



## Διπλωματική εργασία:

Μοντελοποίηση και σχεδιασμός εργαστηριακής κλίμακας μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> από καυσάερια με χρήση υγρού οργανικού διαλύτη σε στήλες απορρόφησης

Τομέας: *Θερμότητας της Σχολής Μηχανολόγων Μηχανικών*

Επιβλέπων: Καρέλλας Σωτήριος, Καθηγητής ΕΜΠ

Αθήνα 2022

## Ευχαριστίες

Θα ήθελα να ευχαριστήσω τον καθηγητή κ. Σωτήριο Καρέλλα για την εμπιστοσύνη που μου έδειξε με την ανάθεση του παρόντος, ιδιαίτερα απαιτητικού θέματος καθώς και για την καθοδήγησή του κατά την διάρκεια των σπουδών μου στο ΕΜΠ.

Επίσης, θα ήθελα να ευχαριστήσω την κ. Κουτσούμπα Εφηγιάννα για την βοήθεια και την πολύτιμη καθοδήγησή της κατά τη διάρκεια της εκπόνησης της παρούσας εργασίας, παρά το βεβαρυμένο της πρόγραμμα.

Τέλος, οφείλω να ευχαριστήσω τους συναδέλφους, τους φίλους και την οικογένειά μου που με στήριξαν και ήταν δίπλα μου σε κάθε στάδιο της πορείας μου μέχρι σήμερα και με στήριξαν καθ' όλη τη διάρκεια των σπουδών μου στο ΕΜΠ.



Υπεύθυνη δήλωση για λογοκλοπή και για κλοπή πνευματικής ιδιοκτησίας:

Έχω διαβάσει και κατανοήσει τους κανόνες για τη λογοκλοπή και τον τρόπο σωστής αναφοράς των πηγών που περιέχονται στον οδηγό συγγραφής Διπλωματικών Εργασιών. Δηλώνω ότι, από όσα γνωρίζω, το περιεχόμενο της παρούσας Διπλωματικής Εργασίας είναι προϊόν δικής μου εργασίας και υπάρχουν αναφορές σε όλες τις πηγές που χρησιμοποίησα.

Οι απόψεις και τα συμπεράσματα που περιέχονται σε αυτή τη Διπλωματική εργασία είναι του συγγραφέα και δεν πρέπει να ερμηνευθεί ότι αντιπροσωπεύουν τις επίσημες θέσεις της Σχολής Μηχανολόγων Μηχανικών ή του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου.

Γεωργίου Κώστας

## Περιεχόμενα

Περίληψη:.....	8
Abstract: .....	9
1. Εισαγωγή:.....	13
1.1 Κίνητρο διεκπαιρέωσης διατριβής:.....	13
1.2 Στόχος της διατριβής: .....	15
1.3 Περίγραμμα διατριβής:.....	16
2. Βιβλιογραφική ανασκόπηση:.....	18
2.1 Παγκόσμιες εκπομπές ρύπων: .....	19
2.2 Μέθοδοι δέσμευσης CO <sub>2</sub> :.....	20
2.2.1 Καύση οξυ-καυσίμου (Oxy-Fuel Combustion):.....	22
2.2.2 Δέσμευση CO <sub>2</sub> πριν από την καύση (Pre-combustion CO <sub>2</sub> Capture):....	22
2.2.3 Δέσμευση CO <sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO <sub>2</sub> Capture): .....	22
2.3 Σημαντικά ερευνητικά προγράμματα παγκοσμίως και πιλοτικές μονάδες δέσμευσης CO <sub>2</sub> :.....	23
2.3.1 Luminant Carbon Management program:.....	23
2.3.2 International Test Centre (ITC) for CO <sub>2</sub> capture .....	24
2.3.3 CASTOR:.....	25
2.4 Δέσμευση CO <sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO <sub>2</sub> Capture): .....	27
2.5 Δέσμευση CO <sub>2</sub> μετά την καύση (PCC) με χημική απορρόφηση:.....	30
2.5.1 Χημική απορρόφηση:.....	30
2.5.2 Χημικοί διαλύτες για δέσμευση CO <sub>2</sub> : .....	31
2.6 Θερμικό φορτίο στήλης αναγέννησης:.....	33
3. Μοντελοποίηση της διαδικασίας δέσμευσης CO <sub>2</sub> :.....	34
3.1 Εκλογή διαλύτη για τη διαδικασία απορρόφησης: .....	35
3.2 Δέσμευση CO <sub>2</sub> και προσομοίωση χημικών διεργασιών : .....	37
3.3 Εκλογή τύπου διάταξης για τη μονάδα δέσμευσης CO <sub>2</sub> :.....	38
3.3.1 Conventional process configuration: .....	38
3.3.2 Rich Solvent Recycle (RSR) process configuration: .....	39
3.3.3 Solvent Split Flow (SSF) process configuration: .....	39
3.3.4 Lean Vapor Compression (LVC) process configuration:.....	40
3.3.5 Rich Vapor Compression (RVC) process configuration:.....	41
3.4 Ανάπτυξη μοντέλου και προσομοίωση σχεδιαζόμενης εγκατάστασης : ....	42
3.5 Περιγραφή εγκατάστασης:.....	44
3.5.1 Μονάδα επεξεργασίας καυσαερίων: .....	44
3.5.2 Μονάδα απορρόφησης CO <sub>2</sub> από τα καυσαέρια:.....	45
3.5.3 Μονάδα αναγέννησης διαλύτη και εκρόφησης CO <sub>2</sub> : .....	47
3.5.4 Ψυκτικός κύκλος αμμωνίας - νερού για την ψύξη του ρεύματος CO <sub>2</sub> : ..	48
3.6 Δεδομένα προσομοίωσης:.....	49
3.6.1 Χημικές αντιδράσεις:.....	51

3.6.2	Δεδομένα ισορροπίας .....	52
3.6.3	Κινητικά δεδομένα .....	52
3.6.4	Επιλογή μοντέλων εξοπλισμού στο λογισμικό Aspen Plus®.....	53
4.	Διερεύνηση παραμέτρων λειτουργίας εγκατάστασης και επιλογή συνθηκών λειτουργίας :.....	54
4.1	Ανάλυση ευαισθησίας και βελτιστοποίηση της διαδικασίας δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	55
4.1.1	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση το ρυθμό ροής διαλύματος που παρέχεται: .....	56
4.1.2	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την θερμοκρασία του φτωχού διαλύματος στην είσοδο του απορροφητή:.....	60
4.1.3	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση λειτουργίας του απορροφητή: .....	64
4.1.4	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση λειτουργίας του αναγεννητή: .....	68
4.1.5	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή:.....	72
4.1.6	Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO <sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή:.....	76
4.2	Εκλογή συνθηκών λειτουργίας: .....	80
4.2.1	Αποτελέσματα και λειτουργία εγκατάστασης με βάση τις συνθήκες λειτουργίας που επιλέχθηκαν .....	81
5.	Προκαταρκτική επιλογή κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης.....	87
5.1	Στήλη απορρόφησης: .....	87
5.1.1	Στήλες απορρόφησης με Δίσκους: .....	87
5.1.2	Στήλες απορρόφησης με Πληρωτικά υλικά: .....	88
5.2	Στήλη αναγέννησης διαλύτη:.....	89
5.2.1	Στήλες αναγέννησης ατμού: .....	89
5.3	Εναλλάκτες θερμότητας: .....	90
5.3.1	Εναλλάκτης θερμότητας διπλού σωλήνα: .....	90
5.3.2	Εναλλάκτης θερμότητας κελύφους και σωλήνα .....	90
5.3.3	Πλακοειδής εναλλάκτης θερμότητας .....	90
5.4	Αντλίες:.....	94
5.5	Συμπιεστές:.....	96
6.	Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης:.....	99

6.1	Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση στήλης απορρόφησης: .....	99
6.1.1	Πλημμύριση: .....	100
6.1.2	Σχεδιασμός στήλης απορρόφησης: .....	100
6.1.3	Πληρωτικό υλικό στήλης απορρόφησης:.....	101
6.1.4	Διαστασιολόγηση και εσωτερικός σχεδιασμός στήλης απορρόφησης: .....	104
6.1.5	Υδραυλικά διαγράμματα στήλης απορρόφησης.....	105
6.1.6	Σύνοψη αποτελεσμάτων και εσωτερικών χαρακτηριστικών στήλης:	106
6.2	Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση στήλης αναγέννησης/εκρόφησης: .....	107
6.2.1	Διαστασιολόγηση και εσωτερικός σχεδιασμός στήλης εκρόφησης:	108
6.2.2	Υδραυλικά διαγράμματα στήλης εκρόφησης .....	109
6.2.3	Σύνοψη αποτελεσμάτων και εσωτερικών χαρακτηριστικών στήλης:	110
6.3	Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση εναλλακτών θερμότητας: .....	111
6.3.1	Εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων (COOLER1): .....	112
6.3.2	Εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων (COOLER2): .....	115
6.3.3	Εναλλάκτης συμπύκνωσης απαγώμενων αερίων στήλης απορρόφησης (COOLER3)	117
6.3.4	Εναλλάκτης ψύξης ψτωχού ρεύματος διαλύτη (COOLER4): .....	120
6.3.5	Εναλλάκτης προθέρμανσης πλούσιου ρεύματος διαλύτη (HEAT-EX1):	122
6.3.6	Εναλλάκτης προθέρμανσης ρεύματος ανακυκλοφορίας αναγεννητή (HEAT-EX2):	124
6.3.7	Εναλλάκτης εξάχνωσης ψυκτικού κύκλου αμμωνίας / ψύξης παραγόμενου ρεύματος διοξειδίου του άνθρακα CO <sub>2</sub> (EVAPOR):.....	126
6.3.8	Εναλλάκτης συμπύκνωσης ψυκτικού κύκλου αμμωνίας (CONDENS):	129
7.	Περίληψη και Συμπεράσματα:.....	131
7.1	Συμπεράσματα και εισηγήσεις μελλοντικής επέκτασης μελέτης: .....	137
	References.....	140
	Παράρτημα:.....	158

## Περίληψη:

Αντικείμενο της παρούσας διπλωματικής εργασίας είναι η μοντελοποίηση και ο σχεδιασμός μιας πειραματικής μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στο Εργαστήριο Ατμοκινητήρων και Λεβήτων (ΕΑΛ) του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου. Η μονάδα θα χρησιμοποιεί καυσαέρια που παράγονται από την καύση 1 MW Φυσικού Αερίου ή Βιοαερίου, στο Εργαστήριο, χρησιμοποιώντας τον λέβητα που είναι εγκατεστημένος αυτή τη στιγμή στις εγκαταστάσεις. Η παραγωγή των καυσαερίων μοντελοποιείται στο λογισμικό SMath Studio και η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> διαμορφώνεται και προσομοιώνεται στο λογισμικό Aspen Plus®. Ο στόχος είναι να ενσωματωθεί η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> με τον λέβητα και να χρησιμοποιηθούν τα παραγόμενα καυσαέρια για τη δέσμευση και αποθήκευση CO<sub>2</sub> και η παραγόμενη ενέργεια για τις ενεργειακές απαιτήσεις της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub>.

Στο πλαίσιο της μοντελοποίησης της εγκατάστασης, πραγματοποιείται παραμετρική μελέτη της επίδρασης διαφόρων παραγόντων όπως η πίεση λειτουργίας της στήλης απορρόφησης/αναγέννησης στην απόδοση της εγκατάστασης και στις ενεργειακές απαιτήσεις της μονάδας, τόσο μέσα από την ανάπτυξη ενός μοντέλου ισορροπίας (equilibrium) αλλά και μοντέλου ρυθμού (rate-based), στο λογισμικό Aspen Plus®. Με βάση αυτήν την ανάλυση ακολουθεί η επιλογή των συνθηκών λειτουργίας της μονάδας στοχεύοντας στην ελαχιστοποίηση των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης με ταυτόχρονη επίτευξη ικανοποιητικής απορρόφησης του CO<sub>2</sub>. Στη συνέχεια ακολουθεί ο σχεδιασμός και η διαστασιολόγηση των βασικών υποσυστημάτων της σχεδιαζόμενης μονάδας, όπως η στήλη απορρόφησης, η στήλη αναγέννησης διαλύτη, οι εναλλάκτες θερμότητας κ.ο.κ.

Ο σχεδιασμός πραγματοποιείται για επεξεργασία μέχρι και του 20% των καυσαερίων που παράγονται από την καύση 1 MW Φ.Α., ενώ ως διαλύτης στην συγκεκριμένη διεργασία επιλέγεται ο MDEA, για χρήση σε υδατικό διάλυμα MDEA-H<sub>2</sub>O, με 30% κατά μάζα περιεκτικότητα σε διαλύτη. Το σχεδιαζόμενο σύστημα επιτυγχάνει την δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub> που επεξεργάζεται, με τις ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης να προβλέπονται 30,11 kW<sub>th</sub> για αναγέννηση του διαλύτη, 172,4 kW<sub>cool</sub> για ψύξη με χρήση νερού και 8,4 kW<sub>el</sub> για την ισχύ των διαφόρων υποσυστημάτων (αντλιών/συμπιεστών).



## Abstract:

---

The object of this thesis is the modeling and design of an bench-scale CO<sub>2</sub> capture unit at the Laboratory of Steam Boilers and Thermal Plants (LSBTP) of the National Technical University of Athens. The unit will use exhaust gases produced by the combustion of 1 MW of Natural Gas or Biogas, in the Laboratory, using the boiler that is currently installed on the premises. The exhaust production is modeled in the SMath Studio software and the CO<sub>2</sub> capture unit is configured and simulated in the Aspen Plus® software. The goal is to integrate the CO<sub>2</sub> capture unit with the boiler and to use the generated exhaust gas for CO<sub>2</sub> capture and storage and the energy produced for the energy requirements of the CO<sub>2</sub> capture unit.

In the context of modeling the plant, a parametric study of the effect of various factors such as the operating pressure of the absorption / regeneration column on the performance of the CO<sub>2</sub> absorption process and the energy requirements of the unit is carried out, both through the development of an equilibrium model and a rate-based model, in the Aspen Plus® software. Based on this analysis, the selection of the operating conditions of the unit follows, aiming at minimizing the energy consumption of the installation while achieving satisfactory CO<sub>2</sub> absorption. Then follows the design and dimensioning of the basic subsystems of the designed unit, such as the absorption column, the solvent regeneration column, the heat exchangers etc.

The design is carried out for the treatment of up to 20% of the exhaust gases produced by the combustion of 1 MW Natural Gas, while MDEA is selected as the solvent in this process, for use in an aqueous solution of MDEA-H<sub>2</sub>O, with a 30% mass content in solvent. The designed system achieves the absorption of 90% of the CO<sub>2</sub> processed, with the energy consumption of the plant estimated 30,11 kW<sub>th</sub> for solvent regeneration, 172,4 kW<sub>cool</sub> for cooling using water and 8,4 kW<sub>el</sub> for the power of the various subsystems (pumps/compressors).

## Κατάλογος Σχημάτων:

Εικόνα 1: Διάγραμμα του επιπέδου CO <sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα σε σχέση με το χρόνο [4].....	13
Εικόνα 2: Παγκόσμιες εκπομπές CO <sub>2</sub> που σχετίζονται με την ενέργεια ανα περιοχή του κόσμου [9] .....	19
Εικόνα 3: Οι τεχνολογίες δέσμευσης και αποθήκευσης CO <sub>2</sub> [16] .....	21
Εικόνα 4: Σχηματική απεικόνιση της πιλοτικής μονάδας δέσμευσης CO <sub>2</sub> [16] [17] .....	23
Εικόνα 5: Σχηματική απεικόνιση πιλοτικής μονάδας Boundary Dam, δέσμευσης CO <sub>2</sub> [16] [18] .....	24
Εικόνα 6: Απλοποιημένο διάγραμμα της πιλοτικής μονάδας CASTOR στο Esbjergværket [16] .....	25
Εικόνα 7: Ταξινόμηση τεχνικών CCS [14] .....	28
Εικόνα 8: Σχηματικό διάγραμμα μιας συμβατικής διάταξης απορροφητή-αναγεννητή [14] .....	30
Εικόνα 9: Διάταξη δέσμευσης CO <sub>2</sub> με χημική απορρόφηση (GCCSI, 2012) .....	37
Εικόνα 10: Aspen Hysys™ flow sheet for the conventional process configuration (illustration for MEA). [58] .....	38
Εικόνα 11: Aspen Hysys™ flow sheet for the Rich Solvent Recycle (RSR) process configuration (illustration for MEA). [58] .....	39
Εικόνα 12: Aspen Hysys™ flow sheet for the Solvent Split Flow (SSF) process configuration (illustration for MEA). [58] .....	39
Εικόνα 13: Aspen Hysys™ flow sheet for the Lean Vapor Compression (LVC) process configuration (illustration for MEA). [58].....	40
Εικόνα 14: Aspen Hysys™ flow sheet for the Rich Vapor Compression (RVC) process configuration (illustration for MEA). [58].....	41
Εικόνα 15: Εγκατάσταση δέσμευσης CO <sub>2</sub> μετά την καύση .....	43
Εικόνα 16: Απεικόνιση μοντέλου μονάδας επεξεργασίας καυσαερίων στο λογισμικό Aspen Plus®.....	45
Εικόνα 17: Σχηματική απεικόνιση μονάδας απορρόφησης CO <sub>2</sub> από τα καυσαέρια στο λογισμικό Aspen Plus® .....	46
Εικόνα 18: Σχηματική απεικόνιση μονάδας αναγέννησης διαλύτη και εκρόφησης CO <sub>2</sub> στο λογισμικό Aspen Plus® .....	48
Εικόνα 19: Σχηματική απεικόνιση μονάδας ψυκτικού κύκλου αμμωνίας νερού για την ψύξη του ρεύματος CO <sub>2</sub> στο λογισμικό Aspen Plus®.....	48
Εικόνα 20: Απεικόνιση εγκατάστασης μονάδας δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	81
Εικόνα 21: Γραφική αναπαράσταση ψυκτικού κύκλου αμμωνίας/νερού στο λογισμικό Aspen Plus® .....	86
Εικόνα 22: Σχηματική αναπαράσταση στήλης απορρόφησης με δίσκους [163] .....	87
Εικόνα 23: Σχηματική αναπαράσταση στήλης απορρόφησης με πληρωτικό υλικό [164] ...	88
Εικόνα 24: Εναλλάκτης θερμότητας διπλού σωλήνα [59] .....	90
Εικόνα 25: Ένας τυπικός εναλλάκτης θερμότητας κελύφους και σωλήνα σε τομή [60] .....	90

Εικόνα 26: Σχηματική απεικόνιση ενός πλακοειδή εναλλάκτη θερμότητας [61] .....	91
<b>Εικόνα 27: Απεικόνιση ενδεικτικής διάταξης εξαρτημάτων στήλης πληρωτικού υλικού .</b>	<b>99</b>
Εικόνα 28: The Raschig Super Ring® Plus [63] .....	101
Εικόνα 29: Pall Rings (Jaeger Rings, Ballast Rings, Basic Rings, etc.) [63] .....	101
Εικόνα 30: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 25mm, της εταιρίας Pall Ring Company [64] .....	103
Εικόνα 31: Γραφική απεικόνιση στήλης απορρόφησης ABSORBER στο λογισμικό Aspen Plus® .....	104
Εικόνα 32: Απεικόνιση ρευστομηχανικών / υδραυλικών διαγραμμάτων στήλης απορρόφησης για κάθε στάδιο/βαθμίδα από το λογισμικό Aspen Plus® .....	105
Εικόνα 33: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 15mm, της εταιρίας Pall Ring Company [65] .....	107
Εικόνα 34: Γραφική απεικόνιση στήλης εκρόφησης STRIPPER στο λογισμικό Aspen Plus® .....	108
Εικόνα 35: Απεικόνιση ρευστομηχανικών / υδραυλικών διαγραμμάτων στήλης εκρόφησης για κάθε στάδιο/βαθμίδα από το λογισμικό Aspen Plus® .....	109
Εικόνα 36: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 1 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	112
Εικόνα 37: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 2 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	115
Εικόνα 38: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 3 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	117
Εικόνα 39: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 4 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	120
Εικόνα 40: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX1 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	122
Εικόνα 41: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX2 στο λογισμικό Aspen Plus® .....	124
Εικόνα 42: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη EVAPOR στο λογισμικό Aspen Plus® .....	126
Εικόνα 43: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη CONDENS στο λογισμικό Aspen Plus® .....	129
Εικόνα 44: Απεικόνιση εγκατάστασης μονάδας δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	135

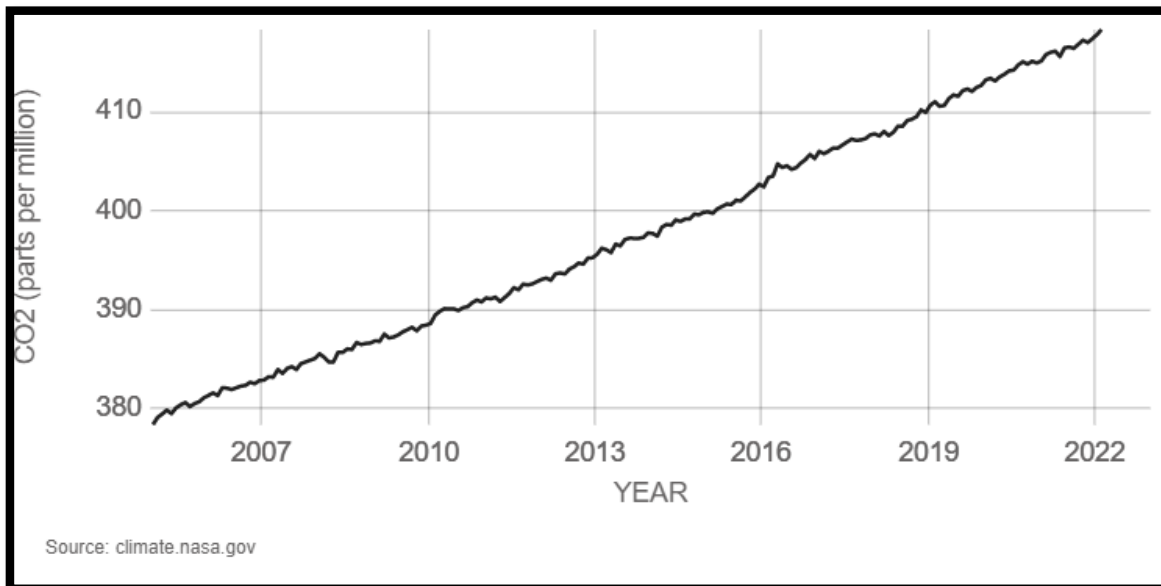
## Κατάλογος Πινάκων:

Πίνακας 1: Συνοπτικός πίνακας πιλοτικών μονάδων δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	26
Πίνακας 2: Το θερμικό φορτίο της εκρόφησης CO <sub>2</sub> με βάση διάφορους διαλύτες.....	33
Πίνακας 3: Δεδομένα ροής φυσικού αερίου .....	49
Πίνακας 4: Ρυθμός ροής καυσαερίων και σύνθεση .....	50
Πίνακας 5: Τα δεδομένα σταθερής ισορροπίας για την ανάπτυξη του μαθηματικού μοντέλου .....	52
Πίνακας 6: Τα δεδομένα κινητικής ταχύτητας για την ανάπτυξη του μαθηματικού μοντέλου .....	53
Πίνακας 5: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης.....	82
Πίνακας 6: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης.....	83
Πίνακας 7: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης.....	84
Πίνακας 8: Σύνοψη αποτελεσμάτων ρεύματος παραγόμενου CO <sub>2</sub> .....	85
Πίνακας 9: Ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης.....	86
Πίνακας 10: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	92
Πίνακας 11: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται.....	93
Πίνακας 12: Αντίες εγκατάστασης δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	94
Πίνακας 13: Αντίες εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται.....	95
Πίνακας 14: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO <sub>2</sub> .....	97
Πίνακας 15: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO <sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται.....	98
Πίνακας 16: Μεγέθη και χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall.....	102
Πίνακας 17: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 16,25,38,50 και 90mm, της εταιρίας Pall Ring Company.....	103
Πίνακας 18: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης απορρόφησης.....	106
Πίνακας 19: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης απορρόφησης.....	106
Πίνακας 20: Συμπυκνωτής / Απόδοση κορυφιαίας βαθμίδας.....	106
Πίνακας 22: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης εκρόφησης.....	110
Πίνακας 23: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης εκρόφησης.....	110
Πίνακας 24: Συμπυκνωτής / Απόδοση κορυφιαίας βαθμίδας.....	110
Πίνακας 25: Αναβραστήρας / Απόδοση τελευταίας βαθμίδας.....	110
Πίνακας 26: Μηνιαίες μέσες τιμές της θερμοκρασίας του νερού του δικτύου για όλο το έτος, ανά κλιματική ζώνη, παρ. 3.5 της ΤΟΤΕΕ 20701-1/2017 [66] .....	111
Πίνακας 27: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται.....	133
Πίνακας 28: Αντίες εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται.....	133
Πίνακας 29: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO <sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται.....	133
Πίνακας 30: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και μοντέλο που επιλέγεται .....	134
Πίνακας 32: Ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης.....	136
Πίνακας 33: Παραγόμενο ρεύμα CO <sub>2</sub> προς αποθήκευση.....	136

## 1. Εισαγωγή:

### 1.1 Κίνητρο διεκπαίρεωσης διατριβής:

Τις τελευταίες δεκαετίες, λόγω της υπερθέρμανσης του πλανήτη και της κλιματικής αλλαγής έχει σημειωθεί σημαντική αύξηση των προσπαθειών για τη μείωση των αερίων του θερμοκηπίου στην ατμόσφαιρα. Η Ευρωπαϊκή Ένωση υποσχέθηκε να μειώσει τις εκπομπές αερίων του θερμοκηπίου κατά 55% έως το 2030 σε σύγκριση με τα επίπεδα του 1990 [1], ενώ στοχεύει να είναι κλιματικά ουδέτερη έως το 2050 [2]. Ένα από τα σημαντικότερα αέρια θερμοκηπίου στην ατμόσφαιρα είναι το CO<sub>2</sub> και το Σχήμα 1 δείχνει ότι το επίπεδο CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα αυξάνεται συνεχώς. Οι εκθέσεις IPCC εξηγούν πώς πρέπει να ληφθούν σημαντικές δράσεις για την αντιμετώπιση της κλιματικής αλλαγής μέσα σε αυτή τη δεκαετία, προκειμένου να διατηρηθεί η άνοδος της θερμοκρασίας κατά 1,5 °C πάνω από τις προβιομηχανικές θερμοκρασίες του προηγούμενου αιώνα. Αυτό απαιτεί την μείωση της ρύπανσης άνθρακα κατά 45%, σε σχέση με τα επίπεδα του 2010, έως το 2030 και την επίτευξη μηδενικών εκπομπών έως το 2050 [3].



Εικόνα 1: Διάγραμμα του επιπέδου CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα σε σχέση με το χρόνο [4]

Την περασμένη δεκαετία (2012–2022), η συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα παρουσίασε ετήσια αύξηση 2 ppm ετησίως με τρέχον επίπεδο CO<sub>2</sub> 418,38 ppm (τον Φεβρουάριο του 2022) [4]. Παρά την διάφορα μελλοντικά σχέδια για τον έλεγχο του CO<sub>2</sub>, όπως το Πλαίσιο των Ηνωμένων Εθνών για την Κλιματική Αλλαγή (UNFCCC), το πλαίσιο Ε.Ε. του 2030, τη συμφωνία COP21 και τον οδικό χάρτη του 2050 για τον μετριασμό εκπομπών του CO<sub>2</sub>, λόγω της αυξανόμενης ζήτησης για ενέργεια, η τάση εγκατάστασης σταθμών ηλεκτροπαραγωγής με βάση τα ορυκτά καύσιμα θα συνεχίσει να παραμένει στην πράξη [5]. Ως αποτέλεσμα, χρειάζονται αυστηρά μέτρα για τη ρύθμιση των εκπομπών από υπάρχοντες και μελλοντικούς σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής, καθιστώντας τη δέσμευση διοξειδίου του άνθρακα ένα επιβεβλημένο βοηθητικό τμήμα της μονάδας ισχύος για να ξεπεραστεί η τάση για αύξηση των επιπέδων CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα.

Περίπου το 20% της κατανάλωσης ενέργειας στην Ευρώπη είναι με τη μορφή ηλεκτρικής ενέργειας. Η ζήτηση ηλεκτρικής ενέργειας αυξάνεται με ρυθμό 2% ετησίως και περίπου το μισό αυτής της ηλεκτρικής ενέργειας παράγεται από σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής που βασίζονται σε ορυκτά καύσιμα. Αυτοί οι σταθμοί ηλεκτροπαραγωγής αποτελούν τις μεγάλες πηγές εκπομπών CO<sub>2</sub>, επομένως για να μειωθούν οι εκπομπές ρύπων από τους σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής, οι τεχνολογίες CCS πρέπει να εισαχθούν στους νεότερους σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής ή να ενσωματωθούν σε παλιούς σταθμούς παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας [3]. Το CCS (Carbon Capture and Storage) είναι η διαδικασία διαχωρισμού του CO<sub>2</sub> από βιομηχανικές και ενεργειακές πηγές, δέσμευσή του προτού εισέλθει στην ατμόσφαιρα και στη συνέχεια μεταφορά του αερίου σε μια τοποθεσία αποθήκευσης. Το CCS δεν είναι νέα τεχνολογία και είναι διαθέσιμο εδώ και χρόνια, αλλά το κύριο πρόβλημα που αντιμετωπίζει προκύπτει από το κόστος που συνεπάγεται η δέσμευση CO<sub>2</sub>. Η δέσμευση και η μεταφορά του CO<sub>2</sub> είναι πολύ πιο δαπανηρή σε σύγκριση με την απελευθέρωσή του στην ατμόσφαιρα. Με την εφαρμογή της τεχνολογίας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στη κύρια πηγή εκπομπών CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα, δηλαδή στα εργοστάσια ηλεκτροπαραγωγής με καύση άνθρακα, το κόστος δέσμευσης μπορεί να μειωθεί δραστικά.

## 1.2 Στόχος της διατριβής:

---

Κύριος στόχος της παρούσας διπλωματικής εργασίας είναι η μοντελοποίηση και ο σχεδιασμός μιας πειραματικής μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στο Εργαστήριο Ατμοκινητήρων και Λεβήτων (ΕΑΛ) του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου. Η μονάδα θα χρησιμοποιεί καυσαέρια που παράγονται από την καύση 1 MW Φυσικού Αερίου ή Βιοαερίου, στο Εργαστήριο, χρησιμοποιώντας τον λέβητα που είναι εγκατεστημένος αυτή τη στιγμή στις εγκαταστάσεις. Η παραγωγή των καυσαερίων μοντελοποιείται στο SMath Studio και η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> διαμορφώνεται και προσομοιώνεται στο λογισμικό Aspen Plus®. Ο στόχος είναι να ενσωματωθεί η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> με τον λέβητα και να χρησιμοποιηθούν τα παραγόμενα καυσαέρια για τη δέσμευση και αποθήκευση CO<sub>2</sub> και η παραγόμενη ενέργεια για τις ενεργειακές απαιτήσεις της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub>.

Στόχοι της διπλωματικής εργασίας είναι:

1. Συζήτηση για το παγκόσμιο ενεργειακό σενάριο και τρέχουσες τάσεις τεχνολογιών δέσμευσης και αποθήκευσης CO<sub>2</sub>
2. Μοντελοποίηση παραγωγής καυσαερίων από τον λέβητα Φυσικού Αερίου στο λογισμικό SMath Studio / Aspen Plus®
3. Μοντελοποίηση και σχεδιασμός της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στο λογισμικό Aspen Plus®
4. Σχεδιάσμός της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> και επιλογή υποσυστημάτων / εξαρτημάτων
5. Ενσωμάτωση της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στο Εργαστήριο Ατμοκινητήρων και Λεβήτων (ΕΑΛ) του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου

### 1.3 Περίγραμμα διατριβής:

#### Κεφάλαιο 1: Εισαγωγή

Συζήτηση του εύρους και των κινήτρων της εργασίας, των στόχων και το περίγραμμα της διατριβής. Αυτό το κεφάλαιο συζητά γιατί η δέσμευση και αποθήκευση CO<sub>2</sub> είναι απαραίτητη για τον έλεγχο της υπερθέρμανσης του πλανήτη.

#### Κεφάλαιο 2: Βιβλιογραφική ανασκόπηση

Η ενότητα επικεντρώνεται στις εκπομπές αερίων του θερμοκηπίου (GHGE) στον κόσμο και μεθόδους CCS. Σε αυτό το κεφάλαιο, συζητούνται οι εκπομπές σε όλο τον κόσμο, ποια χώρα έχει τις υψηλότερες εκπομπές, στη συνέχεια συγκρίνεται η κατανάλωση ενέργειας σε όλο τον κόσμο και επισημαίνεται ποιες χώρες καταναλώνουν την περισσότερη ενέργεια. Στη συνέχεια αναφέρονται οι βασικές μεθοδολογίες δέσμευσης CO<sub>2</sub> όπως η δέσμευση δέσμευση μετά την καύση και η δέσμευση πριν από την καύση. Σε αυτό το κεφάλαιο συζητούνται σε μεγαλύτερη έκταση οι τεχνολογίες της καύσης οξυ-καυσίμου (Oxy-Fuel Combustion), της δέσμευσης CO<sub>2</sub> πριν από την καύση (Pre-combustion CO<sub>2</sub> Capture), της δέσμευσης CO<sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture). Η ενότητα κάνει εκτενή ανάλυση των διαφόρων ζητημάτων που αφορούν την δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture) και παρουσιάζει ποικιλία σχετικής έρευνας που έχει πραγματοποιηθεί σε διάφορα από τα θέματα που αφορούν την συγκεκριμένη μέθοδο δέσμευσης CO<sub>2</sub>, εφόσον αυτή είναι και η τεχνολογία που έχει επιλεγεί να χρησιμοποιηθεί στην προκειμένη εγκατάσταση και που πρόκειται να μοντελοποιηθεί και να σχεδιαστεί ως μέρος της παρούσας εργασίας.

