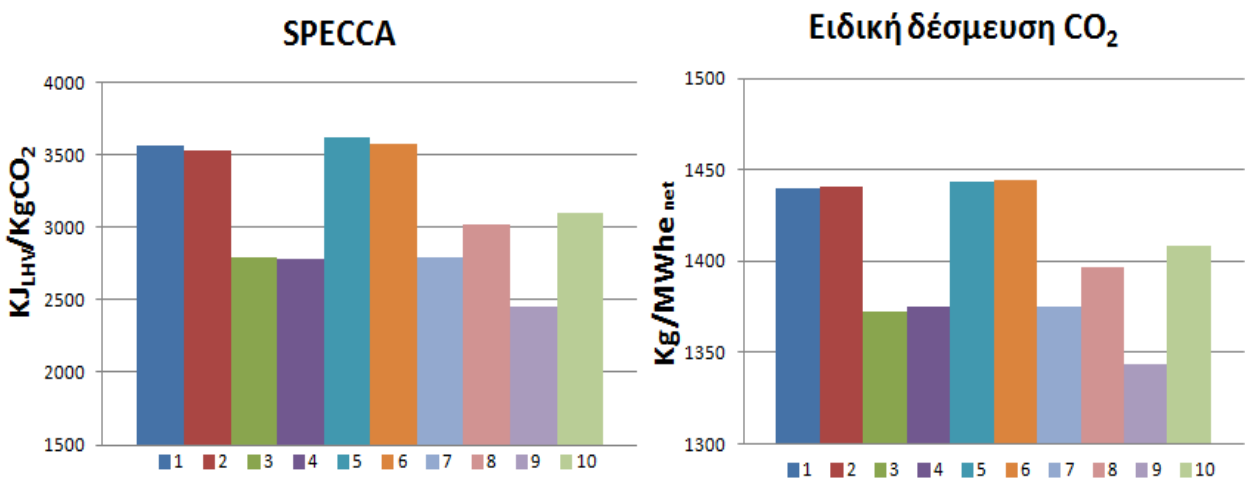
Τα παρακάτω διαγράμματα παρουσιάζουν σε γραφική μορφή τα βασικά αποτελέσματα των θερμοδυναμικών υπολογισμών για όλες τις εξεταζόμενες περιπτώσεις.



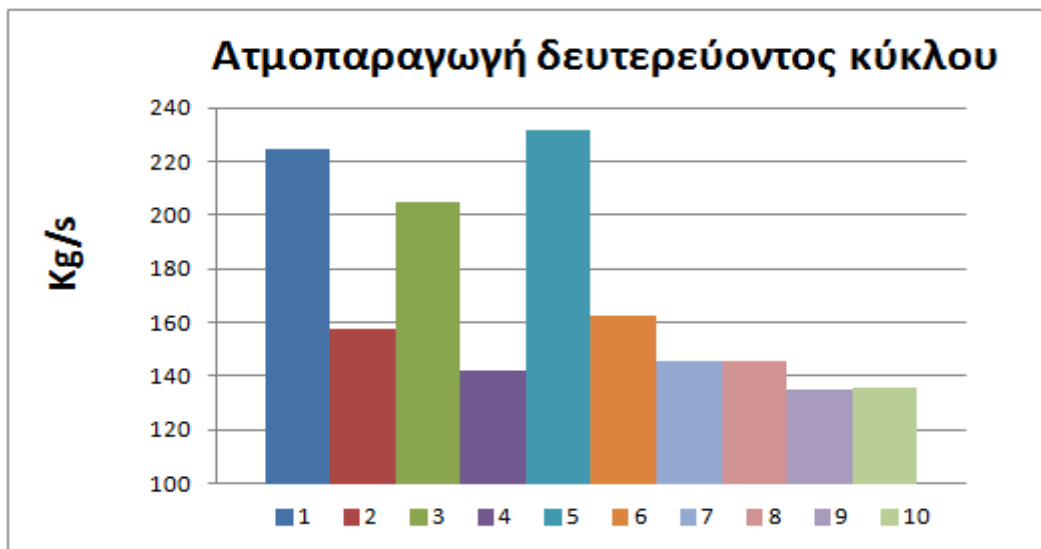
Εικόνα 6-26: Μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή για όλες τις περιπτώσεις



Εικόνα 6-27: Μεικτός και καθαρός β.α για όλες τις περιπτώσεις



Εικόνα 6-28: Συντελεστής SPECCA και ειδική δέσμευση του CO<sub>2</sub> για όλες τις περιπτώσεις



Εικόνα 6-29: Ατμοπαραγωγή δευτερεύοντος κύκλου για όλες τις περιπτώσεις

Τα αποτελέσματα των προσομοιώσεων δείχνουν ότι η δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία ασβεστοποίησης- ανθρακοποίησης προκαλεί μια σημαντική αύξηση στην ηλεκτρική παραγωγή του σταθμού λόγω της υψηλής παραγωγής θερμότητας από τις διεργασίες της δέσμευσης, το μεγαλύτερο μέρος της οποίας μπορεί να ανακτηθεί από ένα δευτερεύοντα κύκλο νερού-ατμού.

Η ανακυκλοφορία του CO<sub>2</sub> στον ανθρακοποιητή αυξάνει την απαίτηση συμπληρωματικού καυσίμου καθώς υπάρχει απαίτηση για θέρμανση επιπλέον μάζας αερίων και κατά συνέπεια μειώνει το μεικτό και καθαρό ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης της εγκατάστασης σε σύγκριση με τις περιπτώσεις χωρίς ανακυκλοφορία. Η μείωση αυτή περιορίζεται και δεν είναι τόσο σημαντική λόγω της αύξησης της ατμοπαραγωγής από το σύστημα δέσμευσης άρα και της παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας, ως αποτέλεσμα της μεγαλύτερης μάζας του πλούσιου ρεύματος CO<sub>2</sub> που ρέει μέσα από τους εναλλάκτες θερμότητας που βρίσκονται μετά τον ασβεστοποιητή.

Η εγκατάσταση ενός ενδιάμεσου εναλλάκτη θερμότητας στερεών μειώνει τη διαφορά θερμοκρασίας μεταξύ των δύο στερεών ρευμάτων που κινούνται μεταξύ του ανθρακοποιητή και του ασβεστοποιητή με αποτέλεσμα τη μείωση τόσο της κατανάλωσης συμπληρωματικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή όσο και της θερμότητας που εισέρχεται με το στερεό ρεύμα του CaO στον ανθρακοποιητή. Οι μειώσεις αυτές προκαλούν σημαντική μείωση της ατμοπαραγωγής σε σύγκριση με τις αντίστοιχες περιπτώσεις όπου δεν έχουμε εναλλάκτη στερεών, και κατά συνέπεια μείωση στην παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας από το δεύτερο ατμοστρόβιλο. Ωστόσο, η μείωση της κατανάλωσης συμπληρωματικού καυσίμου μειώνει και την απαίτηση σε οξυγόνο καύσης, άρα οδηγεί σε ελαττωμένη κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας στην ASU. Επιπρόσθετα, λόγω μείωσης του παραγόμενου από την καύση στον ασβεστοποιητή CO<sub>2</sub> μειώνεται η απαίτηση σε ηλεκτρική ενέργεια για τη συμπίεσή του. Όλα αυτά προκαλούν μια μη αμελητέα αύξηση του συνολικού καθαρού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης σε σχέση με τις αντίστοιχες περιπτώσεις όπου δεν έχουμε εγκατάσταση εναλλάκτη στερεών.

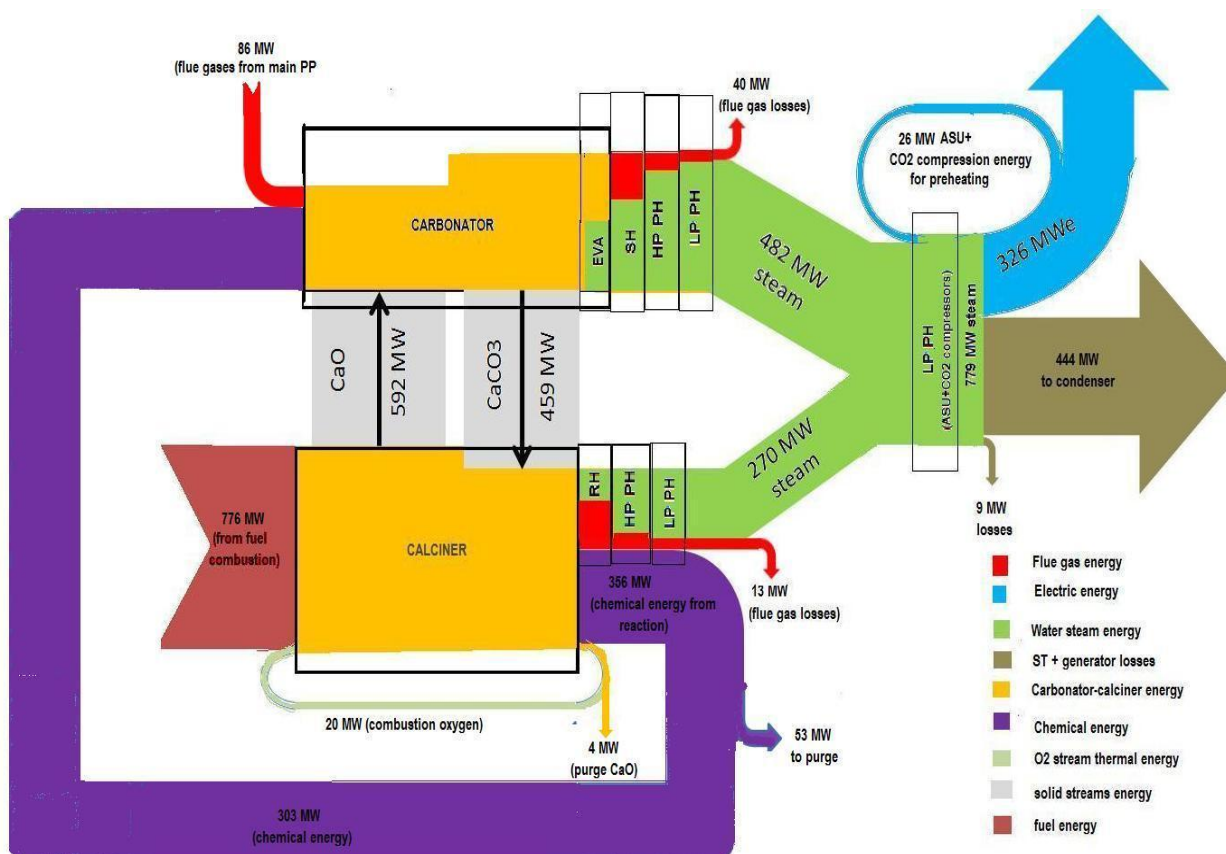
Η χρήση προξηραμένου καυσίμου βελτιώνει σημαντικά τα μειωμένα χαρακτηριστικά καύσης του χρησιμοποιούμενου ελληνικού λιγνίτη και οδηγεί σε σημαντική μείωση στην κατανάλωση φυσικού και ξηραμένου καυσίμου. Αυτό οδηγεί σε μείωση της μάζας του CO<sub>2</sub> που παράγεται από την καύση στον ασβεστοποιητή και κατά συνέπεια προκαλεί μια μείωση στη μάζα του παραγόμενου ατμού από στο δευτερεύον κύκλωμα, άρα και στην ηλεκτροπαραγωγή. Επιπλέον, η ξήρανση του φυσικού καυσίμου απαιτεί μια επιπλέον ενέργεια, ηλεκτρική για σύστημα ξήρανσης τύπου WTA και θερμότητα (μέσω απομάστευσης ατμού) για σύστημα ξήρανσης σωληνωτού τύπου γεγονός που οδηγεί σε μείωση της καθαρής ηλεκτροπαραγωγής. Ωστόσο, ο συνολικός καθαρός βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης αυξάνει σημαντικά, αφενός λόγω μείωσης της κατανάλωσης καυσίμου και αφετέρου λόγω μείωσης της απαίτησης σε οξυγόνο καύσης στον ασβεστοποιητή (άρα μείωση της κατανάλωσης ηλεκτρικής ενέργειας στην ASU) και της μάζας του CO<sub>2</sub> που παράγεται από την καύση (άρα μείωση της κατανάλωσης ηλεκτρικής ενέργειας για τη συμπίεσή του). Η αύξηση του συνολικού καθαρού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης αλλά και η μείωση της επιπλέον ζήτησης καυσίμου για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> (που εκφράζεται με το συντελεστή SPECCA), δείχνουν ότι η χρήση προξηραμένου καυσίμου, ειδικά αν πρόκειται για καύσιμο χαμηλής ποιότητας όπως ο ελληνικός λιγνίτης, είναι απαραίτητη.

Η ταυτόχρονη χρήση προξηραμένου συμπληρωματικού καυσίμου, εναλλάκτη θερμότητας στερεών ρευμάτων και ανακυκλοφορίας CO<sub>2</sub>, εμπεριέχει όλα τα συμπεράσματα που αναφέρθηκαν προηγουμένως. Αναλυτικότερα, σε σύγκριση με την περίπτωση με τη χρήση μόνο προξηραμένου λιγνίτη η κατανάλωση καυσίμου μειώνεται σημαντικά και ο καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης είναι ελαφρώς αυξημένος. Σε σύγκριση με τη χρήση προξηραμένου λιγνίτη και ανακυκλοφορίας CO<sub>2</sub> η κατανάλωση καυσίμου είναι μικρότερη και ο καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης είναι υψηλότερος. Όσον αφορά τη σύγκριση με την περίπτωση χρήσης προξηραμένου λιγνίτη και χρήσης ενδιάμεσου εναλλάκτη θερμότητας η κατανάλωση καυσίμου είναι ελαφρώς αυξημένη και ο καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης είναι χαμηλότερος. Η περίπτωση αυτή φαίνεται να είναι η βέλτιστη περίπτωση, δεδομένου ότι η ανακυκλοφορία του CO<sub>2</sub> είναι επιβεβλημένη.

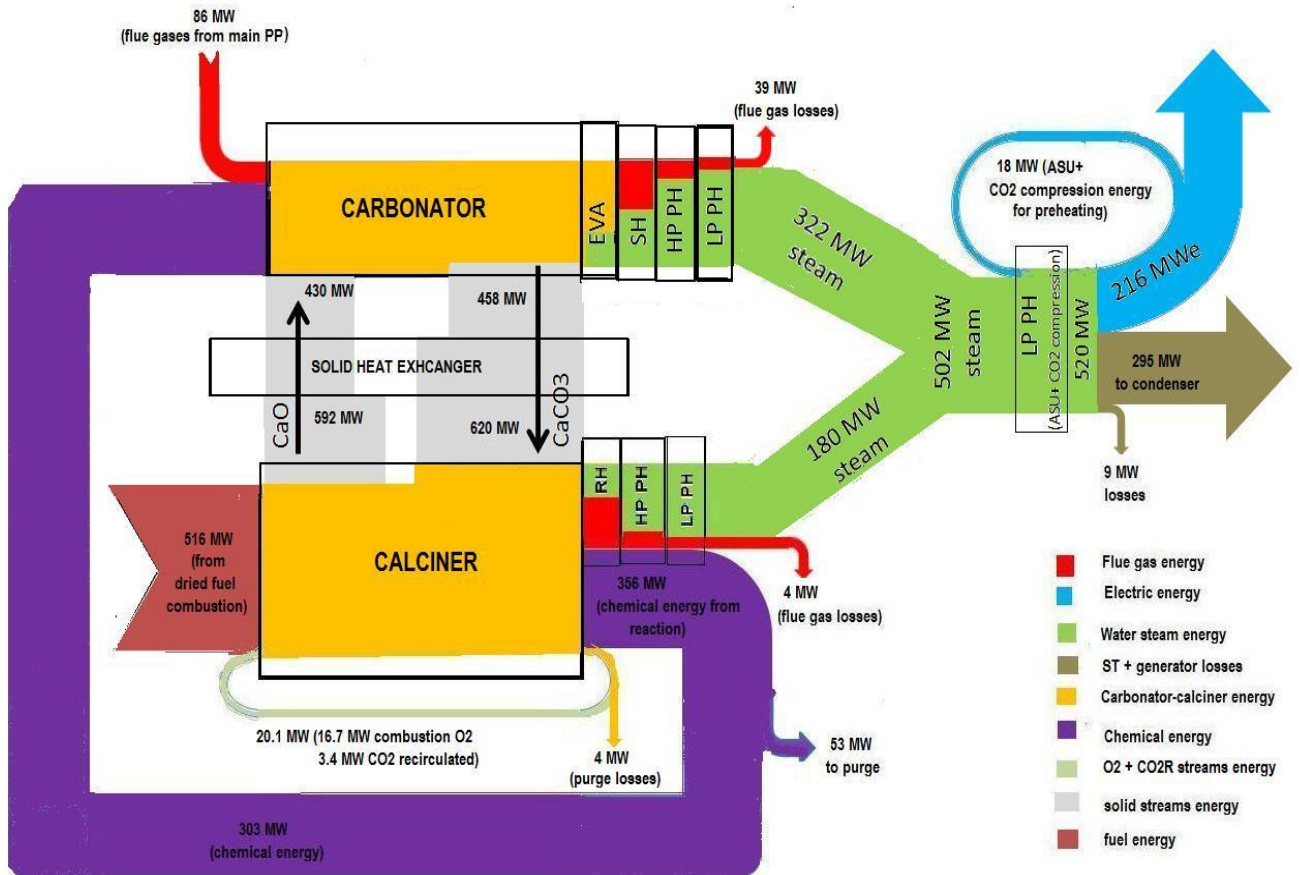
Η είσοδος του φρέσκου CaCO<sub>3</sub> στον ανθρακοποιητή δε φαίνεται να αλλάζει σημαντικά τα αποτελέσματα σε σύγκριση με την αντίστοιχη περίπτωση στην οποία το CaCO<sub>3</sub> εισέρχεται στον ασβεστοποιητή. Η κατανάλωση συμπληρωματικού καυσίμου μειώνεται λόγω της χαμηλότερης ζήτησης θερμότητας αφενός για τη θέρμανση του ψυχρού CaCO<sub>3</sub> που εισέρχεται στον ασβεστοποιητή και αφετέρου για την ενδόθερμη αντίδραση της ασβεστοποίησης. Από την άλλη πλευρά, η παραγωγή ατμού στον ανθρακοποιητή μειώνεται λόγω της εισόδου σε αυτόν του ψυχρού ρεύματος του φρέσκου CaCO<sub>3</sub> που χρειάζεται επιπλέον ενέργεια για τη θέρμανση του. Παρόλη τη μείωση της κατανάλωσης καυσίμου, άρα και της μείωσης της κατανάλωσης ενέργειας στην ASU και στη συμπίεση του CO<sub>2</sub>, η μείωση της ατμοπαραγωγής οδηγεί σε μείωση του καθαρού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης σε σύγκριση με την αντίστοιχη περίπτωση όπου η είσοδος του καθαρού CaCO<sub>3</sub> γίνεται στον ασβεστοποιητή. Αυτή η μείωση στον καθαρό β.α οδηγεί σε σημαντική αύξηση του συντελεστή SPECCA.

Επιπρόσθετα, σε όλες τις περιπτώσεις βλέπουμε ότι η αξιοποίηση της μη εκμεταλλεύσιμης χαμένης θερμότητας του ψυκτικού νερού για τηλεθέρμανση γειτονικών περιοχών αυξάνει το συνολικό καθαρό βαθμό απόδοσης της όλης εγκατάστασης κατά περίπου 3.5 μονάδες, δηλαδή έχουμε μια αύξηση περίπου 10% στον καθαρό β.α σε σχέση με την περίπτωση μη αξιοποίησης της θερμότητας αυτής.

Η εικόνα 6-30 και η εικόνα 6-31 παρουσιάζουν διαγράμματα ροής θερμότητας (διαγράμματα SANKEY) για τη βασική εξεταζόμενη περίπτωση (περίπτωση 1η) και την βέλτιστη και πρακτικά βιώσιμη εξεταζόμενη περίπτωση με χρήση του βασικού δευτερεύοντος θερμοδυναμικού κύκλου (περίπτωση 7η) αντίστοιχα.



Εικόνα 6-30: Διάγραμμα SANKEY βασικής εξεταζόμενης περίπτωσης (περίπτωση 1)

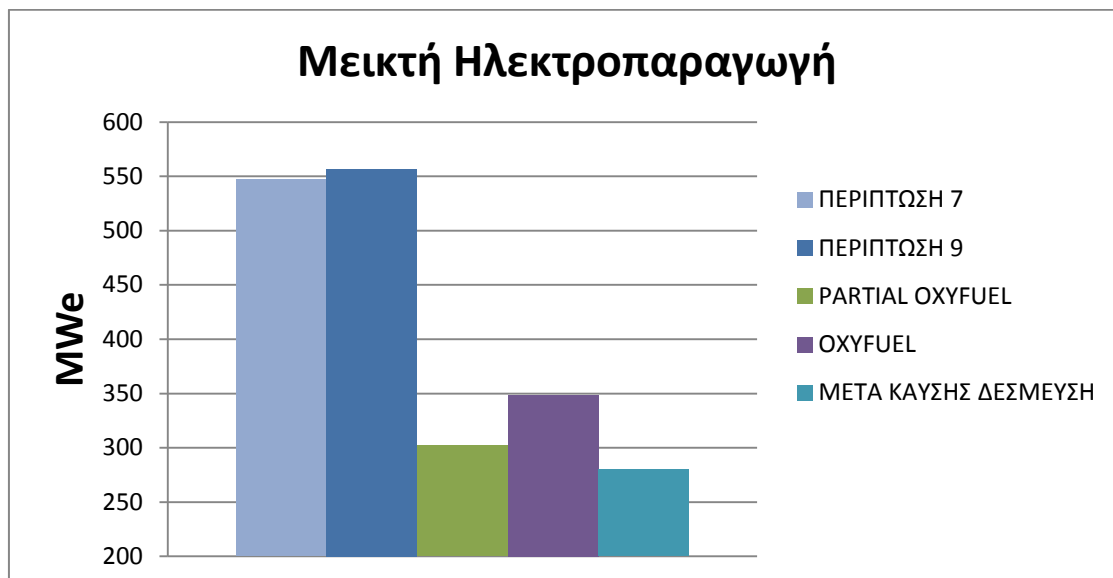


Εικόνα 6-31: Διάγραμμα SANKEY της βέλτιστης εξεταζόμενης περίπτωσης (περίπτωση 7)

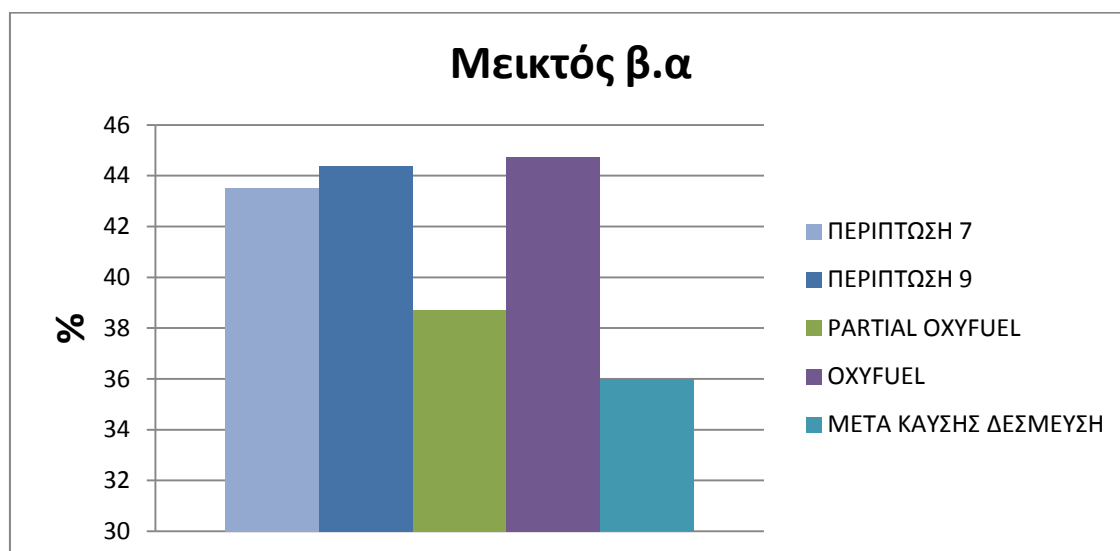
#### 6.4.4. Σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμησης του CO<sub>2</sub>

Οι εικόνα 6-32 έως εικόνα 6-36 παρουσιάζουν σε γραφική μορφή τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση μεταξύ της εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ως περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής με τις τεχνολογίες δέσμησης με καύση σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel), καθαρού οξυγόνου (oxyfuel) και μετά την καύση δέσμησης του CO<sub>2</sub> από αμίνες.

Για την τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης παρατίθενται τα αποτελέσματα των βέλτιστων και τεχνικά πραγματοποιήσιμων εξεταζόμενων περιπτώσεων 7 και 9, δηλαδή χρήση προξηραμένου συμπληρωματικού καυσίμου στον ασβεστοποιητή, ανακυκλοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> σε αυτόν και χρήση εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων (περίπτωση 7) και τα ίδια αλλά με χρήση του βέλτιστου δευτερεύοντος θερμοδυναμικού κύκλου λειτουργίας (περίπτωση 9). Ο λόγος που παρουσιάζονται τα αποτελέσματα αυτών των περιπτώσεων είναι πως είναι η περισσότερο εφικτή για εφαρμογή ως περίπτωση μετασκευής. Για τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμησης ελήφθησαν τα αποτελέσματα που προκύπτουν από τους υπολογισμούς χωρίς ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμησης στο κύκλωμα νερού-ατμού του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής αφού πρόκειται για περίπτωση μετασκευής υπάρχοντος σταθμού.

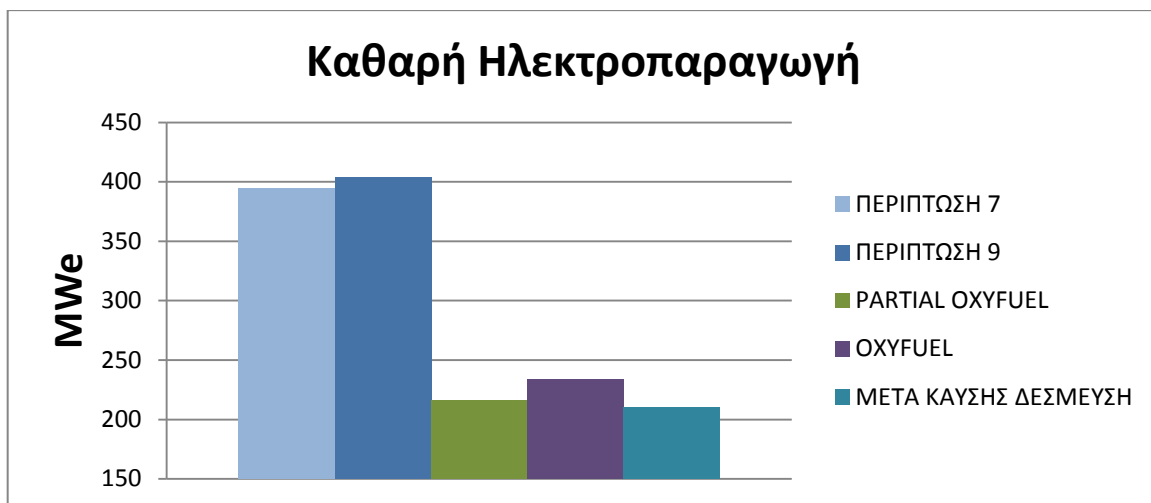


Εικόνα 6-32: Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή

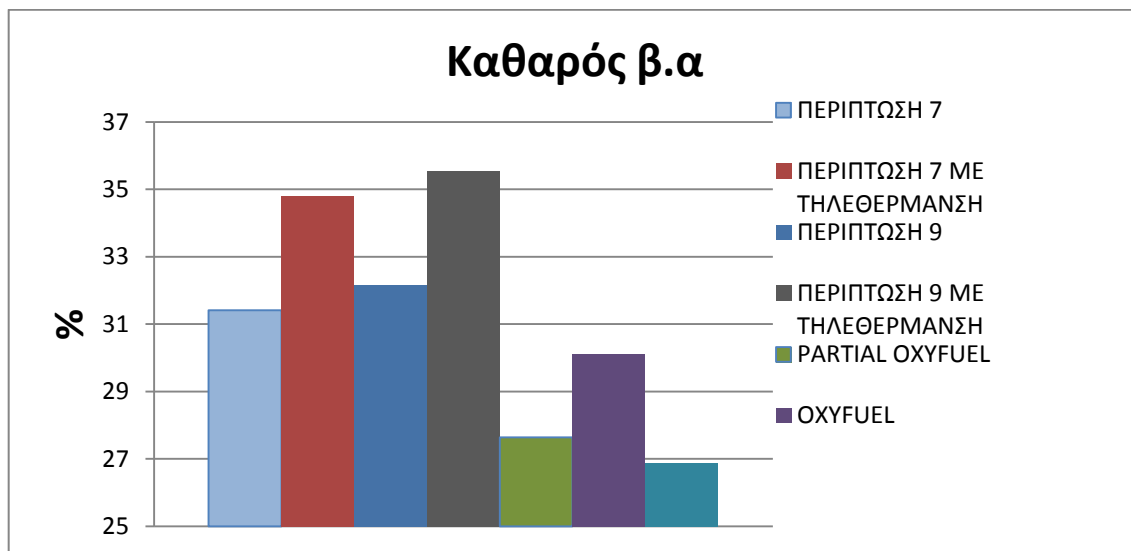


Εικόνα 6-33: Μεικτός β.α

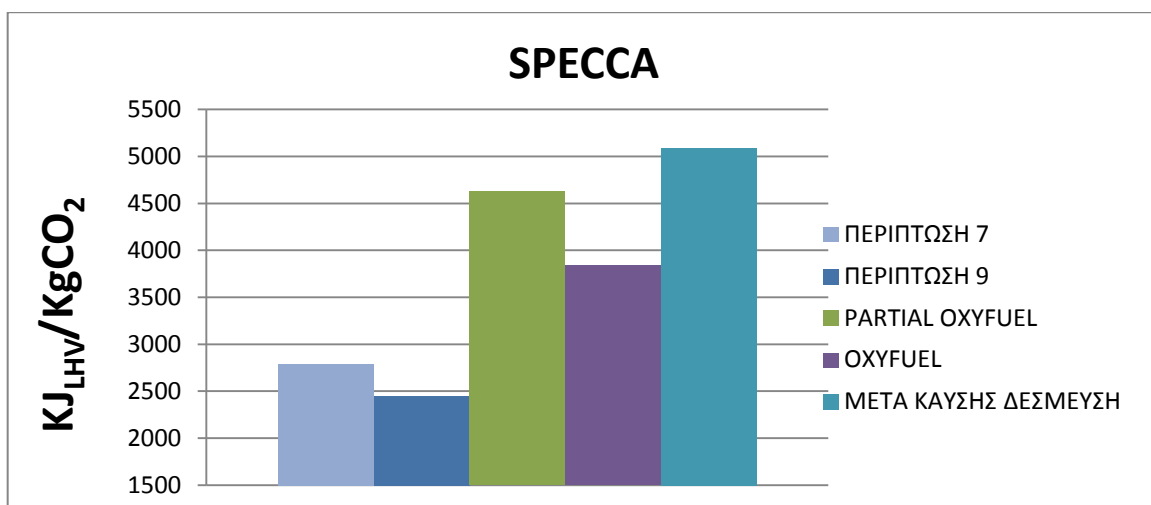




Εικόνα 6-34: Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή



Εικόνα 6-35: Καθαρός β.α (συμπεριλαμβανομένων και των περιπτώσεων με χρήση τηλεθέρμανσης)



Εικόνα 6-36: Συντελεστής SPECCA

Η σύγκριση με τις άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> δείχνει ότι η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης παράγει περισσότερη ηλεκτρική ενέργεια ως αποτέλεσμα της χρήσης δύο θερμοδυναμικών κύκλων και της μεγάλης παραγωγής θερμότητας από τη διεργασία δέσμευσης. Ο καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης είναι σημαντικά αυξημένος ιδίως σε σύγκριση με την τεχνολογία μετά την καύση δέσμευση με αμίνες ενώ η αύξηση αυτή είναι ακόμα μεγαλύτερη στις περιπτώσεις όπου γίνεται και εκμετάλλευση της χαμένης θερμότητας για τηλεθέρμανση γειτονικών περιοχών. Συγκριτικά με τη δέσμευση με την τεχνολογία καθαρού oxyfuel οι αντίστοιχες διαφορές δεν είναι τόσο σημαντικές, αλλά η εφαρμογή αυτής της τεχνολογίας, ως περίπτωση μετασκευής ενός υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής απαιτεί πολλές και σοβαρές τροποποιήσεις στον αρχικό σταθμό, ειδικά στα συστήματα του λέβητα (τροποποιήσεις στις επιφάνειες συναλλαγής θερμότητας, στους καυστήρες, απαίτηση για ανακυκλοφορία καυσαερίου, χρήση ειδικών υλικών για την κατασκευή των σωλήνων μεταφοράς του καθαρού οξυγόνου καύσης). Επιπρόσθετα, λόγω της αυξημένης ηλεκτροπαραγωγής και της αύξησης του βαθμού απόδοσης της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης σε σχέση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης, ο συντελεστής SPECCA είναι κατά πολύ χαμηλότερος.

### 6.5. Γενικά συμπεράσματα

Στο παρόν κεφάλαιο εξετάστηκε η χρησιμοποίηση της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης για την μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια μονάδων ηλεκτροπαραγωγής, τόσο ως περίπτωση κατασκευής μιας νέας μονάδας όσο και ως περίπτωση μετασκευής μιας ήδη λειτουργούσας. Το καύσιμο που χρησιμοποιήθηκε τόσο για τον λέβητα της κυρίως μονάδας ηλεκτροπαραγωγής όσο και ως συμπληρωματικό για την καύση στον ασβεστοποιητή είναι ελληνικός λιγνίτης της Φλώρινας. Μέσω διαφόρων περιπτώσεων εξετάστηκε η επίδραση της χρήσης ή μη ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή, της τοποθέτησης ή μη εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων και της χρήσης ή μη προξηραμένου καυσίμου ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή.

Οι προσομοιώσεις έδειξαν ότι η τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι μια πολλά υποσχόμενη επιλογή ακόμα και με χρήση καυσίμου χαμηλής θερμογόνου ικανότητας στον ασβεστοποιητή, τόσο για μια νέα μονάδα παραγωγής ενέργειας όσο και για τη διασκευή μιας υπάρχουσας. Από την ανάλυση των εξεταζόμενων περιπτώσεων προκύπτει ότι η υπό εξέταση τεχνολογία μπορεί να βελτιστοποιηθεί με σκοπό την αύξηση του συνολικού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης με ταυτόχρονη μείωση της κατανάλωσης του συμπληρωματικού καυσίμου. Αυτές οι βελτιώσεις είναι η εγκατάσταση ενός εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων, η χρήση προξηραμένου καυσίμου ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή και η ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας και στον κύκλο νερού-ατμού του αρχικού σταθμού ηλεκτροπαραγωγής (για περίπτωση νέου σταθμού).

Η ανακυκλοφορία του ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή μειώνει ελαφρώς τον ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης, αλλά, δεδομένου ότι η καύση γίνεται σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου (oxyfuel) η εφαρμογή της είναι επιβεβλημένη ώστε να διατηρεί τις θερμοκρασίες καύσης στα ίδια επίπεδα με την αντίστοιχη περίπτωση καύσης με ατμοσφαιρικό αέρα.

Η χρήση συμπληρωματικών καυσίμων χαμηλής ποιότητας όπως ο Ελληνικός λιγνίτης μειώνει σημαντικά την απόδοση και αυξάνει τις διαστάσεις του συστήματος δέσμευσης σε σχέση με περιπτώσεις όπου εξετάστηκε η χρησιμοποίηση καυσίμων καλύτερων χαρακτηριστικών καύσης. Ωστόσο, αυτό το μειονέκτημα μπορεί να αντιμετωπιστεί με την προξήρανση του καυσίμου και τη χρήση εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων των δύο κλινών.