#### Κεφάλαιο 3: Μοντελοποίηση και Προσομοίωση Μονάδας Δέσμευσης CO<sub>2</sub>

Σε αυτήν την ενότητα γίνεται περιγραφή της εργασίας μοντελοποίησης. Σε αυτό το κεφάλαιο γίνεται η εκλογή του διαλύτη για τη διαδικασία απορρόφησης, η ανάπτυξη του μοντέλου και η προσομοίωση της σχεδιαζόμενης εγκατάστασης. Επίσης γίνεται η αναλυτική περιγραφή της εγκατάστασης και παραθέτονται τα στοιχεία που χρησιμοποιήθηκαν στην διαμόρφωση του συγκεκριμένου μοντέλου που αναπτύχθηκε στο λογισμικό Aspen Plus®.

#### Κεφάλαιο 4: Διερεύνηση παραμέτρων λειτουργίας εγκατάστασης και επιλογή συνθηκών λειτουργίας

Συζήτηση των παραμέτρων λειτουργίας της εγκατάστασης, παραμετρική μελέτη της επίδρασης διαφόρων παραγόντων όπως η πίεση λειτουργίας της στήλης απορρόφησης και της στήλης αναγέννησης στην απόδοση της εγκατάστασης και στις ενεργειακές απαιτήσεις της μονάδας. Σε αυτήν την ενότητα γίνεται η επιλογή των συνθηκών λειτουργίας της μονάδας με βάση την ελαχιστοποίηση των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης με ταυτόχρονη επίτευξη ικανοποιητικής απορρόφησης του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια που επεξεργάζονται.



#### Κεφάλαιο 5: Προκαταρκτική επιλογή κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης

Σε αυτό το κεφάλαιο λαμβάνει χώρα η προκαταρκτική επιλογή του τύπου κάποιων από των βασικών υποσυστημάτων της σχεδιαζόμενης μονάδας, όπως η στήλη απορρόφησης, η στήλη αναγέννησης διαλύτη, οι εναλλάκτες θερμότητας, οι αντλίες κ.λ.π.

#### Κεφάλαιο 6: Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης

Σε αυτήν την ενότητα γίνεται ο σχεδιασμός και η διαστασιολόγηση των βασικών υποσυστημάτων της σχεδιαζόμενης μονάδας, όπως η στήλη απορρόφησης, η στήλη αναγέννησης διαλύτη, οι εναλλάκτες θερμότητας κ.λ.π.

#### Κεφάλαιο 7: Περίληψη και Συμπεράσματα

Μια σύντομη περίληψη της όλης εργασίας και τα συμπεράσματα που προκύπτουν από τα διαθέσιμα αποτελέσματα συνοψίζονται σε αυτό το κεφάλαιο. Επιπρόσθετα, περιγράφονται τα αποτελέσματα που προέρχονται από τη μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> και πώς η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> επηρεάζει την απόδοση της εγκατάστασης.

## 2. Βιβλιογραφική ανασκόπηση:

Το νεότερο Emerging Science and Technology Trends αναφέρει ότι η ενέργεια θα είναι συνεχώς ένα από τα πιο σημαντικά θέματα και θα επηρεάζει τον κόσμο τα επόμενα 30 χρόνια [6].

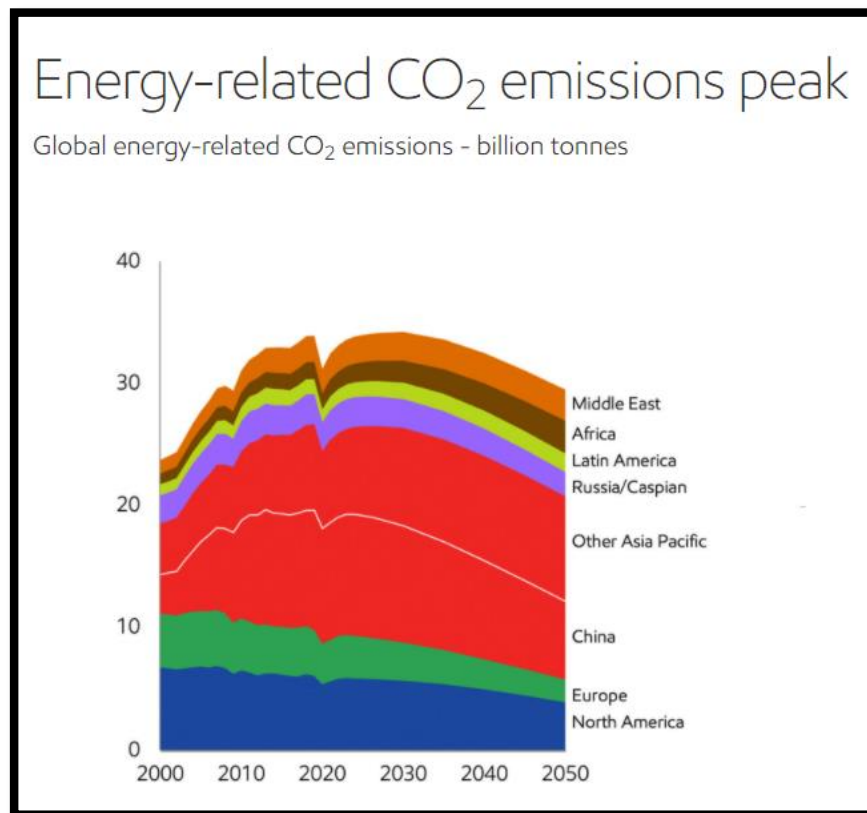
Η αύξηση του πληθυσμού καθώς και η οικονομική ανάπτυξη έχουν δράσει για να οδηγήσουν σε μια ολοένα αυξανόμενη αύξηση της ζήτησης για ενέργεια (συμπεριλαμβανομένης της ηλεκτρικής ενέργειας, θέρμανσης, ψύξης, μεταφοράς κ.λπ.) και μιας σειράς σχετικών περιβαλλοντικών επιπτώσεων, που έχουν γίνει σημαντικές παγκόσμιες προκλήσεις και χρήζουν σοβαρής προσοχής. Η χρήση προηγμένων τεχνολογιών έχει πρωταγωνιστήσει σε διάφορες λύσεις που προτείνονται για τη βελτίωση της αποδοτικής χρήσης των πόρων, ώστε να οδηγούνται σε καθαρά και βιώσιμα ενεργειακά συστήματα.

Σύμφωνα με την έκθεση International Energy Outlook του 2016, η παγκόσμια παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας θα αυξηθεί κατά 69% το 2040, από 21,6 τρισεκατομμύρια kWh το 2012 σε 36,5 τρισεκατομμύρια το 2040, με την παραγωγή με βάση ορυκτά καύσιμα να αυξάνεται κατά 25% από το 2012 έως το 2040 [7]. Η υπερθέρμανση του πλανήτη που προκαλείται από τα ορυκτά καύσιμα έχει αυξήσει τη μέση παγκόσμια θερμοκρασία κατά 1,5°C, γεγονός που έχει επηρεάσει τον άνθρωπο και το οικοσύστημα με τη μορφή συχνών ισχυρών πλημμυρών σε όλο τον κόσμο, ξηρασιών λόγω ασυνήθιστων καιρικών διαφορών και κυμάτων καύσιμα [8]. Το διοξείδιο του άνθρακα θεωρείται ο πιο σημαντικός παράγοντας που συμβάλλει στην υπερθέρμανση του πλανήτη, ενώ οι εκπομπές CO<sub>2</sub> λόγω της καύσης ορυκτών καυσίμων αποτελούν περίπου το 91% των συνολικών εκπομπών CO<sub>2</sub> που οφείλονται στην ανθρώπινη δραστηριότητα [9]. Ως αποτέλεσμα, απαιτούνται αποτελεσματικές στρατηγικές μείωσης των εκπομπών CO<sub>2</sub>, όπως η δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (CCS) για την καταπολέμηση αυτής της τάσης.

## 2.1 Παγκόσμιες εκπομπές ρύπων:

Τα τελευταία χρόνια, η υπερεκμετάλλευση των ορυκτών καυσίμων έχει προκαλέσει μια σειρά οικολογικών προβλημάτων και έχει δοθεί μεγαλύτερη προσοχή στην υπερθέρμανση του πλανήτη και στην ατμοσφαιρική ρύπανση. Ως εκ τούτου, αναπτύσσονται τεχνολογίες για τη βελτίωση της αποδοτικότητας της μετατροπής ενέργειας και τη μείωση των εκπομπών αερίων του θερμοκηπίου. Η αύξηση της παγκόσμιας θερμοκρασίας λόγω του φαινομένου του θερμοκηπίου έχει οδηγήσει σε εκτεταμένες προσπάθειες για τη μείωση των εκπομπών CO<sub>2</sub> σε όλο τον κόσμο.

Οι παγκόσμιες εκπομπές CO<sub>2</sub> έχουν αυξηθεί σημαντικά από το 1990. Το 1991 οι παγκόσμιες εκπομπές CO<sub>2</sub> μετρήθηκαν σε 22.000 εκατομμύρια μετρικούς τόνους. Το Σχήμα 2 δείχνει ότι η μεγαλύτερη ανάπτυξη σημειώθηκε στην Ασία όπου οι εκπομπές σχεδόν διπλασιάστηκαν. Επίσης, υπάρχει τεράστια αύξηση του CO<sub>2</sub> στην Αφρική και τη Μέση Ανατολή [9].



Εικόνα 2: Παγκόσμιες εκπομπές CO<sub>2</sub> που σχετίζονται με την ενέργεια ανα περιοχή του κόσμου [9]

## 2.2 Μέθοδοι δέσμευσης CO<sub>2</sub>:

Την τελευταία δεκαετία (2012–2022), η συγκέντρωση του CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα παρουσίασε ετήσια αύξηση 2 ppm ετησίως με τρέχον επίπεδο CO<sub>2</sub> 418,38 ppm (τον Φεβρουάριο του 2022) στην ατμόσφαιρα [4]. Ως αποτέλεσμα, χρειάζονται αυστηρά μέτρα για τη ρύθμιση των εκπομπών CO<sub>2</sub> από υπάρχοντες και μελλοντικούς σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής, καθιστώντας τη δέσμευση άνθρακα ένα επιβεβλημένο βοηθητικό τμήμα της μονάδας ισχύος για να ξεπεραστεί η τάση για αύξηση των επιπέδων CO<sub>2</sub> στην ατμόσφαιρα.

Μεταξύ των διαφόρων στρατηγικών που βασίζονται στην τεχνολογία, η δέσμευση και αποθήκευση άνθρακα (CCS) έχει εξελιχθεί ως μια πολλά υποσχόμενη τεχνική για τη μείωση των εκπομπών CO<sub>2</sub>. Το CCS είναι μια «διαδικασία που αποτελείται από το διαχωρισμό του CO<sub>2</sub> από βιομηχανικές και σχετικές με την ενέργεια πηγές, τη μεταφορά του σε μια τοποθεσία αποθήκευσης και τη μακροπρόθεσμη απομόνωση από την ατμόσφαιρα» (IPCC, 2005) [10].

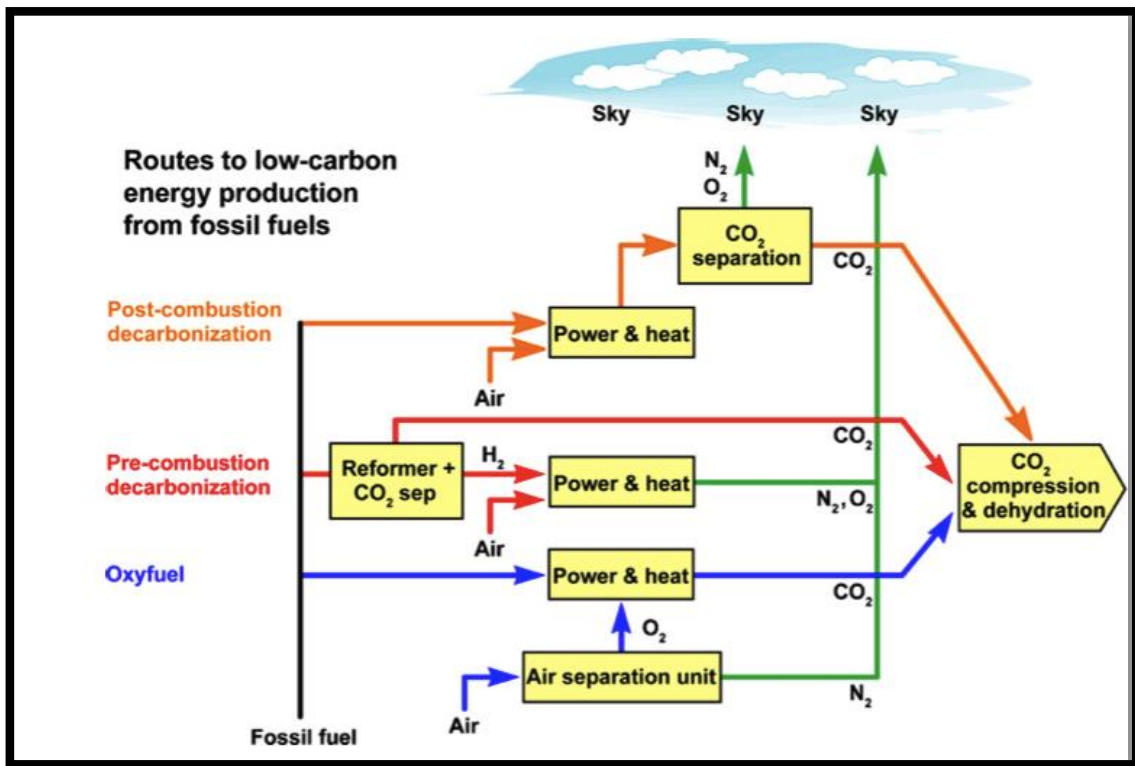
Από αυτόν τον ορισμό, το CCS αποτελείται από τρία βασικά στάδια:

- Διαχωρισμός CO<sub>2</sub>
- Μεταφορά
- Αποθήκευση

Ο στόχος της δέσμευσης CO<sub>2</sub> είναι να παραχθεί ένα καθαρό ρεύμα CO<sub>2</sub> που μπορεί να μεταφερθεί και να απομονωθεί σε διάφορες επιλογές, όπως σε δεξαμενές αλατόνερου, ενισχυμένη ανάκτηση πετρελαίου (EOR), εξαντλημένες πετρελαιοπηγές, πηγάδια αερίου και σε ραφές άνθρακα που δεν μπορούν να εξορυχθούν [11]. Το δεσμευμένο CO<sub>2</sub> μπορεί επίσης να χρησιμοποιηθεί σε διάφορες εφαρμογές, όπως για την παραγωγή χρήσιμων χημικών ουσιών και καυσίμων μέσω διαδικασιών καταλυτικής θερμοχημικής αναγωγής, ως εισροή για την παραγωγή ουρίας, στη βιομηχανία τροφίμων/ποτών, στην ενανθράκωση άλμης και ως ξηρό πάγο.

Οι τεχνολογίες δέσμευσης και αποθήκευσης CO<sub>2</sub> συνήθως χωρίζονται σε τρεις κύριες κατηγορίες [12]:

- Καύση οξυ-καυσίμου (Oxy-fuel combustion)
- Δέσμευση CO<sub>2</sub> πριν από την καύση (Pre-combustion CO<sub>2</sub> Capture)
- Δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture)



Εικόνα 3: Οι τεχνολογίες δέσμευσης και αποθήκευσης CO<sub>2</sub> [16]

### 2.2.1 Καύση οξυ-καυσίμου (Oxy-Fuel Combustion):

Χρησιμοποιείται καθαρό οξυγόνο αντί για αέρα προκειμένου να ληφθεί καυσαέριο πλούσιο σε CO<sub>2</sub> και H<sub>2</sub>O. Το οξυγόνο λαμβάνεται με κρυογονικό διαχωρισμό των συστατικών του αέρα. Στη μέθοδο δέσμευσης Oxy-Fuel, η θερμοκρασία της φλόγας είναι εξαιρετικά υψηλή επειδή το καύσιμο καίγεται απευθείας σε καθαρό οξυγόνο, αλλά ελέγχεται με την ανακύκλωση του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> και H<sub>2</sub>O καυσαερίου στη ζώνη καύσης. Η μονάδα διαχωρισμού αέρα (ASU) χρησιμοποιείται για το διαχωρισμό του οξυγόνου από τον αέρα. Απαιτείται μεγάλη ποσότητα ενέργειας για να πραγματοποιηθεί ο διαχωρισμός και σχεδόν το 15% της ηλεκτρικής ενέργειας που παράγεται από το εργοστάσιο ηλεκτροπαραγωγής καταναλώνεται στη Μονάδα Διαχωρισμού Αέρα [13].

### 2.2.2 Δέσμευση CO<sub>2</sub> πριν από την καύση (Pre-combustion CO<sub>2</sub> Capture):

Σε αυτή τη μέθοδο το CO<sub>2</sub> δεσμεύεται πριν καεί το καύσιμο. Το καύσιμο αντιδρά με οξυγόνο ή αέρα προκειμένου να παραχθεί αέριο σύνθεσης που είναι ένα μείγμα μονοξειδίου του άνθρακα και υδρογόνου. Το μονοξείδιο του άνθρακα στη συνέχεια υφίσταται την αντίδραση μετατόπισης αερίου νερού για να δώσει CO<sub>2</sub> και υδρογόνο. Στη συνέχεια, το CO<sub>2</sub> διαχωρίζεται και το H<sub>2</sub> χρησιμοποιείται ως καύσιμο για την παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας στο εργοστάσιο παραγωγής ενέργειας. Ο ολοκληρωμένος συνδυασμένος κύκλος αεριοποίησης λειτουργεί βάσει αυτής της αρχής δέσμευσης άνθρακα [14].

### 2.2.3 Δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture):

Όπως υποδηλώνει το όνομα, η δέσμευση μετά την καύση περιλαμβάνει το διαχωρισμό του CO<sub>2</sub> από το καυσαέριο μετά την καύση των καυσίμων. Το καυσαέριο δεν απορρίπτεται στην ατμόσφαιρα και αντ' αυτού διέρχεται από τη μονάδα διαχωρισμού που διαχωρίζει το CO<sub>2</sub>. Αυτό δεν διαταράσσει τον σχεδιασμό του ήδη λειτουργούντος σταθμού ηλεκτροπαραγωγής και γι' αυτό είναι η πιο προτιμώμενη μέθοδος δέσμευσης CO<sub>2</sub> [14].



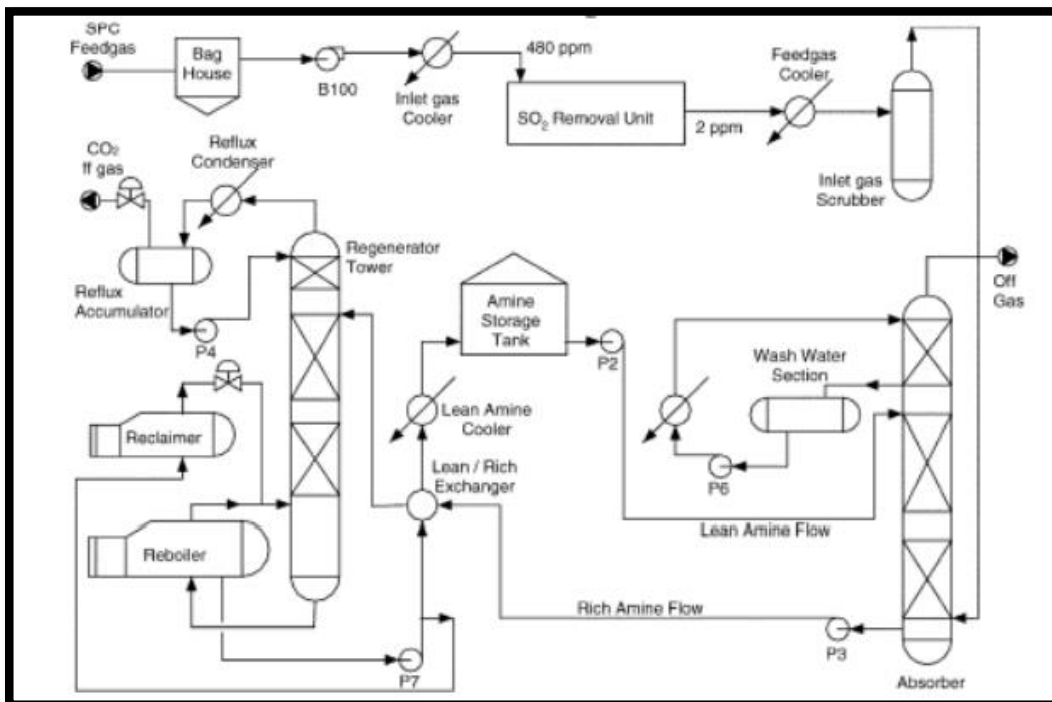
### 2.3.2 International Test Centre (ITC) for CO<sub>2</sub> capture

Το ITC δημιουργήθηκε από τη συνεργασία του Πανεπιστημίου της Regina (Καναδάς) με επικεφαλής τον καθηγητή Malcolm Wilson και μια συνεργασία μεταξύ της κυβέρνησης και βιομηχανικών εταιρειών, με στόχο τη διερεύνηση και την ανάπτυξη νέων βιώσιμων και αποτελεσματικών τεχνολογιών για τη δέσμευση CO<sub>2</sub>.

Η υποδομή στο ITC αποτελείται από μονάδες διαχωρισμού CO<sub>2</sub> σε μικρή κλίμακα, καθώς και μια πιλοτική μονάδα πολλαπλών χρήσεων (1 τόνου CO<sub>2</sub> την ημέρα) στο Πανεπιστήμιο της Regina. Για την παραγωγή των καυσαερίων χρησιμοποιείται λέβητας ατμού 250 kW, τα οποία στη συνέχεια υποβάλλονται σε επεξεργασία σε μονάδα απορρόφησης CO<sub>2</sub>. Η στήλη απορρόφησης αποτελείται από τρία τμήματα διαμέτρου 0,3 m και έχει συνολικό ύψος 10 m.

Το 2000, το ITC έβαλε εκ νέου σε λειτουργία μια ημι-εμπορική μονάδα επίδειξης (4 τόνων CO<sub>2</sub> την ημέρα) δίπλα στον σταθμό ηλεκτροπαραγωγής Boundary Dam ισχύος 875 MW της SaskPower. Η μονάδα δεσμεύει CO<sub>2</sub> από μέρος των καυσαερίων από αυτό το εργοστάσιο ηλεκτροπαραγωγής με καύση άνθρακα.

Αυτή η εγκατάσταση αποτελείται από τρεις μονάδες σε σειρά όπως φαίνεται στο Σχήμα 5:



Εικόνα 5: Σχηματική απεικόνιση πιλοτικής μονάδας Boundary Dam, δέσμευσης CO<sub>2</sub> [16] [18]



### 2.3.3 CASTOR:

Αυτό το έργο που χρηματοδοτείται από την Ευρωπαϊκή Επιτροπή και διευθύνεται από το IFP περιλαμβάνει τη δέσμευση και την παροχή γεωλογικής αποθήκευσης για το 30% των εκπομπών που παράγονται από μεγάλες βιομηχανικές εγκαταστάσεις σε όλη την Ευρώπη, δηλαδή για το 10% των εκπομπών CO<sub>2</sub> της Ευρώπης.

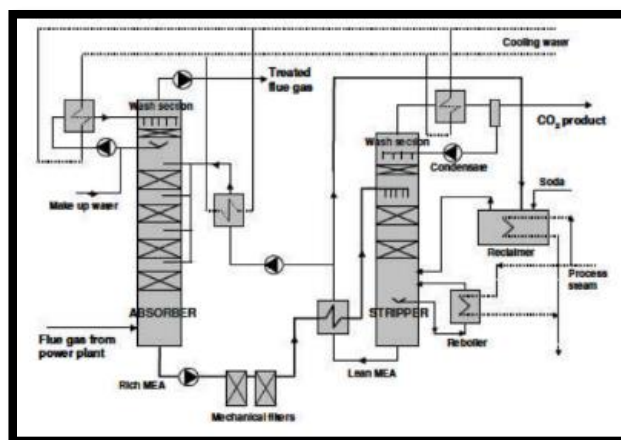
Το CASTOR, το οποίο ξεκίνησε τον Φεβρουάριο του 2004, ήταν ένα 4ετές πρόγραμμα αποτελούμενο από 11 χώρες της ΕΕ, συμπεριλαμβανομένων:

- 16 βιομηχανικών επιχειρήσεων (Dong Energy, Vattenfall, Repsol, Statoil, Gaz de France, Rohoel, Alstom power, RWE, κλπ).
- 12 έρευνητικών ινστιτούτων (IFP, BGRM, Imperial College, TNO, BGS, IFP, κ.λπ.).

Οι συγκεκριμένοι στόχοι του περιλαμβάνουν τη μείωση στο μισό του κόστους δέσμευσης (από 40-60 €/τόνο CO<sub>2</sub> σε 20-30 €/τόνο CO<sub>2</sub>) και διαχωρισμού του CO<sub>2</sub>, αύξηση της απόδοσης της γεωλογικής αποθήκευσης και της ασφάλειας, περιορίζοντας ταυτόχρονα το περιβαλλοντικό του αντίκτυπο και τη δοκιμή του σε πραγματικές εγκαταστάσεις βιομηχανικής κλίμακας.

Στο Πανεπιστήμιο της Στουτγάρδης κατασκευάστηκε μια μίνι μονάδα με πλήρη κύκλο απορρόφησης/εκρόφησης. Αυτή η εγκατάσταση αποτελείται από έναν απορροφητή διαμέτρου 0,125 m και ύψους 4 m και έναν εκροφητή ύψους 2,5 m [19].

Ένα πιλοτικό εργοστάσιο βιομηχανικής κλίμακας, το οποίο φαίνεται στην εικόνα 6, ξεκίνησε μαζί με ένα εργοστάσιο ηλεκτροπαραγωγής που διευθύνεται από την Dong Energy (πρώην ELSAM) στο Esbjerg της Δανίας στις 15 Μαρτίου 2006. Αυτό το εργοστάσιο έχει την ικανότητα να δεσμεύει περίπου 24 τόνους CO<sub>2</sub> την ημέρα.



Εικόνα 6: Απλοποιημένο διάγραμμα της πιλοτικής μονάδας CASTOR στο Esbjergværket [16]

Συνοπτικός πίνακας ενδεικτικών πιλοτικών μονάδων δέσμευσης CO<sub>2</sub>:

**Πίνακας 1: Συνοπτικός πίνακας πιλοτικών μονάδων δέσμευσης CO<sub>2</sub>**

<b>1. Luminant Carbon Management program [16] [17]</b>	
Τόσο οι στήλες απορρόφησης όσο και οι στήλες αναγεννητή είναι στήλες με πληρωτικό υλικό, με εσωτερική διάμετρο 0,427m και συνολικό ύψος στηλών 11m.	Η εγκατάσταση έχει δυνατότητα επεξεργασίας περίπου 3 τόνων CO <sub>2</sub> την ημέρα.
<b>2. International Test Centre (ITC) for CO<sub>2</sub> capture [16] [18]</b>	
Πιλοτική μονάδα πολλαπλών χρήσεων στο Πανεπιστήμιο της Regina. Η στήλη απορρόφησης αποτελείται από τρία τμήματα διαμέτρου 0,3 m και έχει συνολικό ύψος 10 m.	Η εγκατάσταση έχει δυνατότητα επεξεργασίας περίπου 1 τόνου CO <sub>2</sub> την ημέρα
Το 2000, το ITC έβαλε εκ νέου σε λειτουργία μια ημι-εμπορική μονάδα επίδειξης	Η εγκατάσταση έχει δυνατότητα επεξεργασίας περίπου 4 τόνων CO <sub>2</sub> την ημέρα
<b>3. CASTOR [16] [19]</b>	
Ένα πιλοτικό εργοστάσιο βιομηχανικής κλίμακας, στο Esbjerg της Δανίας	Η εγκατάσταση έχει δυνατότητα επεξεργασίας περίπου 24 τόνων CO <sub>2</sub> την ημέρα
<b>4. Investigations at Mitsubishi Heavy Industries, Hiroshima R&amp;D Centre Japan [20] [21]</b>	
Η MHI έχει αναπτύξει τέσσερις εμπορικές μονάδες ανάκτησης CO <sub>2</sub> , που ανακτούν το CO <sub>2</sub> από καυσαέρια με καύση φυσικού αερίου	Πραγματοποιήθηκαν δοκιμές σε πιλοτική μονάδα 1 τόνου CO <sub>2</sub> /ημέρα και πρόσφατα σε πιλοτική μονάδα 10 τόνων CO <sub>2</sub> /ημέρα
Κέντρο Έρευνας και Ανάπτυξης MHI Hiroshima	Πιλοτική μονάδα 1 τόνου CO <sub>2</sub> /ημέρα
Στην Ιαπωνία, μια μονάδα δοκιμών σε μια μονάδα παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας με καύση άνθρακα, στο Ναγκασάκι	Πιλοτική μονάδα 10 τόνων CO <sub>2</sub> /ημέρα

## 2.4 Δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture):

Η δέσμευση μετά την καύση είναι η μόνη διαθέσιμη τεχνολογία δέσμευσης CO<sub>2</sub> που είναι ώριμη, εγκατεστημένη σε μεγάλης κλίμακας “πράσινα” έργα και έχει ενσωματωθεί επιτυχώς με υπάρχοντες σταθμούς ηλεκτροπαραγωγής σε μεγάλη κλίμακα [22]. Στις τεχνικές δέσμευσης μετά την καύση, το CO<sub>2</sub> διαχωρίζεται από τα καυσαέρια χωρίς να αλλοιώνεται η παραδοσιακή διαδικασία καύσης. Σε αυτή τη διαδικασία, τα ορυκτά καύσιμα καίγονται σε περίσσεια αέρα και η ροή του προϊόντος περιέχει συγκέντρωση CO<sub>2</sub> 12-15% στην καύση με καύση άνθρακα, 4-11% για το φυσικό αέριο και 25-33% σε υψικάμινους [23] [24]. Η τεχνική δέσμευσης προσφέρει ευελιξία στη λειτουργία με τέτοιο τρόπο ώστε, εάν η μονάδα σταματήσει να λειτουργεί, η μονάδα παραγωγής ενέργειας εξακολουθεί να λειτουργεί. Με άλλες τεχνικές δέσμευσης CO<sub>2</sub>, εάν η διαδικασία δέσμευσης αποτύχει, ολοκληρω το εργοστάσιο ηλεκτροπαραγωγής πρέπει να τεθεί εκτός λειτουργίας.

Η δέσμευση μετά την καύση προσφέρει ορισμένα πλεονεκτήματα, καθώς οι υπάρχουσες τεχνολογίες καύσης μπορούν ακόμα να χρησιμοποιηθούν χωρίς ριζικές αλλαγές σε αυτές. Αυτό καθιστά ευκολότερη την εφαρμογή της δέσμευσης μετά την καύση, ως επιλογή εκ των υστέρων προσαρμογής σε υπάρχουσες εγκαταστάσεις, σε σύγκριση με τις άλλες δύο προσεγγίσεις. Το πλεονέκτημα έρχεται σε βάρος της αποτελεσματικότητας της διαδικασίας παραγωγής ηλεκτρικής ενέργειας. Το στάδιο διαχωρισμού (δηλαδή δέσμευση CO<sub>2</sub>) είναι ενεργοβόρο και ως τέτοιο καθορίζει σε μεγάλο βαθμό το κόστος της διαδικασίας CCS. Αντιπροσωπεύει περίπου το 75–80% του συνολικού κόστους του CCS (Davison, 2007) [25].

Υπάρχουν δύο βασικά εμπόδια στην εμπορική ανάπτυξη μιας διαδικασίας PCC που χρησιμοποιεί έναν διαλύτη:

- Υψηλό κόστος κεφαλαίου
- Υψηλή ποινή θερμικής απόδοσης λόγω αναγέννησης διαλυτών

Όσον αφορά πιο συγκεκριμένα την τεχνολογία δέσμευσης CO<sub>2</sub> μετά την καύση που εφαρμόζει τη διαδικασία απορρόφησης-αναγέννησης με βάση τις αμίνες, το βασικό σημείο συζήτησης για να επιτραπεί μια μεγάλη ανάπτυξη αυτής της τεχνολογίας είναι το κόστος της και υπάρχουν τρεις τρόποι προκειμένου να βελτιωθεί αυτή η διαδικασία και να μειωθεί το κόστος της.

Πρώτον, η ανάπτυξη νέων διαλυτών (νέων διαλυμάτων ή νέων μιγμάτων) με υψηλή ικανότητα απορρόφησης διατηρώντας παράλληλα καλή κινητική απορρόφησης, επιτρέπει τη σημαντική μείωση της ενέργειας αναγέννησης των διαλυτών.

Δεύτερον, η εφαρμογή πιο αποδοτικού εξοπλισμού, όπως οι νέοι επαφείς αερίου-υγρού ή τα νέα πληρωτικά υλικά, οδηγούν σε βελτίωση των επιδόσεων απορρόφησης, γεγονός που

επιτρέπει στους διαλύτες να φτάσουν σε φόρτιση CO<sub>2</sub> που πλησιάζει τη μέγιστη ικανότητα απορρόφησής του, ενώ μειώνει το OPEX και το CAPEX της διαδικασίας.

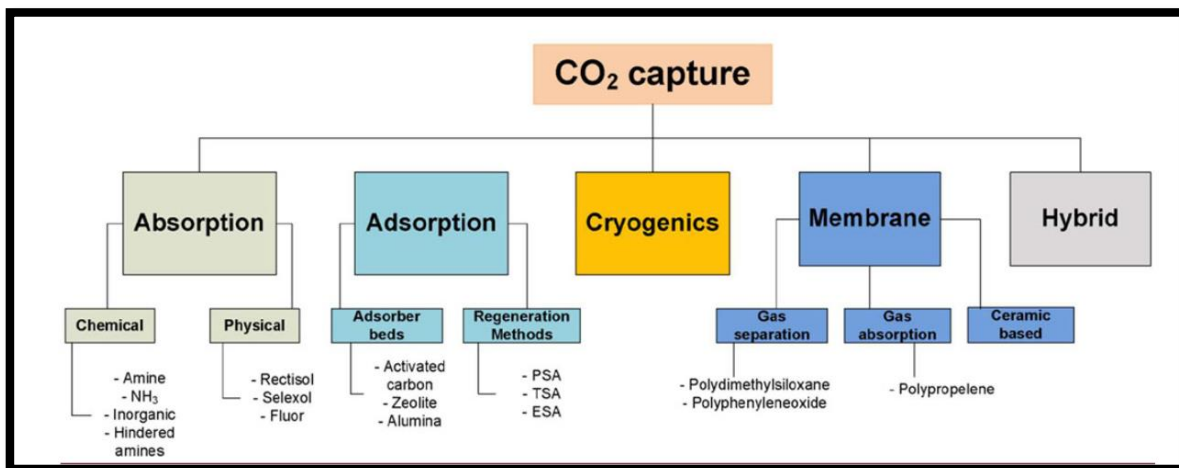
Τέλος, ο τρίτος τρόπος βελτίωσης της παγκόσμιας απόδοσης της τεχνολογίας απορρόφησης - αναγέννησης είναι η εφαρμογή νέων διατάξεων διεργασιών προκειμένου να αξιοποιηθεί η καλύτερη ενσωμάτωση ενέργειας και να μειωθεί η κατανάλωση ενέργειας.

Ένας αριθμός τεχνολογιών διαχωρισμού θα μπορούσε να χρησιμοποιηθεί με τη δέσμευση μετά την καύση (IPCC, 2005) [10].

Αυτά περιλαμβάνουν:

- Προσρόφηση
- Φυσική απορρόφηση
- Χημική απορρόφηση
- Κρυογονικός διαχωρισμός
- Μεμβράνες
- Υβριδικά συστήματα

Το Σχήμα 7 δείχνει την ταξινόμηση διαφόρων τεχνολογιών διαχωρισμού που είναι διαθέσιμες για δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση. Μια σύντομη εισαγωγή αυτών των τεχνολογιών θα θέσει το υπόβαθρο αυτής της εργασίας.



Εικόνα 7: Ταξινόμηση τεχνικών CCS [14]

Στην παρούσα διπλωματική εργασία μελετάται και αναλύεται η δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (PCC) με χρήση χημικής απορρόφησης, προκειμένου να αναπτυχθεί ένα πειραματικό σύστημα δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα μετά την καύση.

#### Χημική απορρόφηση:

Η χημική απορρόφηση περιλαμβάνει την αντίδραση του CO<sub>2</sub> με έναν χημικό διαλύτη για να σχηματιστεί μια ενδιάμεση ένωση με ασθενείς δεσμούς η οποία μπορεί να αναγεννηθεί με την εφαρμογή θερμότητας που παράγει τον αρχικό διαλύτη και ένα ρεύμα CO<sub>2</sub> (IPCC, 2005) [10]. Η επιλεκτικότητα αυτής της μορφής διαχωρισμού είναι σχετικά υψηλή και με αυτήν μπορεί να παραχθεί ένα σχετικά καθαρό ρεύμα CO<sub>2</sub>. Αυτοί οι παράγοντες καθιστούν τη χημική απορρόφηση κατάλληλη για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> για βιομηχανικά καυσαέρια.

Η χημική απορρόφηση είναι η πιο προτιμώμενη μέθοδος για τον διαχωρισμό του CO<sub>2</sub>. Χρησιμοποιείται από το 1930 για το διαχωρισμό και τη δέσμευση CO<sub>2</sub> από το εργοστάσιο αμμωνίας. Η μέθοδος χημικής απορρόφησης περιλαμβάνει τη διέλευση του καυσαερίου μέσω της στήλης απορρόφησης και εκρόφησης. Στον απορροφητή το CO<sub>2</sub> απορροφάται στον υδατικό αλκαλικό διαλύτη για παράδειγμα αμίνη. Και στη μονάδα απομάκρυνσης που ονομάζεται επίσης εκροφητής, το απορροφούμενο CO<sub>2</sub> απελευθερώνεται ή απογυμνώνεται από το διάλυμα και ανακτάται ένα καθαρό ρεύμα CO<sub>2</sub> το οποίο μπορεί να αποσταλεί για αποθήκευση ή περαιτέρω χρήση. Ο αναγεννημένος διαλύτης αποστέλλεται στη στήλη απορρόφησης και ο κύκλος επαναλαμβάνεται. Απαιτείται υψηλή ποσότητα θερμικής ενέργειας στη στήλη αναγέννησης για να θερμανθεί ο διαλύτης και να εξατμιστεί το νερό για την απομάκρυνση του CO<sub>2</sub>, ενώ απαιτείται ηλεκτρική ενέργεια για τη συμπίεση του καυσαερίου πριν εισέλθει στον απορροφητή και επίσης για τη συμπίεση του CO<sub>2</sub> για την αποθήκευση ή μεταφορά με αντλίες και φυσητήρες [24].

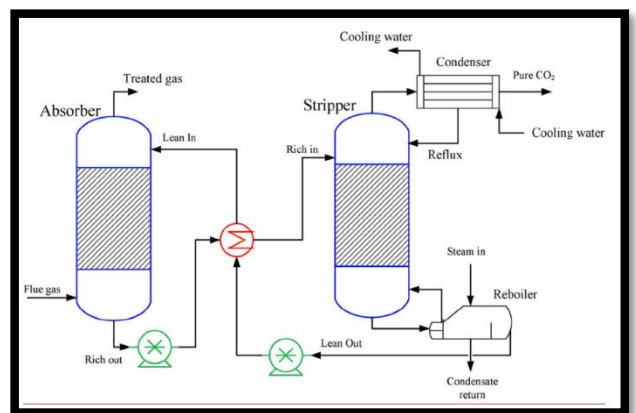
## 2.5 Δέσμευση CO<sub>2</sub> μετά την καύση (PCC) με χημική απορρόφηση:

### 2.5.1 Χημική απορρόφηση:

Η διαδικασία χημικής απορρόφησης εφαρμόζεται ευρέως στις βιομηχανίες γλυκαντικών και χημικών αερίων, όπου η μερική πίεση του CO<sub>2</sub> είναι σχετικά χαμηλή στο ρεύμα καυσαερίου. Σε αυτή τη διαδικασία, τα ρεύματα αερίων και υγρών ρέουν με αντίθετο ρεύμα σε μια κατακόρυφη στήλη, συνήθως γεμάτη με το υλικό πλήρωσης (τυχαία ή δομική συσκευασία) ή οριζόντιους δίσκους που είναι προσαρτημένοι στο εσωτερικό της στήλης για να αυξηθεί ο χρόνος επαφής και επιτευχθεί η επαρκής ανάμειξη των δύο φάσεων. Ένα τυπικό διάγραμμα ροής της διεργασίας φαίνεται στο Σχήμα 8.

Το σύστημα αποτελείται από στήλες απορρόφησης και εκρόφησης που συνδέονται με τα εξαρτήματα λειτουργίας της μονάδας. Οι ανεπιθύμιτες ουσίες και τα οξείδια, εκτός από το CO<sub>2</sub>, αφαιρούνται πριν σταλεί το ρεύμα του CO<sub>2</sub> σε χημική απορρόφηση. Τα καυσαέρια εισέρχονται από τον πυθμένα της στήλης απορρόφησης ενώ το φτωχό διάλυμα ρέει από πάνω προς τα κάτω και αντιδρά με τα καυσαέρια [26]. Μετά την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> στη στήλη απορρόφησης, το μείγμα του διαλύτη και του απορροφούμενου CO<sub>2</sub> που ονομάζεται πλούσιο διάλυμα, μεταφέρεται στον εναλλάκτη θερμότητας μέσω μιας αντλίας. Ο όρος «φτωχό» σημαίνει ότι η ποσότητα του CO<sub>2</sub> είναι πολύ μικρή στον διαλύτη, ενώ ο όρος «πλούσιος» σημαίνει ότι το υγρό περιέχει αρκετά υψηλή συγκέντρωση CO<sub>2</sub>.

Αφού αποκτήσει θερμότητα από τον εναλλάκτη θερμότητας, το πλούσιο διάλυμα εισέρχεται στη στήλη αναγεννητή από την κορυφή για να αναγεννήσει τον διαλύτη. Στη στήλη αναγεννητή, ο διαλύτης αναγεννάται με θέρμανση του εισερχόμενου διαλύματος σε κατάλληλη θερμοκρασία για να σπάσουν οι δεσμοί που σχηματίζονται στη στήλη απορρόφησης. Η θερμότητα παρέχεται μέσω του αναβραστήρα που είναι συνδεδεμένος στο κάτω μέρος του αναγεννητή. Για να εξασφαλιστεί ότι το καθαρό ρεύμα CO<sub>2</sub> εξέρχεται και για να μειωθεί η απώλεια διαλύτη, ένας συμπυκνωτής είναι προσαρτημένος στην κορυφή του αναγεννητή που απορροφά τους υδρατμούς και τον διαλύτη. Οι εγκαταστάσεις δέσμευσης CO<sub>2</sub> πιλοτικής και εμπορικής κλίμακας που είναι εγκατεστημένες σε διάφορα μέρη του κόσμου, με τις λεπτομερείς περιγραφές τους, αναφέρονται στην αναφορά Cousins et al. 2016 [27].



Εικόνα 8: Σχηματικό διάγραμμα μιας συμβατικής διάταξης απορροφητή-αναγεννητή [14]

## 2.5.2 Χημικοί διαλύτες για δέσμευση CO<sub>2</sub>:

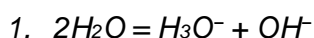
### 2.5.2.1 Οργανικοί διαλύτες:

Οι διαλύτες με βάση την αμίνη ταξινομούνται σε τρεις κατηγορίες: πρωτοταγείς, δευτεροταγείς και τριτοταγείς αμίνες. Η πρωτοταγής αλκανολαμίνη μονο-αιθανολαμίνη (MEA) είναι ο διαλύτης αναφοράς στη χημική απορρόφηση. Είναι η πιο συχνά χρησιμοποιούμενη αμίνη, η οποία αναπτύχθηκε πριν από 60 χρόνια για την αφαίρεση ακαθαρσιών όξινων αερίων (H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>) από το φυσικό αέριο. Αργότερα η ιδέα χρησιμοποιήθηκε για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> από τις βιομηχανίες ηλεκτρικής ενέργειας και χημικών. Η πρώτη εμπορική εγκατάσταση διαχωρισμού CO<sub>2</sub> ξεκίνησε στη Νορβηγία το 1996 [36]. Οι περισσότερες εγκαταστάσεις δέσμευσης βιομηχανικής κλίμακας που βασίζονται στον διαλύτη MEA, όπως το εργοστάσιο ηλεκτροπαραγωγής άνθρακα Warrior Run στις ΗΠΑ, με ικανότητα δέσμευσης CO<sub>2</sub> 150 τόνων/ημέρα, και αρκετές άλλες πιλοτικές μονάδες αναφέρονται στη βιβλιογραφία [23] [24] [28].

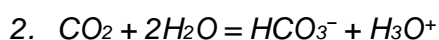
Οι χημικές αντιδράσεις της MEA με το CO<sub>2</sub> φαίνονται παρακάτω:

#### Μηχανισμός αντίδρασης αμινών:

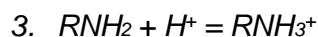
Ιονισμός νερού:



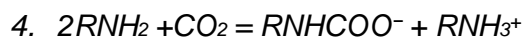
Υδρόλυση και ιονισμός διαλυμένου CO<sub>2</sub>



Πρωτονίωση αλκανολαμίνης



Σχηματισμός καρβαμικών:



### 2.5.2.2 Ανόργανοι διαλύτες:

Η χημική απορρόφηση με βάση ανόργανους διαλύτες κερδίζει δημοτικότητα τα τελευταία χρόνια. Οι κοινώς χρησιμοποιούμενοι ανόργανοι διαλύτες περιλαμβάνουν υδατικό διάλυμα υδροξειδίου του νατρίου, ανθρακικού καλίου και αμμωνίας. Το ανθρακικό κάλιο χρησιμοποιήθηκε εμπορικά από την Benfield και την Catacarb για τη γλυκαντικότητα του φυσικού αερίου [29]. Το σύστημα χρησιμοποιεί ένα υδατικό διάλυμα 20–30 wt% άλατος καλίου. Η θερμότητα απορρόφησης για τον διαλύτη με βάση το κάλιο είναι χαμηλή και παρουσιάζει συμπεριφορά ισορροπίας ακόμη και σε χαμηλή θερμοκρασία (70–120°C). Τα κύρια μειονεκτήματα της χρήσης ανθρακικού καλίου είναι η χαμηλή του επιλεκτικότητα και ο αργός ρυθμός απορρόφησης, ενώ το αέριο του προϊόντος μπορεί να προάγει την εναπόθεση και τη διάβρωση του εξοπλισμού.

### 2.5.2.3 Μίγμα διαλυτών:

Μια σημαντική βελτίωση στη δέσμευση CO<sub>2</sub> μπορεί να επιτευχθεί με την ανάπτυξη ενός πιο αποτελεσματικού διαλύτη. Ένας ιδανικός διαλύτης είναι αυτός που είναι θερμικά σταθερός, έχει υψηλή ικανότητα απορρόφησης, γρήγορο ρυθμό απορρόφησης αναγεννάται σε χαμηλή θερμοκρασία και είναι μη διαβρωτικός, φθηνός και άμεσα διαθέσιμος. Για να επιτευχθούν αυτές οι ιδιότητες, έχουν δοκιμαστεί διάφορα μείγματα διαλυτών. Ο Liu et al [30] πραγματοποίησε πειράματα χρησιμοποιώντας μια στήλη (βρεγμένου τοιχώματος) για να διερευνήσει τη μεταφορά μάζας CO<sub>2</sub> σε αναμεμειγμένο διάλυμα PZ και PZ/NH<sub>3</sub>. Ο Dugas [31] εκτέλεσε πειράματα σε πιλοτική κλίμακα συσκευασμένης στήλης για να συγκρίνει την αποτελεσματικότητα απορρόφησης CO<sub>2</sub> του MEA με το PZ και το ανθρακικό κάλιο χρησιμοποιώντας διαφορετικές δομές πληρωτικών υλικών. Οι Choi et al. [32] και Jeon et al. [33] ερεύνησαν πειραματικά την ταυτόχρονη απορρόφηση CO<sub>2</sub> και SO<sub>2</sub> χρησιμοποιώντας μείγμα AMP και NH<sub>3</sub>.



## 2.6 Θερμικό φορτίο στήλης αναγέννησης:

Το θερμικό φορτίο της εκρόφησης στην στήλη του αναγεννητή έχει μελετηθεί διεξοδικά με βάση διάφορους διαλύτες που χρησιμοποιούνται για την απορρόφηση CO<sub>2</sub>, ενδεικτικά αποτελέσματα των οποίων φαίνονται στον Πίνακα 2:

**Πίνακας 2: Το θερμικό φορτίο της εκρόφησης CO<sub>2</sub> με βάση διάφορους διαλύτες**

Τύπος διαλύτη	Θερμικό φορτίο (MJ/kg CO <sub>2</sub> )	Συνθήκες λειτουργίας	Παραπομπή
MEA	6.75	20 wt% MEA, 0.4 rich CO <sub>2</sub> loading, 150 kPa stripper pressure	Warudkar [34]
	3.0	40 wt% MEA, 0.3 lean CO <sub>2</sub> loading, 210 kPa stripper pressure	Razavi [35]
	6.5	0.35 rich CO <sub>2</sub> loading	Brúder [36]
	3.8	0.3 lean loading, 5 kilo mol/m <sup>3</sup> MEA	Sakwattanapong [37]
	4.3	30 wt% MEA, 0.3 lean loading	Geuzebroek [38]
	4.55	30% wt% MEA, 0.3 lean loading	Wang [39]
	3.27	27.5 g/g MEA, 0.052 g/g CO <sub>2</sub>	Notz [40]
	3.1	0.414 lean loading, 29.3 wt% MEA	Li [41]
	3.09	0.15 lean loading, 0.41 rich loading, 7 mol/kg MEA	Rezazadeh [42]
DEA	3.2	40 wt% DEA at 150 kPa	Warudkar [43]
	1.5	0.22 lean loading	Sakwattanapong [44]
	9,00	0.06 lean loading	Sakwattanapong [44]
MDEA	1.2	0.06 lean loading	Sakwattanapong [44]
DGA	3.1	60 wt% DGA at 150 kPa	Warudkar [43]
NH <sub>3</sub>	5.75	0.23 lean CO <sub>2</sub> loading	Zhang [45]
	2.5	0.5 lean CO <sub>2</sub> loading, 5 wt% NH <sub>3</sub>	Jilvero [46]
	2.53	0.33 lean CO <sub>2</sub> loading, 7.8 wt% NH <sub>3</sub>	Darde [47]
	4.2	0.6 lean loading, 6 wt%	Yu [48]
	1.86	0.236 lean CO <sub>2</sub> loading, 0.41 rich loading, 10.2 wt% NH <sub>3</sub>	Jiang [49]
	0.95	0.1 lean loading, 11.5 wt%	Valenti [50]
	3.27	0.225 lean loading, 0.41 rich loading, 6.8 wt% NH <sub>3</sub>	Li [51]
K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	3.18	40 wt% K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Wang [39]
PZ	2.6	40 wt% PZ, 0.31 lean loading	Rochelle [52]
	2.18	8 mol/kg H <sub>2</sub> O	Lin [53]
AMP/PZ	4.4	0.14 lean CO <sub>2</sub> loading, 25 wt% AMP + 5 wt% PZ	Artanto [54]
DEA/AMP	3.71	3 wt% DEA + 27 wt% AMP	Adeosun [55]
DEA/MDEA	4.36	3 wt% DEA + 27 wt% MDEA	Adeosun [55]
MEA/AMP	7.40	2 wt% MEA + 27 wt% AMP	Adeosun [55]
AMP/NH <sub>3</sub>	1.11	30 wt% AMP + 3 wt% NH <sub>3</sub>	Asif [56]
NH <sub>3</sub> /PZ	1.97	0.25 mol PZ/kg H <sub>2</sub> O into NH <sub>3</sub> solution	Jiang [57]

### 3. Μοντελοποίηση της διαδικασίας δέσμησης CO<sub>2</sub> :

Τις τελευταίες δεκαετίες, πολλοί ερευνητές έχουν επικεντρωθεί στην ανάπτυξη μοντέλων σταθερής και δυναμικής κατάστασης, καθώς και στο σχεδιασμό συστημάτων ελέγχου για τη διαδικασία δέσμησης άνθρακα μετά την καύση που βασίζεται σε MEA. Η ακρίβεια της μοντελοποίησης και των προσομοιώσεων της διαδικασίας δέσμησης άνθρακα είναι σημαντική. Για τη μοντελοποίηση σταθερής κατάστασης, είναι απαραίτητο ένα μοντέλο υψηλής πιστότητας για σκοπούς σχεδίασης και βελτιστοποίησης.

Πολλά μοντέλα σταθερής κατάστασης δέσμησης που βασίζονται σε MEA/MDEA έχουν αναπτυχθεί στη βιβλιογραφία από μοντέλα με βάση την ισορροπία (equilibrium) έως μοντέλα που βασίζονται στον ρυθμό μεταφοράς (rate-based). Το μοντέλο που βασίζεται στον ρυθμό είναι αυστηρό και προσφέρει υψηλότερη πιστότητα σε σύγκριση με το μοντέλο που βασίζεται στην ισορροπία (Taylor et al., 2003). Ο Kucka et al. (2003) ανέπτυξε ένα αυστηρό μοντέλο με βάση το ρυθμό για έναν απορροφητή CO<sub>2</sub> με βάση το MEA χρησιμοποιώντας το Aspen Custom Modeler<sup>®</sup> ως πλατφόρμα προσομοίωσης. Αυτό το μοντέλο επικυρώθηκε με τα δημοσιευμένα δεδομένα πιλοτικών εγκαταστάσεων και βρέθηκε ότι το μοντέλο παρέχει καλές προβλέψεις για την κλίμακα της πιλοτικής μονάδας και τις διαδικασίες βιομηχανικής κλίμακας.

Μια βελτιστοποίηση και παραμετρική μελέτη για μια διαδικασία δέσμησης CO<sub>2</sub> από καυσάερα ενός σταθμού ηλεκτροπαραγωγής με καύση άνθρακα 600 MWe παρουσιάστηκε από τους Abu-Zahra et al. (2007) χρησιμοποιώντας το περιβάλλον προσομοίωσης Aspen Plus<sup>®</sup>. Με βάση ένα μοντέλο που βασίζεται στην ισορροπία, οι μεταβλητές της διαδικασίας, όπως η συγκέντρωση MEA, η φόρτωση διαλύτη, η πίεση λειτουργίας του αναγεννητή και η θερμοκρασία του διαλύτη βελτιστοποιήθηκαν για να ελαχιστοποιηθεί η ενεργειακή απαίτηση για την αναγέννηση του διαλύτη.

Η ομάδα δέσμησης άνθρακα στο Πανεπιστήμιο του Τέξας στο Όστιν ανέφερε μια σειρά εργασιών σχετικά με τη μοντελοποίηση της διαδικασίας δέσμησης CO<sub>2</sub> χρησιμοποιώντας MEA (Freguia and Rochelle, 2003; Dugas et al., 2009; Zhang et al., 2009; Plaza et al., 2009 et al., 2010). Όλη τους η δουλειά χρησιμοποίησε το Aspen Plus<sup>®</sup> ως πλατφόρμα προσομοίωσης. Οι Dugas et al. (2009), Zhang et al. (2009) και Plaza et al. (2010) μοντελοποίησαν το πιλοτικό εργοστάσιο δέσμησης CO<sub>2</sub> στο Πανεπιστήμιο του Τέξας στο Όστιν χρησιμοποιώντας το Aspen RateSepTM, ένα μοντέλο λειτουργίας μονάδας διαχωρισμού πολλαπλών σταδίων στο Aspen Plus<sup>®</sup>.

Με βάση αυτές τις μελέτες, αναπτύχθηκε ένα μοντέλο σταθερής κατάστασης και ένα μοντέλο ρυθμού μεταφοράς της διαδικασίας δέσμησης CO<sub>2</sub> μετά την καύση που βασίζεται σε MDEA στο Aspen Plus<sup>®</sup> ως μέρος της τρέχουσας εργασίας.

### 3.1 Εκλογή διαλύτη για τη διαδικασία απορρόφησης:

---

Καθοριστικό ρόλο στην απόδοση του συστήματος και τη μετέπειτα εκλογή των διαφόρων υποσυστημάτων και εξαρτημάτων διαδραματίζει ο διαλύτης που θα χρησιμοποιηθεί στην διαδικασία δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα. Πιο συγκεκριμένα υπάρχει μεγάλο εύρος διαλυτών και μειγμάτων τα οποία δύνανται να χρησιμοποιηθούν σε διατάξεις PCC, τα οποία έχουν αναφερθεί προηγουμένως.

Η επιλογή του διαλύτη που θα χρησιμοποιηθεί καθορίζεται από μια σειρά κριτηρίων, τα κυριότερα των οποίων περιγράφονται παρακάτω:

- Διαλυτότητα αερίου: Η διαλυτότητα του αερίου πρέπει να είναι μεγάλη ώστε να αυξάνεται ο ρυθμός απορρόφησης και να μειώνεται η απαιτούμενη ποσότητα διαλύτη
- Πτητικότητα: Ο διαλύτης πρέπει να έχει χαμηλή τάση ατμών ώστε να μειώνονται οι απώλειες του διαλύτη κατά την έξοδο του αέριου ρεύματος από την στήλη απορρόφησης
- Ιξώδες: Διαλύτες με χαμηλό ιξώδες προτιμώνται σε διεργασίες απορρόφησης καθώς παρέχουν γρήγορους ρυθμούς απορρόφησης. Ρέουν ευχερώς στη στήλη και έχουν καλά χαρακτηριστικά μεταφοράς θερμότητας
- Μη Διαβρωτικός
- Χαμηλό Κόστος
- Μη τοξικός και εύφλεκτος
- Χημικά σταθερός
- Υψηλή απόδοση εγκατάστασης και καλή ικανότητα απορρόφησης CO<sub>2</sub>.
- Μικρό μέγεθος και κόστος εγκατάστασης
- Μικρή απαίτηση θερμότητας ανάκτησης διαλύτη
- Μικρή υποβάθιση διαλύτη

Από τα διάφορα είδη διαλυτών, μόνο μερικά από αυτά έχουν βρεί εφαρμογή σε βιοχημικές και εργαστηριακές διατάξεις και έχει αποδειχτεί η αποδοτικότητά τους σε διαδικασίες δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα. Μερικά από αυτά που μπορούν να επιλεγούν και τα αποτελέσματα διαφόρων πειραματικών αποτελεσμάτων έχουν αναφερθεί σε προηγούμενα κεφάλαια, ενώ αναφέρονται ενδεικτικά παρακάτω:

Οργανικοί διαλύτες: μονο-αιθανολαμίνη (MEA), διαιθανολαμίνη (DEA), μεθυλδιαιθανολαμίνη (MDEA), 2-αμινο-2-μεθυλ-1-προπανολαμίνη (AMP) και 2-πιπεριδινοαιθανόλη (PE).

Οι βελτιωμένοι διαλύτες με βάση την αμίνη έχουν αναπτυχθεί για να ελαχιστοποιούν τα μειονεκτήματα που αναφέρθηκαν προηγουμένως. Οι στερικά παρεμποδισμένες αμίνες αποτελούν μια τέτοια κατηγορία και χρησιμοποιούνται επί του παρόντος στη διαδικασία χημικής απορρόφησης. Οι στερικά παρεμποδισμένες αμίνες έχουν μεγαλύτερη ικανότητα απορρόφησης CO<sub>2</sub> (1 mol αμίνης αντιδρά με 1 mol CO<sub>2</sub>) από το MEA (2 mol αμίνης αντιδρά με 1 mol CO<sub>2</sub>) [43]. Η θερμοκρασία αποδόμησης είναι πάνω από 470 K και απαιτείται λιγότερη θερμότητα από τη MEA για την αναγέννηση του διαλύτη [41].

Η MEA είναι αρκετά διαβρωτική σε σύγκριση με τις δευτεροταγείς ή τριτοταγείς αμίνες που χρησιμοποιούνται για την επεξεργασία αερίων (Kittel et al., 2009). Η διάβρωση βρέθηκε να μειώνει με την ακόλουθη σειρά: MEA > AMP > DEA > MDEA (Davidson, 2007).

Ανόργανοι διαλύτες: υδατικό διάλυμα υδροξειδίου του νατρίου, ανθρακικού καλίου και αμμωνίας.

Η χημική απορρόφηση του CO<sub>2</sub> με χρήση υδατικής αμμωνίας προσφέρει πολλά υποσχόμενα πλεονεκτήματα σε σύγκριση με τη συμβατική αλκανολαμίνη, όπως δεν υπάρχει πρόβλημα διάβρωσης, υψηλή ικανότητα φόρτωσης CO<sub>2</sub> (1,2 kg CO<sub>2</sub>/kg NH<sub>3</sub>), υψηλή απόδοση δέσμησης (90–98%) και χαμηλότερο ποσοστό αποδόμησης διαλυτών και χαμηλή απαίτηση εισροής ενέργειας (3 MJ/kg CO<sub>2</sub>) που απαιτούνται για την αναγέννηση του διαλύτη [48].

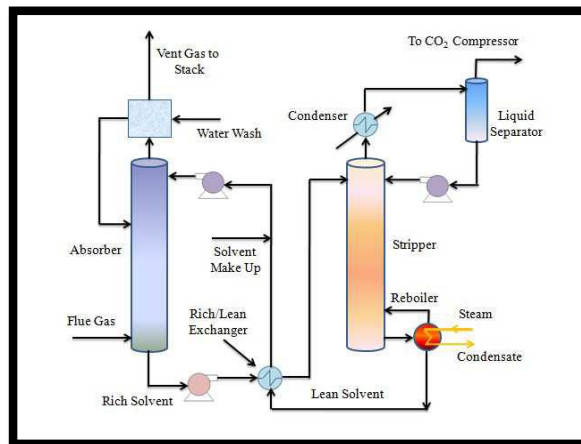
Εκλογή διαλύτη:

Σύμφωνα με την βιβλιογραφία και τα προαναφερθέντα πλεονεκτήματα και μειονεκτήματα του κάθε διαλύτη, επιλέγεται ο διαλύτης MDEA, για χρήση στην συγκεκριμένη διάταξη. Με βάση τα κριτήρια αξιολόγησης που τέθηκαν για την εκλογή του διαλύτη, η MDEA παρουσιάζει μικρή διάβρωση, μεγάλη ικανότητα δέσμησης CO<sub>2</sub> και απαιτεί μικρότερη κατανάλωση ενέργειας για την αναγέννησή της στην στήλη του αναγεννητή.

### 3.2 Δέσμευση CO<sub>2</sub> και προσομοίωση χημικών διεργασιών :

Η τεχνολογία δέσμευσης άνθρακα με χημική απορρόφηση είναι μια ώριμη τεχνολογία δέσμευσης διοξειδίου του άνθρακα μετά την καύση με γρήγορο ρυθμό απορρόφησης και αποδεδειγμένη αποτελεσματικότητα. Έχει χρησιμοποιηθεί ευρέως για την ανάκτηση CO<sub>2</sub> σε ορισμένες βιομηχανικές διεργασίες.

Το παρακάτω Σχήμα 9 δείχνει ένα τυπικό διάγραμμα ροής διεργασίας μιας διεργασίας δέσμευσης με βάση MDEA που χρησιμοποιείται για τη δέσμευση CO<sub>2</sub> από ένα καυσαέριο. Σε αυτή τη διαδικασία, το CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια απορροφάται από το διαλύτη MDEA στον απορροφητή σε χαμηλή θερμοκρασία (περίπου 35-40°C), και το πλούσιο σε CO<sub>2</sub> διάλυμα εξέρχεται από το κάτω μέρος της στήλης. Στη συνέχεια θερμαίνεται και το CO<sub>2</sub> αναγεννάται στην στήλη εκρόφησης, ενώ στη συνέχεια το ρεύμα CO<sub>2</sub> που παρήχθηκε οδηγείται στη διαδικασία συμπίεσης και αποθήκευσης.



Εικόνα 9: Διάταξη δέσμευσης CO<sub>2</sub> με χημική απορρόφηση (GCCSI, 2012)

Η ακριβής μοντελοποίηση των διαδικασιών αντιδραστικής απορρόφησης και αναγέννησης είναι κρίσιμης σημασίας για την ακριβή προσομοίωση της διαδικασίας δέσμευσης CO<sub>2</sub>. Στο Aspen Plus<sup>®</sup>, υπάρχουν δύο επιλογές για τη μοντελοποίηση στηλών απορρόφησης και αναγέννησης, συγκεκριμένα με βάση το ρυθμό (rate based) και με βάση την ισορροπία (equilibrium).