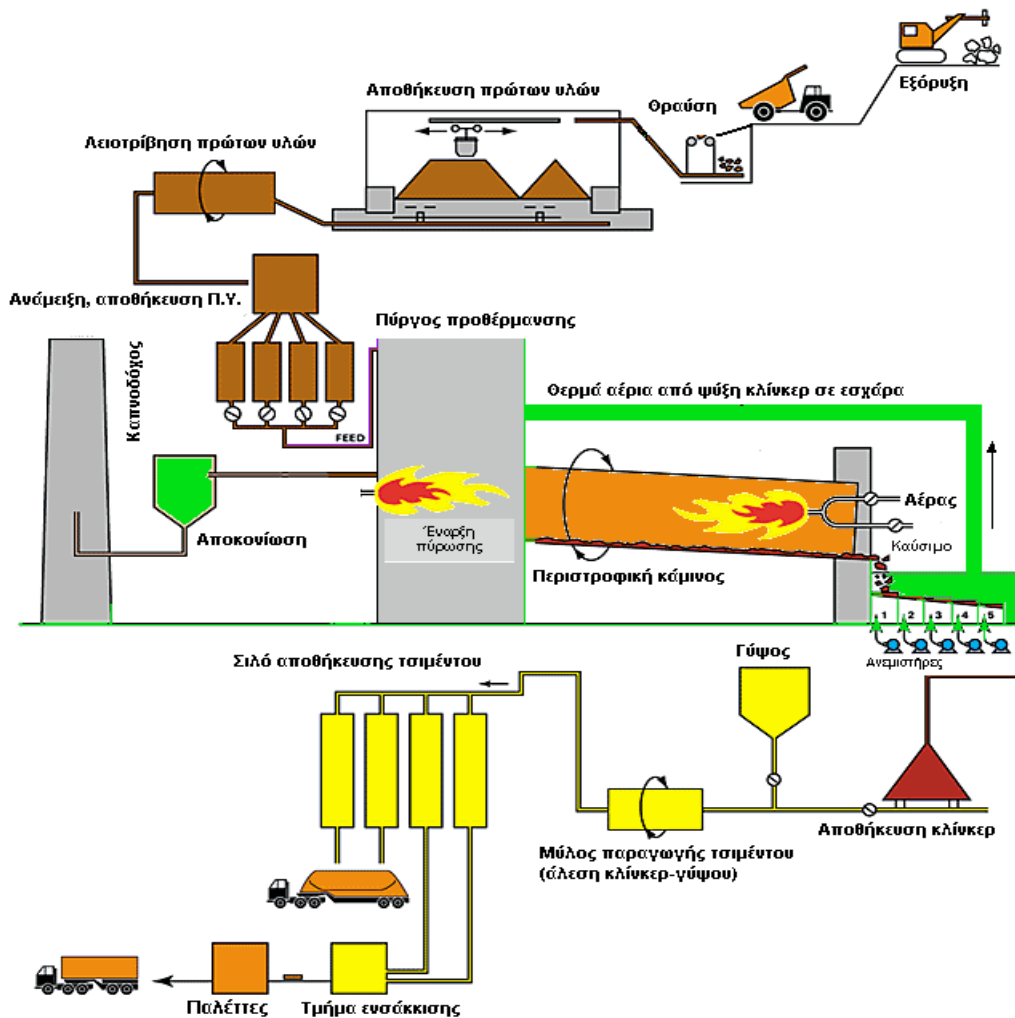
Όπως κάθε άλλη τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, έτσι και η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης μειώνει σημαντικά την καθαρή ηλεκτρική παραγωγή όταν ενσωματώνεται σε μια μονάδα ηλεκτροπαραγωγής. Όμως η ανάκτηση θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και η επιπλέον παραγωγή ατμού αυξάνει σημαντικά την συνολική ηλεκτροπαραγωγή, ενώ σε σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αυξάνει ο ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης. Επιπρόσθετα, υπάρχει και η δυνατότητα επιπλέον αξιοποίησης της χαμμένης θερμότητας για τηλεθέρμανση γειτονικών περιοχών γεγονός που αυξάνει ακόμα περισσότερο το συνολικό β.α της όλης εγκατάστασης κάνοντας περισσότερο βιώσιμη την εφαρμογή αυτής της τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub>.



## 7. ΥΠΟΛΟΓΙΣΤΙΚΗ ΠΡΟΣΟΜΙΩΣΗ ΣΥΝΔΥΑΣΜΕΝΗΣ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ ΒΙΟΜΗΧΑΝΙΑΣ ΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΤΣΙΜΕΝΤΟΥ ΚΑΙ ΗΛΕΚΤΡΟΠΑΡΑΓΩΓΗΣ ΜΕ ΤΑΥΤΟΧΡΟΝΗ ΔΕΣΜΕΥΣΗ ΤΟΥ CO<sub>2</sub>

### 7.1. Γενικά

Μετά τις βιομηχανίες ηλεκτροπαραγωγής, οι τσιμεντοβιομηχανίες αποτελούν το σημαντικότερο παραγωγό CO<sub>2</sub> σύμφωνα με την IPCC [VII-1] και IEA [VII-2] που κυμαίνεται μεταξύ 5 και 7% των συνολικών εκπομπών CO<sub>2</sub>, ενώ αντιπροσωπεύει το 20% των βιομηχανικών εκπομπών [VII-3] με συνεχώς αυξανόμενες τάσεις εκπομπής λόγω αύξησης της παραγωγής τσιμέντου [VII-3], [VII-4]. Η θερμική ενέργεια από την καύση του καυσίμου που απαιτείται για την παραγωγή του τσιμέντου βρίσκεται στην περιοχή των 2.7-3.2 GJ/t τσιμέντου [VII-2].



Εικόνα 7-1: Διαδικασία παραγωγής τσιμέντου [VII-8]

Ένα από τα βασικότερα μειονεκτήματα της τσιμεντοβιομηχανίας είναι ότι το CO<sub>2</sub> παράγεται από δύο πηγές: από την καύση του καυσίμου στον κλίβανο και στον ασβεστοποιητή και από την αντίδραση της ασβεστοποίησης. Για τη δέσμευσή του, έχουν

προταθεί στη βιβλιογραφία αρκετές τεχνικές και υπάρχουν αρκετές σχετικές εργασίες [VII-9], [VII-10], [VII-11], [VII-12], [VII-13], [VII-14].

Οι προτεινόμενοι τρόποι για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> από τσιμεντοβιομηχανία, είναι:

- Η μετά την καύση δέσμευση είτε με χημική απορρόφηση με χρήση αμινών είτε με χρήση μεμβρανών.
- Καύση με καθαρό οξυγόνο (oxyfuel) στον ασβεστοποιητή. Με αυτόν τον τρόπο δεσμεύεται εύκολα το CO<sub>2</sub> που παράγεται από την καύση στον ασβεστοποιητή και αυτό που εκλύεται από τη χημική αντίδραση της ασβεστοποίησης. Το CO<sub>2</sub> της καύσης στον κλίβανο εκπέμπεται κανονικά στο περιβάλλον.
- Η μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> μέσω στερεού ρεύματος CaO (τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης) με καύση oxyfuel στον ασβεστοποιητή. Εδώ δεσμεύεται όλο το CO<sub>2</sub> που εκλύεται από την τσιμεντοβιομηχανία. Επιπρόσθετα υπάρχει η δυνατότητα ανάκτησης της χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης προς παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας.

## 7.2. Περιγραφή βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου αναφοράς

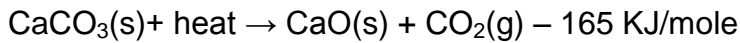
Ως τσιμεντοβιομηχανία αναφοράς επιλέχθηκε το εργοστάσιο της TITAN στη Θεσσαλονίκη, ημερήσιας παραγωγής 4000 τόνων τσιμέντου (3845 τόνων κλίνγκερ). Τα περισσότερα βασικά λειτουργικά δεδομένα δόθηκαν από την TITAN. Ο λόγος για την επιλογή του συγκεκριμένου εργοστασίου, είναι ότι αποτελεί το state of the art για τα Ελληνικά δεδομένα και είναι φτιαγμένο σύμφωνα με τις τελευταίες εξελίξεις αναφορικά με τις εκπομπές ρύπων και την εξοικονόμηση ενέργειας. Λόγω της νέας κατασκευής του εργοστασίου αυτού έχει αρκετά διαθέσιμα χρόνια ακόμη για λειτουργία του, γεγονός που κάνει την ενσωμάτωση τεχνολογιών δέσμευσης CO<sub>2</sub> οικονομικά βιώσιμη. Επιπρόσθετα η εταιρεία TITAN έχει δείξει ενδιαφέρον για την εγκατάσταση τεχνολογιών ανάκτησης θερμότητας με σκοπό την ηλεκτροπαραγωγή και δέσμευσης του CO<sub>2</sub> στο συγκεκριμένο εργοστάσιο.

Το εργοστάσιο χρησιμοποιεί ως καύσιμο pet-coke. Η κατανάλωση καυσίμου είναι 5 t/h για την καύση στον κλίβανο και 9 t/h για την καύση στον προ-ασβεστοποιητή. Το παραγόμενο από τον κλίβανο κλίνγκερ ψύχεται σε έναν ψύκτη με χρήση ατμοσφαιρικού αέρα, μέρος του οποίου χρησιμοποιείται ως αέρας για την καύση. Το ένα θερμό ρεύμα (δευτερεύον αέρας καύσης) στους 900 °C αναμειγνύεται με ατμοσφαιρικό αέρα και το τελικό ρεύμα θερμοκρασίας 122 °C εισέρχεται στον κλίβανο και χρησιμοποιείται για την καύση. Ένα άλλο θερμό ρεύμα στους 1100 °C οδηγείται στον προ-ασβεστοποιητή όπου και χρησιμοποιείται ως αέρας για την καύση σε αυτόν (τριτεύον αέρας καύσης). Η υπόλοιπη θερμότητα του ψύκτη απελευθερώνεται στο περιβάλλον.

Οι πρώτες ύλες για την παραγωγή του κλίνγκερ είναι CaCO<sub>3</sub> και πηλός που αρχικά αλέθονται και αναμιγνύονται κοντά στο εργοστάσιο. Στη συνέχεια οδηγούνται στο σύστημα ξήρανσης όπου και αφαιρείται το μεγαλύτερο μέρος της υγρασίας τους. Η θερμική ενεργειακή κατανάλωση για τη ξήρανση είναι μικρή (λιγότερο από 5%), ωστόσο η διαδικασία της προετοιμασίας των στερεών υλικών καταναλώνει τη μεγαλύτερη ηλεκτρική ενέργεια σε όλη τη διεργασία της παραγωγής του τσιμέντου [VII-6]. Οι ξηρές πρώτες ύλες έχουν συνολική παροχή 268.2 t/h και στη συνέχεια οδηγούνται

στους κυκλώνες όπου λαμβάνει χώρα αφενός η προθέρμανσή τους από το καυσαέριο που εγκαταλείπει τον ασβεστοποιητή και αφετέρου ο διαχωρισμός των στερεών σωματιδίων που περιέχονται στο καυσαέριο. Επιπρόσθετα στους κυκλώνες πραγματοποιείται μέρος της αντίδρασης της ασβεστοποίησης [VII-7].

Το επόμενο στάδιο είναι η προ-ασβεστοποίηση, όπου το CaCO<sub>3</sub> μετατρέπεται σε CaO με πρόσδωση θερμότητας, σύμφωνα με την ενδόθερμη αντίδραση που λαμβάνει χώρα στους 900-950 °C:



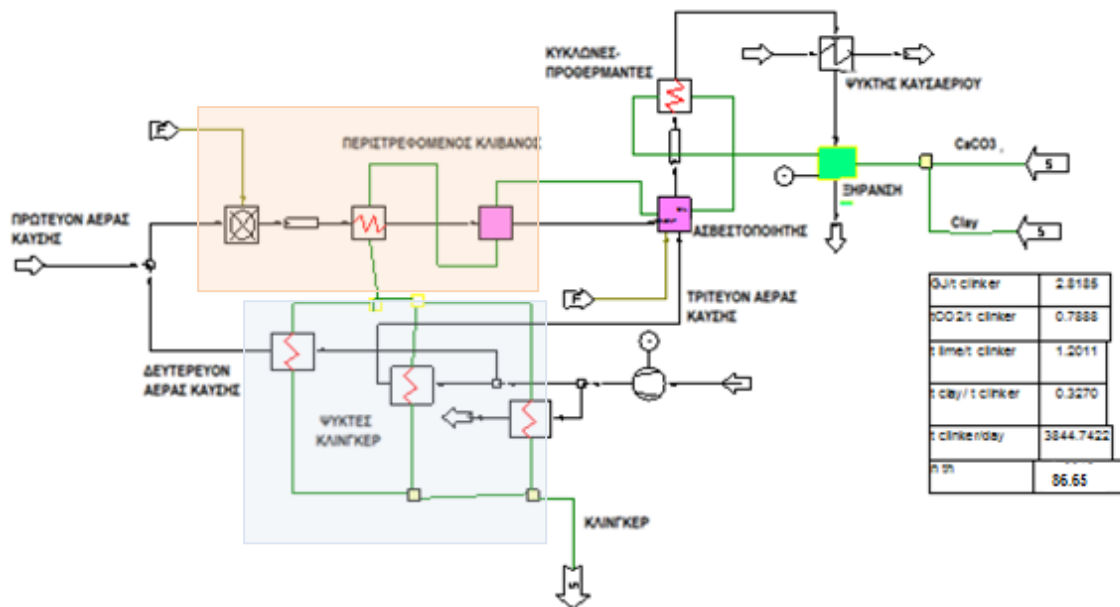
Στον προ-ασβεστοποιητή θεωρείται ότι πραγματοποιείται το 97% της μετατροπής του CaCO<sub>3</sub> σε CaO. Το παραγόμενο μείγμα παροχής 69.95 t/h εγκαταλείπει τον ασβεστοποιητή σε θερμοκρασία περίπου 850 °C και εισέρχεται στον κλίβανο όπου και γίνεται η διαδικασία της παραγωγής του κλίνγκερ, που είναι η περισσότερο ενεργοβόρα διαδικασία αφού καταναλώνει περίπου το 80% της θερμικής ενέργειας του καυσίμου. Η κλινγκεροποίηση λαμβάνει χώρα σε έναν περιστρεφόμενο κλίβανο διαμέτρου περίπου 4.5 m με κλίση 3.5°, ο οποίος περιστρέφεται με ταχύτητα 4 rpm. Στη θερμοκρασιακή ζώνη των 900 °C σχηματίζονται τα βασικά συστατικά του κλίνγκερ (2CaO·SiO<sub>2</sub>), ενώ τα 3CaO·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> και 4CaO·Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>·Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> σχηματίζονται γύρω στους 1250 °C. Τα υπόλοιπα συστατικά του κλίνγκερ (3CaO·SiO<sub>2</sub>) σχηματίζονται στην τελευταία ζώνη, κοντά στους καυστήρες όπου η θερμοκρασία είναι της τάξεως των 1300-1450 °C. Το τελικό στάδιο της παραγωγής του κλίνγκερ είναι η απότομη ψύξη του από τους 1450 °C στους 245 °C, που πραγματοποιείται όπως αναφέρθηκε με ρεύμα ατμοσφαιρικού αέρα. Το εργοστάσιο παράγει 160.2 t/h κλίνγκερ.

Για την παραγωγή του τελικού προϊόντος του τσιμέντου το κλίνγκερ αναμειγνύεται με κατάλληλα πρόσθετα. 5% γύψου ή/και ανυδρίτης προστίθενται για να ελέγξουν το δέσιμο του τσιμέντου. Το τελικό προϊόν οδηγείται σε σφαιρόμυλους όπου πραγματοποιείται η τελική άλεση του και οδηγείται είτε σε σιλό αποθήκευσης είτε στα συσκευαστήρια.

Επιπρόσθετα, υπάρχει εγκατεστημένος ένας ξηρός πύργος ψύξης, όπου με χρήση νερού ψύχεται το καυσαέριο που εγκαταλείπει τους κυκλώνες προτού εισέλθει στον ξηραντή των στερεών ρευμάτων ώστε να μειωθεί η θερμοκρασία του. Η τελική θερμοκρασία του καυσαερίου στο περιβάλλον, μετά τον ξηραντή στερεών ρευμάτων, είναι 110 °C.

Η ηλεκτρική κατανάλωση της τσιμεντοβιομηχανίας κυμαίνεται μεταξύ 90 και 150 kWhε ανά τόνο παραγόμενου τσιμέντου [VII-1]. Εδώ, θεωρήθηκε ότι η ιδιοκατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας είναι 120 kWhε ανά τόνο παραγόμενου κλίνγκερ το οποίο είναι σύμφωνο με τα δεδομένα που δόθηκαν από την TITAN.

Για την προσομοίωση της θερμικής διαδικασίας παραγωγής του τσιμέντου με το εργοστάσιο αναφοράς, κατασκευάστηκε κατάλληλο διάγραμμα ροής με το πρόγραμμα IPSE\_PRO, που φαίνεται στην εικόνα 7-2, ενώ τα βασικά αποτελέσματα δείχνει ο πίνακας 7-1.



**Εικόνα 7-2:** PFD τσιμεντοβιομηχανίας αναφοράς (TITAN εργοστάσιο Θεσσαλονίκης)

**Πίνακας 7-1:** Βασικά αποτελέσματα τσιμεντοβιομηχανίας αναφοράς

Παραγωγή κλίγγκερ	t/day	3845
Εκπομπές CO <sub>2</sub> από καύση στον κλίβανο	kg/s	4.2
Εκπομπές CO <sub>2</sub> από καύση στον ασβεστοποιητή	kg/s	7.5
Εκπομπές CO <sub>2</sub> από αντίδραση ασβεστοποίησης	kg/s	23.4
Συνολικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	kg/s	35.1
Ειδικές συνολικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	t CO <sub>2</sub> /t κλίγγκερ	0.79
Ειδική κατανάλωση CaCO <sub>3</sub>	t CaCO <sub>3</sub> /t κλίγγκερ	1.2
Καύσιμο για καύση στον κλίβανο	kg/s	1.39
Καύσιμο για καύση στον ασβεστοποιητή	kg/s	2.5
Ειδική κατανάλωση θερμότητας	GJ/t κλίγγκερ	2.81
Ειδική κατανάλωση πηλού	t /t κλίγγκερ	0.33
Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας	MWe	19.2
Θερμικός βαθμός απόδοσης της όλης διεργασίας	%	86.65

Η μονάδα αυτή έχει εγκατεστημένη τη σύγχρονη τεχνολογία παραγωγής τσιμέντου, ώστε να γίνεται βέλτιστη αξιοποίηση της θερμικής ενέργειας. Ο αέρας που χρησιμοποιείται για την καύση τόσο στον κλίβανο όσο και στον ασβεστοποιητή προθερμαίνεται μέσα στον ψύκτη του κλίγγκερ. Επιπρόσθετα, τα καυσαέρια που εγκαταλείπουν τους κυκλώνες, χρησιμοποιούνται για την ξήρανση των στερεών ρευμάτων και του καυσίμου. Συνεπώς, οι δυνατότητες για ανάκτηση χαμένης θερμότητας για παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας είναι λίγες αλλά όχι μηδαμινές. Ωστόσο, κατά την ταυτόχρονη λειτουργία της βιομηχανίας αυτής με μια ηλεκτροπαραγωγό μονάδα, λόγω απουσίας του ασβεστοποιητή, υπάρχει δυνατότητα εκμετάλλευσης αρκετής θερμότητας



από τον ψύκτη του κλίνγκερ αφού δεν απαιτείται ο τριτογενής αέρας καύσης και η θερμότητά του είναι εκμεταλλεύσιμη.

### **7.3. Συνδυασμένη λειτουργία βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου και ηλεκτροπαραγωγής**

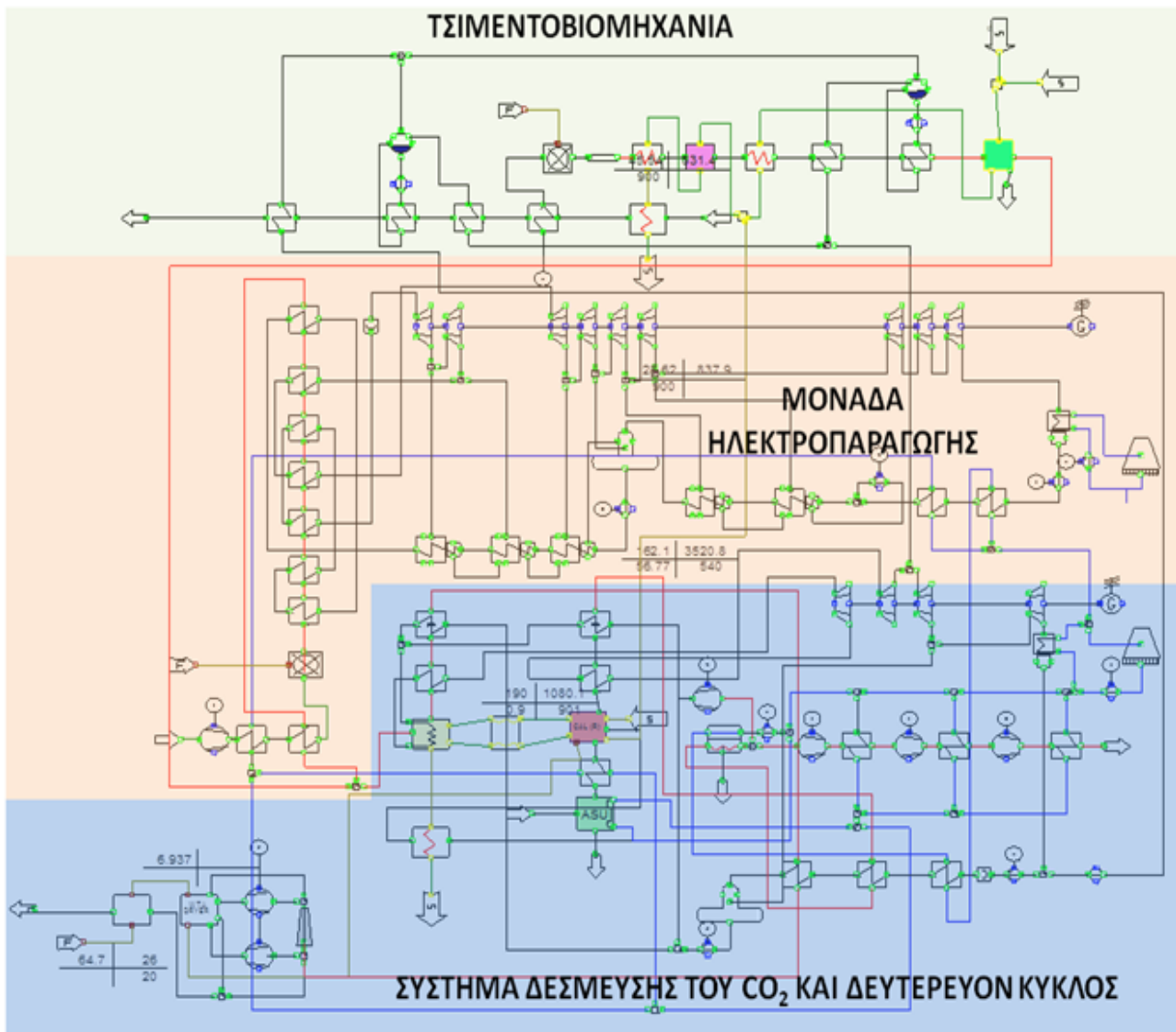
Ο συνδυασμός της λειτουργίας των δύο βιομηχανιών με κοινό σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μπορεί να αποτελέσει μια πρακτική που θα μειώσει δραστικά και αποδοτικά τις εκπομπές του CO<sub>2</sub>. Ως καταλληλότερη τεχνολογία για τη δέσμευση επιλέγει η τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης καθώς το ανενεργό για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> CaO το οποίο εξέρχεται από τον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης μπορεί να χρησιμοποιηθεί στην τσιμεντοβιομηχανία χωρίς να απαιτείται η τοποθέτηση επιπρόσθετου ασβεστοποιητή σε αυτή. Επιπρόσθετα η ενσωμάτωση χαμένης θερμότητας από τον ψύκτη του κλίνγκερ της τσιμεντοβιομηχανίας και από τη διεργασία της δέσμευσης του CO<sub>2</sub> στον κύκλο νερού-ατμού της διεργασίας ηλεκτροπαραγωγής μπορεί να παράγει ακόμη περισσότερη ηλεκτρική ενέργεια αυξάνοντας τον ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης της όλης εγκατάστασης.

Ένα πλεονέκτημα της προτεινόμενης εγκατάστασης είναι ότι υπάρχει ευελιξία ως προς τη λειτουργία των δύο βιομηχανιών και ως προς τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>, δηλαδή οι δύο βιομηχανίες μπορούν να λειτουργήσουν είτε ταυτόχρονα είτε μεμονωμένα η μία ή η άλλη καθώς και με δέσμευση του CO<sub>2</sub> αλλά και χωρίς. Για το λόγο αυτό, στις περιπτώσεις νεοκατασκευασμένου σταθμού (new build) χρησιμοποιούνται δύο ανεξάρτητα κυκλώματα νερού-ατμού για τη βασική μονάδα ηλεκτροπαραγωγής και το σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με δύο ανεξάρτητους ατμοστροβίλους.

#### **7.3.1. Δεδομένα εισόδου- περιγραφή μοντέλου προσομοίωσης**

Για τους υπολογισμούς θεωρήθηκε ως ηλεκτρική μονάδα αναφοράς ο λιγνιτικός σταθμός της Μελίτης-Αχλάδας. Το δευτερεύον κύκλωμα του νερού-ατμού του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> είναι αυτό που περιγράφηκε στην παράγραφο 6.2. Εξετάστηκε η περίπτωση εγκατάστασης μιας βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου δίπλα στον υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής στον οποίο έχει τοποθετηθεί εκ' των υστέρων σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (retrofit), αλλά και η περίπτωση ανέγερσης μιας νέας κοινής εγκατάστασης παραγωγής τσιμέντου και ηλεκτρισμού (new build). Επιπρόσθετα για την περίπτωση νέας μονάδας εξετάστηκε η δυνατότητα κατασκευής μιας ηλεκτρικής μονάδας που αφορά την προτεινόμενη νέα βελτιωμένη μονάδα της Φλώρινας II, μεικτής ισχύος 380 MWe με χρήση του υπερκρίσιμου θερμοδυναμικού κύκλου που περιγράφηκε στην εξεταζόμενη περίπτωση 6 της παραγράφου 6.3.2.

Ένα διάγραμμα ροής που κατασκευάστηκε για την προσομοίωση της ταυτόχρονης λειτουργίας μιας τσιμεντοβιομηχανίας και μιας μονάδας ηλεκτροπαραγωγής, παρουσιάζεται στην εικόνα 7-3.



Εικόνα 7-3: PFD συνδυασμένης λειτουργίας τσιμεντοβιομηχανίας και ηλεκτροπαραγωγής

Τα καυσαέρια και των δύο βιομηχανιών οδηγούνται στον ανθρακοποιητή όπου το CO<sub>2</sub> απορροφάται από το στερεό ρεύμα του CaO. Η ποσότητα του CaCO<sub>3</sub> συμπλήρωσης (make-up) στον ασβεστοποιητή, είναι τέτοια ώστε να παρέχει στην τσιμεντοβιομηχανία το 93% του απαιτούμενου CaO για την παραγωγή του κλίνγκερ. Η ποσότητα αυτή είναι μεγαλύτερη από αυτή που απαιτείται ώστε το CaO να είναι ενεργό στο σύστημα δέσμευσης, σύμφωνα με την εξίσωση 6-3. Το CaO αυτό εισέρχεται στον περιστρεφόμενο κλίβανο σε θερμοκρασία 875 °C. Το στερεό ρεύμα που αποτελείται από το CaCO<sub>3</sub> που απαιτείται για να δώσει το υπόλοιπο 7% του CaO και τα συμπληρωματικά στερεά ρεύματα τα οποία μετά την ξήρασή τους και προθέρμανσή τους στους κυκλώνες, εισέρχονται στον κλίβανο και αναμειγνύονται με το CaO που έρχεται από τον ασβεστοποιητή. Η μετατροπή του CaCO<sub>3</sub> σε CaO γίνεται στα πρώτα στάδια του περιστρεφόμενου κλίβανου.

Για να γίνει αξιοποίηση μέρους της χαμένης θερμότητας της τσιμεντοβιομηχανίας έχει εγκατασταθεί ένα κύκλωμα παραγωγής υπέρθερμου ατμού μέσης πίεσης (30 bar, 320°C), το οποίο αποτελείται από δύο επιμέρους συστήματα παραγωγής ατμού. Το

πρώτο εκμεταλλεύεται τη θερμότητα των καυσαερίων του κλιβάνου μετά την έξοδό τους από τους προθερμαντές στερεών ρευμάτων και προ της εισόδου του στον ξηραντή αυτών. Το δεύτερο σύστημα ατμοποίησης, εκμεταλλεύεται τη θερμότητα του αέρα που χρησιμοποιείται για την ψύξη του κλίνγκερ. Μάλιστα, επειδή απουσιάζει ο ασβεστοποιητής της τσιμεντοβιομηχανίας και δεν πραγματοποιείται καύση σε αυτόν, δεν απαιτείται προθερμασμένος αέρας καύσης (τριτογενής αέρας καύσης) και συνεπώς υπάρχει μεγαλύτερη διαθέσιμη θερμότητα στον ψύκτη του κλίνγκερ για ατμοπαραγωγή. Τελικά, τα δύο συστήματα ατμοποίησης αυτά παράγουν 40.5 t/h ατμού, ο οποίος ενσωματώνεται στη βαθμίδα μέσης πίεσης του δευτερεύοντος ατμοστροβίλου προς αύξηση της συνολικής παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας.

### 7.3.2. Εξεταζόμενες περιπτώσεις

Για τους υπολογισμούς, θεωρήθηκε ότι η παραγωγή τσιμέντου παραμένει η ίδια με την περίπτωση αναφοράς (4000 t/day), ενώ το χρησιμοποιούμενο καύσιμο στον κλιβάνο της τσιμεντοβιομηχανίας είναι pet-coke. Οι περιπτώσεις που εξετάστηκαν είναι οι παρακάτω:

#### **Περίπτωση 1: Υπάρχουσα μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με χρήση φυσικού λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο χωρίς εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και χωρίς ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>**

Η περίπτωση αυτή αποτελεί την απλούστερη περίπτωση εφαρμογής της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> από τις δύο διεργασίες. Ως μονάδα ηλεκτροπαραγωγής θεωρήθηκε η υπάρχουσα της Μελίτης-Αχλάδας τροποποιημένη για δέσμευση του CO<sub>2</sub>. Όπως αναφέρθηκε και στο κεφάλαιο 6 η περίπτωση αυτή παρουσιάζεται μόνο για λόγους σύγκρισης και δεν είναι τεχνικά αποδεκτή η μη ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub> καθώς οι θερμοκρασίες από την καύση σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου στον ασβεστοποιητή ξεπερνούν τις αντοχές των υλικών κατασκευής.

#### **Περίπτωση 2: Υπάρχουσα μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο με εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>**

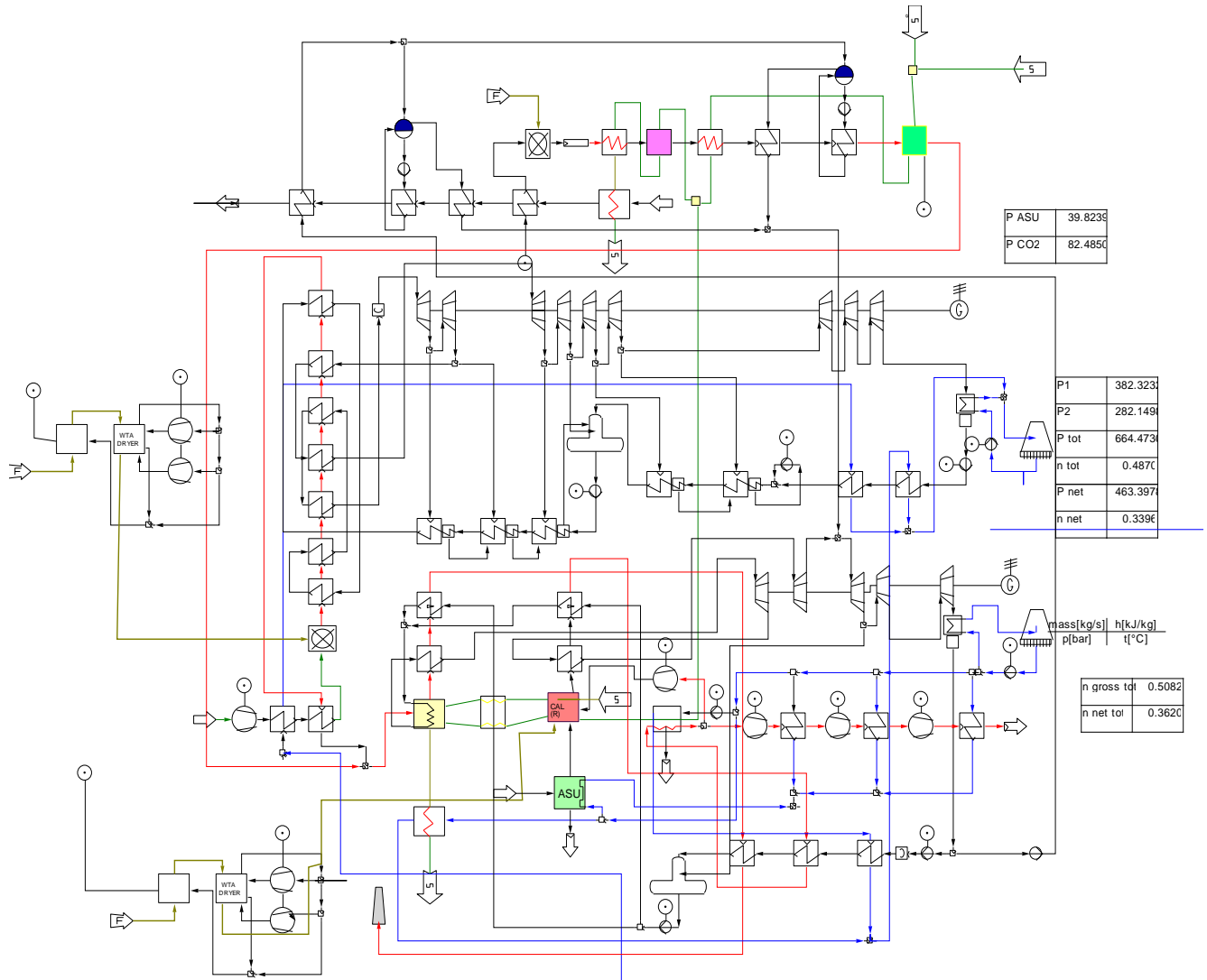
Σε αυτήν την περίπτωση χρησιμοποιείται ως μονάδα ηλεκτροπαραγωγής η υπάρχουσα της Μελίτης-Αχλάδας τροποποιημένη για δέσμευση του CO<sub>2</sub> ενώ πραγματοποιείται ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή, καύση προξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή ενώ έχει τοποθετηθεί και εναλλάκτης συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων που κινούνται μεταξύ του ασβεστοποιητή και του ανθρακοποιητή. Όπως αποδείχτηκε στο κεφάλαιο 6 η χρήση προξηραμένου καυσίμου στον ασβεστοποιητή και εναλλάκτη θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων αποτελεί τη βέλτιστη περίπτωση χρήσης της τεχνολογίας ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub>.

**Περίπτωση 3: Νεοκατασκευασμένη μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως κύριο και ως συμπληρωματικό καύσιμο και με εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>**

Στην περίπτωση αυτή επιπρόσθετα από την περίπτωση 2 χρησιμοποιείται προξηραμένος λιγνίτης για την καύση τόσο στο λέβητα της μονάδας ηλεκτροπαραγωγής όσο και στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης. Για την ξήρανση του λιγνίτη χρησιμοποιείται ξηραντής τύπου WTA. Επιπρόσθετα, εφόσον πρόκειται για νεοκατασκευασμένη μονάδα, μέρος της χαμένης θερμότητας από τη διεργασία δέσμευσης ενσωματώνεται στον κυρίως κύκλο νερού-ατμού προς αύξηση του συνολικού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης.

**Περίπτωση 4: Βέλτιστη νεοκατασκευασμένη μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με χρήση προξηραμένου λιγνίτη ως κύριο και ως συμπληρωματικό καύσιμο και με εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και με ανακυκλοφορία CO<sub>2</sub>**

Σε αυτήν την περίπτωση εξετάζεται η συνδυασμένη λειτουργία της τσιμεντοβιομηχανίας με την προτεινόμενη μονάδα ηλεκτροπαραγωγής της Φλώρινας II με χρήση του βέλτιστου θερμοδυναμικού κύκλου, όπως αυτός περιγράφηκε στην παράγραφο 6.3. Χρησιμοποιείται προξηραμένος λιγνίτης για την καύση τόσο στο λέβητα της μονάδας ηλεκτροπαραγωγής όσο και στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης. Εφόσον πάλι πρόκειται για νεοκατασκευασμένη μονάδα, μέρος της χαμένης θερμότητας από τη διεργασία δέσμευσης ενσωματώνεται στον κυρίως κύκλο νερού-ατμού προς αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης. Για την ξήρανση του λιγνίτη χρησιμοποιείται ξηραντής τύπου WTA. Το διάγραμμα ροής που κατασκευάστηκε για αυτή την περίπτωση, φαίνεται στην εικόνα 7-4.



Εικόνα 7-4: PFD ταυτόχρονης λειτουργίας τσιμεντοβιομηχανίας και νεοκατασκευασμένης βέλτιστης μονάδας ηλεκτροπαραγωγής

### 7.3.3. Αποτελέσματα-Σχολιασμός

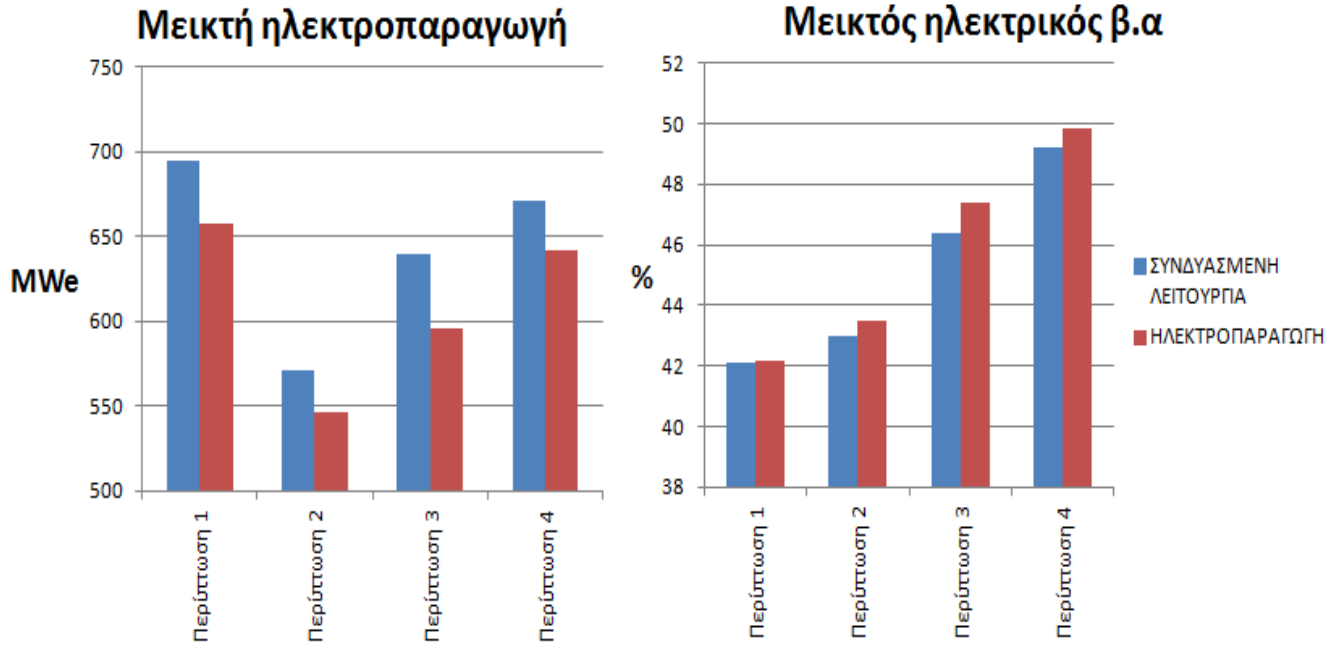
Ο πίνακας 7-2 δείχνει τα αποτελέσματα των εξεταζόμενων περιπτώσεων.

Πίνακας 7-2: Βασικά αποτελέσματα εξεταζόμενων περιπτώσεων

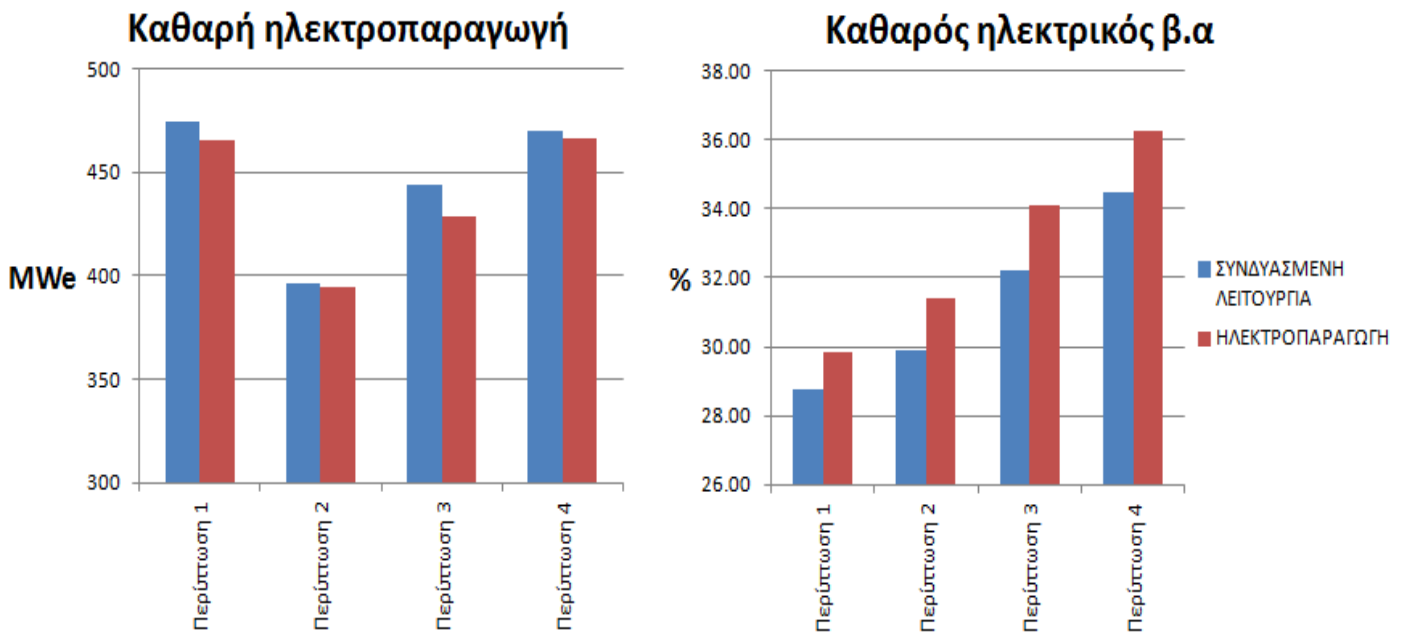
		Περίπτωση 1	Περίπτωση 2	Περίπτωση 3	Περίπτωση 4
Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	694.6	570.8	639.1	671.2
Μεικτός ηλεκτρικός β.α	%	42.11	42.99	46.4	49.19
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	474.8	396.6	443.6	470.1
Καθαρός ηλεκτρικός β.α	%	28.78	29.87	32.21	34.45
Μεικτός συνολικός βαθμός απόδοσης (μαζί με την τσιμεντοβιομηχανία)	%	43.91	45.22	49.04	51.31

Καθαρός συνολικός βαθμός απόδοσης (μαζί με την τσιμεντοβιομηχανία)	%	30.67	31.93	34.5	36.69
Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για ASU	MWe	62.9	38.7	39.1	39.8
Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	99.6	80.5	80.9	82.5
Μάζα φυσικού καυσίμου για την ηλεκτροπαραγωγή	kg/s	98.16	98.16	98.16	100.95
Μάζα φυσικού καυσίμου για τον ασβεστοποιητή	kg/s	105.2	64.7	65.4	66.5
Μάζα pet-coke για τη τσιμεντοβιομηχανία	kg/s	1.39	1.39	1.39	1.39
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από λέβητα βιομηχανίας ηλεκτρικού ρεύματος	kg/s	81	81	81	83.3
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από την καύση στον ασβεστοποιητή	kg/s	86.8	53.3	53.9	54.9
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από τσιμεντοβιομηχανία	kg/s	4.1	4.1	4.1	4.1
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από αντίδραση ασβεστοποίησης	kg/s	22.4	22.4	22.4	22.4
Συνολικό παραγόμενο CO <sub>2</sub>	kg/s	194.3	160.8	161.4	164.7
CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	185.8	152.3	152.9	156.0
Ειδικές εκπομπές συνολικού CO <sub>2</sub> ανά παραγόμενη καθαρή ηλεκτρική ενέργεια	kg/MWhe	44.11	53.67	47.94	46.88
Ειδικές εκπομπές συνολικού CO <sub>2</sub> ανά παραγόμενο τσιμέντο	t/t τσιμέντου	0.202	0.202	0.200	0.210
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	2491.3	1846.6	1234.5	1102.6

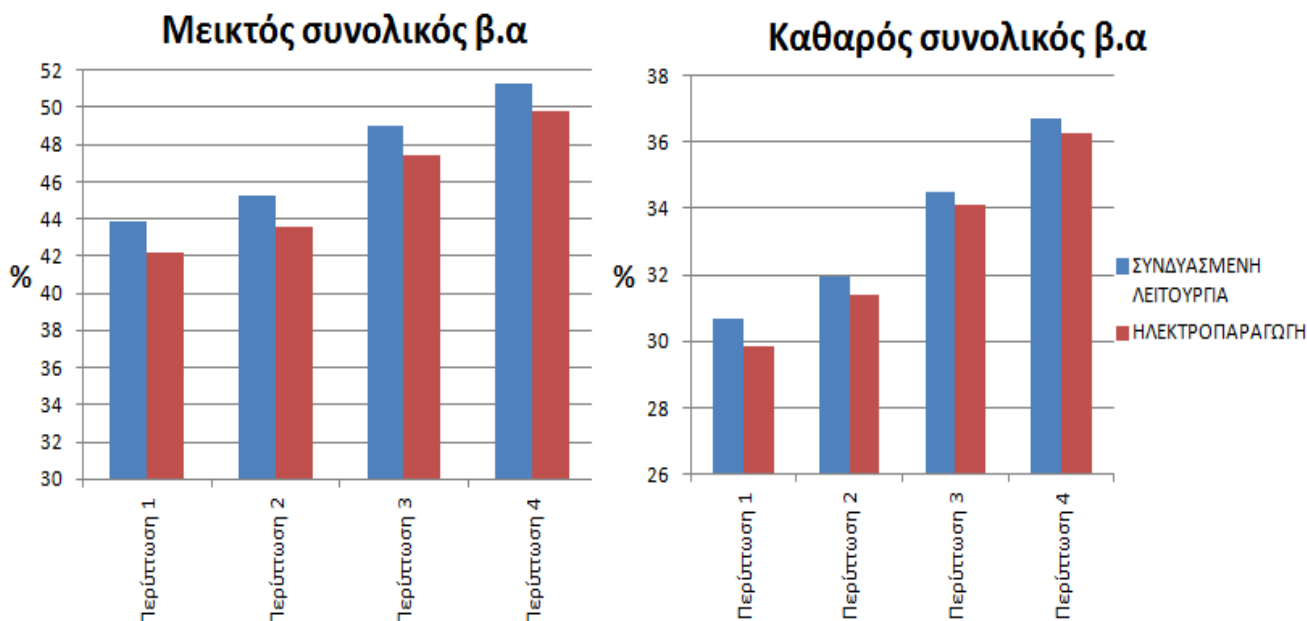
Στα παρακάτω διαγράμματα φαίνονται τα βασικά αποτελέσματα και η σύγκρισή τους με τις αντίστοιχες εξεταζόμενες περιπτώσεις λειτουργίας μόνο βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής, σε γραφική μορφή.



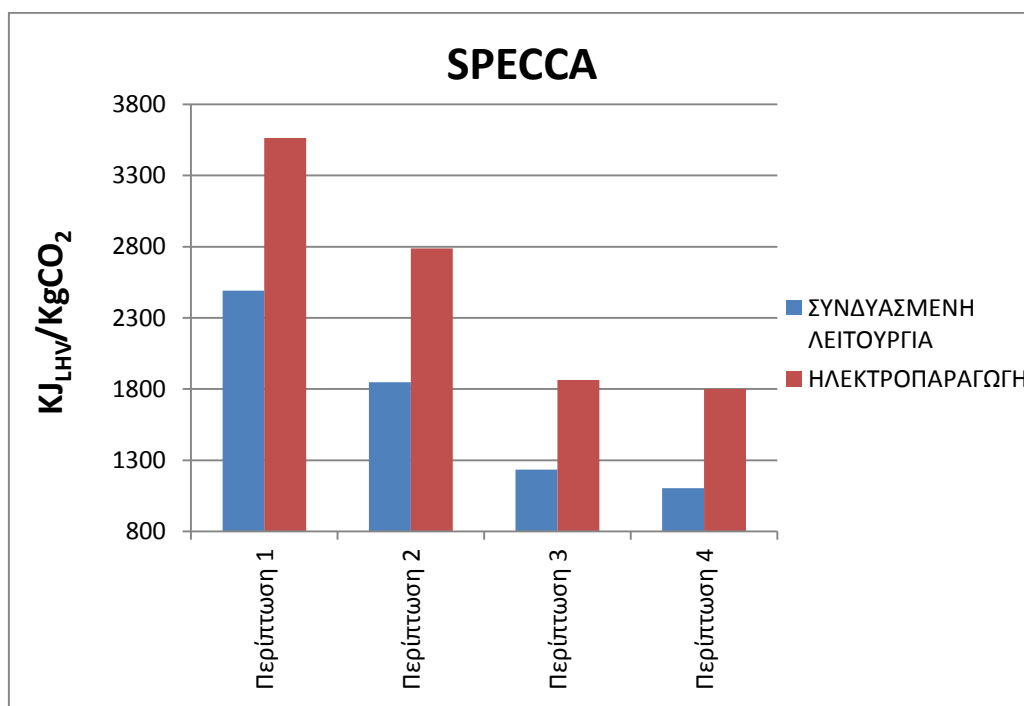
**Εικόνα 7-5:** Μεικτή ηλεκτροπαραγωγή και μεικτός β.α συνδυασμένης λειτουργίας και μεμονωμένης ηλεκτροπαραγωγής



**Εικόνα 7-6:** Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή και καθαρός β.α συνδυασμένης λειτουργίας και μεμονωμένης ηλεκτροπαραγωγής



**Εικόνα 7-7:** Μεικτός και καθαρός συνολικός β.α συνδυασμένης λειτουργίας και μεμονωμένης ηλεκτροπαραγωγής



**Εικόνα 7-8:** SPECCA συνδυασμένης λειτουργίας και μεμονωμένης ηλεκτροπαραγωγής

Από τον παραπάνω πίνακα και τα διαγράμματα προκύπτει ότι η συνδυασμένη χρήση μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> αυξάνει τη μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή σε σύγκριση με την αντίστοιχη περίπτωση απλής λειτουργίας μιας μονάδας ηλεκτροπαραγωγής. Αυτό οφείλεται στην εκμετάλλευση της χαμένης θερμότητας από την τσιμεντοβιομηχανία η οποία ενσωματώνεται στον κύκλο νερού-ατμού προς αύξηση της ηλεκτροπαραγωγής. Ο μεικτός και καθαρός ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης ωστόσο μειώνονται διότι



μέρος της θερμότητας των καυσίμων δαπανάται για τις θερμικές ανάγκες της παραγωγής του τσιμέντου.

Ο συνολικός βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης προκύπτει αν συνυπολογίσουμε ως ωφέλιμη και τη θερμότητα που χρησιμοποιείται για την παραγωγή του τσιμέντου. Ο συνολικός μεικτός και καθαρός βαθμός απόδοσης είναι αυξημένος στην περίπτωση της συνδυασμένης λειτουργίας σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία της βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής. Η ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αλλά και από τη διεργασία παραγωγής του τσιμέντου στο δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού αυξάνει σημαντικά την ηλεκτροπαραγωγή. Επιπρόσθετα, η αξιοποίηση από την τσιμεντοβιομηχανία του παραγόμενου CaO που προέρχεται από το make-up CaCO<sub>3</sub> στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μειώνει δραστικά την ανάγκη για κατανάλωση καυσίμου στην τσιμεντοβιομηχανία με αποτέλεσμα την αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης.

Οι συνολικές εκπομπές CO<sub>2</sub> από την ταυτόχρονη λειτουργία των δύο βιομηχανιών είναι μειωμένες σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία καθεμιάς ξεχωριστά. Αυτό οφείλεται αφενός στην αύξηση του συνολικού βαθμού απόδοσης της όλης εγκατάστασης που συνεπάγεται χαμηλότερη κατανάλωση καυσίμου και αφετέρου στη χρησιμοποίηση του παραγόμενου CaO που προέρχεται από το make-up CaCO<sub>3</sub> στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης στην τσιμεντοβιομηχανία με αποτέλεσμα την αποφυγή του εκπεμπόμενου CO<sub>2</sub> που παράγεται από τον ασβεστοποιητή αυτής. Αυτό αντικατοπτρίζεται από το συντελεστή SPECCA ο οποίος είναι σημαντικά μειωμένος για τη συνδυασμένη λειτουργία των δύο βιομηχανιών σε σύγκριση με τη μεμονωμένη λειτουργία της βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής για όλες τις εξεταζόμενες περιπτώσεις.

#### **7.4. Σύγκριση με αποτελέσματα παρόμοιων δημοσιεύσεων**

Στη βιβλιογραφία υπάρχουν αρκετές εργασίες οι οποίες ασχολούνται με τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> τόσο από τη βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής όσο και από την τσιμεντοβιομηχανία. Για την ηλεκτροπαραγωγή οι σημαντικότερες σχετικές εργασίες αναφέρθηκαν στην παράγραφο 6.1, ενώ για την τσιμεντοβιομηχανία οι σημαντικότερες εργασίες αναφέρθηκαν στην παράγραφο 7.1. Στον παρακάτω πίνακα ομαδοποιούνται οι σημαντικότερες εργασίες για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> από την τσιμεντοβιομηχανία, ανάλογα με τον προτεινόμενο τρόπο δέσμευσής του.

**Πίνακας 7-3:** Σημαντικότερες εργασίες για δέσμευση του CO<sub>2</sub> από την τσιμεντοβιομηχανία

Εργασία	Παραπομπή	Τρόπος δέσμευσης του CO <sub>2</sub>
C.C. Dean et al.	[VII-9]	Τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης με καύση με ατμοσφαιρικό αέρα στον ασβεστοποιητή.
Nuria Rodríguez et al.	[VII-10]	Τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης με καύση με καθαρό οξυγόνο στον ασβεστοποιητή.
D.J. Barker et al.	[VII-11]	1. Μετά καύσης δέσμευση από αμίνες. 2. Καύση καθαρού οξυγόνου στον ασβεστοποιητή.
Adina Bosoaga et al.	[VII-12]	1. Μετά καύσης δέσμευση από αμίνες. 2. Καύση καθαρού οξυγόνου στον ασβεστοποιητή. 3. Μετά καύσης δέσμευση με τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης.
S. M. Nazmul Hassan et al.	[VII-13]	Μετά καύσης δέσμευση του CO <sub>2</sub> με χρήση αμινών, μεμβρανών και κρυογονικού διαχωρισμού.
Cement Sustainability Initiative (CSI) report	[VII-14]	1. Μετά καύσης δέσμευση από αμίνες. 2. Μετά καύσης δέσμευση από μεμβράνες. 3. Καύση καθαρού οξυγόνου στον ασβεστοποιητή. 4. Μετά καύσης δέσμευση με τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης.

Η συνδυασμένη λειτουργία των δύο βιομηχανικών διεργασιών με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> αποτελεί καινοτομία της παρούσας διδακτορικής διατριβής. Η μοναδική συναφή με το παρόν κεφάλαιο εργασία, δηλαδή που να συνδυάζει ταυτόχρονη λειτουργία και δέσμευση του CO<sub>2</sub> από μια τσιμεντοβιομηχανία και μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής που βρέθηκε στη βιβλιογραφία είναι αυτή των Luis M. Romeo et al. [VII-15].

Στην εργασία αυτή συνεργάζεται μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής με καύσιμο λιθάνθρακα καθαρής ηλεκτροπαραγωγής 500 MWe με μια τσιμεντοβιομηχανία παραγωγής 3000 t/day κλίνκερ. Το CO<sub>2</sub> δεσμεύεται από κοινού και στις δύο βιομηχανίες με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Η χαμένη θερμότητα από τη διεργασία της δέσμευσης ενσωματώνεται σε ένα νέο κύκλο νερού-ατμού, ο οποίος κινεί ένα δεύτερο ατμοστρόβιλο προς επιπλέον καθαρή ηλεκτροπαραγωγή 225.9 MWe. Το απαιτούμενο CaO για την παραγωγή του τσιμέντου παράγεται κατά 35% στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (μέσο αντίστοιχης ποσότητας make-up CaCO<sub>3</sub>) ενώ το υπόλοιπο 65% προσέρχεται στον κλίβανο μαζί με τα υπόλοιπα συμπληρώματα του τσιμέντου.

Η εργασία αυτή χρησιμοποιεί έναν υπερκρίσιμο θερμοδυναμικό κύκλο τόσο για τον αρχικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής όσο και για το δευτερεύον κύκλο. Επιπρόσθετα

χρησιμοποιεί καύσιμο υψηλής θερμογόνου ικανότητας και χαμηλής υγρασίας (λιθάνθρακας) τόσο για την καύση στον κυρίως σταθμό όσο και ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή. Γι' αυτούς τους λόγους η σύγκρισή της γίνεται με τη βέλτιστη περίπτωση που εξετάστηκε στο παρόν κεφάλαιο (εξεταζόμενη περίπτωση 4). Ο πίνακας 7-4 παρουσιάζει τα βασικά αποτελέσματα από τις δύο εργασίες.

**Πίνακας 7-4:** Βασικά αποτελέσματα εργασιών

		Luis M. Romeo et al. (Περίπτωση 1)	Παρούσα Εργασία (Περίπτωση 2)
Καθαρή ηλεκτροπαραγωγή	MWe	725.9	470.1
Καθαρός ηλεκτρικός β.α	%	36.99	34.45
Παραγωγή κλίνγκερ	t/day	3000	3845
Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για ASU	MWe	42.2	39.8
Κατανάλωση ηλεκτρικής ενέργειας για συμπίεση του CO <sub>2</sub>	MWe	75.2	82.5
Σχετική κατανάλωση θερμότητας από καύση καυσίμου για την ηλεκτροπαραγωγή	MW <sub>th</sub> /MWe	1.56	1.85
Σχετική κατανάλωση θερμότητας από καύση καυσίμου για τον ασβεστοποιητή	MW <sub>th</sub> /MWe	1.02	1.22
Σχετική κατανάλωση θερμότητας από καύση καυσίμου για την τσιμεντοβιομηχανία	MW <sub>th</sub> /MWe	0.113	0.093
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από λέβητα βιομηχανίας ηλεκτρικού ρεύματος	kg/s	96.1	83.3
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από την καύση στον ασβεστοποιητή	kg/s	62.6	54.9
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από τσιμεντοβιομηχανία	kg/s	6.9	4.1
Παραγωγή CO <sub>2</sub> από αντίδραση ασβεστοποίησης	kg/s	7.4	22.4
Συνολικό παραγόμενο CO <sub>2</sub>	kg/s	173.1	164.7
CO <sub>2</sub> που δεσμεύεται	kg/s	164.4	156.0
Ειδικές εκπομπές συνολικού CO <sub>2</sub> ανά παραγόμενη καθαρή ηλεκτρική ενέργεια	kg/MWe	42.55	46.88
SPECCA	kJ <sub>LHV</sub> /kgCO <sub>2</sub>	938.2	1102.6

Η εργασία των Luis M. Romeo et al. (περίπτωση 1) χρησιμοποιεί ως καύσιμο για όλες τις περιπτώσεις λιθάνθρακα, ένα καύσιμο με υψηλή θερμογόνο ικανότητα και χαμηλή υγρασία. Αντίθετα στην παρούσα εργασία (περίπτωση 2) χρησιμοποιείται ένα φτωχό θερμικά καύσιμο και υψηλής περιεκτικότητας σε υγρασία, ο ελληνικός λιγνίτης της Φλώρινας (πλην της καύσης στην τσιμεντοβιομηχανία όπου χρησιμοποιείται ret-coke). Προκειμένου να βελτιωθεί ο βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης στην παρούσα εργασία χρησιμοποιείται εναλλάκτης στερεών ρευμάτων και προξηραμένο

καύσιμο. Επιπρόσθετα στην παρούσα εργασία η τσιμεντοβιομηχανία παράγει 28% περισσότερο κλίνγκερ σε σχέση με την αντίστοιχη των Luis M. Romeo et al., ενώ η παραγωγή του CaO γίνεται κατά 93% στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης σε αντίθεση με την εργασία των Luis M. Romeo et al. που γίνεται μόλις το 35%.

Από τη σύγκριση των παραπάνω αποτελεσμάτων προκύπτει ότι η χρήση καυσίμου χαμηλής θερμογόνου ικανότητας για την συνδυασμένη περίπτωση της παρούσας εργασίας αυξάνει σημαντικά την ειδική εκπομπή CO<sub>2</sub> με συνέπεια τη μεγαλύτερη απαίτηση σε ενέργεια για το σύστημα δέσμευσης, άρα και τη μεγαλύτερη σχετική κατανάλωση καυσίμου στον ασβεστοποιητή. Σε αυτό συμβάλει και η επιπλέον ποσότητα CaCO<sub>3</sub> συμπλήρωσης που εισέρχεται στον ασβεστοποιητή προκειμένου να καλυφτεί η απαίτηση σε CaO της τσιμεντοβιομηχανίας. Αυτή η αύξηση αντικατοπτρίζεται και από την αύξηση του συντελεστή SPECCA.

### 7.5. Γενικά συμπεράσματα

Στο παρόν κεφάλαιο εξετάστηκε η ταυτόχρονη λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας, με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> που παράγεται και από τις δύο διεργασίες, η οποία αποτελεί καινοτομία της παρούσας διατριβής. Για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> επιλέχθηκε η τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης. Το καύσιμο που χρησιμοποιήθηκε για την καύση τόσο στο λέβητα της μονάδας ηλεκτροπαραγωγής όσο και στον ασβεστοποιητή είναι ελληνικός λιγνίτης της περιοχής της Φλώρινας, ενώ στον κλίβανο της τσιμεντοβιομηχανίας χρησιμοποιείται ret-coke. Το παραγόμενο CaO που προέρχεται από το make-up CaCO<sub>3</sub> στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> χρησιμοποιείται στην τσιμεντοβιομηχανία.

Από τις προσομοιώσεις προέκυψε ότι η συνδυασμένη χρήση μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> αυξάνει τη μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή σε σύγκριση με την αντίστοιχη περίπτωση απλής λειτουργίας μιας μονάδας ηλεκτροπαραγωγής. Επιπρόσθετα, αυξάνεται σημαντικά και ο συνολικός μεικτός και καθαρός βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης.

Η αξιοποίηση από την τσιμεντοβιομηχανία του παραγόμενου CaO που προέρχεται από το make-up CaCO<sub>3</sub> στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μειώνει δραστικά την ανάγκη για κατανάλωση καυσίμου στην τσιμεντοβιομηχανία καθώς και τις συνολικές εκπομπές CO<sub>2</sub>. Αυτά αντικατοπτρίζονται από τη σημαντική μείωση του συντελεστή SPECCA.

Από τα παραπάνω προκύπτει πως η κοινή λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> αποτελεί μια πολύ ενδιαφέρουσα επιλογή για τη μείωση των εκπομπών του. Επιπρόσθετα η προτεινόμενη ευελιξία στην ταυτόχρονη ή μεμονωμένη λειτουργία των δύο βιομηχανιών με ή χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub> ενισχύει περισσότερο τη δυνατότητα της εμπορικής εφαρμογής της.

## 8. ΟΙΚΟΝΟΜΟΤΕΧΝΙΚΗ ΑΝΑΛΥΣΗ

### 8.1. Παραδοχές-δεδομένα εισόδου

Τα αποτελέσματα των θερμοδυναμικών υπολογισμών των προηγούμενων κεφαλαίων χρησιμοποιήθηκαν για την οικονομοτεχνική ανάλυση της λιγνιτικής μονάδας της Μελίτης-Αχλάδας μεικτής ηλεκτροπαραγωγής 330 MWe με δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση των τεχνολογιών καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου και ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης. Επιπρόσθετα, οικονομικοί υπολογισμοί πραγματοποιήθηκαν για την περίπτωση κοινής λειτουργίας τσιμεντοβιομηχανίας και βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής. Η οικονομική ανάλυση έχει πραγματοποιηθεί με εκτίμηση των βασικών οικονομικών μεγεθών του εξοπλισμού που ακολουθείται από μια εκτίμηση του εγκατεστημένου κόστους (κόστος κεφαλαίου) αλλά και του κόστους λειτουργίας και συντήρησης [VIII-1], [VIII-2], [VIII-3], [VIII-4]. Το κόστος παραγωγής της ηλεκτρικής ενέργειας αλλά και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι οι βασικοί δείκτες για την αξιολόγηση της οικονομικής ανάλυσης [VIII-5].

Ο πίνακας 8-1 δείχνει τις βασικές υποθέσεις που έγιναν για την εκτέλεση των οικονομικών υπολογισμών.

**Πίνακας 8-1:** Βασικές υποθέσεις

ΠΑΡΑΜΕΤΡΟΣ	ΜΟΝΑΔΑ ΜΕΤΡΗΣΗΣ	ΤΙΜΗ
Διάρκεια λειτουργίας της μονάδας	έτη	25
Ετήσιες ώρες λειτουργίας	h/year	7500
Κόστος κατασκευαστή μηχανικού	% EDC	5
Απρόβλεπτα έξοδα	% EDC	10
Κόστος καυσίμου	€/GJ	1.4
Κόστος ασβεστόλιθου	€/t	8
Ετήσιο επιτόκιο αναγωγής	%	8
Συντελεστής ανάκτησης κεφαλαίου (CRF)		0.0934
Σταθερό κόστος λειτουργίας	% EDC	1.30
Σταθερό κόστος συντήρησης	% EDC	1.30
Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	€/MWe μικτή	1.00

Στον παραπάνω πίνακα ο συντελεστής ανάκτησης κεφαλαίου υπολογίζεται από την σχέση:

$$CRF = \frac{\varepsilon \cdot (1+\varepsilon)^n}{(1+\varepsilon)^n - 1} \quad (8-1)$$

Όπου  $\varepsilon$  είναι το επιτόκιο αναγωγής και  $n$  η διάρκεια λειτουργίας της μονάδας σε έτη.

Τα δεδομένα εισόδου για την περίπτωση αναφοράς (λιγνιτικό σταθμό της Μελίτης) δόθηκαν από τη ΔΕΗ, ενώ για τις περιπτώσεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με τις τεχνολο-

γίες καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου, μετά την καύση δέσμευσης και καύση με καθαρό οξυγόνο τα δεδομένα εισόδου λήφθηκαν από τη βιβλιογραφία. Στις περιπτώσεις που χρειάστηκε να προσαρμοστούν τα δεδομένα εισόδου που ελήφθησαν από τη βιβλιογραφία και αφορούν σε μονάδες άλλου μεγέθους σε σχέση με τις εξεταζόμενες στα μεγέθη των υπό εξέταση περιπτώσεων, χρησιμοποιήθηκε η παρακάτω σχέση [VIII-7]:

$$cost_a = \left(\frac{a}{b}\right)^n cost_b \quad (8-2)$$

όπου  $cost_b$  είναι το γνωστό κόστος του υπό εξέταση εξοπλισμού,  $cost_a$  είναι το άγνωστο κόστος και  $a$  και  $b$  είναι η μεικτή ηλεκτροπαραγωγή της άγνωστης και της γνωστής μονάδας αντίστοιχα, ενώ για τον συντελεστή  $n$  λήφθηκε η τιμή 0.8.

Επιπρόσθετα όπου απαιτήθηκε μετατροπή μεταξύ νομισμάτων θεωρήθηκε ότι η ισοτιμία μεταξύ δολαρίου και ευρώ είναι  $1\text{€}=1.3\text{\$}$ .

Βασικός συντελεστής σύγκρισης των οικονομικών αποτελεσμάτων, είναι το κόστος αποφυγής του  $\text{CO}_2$ , που δίνεται από την παρακάτω σχέση:

$$\text{Κόστος αποφυγής } \text{CO}_2 = \frac{(\text{COE}_{\text{capture}} - \text{COE}_{\text{ref}})}{((\text{CO}_2/\text{kWh})_{\text{ref}} - (\text{CO}_2/\text{kWh})_{\text{capture}}} \quad (8-3)$$

Όπου:

$\text{COE}_{\text{capture}}$ : Το καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής της μονάδας με δέσμευση του  $\text{CO}_2$ .

$\text{COE}_{\text{ref}}$ : Το καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής της μονάδας αναφοράς, χωρίς δέσμευση του  $\text{CO}_2$ .

$(\text{CO}_2/\text{kWh})_{\text{ref}}$ : Οι ειδικές εκπομπές  $\text{CO}_2$  ανά καθαρή ηλεκτρική παραγωγή της μονάδας αναφοράς.

$(\text{CO}_2/\text{kWh})_{\text{capture}}$ : Οι ειδικές εκπομπές  $\text{CO}_2$  ανά καθαρή ηλεκτρική παραγωγή της μονάδας με δέσμευση.

Ο πίνακας 8-2 δείχνει τα βασικά δεδομένα εισόδου και παραδοχές που έγιναν για όλες τις εξεταζόμενες περιπτώσεις.

**Πίνακας 8-2:** Βασικά δεδομένα εισόδου

ΠΑΡΑΜΕΤΡΟΣ	ΠΗΓΗ	ΜΟΝΑΔΑ ΜΕΤΡΗΣΗΣ	ΤΙΜΗ
Ειδικό κόστος κεφαλαίου σταθμού αναφοράς (EDC)	ΔΕΗ	€/MWe μικτή	1250
Κόστος κεφαλαίου ASU	[VIII-10]	Μ€/ (kg/s O <sub>2</sub> )	1.3
Κόστος κεφαλαίου συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub> από αμίνες για περίπτωση partial oxyfuel	[VIII-9]	Μ€/ (kg/s CO <sub>2</sub> )	0.74
Κόστος κεφαλαίου συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub> από αμίνες για καύση με αέρα	[VIII-9] [VIII-6]	Μ€/ (kg/s CO <sub>2</sub> )	0.82
Κόστος κεφαλαίου συστήματος ανθρακοποιητή-ασβεστοποιητή μετά των βοηθητικών	[VIII-12] [VIII-13] [VIII-16]	Μ€/ (kg/s CO <sub>2</sub> )	0.64
Κόστος κεφαλαίου δευτερεύοντος κύκλου νερού-ατμού για δέσμευση του CO <sub>2</sub> με την τεχνολογία ανθρακοποίησης-ασβεστοποίησης	[VIII-13] [VIII-14] [VIII-15] [VIII-16]	Μ€/ (MWe gross)	0.81
Κόστος κεφαλαίου συμπιεστών του CO <sub>2</sub>	[VIII-11]	Μ€/ (kg/s CO <sub>2</sub> )	0.49
Ετήσιο κόστος λειτουργίας και συντήρησης συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	[VIII-9] [VIII-6]	Μ€/year	4% του κόστους κεφαλαίου δέσμευσης
Ετήσιο κόστος λειτουργίας και συντήρησης συμπιεστών CO <sub>2</sub>	[VIII-11]	Μ€/year	4% του κόστους κεφαλαίου συμπιέσεως

Για λόγους σύγκρισης, παρουσιάζονται και συγκρίνονται τα αποτελέσματα των οικονομικών υπολογισμών των τεχνολογιών που εξετάζονται στην παρούσα εργασία με τα αντίστοιχα οικονομικά αποτελέσματα των συμβατικών τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> (μετά την καύση δέσμευση με αμίνες και καύση σε συνθήκες καθαρού οξυγόνου), όπως αυτά βρέθηκαν στη βιβλιογραφία [VIII-6], [VIII-7], [VIII-8]. Τα οικονομικά δεδομένα του σταθμού αναφοράς χωρίς τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> παρουσιάζονται προκειμένου να είναι εύκολα αντιληπτή η επίδραση του κόστους της ενσωμάτωσης της κάθε τεχνολογίας δέσμευσης CO<sub>2</sub>.