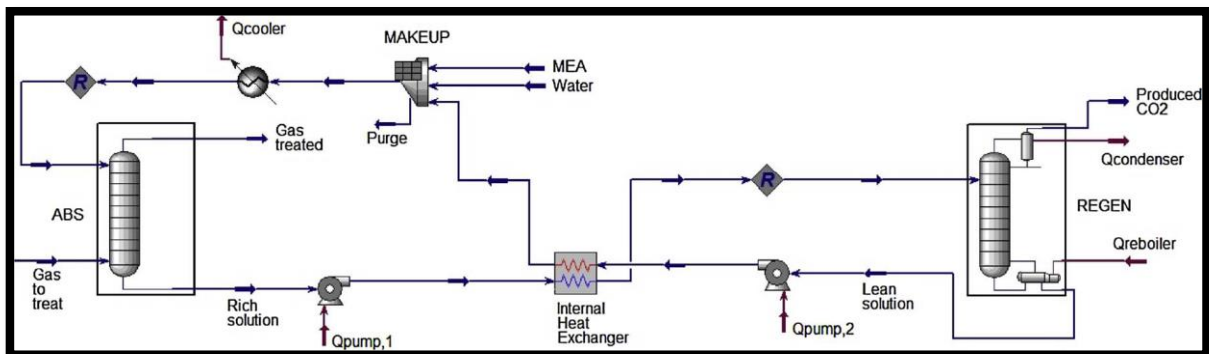
Το μοντέλο με βάση το ρυθμό είναι αυστηρό και προσφέρει υψηλότερη ακρίβεια σε σύγκριση με το συμβατικό μοντέλο ισορροπίας. Στην προσέγγιση με βάση το ρυθμό, λαμβάνονται υπόψη οι περιορισμοί μεταφοράς μάζας στη διεπαφή μεταξύ των φάσεων ατμού και υγρών. Η προσέγγιση ισορροπίας προϋποθέτει ότι οι φάσεις ατμού και υγρών αναμειγνύονται καλά μεταξύ τους σε κάθε θεωρητικό στάδιο και ότι έχει επιτευχθεί ισορροπία μεταξύ των φάσεων. Η υπόθεση ισορροπίας των δύο φάσεων είναι πάντα μια προσέγγιση καθώς οι φάσεις επαφής σπάνια βρίσκονται σε ισορροπία σε πραγματικά συστήματα.

### 3.3 Εκλογή τύπου διάταξης για τη μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub>:

Ένα από τα κύρια ερευνητικά κέντρα ενδιαφέροντος, γύρω από την τεχνολογία της χημικής απορρόφησης / προσρόφησης CO<sub>2</sub>, αποτελεί ο τύπος της διάταξης που μπορεί να χρησιμοποιηθεί. Μέσα από μεγάλο αριθμό δημοσιεύσεων και ερευνητικών προγραμμάτων, έχουν σχεδιαστεί και μελετηθεί πολλές διαφορετικές διατάξεις και έχουν προταθεί ακόμη περισσότερα υβριδικά συστήματα με σκοπό την αύξηση της ενεργειακής και εξεργειακής απόδοσης, είτε την αύξηση της οικονομικότητας των μονάδων δέσμευσης και αποθήκευσης CO<sub>2</sub>.

Συνεπώς η επιλογή του τύπου της διάταξης που θα σχεδιαστεί ως αντικείμενο της παρούσας εργασίας αποτελεί το σημαντικότερο πρωταρχικό βήμα στη διαδικασία σχεδιασμού, πριν προβούμε στην μοντελοποίηση του συστήματος. Στη συνέχεια αναφέρονται και παρουσιάζονται μερικές από τις διαφορετικές διατάξεις που έχουν σχεδιαστεί ή προταθεί στο παρελθόν από διάφορους ερευνητές και συζητούνται τα χαρακτηριστικά και οι διαφορές μεταξύ τους, προκειμένου να γίνει η ορθή επιλογή του τύπου της διάταξης που θα σχεδιαστεί και θα μοντελοποιηθεί μετέπειτα στο λογισμικό Aspen Plus®.

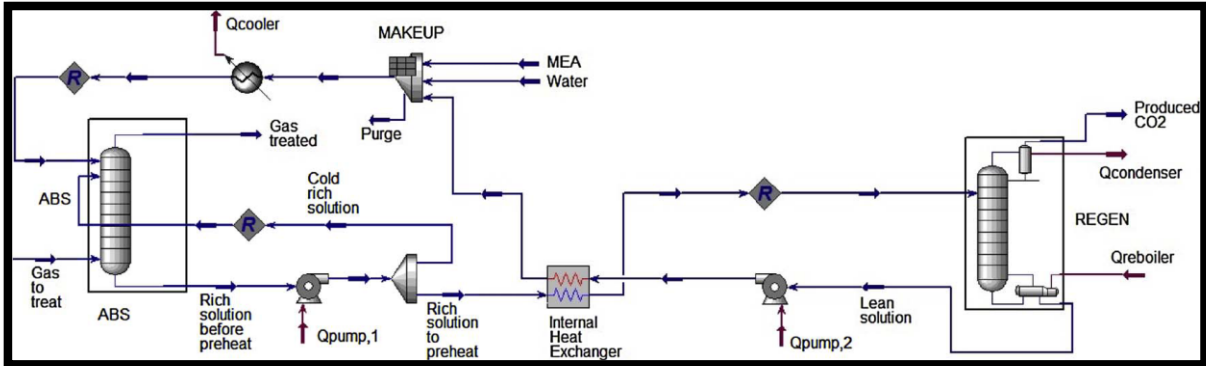
#### 3.3.1 Conventional process configuration:



Εικόνα 10: Aspen Hysys™ flow sheet for the conventional process configuration (illustration for MEA). [58]

Αρχικά, ως βάση αναφοράς αποτελεί η συμβατική διάταξη της διεργασίας δέσμευσης CO<sub>2</sub>, η οποία απεικονίζεται στο σχήμα 10. Σε αυτήν την διάταξη, εκτός από τις στήλες απορρόφησης και αναγέννησης συμπεριλαμβάνεται μόνο ένας εναλλάκτης θερμότητας για την προθέρμανση, του πλούσιου σε CO<sub>2</sub>, διαλύματος πριν αυτό οδηγηθεί στην στήλη αναγέννησης. Αυτή αποτελεί την απλούστερη σε σχεδιασμό και πολυπλοκότητα διάταξη, χωρίς όμως να επιτυγχάνεται κάποια ιδιαίτερη βελτίωση στη απόδοση του συστήματος.

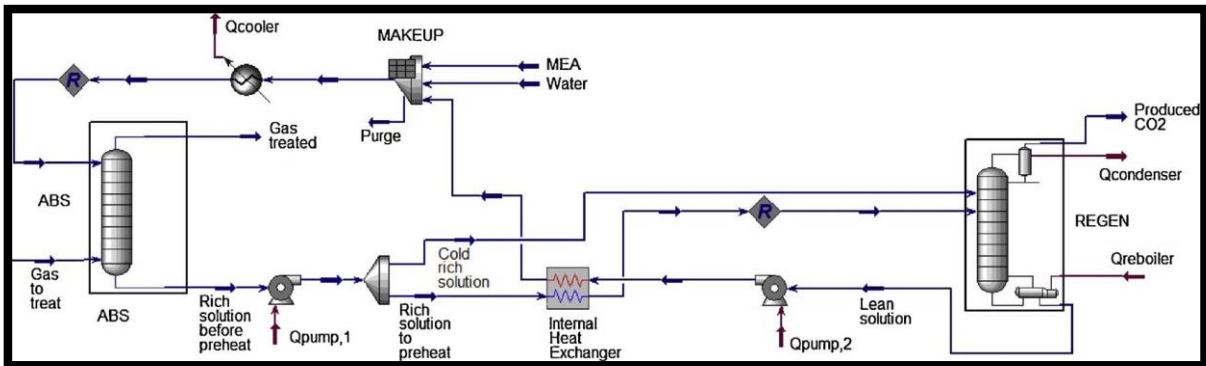
### 3.3.2 Rich Solvent Recycle (RSR) process configuration:



Εικόνα 11: Aspen Hysys™ flow sheet for the Rich Solvent Recycle (RSR) process configuration (illustration for MEA). [58]

Ως πρώτο βήμα βελτίωσης της διαδικασίας, αξιολογείται η διάταξη «Rich Solvent Recycle (RSR)», σκοπός της οποίας είναι η αύξηση της φόρτωσης CO<sub>2</sub> (CO<sub>2</sub> loading), στο κάτω μέρος της στήλης απορρόφησης, όπως απεικονίζεται στο σχήμα 11. Η αρχή αυτής της διάταξης είναι η ανακύκλωση στον απορροφητή, μέρος του πλούσιου διαλύματος που προέρχεται από το κάτω μέρος αυτής της στήλης. Το πλούσιο διάλυμα που επιστρέφει στη στήλη μπορεί επίσης να ψυχθεί για την αύξηση της απορρόφησης CO<sub>2</sub>. Ειδικά για το RSR απαιτείται ρύθμιση παραμέτρων προκειμένου να ελαχιστοποιηθεί η κατανάλωση ενέργειας του συστήματος (ιδιαίτερα η ενέργεια αναγέννησης διαλυτών).

### 3.3.3 Solvent Split Flow (SF) process configuration:



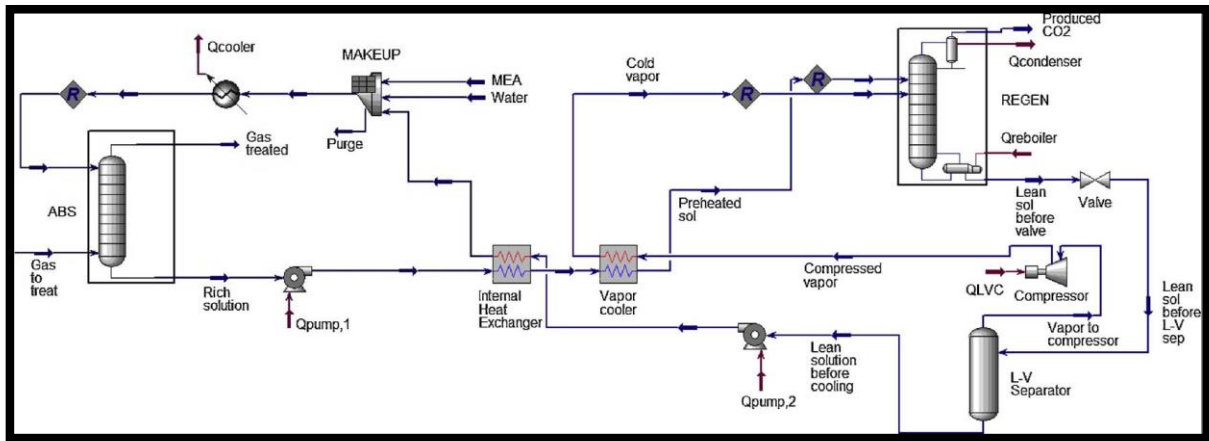
Εικόνα 12: Aspen Hysys™ flow sheet for the Solvent Split Flow (SF) process configuration (illustration for MEA). [58]

Με αυτή τη διαμόρφωση, ένα μέρος του πλούσιου διαλύματος που προέρχεται από τον απορροφητή αποστέλλεται απευθείας στην κορυφή της στήλης αναγέννησης χωρίς να

προθερμαίνεται από τον εσωτερικό εναλλάκτη θερμότητας, όπως απεικονίζεται στο σχήμα 12. Αυτή η διάταξη οδηγεί σε τροποποίηση του προφίλ της θερμοκρασίας στον αναγεννητή (είναι πιο λειασμένο από τη συμβατική διάταξη) και η ενσωμάτωση θερμότητας στο εσωτερικό της διαδικασίας βελτιώνεται.

Πράγματι, το ζεστό ρεύμα που προέρχεται από τον αναγεννητή θα μεταδώσει την ενέργειά του σε μικρότερο ρυθμό ροής πλούσιου διαλύτη, που οδηγεί σε ελαφρώς υψηλότερη θερμοκρασία διαλύτη στο επάνω μέρος του αναγεννητή και μείωση της θερμοκρασιακής διαφοράς μεταξύ της θερμοκρασίας εισόδου του διαλύτη και της θερμοκρασίας αναγέννησης λέβητα που είναι ευνοϊκή για την διαδικασία αναγέννησης (μείωση του αισθητού μέρους της θερμότητας στην ενέργεια αναγέννησης). Επιπλέον, χάρη στο ψυχρό διάλυμα που εγχύεται στο πάνω μέρος, η ενέργεια ψύξης του συμπυκνωτή μειώνεται.

### 3.3.4 Lean Vapor Compression (LVC) process configuration:

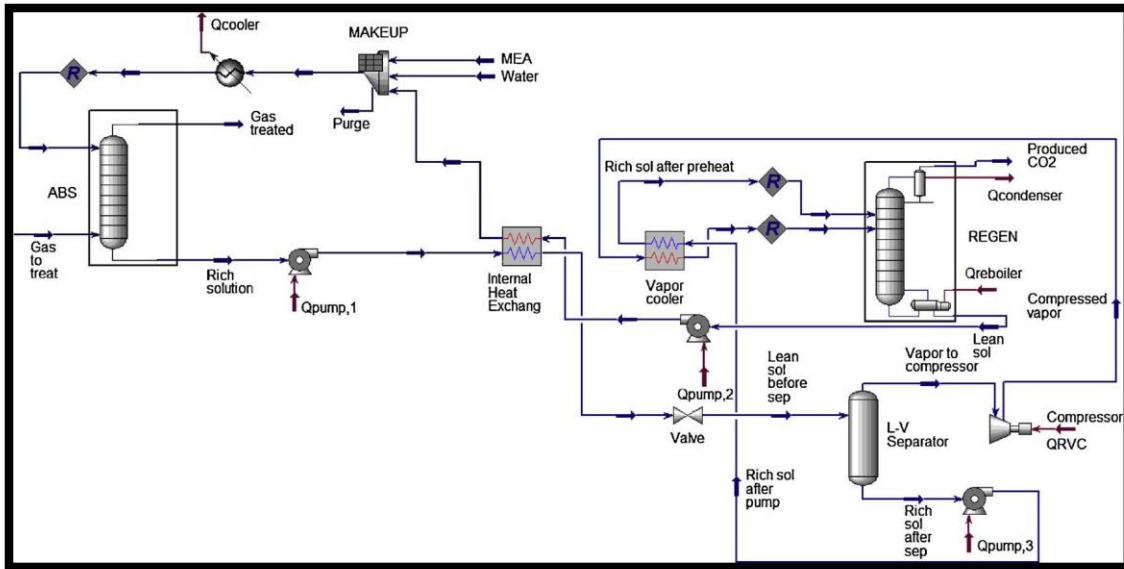


Εικόνα 13: Aspen Hysys™ flow sheet for the Lean Vapor Compression (LVC) process configuration (illustration for MEA). [58]

Η ιδέα αυτής της τροποποίησης της διαδικασίας είναι να αυξήσει την ποιότητα θερμότητας που παρέχεται στο σύστημα, όπως απεικονίζεται στο σχήμα 13. Η αρχή της διαμόρφωσης LVC είναι η εξής: ο φτωχός διαλύτης στο κάτω μέρος του αναγεννητή εξαχνώνεται για να παραχθεί ένα αέριο ρεύμα (που αποτελείται κυρίως από νερό και διοξείδιο του άνθρακα) το οποίο συμπιέζεται και εισέρχεται πίσω στη στήλη αναγέννησης. Μια τέτοια τροποποίηση της διαδικασίας μειώνει τη ζήτηση ατμού του reboiler και ψύχει τον φτωχό διαλύτη που οδηγείται στον εσωτερικό εναλλάκτη θερμότητας. Επιπλέον, ο φτωχός διαλύτης εξέρχεται από τη φλας δεξαμενή σε χαμηλότερη θερμοκρασία και θερμαίνει τον πλούσιο διαλύτη στον εναλλάκτη θερμότητας επίσης σε χαμηλότερη θερμοκρασία, κάνοντας λίγο το πάνω μέρος του αναγεννητή πιο κρύο που εν τέλει μειώνει την απαίτηση ψύξης στον συμπυκνωτή.



**3.3.5 Rich Vapor Compression (RVC) process configuration:**



**Εικόνα 14: Aspen Hysys™ flow sheet for the Rich Vapor Compression (RVC) process configuration (illustration for MEA). [58]**

Όσον αφορά τη διάταξη "Rich Vapor Compression" (RVC), η αρχή της είναι αρκετά παρόμοια με την διάταξη LVC, ακόμα κι αν εξαχνώνεται ο πλούσιος θερμός διαλύτης αντί για το φτωχό διάλυμα για να παραχθεί το αέριο ρεύμα που στέλνεται στο κάτω μέρος του αναγεννητή.

Με βάση τις προσομοιώσεις που πραγματοποιήθηκαν από τους Lionel και Diane et al. (2018) [58], επισημάνθηκε ότι οι διατάξεις LVC και RVC οδηγούν στην υψηλότερη εξοικονόμηση ενέργειας αναγέννησης (από 11% έως 18% ανάλογα με τον διαλύτη) ενώ επίσης μειώνουν σημαντικά την ενέργεια ψύξης του συμπυκνωτή. Η εξοικονόμηση ενέργειας που συνδέεται με τις τροποποιήσεις RSR και SSF ήταν χαμηλότερη (μεταξύ 2% και 10%).

Εκλογή τύπου διάταξης για τη μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub>:

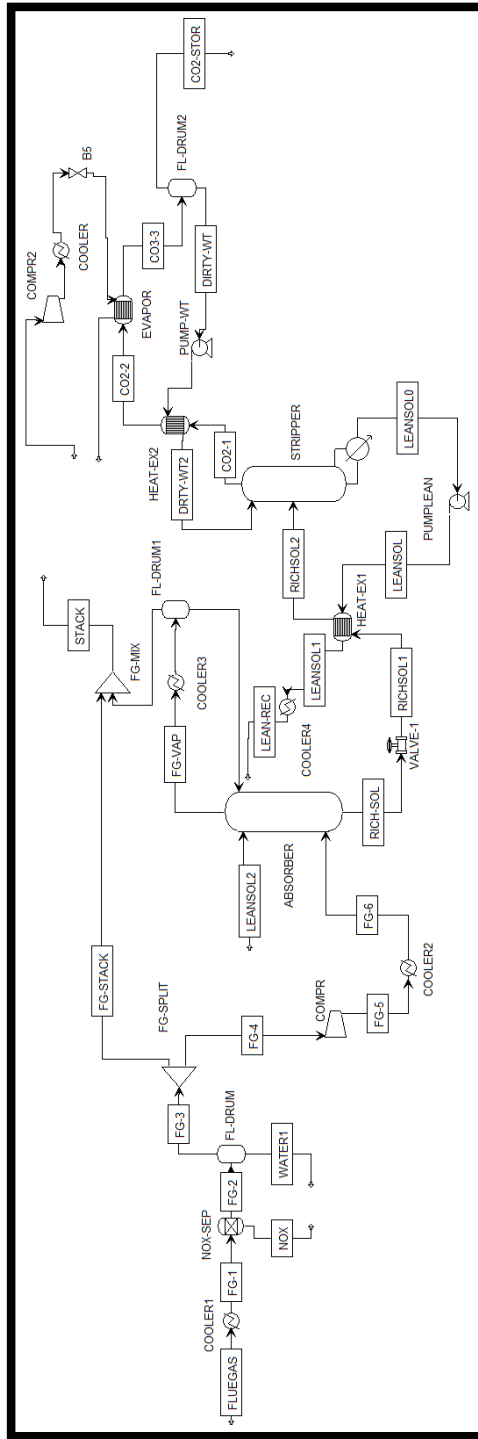
Με βάση τις παραπάνω διατάξεις θα μπορούσαν να χρησιμοποιηθούν οι LVC και RVC, εάν επιθυμούσαμε βελτιστοποίηση της ενεργειακής απόδοσης του συστήματος που πρόκειται να σχεδιαστεί. Στην προκειμένη όμως περίπτωση η κλίμακα της μονάδας είναι πολύ μικρή και επιδιώκεται η εύρεση της απλούστερης και οικονομικότερης διάταξης, με ελαχιστοποιημένες ενεργειακές καταναλώσεις και χωρίς πρόσθετη πολυπλοκότητα. Συνεπώς επιλέγεται η εφαρμογή της συμβατικής διάταξης της διεργασίας δέσμευσης CO<sub>2</sub>, η οποία παρουσιάστηκε αρχικά στο σχήμα 10, λόγω απλότητας και ευκολίας μετέπειτα στην μοντελοποίηση και κατασκευή της.

### **3.4 Ανάπτυξη μοντέλου και προσομοίωση σχεδιαζόμενης εγκατάστασης :**

Το κύριο πρόβλημα της τεχνολογίας χημικής απορρόφησης μετά την καύση είναι το υψηλό κόστος εγκατάστασης και οι μεγάλες απαιτήσεις ενέργειας στον τομέα της αναγέννησης του διαλύτη. Ως εκ τούτου, η μείωση του κεφαλαίου και του λειτουργικού κόστους είναι σημαντικό να εφαρμοστεί στην επεξεργασία καυσαερίων σταθμών ηλεκτροπαραγωγής.

Το μοντέλο έχει αναπτυχθεί και υλοποιηθεί στο Aspen Plus® για τη βελτιστοποίηση της διαδικασίας αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από ένα ρεύμα καυσαερίων προερχόμενο από την καύση φυσικού αερίου. Η μέθοδος ιδιοτήτων SYSOP15M (ELECNRTL) χρησιμοποιείται για τον χειρισμό του συστήματος χημικής αντίδρασης στο Aspen Plus®. Τα δεδομένα ρών καυσαερίων για λέβητα φυσικού αερίου ισχύος 1 MW εξάγονται από την προσομοίωση της παραγωγής καυσαερίων στο Smath Studio και στο Aspen Plus®.

Το εφαρμοσμένο διάγραμμα ροής διεργασίας της απορρόφησης διοξειδίου του άνθρακα και η αρχικά προτεινόμενη σχεδιαζόμενη εγκατάσταση παρουσιάζονται στο Σχήμα 15.



Εικόνα 15: Εγκατάσταση δέσμευσης CO<sub>2</sub> μετά την καύση

### 3.5 Περιγραφή εγκατάστασης:

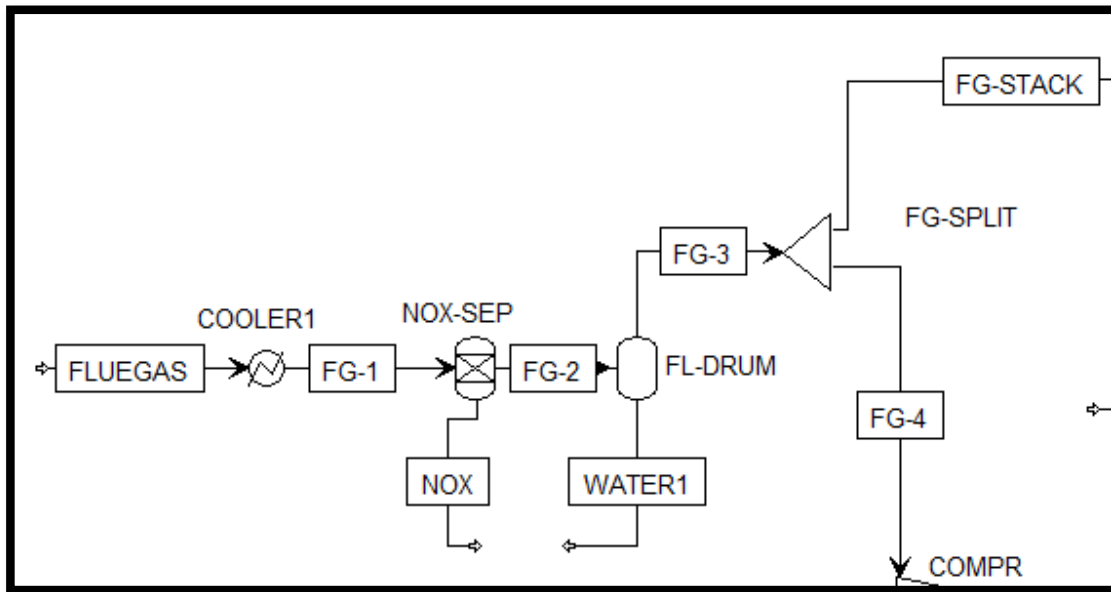
#### 3.5.1 Μονάδα επεξεργασίας καυσαερίων:

Πριν από την απορρόφηση, άλλα όξινα αέρια όπως το SO<sub>2</sub> και το NO<sub>2</sub> πρέπει να αφαιρεθούν καθώς επηρεάζουν την απόδοση του συστήματος σχηματίζοντας θερμικά άλατα με το διαλύτη όπως η ΜΕΑ. Συνιστώνται συγκεντρώσεις SO<sub>2</sub> μικρότερες από 10 ppm (Davidson, 2007). Η απομάκρυνση του SO<sub>2</sub> επιτυγχάνεται συνήθως σε μονάδα αποθείωσης καυσαερίων (FGD). Τα NO<sub>x</sub> συνήθως αφαιρούνται χρησιμοποιώντας καυστήρες επιλεκτικής καταλυτικής αναγωγής (SCR), επιλεκτικής μη καταλυτικής αναγωγής (SCNR) ή χαμηλών NO<sub>x</sub>. Τα σωματίδια, όπως η ιπτάμενη τέφρα, απομακρύνονται είτε με ηλεκτροστατικούς κατακρημνιστές (ESP) είτε με σακκόφιλτρα, διαφορετικά θα προκαλούσαν αφρό στις στήλες απορρόφησης και αναγέννησης μειώνοντας την απόδοσή τους.

Στην συγκεκριμένη εγκατάσταση γίνεται ψύξη του ρεύματος των καυσαερίων που προέρχονται από την καύση του φυσικού αερίου στον COOLER1, πριν αυτά εισαχθούν στην μονάδα επεξεργασίας των καυσαερίων NO<sub>x</sub>-SEP για αφαίρεση των όξινων αερίων και NO<sub>x</sub>.

Ο εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων COOLER1, ψύχει τα καυσαέρια μέχρι μια χαμηλή θερμοκρασία. Με αυτό τον τρόπο επιτυγχάνεται συμπύκνωση των υδρατμών νερού που περιέχονται στα καυσαέρια, το οποίο αφαιρείται στη συνέχεια μέσω του διαχωριστικού δοχείου FL-DRUM. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα να μειώνεται η περιεκτικότητα των καυσαερίων σε νερό και κατά συνέπεια να μειώνεται το επακόλουθο φορτίο των υπόλοιπων εξαρτημάτων, το οποίο θα ήταν πολύ μεγαλύτερο με την παρουσία μεγάλης ποσότητας νερού στα καυσαέρια.

Στη συνέχεια μέρος των καυσαερίων FG-STACK κατευθύνεται στην καμινάδα από όπου εξέρχεται στην ατμόσφαιρα, ενώ το υπόλοιπο μέρος των καυσαερίων FG-4 οδηγείται στην μονάδα απορρόφησης για περαιτέρω επεξεργασία.



Εικόνα 16: Απεικόνιση μοντέλου μονάδας επεξεργασίας καυσαερίων στο λογισμικό Aspen Plus®

### 3.5.2 Μονάδα απορρόφησης CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια:

Στη χημική απορρόφηση, ένα μέρος από τα καυσαέρια FG-4 συμπιέζεται στον συμπιεστή καυσαερίων COMPR και έπειτα ψύχεται μέσω του εναλλάκτη θερμότητας COOLER2. Η απορρόφηση του CO<sub>2</sub> στο διάλυμα MDEA είναι εξώθερμη. Η έκταση της απορρόφησης (σε ισορροπία) αυξάνεται με τη μείωση της θερμοκρασίας. Επομένως, ο απαιτούμενος ρυθμός ροής MDEA μπορεί να μειωθεί με τη μείωση της θερμοκρασίας των καυσαερίων και του διαλύτη πριν την είσοδό τους στη στήλη απορρόφησης ABSORBER.

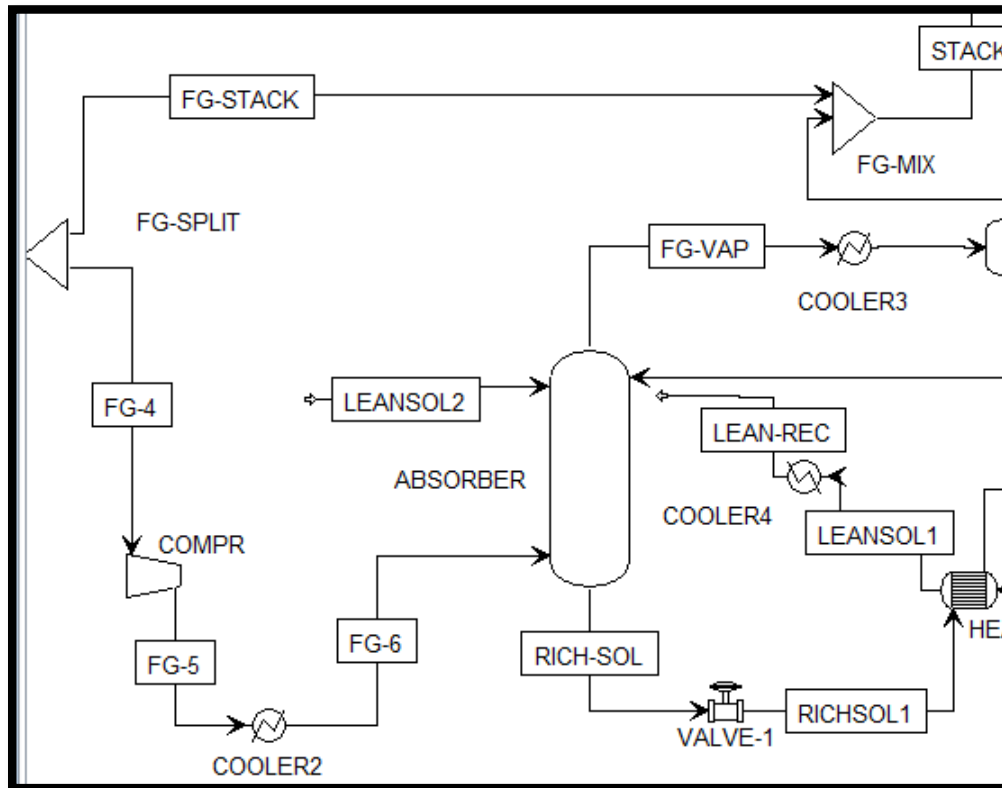
Ο εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων COOLER2, ψύχει τα καυσαέρια και ως αποτέλεσμα, αυτό θα βελτιώσει την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> και θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες διαλύτη λόγω της εξάτμισης.

Στη συνέχεια τα συμπιεσμένα και ψυγμένα καυσαέρια FG-6 εισέρχονται στον απορροφητή στο κάτω μέρος της στήλης απορρόφησης ABSORBER, ενώ ο φτωχός σε CO<sub>2</sub> διαλύτης LEANSOL2 εισέρχεται στο επάνω μέρος. Οι αντιδράσεις ξεκινούν μεταξύ MDEA και CO<sub>2</sub> ενώ ρέουν αντίρροα διαμέσου της στήλης. Το αέριο που δεν αντέδρασε φεύγει από τη στήλη στην κορυφή FG-VAP, ενώ ο πλούσιος σε CO<sub>2</sub> διαλύτης φεύγει από τη στήλη στο κάτω μέρος RICH-SOL.

Ο πλούσιος διαλύτης που παράχθηκε εξέρχεται από το κάτω μέρος της στήλης ABSORBER και εκτονώνεται διαμέσω της βαλβίδας VALVE-1 και έπειτα περνά μέσα από τον εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1 για να αυξήσει τη θερμοκρασία του πριν σταλεί στο τμήμα του αναγεννητή.

Ο εναλλάκτης ψύξης αερίων COOLER3, ψύχει τα απαγώμενα αέρια από την έξοδο της στήλης απορρόφησης. Με αυτό τον τρόπο επιτυγχάνεται συμπύκνωση των υδρατμών διαλύτη που περιέχονται στα καυσαέρια, το οποίο αφαιρείται στη συνέχεια μέσω του διαχωριστικού δοχείου FL-DRUM1. Αυτό γίνεται για να επιτευχθεί η συμπύκνωση τυχών οξέων και μικρής ποσότητας διαλύτη που ενδέχεται να έχει παρασυρθεί από το ρεύμα των καυσαερίων κατά τη διάρκεια της διαδικασίας απορρόφησης, και ως αποτέλεσμα η ψύξη και επανακυκλοφορία των παραγόμενων αερίων θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες του διαλύτη MDEA λόγω της εξάτμισης. Η παραγωγή ανεπιθύμητων τοξικών αερίων και ο διαλύτης MDEA πρέπει να αποφευχθεί να απελευθερωθούν στην ατμόσφαιρα λόγω της μεγάλης περιβαλλοντολογικής επίπτωσης που έχουν αυτά τα αέρια, ενώ επίσης σαν διαλύτης είναι πολύ ακριβός και γιαυτό επιδιώκεται όσο το δυνατό περισσότερο η μείωση των απωλειών διαλύτη από τη στήλη απορρόφησης στην ατμόσφαιρα.

Ο εναλλάκτης ψύξης διαλύτη COOLER4, ψύχει το φτωχό ρεύμα διαλύτη που προέρχεται από την στήλη αναγέννησης, πριν να επανεισέλθει στην στήλη απορρόφησης. Αυτό θα βελτιώσει την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> και θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες διαλύτη λόγω της εξάτμισης.



Εικόνα 17: Σχηματική απεικόνιση μονάδας απορρόφησης CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια στο λογισμικό Aspen Plus®

### 3.5.3 Μονάδα αναγέννησης διαλύτη και εκρόφησης CO<sub>2</sub>:

Ο πλούσιος διαλύτης που παράχθηκε εξέρχεται από το κάτω μέρος της στήλης απορρόφησης, εκτονώνεται διαμέσω της βαλβίδας VALVE-1 και έπειτα περνά μέσα από τον εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1 για να αυξήσει τη θερμοκρασία του πριν σταλεί στο τμήμα του αναγεννητή. Το θερμαινόμενο πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα διαλύματος RICHSOL2 στη συνέχεια πηγαίνει στην κορυφή του αναγεννητή.