Για τις περιπτώσεις της δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου και της τεχνολογίας καθαρού oxyfuel υπάρχουν πρόσθετες δαπάνες για την αναβάθμιση του λέβητα (π.χ. εγκατάσταση της ανακυκλοφορίας των καυσαερίων, μείωση του παρασιτικού αέρα καύσης, τροποποίηση συστημάτων καυστήρων). Για να καλυφθούν αυτές οι απαιτήσεις θεωρήθηκε ότι το εγκατεστημένο κόστος αυξάνεται κατά 2% σε σχέση με την περίπτωση αναφοράς για την περίπτωση καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου και 7% για την περίπτωση καθαρού oxyfuel [VIII-9].

Τα εγκατεστημένα κόστη κεφαλαίου της μονάδας αναφοράς και της τροποποιημένης μονάδας με χρήση των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μετά την καύση και καθαρού oxyfuel, τα παρουσιάζει ο πίνακας 8-3.

**Πίνακας 8-3:** Κόστη κεφαλαίου

	Περίπτωση Αναφοράς	Μετά καύσης δέσμευση	Καθαρό oxyfuel
	ΤΙΜΕΣ ΣΕ Μ€		
Συμβατικός σταθμός	413	413	413
Έξτρα κόστος λόγω αναβαθμίσεων	-	-	29
ASU	-	-	97
Σύστημα μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub> με αμίνες	-	67	-
Συμπιεστές CO <sub>2</sub>	-	36	36
<b>Συνολικό κόστος κεφαλαίου</b>	<b>413</b>	<b>516</b>	<b>575</b>

### 8.2. Τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel)

Ο πίνακας 8-4 παρουσιάζει τα κόστη κεφαλαίου.

**Πίνακας 8-4:** Κόστη κεφαλαίου

	ΤΙΜΕΣ ΣΕ Μ€
Συμβατικός σταθμός	413
Έξτρα κόστος λόγω αναβαθμίσεων	8
ASU	35
Σύστημα μετά καύσης δέσμευσης του CO <sub>2</sub> με αμίνες	59
Συμπιεστές CO <sub>2</sub>	36
<b>Συνολικό κόστος κεφαλαίου</b>	<b>551</b>

Ενώ οι πίνακας 8-5 και πίνακας 8-6 παρουσιάζουν τα βασικά αποτελέσματα και σύγκριση των οικονομικών μεγεθών με τα αντίστοιχα της μονάδας αναφοράς.



Πίνακας 8-5: Κόστος εγκατάστασης

		Περίπτωση Αναφοράς	Partial oxyfuel
Κόστος κεφαλαίου (EDC)	Μ€	413	551
Ειδικό μεικτό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe gross	1250	1825
Κόστος κατασκευαστή μηχανικού (5%)	Μ€	21	28
Απρόβλεπτα έξοδα (10%)	Μ€	41	55
Κόστος κατασκευής	Μ€	98	131
<b>Συνολικό εγκατεστημένο κόστος</b>	<b>Μ€</b>	<b>573</b>	<b>764</b>
Ειδικό μεικτό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe gross	1736	2531
Ειδικό καθαρό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe net	1884	3538
<b>Επιπρόσθετο κόστος λόγω δέσμευσης του CO<sub>2</sub></b>	<b>Μ€</b>	<b>-</b>	<b>191</b>
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος (μεικτό)	€/kWe gross	-	634
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος (καθαρό)	€/kWe net	-	886
Αύξηση στο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	46.35

**Πίνακας 8-6:** Κόστος λειτουργίας και συντήρησης και κόστος δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

		Περίπτωση Αναφοράς	Partial oxyfuel
<b>ΚΟΣΤΟΣ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ ΚΑΙ ΣΥΝΤΗΡΗΣΗΣ</b>			
Σταθερό κόστος λειτουργίας (1.3%)	M€/year	5.4	7.2
Σταθερό κόστος συντήρησης (1.3%)	M€/year	5.4	7.2
Συνολικό σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	10.7	14.3
Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	2.5	2.3
Συνολικό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	13.21	16.59
Ετήσιο κόστος κεφαλαίου	M€/year	53.50	71.38
Κόστος καυσίμου	M€/year	23.18	23.18
<b>Συνολικό ετήσιο κόστος</b>	<b>M€/year</b>	<b>89.9</b>	<b>111.2</b>
Επιπλέον ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	M€/year	-	21.3
Σχετική αύξηση στο ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	23.64
Συνολικό μεικτό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	€/MWh gross	36.3	49.1
Αύξηση στο συνολικό μεικτό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	35.11
<b>Συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής (COE)</b>	<b>€/MWh net</b>	<b>39.4</b>	<b>68.6</b>
Αύξηση στο συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	74.02
<b>ΚΟΣΤΟΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub></b>			
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	t CO <sub>2</sub> /MWh	0.96	0.14
<b>Κόστος αποφυγής CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>-</b>	<b>35.41</b>

### 8.3. Τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης

Πραγματοποιήθηκε οικονομική ανάλυση για την απλή και τη βέλτιστη περίπτωση εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης (περιπτώσεις 1 και 7 της παραγράφου 6.4.2). Για τη βέλτιστη περίπτωση υποτέθηκε μια αύξηση 5% στο εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου του συστήματος ανθρακοποιητή-ασβεστοποιητή για την εγκατάσταση του εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και της ανακυκλοφορίας του ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή. Επιπρόσθετα, για την εξέταση της βέλτιστης περίπτωσης απαιτείται και η εγκατάσταση συστήματος ξήρανσης του καυσίμου τύπου WTA. Το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου για ένα τέτοιο σύστημα θεωρήθηκε 100 € ανά kW<sub>th</sub> που παράγεται από την καύση του ξηραμέ-

νου καυσίμου. Στο κόστος αυτό συμπεριλαμβάνονται και τα βοηθητικά συστήματα που απαιτούνται για τη λειτουργία του ξηραντή καθώς και τη σύνδεσή του με τα υπόλοιπα συστήματα της μονάδας [VIII-19], [VIII-20], [VIII-21]. Το κόστος κεφαλαίου για ένα τέτοιο σύστημα ξήρανσης είναι αρκετά υψηλό καθώς βρίσκεται στα πρώτα στάδια της εφαρμογής του και αναμένεται να μειωθεί στο εγγύς μέλλον μετά την επιτυχημένη και ευρεία εμπορική λειτουργία του.

Ο πίνακας 8-7 παρουσιάζει τα εγκατεστημένα κόστη κεφαλαίου ενώ οι πίνακας 8-8 και πίνακας 8-9 παρουσιάζουν τα βασικά οικονομικά αποτελέσματα και σύγκριση με την αντίστοιχη μονάδα αναφοράς.

**Πίνακας 8-7:** Κόστος κεφαλαίου

	Απλή περίπτωση ασβεστοποίησης- ανθρακοποίησης	Βέλτιστη περίπτωση ασβεστοποίησης- ανθρακοποίησης
ΤΙΜΕΣ ΣΕ Μ€		
Συμβατικός σταθμός	413	413
ASU	96	58
Σύστημα ασβεστοποιητή- ανθρακοποιητή	47	47
Δευτερεύον κύκλωμα νερού- ατμού	264	174
Συμπιεστές CO <sub>2</sub>	91	73
Τροποποιήσεις στο σύστημα ασβεστοποιητή-ανθρακοποιητή	-	3
Ξηραντής WTA	-	56
<b>Συνολικό κόστος κεφαλαίου</b>	<b>911</b>	<b>824</b>

**Πίνακας 8-8: Κόστος εγκατάστασης**

		Περίπτωση Αναφοράς	Απλή περίπτωση ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης	Βέλτιστη περίπτωση ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης
Κόστος κεφαλαίου (EDC)	Μ€	413	911	824
Ειδικό μεικτό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe gross	1250	1387	1509
Κόστος κατασκευαστή μηχανικού (5%)	Μ€	21	46	41
Απρόβλεπτα έξοδα (10%)	Μ€	41	91	82
Κόστος κατασκευής	Μ€	98	216	195
<b>Συνολικό εγκατεστημένο κόστος</b>	<b>Μ€</b>	<b>573</b>	<b>1264</b>	<b>1143</b>
Ειδικό μεικτό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe gross	1736	1923	2093
Ειδικό καθαρό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe net	1884	2717	2901
<b>Επιπρόσθετο κόστος λόγω δέσμευσης του CO<sub>2</sub></b>	<b>Μ€</b>	<b>-</b>	<b>691</b>	<b>570</b>
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος συστήματος δέσμευσης (μεικτό)	€/kWe gross	-	2119	2651
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος (μεικτό επί συνόλου)	€/kWe gross	-	1051	1044
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος (καθαρό)	€/kWe net	-	1485	1447
Αύξηση στο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	167.25	138.03

**Πίνακας 8-9:** Κόστος λειτουργίας και συντήρησης και κόστος δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

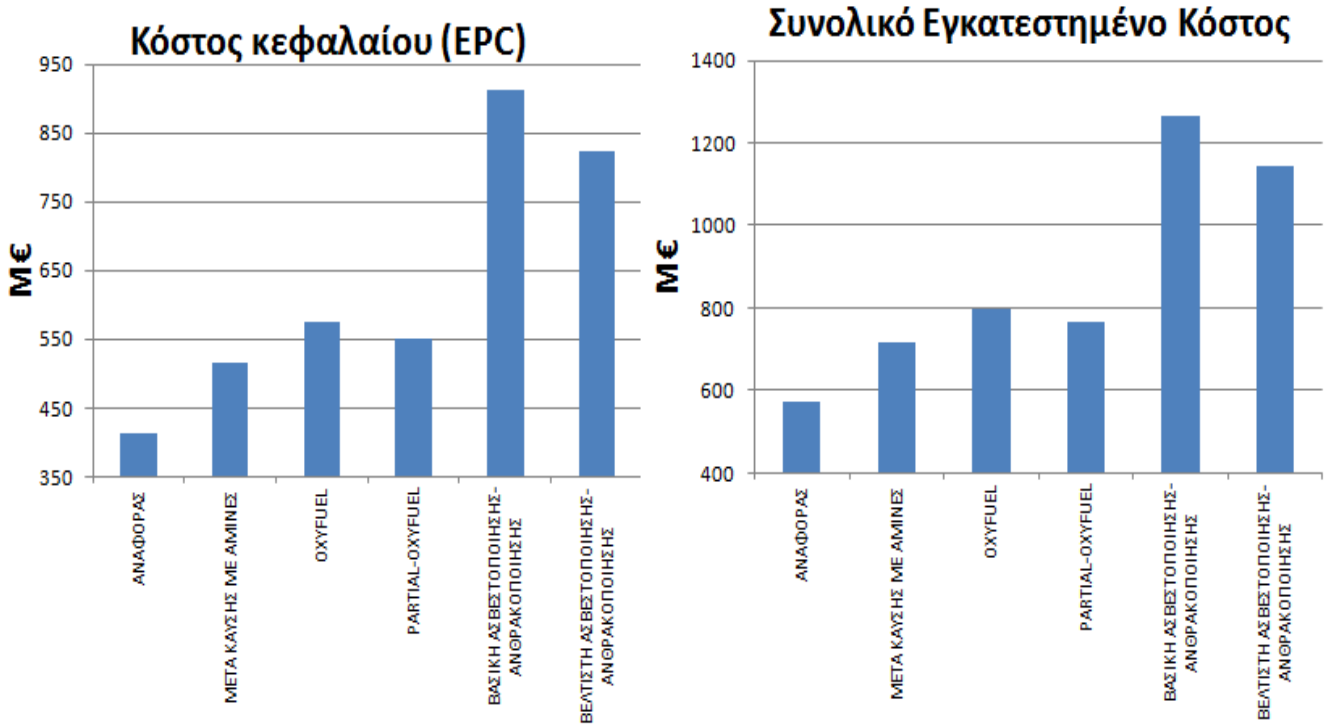
		Περίπτωση Αναφοράς	Απλή περίπτωση ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης	Βέλτιστη περίπτωση ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης
<b>ΚΟΣΤΟΣ ΛΕΙΤΟΥΡΓΙΑΣ ΚΑΙ ΣΥΝΤΗΡΗΣΗΣ</b>				
Σταθερό κόστος λειτουργίας (1.3%)	M€/year	5.4	11.8	10.7
Σταθερό κόστος συντήρησης (1.3%)	M€/year	5.4	11.8	10.7
Συνολικό σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	10.7	23.7	21.4
Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	2.5	4.9	4.1
Συνολικό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	13.21	28.61	25.52
Ετήσιο κόστος κεφαλαίου	M€/year	53.50	118.02	106.75
Κόστος καυσίμου	M€/year	23.18	46.29	37.32
<b>Συνολικό ετήσιο κόστος</b>	<b>M€/year</b>	<b>89.9</b>	<b>192.9</b>	<b>169.6</b>
Επιπλέον ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	M€/year	-	103.0	79.7
Σχετική αύξηση στο ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	114.60	88.64
Συνολικό μεικτό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	€/MWh <sub>gross</sub>	36.3	39.2	41.4
Αύξηση στο συνολικό μεικτό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	7.79	14.01
<b>Συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής (COE)</b>	<b>€/MWh<sub>net</sub></b>	<b>39.4</b>	<b>55.3</b>	<b>57.4</b>
Αύξηση στο συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	40.30	45.55
<b>ΚΟΣΤΟΣ ΔΕΣΜΕΥΣΗΣ ΤΟΥ CO<sub>2</sub></b>				
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	t CO <sub>2</sub> /MWh <sub>e</sub>	0.96	0.15	0.14
<b>Κόστος αποφυγής CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>-</b>	<b>19.56</b>	<b>21.84</b>

#### 8.4. Οικονομοτεχνική σύγκριση των υπό εξέταση τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub>

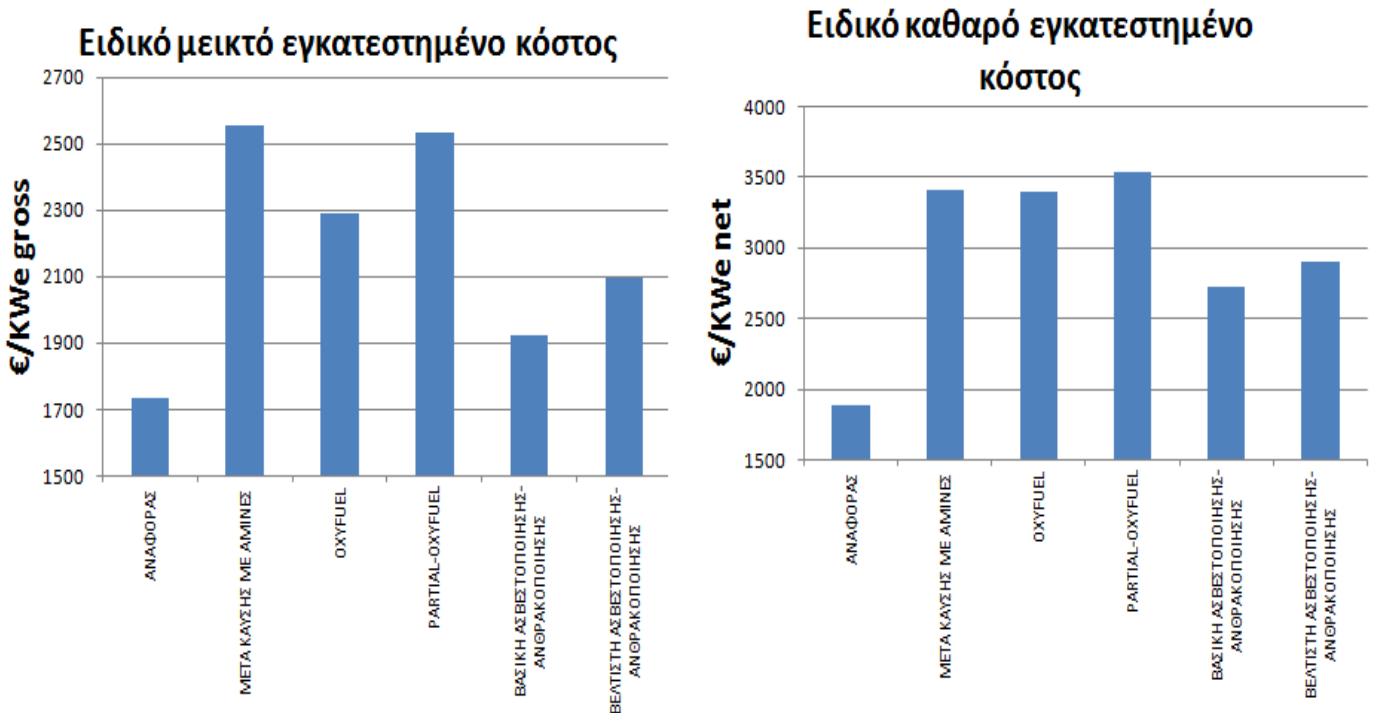
Ο πίνακας 8-10 και η εικόνα 8-1 έως εικόνα 8-4 παρουσιάζουν τα βασικά οικονομικά αποτελέσματα για όλες τις περιπτώσεις δέσμευσης, ώστε να είναι εφικτή μια σύγκριση μεταξύ τους.

**Πίνακας 8-10:** Βασικά αποτελέσματα οικονομικών υπολογισμών για όλες τις εξεταζόμενες περιπτώσεις

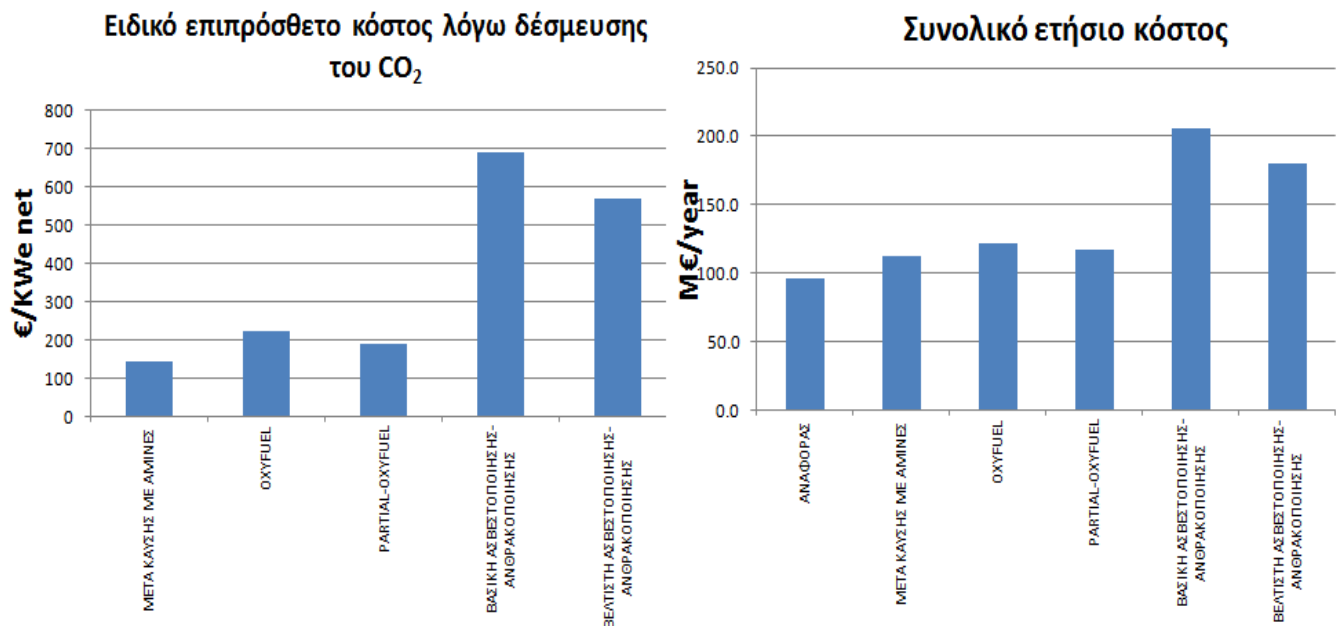
		Περίπτωση Αναφοράς	Περίπτωση μετά καύσης δέσμευσης με αμίνες	Περίπτωση καθαρού oxyfuel	Περίπτωση partial-oxyfuel	Απλή περίπτωση αβιοτοποίησης ανθρακοποίησης	Βέλτιστη περίπτωση αβιοτοποίησης ανθρακοποίησης
Κόστος κεφαλαίου (EDC)	Μ€	413	516	575	551	911	824
Συνολικό εγκατεστημένο κόστος	Μ€	573	716	798	764	1264	1143
Ειδικό μεικτό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe gross	1736	2556	2292	2531	1923	2093
Ειδικό καθαρό εγκατεστημένο κόστος	€/kWe net	1884	3408	3392	3538	2717	2901
Επιπρόσθετο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	Μ€	-	143	225	191	691	570
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος καθαρό	€/kWe net	-	680	956	886	1485	1447
Συνολικό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	Μ€/year	13.21	15.52	17.56	16.59	28.61	25.52
Συνολικό ετήσιο κόστος	Μ€/year	89.9	105.5	115.2	111.2	192.9	169.6
<b>Συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής (COE)</b>	<b>€/MWh<sub>net</sub></b>	<b>39.4</b>	<b>67.0</b>	<b>65.4</b>	<b>68.6</b>	<b>55.3</b>	<b>57.4</b>
Αύξηση στο συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	69.96	65.75	74.02	40.30	45.55
<b>Κόστος αποφυγής CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>-</b>	<b>33.62</b>	<b>31.04</b>	<b>35.41</b>	<b>19.56</b>	<b>21.84</b>



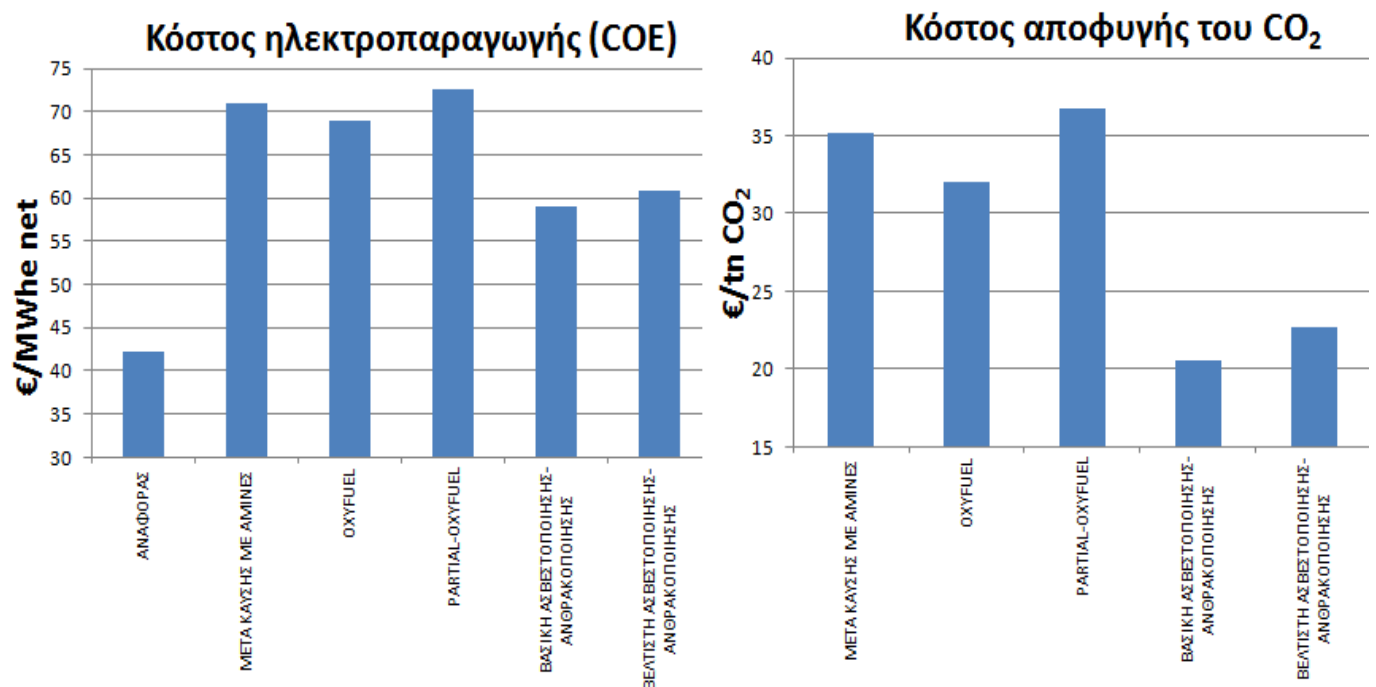
Εικόνα 8-1: Διαγράμματα κόστους κεφαλαίου και συνολικού εγκατεστημένου κόστους



Εικόνα 8-2: Διαγράμματα ειδικού μεικτού και καθαρού εγκατεστημένου κόστους



Εικόνα 8-3: Διαγράμματα ειδικού επιπρόσθετου κόστους και συνολικού ετήσιου κόστους



Εικόνα 8-4: Διαγράμματα κόστους ηλεκτροπαραγωγής και κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>

Από τα παραπάνω διαγράμματα και πίνακες προκύπτει ότι η εγκατάσταση οποιασδήποτε τεχνολογίας δέσμευση του CO<sub>2</sub> αυξάνει σημαντικά το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου, το κόστος λειτουργίας και το κόστος ηλεκτροπαραγωγής.

Αναφορικά με την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου φαίνεται να έχει αυξημένο κόστος ηλεκτροπαραγωγής και κόστος απο-



φυγής του CO<sub>2</sub>. Ο λόγος είναι ότι η ταυτόχρονη λειτουργία μιας μονάδας διαχωρισμού του αέρα και ενός συστήματος μετά την καύση δέσμησης του CO<sub>2</sub> αυξάνει την πολυπλοκότητα της μονάδας με συνέπεια την αύξηση του ειδικού κόστους λειτουργίας και συντήρησης με επακόλουθη αύξηση τόσο του κόστους ηλεκτροπαραγωγής όσο και του κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>. Η αυξημένη ωστόσο ηλεκτροπαραγωγή της τεχνολογίας αυτής σε σχέση με την καθαρή μετά την καύση δέσμηση από αμίνας περιορίζει την επίδραση της πολυπλοκότητας αφού το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι οριακά υψηλότερο. Σε σχέση με την καθαρή εφαρμογή της τεχνολογίας oxyfuel, λόγω της σημαντικά αυξημένης ηλεκτροπαραγωγής που έχει αυτή, οι τιμές του κόστους ηλεκτροπαραγωγής και αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι αρκετά υψηλότερες για την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου.

Η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης έχει το μεγαλύτερο εγκατεστημένο αλλά και συνολικό ετήσιο κόστος από όλες τις τεχνολογίες δέσμησης του CO<sub>2</sub> λόγω του υψηλού κόστους του συστήματος δέσμησης αλλά και του δευτερεύοντος κύκλου νερού-ατμού. Ωστόσο η αυξημένη ηλεκτροπαραγωγή μειώνει σημαντικά το ειδικό εγκατεστημένο κόστος με αποτέλεσμα η τεχνολογία αυτή να έχει σημαντικά το χαμηλότερο ειδικό εγκατεστημένο κόστος σε σχέση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμησης του CO<sub>2</sub>, η τιμή του δε είναι συγκρίσιμη με αυτή του σταθμού αναφοράς. Αναφορικά με το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> αυτό είναι σημαντικά χαμηλότερο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμησης. Δεδομένου ότι το σύστημα ξήρανσης τύπου WTA βρίσκεται στα πρώτα στάδια της εφαρμογής του, το κόστος εγκατάστασης του είναι πολύ υψηλό με αποτέλεσμα η βέλτιστη εφαρμογή της τεχνολογίας αυτής να φαίνεται να έχει χειρότερα οικονομικά αποτελέσματα (κόστος ηλεκτροπαραγωγής και κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub>) σε σχέση με τη βασική εφαρμογή της. Ωστόσο η περισσότερη διαδεδομένη χρήση ενός τέτοιου συστήματος ξήρανσης εκτιμάται πως θα μειώσει σημαντικά το κόστος εγκατάστασης του και αυτή η διαφορά στα οικονομικά μεγέθη θα εξαλειφθεί ή και θα αντιστραφεί. Επιπρόσθετα, όπως προέκυψε στο κεφάλαιο 6 η χρήση της βέλτιστης περίπτωσης έχει σημαντικά ενεργειακά οφέλη γεγονός που επιβάλλει την εφαρμογή της σε σχέση με τη βασική περίπτωση.

### 8.5. Συνδυασμένη λειτουργία τσιμεντοβιομηχανίας και ηλεκτροπαραγωγής

Στην παράγραφο αυτή πραγματοποιείται οικονομοτεχνική ανάλυση για την περίπτωση ταυτόχρονης λειτουργίας βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου και ηλεκτροπαραγωγής. Οι υπολογισμοί έγιναν με χρήση της απλής και της βέλτιστης περίπτωσης εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης (περιπτώσεις 1 και 2 της παραγράφου 7.3.2). Για τη βέλτιστη περίπτωση υποτέθηκε μια αύξηση 5% στο εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου του συστήματος ανθρακοποιητή-ασβεστοποιητή για την εγκατάσταση του εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων και της ανακυκλοφορίας του ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή καθώς και μια αύξηση στο κόστος εγκατάστασης του συστήματος ξήρανσης του καυσίμου τύπου WTA που είναι 100 € ανά kW<sub>th</sub> που παράγεται από την καύση του ξηραμένου καυσίμου. Επίσης θεωρήθηκε ότι η παραγωγή κλίνγκερ είναι 3845 t/day και το χρησιμοποιούμενο καύσιμο για την τσιμεντοβιομηχανία είναι pet-coke με κόστος 1.4 €/GJ.

Το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου της βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου, λήφθηκε από τη βιβλιογραφία και θεωρήθηκε 160 € ανά παραγόμενο τόνο κλίνγκερ το χρόνο [VIII-17], [VIII-22], [VIII-23]. Με αυτή τη θεώρηση, το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου της τσιμεντοβιομηχανίας αναφοράς είναι 192 Μ€. Επιπρόσθετα, η απουσία του ασβεστοποιητή στην τσιμεντοβιομηχανία στην περίπτωση ταυτόχρονης λειτουργίας της με μια μονάδα ηλεκτροπαραγωγής με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> επιφέρει μια μείωση στο εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου κατά 25 % [VIII-17].

Για την εκτίμηση του εγκατεστημένου κόστους κεφαλαίου της συνδυασμένης μονάδας αναφοράς, θεωρήθηκε ότι η θερμική ενέργεια που απαιτείται στην τσιμεντοβιομηχανία για την παραγωγή του κλίνγκερ, μετατρέπεται σε ηλεκτρική ενέργεια με μεικτό βαθμό απόδοσης ίσο με τον αντίστοιχο βαθμό απόδοσης της ηλεκτρικής μονάδας αναφοράς (42.45%). Αυτή η θεώρηση γίνεται ώστε να είναι δυνατή η αξιολόγηση των οικονομικών αποτελεσμάτων και η σύγκριση του κόστους δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μεταξύ της ταυτόχρονης λειτουργίας βιομηχανίας παραγωγής τσιμέντου και ηλεκτροπαραγωγής με αντίστοιχη βιομηχανία παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας με δέσμευση του CO<sub>2</sub>. Η απαιτούμενη θερμότητα για την παραγωγή του τσιμέντου είναι 125 MW<sub>th</sub> και συνεπώς η επιπρόσθετη μεικτή και καθαρή ηλεκτρική ενέργεια που δίνεται στην μονάδα αναφοράς είναι 53 MW<sub>e</sub> και 34 MW<sub>e</sub> αντίστοιχα. Στην καθαρή ηλεκτρική ενέργεια αφαιρούνται οι ηλεκτρικές ιδιοκαταναλώσεις της τσιμεντοβιομηχανίας που είναι 19 MW<sub>e</sub>.

Ο πίνακας 8-11 δείχνει τα εγκατεστημένα κόστη κεφαλαίου των υπό εξέταση περιπτώσεων.

**Πίνακας 8-11: Κόστη κεφαλαίου (τιμές σε Μ€)**

	Συνδυασμένη μονάδα αναφοράς	Συνδυασμένη λειτουργία με απλή περίπτωση συστήματος ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης	Συνδυασμένη λειτουργία με βέλτιστη περίπτωση συστήματος ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης
Τσιμεντοβιομηχανία	192	144	144
Βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής	413	413	413
ASU	-	104	63
Σύστημα ασβεστοποιητή-ανθρακοποιητή	-	119	105
Δευτερεύον κύκλωμα νερού-ατμού	-	294	191
Συμπιεστές CO <sub>2</sub>	-	96	78
Τροποποιήσεις στο σύστημα ασβεστοποιητή-ανθρακοποιητή	-	-	3
Ξηραντής WTA	-	-	56
<b>Συνολικό κόστος κεφαλαίου</b>	<b>605</b>	<b>1170</b>	<b>1053</b>

Με βάση τα παραπάνω δεδομένα και παραδοχές πραγματοποιήθηκαν οι οικονομοτεχνικοί υπολογισμοί, τα αποτελέσματα των οποίων δείχνουν ο πίνακας 8-12 και πίνακας 8-13.

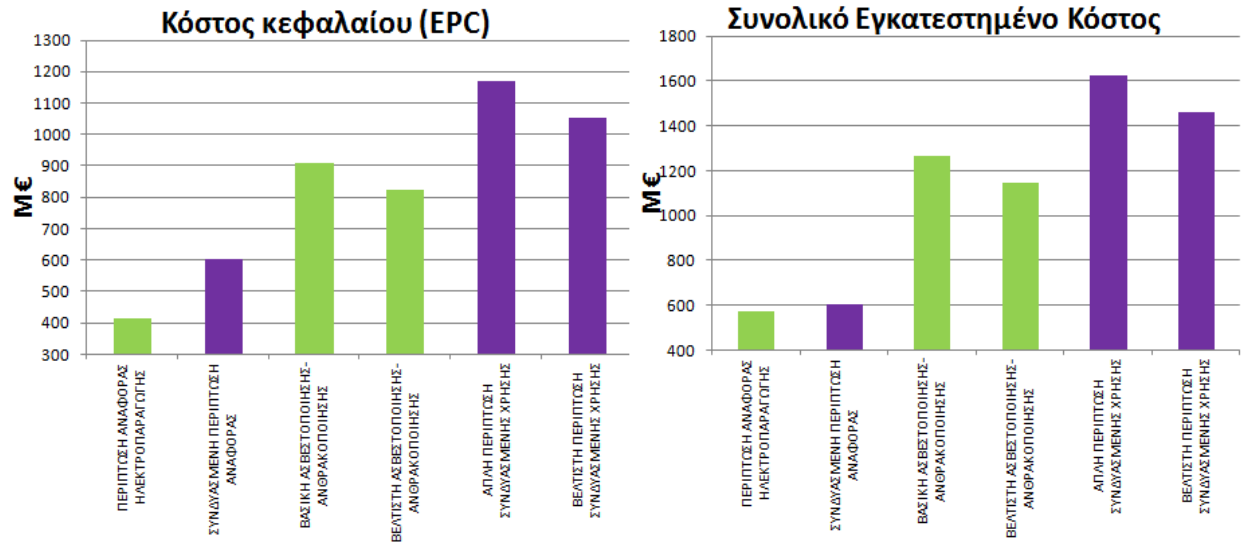
**Πίνακας 8-12:** Κόστος κεφαλαίου για τις εξεταζόμενες περιπτώσεις

		Συνδυασ- μένη μονά- δα αναφοράς	Συνδυασμένη λει- τουργία με απλή περίπτωση συσ- τήματος ασβεσ- τοποίησης- ανθρακοποίησης	Συνδυασμένη λει- τουργία με βέλτισ- τη περίπτωση συστήματος ασ- βεστοποίησης- ανθρακοποίησης
Κόστος κεφαλαίου (EPC)	M€	605	1170	1053
Ειδικό μεικτό εγκα- τεστημένο κόστος	€/kWe gross	1580	1566	1698
Κόστος κατασκευασ- τή μηχανικού (5%)	M€	30	59	53
Απρόβλεπτα έξοδα (10%)	M€	61	117	105
Κόστος κατασκευής (10%)	M€	143	277	250
Συνολικό εγκατεστη- μένο κόστος	M€	839	1623	1461
Ειδικό μεικτό εγκα- τεστημένο κόστος	€/kWe gross	2191	2172	2356
Ειδικό καθαρό εγκα- τεστημένο κόστος	€/kWe net	2483	3079	3304
Επιπρόσθετο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	M€	-	784	621
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος συστήματος δέσμευσης	€/kWe gross	-	2159	2633
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος (μεικτό επί συνόλου)	€/kWe gross	-	1049	1002
Ειδικό επιπρόσθετο κόστος καθαρό	€/kWe net	-	1487	1406
Αύξηση στο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	129.53	102.71

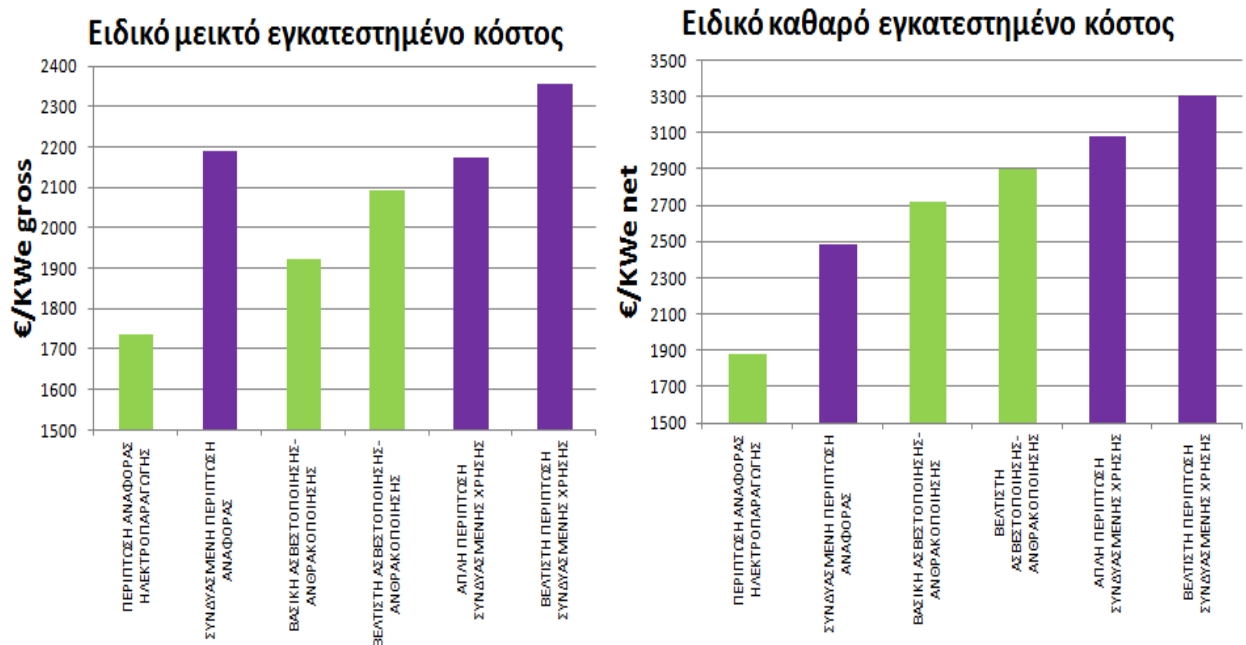
**Πίνακας 8-13:** Κόστος λειτουργίας και συντήρησης και κόστος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> για τις εξεταζόμενες περιπτώσεις

		Συνδυασμένη μονάδα αναφοράς	Συνδυασμένη λειτουργία με απλή περίπτωση συστήματος ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης	Συνδυασμένη λειτουργία με βέλτιστη περίπτωση συστήματος ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης
<b>Κόστος λειτουργίας και συντήρησης</b>				
Σταθερό κόστος λειτουργίας (1.3%)	M€/year	7.9	15.2	13.7
Σταθερό κόστος συντήρησης (1.3%)	M€/year	7.9	15.2	13.7
Συνολικό σταθερό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	15.7	30.4	27.4
Μεταβλητό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	2.9	5.6	4.7
Συνολικό κόστος λειτουργίας και συντήρησης	M€/year	18.60	36.02	32.03
Ετήσιο κόστος κεφαλαίου	M€/year	78.38	151.57	136.41
Κόστος καυσίμου	M€/year	34.24	62.70	50.38
<b>Συνολικό ετήσιο κόστος</b>	<b>M€/year</b>	<b>131.2</b>	<b>250.3</b>	<b>218.8</b>
Επιπλέον ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	M€/year	-	119.1	87.6
Σχετική αύξηση στο ετήσιο κόστος λόγω δέσμευσης του CO <sub>2</sub>	%	-	90.75	66.76
<b>Συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής (COE)</b>	<b>€/MWh net</b>	<b>51.8</b>	<b>63.3</b>	<b>66.0</b>
Αύξηση στο συνολικό καθαρό κόστος ηλεκτροπαραγωγής	%	-	22.34	27.53
<b>Κόστος δέσμευσης του CO<sub>2</sub></b>				
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	t CO <sub>2</sub> /MWh	0.99	0.06	0.07
<b>Κόστος αποφυγής CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>-</b>	<b>12.43</b>	<b>15.50</b>

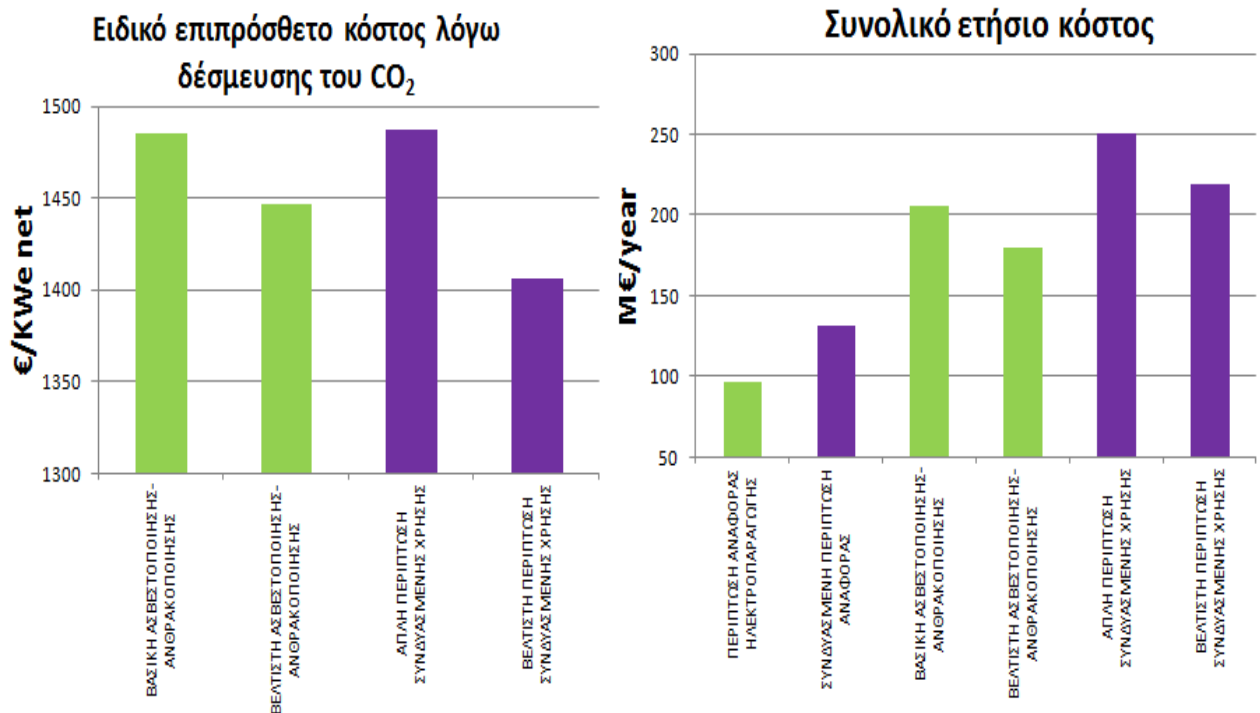
Τα βασικά αποτελέσματα καθώς και η σύγκρισή τους με τα αντίστοιχα αποτελέσματα παρόμοιων υπολογισμών με την ίδια μέθοδο δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μόνο από βιομηχανία παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας, φαίνονται στα επόμενα διαγράμματα. Σε αυτά με χρώμα πράσινο απεικονίζεται ο καθαρός σταθμός ηλεκτροπαραγωγής ενώ με χρώμα μωβ η ταυτόχρονη λειτουργία της βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής με μια βιομηχανία παραγωγής τσιμέντου.



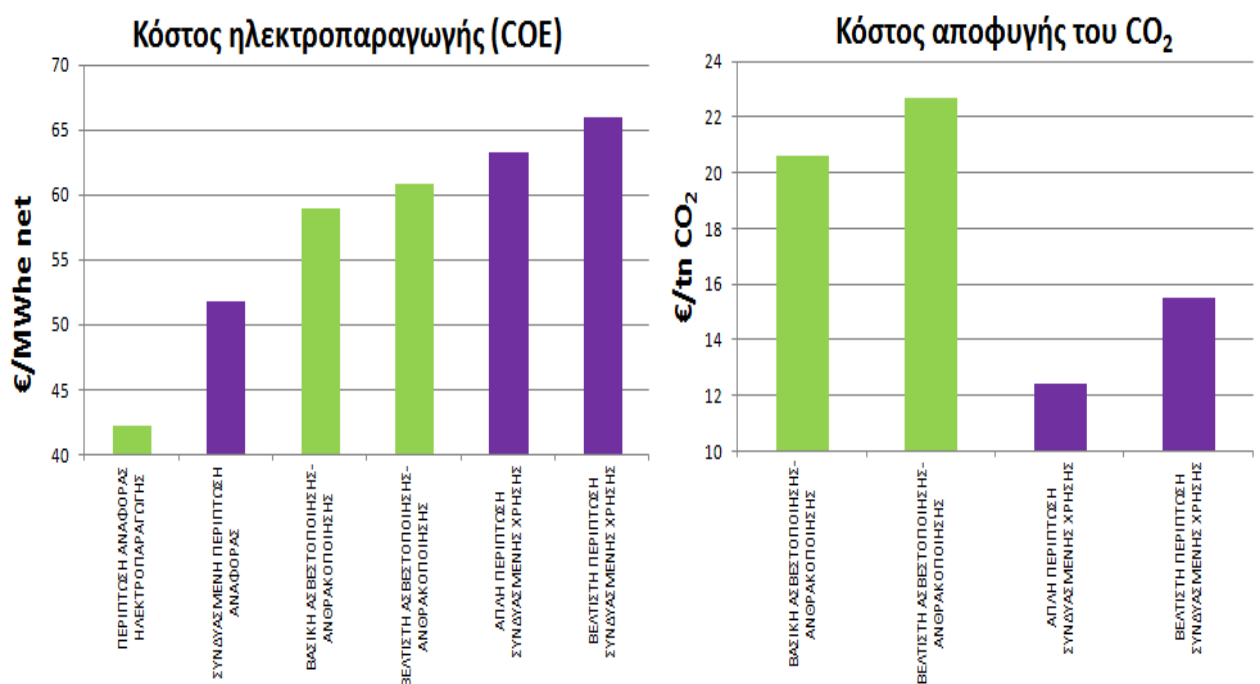
Εικόνα 8-5: Διαγράμματα κόστους κεφαλαίου και συνολικού εγκατεστημένου κόστους



Εικόνα 8-6: Διαγράμματα ειδικού μεικτού και καθαρού εγκατεστημένου κόστους



Εικόνα 8-7: Διαγράμματα ειδικού επιπρόσθετου κόστους και συνολικού ετήσιου κόστους



Εικόνα 8-8: Διαγράμματα κόστους ηλεκτροπαραγωγής και κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>

Από τα παραπάνω διαγράμματα και τον πίνακα προκύπτει ότι η συνδυασμένη λειτουργία των δύο βιομηχανιών αυξάνει σημαντικά το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου και το ετήσιο κόστος λειτουργίας σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία μιας

βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής. Από την άλλη όμως πλευρά, η αύξηση της ηλεκτροπαραγωγής που προκύπτει από τη συνδυασμένη λειτουργία περιορίζει την ειδική αύξηση του εγκατεστημένου κόστους.

Το κόστος ηλεκτροπαραγωγής είναι αυξημένο στην περίπτωση συνδυασμένης λειτουργίας διότι η αύξηση του κόστους εγκατάστασης της τσιμεντοβιομηχανίας είναι δυσανάλογη με το αντίστοιχο κόστος μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής που μετατρέπει τη θερμότητα που καταναλώνει η τσιμεντοβιομηχανία σε ηλεκτρική ενέργεια.

Όπως αναφέρθηκε στο κεφάλαιο 7 οι συνολικές εκπομπές CO<sub>2</sub> στην περίπτωση της συνδυασμένης λειτουργίας είναι σημαντικά μικρότερες σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία της καθεμιάς βιομηχανίας. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> να είναι με τη σειρά του πολύ χαμηλότερο, είναι δε το χαμηλότερο από την εφαρμογή οποιαδήποτε άλλης τεχνολογίας δέσμευσης από τσιμεντοβιομηχανία ή από βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής μεμονωμένα.

## **8.6. Σύγκριση με αποτελέσματα παρόμοιων δημοσιεύσεων**

Η εφαρμογή της τεχνολογίας καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial oxyfuel) για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι μια καινοτομία της παρούσας εργασίας. Συνεπώς δεν υπάρχουν στη βιβλιογραφία παρόμοιες δημοσιεύσεις προκειμένου να πραγματοποιηθεί μια σύγκριση των οικονομικών αποτελεσμάτων. Για το λόγο αυτό έγινε σύγκριση των αποτελεσμάτων με αντίστοιχα που αφορούν σε εφαρμογή της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης καθώς και της συνδυασμένης λειτουργίας της τσιμεντοβιομηχανίας με μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής.

### **8.6.1. Τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης**

Όπως αναφέρθηκε στην παράγραφο 6.1 υπάρχουν πολλές εργασίες στη βιβλιογραφία που ασχολούνται με τη μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Παρακάτω αναφέρονται οι σημαντικότερες εργασίες με τις οποίες αξίζει να γίνει μια οικονομοτεχνική σύγκριση των αποτελεσμάτων τους με τα αποτελέσματα της παρούσας εργασίας. Οι εξεταζόμενες περιπτώσεις της παρούσας εργασίας τα αποτελέσματα των οποίων συγκρίνονται με αντίστοιχα της βιβλιογραφίας είναι η βασική και η βέλτιστη εφαρμογή της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ως περίπτωση μετασκευής υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής, όπως περιγράφηκαν στην παράγραφο 6.4.2. Οι βιβλιογραφικές εργασίες με τις οποίες έγινε η σύγκριση περιγράφονται παρακάτω.

Οι Romeo et al. [VIII-15] αναλύουν την εγκατάσταση ενός συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης σε έναν υπάρχοντα σταθμό μεικτής ηλεκτροπαραγωγής 450 MWe με καύσιμο λιθάνθρακα. Το σύστημα δέσμευσης δεν χρησιμοποιεί ανακυκ-

λοφορία ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή ενώ τα καυσαέρια του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής εισέρχονται στον ανθρακοποιητή μαζί με τα οξείδια του θείου, δηλαδή η αποθείωση λαμβάνει χώρα στον ανθρακοποιητή. Το δευτερεύον κύκλωμα νερού ατμού, κινεί έναν δεύτερο ατμοστρόβιλο που παράγει επιπλέον 308 MWe μεικτή ηλεκτρική ενέργεια. Ως δευτερεύον καύσιμο στον ασβεστοποιητή χρησιμοποιείται επίσης λιθάνθρακας κατώτερης θερμογόνου ικανότητας 25.2 MJ/kg.

Οι Abanades et al. [VIII-24] παρουσιάζουν τα βασικά οικονομικά δεδομένα της εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης ως περίπτωση μετασκευής υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής. Για τους υπολογισμούς χρησιμοποιείται μια πειραματική μονάδα παραγωγής 10 kW.

Οι Li Zhen-shan et al. [VIII-13] αναλύουν τη λειτουργία ενός συστήματος μετά καύσης δέσμησης του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης κάνοντας μια παραμετρική ανάλυση με κύρια παράμετρο την ποσότητα του CaO που πρέπει να κυκλοφορεί από τον calciner προς τον carbonator ώστε να καθίσταται αυτό ενεργό και να είναι δυνατή η αντίδρασή του με το CO<sub>2</sub> προς σχηματισμό CaCO<sub>3</sub>, δηλαδή το λόγο της γραμμομοριακής ποσότητας του CaO που μετατράπηκε σε CaCO<sub>3</sub>, όπως περιγράφηκε στην παράγραφο 6.1. Οι ειδικές εκπομπές του CO<sub>2</sub> δεν αναφέρονται πουθενά σε αυτή την εργασία. Τα οικονομικά αποτελέσματα σε αυτή την εργασία παρουσιάζονται για την περίπτωση όπου η τιμή του παραπάνω λόγου είναι 0.1 (ίδια θεώρηση με την παρούσα διδακτορική διατριβή) και θεωρώντας ότι η ισοτιμία μεταξύ δολαρίου και ευρώ είναι 1€=1.3\$.

Οι MacKenzie et al. [VIII-12] πραγματοποιούν μια ανάλυση της χρήσης της υπόψη τεχνολογίας για τη δέσμηση του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια ενός σταθμού συνδυασμένου κύκλου καθαρής ηλεκτροπαραγωγής 360 MWe και καθαρού βαθμού απόδοσης 40.7%. Ο χρόνος λειτουργίας της μονάδας έχει καθοριστεί στα 30 έτη. Σε αυτήν την εργασία δεν είναι ξεκάθαρο το εάν η χαμένη θερμότητα από το σύστημα δέσμησης ενσωματώνεται σε ένα δεύτερο κύκλο νερού-ατμού προς παραγωγή επιπλέον ηλεκτρικής ενέργειας. Για το λόγο αυτό δεν μπορεί να εκτιμηθεί και το ειδικό εγκατεστημένο κόστος του συστήματος μετά την καύση δέσμησης του CO<sub>2</sub> με τη μέθοδο της ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης καθώς δεν αναφέρεται στην εργασία μια τέτοια τιμή.

Ο πίνακας 8-14 παρουσιάζει μια σύγκριση των βασικών αποτελεσμάτων των δύο εξεταζόμενων περιπτώσεων της παρούσας εργασίας με τα αντίστοιχα αποτελέσματα των παραπάνω αναφερόμενων εργασιών που βρέθηκαν στη βιβλιογραφία.



**Πίνακας 8-14:** Σύγκριση βασικών οικονομικών αποτελεσμάτων παρούσας εργασίας με παρόμοιες εργασίες της βιβλιογραφίας

		Βασική περίπτωση παρούσας εργασίας	Βέλτιστη περίπτωση παρούσας εργασίας	Romeo et al.	Abanades et al.	Li Zhen-shan et al.	MacKenzie et al.
Συνολικό ειδικό εγκατεστημένο κόστος σταθμού αναφοράς	€/kW	1250	1250	1200	1300	1162	1154
Συνολικό ειδικό εγκατεστημένο κόστος συστήματος μετά καύσης δέσμευσης.	€/kW	1923	2093	2926	1816	2639	Δεν διατίθεται
<b>Κόστος ηλεκτροπαραγωγής</b>	<b>€/MWh<sub>net</sub></b>	<b>55.3</b>	<b>57.4</b>	<b>48.19</b>	<b>49</b>	<b>50.3</b>	<b>42.8</b>
Ειδικές εκπομπές CO <sub>2</sub>	kg/kWh <sub>net</sub>	0.15	0.14	0.122	0.134	Δεν διατίθενται	
<b>Κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>19.56</b>	<b>21.84</b>	<b>15.77</b>	<b>15.5</b>	<b>18.5</b>	<b>15.7</b>

Από τον παραπάνω πίνακα προκύπτει ότι στην παρούσα εργασία το κόστος ηλεκτροπαραγωγής καθώς και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι αυξημένα σε σύγκριση με όλες τις υπόλοιπες περιπτώσεις που εξετάζονται στη βιβλιογραφία. Ο λόγος είναι ότι η παρούσα εργασία είναι η μόνη που χρησιμοποιεί ένα καύσιμο χαμηλής θερμογόνου ικανότητας, τον Ελληνικό λιγνίτη, τόσο ως καύσιμο στον κυρίως σταθμό ηλεκτροπαραγωγής όσο και ως συμπληρωματικό καύσιμο για την καύση στον ασβεστοποιητή. Η εφαρμογή της βέλτιστης περίπτωσης αμβλύνει την παραπάνω διαφορά λόγω του κόστους εγκατάστασης του ξηραντή τύπου WTA ο οποίος αυξάνει δραματικά το κόστος κεφαλαίου της όλης εγκατάστασης. Ωστόσο, όπως ήδη αναφέρθηκε παραπάνω το κόστος κεφαλαίου για ένα τέτοιο σύστημα ξήρανσης είναι αρκετά υψηλό επειδή βρίσκεται στα πρώτα στάδια της εφαρμογής του και αναμένεται να μειωθεί στο εγγύς μέλλον μετά την επιτυχή και ευρεία εμπορική λειτουργία του.

### 8.6.2. Συνδυασμένη λειτουργία τσιμεντοβιομηχανίας και βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής

Η μοναδική εργασία που βρέθηκε στη βιβλιογραφία και ασχολείται με τη συνδυασμένη λειτουργία μιας τσιμεντοβιομηχανίας και μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι αυτή των Luis M. Romeo et al. [VIII-17]. Τα βασικά λειτουργικά χαρακτηριστικά των δύο βιομηχανιών που μελετώνται περιγράφηκαν στην παράγραφο 7.4. Για να εκτιμηθεί το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> σε αυτήν την εργασία, έγιναν από τους συγγραφείς οι παρακάτω παραδοχές:

- Ειδικό κόστος κεφαλαίου σταθμού ηλεκτροπαραγωγής: 1100 €/kW.
- Ειδικό κόστος κεφαλαίου τσιμεντοβιομηχανίας: 160 €/t/yr.
- Συντελεστής ανάκτησης κεφαλαίου: 0.9.
- Απρόβλεπτα έξοδα: 10% του κόστους κεφαλαίου.
- Κόστος καυσίμου: 1 €/GJ.

- Κόστος ασβεστόλιθου: 10 €/t.

Ο πίνακας 8-15 παρουσιάζει τη σύγκριση των βασικών οικονομικών μεγεθών μεταξύ αυτής της εργασίας και της απλής και βέλτιστης εξεταζόμενης περίπτωσης της παρούσας εργασίας (περιπτώσεις 1 και 2 της παραγράφου 7.3.2).

**Πίνακας 8-15:** Σύγκριση βασικών οικονομικών αποτελεσμάτων μεταξύ των δύο εργασιών

		Βασική περίπτωση παρούσας εργασίας	Βέλτιστη περίπτωση παρούσας εργασίας	Luis M. Romeo et al.
Τσιμεντοβιομηχανία αναφοράς	Μ€	192	192	157.7
Βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής αναφοράς	Μ€	413	413	550
Εγκατεστημένο κόστος ASU	Μ€	104	63	216.2
Σύστημα συμπίεσης του CO <sub>2</sub>	Μ€	96	78	50.5
Συνολικό εγκατεστημένο κόστος	Μ€	1170	1053	1504.7
<b>Κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub></b>	<b>€/t CO<sub>2</sub></b>	<b>12.43</b>	<b>15.5</b>	<b>12.4</b>

Λόγω διαφορετικής προσέγγισης στον υπολογισμό του εγκατεστημένου κόστους κεφαλαίου της ASU αλλά και λόγω της χρησιμοποίησης βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής μεγαλύτερης κλίμακας, το συνολικό κόστος εγκατάστασης της συνδυασμένης λειτουργίας των δύο βιομηχανιών είναι σημαντικά μεγαλύτερο στην εργασία των Luis M. Romeo et al. σε σύγκριση με την παρούσα εργασία.

Παρόλα αυτά η χρήση καυσίμου υψηλότερης θερμογόνου ικανότητας στην εργασία των Luis M. Romeo et al. αυξάνει το συνολικό ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης δίνοντας μια χαμηλή τιμή του συνολικού κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>. Στην παρούσα εργασία η χρήση καυσίμου χαμηλότερης θερμογόνου ικανότητας αντισταθμίζεται με την εγκατάσταση του εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων για την απλή περίπτωση και επιπρόσθετα και με την εγκατάσταση συστήματος προ-ξήρανσης του καυσίμου. Αυτά οδηγούν σε τιμή του κόστους αποφυγής στα ίδια επίπεδα με την εργασία των Luis M. Romeo et al. για την βασική περίπτωση της παρούσας εργασίας.

### 8.7. Γενικά συμπεράσματα

Στο παρόν κεφάλαιο πραγματοποιήθηκε οικονομοτεχνική ανάλυση των τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> που εξετάστηκαν στα προηγούμενα κεφάλαια. Από την ανάλυση αυτή και με σύγκριση των οικονομικών αποτελεσμάτων των υπό εξέταση τεχνολογιών με τις θεμελιώδεις τεχνολογίες δέσμευσης προέκυψε ότι η τεχνολογία

καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxyfuel) έχει αυξημένο κόστος ηλεκτροπαραγωγής και κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub>. Η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης έχει το μεγαλύτερο εγκατεστημένο αλλά και συνολικό ετήσιο κόστος λειτουργίας από όλες τις τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> ενώ, λόγω αυξημένης ηλεκτροπαραγωγής, το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι σημαντικά χαμηλότερα σε σύγκριση με όλες τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης.

Η συνδυασμένη λειτουργία της τσιμεντοβιομηχανίας με μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής αυξάνει σημαντικά το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου και το ετήσιο κόστος λειτουργίας σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής. Ωστόσο, λόγω των συνολικά μειωμένων εκπομπών του CO<sub>2</sub> το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι πολύ χαμηλότερο και είναι δε το χαμηλότερο από την εφαρμογή οποιαδήποτε άλλης τεχνολογίας δέσμευσης μεμονωμένα τόσο σε τσιμεντοβιομηχανία ή σε βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής.

Τα αποτελέσματα των οικονομικών υπολογισμών της παρούσας εργασίας που αφορούν στην εφαρμογή της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης και της συνδυασμένης λειτουργίας τσιμεντοβιομηχανίας και βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής συγκρίθηκαν με αντίστοιχα αποτελέσματα που είναι διαθέσιμα στη βιβλιογραφία και προέκυπταν παρόμοια αποτελέσματα. Η χρήση ελληνικού λιγνίτη ως καύσιμο αυξάνει το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> της παρούσας εργασίας σε σύγκριση με όλες τις υπόλοιπες περιπτώσεις, αύξηση η οποία όμως περιορίζεται με την εγκατάσταση ενδιάμεσου εναλλάκτη στερεών ρευμάτων και με τη χρήση προξηραμένου καυσίμου.



## 9. ΕΠΙΛΟΓΟΣ - ΓΕΝΙΚΑ ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

Στα προηγούμενα κεφάλαια εξετάστηκε η εφαρμογή προηγμένων τεχνολογιών δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από μονάδες ηλεκτροπαραγωγής καύσης στερεών καυσίμων αλλά και από βιομηχανικές εγκαταστάσεις μεγάλης κλίμακας όπως είναι η τσιμεντοβιομηχανία.

Οι τεχνολογίες που εξετάστηκαν για την περίπτωση της δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από βιομηχανίες ηλεκτροπαραγωγής είναι η τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxygen) και η μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Επιπρόσθετα, εξετάστηκε η δυνατότητα κοινής λειτουργίας μιας τσιμεντοβιομηχανίας με μια βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> που παράγεται και από τις δύο διεργασίες με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης. Συνοψίζοντας τα αποτελέσματα των κεφαλαίων της παρούσας εργασίας καταλήγουμε στα παρακάτω συμπεράσματα για την κάθε εξεταζόμενη τεχνολογία.

### Πειραματική διερεύνηση τεχνολογίας δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο

Από τα πειραματικά αποτελέσματα προέκυψε ότι η αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου στον αέρα καύσης χωρίς ανακυκλοφορία καυσαερίου προκαλεί μείωση της μάζας του παραγόμενου καυσαερίου με αποτέλεσμα την αύξηση της θερμοκρασίας αδιαβατικής καύσης άρα την αύξηση της μεταφοράς θερμότητας προς τα σωληνοτοιχώματα του θαλάμου καύσης. Η αύξηση της συγκέντρωσης του CO<sub>2</sub> και των υδρατμών στο καυσαέριο προκαλεί αύξηση της ατμοπαραγωγής.

Η χρήση διπλού απορροφητή και διαλύματος 30% MEA προσφέρει μια σημαντική μείωση στην ειδική κατανάλωση θερμότητας στον αναγεννητή με την αύξηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου. Η χρήση μονού απορροφητή και διαλύματος αμίνης με 11.23% mole MEA ή 11.23 mole DEA δείχνει ότι σε χαμηλές συγκεντρώσεις του οξυγόνου η χρήση της MEA είναι περισσότερο αποδοτική από τη DEA ενώ σε αυξημένες συγκεντρώσεις του οξυγόνου περισσότερο αποδοτική γίνεται η DEA. Η DEA προέκυψε πως είναι η καταλληλότερη επιλογή για εφαρμογή της τεχνολογίας καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου. Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MEA και MDEA στον διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο έδειξε ότι αύξηση των mole της MDEA έναντι της MEA στο διαλύτη αρχικά μειώνει την απαίτηση σε θερμότητα στον αναγεννητή και στη συνέχεια την αυξάνει, αυξάνοντας ταυτόχρονα και τη διάμετρο του απορροφητή. Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MEA και DEA στον διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο. έδειξε ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος σε DEA μειώνει την απαίτηση θερμότητας για τον αναγεννητή. Η χρήση μονού απορροφητή με μεταβολή της συγκέντρωσης των MDEA και DEA στον διαλύτη σε περιβάλλον οξυγόνου καύσης 65% κ.ο. έδειξε ότι αύξηση της περιεκτικότητας του διαλύματος της αμίνης σε MDEA αυξάνει την απαίτηση σε θερμότητα για τον αναγεννητή, που είναι πάντα υψηλότερη από την αντίστοιχη του διαλύματος MEA και DEA. Αντίστροφα η διάμετρος του απορροφητή

συνεχώς μειώνεται με την αύξηση της περιεκτικότητας της αμίνης σε MDEA γεγονός που μειώνει το κόστος εγκατάστασης.

### **Δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση τεχνολογίας καύσης σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης σε οξυγόνο**

Η ταυτόχρονη λειτουργία μιας μονάδας διαχωρισμού του αέρα και ενός συστήματος μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αποτελεί μια καινοτομία της παρούσας εργασίας και οδηγεί σε μειωμένη κατανάλωση ενέργειας τόσο για την ASU συγκριτικά με την τεχνολογία καθαρού oxyfuel και όσο και για τη λειτουργία του αναγεννητή συγκριτικά με την τεχνολογία μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Η τεχνολογία αυτή έχει καλύτερο μεικτό και καθαρό βαθμό απόδοσης συγκριτικά με την καθαρή μετά την καύση τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub>. Επιπρόσθετα η ASU και το μετά την καύση σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> έχουν μικρότερες διαστάσεις και λόγω αυτού χαμηλότερο κόστος εγκατάστασης, λειτουργίας και συντήρησης. Η απαιτούμενη μάζα της αμίνης για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι μειωμένη σε σχέση με την καθαρή τεχνολογία μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με συνέπεια τη μείωση των λειτουργικών εξόδων του σταθμού.

Αναφορικά με το λέβητα, λόγω μικρής σχετικά συγκέντρωσης του οξυγόνου, δεν απαιτούνται σοβαρές τροποποιήσεις στις επιφάνειες συναλλαγής θερμότητας αυτού, ενώ η εκπεμπόμενη θερμότητα διά ακτινοβολίας στα τοιχώματα του λέβητα αυξάνει σε σχέση με την περίπτωση καύσης με αμιγώς ατμοσφαιρικό αέρα, με αποτέλεσμα την αύξηση της ατμοπαραγωγής άρα και της μεικτής ηλεκτρικής ενέργειας. Το γεγονός αυτό κάνει την εγκατάσταση της υπό εξέταση τεχνολογίας εφικτή και ως περίπτωση μετασκευής υπάρχοντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής.

Από την οικονομοτεχνική ανάλυση φαίνεται πως η τεχνολογία αυτή λόγω αυξημένης πολυπλοκότητας, έχει αυξημένο κόστος ηλεκτροπαραγωγής και κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> καθώς αυξάνει το ειδικό κόστος λειτουργίας και συντήρησης με συνέπεια την αύξηση τόσο του κόστους ηλεκτροπαραγωγής όσο και του κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>. Η αυξημένη ωστόσο ηλεκτροπαραγωγή σε σχέση με την καθαρή τεχνολογία δέσμευσης μετά την καύση από αμίνες περιορίζει την επίδραση της πολυπλοκότητας αφού το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι οριακά υψηλότερο. Σε σχέση με την καθαρή εφαρμογή της τεχνολογίας oxyfuel οι τιμές του κόστους ηλεκτροπαραγωγής και αποφυγής του CO<sub>2</sub> είναι σημαντικά υψηλότερες για την τεχνολογία καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου.

Συνοψίζοντας προκύπτει ότι η ταυτόχρονη χρήση μιας μονάδας διαχωρισμού του αέρα και ενός συστήματος μετά καύσης δέσμευσης του CO<sub>2</sub> παρόλο που αυξάνει τη λειτουργική πολυπλοκότητα της μονάδας, αποτελεί μια ελκυστική και πρακτικά βιώσιμη επιλογή για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> τόσο για εγκατάστασή σε έναν υπάρχοντα σταθμό ηλεκτροπαραγωγής (retrofit case) όσο και σε ένα νεοαναγειρόμενο σταθμό (new build).

### **Δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης**

Η χρήση συμπληρωματικών καυσίμων χαμηλής ποιότητας όπως ο Ελληνικός λιγνίτης μειώνει σημαντικά την απόδοση και αυξάνει τις διαστάσεις του συστήματος δέσμευσης συγκριτικά με αντίστοιχες εξεταζόμενες περιπτώσεις που υπάρχουν στη βιβλιογραφία και χρησιμοποιούν στερεά καύσιμα μεγαλύτερης θερμογόνου ικανότητας. Ωστόσο υπάρχουν κάποιες βελτιώσεις οι οποίες μπορούν να καλυτερέψουν το συνολικό ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης με ταυτόχρονη μείωση της κατανάλωσης του συμπληρωματικού καυσίμου με αποτέλεσμα η τεχνολογία αυτή να καθίσταται ελκυστική επιλογή για λειτουργία ακόμα και με φτωχά θερμικά καύσιμα όπως ο Ελληνικός λιγνίτης. Αυτές οι βελτιώσεις είναι η εγκατάσταση ενός εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων που κυκλοφορούν μεταξύ του ασβεστοποιητή και του ανθρακοποιητή, η χρήση προξηραμένου καυσίμου ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή και η ενσωμάτωση της χαμένης θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης στον κύκλο νερού-ατμού του αρχικού σταθμού ηλεκτροπαραγωγής (για περίπτωση νέου σταθμού).