Στον αναγεννητή, χρησιμοποιείται θερμότητα που παρέχεται υπό τη μορφή ρεύματος ατμού για τη διαδικασία αναγέννησης του διαλύτη. Τέλος, τα διαχωρισμένα αέρια CO<sub>2</sub>-1 αφήνουν τον αναγεννητή στην κορυφή και ψύχονται με την χρήση ενός εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX2 και ενός ψυκτικού κύκλου αμμωνίας-νερού, προτού σταλούν στην διαδικασία συμπίεσης και αποθήκευσης.

Το φτωχό διάλυμα LEANSOLO στη συνέχεια αφήνει το σύστημα στο κάτω μέρος του αναγεννητή, συμπιέζεται μέσω της αντίας διαλύματος PUMPLEAN και περνά από τον εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1 όπου προθερμαίνει το πλούσιο διάλυμα RICHSOL-1.

Ο εναλλάκτης ψύξης διαλύτη COOLER4, ψύχει το φτωχό ρεύμα διαλύτη που προέρχεται από την στήλη αναγέννησης, πριν να επανεισέλθει στην στήλη απορρόφησης. Αυτό θα βελτιώσει την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> και θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες διαλύτη λόγω της εξάτμισης.

Ο εναλλάκτης ψύξης EVAPOR του παραγόμενου ρεύματος αερίων CO<sub>2</sub>-2, ψύχει τα αέρια μέχρι μια χαμηλή θερμοκρασία με την χρήση ενός κύκλου ψυκτικού ρευστού. Με αυτό τον τρόπο επιτυγχάνεται συμπύκνωση των υδρατμών νερού που περιέχονται στα αέρια CO<sub>2</sub>-3, το οποίο αφαιρείται στη συνέχεια μέσω του διαχωριστικού δοχείου FL-DRUM2. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα να μειώνεται η περιεκτικότητα των αερίων σε νερό και κατά συνέπεια να μειώνεται η περιεκτικότητα του παραγόμενου ρεύματος διοξειδίου του άνθρακα CO<sub>2</sub>-STOR, σε νερό, πριν αυτό σταλεί για συμπίεση και αποθήκευση.





### 3.6 Δεδομένα προσομοίωσης:

Τα δεδομένα ροής φυσικού αερίου εισόδου δίνονται στον Πίνακα 3.

Στον παρακάτω πίνακα δίνονται οι συνθέσεις ενός "Τυπικού Ελληνικού Φυσικού Αερίου", σύμφωνα με δεδομένα της Δημόσιας Επιχείρησης Αερίου (ΔΕΠΑ), όπως αυτό της ελληνικής αγοράς με αρκετές ομοιότητες με το Ρωσικό Φ.Α.

**Πίνακας 3: Δεδομένα ροής φυσικού αερίου**

Natural Gas	
Parameter	
Flow rate [kg/s]	0,0195
Temperature [°C]	30
Pressure [bar]	1
Composition Mol%	
CH <sub>4</sub>	90
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2
C <sub>2</sub> H <sub>10</sub>	1
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,5
N <sub>2</sub>	2,5
CO <sub>2</sub>	1
Property	
relative molecular mass $M$ in kg / kmol	18,305
molecular volume $V_m$ in m <sup>3</sup> / kmol	22,349
density $\rho_n$ in kg / m <sup>3</sup>	0,819
relative density $d_n$ in relation to air	0,633
Higher calorific value $H_o$ in MJ / m <sup>3</sup>	42,157
Higher calorific value in MJ / kg	51,474
specific heat capacity $c_p$ in kJ / kg K	2,013
isentropic exponent $c$	1,273
dynamic viscosity $\mu$ in kg / ms	10,02*10 <sup>-6</sup>

Τα δεδομένα ροής καυσαερίων εισόδου δίνονται στον Πίνακα 4.

**Πίνακας 4: Ρυθμός ροής καυσαερίων και σύνθεση**

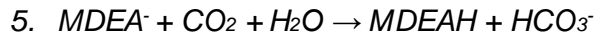
Flue Gas	
Parameter	
Flow rate [kg/s]	0,3448
Temperature [°C]	130
Pressure [bar]	1,1
Composition Mol%	
H <sub>2</sub> O	20,024
N <sub>2</sub>	70,101
CO <sub>2</sub>	8,995
O <sub>2</sub>	0,8797
CO	0,000308
NO	1,6*10 <sup>-16</sup>
NO <sub>2</sub>	2,7*10 <sup>-16</sup>

### 3.6.1 Χημικές αντιδράσεις:

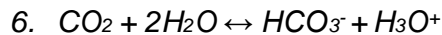
Οι κύριες χημικές αντιδράσεις που λαμβάνουν χώρα σε ένα σύστημα MDEA-CO<sub>2</sub> περιγράφονται σε αυτή την ενότητα. Το τμήμα απορρόφησης/εκρόφησης απαιτεί αυστηρό θερμοδυναμικό μοντέλο για να βρεθούν οι συνθέσεις ισορροπίας στο σύστημα.

Οι ακόλουθες χημικές αντιδράσεις (Εξισώσεις 5-9) λαμβάνουν χώρα όταν το CO<sub>2</sub> απορροφάται σε ένα υδατικό διάλυμα MDEA-H<sub>2</sub>O.

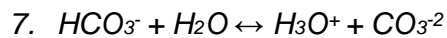
Hydrolysis reaction:



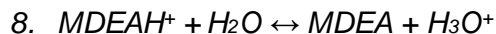
Dissociation of dissolved carbon dioxide:



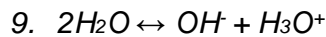
Dissociation of bicarbonate:



Dissociation of protonated MDEA:

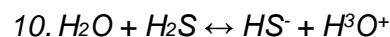


Ionization of water:

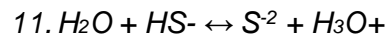


Εκτός από αυτές τις κύριες αντιδράσεις, ακολουθούν δύο αντιδράσεις όταν υπάρχει μια θειούχος ένωση στο σύστημα καυσαερίων:

Hydrogen sulfide:



Hydrogen bisulfide:



### 3.6.2 Δεδομένα ισορροπίας

Τα μοριακά κλάσματα κάθε μεμονωμένου συστατικού στη φάση υγρού και ατμού υπολογίζονται λύνοντας τις παραπάνω εξισώσεις. Η σταθερά ισορροπίας υπολογίζεται χρησιμοποιώντας την ακόλουθη εξίσωση ρυθμού (εξίσωση 12).

$$12. \ln K_i = A_i + \frac{B_i}{T} + C_i \cdot \ln T + D_i \cdot T$$

Τα δεδομένα σταθερής ισορροπίας που εισάγονται λαμβάνονται υπόψη για την ανάπτυξη του μαθηματικού μοντέλου και παρουσιάζονται στον Πίνακα 5.

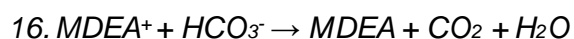
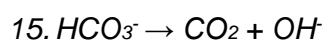
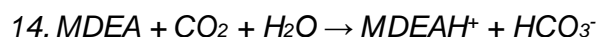
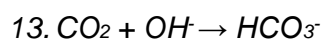
**Πίνακας 5: Τα δεδομένα σταθερής ισορροπίας για την ανάπτυξη του μαθηματικού μοντέλου**

Parameter	Reaction 5	Reaction 6	Reaction 7	Reaction 8	Reaction 9	Reaction 10	Reaction 11
A	-0.52	231.46	216.05	-9,4165	132.89	214.58	-9.742
B	-2545.53	-12092.1	-12431.7	-4234,98	-13445.9	-12995.4	-8585.47
C	0	-36.78	-35.48	0	-22.47	-33.55	0
D	0	0	0	0	0	0	0

Οι σταθερές ισορροπίας της αντίδρασης και οι σταθερές κινητικής που περιλαμβάνονται στο λογισμικό μοντελοποίησης Aspen Plus® χρησιμοποιούνται σε αυτήν την προσομοίωση.

### 3.6.3 Κινητικά δεδομένα

Τα δεδομένα κινητικής ταχύτητας είναι σημαντικά να κατανοηθούν για το σύστημα αντίδρασης. Οι αντιδράσεις ισορροπίας 5 και 6 αντικαθίστανται από τις εξισώσεις μοντέλου ταχύτητας 13 και 14 και τις αντίστροφες αντιδράσεις 15 και 16.



Η κινητική εξίσωση που χρησιμοποιείται για τους μαθηματικούς υπολογισμούς ορίζεται στο Aspen Plus® και δίνεται στην Εξίσωση 17 με σταθερές τιμές στον Πίνακα 6.

$$17. r_i = k_i \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{n_i} \cdot \exp\left[-\frac{E_i}{R} \cdot \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0}\right)\right]$$

**Πίνακας 6: Τα δεδομένα κινητικής ταχύτητας για την ανάπτυξη του μαθηματικού μοντέλου**

Parameter	Reaction 13	Reaction 14	Reaction 15	Reaction 16
ki	4.32e+13	2,22e+10	2.38e+17	1,0568E+24
ni	0	0	0	0
Ei	13249	9029	29450.89	25424
To	298	298	298	298

Οι σταθερές ισορροπίας της αντίδρασης και οι σταθερές κινητικής που περιλαμβάνονται στο λογισμικό μοντελοποίησης Aspen Plus® χρησιμοποιούνται σε αυτήν την προσομοίωση.

### 3.6.4 Επιλογή μοντέλων εξοπλισμού στο λογισμικό Aspen Plus®

- Το μοντέλο RATEFRAC χρησιμοποιείται για την στήλη απορροφητή και αναγεννητή.
- Το μοντέλο μονάδας HEATER χρησιμοποιείται για τα COOLER1, COOLER2, COOLER3 και COOLER4, στους οποίους γίνεται ψύξη με νερό.
- Το μοντέλο HEATX, το οποίο είναι ένα μοντέλο για έναν εναλλάκτη θερμότητας δύο ρευμάτων, χρησιμοποιείται για τον εναλλάκτη θερμότητας αερίου-υγρού HEAT-EX2, τον εναλλάκτη θερμότητας φτωχού/πλούσιου διαλύματος HEAT-EX1 και τον εξαχνωτή του κύκλου ψύξης αμμωνίας-νερού EVAPOR.
- Το μοντέλο Mixer χρησιμοποιείται για το FG-MIX.
- Το μοντέλο FSplit χρησιμοποιείται για το FG-SPLIT.
- Το μοντέλο FLASH2 χρησιμοποιείται για τους διαχωριστές αερίου-υγρού (FL-DRUM, FL-DRUM1, FL-DRUM2).
- Το μοντέλο PUMP χρησιμοποιείται για την αντλία του φτωχού διαλύματος PUMPLEAN και την αντλία PUMP-WT.
- Το μοντέλο COMPR χρησιμοποιείται για το συμπιεστή του καυσαερίου τροφοδοσίας COMPR.

## 4. Διερεύνηση παραμέτρων λειτουργίας εγκατάστασης και επιλογή συνθηκών λειτουργίας :

Σε αυτό το κεφάλαιο, θα διερευνηθούν οι επιπτώσεις των παρακάτω παραμέτρων στη απόδοση δέσμησης CO<sub>2</sub>:

Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων με βάση:

- Ρυθμός ροής διαλύματος διαλύτη που παρέχεται (0,1-1,2 kg/s)
- Πίεση λειτουργίας του απορροφητή (1-3 bar)
- Πίεση λειτουργίας του αναγεννητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)
- Πίεση των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία φτωχού διαλύματος στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)

Οι ακόλουθοι δείκτες απόδοσης χρησιμοποιούνται για την αξιολόγηση της επιρροής των παραπάνω παραμέτρων στη διαδικασία απορρόφησης / αναγέννησης:

- Θερμική λειτουργία αναβραστήρα για αναγέννηση διαλύτη (MJ/kg CO<sub>2</sub>)
- Ψυκτική ισχύς διάταξης (MJ/kg CO<sub>2</sub>)
- Ηλεκτρική ισχύς διάταξης (MJ/kg CO<sub>2</sub>)

Παράμετροι των μονάδων μοντελοποίησης:

- Επεξεργασία του 20% των καυσαερίων που προέρχονται από την καύση του Φ.Α.
- Επιθυμητή δέσμηση τουλάχιστον του 85% του CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων, στον απορροφητή, ιδανικά δέσμηση του 90% εάν είναι ενεργειακά συμφέρον
- Συμπιεστές καυσαερίων και CO<sub>2</sub> και αντλίες διαλύματος, έχουν ενδεικτικά 85% ισεντροπικό βαθμό απόδοσης και 95% μηχανικό βαθμό απόδοσης αντίστοιχα, λόγω των πολύ μικρών λόγων πιέσεων τους και μικρών παροχών
- Η στήλη απορρόφησης έχει 4 βαθμίδες και η στήλη αναγέννησης έχει 3 βαθμίδες
- Θερμοκρασιακή διαφορά ανάμεσα σε ψυχρό και θερμό ρεύμα στους εναλλάκτες θερμότητας είναι τουλάχιστον 5°C
- Ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, μέχρι τους -5°C, στον εξαχνωτή EVAPOR του ψυκτικού κύκλου αμμωνίας-νερού, για παραγωγή ροής CO<sub>2</sub>, με τουλάχιστον 99,5% περιεκτικότητα σε CO<sub>2</sub>, στο ρεύμα CO<sub>2</sub>-STOR που θα οδηγηθεί για συμπίεση και αποθήκευση στο τέλος της εγκατάστασης.

#### 4.1 Ανάλυση ευαισθησίας και βελτιστοποίηση της διαδικασίας δέσμησης CO<sub>2</sub>

Στις μελέτες ευαισθησίας, διερευνάται η επίδραση μιας από τις παραπάνω παραμέτρους που αναφέρθηκαν προηγουμένως, στην απόδοση της διαδικασίας δέσμησης και οι άλλες παράμετροι παραμένουν αμετάβλητες. Σε αυτή την περίπτωση, ο ρυθμός δέσμησης του CO<sub>2</sub> και οι ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης μπορούν να αλλάξουν και υπάρχει απειρία πιθανών σημείων λειτουργίας της εγκατάστασης.

Η απορρόφηση του CO<sub>2</sub> στο διάλυμα MDEA είναι εξώθερμη. Η έκταση της απορρόφησης (σε ισορροπία) αυξάνεται με τη μείωση της θερμοκρασίας. Επομένως, ο απαιτούμενος ρυθμός ροής MDEA μπορεί να μειωθεί με τη μείωση της θερμοκρασίας των καυσαερίων και του διαλύτη πριν την είσοδό τους στη στήλη απορρόφησης. Αυτό μπορεί να μειώσει τις ενεργειακές καταναλώσεις αναγέννησης του διαλύτη και να βελτιώσει την αποδοτικότητα της διαδικασίας δέσμησης, ενδέχεται όμως να αυξάνει τις ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης σε μεγάλο βαθμό σε κάποιες περιπτώσεις.

Επομένως απαιτείται η μελέτη των παραγόντων που επηρεάζουν σε μεγαλύτερο βαθμό την αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης στην στήλη απορρόφησης και των παραγόντων που οδηγούν σε αύξηση των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης, προκειμένου να βρεθεί ο κατάλληλος συνδυασμός συνθηκών λειτουργίας που οδηγεί σε καλή απόδοση της εγκατάστασης και έχει την οικονομικότερη λειτουργία.

Οι παράγοντες που επιλέχθηκαν να μελετηθούν, λόγω της μεγάλης βαρύτητάς τους στην απόδοση της διαδικασίας απορρόφησης και στις θερμικές / ψυκτικές / ηλεκτρικές καταναλώσεις της μονάδας είναι οι παρακάτω:

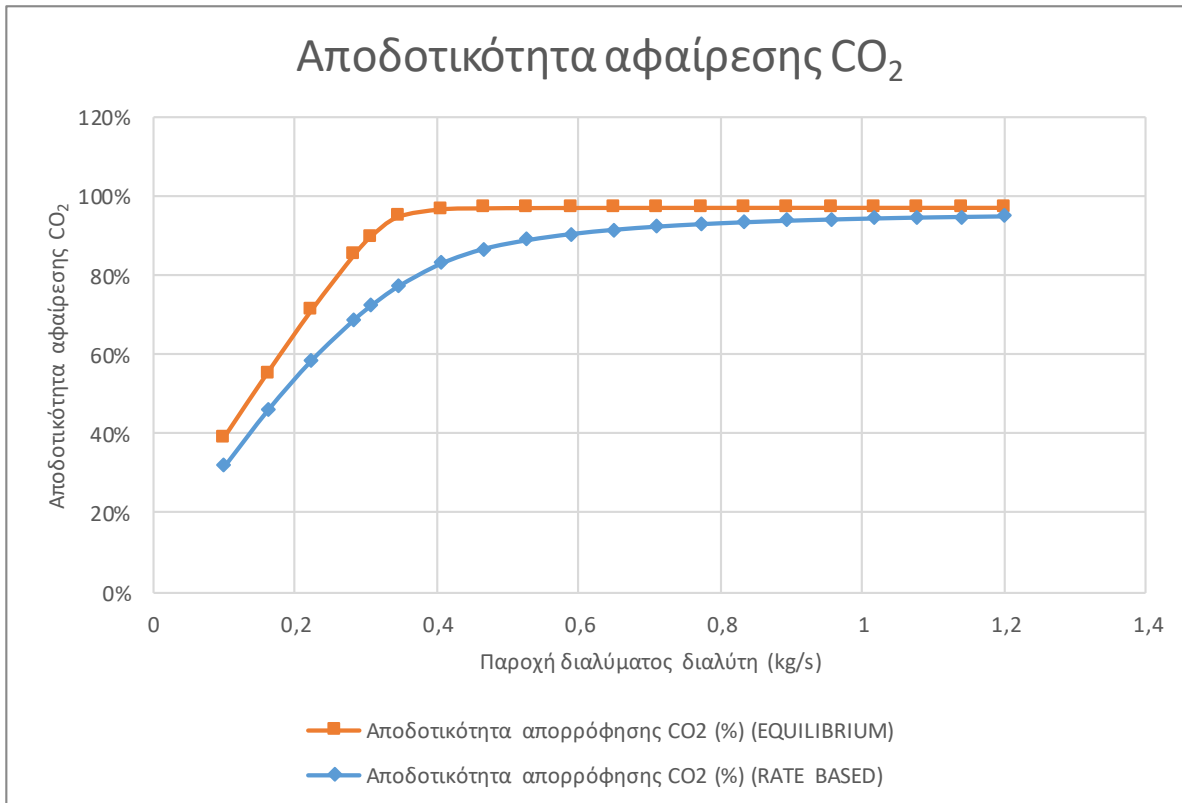
- Ρυθμός ροής διαλύματος διαλύτη που παρέχεται (0,1-1,2 kg/s)
- Πίεση λειτουργίας του απορροφητή (1-3 bar)
- Πίεση λειτουργίας του αναγεννητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)
- Πίεση των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία φτωχού διαλύματος στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)

Στην παρακάτω ανάλυση η κατά μάζα σύσταση του διαλύτη σε MDEA κατά την είσοδό του στην στήλη απορρόφησης καθορίστηκε στο 30%, σε όλες τις περιπτώσεις που μελετήθηκαν.

Ο ρυθμός/απόδοση δέσμησης CO<sub>2</sub> υπολογίζεται σύμφωνα με την εξίσωση 18:

$$18. \text{Ρυθμός δέσμησης CO}_2 = \frac{\text{γραμμομοριακή ροή CO}_2 \text{ στο ρεύμα RICH-SOL (πλούσιο διάλυμα)}}{\text{γραμμομοριακή ροή CO}_2 \text{ στον ατμό FG-6 (αέρια εξερχόμενου καυσαερίου)}}$$

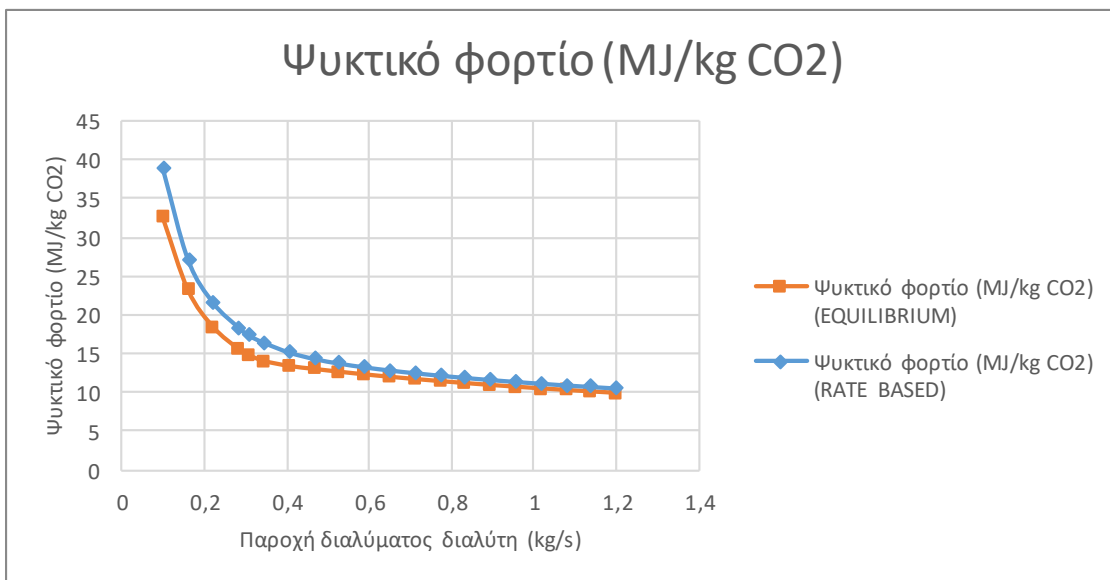
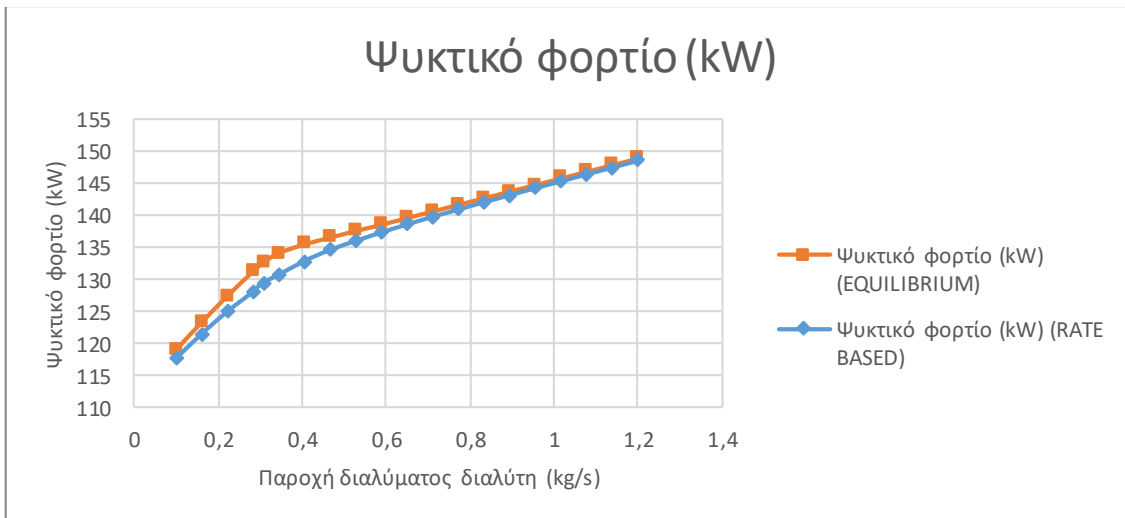
**4.1.1 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση το ρυθμό ροής διαλύματος που παρέχεται:**



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης αυξάνεται με την αύξηση της παροχής του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα. Επομένως η απαιτούμενη παροχή για δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub>, από τα καυσαέρια που εισέρχονται στην στήλη θα είναι μεγαλύτερη από αυτήν που έχει αρχικά υπολογιστεί στο μοντέλο ισορροπίας.

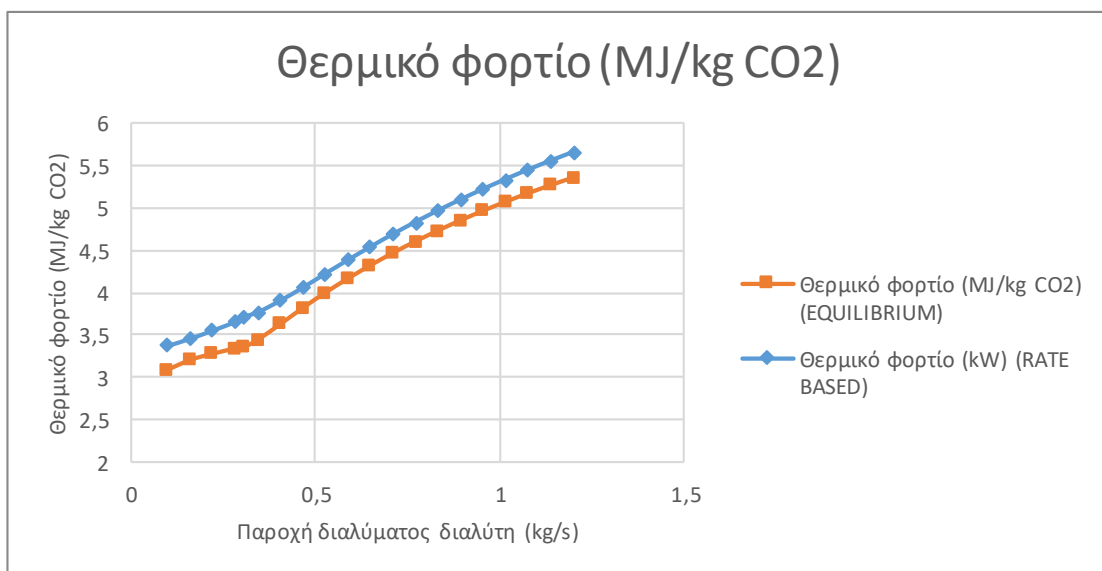
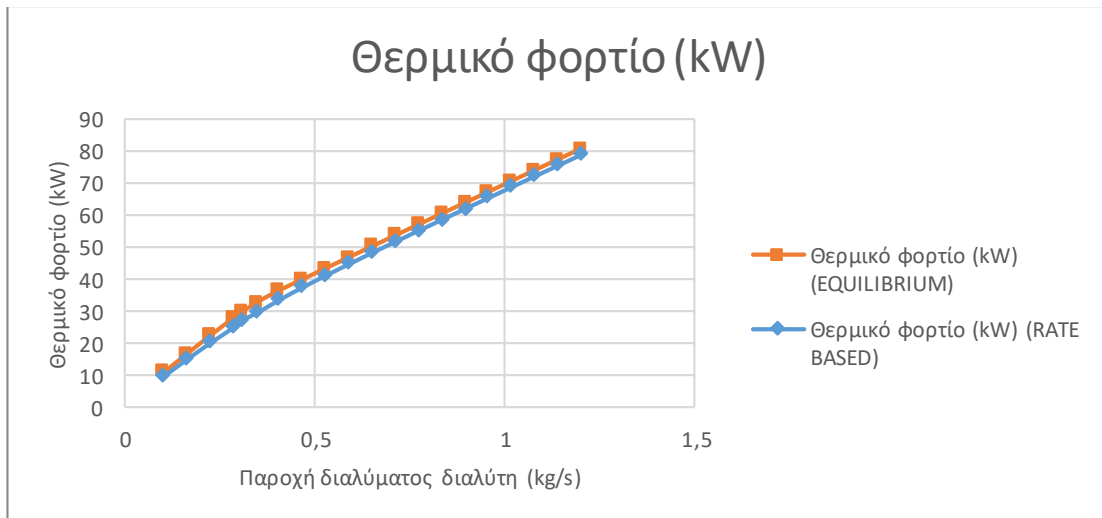
Η απαιτούμενη παροχή του διαλύτη μπορεί όμως να μειωθεί με άλλους τρόπους, όπως με τη μείωση της θερμοκρασίας του διαλύματος και τη μείωση της θερμοκρασίας των εισερχόμενων καυσαερίων στην στήλη απορρόφησης, οι οποίοι θα εξεταστούν παρακάτω.





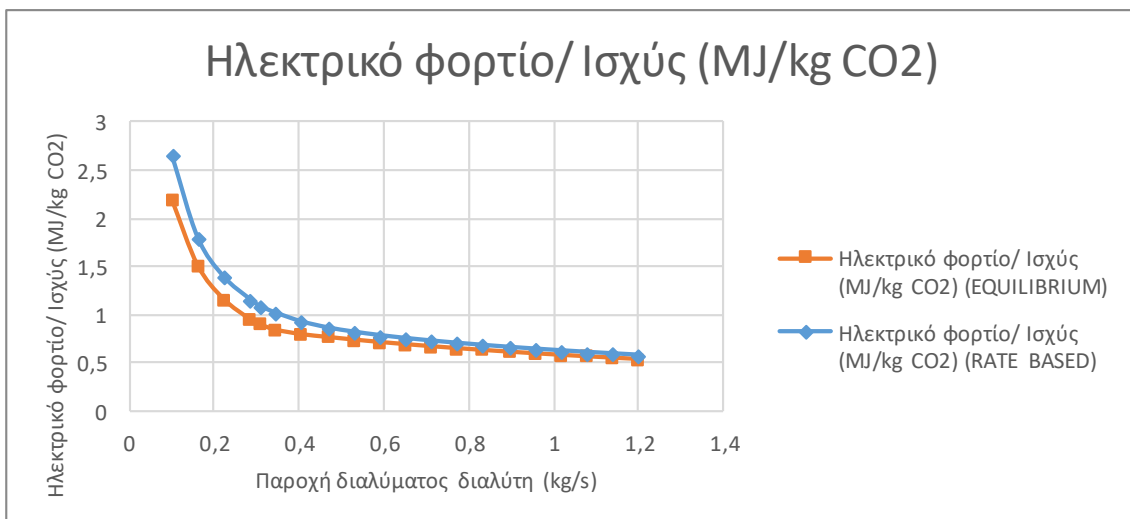
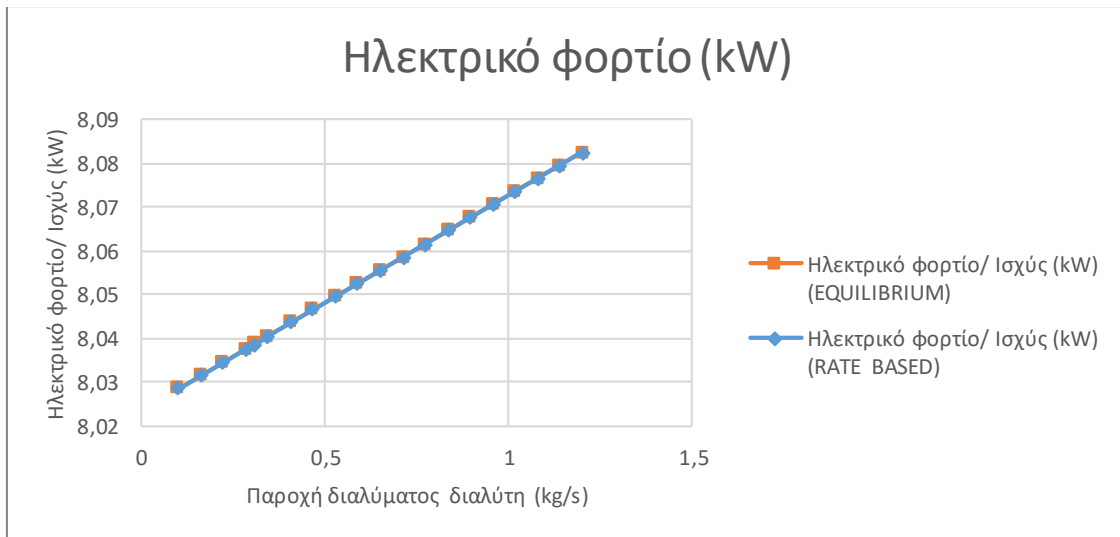
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της παροχής του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, όμως μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της παροχής του διαλύτη αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται σε αντιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της παροχής του διαλύτη.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της παροχής του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, εφόσον με την αύξηση της παροχής του διαλύτη αυξάνεται και η απαίτηση αναγέννησης μεγαλύτερης ποσότητας διαλύματος στην στήλη του αναγεννητή. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μεγαλύτερο.