Η ανακυκλοφορία του ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή μειώνει ελαφρώς τον ηλεκτρικό βαθμό απόδοσης, αλλά, δεδομένου ότι η καύση γίνεται σε περιβάλλον καθαρού οξυγόνου (oxyfuel combustion) η εφαρμογή της είναι επιβεβλημένη ώστε να διατηρεί τις θερμοκρασίες καύσης στα ίδια επίπεδα με την αντίστοιχη περίπτωση καύσης με ατμοσφαιρικό αέρα.

Από την οικονομοτεχνική ανάλυση προέκυψε ότι η τεχνολογία ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης έχει το μεγαλύτερο εγκατεστημένο αλλά και συνολικό ετήσιο κόστος από όλες τις τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> λόγω του υψηλού κόστους του συστήματος δέσμευσης αλλά και του δευτερεύοντος κύκλου νερού-ατμού. Ωστόσο η αυξημένη ηλεκτροπαραγωγή μειώνει αρκετά το ειδικό εγκατεστημένο κόστος με αποτέλεσμα η τεχνολογία αυτή να έχει σημαντικά το χαμηλότερο ειδικό εγκατεστημένο κόστος σε σχέση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, η τιμή του δε είναι συγκρίσιμη με αυτή του σταθμού αναφοράς. Αναφορικά με το κόστος ηλεκτροπαραγωγής και το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> αυτό είναι σημαντικά χαμηλότερο σε σύγκριση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες δέσμευσης. Δεδομένου ότι το σύστημα ξήρανσης τύπου WTA βρίσκεται στα πρώτα στάδια της εφαρμογής του, το κόστος εγκατάστασης του είναι πολύ υψηλό με αποτέλεσμα η βέλτιστη εφαρμογή της τεχνολογίας αυτής να φαίνεται να έχει χειρότερα οικονομικά αποτελέσματα (κόστος ηλεκτροπαραγωγής και κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub>) σε σχέση με τη βασική εφαρμογή της. Ωστόσο η περισσότερο διαδεδομένη χρήση ενός τέτοιου συστήματος ξήρανσης εκτιμάται πως θα μειώσει σημαντικά το κόστος εγκατάστασης του και αυτή η διαφορά στα οικονομικά μεγέθη θα εξαλειφθεί ή και θα αντιστραφεί. Επιπρόσθετα, όπως προέκυψε στο κεφάλαιο 6 η χρήση της βέλτιστης περίπτωσης έχει σημαντικά ενεργειακά οφέλη γεγονός που επιβάλλει την εφαρμογή της σε σχέση με τη βασική περίπτωση.

Συνοψίζοντας συμπεραίνουμε ότι η υπόψη τεχνολογία, όπως κάθε άλλη τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub>, έτσι μειώνει σημαντικά την καθαρή ηλεκτρική παραγωγή όταν ενσωματώνεται σε μια μονάδα ηλεκτροπαραγωγής. Όμως η ανάκτηση θερμότητας από το σύστημα δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και η επιπλέον παραγωγή ατμού αυξάνει σημαντικά την συνολική ηλεκτροπαραγωγή, ενώ σε σύγκριση με άλλες τεχνολογίες δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αυξάνει ο ηλεκτρικός βαθμός απόδοσης της όλης

εγκατάστασης. Όλα αυτά οδηγούν στο συμπέρασμα ότι η τεχνολογία αυτή για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> είναι μια πολλά υποσχόμενη επιλογή τόσο για μια νέα μονάδα παραγωγής ενέργειας όσο και για τη διασκευή μιας υπάρχουσας ακόμα και με τη χρήση ενός φτωχού σε θερμική αξία καυσίμου όπως ο ελληνικό λιγνίτης.

### **Συνδυασμένη λειτουργία τσιμεντοβιομηχανίας και βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub>**

Από τις προσομοιώσεις προέκυψε ότι η ταυτόχρονη λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> αυξάνει τη μεικτή και καθαρή ηλεκτροπαραγωγή σε σύγκριση με την αντίστοιχη περίπτωση απλής λειτουργίας μιας μονάδας ηλεκτροπαραγωγής. Επιπρόσθετα, αυξάνεται σημαντικά και ο συνολικός μεικτός και καθαρός βαθμός απόδοσης της όλης εγκατάστασης. Η αξιοποίηση από την τσιμεντοβιομηχανία του παραγόμενου CaO που προέρχεται από το φρέσκο CaCO<sub>3</sub> συμπλήρωσης (make-up) στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> μειώνει δραστικά την ανάγκη για κατανάλωση καυσίμου στην τσιμεντοβιομηχανία καθώς και τις συνολικές εκπομπές CO<sub>2</sub>. Τα παραπάνω αντικατοπτρίζονται από τη σημαντική μείωση του συντελεστή SPECCA.

Από την οικονομοτεχνική ανάλυση προκύπτει ότι η συνδυασμένη λειτουργία των δύο βιομηχανιών αυξάνει μεν σημαντικά το εγκατεστημένο κόστος κεφαλαίου και το ετήσιο κόστος λειτουργίας σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής, αλλά από την άλλη πλευρά, η αύξηση της ηλεκτροπαραγωγής που προκύπτει από τη συνδυασμένη λειτουργία περιορίζει την ειδική αύξηση του εγκατεστημένου κόστους. Το κόστος ηλεκτροπαραγωγής είναι αυξημένο στην περίπτωση συνδυασμένης λειτουργίας διότι η αύξηση του κόστους εγκατάστασης της τσιμεντοβιομηχανίας είναι δυσανάλογη με το αντίστοιχο κόστος μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής που μετατρέπει τη θερμότητα που καταναλώνει η τσιμεντοβιομηχανία σε ηλεκτρική ενέργεια. Οι συνολικές εκπομπές CO<sub>2</sub> στην περίπτωση της συνδυασμένης λειτουργίας είναι σημαντικά μικρότερες σε σχέση με τη μεμονωμένη λειτουργία της καθεμιάς βιομηχανίας. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα το κόστος αποφυγής του CO<sub>2</sub> να είναι με τη σειρά του πολύ χαμηλότερο, είναι δε το χαμηλότερο από την εφαρμογή οποιαδήποτε άλλης τεχνολογίας δέσμευσης από τσιμεντοβιομηχανία ή από βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής μεμονωμένα.

Από τα παραπάνω προκύπτει πως η κοινή λειτουργία μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> αποτελεί μια πολύ ενδιαφέρουσα επιλογή για τη μείωση των εκπομπών του. Επιπρόσθετα η προτεινόμενη ευελιξία στην ταυτόχρονη ή μεμονωμένη λειτουργία των δύο βιομηχανιών με ή χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub> ενισχύει περισσότερο τη δυνατότητα της εμπορικής εφαρμογής της.



## 10. ΣΤΟΙΧΕΙΑ ΠΡΩΤΟΤΥΠΙΑΣ – ΜΕΛΛΟΝΤΙΚΗ ΕΡΓΑΣΙΑ

Η παρούσα εργασία περιλαμβάνει πρωτότυπες ιδέες και έρευνα ώστε να καλυφθούν οι ανάγκες ενός ερευνητή ενεργειακού μηχανικού. Με βάση τα συμπεράσματα και τα αποτελέσματα η πρωτοτυπία της παρούσας διδακτορικής διατριβής θα μπορούσε να συνοψισθεί στα παρακάτω καινοτόμα στοιχεία:

Σχετικά με την τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxyfuel) τα στοιχεία πρωτοτυπίας είναι τα παρακάτω:

- Η εξέταση της δυνατότητας ταυτόχρονης μερικής λειτουργίας της τεχνολογίας καύσης με καθαρό οξυγόνο και μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> αποτελεί από μόνη της μια καινοτομία, αφού δεν έχει ποτέ άλλοτε εξεταστεί.
- Η εφαρμογή της υπό εξέταση τεχνολογίας σε υφιστάμενο Ελληνικό σταθμό με χρήση Ελληνικού λιγνίτη ως καύσιμο.
- Η δυνατότητα μετά την καύση δέσμευσης του CO<sub>2</sub> από διάλυμα αμινών αλλά και με χρήση μεμβρανών.
- Η βελτιστοποίηση της συγκέντρωσης του οξυγόνου με σκοπό την αύξηση του συνολικού καθαρού ηλεκτρικού βαθμού απόδοσης.
- Βελτιστοποίηση του θερμοδυναμικού κύκλου για την καλύτερη εκμετάλλευση της θερμότητας που αποβάλλεται από τις διάφορες διεργασίες.
- Η εκτέλεση πειραματικών μετρήσεων σχετικών με την εφαρμογή της υπόψη τεχνολογίας σε πρότυπη πειραματική εγκατάσταση σχετική με την τεχνολογία αυτή.

Η μετά την καύση δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης περιλαμβάνει τα παρακάτω στοιχεία πρωτοτυπίας:

- Την εξέταση της δυνατότητας εγκατάσταση της τεχνολογίας σε έναν Ελληνικό λιγνιτικό σταθμό ηλεκτροπαραγωγής ως περίπτωση μετασκευής άλλα και ως περίπτωση νεοανεγειρόμενου σταθμού.
- Την χρήση ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή ενός καυσίμου χαμηλής θερμογόνου ικανότητας και υψηλής υγρασίας όπως ο ελληνικός λιγνίτης.
- Τη βελτίωση της απόδοσης της όλης εγκατάστασης μέσω της εξέτασης εγκατάστασης εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευσμάτων και χρήσης προξηραμένου λιγνίτη ως συμπληρωματικό καύσιμο.
- Την εξέταση της βελτίωσης της απόδοσης της όλης εγκατάστασης με βελτιστοποίηση του θερμοδυναμικού υπερκρίσιμου δευτερεύοντος κύκλου αλλά και του κυρίως σταθμού ηλεκτροπαραγωγής με σκοπό τη μέγιστη εκμετάλλευση της χαμένης θερμότητας και με δυνατότητα τηλεθέρμανσης γειτονικών περιοχών.
- Την εξέταση της αναγκαιότητας ή μη ανακυκλοφορίας ψυχρού CO<sub>2</sub> στον ασβεστοποιητή.

Για την περίπτωση ταυτόχρονης λειτουργίας μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> και με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης τα στοιχεία πρωτοτυπίας είναι:

- Η εξέταση της δυνατότητας ταυτόχρονης λειτουργίας μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με ταυτόχρονη δέσμευση του CO<sub>2</sub> αποτελεί από μόνη της μια καινοτομία.
- Η χρήση ως συμπληρωματικό καύσιμο στον ασβεστοποιητή ελληνικού λιγνίτη και όχι καυσίμου υψηλής θερμογόνου ικανότητας όπως ο λιθάνθρακας.
- Η χρησιμοποίηση από την τσιμεντοβιομηχανία του CaO που παράγεται στον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμευσης του CO<sub>2</sub> και προέρχεται από την ποσότητα του φρέσκου make-up CaCO<sub>3</sub>.
- Η εξέταση της βελτίωσης της απόδοσης της όλης εγκατάστασης με τοποθέτηση εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ των στερεών ρευμάτων και χρήση προξηραμένου λιγνίτη στον ασβεστοποιητή.
- Η ευελιξία λειτουργίας με δυνατότητα ταυτόχρονης ή μεμονωμένης λειτουργίας των δύο βιομηχανιών με ή χωρίς δέσμευση του CO<sub>2</sub>.
- Η βελτιστοποίηση του θερμοδυναμικού κύκλου νερού-ατμού με σκοπό τη μέγιστη εκμετάλλευση της χαμένης θερμότητας.

**Ως μελλοντικές εργασίες** για συνέχιση της παρούσας διατριβής, μπορούν να προταθούν οι παρακάτω:

Σχετικά με την τεχνολογία δέσμευσης του CO<sub>2</sub> με καύση σε συνθήκες αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου (partial-oxyfuel):

- Μείωση της ενέργειας που απαιτείται για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία partial-oxyfuel μέσω χρήσης των τελευταίων εξελίξεων στις περισσότερες ενεργοβόρες συσκευές όπως η ASU, το σύστημα μετά καύσης δέσμευσης με αμίνες και οι συμπιεστές του CO<sub>2</sub>.
- Εξέταση της εφαρμογής της τεχνολογίας partial oxyfuel για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> από:
  - Μονάδες ηλεκτροπαραγωγής με χρήση άλλων θερμοδυναμικών κύκλων λειτουργίας (συνδυασμένου κύκλου, κινητήρων εσωτερικής καύσης (αεριοστροβίλους ή μηχανές Ντίζελ).
  - Άλλες βιομηχανίες μεγάλης κλίμακας, όπως τσιμεντοβιομηχανία, διυλιστήρια ή άλλες βαριές ρυπογόνες βιομηχανίες.
- Λεπτομερής ανάλυση της καύσης σε περιβάλλον αυξημένης συγκέντρωσης οξυγόνου εντός του λέβητα, μέσω μεθόδων υπολογιστικής ρευστομηχανικής (CFD). Με αυτή την ανάλυση μπορούν να προσδιοριστούν:
  - Οι εκπομπές ρύπων και ειδικά NO<sub>x</sub>.
  - Η ροή θερμότητας εντός της εστίας.
  - Η θερμοκρασία εξόδου του καυσαερίου από την εστία.
  - Η απαίτηση ή όχι ανακυκλοφορίας ψυχρού καυσαερίου.
  - Η ύπαρξη ζωνών υψηλών θερμοκρασιών και οι επιπτώσεις αυτών στα υλικά κατασκευής του λέβητα και η πιθανή χρήση ειδικών υλικών κατασκευής.
  - Οι βελτιστοποιήσεις της καύσης και της εκμετάλλευσης της διαθέσιμης θερμότητας.

- Η κατάλληλη γεωμετρία του λέβητα και των επιφανειών συναλλαγής θερμότητας.
- Η ανάλυση του κύκλου νερού-ατμού μέσω μεθόδων χημικής κινητικής, ώστε να υπάρξει καλύτερος προσδιορισμός των απωλειών θερμότητας και των ροϊκών απωλειών στις σωληνώσεις και περισσότερο ακριβής προσδιορισμός των βασικών θερμοδυναμικών μεγεθών (πίεση και θερμοκρασία) στα διάφορα σημεία του κύκλου.
- Εξεργειακή ανάλυση του θερμοδυναμικού κύκλου και σύγκρισή του με άλλες ανταγωνιστικές τεχνολογίες για δέσμευση σε σταθμούς στερεών καυσίμων.

Για την δέσμευση του CO<sub>2</sub> με χρήση της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης προτείνονται οι παρακάτω μελλοντικές εργασίες:

- Η ανάλυση του κύκλου νερού-ατμού μέσω μεθόδων χημικής κινητικής, ώστε να υπάρξει καλύτερος προσδιορισμός των απωλειών θερμότητας και των ροϊκών απωλειών στις σωληνώσεις και περισσότερο ακριβής προσδιορισμός των βασικών θερμοδυναμικών μεγεθών (πίεση και θερμοκρασία) στα διάφορα σημεία του κύκλου.
- Εξεργειακή ανάλυση του θερμοδυναμικού κύκλου και σύγκρισή του με άλλες ανταγωνιστικές τεχνολογίες για δέσμευση σε σταθμούς στερεών καυσίμων.
- Θερμοδυναμική ανάλυση της διεργασίας ενυδάτωσης (hydration process) του μη ενεργού CaO (purge) και διερεύνηση των δυνατοτήτων του για αναγέννηση του με σκοπό τη μείωση του φρέσκου make-up CaCO<sub>3</sub>.
- Μείωση της ενέργειας που απαιτείται για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία carbonation-calcination μέσω χρήσης των τελευταίων εξελίξεων στις περισσότερο ενεργοβόρες συσκευές όπως η ASU και οι συμπιεστές του CO<sub>2</sub>.

Για την περίπτωση ταυτόχρονης λειτουργίας μιας βιομηχανίας ηλεκτροπαραγωγής και μιας τσιμεντοβιομηχανίας με κοινή δέσμευση του CO<sub>2</sub> ως μελλοντικές εργασίες προτείνονται:

- Η ανάλυση του κύκλου νερού-ατμού μέσω μεθόδων χημικής κινητικής, ώστε να υπάρξει καλύτερος προσδιορισμός των απωλειών θερμότητας και των ροϊκών απωλειών στις σωληνώσεις και περισσότερο ακριβής προσδιορισμός των βασικών θερμοδυναμικών μεγεθών (πίεση και θερμοκρασία) στα διάφορα σημεία του κύκλου.
- Εξεργειακή ανάλυση του θερμοδυναμικού κύκλου και σύγκρισή του με άλλες ανταγωνιστικές τεχνολογίες για δέσμευση σε σταθμούς στερεών καυσίμων.
- Μείωση της ενέργειας που απαιτείται για τη δέσμευση του CO<sub>2</sub> με την τεχνολογία carbonation-calcination μέσω χρήσης των τελευταίων εξελίξεων στις περισσότερο ενεργοβόρες συσκευές όπως η ASU, το σύστημα μετά καύσης δέσμευσης και οι συμπιεστές του CO<sub>2</sub>.
- Χρήση των τελευταίων εξελίξεων στην τσιμεντοβιομηχανία με σκοπό τη μείωση των ιδιοκαταναλώσεων ενέργειας και την αύξηση του συνολικού βαθ-

μού απόδοσης της όλης εγκατάστασης καθώς και της μείωσης των εκπεμπόμενων ρύπων.

- Μελέτη της επίδρασης της χρήσης του ανενεργού CaO που εξέρχεται από τον ασβεστοποιητή του συστήματος δέσμησης του CO<sub>2</sub> και χρησιμοποιείται στην τσιμεντοβιομηχανία στα χαρακτηριστικά του παραγόμενου τσιμέντου.

Για την οικονομοτεχνική ανάλυση των υπό εξέταση τεχνολογιών, ως μελλοντικές εργασίες προτείνονται:

- Χρήση των τελευταίων εξελίξεων στις συσκευές με το μεγαλύτερο κόστος όπως η ASU, το σύστημα μετά καύσης δέσμησης με αμίνες ή με τη μέθοδο ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης και οι συμπιεστές του CO<sub>2</sub> με σκοπό τη μείωση του κόστους ηλεκτροπαραγωγής και του κόστους αποφυγής του CO<sub>2</sub>.
- Πραγματοποίηση οικονομοτεχνικών υπολογισμών που αφορούν στη βέλτιστη περίπτωση εφαρμογής της τεχνολογίας ασβεστοποίησης-ανθρακοποίησης για τη δέσμηση του CO<sub>2</sub> από βιομηχανία ηλεκτροπαραγωγής αλλά και τσιμεντοβιομηχανία με νέα δεδομένα κόστους κεφαλαίου για το σύστημα ξήρανσης τύπου WTA έπειτα από την ευρεία εμπορική χρήση του.
- Πραγματοποίηση οικονομοτεχνικών υπολογισμών με χρήση δεδομένων που προέρχονται από βιομηχανικούς κατασκευαστές και προμηθευτές των κύριων συστημάτων που αφορούν στη δέσμηση του CO<sub>2</sub> με τις τεχνολογίες που εξετάστηκαν στο παρόν κεφάλαιο.

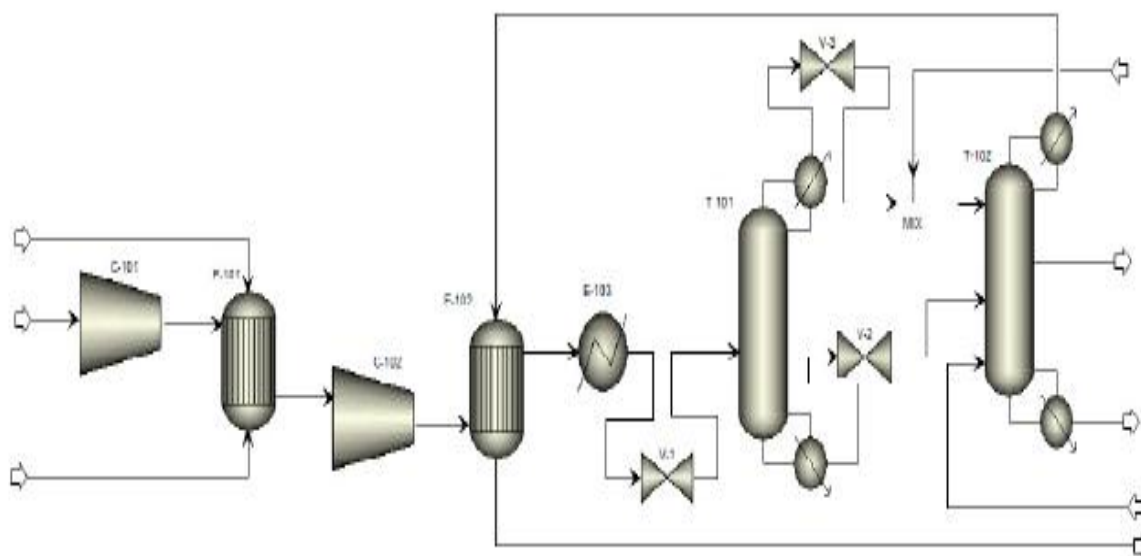
## 11. ΠΑΡΑΡΤΗΜΑΤΑ

### A. Περιγραφή βασικών βοηθητικών συστημάτων

#### Μονάδα διαχωρισμού του αέρα (ASU)

Μια μονάδα διαχωρισμού του αέρα που βασίζεται σε μια διπλής στήλης κρουογονική διαδικασία με τη μέθοδο Linde επιλεγεί για την παραγωγή του καθαρού οξυγόνου που χρησιμοποιείται για την καύση [Π-1]. Μια τέτοια διαδικασία φαίνεται στην εικόνα Π-1. Ο ατμοσφαιρικός αέρας συμπιέζεται σε δύο στάδια σε δύο φυγοκεντρικούς συμπιεστές αρχικά στα 2.26 bar και τελικά στα 5.52 bar με ενδιάμεση ψύξη στους ψύκτες E-101 και E-102 με χρήση ψυκτικού νερού ως ψυκτικό μέσο. Το υποπροϊόν του διαχωριστή T-102, το οποίο είναι 99% άζωτο, στέλνεται στην εναλλάκτη E-103, όπου χρησιμοποιείται ως ψυκτικό μέσο. Το ανώτερο προϊόν της στήλης διαχωρισμού T-101 στραγγαλίζεται στο 1 bar και στη συνέχεια στέλνεται στην κορυφή της στήλης T-102. Το κατώτερο προϊόν της στήλης T-101, ομοίως στραγγαλίζεται στο 1 bar και στέλνεται στο μέσο της στήλης T-102. Το προϊόν του πυθμένα της στήλης T-102 είναι 95% οξυγόνο το οποίο χρησιμοποιείται για την καύση. Προ της εισόδου του ατμοσφαιρικού αέρα στο σύστημα διαχωρισμού αυτός έχει καθαριστεί από στερεά σωματίδια και είναι ελεύθερος υγρασίας.

Η ηλεκτρική κατανάλωση ενέργειας για αυτή τη διεργασία, λήφθηκε ίση με 220 kWh/ton O<sub>2</sub> [Π-1].



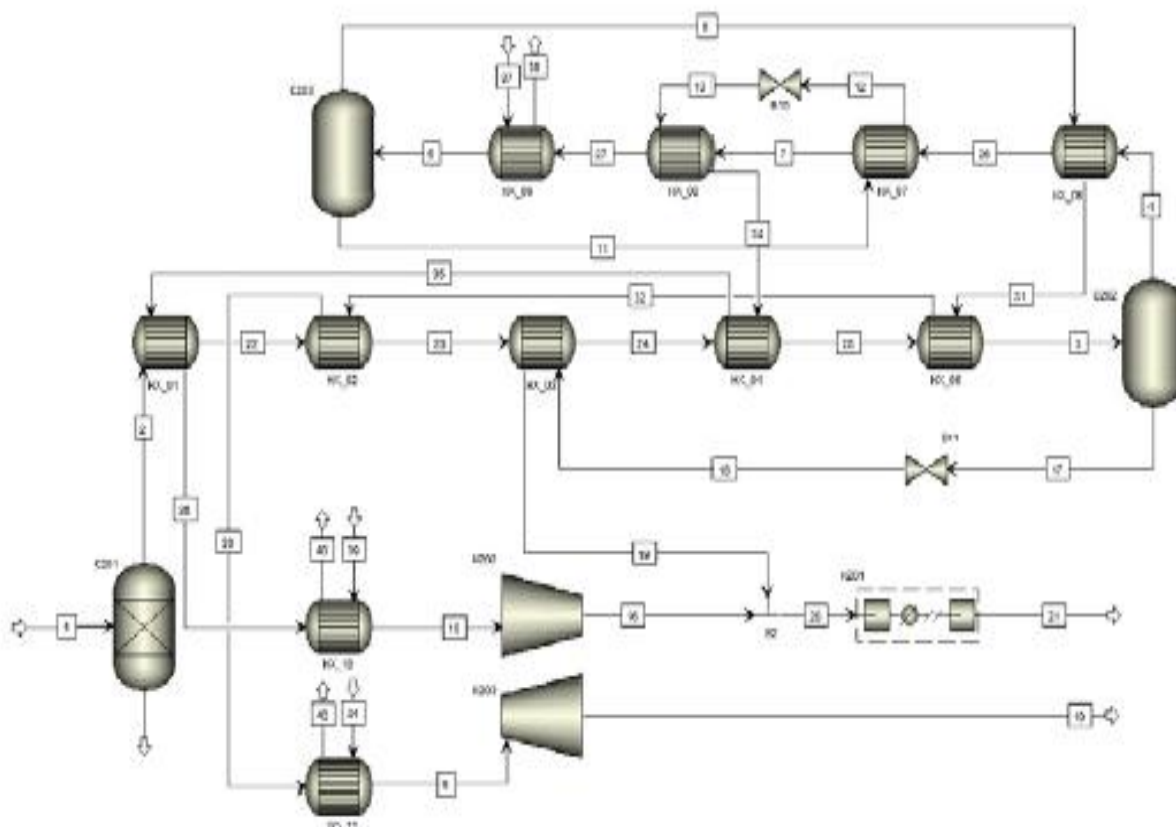
Εικόνα Π-1: Μονάδα διαχωρισμού του αέρα (ASU) [Π-1]

#### Συμπύεση και κάθαρση του CO<sub>2</sub>

Το σύστημα καθαρισμού και συμπύεσης του δεσμευμένου CO<sub>2</sub> που επιλέχθηκε, στηρίχθηκε σε μια έκθεση της IEA [Π-2] και του EBTF [Π-4]. Η διαδικασία φαίνεται στην εικόνα Π-2. Το καθαρό καυσαέριο (κατά κύριο λόγο CO<sub>2</sub>, άζωτο, αργό, οξυγόνο και υδρατμοί) εξέρχεται από το σύστημα δέσμευσης και συμπιέζεται αρχικά έως τα 4.35 bar. Στη συνέχεια διέρχεται από ένα σύστημα αφαίρεσης της υγρασίας

(ξηραντής C-201). Η ξήρανση του καυσαερίου είναι απαραίτητη ώστε να αποφευχθεί ο σχηματισμός πάγου που θα μπορούσε να προκαλέσει έμφραξη στο σύστημα μεταφοράς καθώς επίσης και διάβρωση στους αγωγούς. Στη συνέχεια, τα αδρανή αέρια άζωτο και αργό καθώς και το οξυγόνο που περιέχονται στο καυσαέριο διαχωρίζονται δίνοντας ένα τελικό προϊόν καθαρότητας 95 mol% CO<sub>2</sub>. Το σύστημα διαχωρισμού χρησιμοποιεί δύο διαχωριστές τύπου flash (C-202 και C-203) οι οποίοι λειτουργούν σε θερμοκρασίες -27 °C και -55 °C αντίστοιχα. Οι χαμηλές αυτές θερμοκρασίες επιτυγχάνονται με εξάτμιση δύο ρευμάτων του υγρού CO<sub>2</sub> σε επίπεδα πίεσης 21.5 και 10.5 bara και στη συνέχεια τα δύο αυτά ρεύματα χαμηλής πίεσης αερίου CO<sub>2</sub> συμπιέζονται στο συμπιεστή K-201 στην τελική πίεση 110 bara που είναι και η πίεση που στέλνεται το CO<sub>2</sub> για αποθήκευση.

Η ηλεκτρική κατανάλωση ενέργειας για αυτή τη διεργασία, λήφθηκε ίση με 146 kWh/ton CO<sub>2</sub> [Π-8], [Π-9].

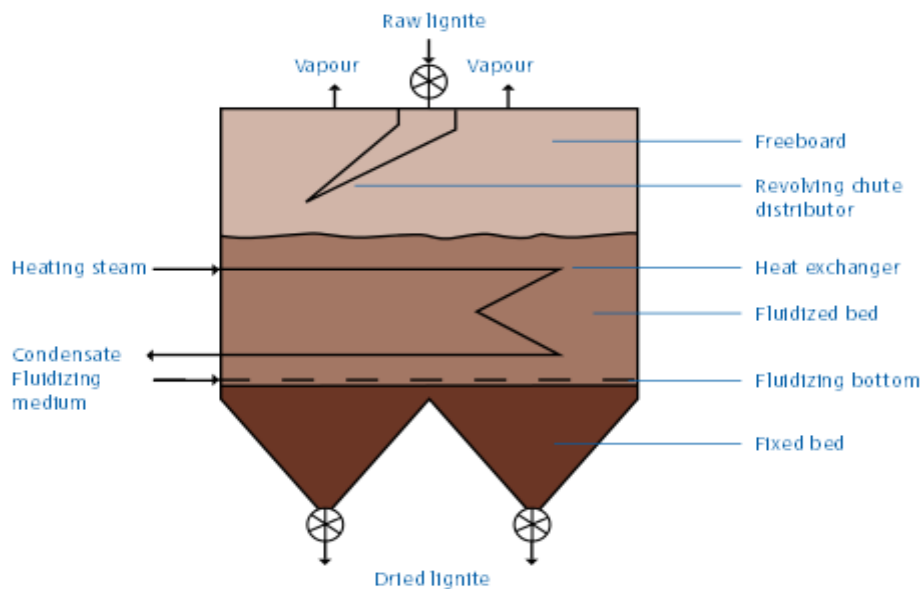


Εικόνα Π-2: Διάγραμμα συμπίεσης και κάθαρσης του CO<sub>2</sub> [Π-2]

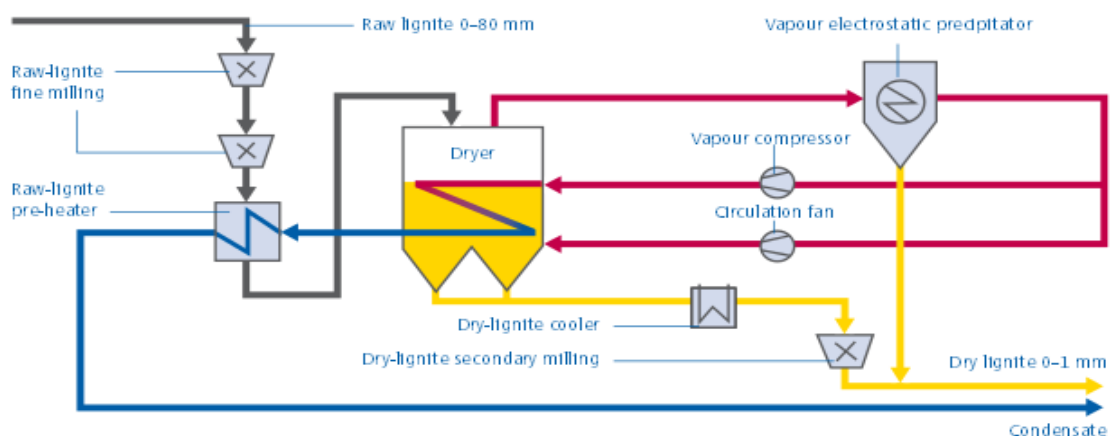
### Σύστημα ξήρανσης καυσίμου ρευστοποιημένης κλίνης (WTA dryer)

Η λειτουργία ενός τέτοιου συστήματος ξήρανσης αναπτύχθηκε από τη RWE και καλείται WTA (Wirbeschichttrocknung mit integrierter Abwaermenutzung). Ένας τέτοιος ξηραντής λειτουργεί σύμφωνα με την αρχή της ρευστοποιημένης κλίνης χαμηλής αιώρησης και ο ξηραντής είναι μία κλίνη στερεών σωματιδίων τα οποία μετατρέπονται σε αιωρούμενα σωματίδια μέσω της ανοδικής ροής ρεύματος υδρατμών (εικόνα Π-3) [Π-5], [Π-6], [Π-7].

Ο υγρός λιγνίτης οδηγείται σε έναν εναλλάκτη θερμότητας όπου προθερμαίνεται στους 65 °C με χρήση θερμότητας από το συμπύκνωμα της διεργασίας της ξήρανσης της προηγούμενης φάσης. Η πίεση λειτουργίας της κλίνης είναι 1.1 bar και η θερμοκρασία της ξήρανσης είναι 110 °C. Η υγρασία που αφαιρείται από το καύσιμο οδηγείται σε ένα ηλεκτροστατικό φίλτρο, όπου αφαιρείται ποσότητα καυσίμου που περιέχεται σε αυτήν. Στη συνέχεια ένα ρεύμα υδρατμών οδηγείται σε έναν συμπιεστή χαμηλής πίεσης όπου συμπιέζεται ώστε να αποτελεί το ρεύμα δημιουργίας της αιώρησης της κλίνης. Αυτό το ρεύμα των υδρατμών ανακυκλοφορεί. Η υπόλοιπη ποσότητα των υδρατμών οδηγείται σε έναν συμπιεστή υψηλής πίεσης (4-5 bar) όπου συμπιέζεται με σκοπό την αύξηση της θερμοκρασίας του. Το ρεύμα αυτό χρησιμοποιείται ως μέσο πρόσδοσης της θερμότητας ξήρανσης στην κλίνη. Το συμπύκνωμα του νερού που εξέρχεται από τον εναλλάκτη στην κλίνη χρησιμοποιείται για την προθέρμανση του υγρού (φυσικού) καυσίμου. Ένα διάγραμμα ροής της διεργασίας φαίνεται στην εικόνα Π-4.



Εικόνα Π-3: Ξηραντήρας ρευστοποιημένης κλίνης (WTA) [Π-7]

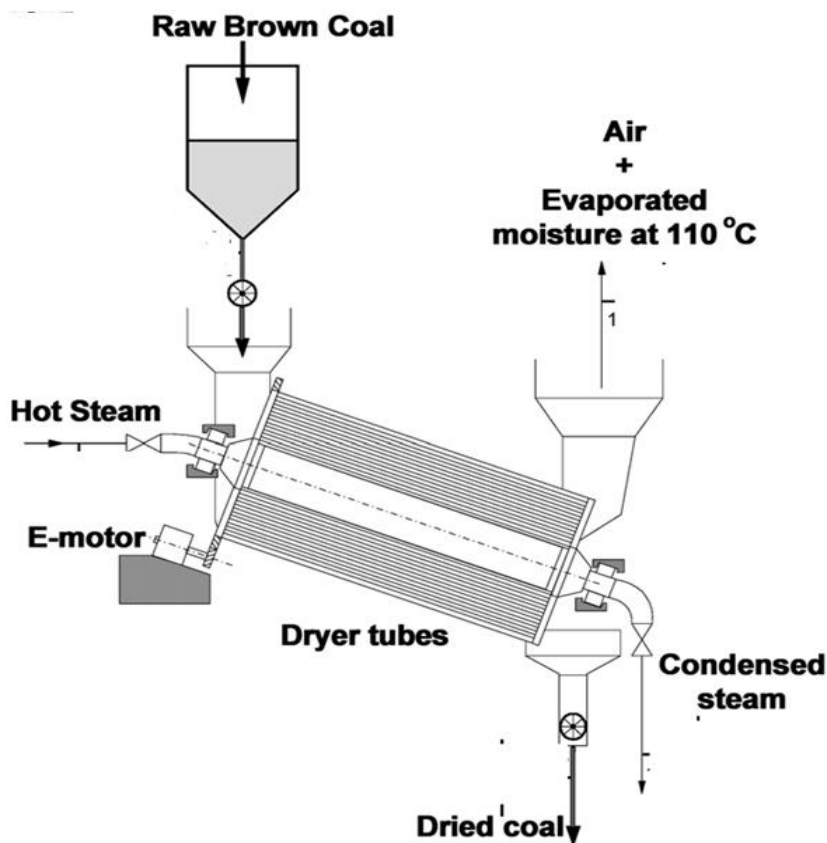


Εικόνα Π-4: Διάγραμμα ροής ξηραντήρα ρευστοποιημένης κλίνης με συμπίεση υδρατμών [Π-7]

### Σύστημα ξήρανσης σωληνωτού τύπου (Tubular dryer)

Ένα τέτοιο σύστημα ξήρανσης αποτελείται από ένα τύμπανο με μια σειρά εσωτερικών σωληνώσεων με σημαντική κλίση, το οποίο περιστρέφεται μέσω ενός ηλεκτρικού κινητήρα κατά τη διάρκεια της διαδικασίας της ξήρανσης [Π-5].