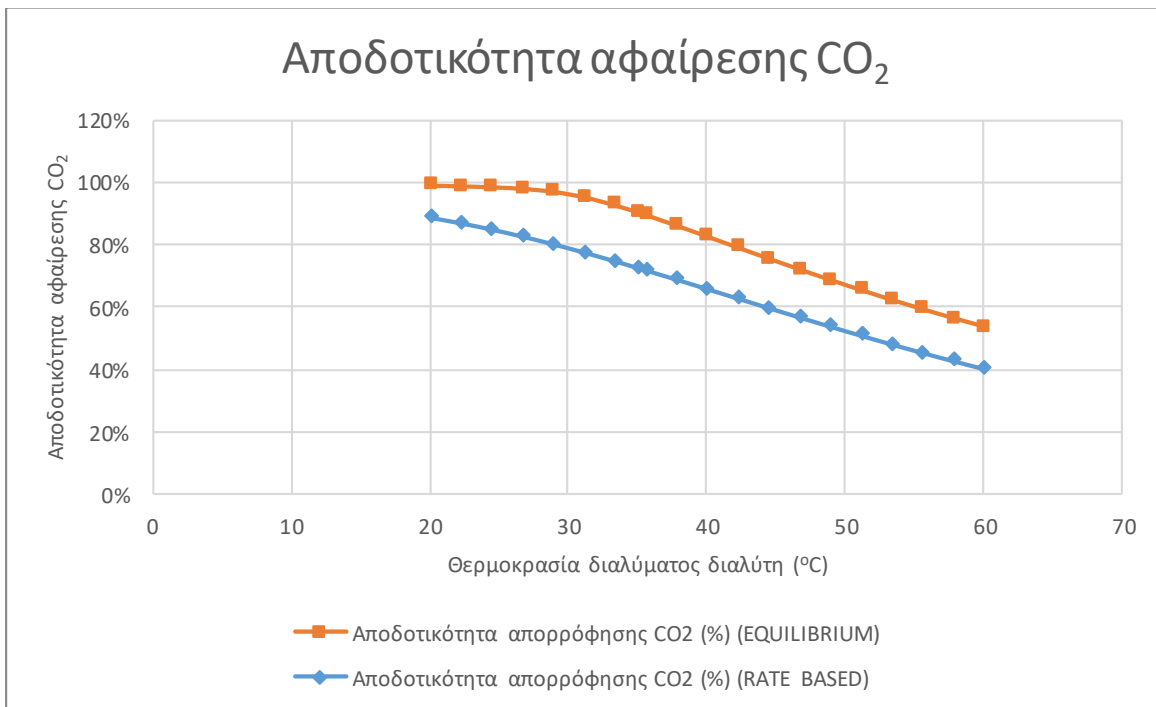
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η αύξηση του θερμικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της παροχής του διαλύτη.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται ελάχιστα με την αύξηση της παροχής του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, λόγω μεγαλύτερης παροχής στην αντλία του διαλύματος PUMPLEAN, όμως μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της παροχής του διαλύτη αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μικρότερο.

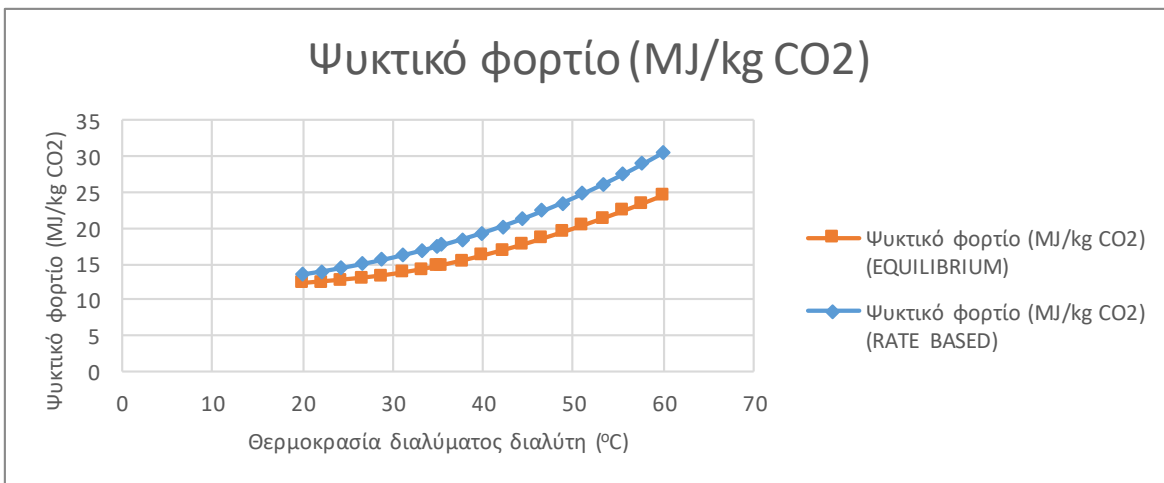
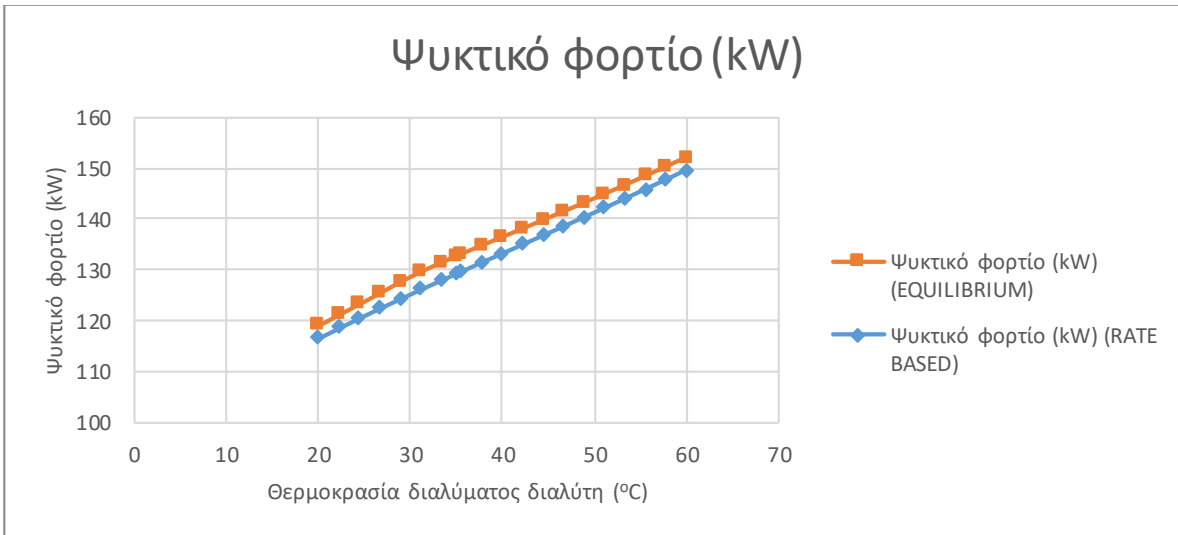
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της παροχής του διαλύτη.

**4.1.2 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την θερμοκρασία του φτωχού διαλύματος στην είσοδο του απορροφητή:**



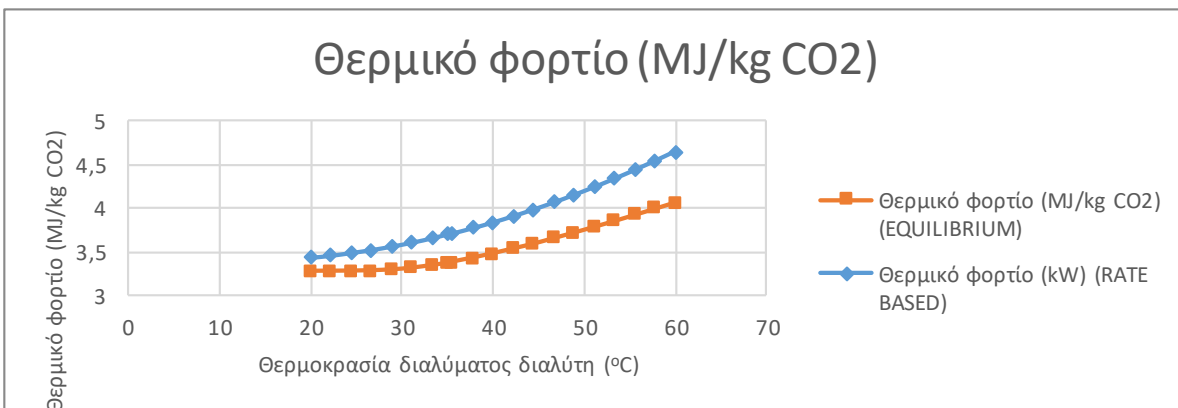
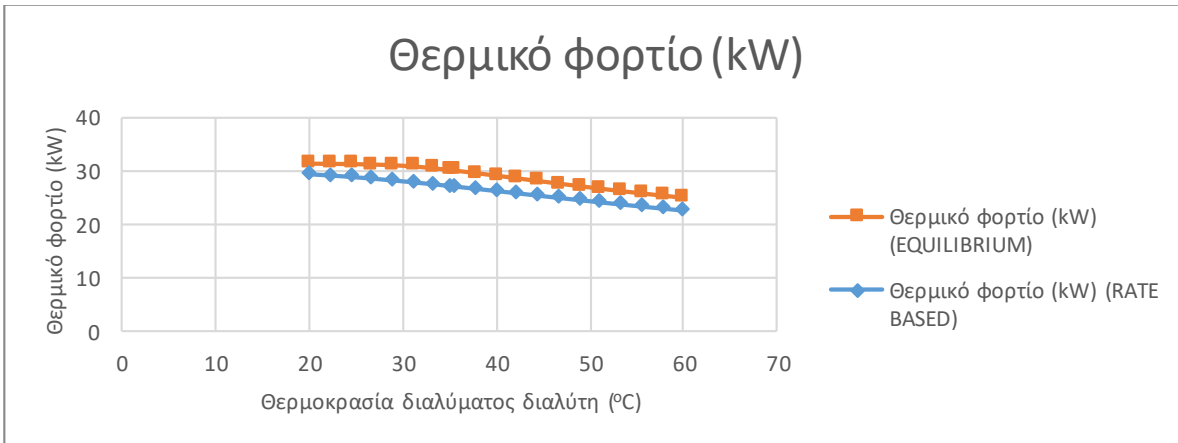
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα. Επομένως η απαιτούμενη παροχή για δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub>, από τα καυσαέρια που εισέρχονται στην στήλη θα είναι μεγαλύτερη από αυτήν που έχει αρχικά υπολογιστεί στο μοντέλο ισορροπίας.

Η απαιτούμενη παροχή του διαλύτη για δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub>, μπορεί όμως να μειωθεί με άλλους τρόπους, όπως με τη μείωση της θερμοκρασίας του διαλύματος, αφού όπως παρατηρείται πιο πάνω η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης είναι μεγαλύτερη σε χαμηλότερες θερμοκρασίες αντίδρασης του διαλύτη.



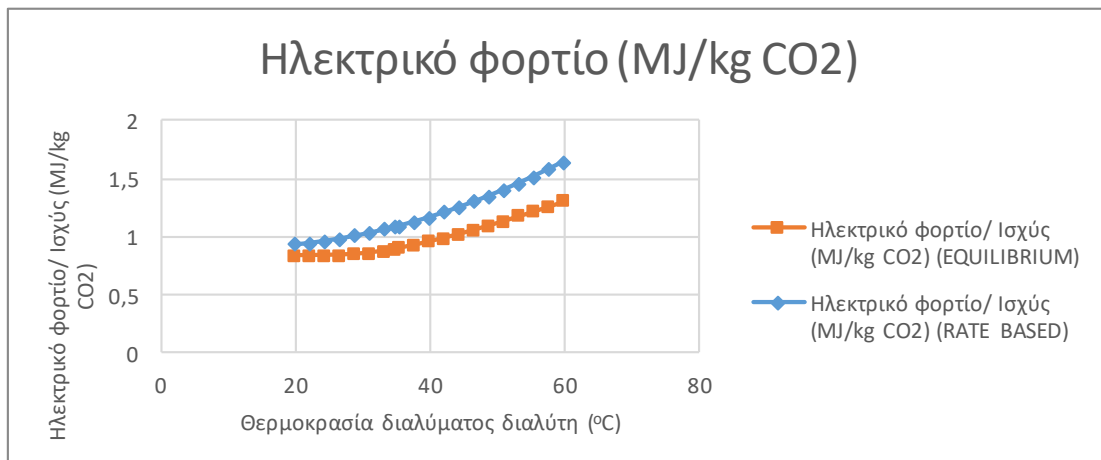
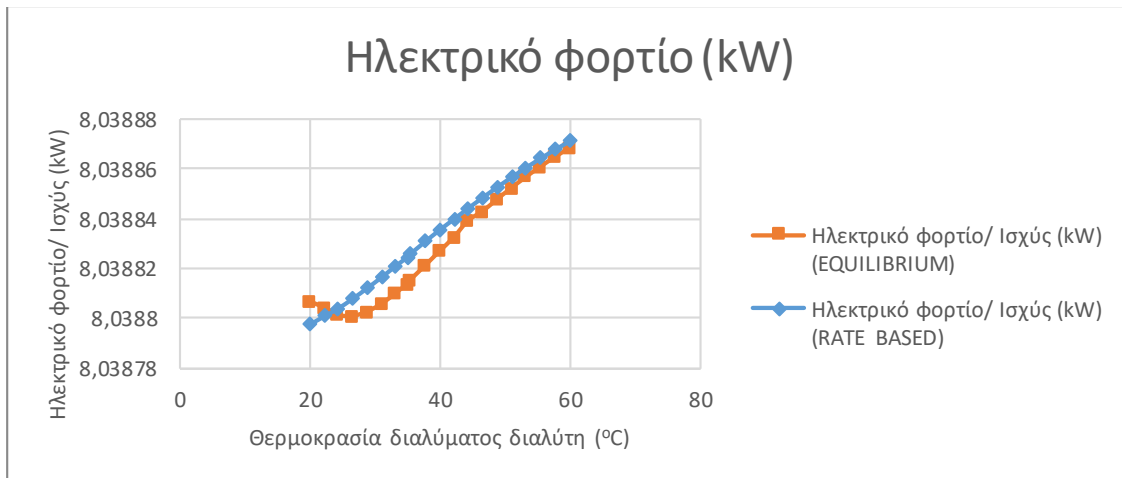
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, και αυξάνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη μειώνεται η απορρόφηση και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυσηση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται συνοδευεται με την μείωση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας του διαλύτη.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη μειώνεται και η απαίτηση ενέργειας αναγέννησης διαλύματος στην στήλη του αναγεννητή. Παράλληλα, το θερμικό φορτίο ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, αυξάνεται καθώς η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης μειώνεται με μεγαλύτερες θερμοκρασίες διαλύματος και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας είναι κατά συνέπεια μικρότερη. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μικρότερο.

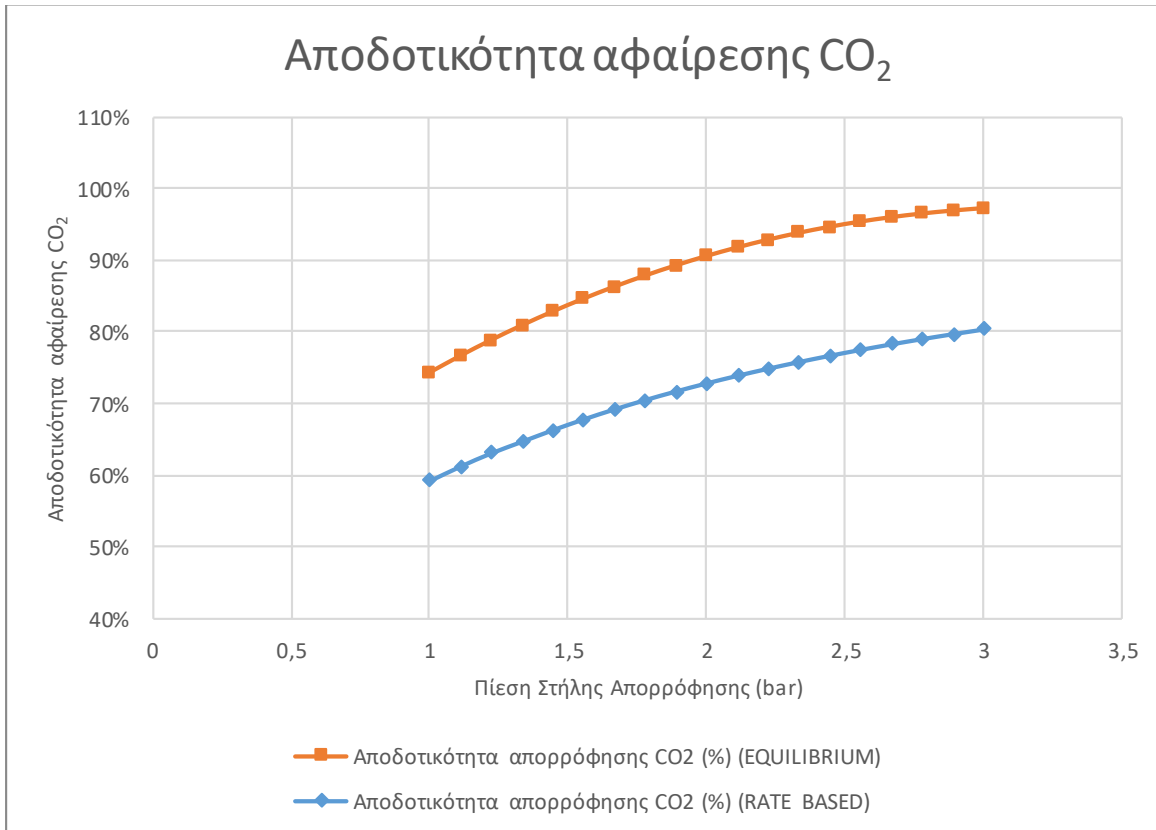
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η αύξηση του θερμικού φορτίου, η οποία έρχεται σε συνδυασμό με την μείωση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας του διαλύτη.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται ελάχιστα με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, λόγω μεγαλύτερης παροχής στην αντλία του διαλύματος PUMPLEAN, ενώ αυξάνεται επίσης όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη μειώνεται η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης και κατά συνέπεια η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας του διαλύτη.

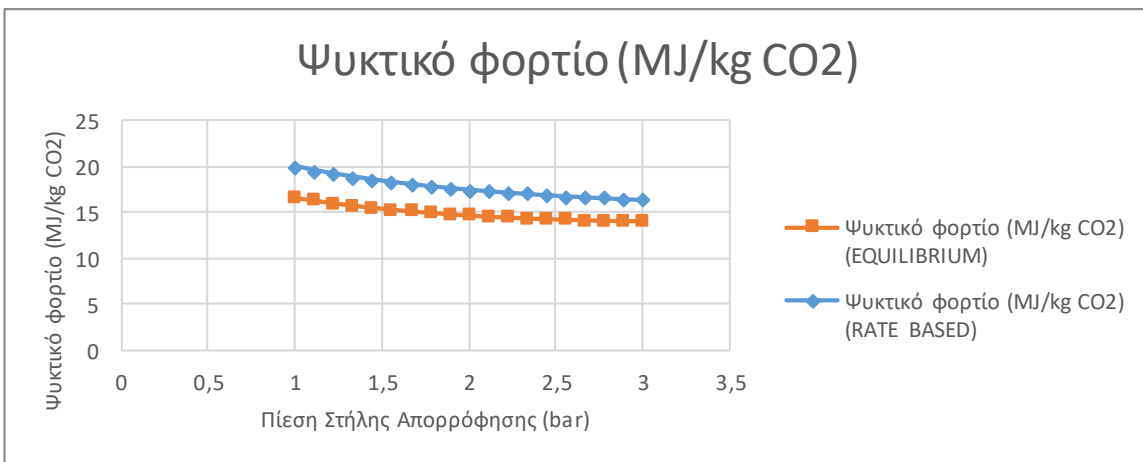
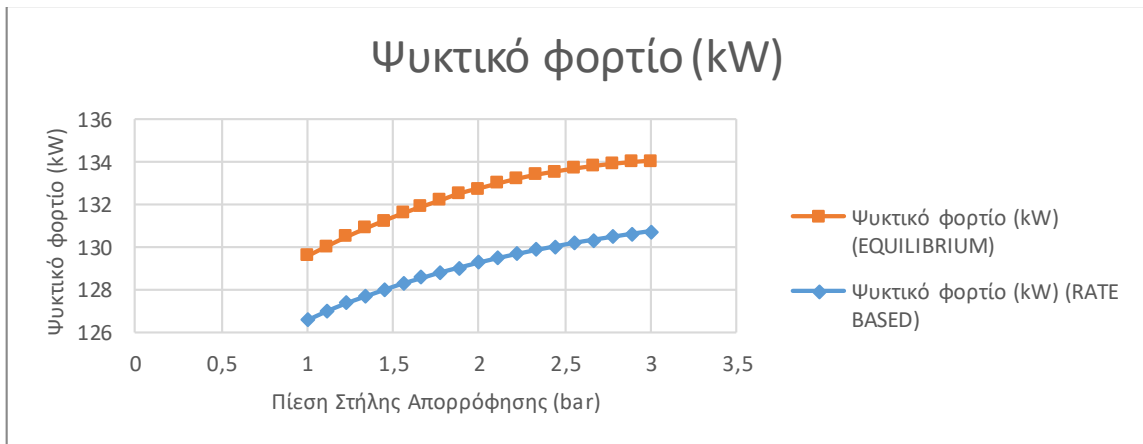
**4.1.3 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση λειτουργίας του απορροφητή:**



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα. Επομένως η απαιτούμενη πίεση λειτουργίας για δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub>, από τα καυσαέρια που εισέρχονται στην στήλη θα είναι μεγαλύτερη από αυτήν που έχει αρχικά υπολογιστεί στο μοντέλο ισορροπίας.

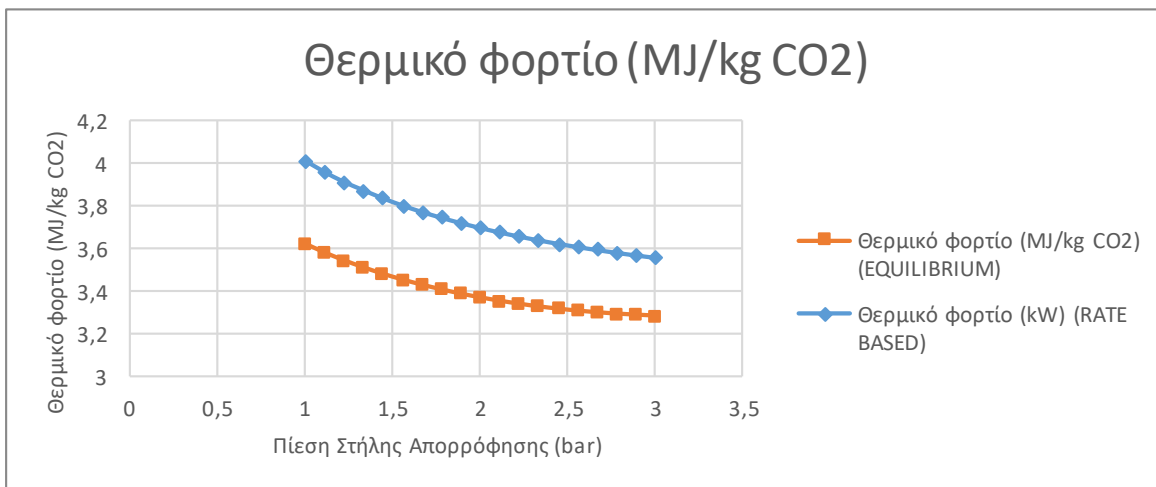
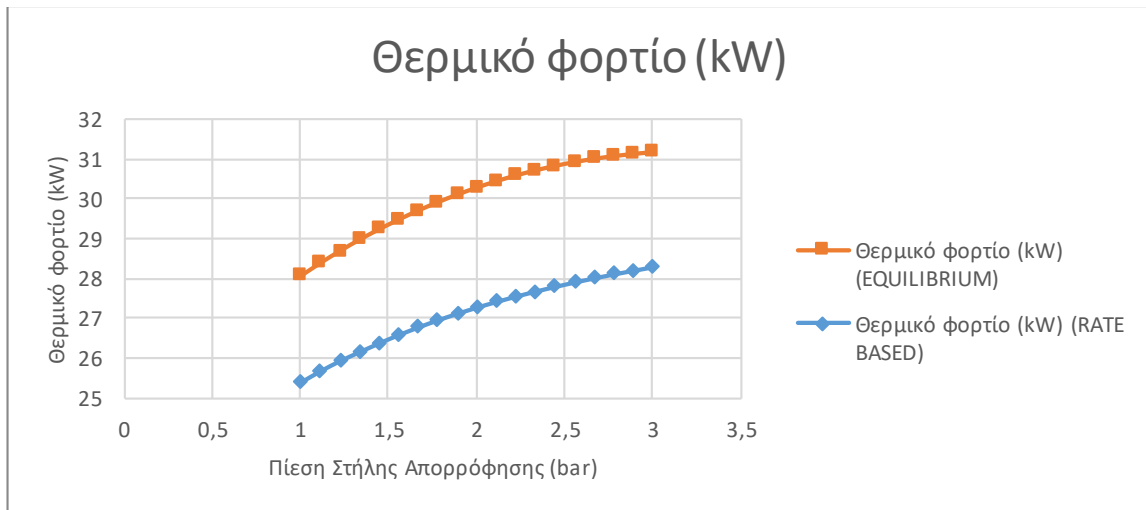
Η απαιτούμενη πίεση λειτουργίας της στήλης μπορεί όμως να μειωθεί με άλλους τρόπους, όπως με τη μείωση της θερμοκρασίας του διαλύματος και τη μείωση της θερμοκρασίας των εισερχόμενων καυσαερίων στην στήλη απορρόφησης.





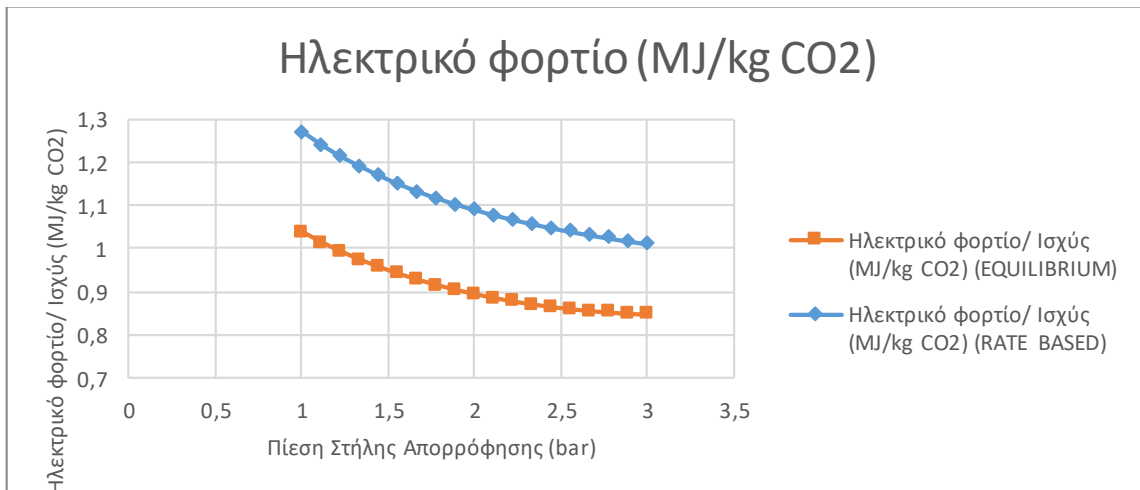
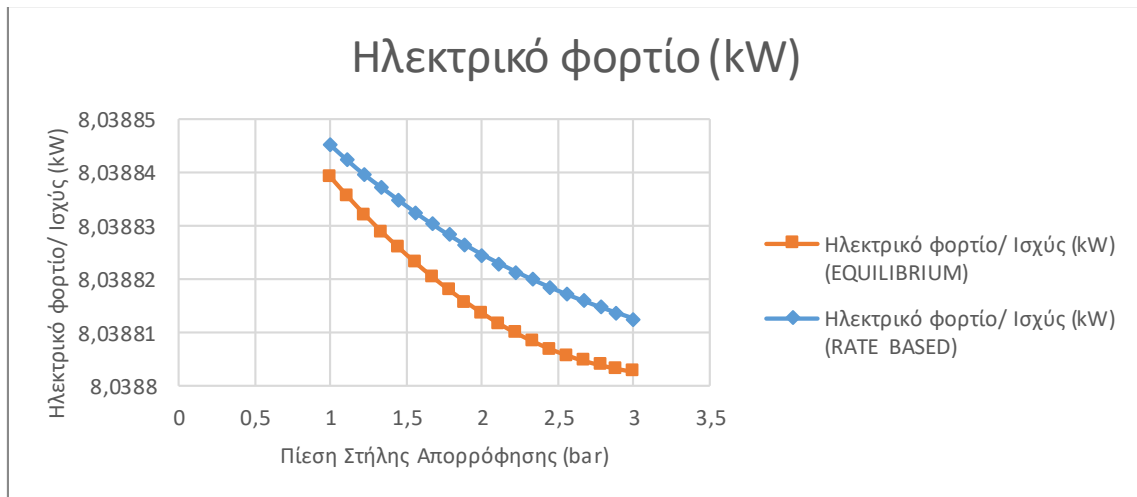
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης, όμως μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγώμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης, εφόσον με την αύξηση της πίεσης αυξάνεται και η απαίτηση αναγέννησης μεγαλύτερης ποσότητας διαλύματος στην στήλη του αναγεννητή λόγω μεγαλύτερης απορρόφησης CO<sub>2</sub>. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μικρότερο.

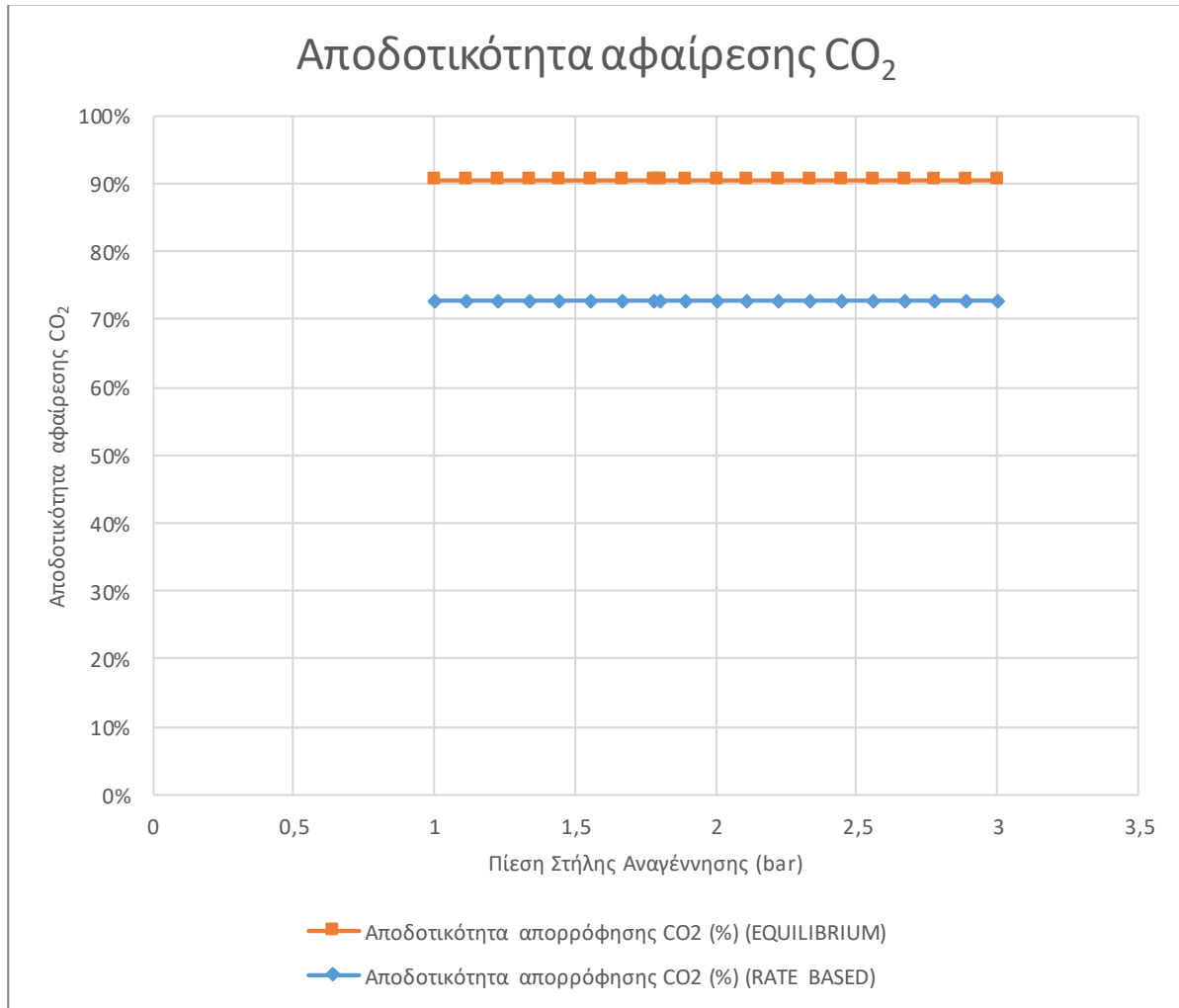
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του θερμικού φορτίου, η οποία έρχεται σε αντιστάθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης.