Το υγρό καύσιμο εισέρχεται στο εσωτερικό του τυμπάνου του συστήματος ξήρανσης και οδηγείται προς την έξοδο μέσω της περιστροφικής κίνησης του τυμπάνου. Η απαιτούμενη ενέργεια ξήρανσης προσδίδεται από ατμό χαμηλής πίεσης που έχει απομαστευθεί από τον ατμοστρόβιλο και εισέρχεται στις σωληνώσεις του συστήματος ξήρανσης έως ότου συμπυκνωθεί. Ως μέσο απορρόφησης της υγρασίας χρησιμοποιείται ατμοσφαιρικός αέρας, ο οποίος εισέρχεται στο σύστημα ξήρανσης μαζί με το καύσιμο. Στην έξοδο του τυμπάνου υπάρχει ένα ηλεκτροστατικό φίλτρο το οποίο διαχωρίζει το καύσιμο από τον αέρα και τους υδρατμούς. Ένα τέτοιο σύστημα φαίνεται στην εικόνα Π-5.



Εικόνα Π-5: Ξηραντήρας σωληνωτού τύπου [Π-5]



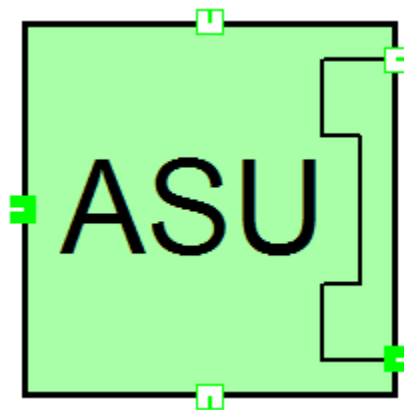
## B. Περιγραφή νέων στοιχείων προσομοίωσης που δημιουργήθηκαν για το πρόγραμμα IPSE\_PRO

Για τους υπολογισμούς, δημιουργήθηκαν νέα υπολογιστικά στοιχεία και εμπλουτίστηκε η βιβλιοθήκη δεδομένων του προγράμματος IPSE\_PRO. Τα νέα υπολογιστικά στοιχεία δημιουργήθηκαν με χρήση του προγράμματος MDK (**M**odel **D**evelopment **K**it) το οποίο επιτρέπει τη δημιουργία νέων στοιχείων προσομοίωσης με χρήση γλώσσας προγραμματισμού MDL. Η MDL είναι μια γλώσσα προγραμματισμού προσανατολισμένη στην επίλυση εξισώσεων. Ένα μοντέλο ορίζεται μέσω ενός μπλοκ εξισώσεων χωρίς καθορισμένη σειρά εκτέλεσης [Π-10].

Τα βασικά στοιχεία που κατασκευάστηκαν είναι τα παρακάτω:

### ASU

Αυτό το στοιχείο κάνει τους υπολογισμούς που αφορούν σε μία κρυογονική μονάδα διαχωρισμού του αέρα με δύο στάδια συμπίεσης, όπως περιγράφηκε στο παράρτημα Α.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους τον ατμοσφαιρικό αέρα, το ψυχρό ρεύμα νερού που χρησιμοποιείται για την ψύξη στα ενδιάμεσα στάδια συμπίεσης και ως εξόδους το καθαρό οξυγόνο, το άζωτο και το θερμό νερό ψύξης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
# GENERAL EQUATION
fg1: TH=N2.t;
fg2: TH=O2.t;
fg3: O2.p=air_in.p;
fg4: N2.p=air_in.p;
# MASS EQUATIONS
fm1: air_in.mass=O2.mass+N2.mass;
fm2: air_in.Composition.O2*air_in.mass=XO2*O2.mass;
# COMPOSITION
fx1: XO2=O2.Composition.O2;
fN1: N2.Composition.WATER=0.;
fN2: N2.Composition.AR=0.;
fN3: N2.Composition.C2H6=0.;
fN4: N2.Composition.C3H8=0.;
```

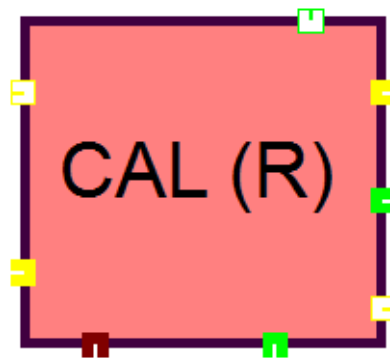
```

fN5: N2.Composition.CH4=0.;
fN6: N2.Composition.CO=0.;
fN7: N2.Composition.CO2=0.;
fN8: N2.Composition.H2=0.;
fN9: N2.Composition.H2O=0.;
fN10: N2.Composition.H2S=0.;
fN11: N2.Composition.N2=1.;
fN12: N2.Composition.SO2=0.;
# COMPRESSOR 1
fc11: s2m=air_in.s;
fc12: s2m=air_in.Composition.fs(Pr2,h2m);
fc13: h2=air_in.h+(h2m-air_in.h)/nic_1;
fc14: h2=air_in.Composition.fhpt(Pr2,t2);
fc15: POWER_1=air_in.mass*(h2-air_in.h)/nm1;
fc16: Q1=air_in.mass*(h2-air_in.Composition.fhpt(Pr2,TH));
# COMPRESSOR 2
fc21: s4m=air_in.Composition.fs(Pr2,air_in.Composition.fhpt(Pr2,TH));
fc22: s4m=air_in.Composition.fs(Pr4,h4m);
fc23: h4=air_in.Composition.fhpt(Pr2,TH)+(h4m-
air_in.Composition.fhpt(Pr2,TH))/nic_1;
fc26: h4=air_in.Composition.fhpt(Pr4,t4);
fc24: POWER_2=air_in.mass*(h4-air_in.Composition.fhpt(Pr2,TH))/nm2;
fc25: Q2=air_in.mass*(h4-air_in.Composition.fhpt(Pr4,TH));
# WATER EQUATIONS
fw1: water_in.mass=water_out.mass;
fw2: water_in.p=water_out.p;
fw3: water_in.mass=mw1+mw2;
fw4: Q1=mw1*(water_in.Composition.fhpt(water_in.p,t2-THD_dif)-water_in.h);
fw5: Q2=mw2*(water_in.Composition.fhpt(water_in.p,t4-THD_dif)-water_in.h);
fw6:mw1*(water_in.h+Q1/mw1)+mw2*(water_in.t+Q2/mw2)=water_in.mass*water
_out.h;

```

### CALCINER

Αυτό το στοιχείο κάνει τους υπολογισμούς που αφορούν σε έναν CFB ασβεστοποιητή με ανακυκλοφορία ψυχρού καυσαερίου.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το καύσιμο, τον αέρα καύσης, το make-up  $\text{CaCO}_3$ , το  $\text{CO}_2$  που ανακυκλοφορεί και το μείγμα των στερεών που ανακυκλοφορεί μεταξύ

ασβεστοποιητή και ανθρακοποιητή (μείγμα CaO και CaCO<sub>3</sub>). Σαν εξόδους έχει το παραγόμενο καυσαέριο (πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα), το μη ενεργό CaO που απομακρύνεται (purge) και το CaO που οδηγείται στον ασβεστοποιητή. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
#          GENERAL EQUATIONS
fpr:      FLUE_GAS.p=AIR.p-dp_hot;
ft1:      CAOR.t=CA0.t;
FT2:      CAOR.t=TH_OUT;
FG3:      Rg=FLUEGAS_R.mass/(FLUEGAS_R.mass+AIR.mass);
#          COMBUSTION EQUATIONS
fhu:Hu=34834.*FUEL.FuelComposition.myC+93868.*FUEL.FuelComposition.myH
+10132.0*FUEL.FuelComposition.myS+5945.*FUEL.FuelComposition.myN-
10802.*FUEL.FuelComposition.myO-2449.*FUEL.FuelComposition.myWater;
fmlOT:MMLOT=(32./12.011*FUEL.FuelComposition.myC+16./2.016*FUEL.FuelCo
mposition.myH+32./32.066*FUEL.FuelComposition.myS-
FUEL.FuelComposition.myO)/AIR.Composition.O2;
Fml:      ML=MMLOT*(1.+X_H2O_AIR)*LAMDA;
fmmg:MG=(ML+1.-FUEL.FuelComposition.myAsh);
#          MASS EQUATIONS
fmair:    AIR.mass=ML*FUEL.mass;
fmg:FLUE_GAS.mass=MG*FUEL.mass+44./100.57*(CACO3R.mass*CACO3R.S
OLID.mCACO3+CACO3.mass)+FLUEGAS_R.mass;
fmcao:    CA0.mass=CACO3.mass*56.07/100.07;
fmco2:MCO2=3.665*FUEL.FuelComposition.myC*FUEL.mass+44./100.57*(CACO
3R.mass*CACO3R.SOLID.mCACO3+CACO3.mass)+FLUEGAS_R.Composition.
CO2*FLUEGAS_R.mass;
#          FLUE_GAS COMPOSITION
fg1:      FLUE_GAS.Composition.WATER=0.;
fg2:      FLUE_GAS.Composition.AR=0.;
fg3:      FLUE_GAS.Composition.C2H6=0.;
fg4:      FLUE_GAS.Composition.C3H8=0.;
fg5:      FLUE_GAS.Composition.CH4=0.;
fg6:      FLUE_GAS.Composition.CO=0.;
fg7:      FLUE_GAS.Composition.CO2=MCO2/FLUE_GAS.mass;
fg8:      FLUE_GAS.Composition.H2=0.;
fg9:FLUE_GAS.Composition.H2O=((8.936*FUEL.FuelComposition.myH+X_H2O_
AIR*LAMDA*MMLOT+FUEL.FuelComposition.myWater)*FUEL.mass+FLUEGAS_
R.Composition.H2O*FLUEGAS_R.mass)/FLUE_GAS.mass;
fg10:     FLUE_GAS.Composition.H2S=0.;
fg11:     FLUE_GAS.Composition.N2=((FUEL.FuelComposition.myN+(1.-
X_O2)*MMLOT*LAMDA)*FUEL.mass+FLUEGAS_R.Composition.N2*FLUEGAS_
R.mass)/FLUE_GAS.mass;
fg12:     FLUE_GAS.Composition.O2=((LAMDA-
1.)*X_O2*MMLOT*FUEL.mass+FLUEGAS_R.Composition.O2*FLUEGAS_R.mas
s)/FLUE_GAS.mass;
#          AIR COMPOSITION
fa1:      AIR.Composition.WATER=0.;
fa2:      AIR.Composition.AR=0.;
fa3:      AIR.Composition.C2H6=0.;
```

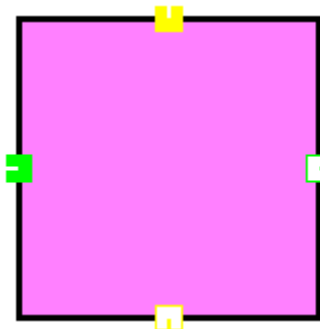
```

fa4: AIR.Composition.C3H8=0.;
fa5: AIR.Composition.CH4=0.;
fa6: AIR.Composition.CO=0.;
fa7: AIR.Composition.CO2=0.;
fa8: AIR.Composition.H2=0.;
fa9: AIR.Composition.H2O=0.;
fa10: AIR.Composition.H2S=0.;
fa11: AIR.Composition.O2=X_O2;
fa12: AIR.Composition.SO2=0.;
FA13: XO2_N=AIR.mass*AIR.Composition.O2/(AIR.mass+FLUEGAS_R.mass);
# ENERGY BALANCE
fcaco3:QCACO3=165.*1000./100.07*(CACO3R.mass*CACO3R.SOLID.mCACO3
+CACO3.mass);
fq: FUEL.mass*Hu+FUEL.mass*FUEL.FuelComposition.cp*(FUEL.t-
TH_AMBIENT)+AIR.mass*(AIR.h-AIR.Composition.fhpt(1.,
TH_AMBIENT))+CACO3.mass*CACO3.SOLID.Cp*(CACO3.t-
TH_AMBIENT)+CACO3R.mass*CACO3R.SOLID.Cp*(CACO3R.t-
TH_AMBIENT)+FLUEGAS_R.mass*(FLUEGAS_R.h-
FLUE_GAS.Composition.fhpt(1., TH_AMBIENT))=
FLUE_GAS.mass*(FLUE_GAS.h-FLUE_GAS.Composition.fhpt(1.,
TH_AMBIENT))+(CAOR.mass+CA0.mass)*CA0.SOLID.Cp*(CA0.t-
TH_AMBIENT)+QCACO3;

```

### CAL CEMENT

Στην περίπτωση της τσιμεντοβιομηχανίας, το μεγαλύτερο μέρος της αντίδρασης της ασβεστοποίησης πραγματοποιείται εντός του ασβεστοποιητή. Η μετατροπή του υπόλοιπου  $\text{CaCO}_3$  σε  $\text{CaO}$  γίνεται στα πρώτα στάδια της εισόδου των στερεών εντός του κλιβάνου. Αυτό το στοιχείο υπολογίζει αυτή τη διεργασία.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το στερεό ρεύμα που περιέχει  $\text{CaO}$ ,  $\text{CaCO}_3$  και τα λοιπά στερεά πρόσθετα και το θερμό καυσαέριο του κλιβάνου, ενώ σαν εξόδους έχει το μείγμα του  $\text{CaO}$  με τα στερεά πρόσθετα και το καυσαέριο που εξέρχεται από τον κλίβανο σε χαμηλότερη θερμοκρασία. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```

# GENERAL
fpr: FG_IN.p=FG_OUT.p;
ft1: CLINKER.t=CAO.t;
# MASS EQUATIONS

```

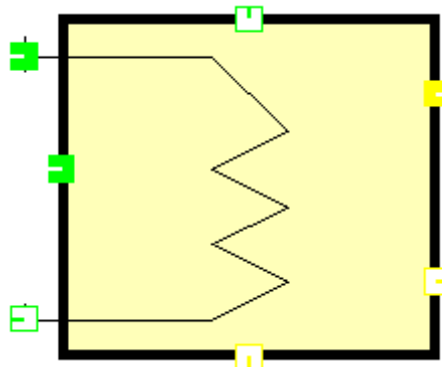
```

fmcao:CLINKER.mass=CAO.mass*(CAO.SOLID.mCAO+CAO.SOLID.mCACO3*5
6.07/100.07+CAO.SOLID.mCLAY);
FGOUT:FG_OUT.mass=FG_IN.mass+44./100.57*CAO.mass*CAO.SOLID.mCAC
O3;
#    FLUE_GAS COMPOSITION
fg1:  FG_OUT.Composition.WATER=0.;
fg2:  FG_OUT.Composition.AR=0.;
fg3:  FG_OUT.Composition.C2H6=0.;
fg4:  FG_OUT.Composition.C3H8=0.;
fg5:  FG_OUT.Composition.CH4=0.;
fg6:  FG_OUT.Composition.CO=0.;
fg7:FG_OUT.Composition.CO2=(44./100.57*CAO.mass*CAO.SOLID.mCACO3+F
G_IN.mass*FG_IN.Composition.CO2)/FG_OUT.mass;
fg8:  FG_OUT.Composition.H2=0.;
fg9:FG_OUT.Composition.H2O=FG_IN.mass*FG_IN.Composition.H2O/FG_OUT.
mass;
fg10: FG_OUT.Composition.H2S=0.;
fg11:FG_OUT.Composition.N2=FG_IN.mass*FG_IN.Composition.N2/FG_OUT.ma
ss;
fg12:FG_OUT.Composition.O2=FG_IN.mass*FG_IN.Composition.O2/FG_OUT.m
ass;
#    SOLID COMPOSITION
SC1:CLINKER.SOLID.mCAO=CAO.mass*(CAO.SOLID.mCAO+CAO.SOLID.mCA
CO3*56.07/100.07)/CLINKER.mass;
SC2:CLINKER.SOLID.mCLAY=CAO.mass*CAO.SOLID.mCLAY/CLINKER.mass;
SC3: CLINKER.SOLID.mCACO3=0.;
SC4: CLINKER.SOLID.mCASO4=0.;
FF1: XCAO=CLINKER.SOLID.mCAO;
FF2: XCLAY=CLINKER.SOLID.mCLAY;
#    ENERGY
Q1:Q=65.*1000./100.07*CAO.mass*CAO.SOLID.mCACO3+CAO.mass*CAO.h-
CLINKER.mass*CLINKER.h;
Q2:FG_IN.mass*(FG_IN.h-FG_OUT.h)=Q;

```

### **CARBONATOR**

Αυτό το στοιχείο κάνει τους υπολογισμούς που αφορούν έναν CFB ανθρακοποιητή.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το καυσαέριο που έρχεται από τον κυρίως σταθμό ηλεκτροπαραγωγής και το CaO που έρχεται από τον ασβεστοποιητή. Σαν εξόδους έχει το καθαρό καυσαέριο (φτωχό σε CO<sub>2</sub> ρεύμα) και το μείγμα των στερεών που ανακυκλοφορεί μεταξύ ασβεστοποιητή και ανθρακοποιητή (μείγμα CaO και CaCO<sub>3</sub>). Επίσης, δεδομένου ότι ο ανθρακοποιητής χρησιμοποιείται ως σύστημα ατμοποίησης, υπολογίζει και την ποσότητα του νερού που ατμοποιείται με αντίστοιχες εισόδους και εξόδους του ρεύματος του νερού-ατμού σε αυτόν. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```

equ30:flue_gas_out.p=flue_gas_in.p-dp_flue_gas;
equ32:water_out.p=water_in.p-dp_water;
# MASS EQUATIONS
equ8:massCO2=flue_gas_in.Composition.CO2*flue_gas_in.mass*CO2_capture_r
ate;
equ34:water_in.mass=water_out.mass;
equ1: massCAO=56.07/44*massCO2;
equ2: massCACO3=100.07/44.*massCO2;
equ3: massCASO4=136.12/64.05*massSO2;
equ11:CASO4_OUT.mass=massCASO4;
equ12:caco3_out.mass=massCACO3+(cao_in.mass-massCAO);
equ14:cao_in.mass=56.07/44*massCO2*X_CAO_RECIRC/CO2_capture_rate;
equ7:massSO2=flue_gas_in.Composition.SO2*flue_gas_in.mass*SO2_CAPTURE
_RATE;
equ27:flue_gas_out.mass=flue_gas_in.mass*(1.-
(CO2_capture_rate*flue_gas_in.Composition.CO2+SO2_CAPTURE_RATE*flue_g
as_in.Composition.SO2));
equ4: flue_gas_out.t=TEMPERATURE_CARBONATOR;
equ5: caco3_out.t=TEMPERATURE_CARBONATOR;
equ6: CASO4_OUT.t=TEMPERATURE_CARBONATOR;
equ9: qcaco3=178.*1000./44.*massCO2;
equ10:qcaso4=252.*1000./44.*massSO2;
# flue_gas out composition
equ15:flue_gas_out.Composition.WATER=0.;
equ16:flue_gas_out.Composition.AR=0.;
equ17:flue_gas_out.Composition.C2H6=0.;
equ18:flue_gas_out.Composition.C3H8=0.;
equ19:flue_gas_out.Composition.CH4=0.;
equ20:flue_gas_out.Composition.CO=0.;
equ21:flue_gas_out.Composition.CO2=flue_gas_in.Composition.CO2*(1.-
CO2_capture_rate);
equ22:flue_gas_out.Composition.H2=0.;
equ23:flue_gas_out.Composition.H2O=flue_gas_in.Composition.H2O/((1.-
CO2_capture_rate)*flue_gas_in.Composition.CO2)+(1.-
SO2_CAPTURE_RATE)*flue_gas_in.Composition.SO2+flue_gas_in.Composition.
N2+flue_gas_in.Composition.O2+flue_gas_in.Composition.H2O;
equ24:flue_gas_out.Composition.H2S=0.;
equ25:flue_gas_out.Composition.N2=flue_gas_in.Composition.N2/((1.-
CO2_capture_rate)*flue_gas_in.Composition.CO2)+(1.-
SO2_CAPTURE_RATE)*flue_gas_in.Composition.SO2+flue_gas_in.Composition.
N2+flue_gas_in.Composition.O2+flue_gas_in.Composition.H2O;

```

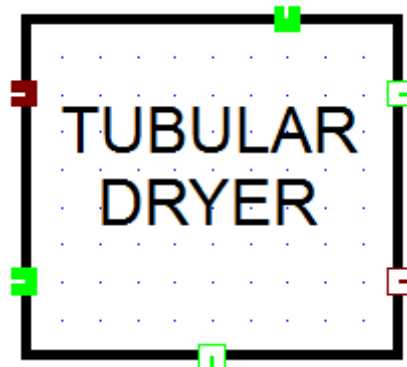
```

equ26:flue_gas_out.Composition.O2=flue_gas_in.Composition.O2/((1.-
CO2_capture_rate)*flue_gas_in.Composition.CO2)+(1.-
SO2_CAPTURE_RATE)*flue_gas_in.Composition.SO2+flue_gas_in.Composition.
N2+flue_gas_in.Composition.O2+flue_gas_in.Composition.H2O;
equ77:caco3_out.SOLID.mCAO=(cao_in.mass-massCAO)/caco3_out.mass;
equ74:caco3_out.SOLID.mCACO3=massCACO3/caco3_out.mass;
equ75:caco3_out.SOLID.mCASO4=0.;
# HEAT EQUATION
equ28:flue_gas_in.mass*(flue_gas_in.h-flue_gas_in.Composition.fhpt(1.,
TH_AMBIENT))+cao_in.mass*cao_in.SOLID.Cp*(cao_in.t-
TH_AMBIENT)+qcaco3+qcaso4=flue_gas_out.mass*(flue_gas_out.h-
flue_gas_out.Composition.fhpt(1.,TH_AMBIENT))+caco3_out.mass*caco3_out.SO
LID.Cp*(caco3_out.t-
TH_AMBIENT)+CASO4_OUT.mass*CASO4_OUT.SOLID.Cp*(CASO4_OUT.t-
TH_AMBIENT)+Q1;
equ33:Q1=water_in.mass*(water_out.h-water_in.h);

```

### **TUBULAR DRYER**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν ξηραντή καυσίμου σωληνωτού τύπου.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το φυσικό καύσιμο, τον θερμό ατμό απομάστευσης που χρησιμοποιείται ως μέσο πρόσδοσης της απαιτούμενης θερμότητας ξήρανσης και τον ξηρό ατμοσφαιρικό αέρα που χρησιμοποιείται ως μέσο απορρόφησης της υγρασίας. Ως εξόδους χρησιμοποιεί το ξηρό καύσιμο, τον υγρό αέρα που έχει απορροφήσει την υγρασία και το συμπύκνωμα του ατμού. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```

# GENERAL EQUATIONS
Fg1: CONDENSATE.p=STEAM.p-DP_hot;
FG2: WET_AIR.p=DRY_AIR.p;
fg3: WET_AIR.t=CONDENSATE.t-5.;
fg4: DRIED_FUEL.t=CONDENSATE.t-5.;
FG6: CONDENSATE.h=CONDENSATE.Composition.fhpx(CONDENSATE.p,
0.0);
FHuR:Hu_raw=34834.*RAW_FUEL.FuelComposition.myC+93868.*RAW_FUEL.F
uelComposi-
tion.myH+10132.0*RAW_FUEL.FuelComposition.myS+5945.*RAW_FUEL.FuelCo

```

```

mposition.myN-10802.*RAW_FUEL.FuelComposition.myO-
2449.*RAW_FUEL.FuelComposition.myWater;
FHuD:Hu_dry=34834.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myC+93868.*DRIED_FUE
L.FuelComposition.myH+10132.0*DRIED_FUEL.FuelComposition.myS+5945.*DR
IED_FUEL.FuelComposition.myN-10802.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myO-
2449.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater;
#    MASS EQUATIONS
FM1: N=(RAW_FUEL.FuelComposition.myWater-FINAL_MOISTURE)/(1.-
FINAL_MOISTURE);
FM2: DRIED_FUEL.mass=(1-N)*RAW_FUEL.mass;
FM3: WET_AIR.mass=DRY_AIR.mass+N*RAW_FUEL.mass;
FM4: CONDENSATE.mass=STEAM.mass;
FM5: DRY_AIR.mass=1.24*N*RAW_FUEL.mass;
#    COMPOSITION
FfC1:DRIED_FUEL.FuelComposition.myC=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myC/DRIED_FUEL.mass;
FfC2:DRIED_FUEL.FuelComposition.myH=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myH/DRIED_FUEL.mass;
FfC3:DRIED_FUEL.FuelComposition.myN=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myN/DRIED_FUEL.mass;
FFC4:DRIED_FUEL.FuelComposition.myO=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.Fuel
Composition.myO/DRIED_FUEL.mass;
FFC5:DRIED_FUEL.FuelComposition.myS=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myS/DRIED_FUEL.mass;
FFC6:DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater=(RAW_FUEL.FuelComposition.m
yWater-N)*RAW_FUEL.mass/DRIED_FUEL.mass;
FLC1:WET_AIR.Composition.WATER=DRY_AIR.Composition.WATER*DRY_AIR.
mass/WET_AIR.mass;
FLC2:WET_AIR.Composition.AR=DRY_AIR.Composition.AR*DRY_AIR.mass/WE
T_AIR.mass;
FLC3:WET_AIR.Composition.C2H6=DRY_AIR.Composition.C2H6*DRY_AIR.mas
s/WET_AIR.mass;
FLC4:WET_AIR.Composition.C3H8=DRY_AIR.Composition.C3H8*DRY_AIR.mas
s/WET_AIR.mass;
FLC5:
    WET_AIR.Composition.CH4=DRY_AIR.Composition.CH4*DRY_AIR.mass/
WET_AIR.mass;
FLC6: WET_AIR.Composition.CO=0.;
FLC7: WET_AIR.Composition.CO2=0.;
FLC8: WET_AIR.Composition.H2=0.;
FLC9:WET_AIR.Composition.H2O=(DRY_AIR.Composition.H2O*DRY_AIR.mass
+N*RAW_FUEL.mass)/WET_AIR.mass;
FLC10:WET_AIR.Composition.H2S=0.;
FLC11:WET_AIR.Composition.N2=DRY_AIR.Composition.N2*DRY_AIR.mass/W
ET_AIR.mass;
FLC12:WET_AIR.Composition.O2=DRY_AIR.Composition.O2*DRY_AIR.mass/W
ET_AIR.mass;
FFD1: mC=DRIED_FUEL.FuelComposition.myC;
ffd2:  mH=DRIED_FUEL.FuelComposition.myH;
ffd3:  mN=DRIED_FUEL.FuelComposition.myN;

```



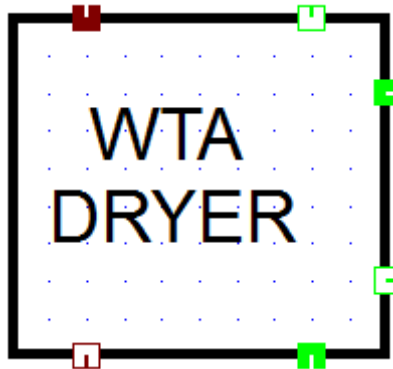
```

ffd4: mO=DRIED_FUEL.FuelComposition.myO;
ffd5: mS=DRIED_FUEL.FuelComposition.myS;
ffd6: mWATER=DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater;
ffd7: mASH=DRIED_FUEL.FuelComposition.myAsh;
# ENERGY EQUATIONS
FE1: Q=1.05*RAW_FUEL.mass*(N*(CONDENSATE.Composition.fhpt(1.,
WET_AIR.t)-CONDENSATE.Composition.fhpt(1., RAW_FUEL.t))+ (1.-
RAW_FUEL.FuelComposition.myWater)*DRIED_FUEL.FuelComposition.cp*(DRI
ED_FUEL.t-RAW_FUEL.t)+(RAW_FUEL.FuelComposition.myWater-
N)*4.187*(DRIED_FUEL.t-
RAW_FUEL.t))+DRY_AIR.mass*DRY_AIR.h/DRY_AIR.t*(WET_AIR.t-DRY_AIR.t);
fe2: Q=STEAM.mass*(STEAM.h-CONDENSATE.h);
FE3: specific_heat_KJ_KgH2O=Q/N/RAW_FUEL.mass;

```

### WTA DRYER

Το στοιχείο αυτό υπολογίζει έναν ξηραντή καυσίμου ρευστοποιημένης κλίνης.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το φυσικό καύσιμο, τους συμπιεσμένους υδρατμούς υψηλής πίεσης που χρησιμοποιούνται ως μέσο πρόσδοσης της απαιτούμενης θερμότητας ξήρανσης και τους υδρατμούς χαμηλής πίεσης που χρησιμοποιούνται ως μέσο αιώρησης των στερεών σωματιδίων εντός της κλίνης. Ως εξόδους χρησιμοποιεί το ξηρό καύσιμο και τη συνολική ποσότητα υδρατμών που εξέρχονται της κλίνης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```

# GENERAL EQUATIONS
Fg1: CONDENSATE.p=STEAM.p-DP_hot_steam;
FG3: MOISTURE.p=FLURISED_WATER.p-dp_fllurized;
fg4: DRIED_FUEL.t=TH_drier;
fg5: MOISTURE.t=TH_drier;
FG6: CONDENSATE.h=CONDENSATE.Composition.fhpx(CONDENSATE.p,
0.0);
FHuR:Hu_raw=34834.*RAW_FUEL.FuelComposition.myC+93868.*RAW_FUEL.F
uelComposi-
tion.myH+10132.0*RAW_FUEL.FuelComposition.myS+5945.*RAW_FUEL.FuelCo
mposition.myN-10802.*RAW_FUEL.FuelComposition.myO-
2449.*RAW_FUEL.FuelComposition.myWater;
FHuD:Hu_dry=34834.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myC+93868.*DRIED_FUE
L.FuelComposition.myH+10132.0*DRIED_FUEL.FuelComposition.myS+5945.*DR

```

```

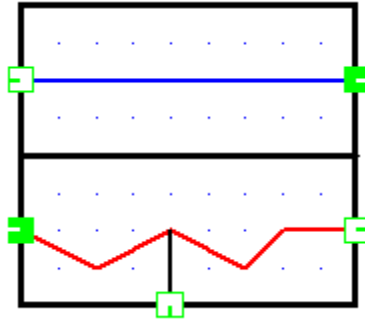
IED_FUEL.FuelComposition.myN-10802.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myO-
2449.*DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater;
#    MASS EQUATIONS
FM1: N=(RAW_FUEL.FuelComposition.myWater-FINAL_MOISTURE)/(1.-
FINAL_MOISTURE);
FM2: DRIED_FUEL.mass=(1-N)*RAW_FUEL.mass;
FM3: MOISTURE.mass=FLURISED_WATER.mass+N*RAW_FUEL.mass;
FM4: CONDENSATE.mass=STEAM.mass;
FM6: FLURISED_WATER.mass=RAW_FUEL.mass*X_FLURIZED;
#    COMPOSITION
FfC1:DRIED_FUEL.FuelComposition.myC=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myC/DRIED_FUEL.mass;
FfC2:DRIED_FUEL.FuelComposition.myH=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myH/DRIED_FUEL.mass;
FfC3:DRIED_FUEL.FuelComposition.myN=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myN/DRIED_FUEL.mass;
FFC4:DRIED_FUEL.FuelComposition.myO=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.Fuel
Composition.myO/DRIED_FUEL.mass;
FFC5:DRIED_FUEL.FuelComposition.myS=RAW_FUEL.mass*RAW_FUEL.FuelC
omposition.myS/DRIED_FUEL.mass;
FFC6:DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater=(RAW_FUEL.FuelComposition.m
yWater-N)*RAW_FUEL.mass/DRIED_FUEL.mass;
FLC1: MOISTURE.Composition.WATER=1.;
FLC2: MOISTURE.Composition.AR=0.;
FLC3: MOISTURE.Composition.C2H6=0.;
FLC4: MOISTURE.Composition.C3H8=0.;
FLC5: MOISTURE.Composition.CH4=0.;
FLC6: MOISTURE.Composition.CO=0.;
FLC7: MOISTURE.Composition.CO2=0.;
FLC8: MOISTURE.Composition.H2=0.;
FLC9: MOISTURE.Composition.H2O=0.;
FLC10:MOISTURE.Composition.H2S=0.;
FLC11:MOISTURE.Composition.N2=0.;
FLC12:MOISTURE.Composition.O2=0.;
FFD1: mC=DRIED_FUEL.FuelComposition.myC;
ffd2:  mH=DRIED_FUEL.FuelComposition.myH;
ffd3:  mN=DRIED_FUEL.FuelComposition.myN;
ffd4:  mO=DRIED_FUEL.FuelComposition.myO;
ffd5:  mS=DRIED_FUEL.FuelComposition.myS;
ffd6:  mWATER=DRIED_FUEL.FuelComposition.myWater;
ffd7:  mASH=DRIED_FUEL.FuelComposition.myAsh;
#    ENERGY EQUATIONS
FE1:  Q=1.05*RAW_FUEL.mass*(N*(CONDENSATE.Composition.fhpt(1.,
TH_drier)-CONDENSATE.Composition.fhpt(1., RAW_FUEL.t))+ (1.-
RAW_FUEL.FuelComposition.myWater)*DRIED_FUEL.FuelComposition.cp*(DRI
ED_FUEL.t-RAW_FUEL.t)+(RAW_FUEL.FuelComposition.myWater-
N)*4.187*(DRIED_FUEL.t-RAW_FUEL.t));
fq1:  Qw_flurized=FLURISED_WATER.mass*(FLURISED_WATER.h-
MOISTURE.h);
fq2:  Qsteam=STEAM.mass*(STEAM.h-CONDENSATE.h);

```

fq:  $Q=Qw\_flurized+Qsteam;$   
 FE3:  $specific\_heat\_KJ\_KgH2O=Q/N/RAW\_FUEL.mass;$

### **FLUE GAS CONDENSER**

Αυτό το στοιχείο κάνει τους απαραίτητους υπολογισμούς στον συμπυκνωτή της υγρασίας του καυσαερίου.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το υγρό καυσαέριο και το ψυχρό νερό που χρησιμοποιείται ως ψυκτικό μέσο. Ως εξόδους χρησιμοποιεί το ξηρό καυσαέριο, την υγρασία που απομακρύνεται και το θερμό νερό ψύξης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

#### # GENERAL EQUATIONS

```
fm1: water_in.mass=water_out.mass;
fm2: water_in.p-dp_cold=water_out.p;
fm3: flue_gas_in.mass=flue_gas_out.mass+water.mass;
fm4: water.mass=flue_gas_in.Composition.H2O*flue_gas_in.mass;
fm5: water.t=flue_gas_out.t;
fm6: water.p=flue_gas_out.p;
fm7: flue_gas_out.p=flue_gas_in.p;
fm8: flue_gas_out.t=THG_OUT;
fm9: dt_in=flue_gas_out.t-water_in.t;
fm10: dt_out=flue_gas_in.t-water_out.t;
```

#### # COMPOSITION

```
fa1: flue_gas_out.Composition.WATER=0.;
fa2: flue_gas_out.Composition.AR=0.;
fa3: flue_gas_out.Composition.C2H6=0.;
fa4: flue_gas_out.Composition.C3H8=0.;
fa5: flue_gas_out.Composition.CH4=0.;
fa6: flue_gas_out.Composition.CO=0.;
fa7: flue_gas_out.Composition.CO2=flue_gas_in.Composition.CO2*flue_gas_in.mass/flue_gas_out.mass;
fa8: flue_gas_out.Composition.H2=0.;
fa9: flue_gas_out.Composition.H2O=0.;
fa10: flue_gas_out.Composition.H2S=0.;
fa11: flue_gas_out.Composition.O2=flue_gas_in.Composition.O2*flue_gas_in.mass/flue_gas_out.mass;
fa12: flue_gas_out.Composition.SO2=flue_gas_in.Composition.SO2*flue_gas_in.mass/flue_gas_out.mass;
```

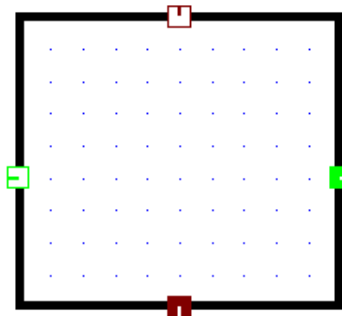
```

# TESTS
t1: test (dt_in>0.0) error "dt_in <= 0.0";
t2: test(dt_out>0.0) error "dt_out <= 0.0";
fw1: water.Composition.WATER=1.;
fw2: water.Composition.AR=0.;
fw3: water.Composition.C2H6=0.;
fw4: water.Composition.C3H8=0.;
fw5: water.Composition.CH4=0.;
fw6: water.Composition.CO=0.;
fw7: water.Composition.CO2=0.;
fw8: water.Composition.H2=0.;
fw9: water.Composition.H2O=0.;
fw10: water.Composition.H2S=0.;
fw11: water.Composition.O2=0.;
fw12: water.Composition.SO2=0.;
# ENERGY
fe1: Q=flue_gas_in.mass*(flue_gas_in.h-
flue_gas_in.Composition.fhpt(1,TH_AMBIENT))-water.mass*(water.h-
water.Composition.fhpt(1,TH_AMBIENT))-flue_gas_out.mass*(flue_gas_out.h-
flue_gas_out.Composition.fhpt(1,TH_AMBIENT))+water.mass*2449.;
fe2: Q=water_in.mass*(water_out.h-water_in.h);

```

### **FUEL HEATER**

Το στοιχείο αυτό κάνει τους υπολογισμούς ενός εναλλάκτη που χρησιμοποιείται για τη θέρμανση του καυσίμου.