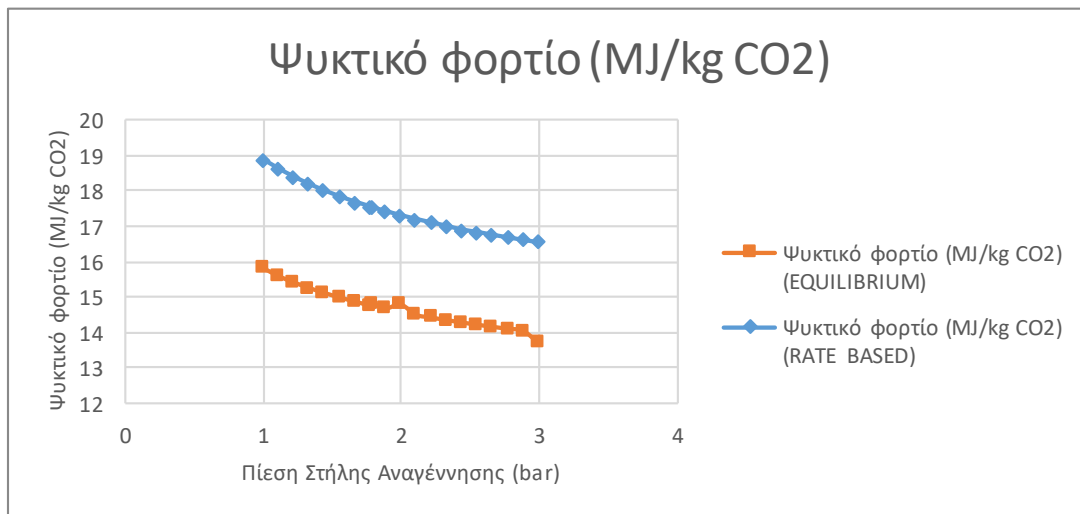
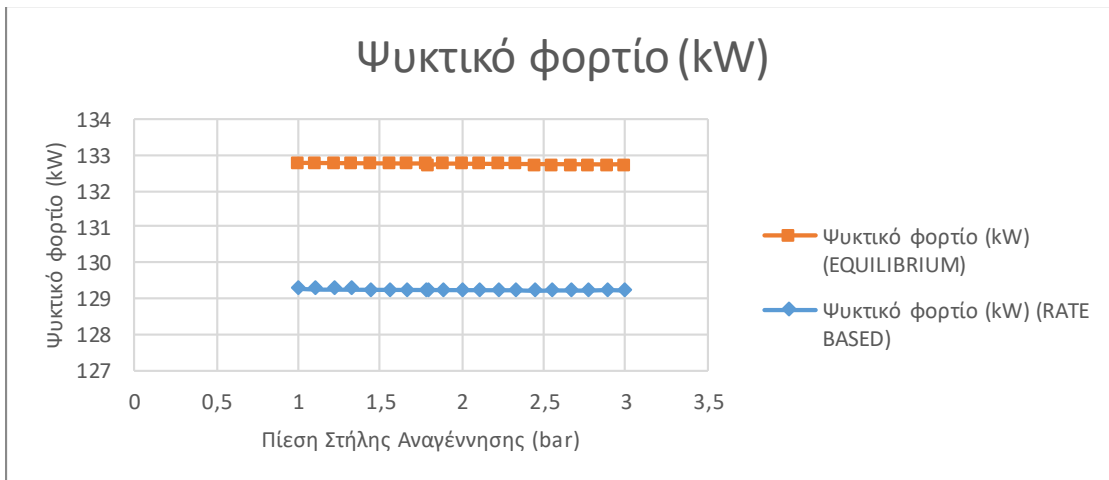
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης μειώνεται ελάχιστα με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης, λόγω μεγαλύτερης παροχής στην αντλία του διαλύματος PUMPLEAN, όμως μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η μείωση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία έρχεται σε συνδυασμό με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης.

**4.1.4 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση λειτουργίας του αναγεννητή:**

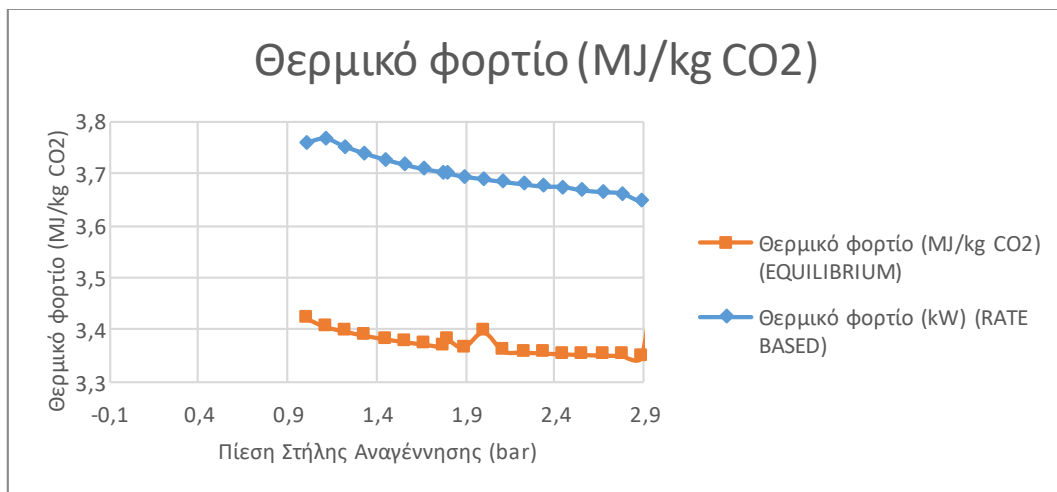
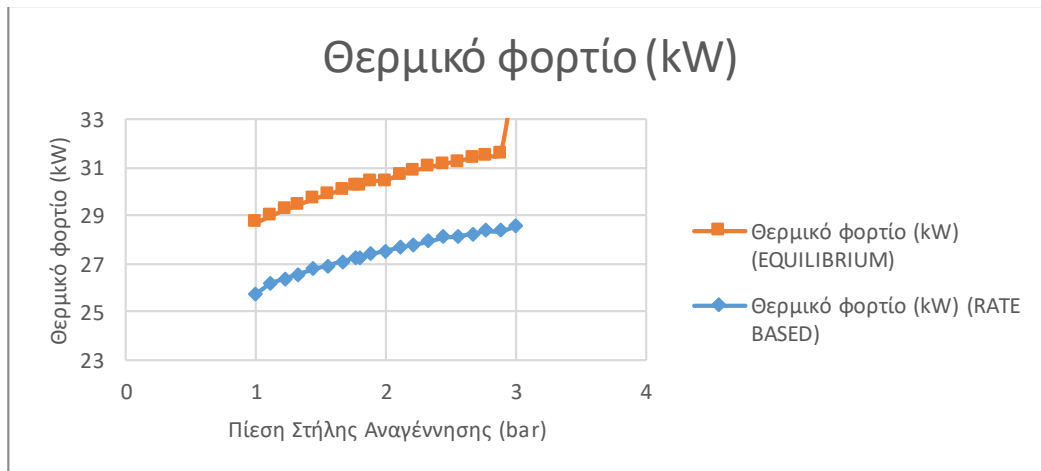


Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης δεν επηρεάζεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης αναγέννησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα.



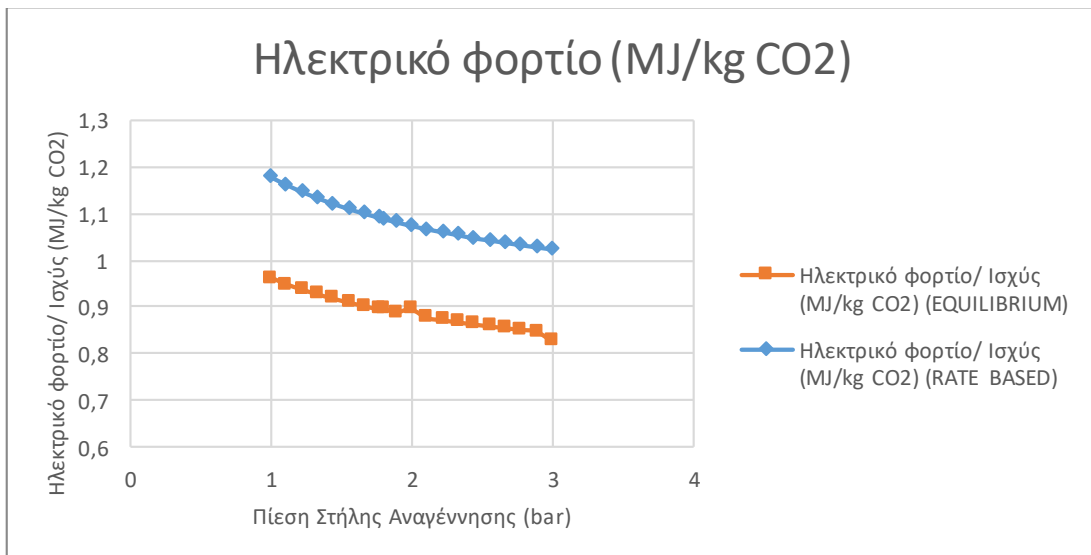
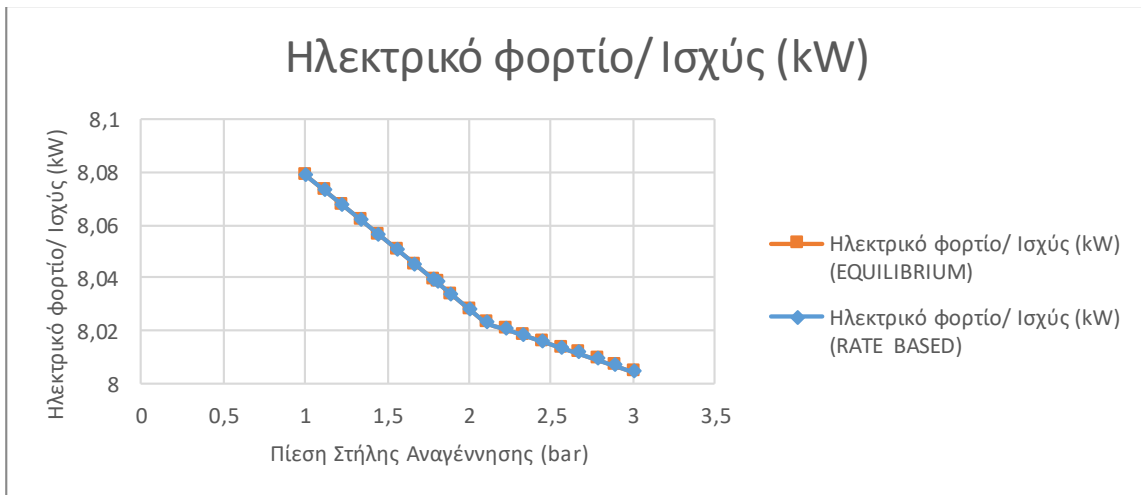
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης δεν επηρεάζεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης αναγέννησης, και μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγώμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης αναγέννησης αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η μικρή μείωση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται σε αντιστάθμιση με την σταθερότητα της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης αναγέννησης.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης αναγέννησης, εφόσον με την αύξηση της πίεσης αυξάνεται και η απαίτηση αναγέννησης διαλύματος υπό υψηλότερες πιέσεις στην στήλη του αναγεννητή. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μικρότερο.

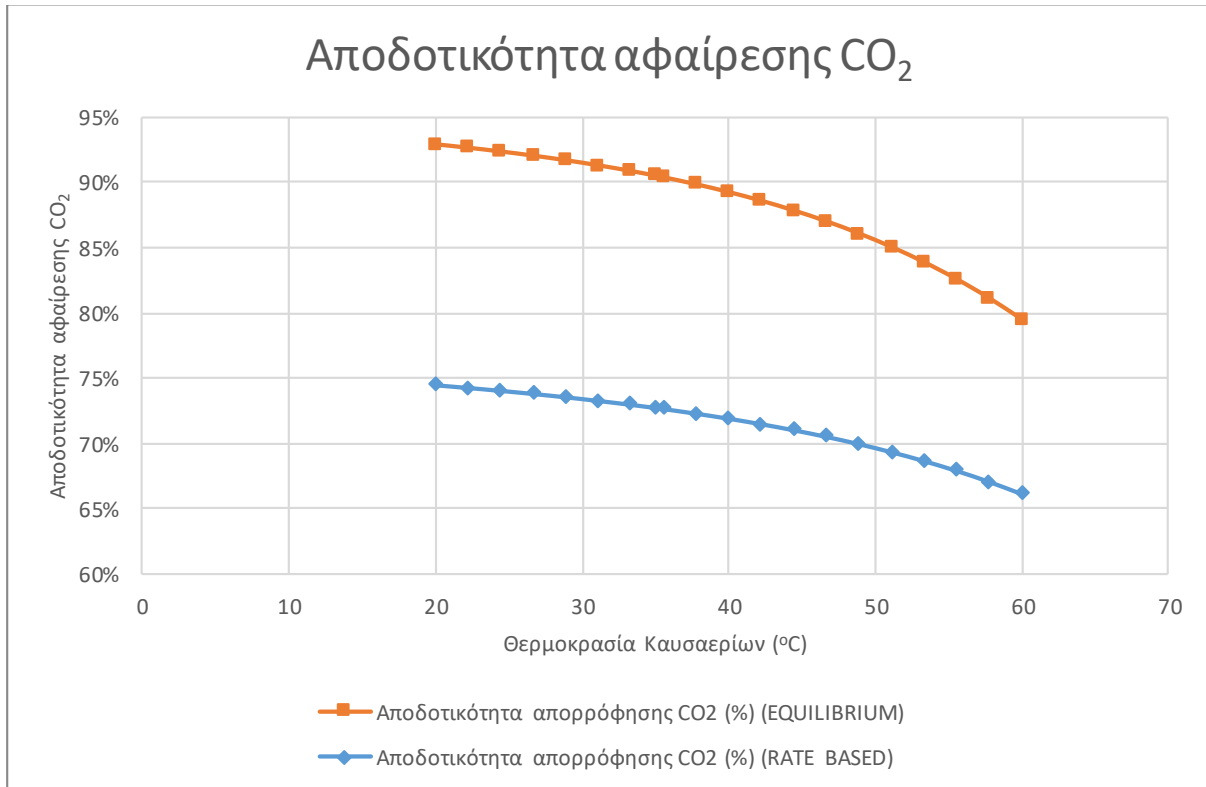
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η αύξηση του θερμικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την σταθερότητα της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης μειώνεται ελάχιστα με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης, λόγω μεγαλύτερης παροχής στην αντλία του διαλύματος PUMPLEAN, όμως μειώνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγώμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης αυξάνεται και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η μείωση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία συμβαίνει παράλληλα με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης λειτουργίας της στήλης απορρόφησης.

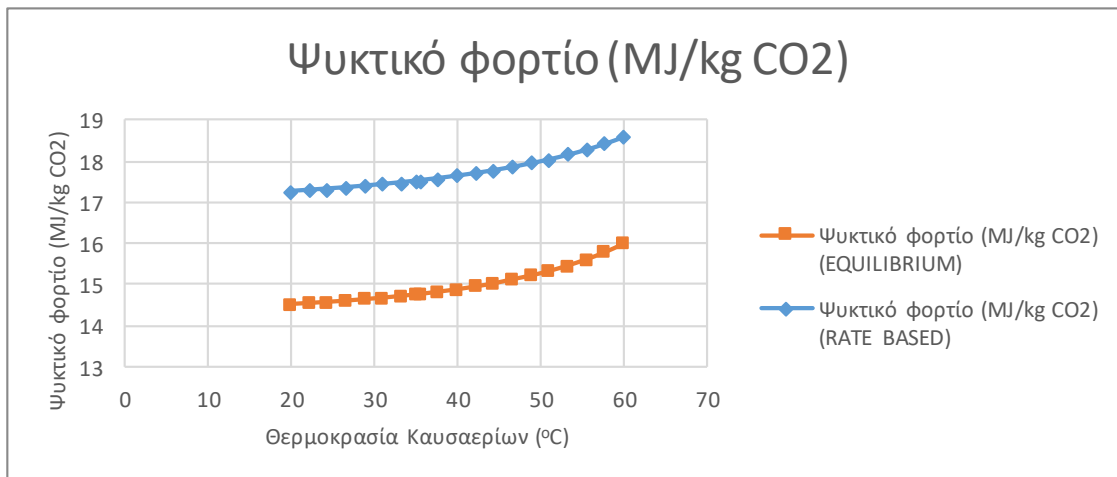
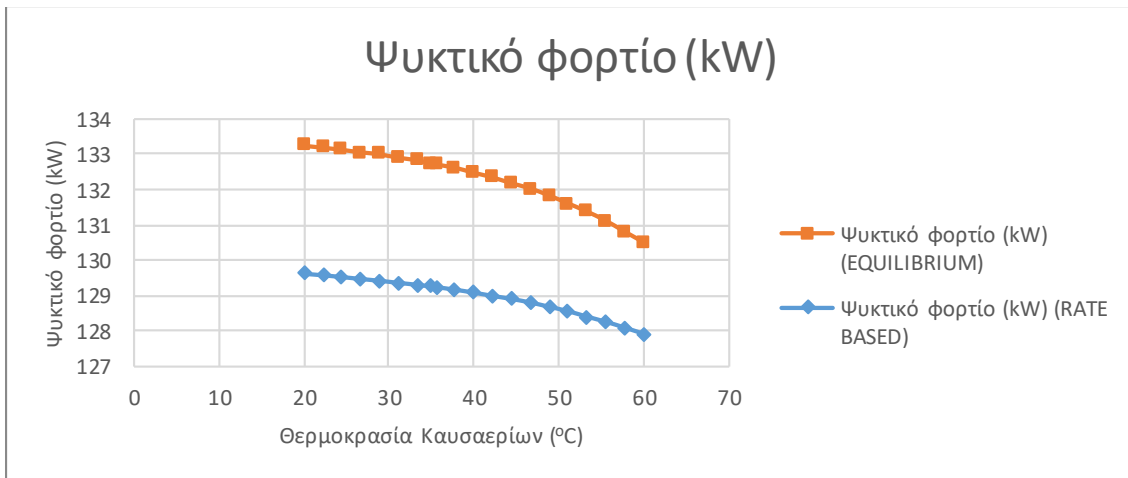
**4.1.5 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή:**



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα. Επομένως η απαιτούμενη παροχή διαλύτη για δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub>, από τα καυσαέρια που εισέρχονται στην στήλη θα είναι μεγαλύτερη από αυτήν που έχει αρχικά υπολογιστεί στο μοντέλο ισορροπίας.

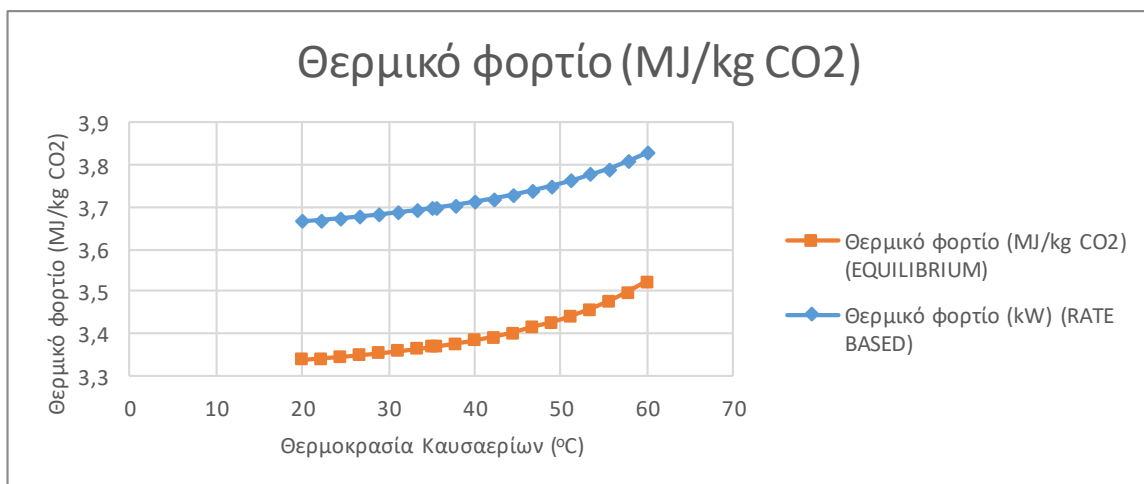
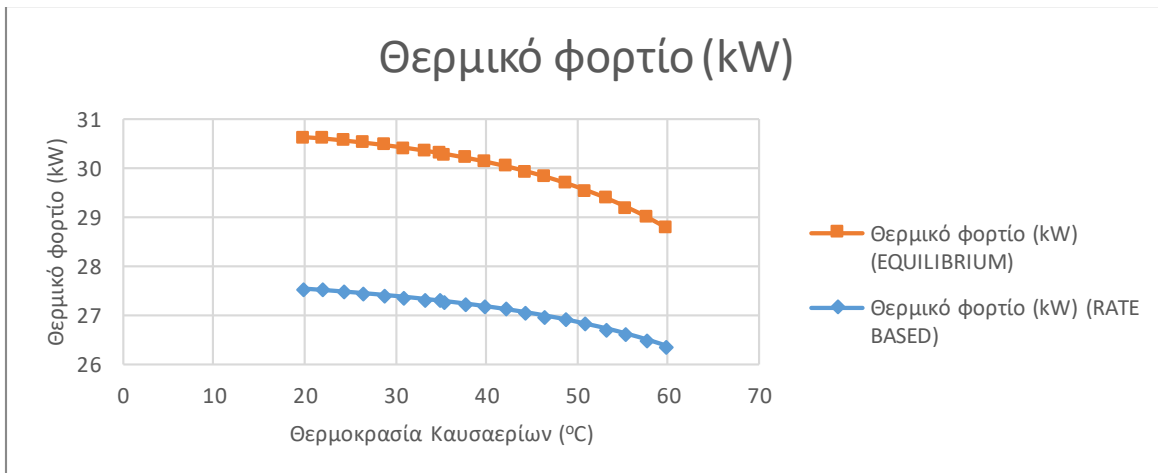
Η απαιτούμενη παροχή του διαλύτη μπορεί όμως να μειωθεί με άλλους τρόπους, όπως με τη μείωση της θερμοκρασίας του καυσαερίου που εισέρχεται στην στήλη απορρόφησης, αφού όπως παρατηρείται πιο πάνω η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης είναι μεγαλύτερη σε χαμηλότερες θερμοκρασίες αντίδρασης των καυσαερίων.





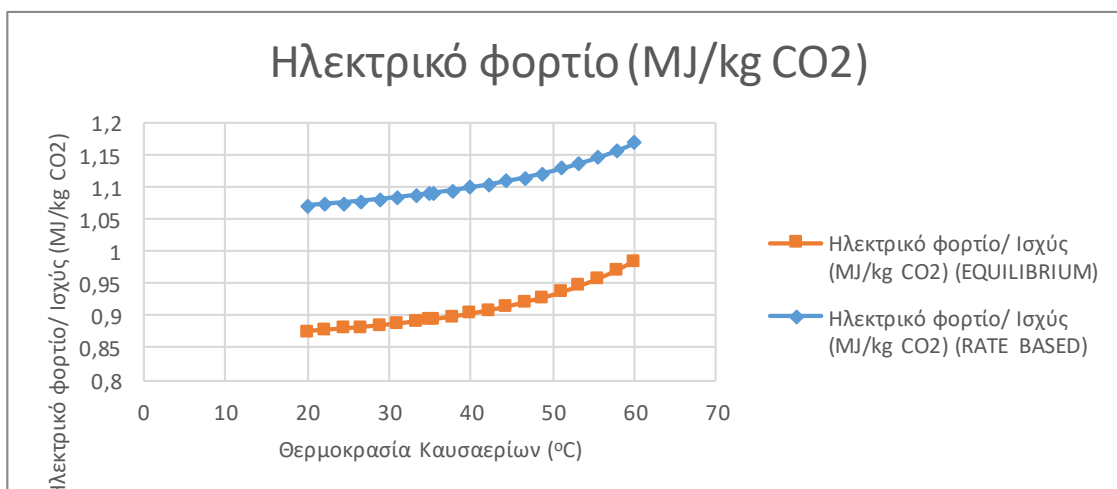
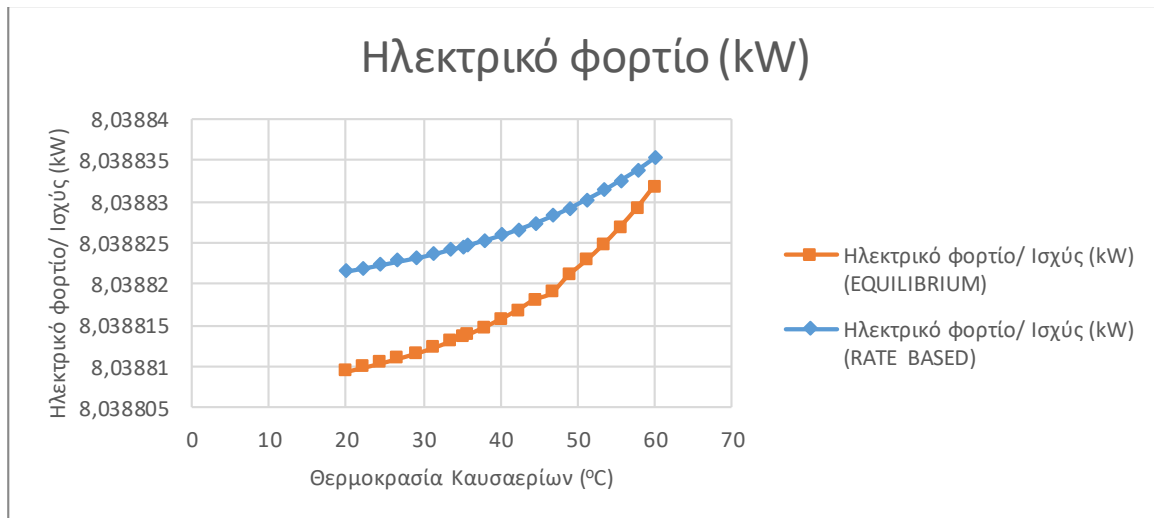
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, και αυξάνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγώμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας των καυσαερίων μειώνεται η απορρόφηση και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μικρότερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η μείωση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται σε συνδυασμό με την μείωση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας των καυσαερίων.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης μειώνεται με την αύξηση της θερμοκρασίας των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας μειώνεται και η απαίτηση ενέργειας αναγέννησης διαλύματος στην στήλη του αναγεννητή. Παράλληλα, το θερμικό φορτίο ανά μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, αυξάνεται καθώς η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης μειώνεται με μεγαλύτερες θερμοκρασίες καυσαερίων και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας είναι κατά συνέπεια μικρότερη. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μικρότερο.

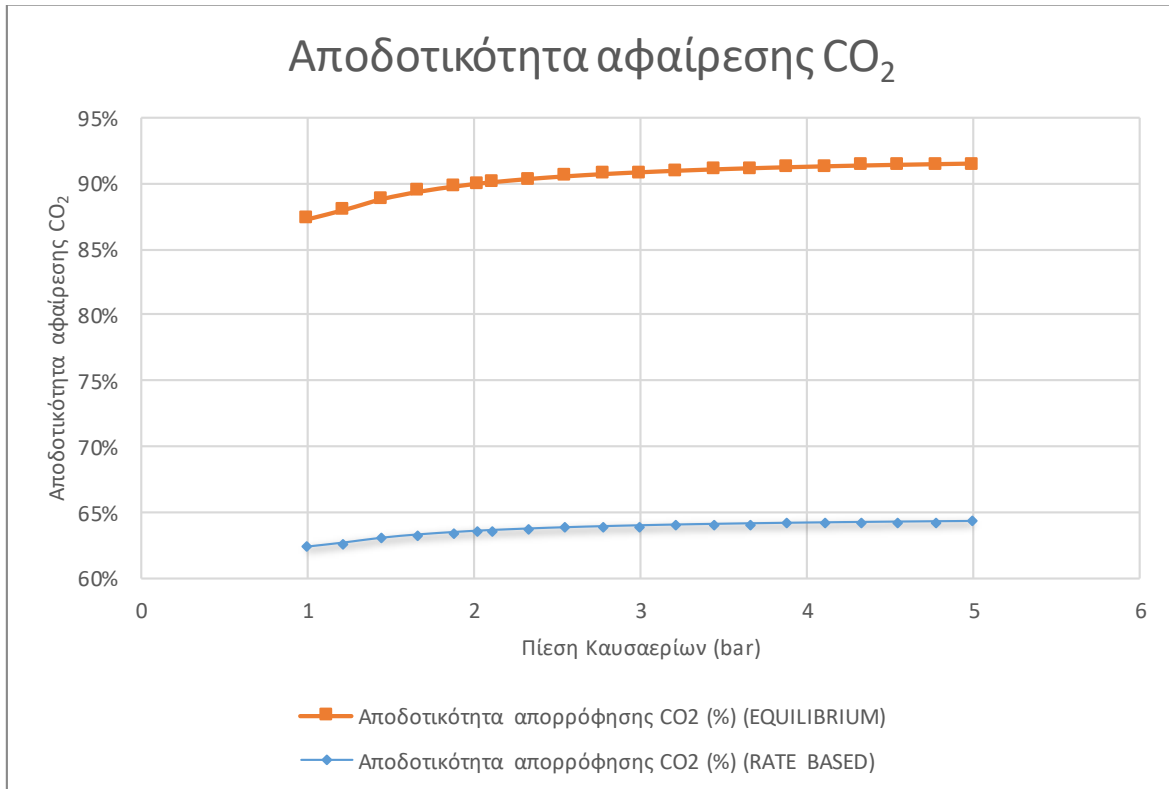
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η μείωση του θερμικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την μείωση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας των καυσαερίων.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται ελάχιστα με την αύξηση της θερμοκρασίας του διαλύτη στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, ενώ αυξάνεται επίσης όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της θερμοκρασίας των καυσαερίων μειώνεται η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης και κατά συνέπεια η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μεγαλύτερο.

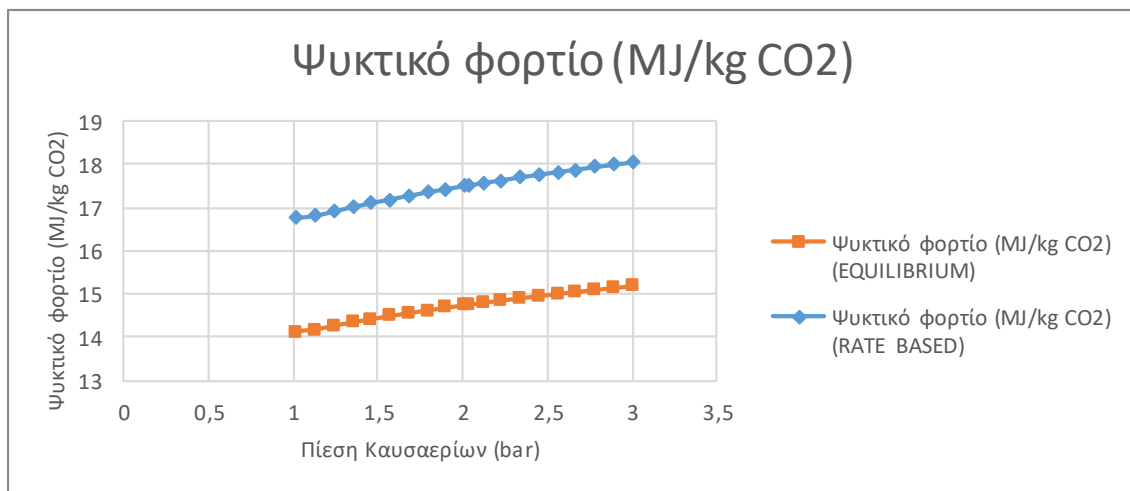
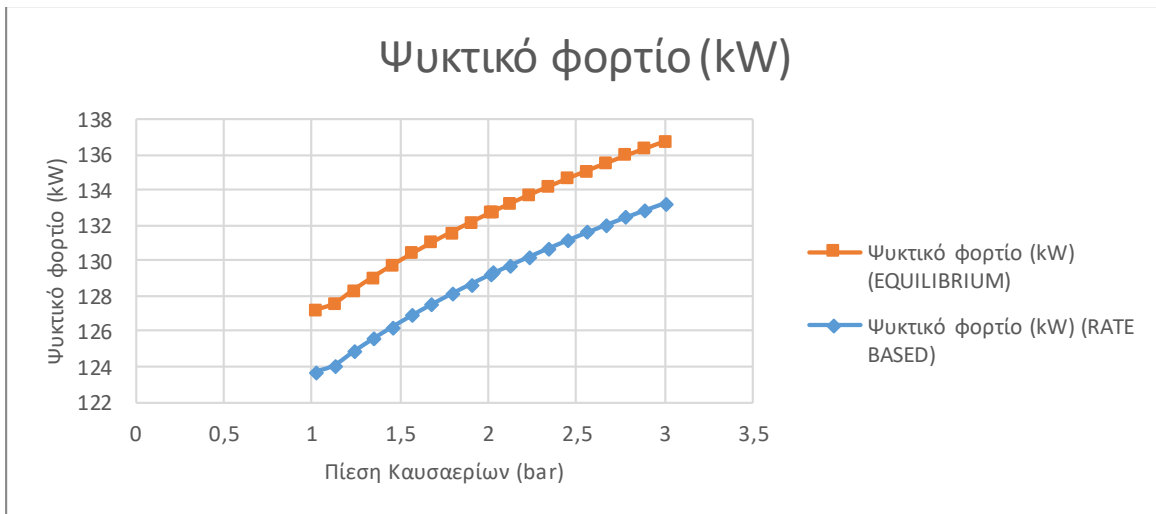
Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η αύξηση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την μείωση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της θερμοκρασίας των καυσαερίων.