Χρησιμοποιεί ως εισόδους το ψυχρό καύσιμο και το θερμό ρεύμα πρόσδοσης θερμότητας ενώ ως εξόδους το θερμό καύσιμο και το ψυχρό ρεύμα θέρμανσης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

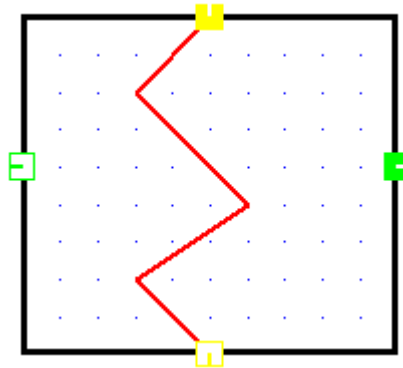
```

F1: SINK.p=SOURCE.p-dp_hot;
F2: SOURCE.mass=SINK.mass;
F3: FUEL_IN.mass=FUEL_OUT.mass;
F4: Q=SOURCE.mass*(SOURCE.h-SINK.h);
F5: Q=FUEL_IN.mass*(FUEL_OUT.h-FUEL_IN.h);
ft1: dt_in=SOURCE.t-FUEL_IN.t;
ft2: dt_out=SINK.t-FUEL_OUT.t;
t1: test (dt_in>0.0) error "dt_in <= 0.0";
t2: test(dt_out>0.0) error "dt_out <= 0.0";

```

**HEAT EXCHANGER SOLID**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν εναλλάκτη συναλλαγής θερμότητας μεταξύ ενός στερεού ρεύματος και ενός αερίου ή υγρού ρεύματος.

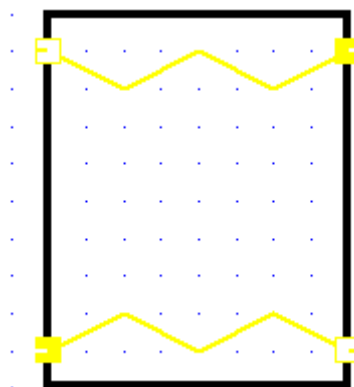


Χρησιμοποιεί ως εισόδους το ψυχρό στερεό ρεύμα και το θερμό ρεύμα πρόσδοσης θερμότητας ενώ ως εξόδους το θερμό στερεό ρεύμα και το ψυχρό ρεύμα θέρμανσης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
fm1: WATER_IN.mass=WATER_OUT.mass;
fm2: SOLID_IN.mass=SOLID_OUT.mass;
fp1: WATER_OUT.p=WATER_IN.p-dp_cold;
fq1: Q=SOLID_IN.mass*(SOLID_IN.h-SOLID_OUT.h);
fq2: Q=WATER_IN.mass*(WATER_OUT.h-WATER_IN.h);
ft1: dt_in=SOLID_OUT.t-WATER_IN.t;
ft2: dt_out=SOLID_IN.t-WATER_OUT.t;
t1: test(dt_in>0.0) error "dt_in <= 0.0";
t2: test(dt_out>0.0) error "dt_out <= 0.0";
```

**HEAT EXCHANGER SOLID SOLID**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν εναλλάκτη ομορροής θέρμανσης ενός στερεού ρεύματος από ένα άλλο επίσης στερεό ρεύμα.



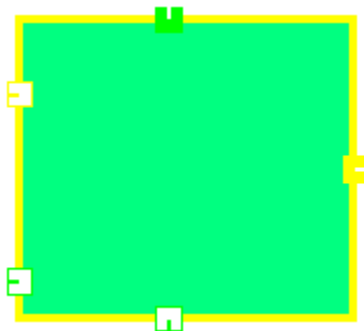
Χρησιμοποιεί ως εισόδους το ψυχρό στερεό ρεύμα και το θερμό στερεό ρεύμα πρόσδοσης θερμότητας ενώ ως εξόδους έχει το θερμό στερεό ρεύμα και το ψυχρό στερεό ρεύμα θέρμανσης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
#      MASS EQUATIONS
eqm1: CAO_IN.mass=CAO_OUT.mass;
eqm2: MIXTURE_IN.mass=MIXTURE_OUT.mass;
#      HEAT EQUATION
eqmq: Q=CAO_IN.mass*(CAO_IN.h-CAO_OUT.h);
eqmq2:Q=MIXTURE_IN.mass*(MIXTURE_OUT.h-MIXTURE_IN.h);
#      TEST
t1:   test (dt_in>0.0)   error "dt_in <= 0.0";
t2:   test(dt_out>0.0)   error "dt_out <= 0.0";
t3:   dt_in=CAO_IN.t-MIXTURE_OUT.t;
t4:   dt_out=CAO_OUT.t-MIXTURE_IN.t;
```

Καθ' όμοιο τρόπο υπολογίζεται και ο εναλλάκτης αντιρροής.

### **SOLID DRYER**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν ξηραντήρα στερεού ρεύματος.

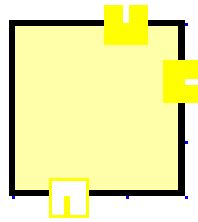


Χρησιμοποιεί ως εισόδους το υγρό στερεό ρεύμα και το θερμό ρεύμα πρόσδοσης της θερμότητας ξήρανσης και ως εξόδους το ξηραμένο στερεό ρεύμα, την αφαιρούμενη υγρασία και το ψυχρό ρεύμα πρόσδοσης της θερμότητας ξήρανσης. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
F1:   N=(MOISTURE_IN-MOISTURE_OUT)*RAW_SOLID.mass/(1.-
MOISTURE_OUT);
F11:  OUT.mass=IN.mass;
F12:  OUT.p=IN.p;
F2:   DRY_SOLID.mass=RAW_SOLID.mass-N;
F3:   CONDENSATE.mass=N;
F4:   CONDENSATE.t=CONDENSATE.Composition.ftpx(CONDENSATE.p, 1);
F5:   CONDENSATE.p=1.0132;
FQ:   Q=1.05*(N*(CONDENSATE.Composition.fhpx(1.,1)-
CONDENSATE.Composition.fhpt(1.,
RAW_SOLID.t))+DRY_SOLID.mass*(DRY_SOLID.h-RAW_SOLID.h));
FQ2:  Q=IN.mass*(IN.h-OUT.h);
FX1:  DRY_SOLID.SOLID.mCAO=RAW_SOLID.SOLID.mCAO;
FX2:  DRY_SOLID.SOLID.mCACO3=RAW_SOLID.SOLID.mCACO3;
FX3:  DRY_SOLID.SOLID.mCASO4=RAW_SOLID.SOLID.mCASO4;
FX4:  DRY_SOLID.SOLID.mASH=RAW_SOLID.SOLID.mASH;
```

**SOLID MIXER**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν αναμείκτη στερεών ρευμάτων. .



Χρησιμοποιεί ως εισόδους τα δύο στερεά ρεύματα και ως έξοδο το κοινό στερεό ρεύμα που προέκυψε από την ανάμειξή τους. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
M1: SOLID_OUT.mass=SOLID_IN_1.mass+SOLID_IN_2.mass;
H1: SOLID_OUT.mass*SOLID_OUT.h=SOLID_IN_2.mass*SOLID_IN_2.h+SOLID_IN_1.mass*SOLID_IN_1.h;
c1: SOLID_OUT.SOLID.mCAO=(SOLID_IN_2.SOLID.mCAO*SOLID_IN_2.mass+SOLID_IN_1.SOLID.mCAO*SOLID_IN_1.mass)/SOLID_OUT.mass;
c2: SOLID_OUT.SOLID.mCACO3=(SOLID_IN_2.SOLID.mCACO3*SOLID_IN_2.mass+SOLID_IN_1.SOLID.mCACO3*SOLID_IN_1.mass)/SOLID_OUT.mass;
C3: SOLID_OUT.SOLID.mCASO4=(SOLID_IN_2.SOLID.mCASO4*SOLID_IN_2.mass+SOLID_IN_1.SOLID.mCASO4*SOLID_IN_1.mass)/SOLID_OUT.mass;
```

**SOLID SPLITTER**

Αυτό το στοιχείο υπολογίζει έναν διαχωριστή στερεών ρευμάτων.



Χρησιμοποιεί ως είσοδο το στερεό ρεύμα που θα διαχωριστεί και ως εξόδους τα δύο στερεά ρεύματα που προκύπτουν από το διαχωρισμό του. Οι εξισώσεις για τους υπολογισμούς είναι οι παρακάτω:

```
M1: IN.mass=OUT1.mass+OUT2.mass;
T1: IN.t=OUT1.t;
T2: IN.t=OUT2.t;
```





## 12. ΛΙΣΤΑ ΔΗΜΟΣΙΕΥΣΕΩΝ

Κατά την εκτέλεση της παρούσας διατριβής, ο συγγραφέας είχε συμμετοχή στις παρακάτω δημοσιεύσεις, που πραγματοποιήθηκαν σε επιστημονικά περιοδικά και σε συνέδρια.

### Δημοσιεύσεις σε επιστημονικά περιοδικά

1. «Oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant», E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, Fuel 86 (2007) 2144–215.
2. «Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant», E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, Energy Conversion and Management 48 (2007) 2879–2887.
3. «Partial O<sub>2</sub>-fired coal power plant with Post-combustion CO<sub>2</sub> capture: A retrofitting option for CO<sub>2</sub> capture ready plants», A. Doukelis, I. Vorrias, P. Grammelis, E. Kakaras, M. Whitehouse, G. Riley, Fuel 88 (2009) 2428–2436.
4. «Calcium looping for CO<sub>2</sub> capture from a lignite fired power plant», Ilias Vorrias, Konstantinos Atsonios, Aristeidis Nikolopoulos, Nikos Nikolopoulos, Panagiotis Grammelis, Emmanuel Kakaras, Fuel 113 (2013) 826–836.

### Δημοσιεύσεις σε συνέδρια

1. «Simulation of a Greenfield Oxyfuel Lignite-fired Power Plant», E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, ECOS 2006, Crete, Greece, 12-14/7/2006.
2. «Combination of oxygen enriched coal combustion with post combustion CO<sub>2</sub> capture: A retrofitting option for CO<sub>2</sub> capture from power plants», I. Vorrias, A. Doukelis, P. Grammelis, E. Kakaras, M. Whitehouse, G. Riley, «Efficient and Clean Coal Technologies, Moscow, Russia, October 2009».
3. «Combination of oxygen enriched coal combustion with post combustion CO<sub>2</sub> capture: A retrofitting option for CO<sub>2</sub> capture from power plants», I. Vorrias, P. Grammelis, A. Doukelis, E. Kakaras, «The clear water clean coal conference, Florida, USA, June 2010».
4. «Combination of Oxygen Enriched Coal Combustion with Post Combustion CO<sub>2</sub> Capture: a Retrofitting Option for CO<sub>2</sub> Capture from Power Plants», Ilias Vorrias, Panagiotis Grammelis, Aggelos Doukelis, Emmanouil Kakaras, «ECOS 2011, Novi Sad, Serbia, 4-7/7/2011».
5. «Numerical and Thermodynamic Calculations of Coal Combustion under enriched Oxyfuel conditions», N. Nikolopoulos, A. Nikolopoulos, E. Karampinis, M. Agraniotis, I. Vorrias, P. Grammelis, E. Kakaras, «ECM Conference, Cardiff, 217-223, 2011».
6. «Numerical Tools for the simulation of the Calcium Looping process for CO<sub>2</sub> capture», Aristeidis Nikolopoulos, Konstantinos Atsonios, Ilias Vorriasa, Nikos Nikolopoulos, Panagiotis Grammelis, Emmanuel Kakaras, «The clearwater clean coal conference, Florida, USA, June 2012».
7. «Calcium looping for CO<sub>2</sub> capture from a lignite fired power plant», Kostantinos Atsonios, Ilias Vorrias, Aristeidis Nikolopoulos, Nikos Nikolopoulos, Panagiotis

Grammelis, Emmanuel Kakaras, «9th European Conference on Coal Research and its Applications-ECCRIA 2012, Nottingham».

8. «Economic implications of reduced load operation in state of the art and future low rank lignite-fired power plants», Michalis Agraniotis, Hlias Vorrias, Antonis Koumanakos, Aggelos Doukelis, Dionysios Giannakopoulos, Sotirios Karellas, Emmanuel Kakaras, «sixth international conference on clean coal technologies (CCT 2013), 12-16 May 2013, Thessaloniki, Greece».

**13. ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΑ****ΚΕΦΑΛΑΙΟ 1**

- [I-1] [1] Fisher BS, Nakicenovic N, Alfsen K, Corfee Morlot J, de la Chesnaye F, Hourcade J, et al., Issues Related to Mitigation in the Long-term Context in Climate Change, Mitigation Contribution of Working Group III to the Fourth Assessment Report of the Inter-governmental Panel on Climate Change, Cambridge University Press: Cambridge. 2007. p. 169-250.
- [I-2] Intergovernmental Panel on Climate Change, 4th Assessment Report Synthesis, 2007, [www.ipcc.ch](http://www.ipcc.ch)
- [I-3] Office of Climate Change, “Stern Review on the Economics of Climate Change”, [www.occ.gov.uk](http://www.occ.gov.uk), 2006.
- [I-4] United Nations Framework Convention on Climate Change, <http://unfccc.int>.
- [I-5] Chapman Lee, Transport and climate change: a review, *Journal of transport geography*, 14, 354-367, 2005.
- [I-6] VGB POWERTECH, CO<sub>2</sub> capture and storage, Essen 2004.
- [I-7] European Technology Platform, Zero Emissions Platform (Zep), The costs of CO<sub>2</sub> capture, Transport and Storage, Post demonstration CCS in the EU, July 2011 (Available at: [www.zeroemissionsplatform.eu/](http://www.zeroemissionsplatform.eu/)).
- [I-8] Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC): Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage. Montreal, Canada; September 2005.
- [I-9] Stanmore BR, Gilot P. Review—calcination and carbonation of limestone during thermal cycling for CO<sub>2</sub> sequestration. *Fuel Process Technol* 2005;86:1707–43.

**ΚΕΦΑΛΑΙΟ 2**

- [II-1] SimTech User’s Guide, Version 4.0.
- [II-2] European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies. CAESAR D 4.9 Report.
- [II-3] IPCC, Metz B, Davidson O, de Coninck H, Loos M, Meyer L (Eds.), Special report on carbon dioxide capture and storage, intergovernmental panel on climate change, Cambridge Univ. Press; 2005.
- [II-4] IEA GHG, Oxy Combustion Processes for CO<sub>2</sub> Capture from Power Plant, Report 2005/9 (2005).
- [II-5] S. M. Nazmul Hassan, Techno-Economic Study of CO<sub>2</sub> Capture Process for Cement Plants A thesis presented to the University of Waterloo in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering, Waterloo, Ontario, Canada, 2005.

**ΚΕΦΑΛΑΙΟ 3**

- [III-1] A. Doukelis, A. Koumanakos, Ch. Papapavlou., Commentary on Design Features of Oxyfuel Plant, report in Enhanced Captured of CO<sub>2</sub> (ENCAP) project, July 2007 (Available in: [www.encapco2.org](http://www.encapco2.org)).
- [III-2] A. Doukelis, A. Koumanakos, Ch. Papapavlou, 380 MWe gross dry lignite PF power plant performance with integrated CO<sub>2</sub> capture- MEA base case solvent, report in CASTOR project, May 2007 (Available in: [www.castor.org](http://www.castor.org)).
- [III-3] Robin Irons, E.ON’s Activities on IGCC and Zero Emissions Plant, Rugeley, June 2007 (Available in [www.coalresearchforum.org](http://www.coalresearchforum.org)).

- [III-4] Αντώνιος Κ. Κουμανάκος, Θερμικά κυκλώματα με διατάξεις δέσμευσης του CO<sub>2</sub> για θερμοηλεκτρικούς σταθμούς που χρησιμοποιούν ορυκτά καύσιμα, διδακτορική διατριβή, Αθήνα 2009.

#### **ΚΕΦΑΛΑΙΟ 4**

- [IV-1] RWE npower PLC (Npower), 1st six-monthly report on Enhanced Capture with Oxygen Scrubbing of CO<sub>2</sub> (ECO-Scrub) project, December 2007.

#### **ΚΕΦΑΛΑΙΟ 5**

- [V-1] Andersson K, Maksinen P. Process evaluation of CO<sub>2</sub> free combustion in an O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> power plant, Master thesis, Sweden: Chalmers University of Technology; 2002.
- [V-2] Singh D, Croiset E, Douglas PL, Douglas MA. Techno-economic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. *Energy Convers Manage* 2003; 44:3073–91.
- [V-3] S. P. Kaldis, G. Skodras, P. Grammelis, G. P. Sakellariopoulos, Application of polymer membrane technology in coal combustion processes, *Chemical Engineering Communications*, 01 March 2007.
- [V-4] M.J. Tuinier, H.P. Hamers, M. van Sint Annaland, Techno-economic evaluation of cryogenic CO<sub>2</sub> capture, a comparison with absorption and membrane technology, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 29 August 2011.
- [V-5] Tim C. Merkel, Haiqing Lin, Xiaotong Wei, Richard Baker, Power plant post-combustion carbon dioxide capture: An opportunity for Membranes, *Journal of Membrane Science*, 359 (2010) 126–139.
- [V-6] S.P. Kaldis a, G. Skodras a,b,c, G.P. Sakellariopoulos, Energy and capital cost analysis of CO<sub>2</sub> capture in coal IGCC processes via gas separation membranes, *Fuel Processing Technology* 85 (2004) 337– 346.

#### **ΚΕΦΑΛΑΙΟ 6**

- [VI-1] C.C. Dean, J. Blamey, N.H. Florin, M.J. Al-Jeboori, P.S. Fennell. The calcium looping cycle for CO<sub>2</sub> capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production. *Chemical Engineering Research and Design* 89 (2011) 836–855.
- [VI-2] David Berstad, Rahul Anantharaman, Kristin Jordal. Post-combustion CO<sub>2</sub> capture from a natural gas combined cycle by CaO/CaCO<sub>3</sub> looping. *International Journal of Greenhouse Gas Control* 11 (2012) 25–33.
- [VI-3] Abanades C, Antony EJ, Wang J, Oakey JE. Fluidized bed combustion systems integrating CO<sub>2</sub> capture with CaO. *Environ Sci Technol* 2005, 39, 2861-2866.
- [VI-4] Shimizu T, HIRAMA T, Hosoda H, Kitano K, Inagaki M, Tejima K. A twin fluid-bed reactor for removal of CO<sub>2</sub> from combustion processes. *Chem Eng Res Des* 686 1999;77(1):62–8.
- [VI-5] Martinez I, Murillo M, Grasa G, Abanades JC. Integration of a Ca looping system for CO<sub>2</sub> capture in existing power plants. *AIChE J* 2011;57(9): 2599–607.
- [VI-6] Barelli L, Bidini G, Corradetti A, Desideri U. Study of the carbonation–calcination reaction applied to the hydrogen production from syngas. *Energy* 2007;32:697–710.
- [VI-7] Hughes R, Lu D, Anthony E, Macchi A. Design, process simulation and construction of an atmospheric dual fluidized bed combustion system for in situ

- CO<sub>2</sub> capture using high-temperature sorbents. *Fuel Process Technol* 2005;86:1523–31.
- [VI-8] Mahishi M, Goswami DY. Thermodynamic optimization of biomass gasifier for hydrogen production. *Int J Hydrogen Energy* 2007;32:3831–40.
- [VI-9] Strohle J, Galloy A, Epple B. Feasibility study on the carbonate looping process for post-combustion CO<sub>2</sub> capture from coal-fired power plants. *Energy Procedia* 2009;1:1313–20.
- [VI-10] Hawthorne C, Trossmann M, Galindo Cifre P, Schuster A, Scheffknecht G. Simulation of the carbonate looping power cycle. *Energy Procedia* 2009;1:1387–94.
- [VI-11] Alonso M, Rodriguez N, Grasa G, Abanades JC. Modelling of a fluidized bed carbonator reactor to capture CO<sub>2</sub> from a combustion flue gas. *Chem Eng Sci* 2009;64:883–91.
- [VI-12] Wang W, Ramkumar S, Wong D, Fan LS. Simulations and process analysis of the carbonation–calcination reaction process with intermediate hydration, *Fuel* 2012;92:94–106.
- [VI-13] Li Y, Zhao Ch, Ren Q. Thermodynamic simulation of CO<sub>2</sub> capture for an IGCC power plant using the calcium looping cycle. *Chem Eng Technol* 2011;34(6):946–54.
- [VI-14] Kunze Ch, De S, Spliethoff H. A novel IGCC plant with membrane oxygen separation and carbon capture by carbonation–calcinations loop. *Int J Greenhouse Gas Control* 2011;34(5):1176–83.
- [VI-15] Romeo LM, Uson S, Valero A, Escosa JM. Exergy analysis as a tool for the integration of very complex energy systems: the case of carbonation/ calcination CO<sub>2</sub> systems in existing coal power plants. *Int J Greenhouse Gas Control* 2010;4:647–54.
- [VI-16] Luis M. Romeo, Yolanda Lara, Pilar Lisbona, Jesús M. Escosa. Optimizing make-up flow in a CO<sub>2</sub> capture system using CaO. *Chemical Engineering Journal* 147 (2009) 252–258
- [VI-17] Luis M. Romeo, J. Carlos Abanades, Jesús M. Escosa, Jara Paño, Antonio Giménez, Andrés Sánchez-Biezma, Juan C. Ballesteros. Oxyfuel carbonation/calcination cycle for low cost CO<sub>2</sub> capture in existing power plants. *Energy Conversion and Management* 49 (2008) 2809–2814.
- [VI-18] Martinez I, Murillo M, Grasa G, Abanades JC. Integration of a Ca Looping System for CO<sub>2</sub> Capture in Existing Power Plants. *AIChE Journal* 57 (9) (2011) 2599–2607.
- [VI-19] European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies. CAESAR D 4.9 Report.
- [VI-20] Wang J, Anthony EJ, Abanades JC. Clean and efficient use of petroleum coke for combustion and power generation. *Fuel* 83 (2004) 1341–1348.
- [VI-21] P.D. Dunn, D.A. Reay, *Heat Pipes*, fourth ed., Elsevier Science Ltd., Oxford, 1994.
- [VI-22] Basu PQ *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Taylor & Frances Group, Boca Ration, 2006.
- [VI-23] EU Funded Project Biomass Heatpipe Reformer—Project Acronym: BioHPR Contract No. ENK5-CT-2000-0311.
- [VI-24] K.D. Panopoulos, L.E. Fryda, J. Karl, S. Poulou, E. Kakaras. High temperature solid oxide fuel cell integrated with novel allothermal biomass gasification Part I: Modelling and feasibility study, *Journal of Power Sources* 159 (2006) 570–585.

- [VI-25] L. Fryda, K.D. Panopoulos, J. Karl, E. Kakaras: Exergetic analysis of solid oxide fuel cell and biomass gasification integration with heat pipes, *Energy* 33 (2008) 292–299.
- [VI-26] E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant, *Fuel* 86 (2007) 2144–2150.
- [VI-27] E. Kakaras, A. Koumanakos, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, I. Vorrias, Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant, *Energy Conversion and Management* 48 (2007) 2879–2887.
- [VI-28] Energy and Environmental Analysis ( ICF International Company) Technology Characterization: Steam Turbines, Prepared for: Environmental Protection Agency Combined Heat and Power Partnership Program , Washington, December 2008.
- [VI-29] Jens Fridh, Efficient steam turbines for small-scale energy conversion plants, Final technical report, phase 1 on KTH, Department of Energy Technology, 30 June 2001.

## ΚΕΦΑΛΑΙΟ 7

- [VII-1] IPCC, Metz B, Davidson O, de Coninck H, Loos M, Meyer L (Eds.), Special report on carbon dioxide capture and storage, intergovernmental panel on climate change, Cambridge Univ. Press; 2005.
- [VII-2] IEA (International Energy Agency), *Energy Technology Perspectives 2006: Scenarios & Strategies to 2050*. IEA, Paris (2006).
- [VII-3] Allwood JM, Cullen JM and Milford RL, Options for achieving a 50% cut in industrial carbon emissions by 2050. *Environ Sci Technol* 44:1888–1894 (2010).
- [VII-4] The European Cement Association, Activity Report 2007 (Available at: <http://www.cembureau.be> [accessed 13 January 2011]).
- [VII-5] BAT Reference Document for the Cement, Lime and Magnesium Oxide manufacturing Industries, May 2010, EIPPCB, Seville, Spain.
- [VII-6] <http://www.cement.org.au/technical.htm> (accessed 15.03.06)
- [VII-7] T. Engin, V. Ari, Energy Auditing and recovery for dry type cement rotary kiln systems – a case study, *Energy Conversion Management* 46 (2005) 551-562.
- [VII-8] Τσακαλάκης Κώστας, Τεχνολογία παραγωγής τσιμέντου και σκυροδέματος, ΕΜΠ, Μαΐος 2010.
- [VII-9] C.C. Dean, J. Blamey, N.H. Florin, M.J. Al-Jeboori, P.S. Fennell. The calcium looping cycle for CO<sub>2</sub> capture from power generation, cement manufacture and hydrogen production. *Chemical Engineering Research and Design* 89 (2011) 836–855.
- [VII-10] Nuria Rodríguez, Ramón Murillo, J. Carlos Abanades, CO<sub>2</sub> Capture from Cement Plants Using Oxyfired Precalcination and/or Calcium Looping, *American Chemical Soci, Environ. Sci. Technol.* 2012, 46, 2460–2466.
- [VII-11] D.J. Barker, S.A. Turner, P.A. Napier-Moore, M. Clark, J.E. Davison, CO<sub>2</sub> Capture in the Cement Industry, *Energy Procedia* (2009) 87–94.
- [VII-12] Adina Bosoaga, Ondrej Masek, John E. Oakey, CO<sub>2</sub> capture technologies for cement industries, *Energy Procedia* (2009) 133-140.
- [VII-13] S. M. Nazmul Hassan, Techno-Economic Study of CO<sub>2</sub> Capture Process for Cement Plants A thesis presented to the University of Waterloo in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering, Waterloo, Ontario, Canada, 2005.

- [VII-14] Cement Sustainability Initiative (CSI), a member-led program of the World Business Council for Sustainable Development (WBCSD), Development of state of the art-techniques in cement manufacturing: trying to look ahead (CSI/ECRA-Technology papers), Duesseldorf, Geneva, 4 June 2009.
- [VII-15] Luis M. Romeo, David Catalina, Pilar Lisbona, Yolanda Lara and Ana Martínez, Reduction of greenhouse gas emissions by integration of cement plants, power plants, and CO<sub>2</sub> capture systems, *Greenhouse Gas Sci Technol.* 1:72–82 (2011).

## ΚΕΦΑΛΑΙΟ 8

- [VIII-1] European Technology Platform, Zero Emissions Platform (Zep), The costs of CO<sub>2</sub> capture, Transport and Storage, Post demonstration CCS in the EU, July 2011 (Available at: [www.zeroemissionsplatform.eu/](http://www.zeroemissionsplatform.eu/)).
- [VIII-2] McKinsey Climate Change Initiative, Carbon capture & storage: Assessing the economics., McKinsey & Company, 2008.
- [VIII-3] E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, “Economic implications of oxyfuel application in a lignite fired power plant”, *Fuel* 86 (2007), Issue 14, p. 2151-2158
- [VIII-4] Rao A.B and Rubin E.S, A technical economic and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control, *Environmental Science and Technology*, 2002.
- [VIII-5] Singh D, Croiset E, Douglas PL, Douglas MA, Techno-economic study of CO<sub>2</sub> capture from an existing coal-fired power plant: MEA scrubbing vs. O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> recycle combustion. *Energy Converts Manage* 2003; 44:3073–91.
- [VIII-6] Pau H.M Feron, Mohamad R.M. Abu-Zahra, Economic baseline for solvent process for post-combustion CO<sub>2</sub> capture, report in CASTOR project, 2006 (Available in: [www.castor.org](http://www.castor.org)).
- [VIII-7] A. Doukelis, A. Koumanakos, Ch. Papapavlou., Commentary on Design Features of Oxyfuel Plant, report in Enhanced Captured of CO<sub>2</sub> (ENCAP) project, July 2007 (Available in: [www.encapco2.org](http://www.encapco2.org)).
- [VIII-8] E. Kakaras, A. Doukelis, D. Giannakopoulos, A. Koumanakos, Ch. Hatzilau, Near-Zero CO<sub>2</sub> emission options for low-quality coal fired power plant, *Electric Power*, 2005.
- [VIII-9] Matthias Weng, Sebastian Linnenberg, Alfons Kather, Ecos Scrub final report, February 2010.
- [VIII-10] Andersson K, Johnsson F. Process evaluation of an 865 MWe lignite fired O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> power plant, *Energy Conv and Manag.* 2006, 47:3487.
- [VIII-11] Colum DL, Ogden JM. Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity. (Available in <http://its.ucdavis.edu/>).
- [VIII-12] MacKenzie A, Granatstein DL, Anthony EJ, Abanades JC. Economics of CO<sub>2</sub> capture using the calcium cycle with a pressurized fluidized bed combustor. *Energy & Fuels.* 2007;21:920.
- [VIII-13] Li Zhen-shan, Cai Ning-sheng, Process Analysis of CO<sub>2</sub> Capture from Flue Gas Using Carbonation/Calcination Cycles, published in Wiley InterScience on April 28, 2008, (Available in [www.interscience.wiley.com](http://www.interscience.wiley.com)).
- [VIII-14] Environmental Footprints and Costs of Coal-Based Integrated Gasification Combined Cycle and Pulverized Coal Technologies. Prepared by: Nexant, Inc. [epa.gov/air/caaac/coaltech](http://epa.gov/air/caaac/coaltech).

- [VIII-15] Luis M. Romeo, J. Carlos Abanades, Jesús M. Escosa, Jara Papo, Antonio Gimenez, Andris Sanchez-Biezma, Juan C. Ballesteros, Oxyfuel carbonation/calcination cycle for low cost CO<sub>2</sub> capture in existing power plants, *Energy Conversion and Management* 49 (2008) 2809–2814.
- [VIII-16] S. M. Nazmul Hassan, *Techno-Economic Study of CO<sub>2</sub> Capture Process for Cement Plants* A thesis presented to the University of Waterloo in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering, Waterloo, Ontario, Canada, 2005.
- [VIII-17] Luis M. Romeo, David Catalina, Pilar Lisbona, Yolanda Lara and Ana Martínez, Reduction of greenhouse gas emissions by integration of cement plants, power plants, and CO<sub>2</sub> capture systems, *Greenhouse Gas Sci Technol.* 1:72–82 (2011).
- [VIII-18] Nuria Rodríguez, Ramón Murillo, J. Carlos Abanades, CO<sub>2</sub> Capture from Cement Plants Using Oxyfired Precalcination and/or Calcium Looping, *American Chemical Soci, Environ. Sci. Technol.* 2012, 46, 2460–2466.
- [VIII-19] The WTA Technology, An advanced method for processing and drying lignite, Report, [www.rwe.com](http://www.rwe.com)
- [VIII-20] Hans-Joachim Klutz, Claus Moser, Ditmar Block, Development status of WTA fluidized-bed drying for lignite at RWE Power AG, Article taken from *Kraftwerkstechnik Sichere und nachhaltige Energie-versorgung – Volume 2*, October 2010.
- [VIII-21] Michalis Agraniotis, Antonis Koumanakos, Aggelos Doukelis, Sotirios Karelis, Emmanuel Kakaras, Investigation of technical and economic aspects of pre-dried lignite utilisation in a modern lignite power plant towards zero CO<sub>2</sub> emissions, *Energy* 45 (2012) 134e141
- [VIII-22] Rodríguez N, Alonso M, Grasa G and Abanades JC, Process for capturing CO<sub>2</sub> arising from the calcination of the CaCO<sub>3</sub> used in cement manufacture *Environ Sci Technol* 42:6980–6984 (2008).
- [VIII-23] S. M. Nazmul Hassan, *Techno-Economic Study of CO<sub>2</sub> Capture Process for Cement Plants* A thesis presented to the University of Waterloo in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering, Waterloo, Ontario, Canada, 2005.
- [VIII-24] J. Carlos Abanades, G. Grasa, M. Alonso, N. Rodriguez, E.J. Anthony, L.M. Romeo, Cost Structure of a Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture System Using CaO, *Environ. Sci. Technol.* 2007, 41, 5523-5527.

#### ΠΑΡΑΡΤΗΜΑΤΑ

- [Π-1] Barron, Randall F, *Cryogenic Systems*, 2nd ed. New York: Oxford University Press: 1985, pp.199-211.
- [Π-2] IPCC, Metz B, Davidson O, de Coninck H, Loos M, Meyer L (Eds.), *Special report on carbon dioxide capture and storage*, intergovernmental panel on climate change, Cambridge Univ. Press; 2005.
- [Π-3] IEA GHG, *Capturing CO<sub>2</sub>*, IEA Greenhouse Gas R&D Programme, Cheltenham, UK, 2007.
- [Π-4] European best practice guidelines for assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies. CAESAR D 4.9 Report.
- [Π-5] E. Kakaras, P. Ahladas, S. Surmopoulos, Computer simulation studies for the integration of an external dryer into a Greek lignite-fired power plant, *Fuel* 81 (2002) 583-593.



- [Π-6] The WTA Technology, An advanced method for processing and drying lignite, Report, [www.rwe.com](http://www.rwe.com)
- [Π-7] Hans-Joachim Klutz, Claus Moser, Ditmar Block, Development status of WTA fluidized-bed drying for lignite at RWE Power AG, Article taken from Kraftwerkstechnik Sichere und nachhaltige Energie-versorgung – Volume 2, October 2010.
- [Π-8] IEA GHG, Oxy Combustion Processes for CO<sub>2</sub> Capture from Power Plant, Report 2005/9 (2005).
- [Π-9] S. M. Nazmul Hassan, Techno-Economic Study of CO<sub>2</sub> Capture Process for Cement Plants A thesis presented to the University of Waterloo in fulfillment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering, Waterloo, Ontario, Canada, 2005.
- [Π-10] SimTech User's Guide, Version 4.0.