#### 4.1.6 Αποδοτικότητα αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από το ρεύμα των καυσαερίων και ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης με βάση την πίεση των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή:



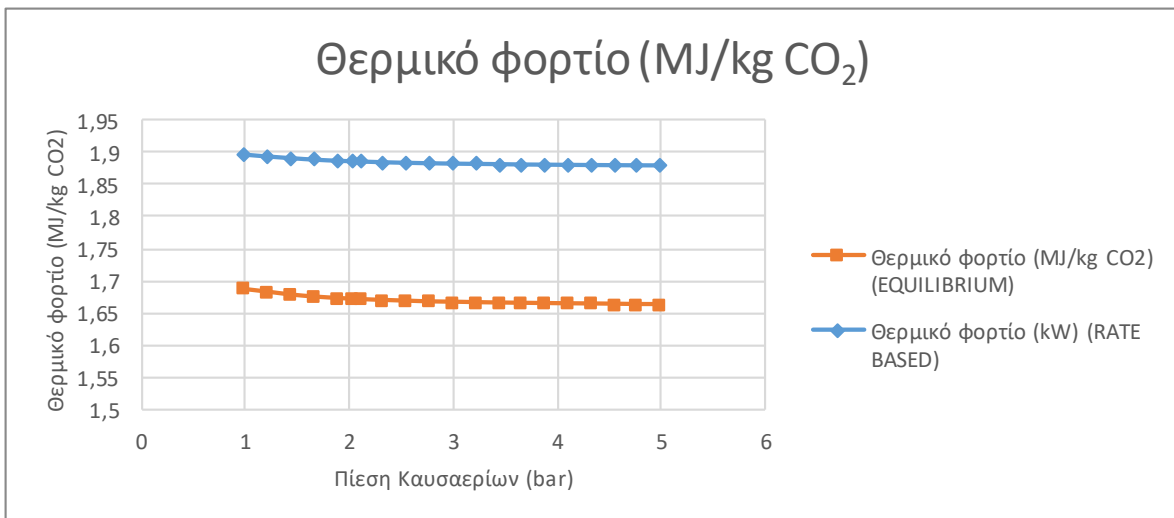
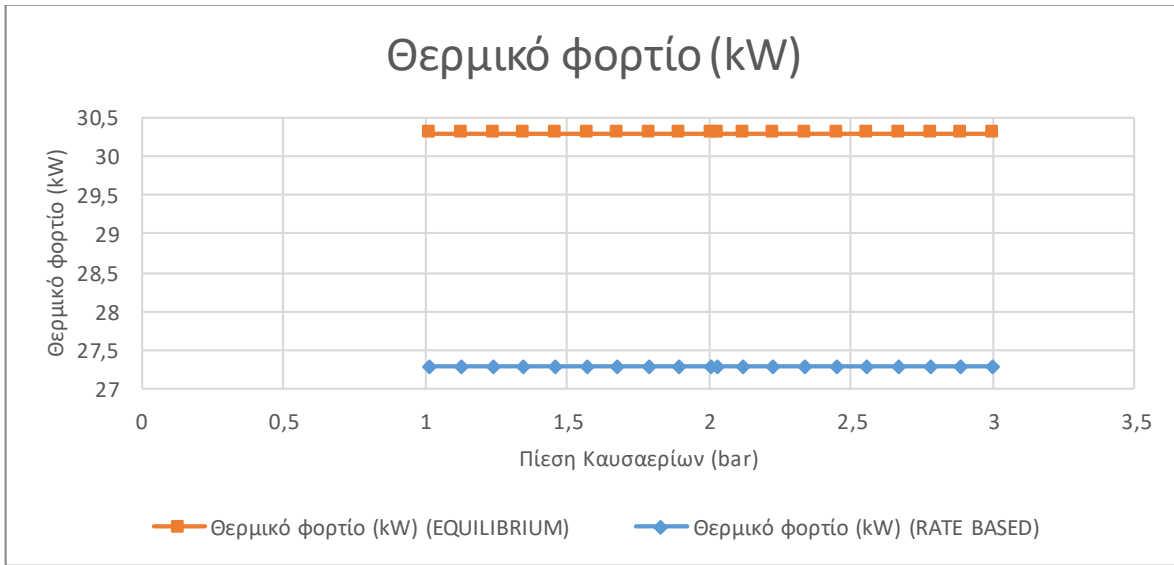
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως η αποδοτικότητα της απορρόφησης αυξάνεται ελαφρώς με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο η αποδοτικότητα της απορρόφησης είναι αρκετά μικρότερη, εφόσον στις βαθμίδες της στήλης τα δύο ρεύματα δεν φτάνουν σε ισορροπία, όπως θα συμβαίνει και στο πραγματικό σύστημα.

Η απαιτούμενη παροχή του διαλύτη μπορεί όμως να μειωθεί με άλλους τρόπους, όπως με τη μείωση της θερμοκρασίας του διαλύματος ή την αύξηση της πίεσης εισόδου των καυσαερίων στην στήλη απορρόφησης, αφού όπως παρατηρείται πιο πάνω η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης είναι μεγαλύτερη σε μεγαλύτερες πιέσεις αντίδρασης των καυσαερίων.



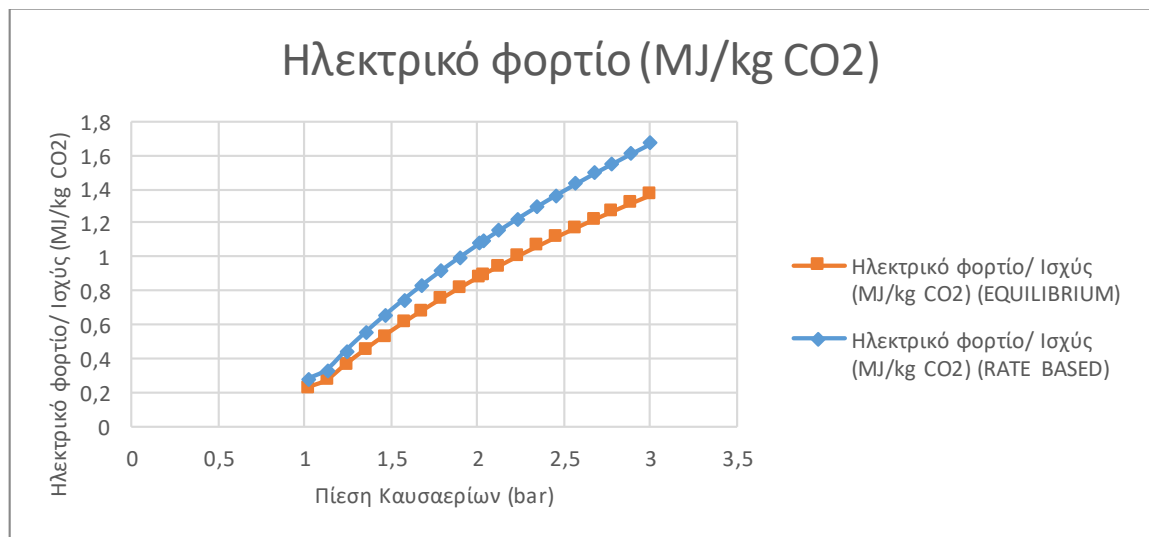
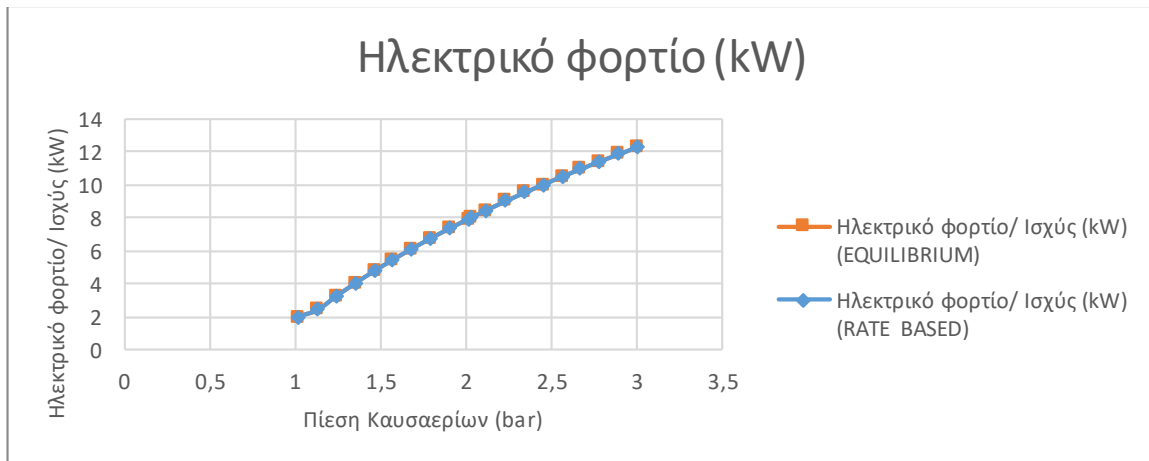
Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ψυκτικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, και αυξάνεται όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, εφόσον με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων αυξάνεται η απορρόφηση και η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας, το οποίο ψύχεται προτού σταλεί για συμπίεση και αποθήκευση. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ψυκτικό φορτίο είναι μεγαλύτερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η αύξηση του ψυκτικού φορτίου, η οποία έρχεται σε αντιστάθιση με την μικρή αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης των καυσαερίων.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το θερμικό φορτίο της εγκατάστασης δεν επηρεάζεται σημαντικά με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης.

Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το θερμικό φορτίο είναι μεγαλύτερο.



Από το πιο πάνω διάγραμμα παρατηρείται πως το ηλεκτρικό φορτίο της εγκατάστασης αυξάνεται με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων στην είσοδο της στήλης απορρόφησης, λόγω μεγαλύτερου λόγου πιέσεων στο συμπιεστή των καυσαερίων COMP, ενώ αυξάνεται επίσης όσον αφορά την ανα μάζα του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, παρόλο που με την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων αυξάνεται ελαφρώς η αποδοτικότητα της διαδικασίας απορρόφησης και κατά συνέπεια η παροχή του ρεύματος CO<sub>2</sub>, στο τέλος της μονάδας. Ταυτόχρονα από την σύγκριση των μοντέλων μοντελοποίησης ισορροπίας (equilibrium) και του ρυθμού μεταφοράς (rate based) παρατηρείται πως στο δεύτερο μοντέλο το ηλεκτρικό φορτίο είναι ελάχιστα μεγαλύτερο.

Επομένως κατά την σχεδίαση της εγκατάστασης πρέπει να ληφθεί υπόψη αυτή η άυξηση του ηλεκτρικού φορτίου, η οποία έρχεται σε ανιπαράθεση με την αύξηση της αποδοτικότητας της απορρόφησης, εξαιτίας της αύξησης της πίεσης των καυσαερίων.

## 4.2 Εκλογή συνθηκών λειτουργίας:

Η εν λόγω διάταξη πρόκειται να τοποθετηθεί στο Εργαστήριο Ατμοκινητήρων και Λεβήτων (ΕΑΛ) του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου. Για το σύστημα αυτό επιδιώκεται η επεξεργασία μέχρι και του 20% των καυσαερίων που προέρχονται από την 1 MW καύση Φ.Α. όπως έχει προαναφερθεί.

Η επιλογή των συνθηκών λειτουργίας της πειραματικής μονάδας γίνεται με βάση την παραπάνω ανάλυση ευαισθησίας προκειμένου να επιτευχθεί ικανοποιητική δέσμευση CO<sub>2</sub>, με ταυτόχρονη βελτιστοποίηση της αποδοτικότητας και οικονομικότητας του εν λόγω συστήματος, μέσω μείωσης των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης και κατά συνέπεια της μείωσης του μεγέθους του κάθε υποσυστήματος.

Στην προσομοίωση, τα χαρακτηριστικά MDEA που είναι ενσωματωμένα στο Aspen Plus® χρησιμοποιούνται για την κατασκευή μοντέλων θερμοδυναμικής και μεταφοράς μάζας. Χρησιμοποιούν μοντέλα ELECNRTL για να περιγράψουν τις θερμοδυναμικές ιδιότητες του συστήματος MDEA-H<sub>2</sub>O-CO<sub>2</sub>.

Οι συνθήκες προσομοίωσης συγκριτικής αξιολόγησης ορίζονται ως εξής:

- Η απόδοση αφαίρεσης CO<sub>2</sub> είναι ονομαστικά 90%

Ο ρυθμός δέσμευσης CO<sub>2</sub> υπολογίζεται σύμφωνα με την εξίσωση:

$$\text{Ρυθμός δέσμευσης } CO_2 = \frac{\text{γραμμομοριακή ροή } CO_2 \text{ στο ρεύμα } RICH - SOL \text{ (πλούσιο διάλυμα)}}{\text{γραμμομοριακή ροή } CO_2 \text{ στον ατμό } FG - 6 \text{ (αέρια εξερχόμενου καυσαερίου)}}$$

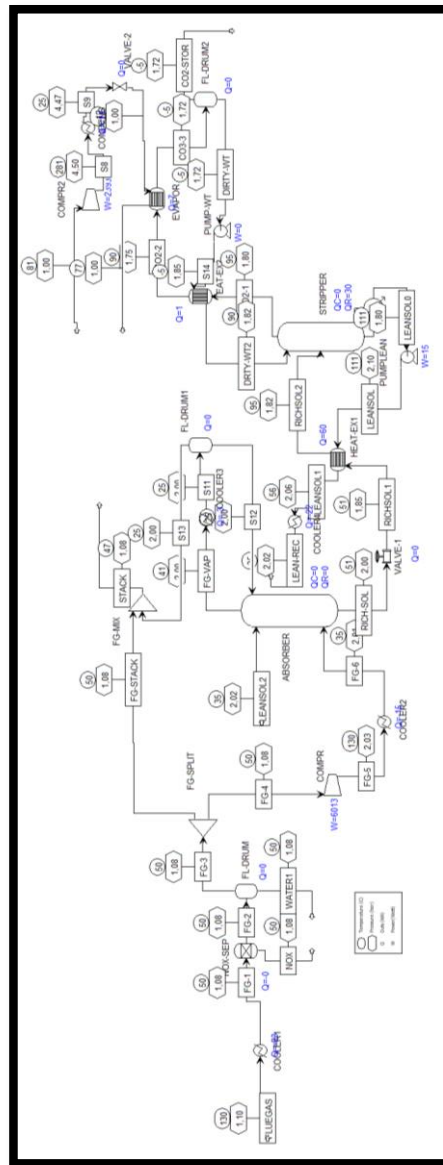
- Η συγκέντρωση απορροφητικού είναι 30% κατά μάζα MDEA
- Ο ρυθμός ροής του καυσαερίου προς επεξεργασία είναι 0,009284 kg/s
- Η πίεση του απορροφητή επιλέγεται να είναι 2 bar
- Η πίεση του αναγεννητή επιλέγεται να είναι 1,8 bar
- Η θερμοκρασία του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> διαλύματος στην είσοδο του αναγεννητή είναι 95°C
- Η θερμοκρασία του φτωχού διαλύματος CO<sub>2</sub> στην είσοδο του απορροφητή είναι 35 °C
- Η θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή είναι 35°C



### 4.2.1 Αποτελέσματα και λειτουργία εγκατάστασης με βάση τις συνθήκες λειτουργίας που επιλέχθηκαν

Στη συνέχεια, γίνεται προσομοίωση της μονάδας με βάση τις συνθήκες λειτουργίας που επιλέχθηκαν παραπάνω, προκειμένου να διαπιστωθεί η ορθή επιλογή του κάθε παράγοντα που έχει μελετηθεί.

Τα παρακάτω αποτελέσματα αφορούν το μοντέλο ισορροπίας (equilibrium):



Εικόνα 20: Απεικόνιση εγκατάστασης μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub>

**Πίνακας 7: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	FLUEGAS	FG-3	FG-6	FG-VAP	FG-STACK
Description						
From			FL-DRUM	COOLER2	ABSORBER	FG-SPLIT
To		COOLER1	FG-SPLIT	ABSORBER	COOLER3	FG-MIX
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	130	50	35	41,00195	50
Pressure	bar	1,1	1,08	2,01	2	1,08
Molar Vapor Fraction		1	1	0,910522	1	1
Molar Liquid Fraction		0	0	0,089478	0	0
Mass Vapor Fraction		1	1	0,94341	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0,05659	0	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-80556,2	-66296,2	-70654,7	-13131,3	-66296,2
Mass Enthalpy	kJ/kg	-2930,87	-2327,02	-2480,01	-470,861	-2327,02
Molar Entropy	J/kmol-K	6944,743	3082,443	-15524,2	-3374,36	3082,443
Mass Entropy	J/kg-K	252,6706	108,195	-544,904	-120,998	108,195
Molar Density	kmol/cum	0,032817	0,040197	0,08615	0,076648	0,040197
Mass Density	kg/cum	0,901987	1,145197	2,454389	2,137528	1,145197
Enthalpy Flow	kW	-1010,57	-751,92	-160,271	-24,5787	-601,536
Average MW		27,48537	28,48971	28,48971	27,88775	28,48971
Mole Flows	kmol/sec	0,012545	0,011342	0,002268	0,001872	0,009073
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,3448	0,323126	0,064625	0,052199	0,2585
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,382267	0,282157	0,02633	0,02442	0,225726

**Πίνακας 8: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	RICH-SOL 2	RICH-SOL	LEANSOL2	LEANSOL0	LEANSOL1
Description						
From		HEAT-EX1	ABSORBER		STRIPPER	HEAT-EX1
To		STRIPPER	VALVE-1	ABSORBER	PUMPLEAN	COOLER4
Phase			Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	94,96211	50,63445	35	110,7396	55,62502
Pressure	bar	1,82	2	2,02	1,8	2,06
Molar Vapor Fraction		0,013677	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0,986323	1	1	1	1
Mass Vapor Fraction		0,017391	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0,982609	1	1	1	1
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-298638	-305960	-299687	-292667	-297601
Mass Enthalpy	kJ/kg	-11568,3	-11756,8	-11781,4	-11570,3	-11764,2
Molar Entropy	J/kmol-K	-204462	-229080	-215230	-193460	-208004
Mass Entropy	J/kg-K	-7920,2	-8802,61	-8461,16	-7648,28	-8222,43
Molar Density	kmol/cum	3,917337	40,59211	40,27174	38,37767	39,98969
Mass Density	kg/cum	101,1272	1056,374	1024,407	970,748	1011,624
Enthalpy Flow	kW	-3693,52	-3753,71	-3606,91	-3590,61	-3650,78
Average MW		25,81529	26,02413	25,43737	25,29461	25,29711
Mole Flows	kmol/sec	0,012368	0,012269	0,012036	0,012269	0,012267
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,31928	0,31928	0,306154	0,310329	0,310329
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,003157	0,000302	0,000299	0,00032	0,000307

**Πίνακας 9: Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	LEAN-REC	CO2-1	CO2-2	CO3-3	CO2-STOR
Description						
From		COOLER4	STRIPPER	HEAT-EX2	EVAPOR	FL-DRUM2
To			HEAT-EX2	EVAPOR	FL-DRUM2	
Phase		Liquid Phase	Vapor Phase			Vapor Phase
Temperature	C	35	95,31408	89,56833	-5	-4,99934
Pressure	bar	2,02	1,8	1,75	1,72	1,72
Molar Vapor Fraction		0	1	0,927453	0,559108	1
Molar Liquid Fraction		1	0	0,072547	0,440892	0
Mass Vapor Fraction		0	1	0,959498	0,754644	1
Mass Liquid Fraction		1	0	0,040502	0,245356	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-299411	-323901	-327143	-347498	-393968
Mass Enthalpy	kJ/kg	-11835,7	-9951,6	-10050,6	-10675,8	-8967,29
Molar Entropy	J/kmol-K	-214187	-9322,86	-17972,5	-80417,9	-5307,38
Mass Entropy	J/kg-K	-8466,82	-286,438	-552,155	-2470,58	-120,804
Molar Density	kmol/cum	40,47845	0,058756	0,062562	0,137832	0,077148
Mass Density	kg/cum	1023,993	1,912357	2,036383	4,486449	3,389395
Enthalpy Flow	kW	-3672,97	-118,043	-119,217	-126,633	-80,2695
Average MW		25,29724	32,54759	32,5497	32,5502	43,93391
Mole Flows	kmol/sec	0,012267	0,000364	0,000364	0,000364	0,000204
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,310329	0,011862	0,011862	0,011862	0,008951
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,000303	0,006203	0,005825	0,002644	0,002641

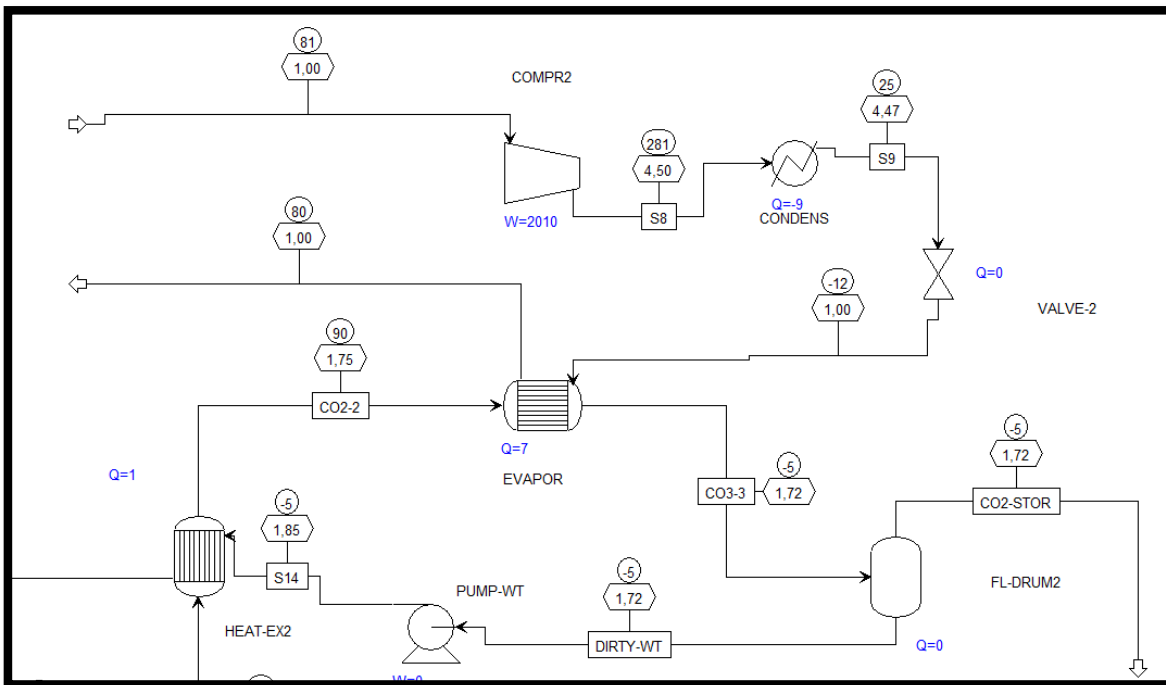
Πίνακας 10: Σύνοψη αποτελεσμάτων ρεύματος παραγόμενου CO<sub>2</sub>

CO2-STOR				
Description	Units		Mole Fractions	
From		FL-DRUM2	C	0
To			H <sub>2</sub>	0
Stream Class		CONVEN	N <sub>2</sub>	0,000629
Phase		Vapor Phase	O <sub>2</sub>	1,46E-05
Temperature	C	-5	H <sub>2</sub> O	0,002486
Pressure	bar	1,75	CO <sub>2</sub>	0,99687
Molar Vapor Fraction		1	Mass Fractions	
Molar Liquid Fraction		0	C	0
Mass Vapor Fraction		1	H <sub>2</sub>	0
Mass Liquid Fraction		0	N <sub>2</sub>	0,000401
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-393973	O <sub>2</sub>	1,06E-05
Mass Enthalpy	kJ/kg	-8967,18	H <sub>2</sub> O	0,00102
Molar Entropy	J/kmol-K	-5451,04	CO <sub>2</sub>	0,998569
Mass Entropy	J/kg-K	-124,071		
Molar Density	kmol/cum	0,078493		
Mass Density	kg/cum	3,448601		
Enthalpy Flow	kW	-80,269		
Average MW		43,93493		
Mole Flows	kmol/sec	0,0002037462		
Mass Flows	kg/sec	0,0089513		

Πίνακας 11: Ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης

Energy Analysis	Actual [kW]	Per CO <sub>2</sub> produced [MJ/kg CO <sub>2</sub> ]
Heating Utilities	30,11	3,36
Cooling Utilities	172,4	19,25
Electricity Utilities	8,4	0,93

Ψυκτικός κύκλος αμμωνίας-νερού για την ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>:



Εικόνα 21: Γραφική αναπαράσταση ψυκτικού κύκλου αμμωνίας/νερού στο λογισμικό Aspen Plus®

## 5. Προκαταρκτική επιλογή κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης

Σύμφωνα με το Σχήμα 26, τα τμήματα της διάταξης PCC στα οποία μεταβάλλονται σημαντικά οι θερμοδυναμικές ιδιότητες του παραγόμενου ρεύματος πλούσιου διαλύτη και επηρεάζουν την αποδοτικότητα της διαδικασίας δέσμευσης, είναι η στήλη απορρόφησης, η στήλη αναγέννησης, η αντλία και οι εναλλάκτες θερμότητας.

Προτού γίνει η αναλυτική μοντελοποίηση του συστήματος στο λογισμικό προσομοίωσης, επιλέγεται ο τύπος των εξαρτημάτων ώστε στη συνέχεια να μπορούν να σχεδιαστούν και να αναλυθούν σε μεγαλύτερο βάθος πριν την τελική επιλογή τους.

### 5.1 Στήλη απορρόφησης:

Ο διαχωρισμός με απορρόφηση πραγματοποιείται σε στήλες όπου οι δυο φάσεις, υγρός διαλύτης και αέριο μίγμα, ρέουν κατ'αντιρροή. Ο διαλύτης τροφοδοτείται από την κορυφή της στήλης απορρόφησης ενώ το αέριο μίγμα από τον πυθμένα. Η απορροφούμενη ουσία εκπλένεται μέσω του διαλύτη και απομακρύνεται από τον πυθμένα της στήλης ως υγρό διάλυμα. Ο διαλύτης συνήθως ανακτάται σε μια ακόλουθη διεργασία εκρόφησης αναγέννησης. Αυτή η ενότητα περιγράφει διάφορους τύπους στηλών απορρόφησης.

#### 5.1.1 Στήλες απορρόφησης με Δίσκους:

Η λειτουργία της στήλης βασίζεται στην ισορροπία του αέριου μίγματος και του υγρού διαλύτη. Σε κάθε βαθμίδα το αέριο μίγμα έρχεται σε επαφή με τον υγρό διαλύτη και οι δυο φάσεις έρχονται σε ισορροπία.

Χαρακτηριστικά:

- Μεγάλη χωρητικότητα
- Υψηλός διαχωρισμός
- Επαφή των δυο φάσεων σε πολλαπλά στάδια
- Υψηλή πτώση πίεσης
- Κατάλληλες για συστήματα με χαμηλή ταχύτητα αντίδρασης



**Εικόνα 22: Σχηματική αναπαράσταση στήλης απορρόφησης με δίσκους [163]**

### 5.1.2 Στήλες απορρόφησης με Πληρωτικά υλικά:

Η λειτουργία της στήλης βασίζεται στις αρχές μεταφοράς μάζας. Δεν επιτυγχάνεται ισορροπία μεταξύ των δυο φάσεων. Τα πληρωτικά υλικά αναπτύσσουν μεγάλη επιφάνεια στο υγρό ώστε να έρχεται σε επαρκή επαφή με το αέριο.

#### Χαρακτηριστικά:

- Διαχειρίζεται συστήματα που αφρίζουν
- Χαμηλό κόστος κεφαλαίου, λειτουργίας και συντήρησης
- Διαχειρίζεται διαβρωτικά υλικά
- Λιγότερα στάδια σε σύγκριση με άλλες στήλες
- Χαμηλή πτώση πίεσης
- Δεν διαχειρίζεται συστήματα με αρκετά υψηλές ή χαμηλές ταχύτητες
- Μη κατάλληλη για αρκετά ιξώδη διαλύματα



**Εικόνα 23: Σχηματική αναπαράσταση στήλης απορρόφησης με πληρωτικό υλικό [164]**

#### Εκλογή στήλης απορρόφησης:

Σύμφωνα με τα παραπάνω, η στήλη απορρόφησης με πληρωτικό υλικό φαίνεται να είναι η καταλληλότερη για την εν λόγω διάταξη, καθώς απαιτεί χαμηλό κόστος κεφαλαίου, λειτουργίας και συντήρησης, διαχειρίζεται διαβρωτικά υλικά, όπως οι εν λόγω διαλύτες, απαιτεί λιγότερα στάδια σε σύγκριση με άλλες στήλες και παρουσιάζει χαμηλή πτώση πίεσης. Η διαστασιολόγηση και η τελική επιλογή της στήλης, του τύπου του πληρωτικού υλικού και του μοντέλου γίνεται σε παρακάτω κεφάλαιο.



## 5.2 Στήλη αναγέννησης διαλύτη:

Οι στήλες αναγέννησης χρησιμοποιούνται για την αφαίρεση ανεπιθύμητων υλικών και ουσιών από τα παραγόμενα ρεύματα διαφόρων διεργασιών. Η στήλη απομάκρυνσης αέρα που φαίνεται παρακάτω χρησιμοποιείται για την αφαίρεση της αμμωνίας από τα ρεύματα τροφοδοσίας νερού καιλυμάτων.

### 5.2.1 Στήλες αναγέννησης ατμού:

Οι στήλες ατμού επιτρέπουν την απομάκρυνση βαριών διαλυτών οργανικών ενώσεων που δεν μπορούν να αφαιρέσουν οι απογυμνωτές αέρα. Η θερμοκρασία αυτών των στηλών είναι συνήθως πολύ κοντά στο σημείο βρασμού του νερού.

Σε μια τυπική στήλη απομάκρυνσης ατμού, η τροφοδοσία υγρού εισάγεται στην κορυφή της στήλης και η είσοδος ατμού βρίσκεται στο κάτω μέρος. Όταν το υγρό εισέρχεται στη στήλη, ρέει προς τα κάτω στη στήλη και μέσω του αντίθετου ρεύματος πλήρωσης προς τον ατμό. Το πληρωτικό υλικό ενισχύει την αναγέννηση αυξάνοντας την επιφάνεια επαφής μεταξύ των δύο ρευμάτων. Μετά την έξοδο από τη στήλη, ο ατμός είτε διανέμεται στην ατμόσφαιρα είτε συλλέγεται για καθαρισμό.

#### Πλεονεκτήματα:

- Δυνατότητα επίτευξης πολύ υψηλών ρυθμών απομάκρυνσης και χαμηλών συγκεντρώσεων εκροών
- Η πιο οικονομική τεχνική αφαίρεσης σε συγκεντρώσεις τροφής πάνω από 0,1% κατά βάρος οργανικών
- Μπορεί να γίνει πολύ ενεργειακά αποδοτικός με ανάκτηση θερμότητας
- Εύκολη ανάκτηση διαλυμένης ουσίας

#### Μειονεκτήματα:

- Δεν είναι χρήσιμο για την αναγέννηση από φαινόλη, γλυκόλες, αιθυλένιο, προπυλένιο, γλυκερίνη, ιοντικές ενώσεις όπως σουλφονωμένα οργανικά, ανόργανες ενώσεις (εκτός από την ελεύθερη αέρια διαλυμένη μορφή) και χαμηλής πτητικότητας, εξαιρετικά υδατοδιαλυτές ενώσεις όπως το οξικό οξύ
- Ρύπανση

#### Εκλογή στήλης αναγέννησης διαλύτη:

Σύμφωνα με τα παραπάνω, η στήλη αναγέννησης ατμού με πληρωτικό υλικό φαίνεται να είναι η καταλληλότερη για την εν λόγω διάταξη, καθώς απαιτεί χαμηλό κόστος κεφαλαίου, λειτουργίας και συντήρησης, διαχειρίζεται διαβρωτικά υλικά, όπως οι εν λόγω διαλύτες απαιτεί λιγότερα στάδια σε σύγκριση με άλλες στήλες και παρουσιάζει χαμηλή πτώση πίεσης. Η διαστασιολόγηση και η τελική επιλογή της στήλης, του τύπου του πληρωτικού υλικού και του μοντέλου γίνεται σε παρακάτω κεφάλαιο.

### 5.3 Εναλλάκτες θερμότητας:

Οι εναλλάκτες θερμότητας μπορούν να ταξινομηθούν με βάση τη μορφή της ροής των ρευστών ή με βάση τις κατασκευαστικές ιδιαιτερότητες τους. Τυπικοί εναλλάκτες θερμότητας είναι οι πλακοειδείς (plate & frame), αυλών-κελύφους (shell & tube) και οι εναλλάκτες σταυρωτής ροής (crossflow). Η πιο απλή μορφή εναλλάκτη αυλών-κελύφους είναι ο εναλλάκτης διπλού σωλήνα, ο οποίος απεικονίζεται στο Σχήμα 40.

#### 5.3.1 Εναλλάκτης θερμότητας διπλού σωλήνα:

Όταν το άλλο ρευστό ρέει στο δακτυλιοειδές διάκενο μεταξύ δύο σωλήνων, ένα ρευστό ρέει μέσω του μικρότερου σωλήνα. Η ροή μπορεί να είναι ροή ρεύματος ή παράλληλη ροή σε εναλλάκτη θερμότητας διπλού σωλήνα.

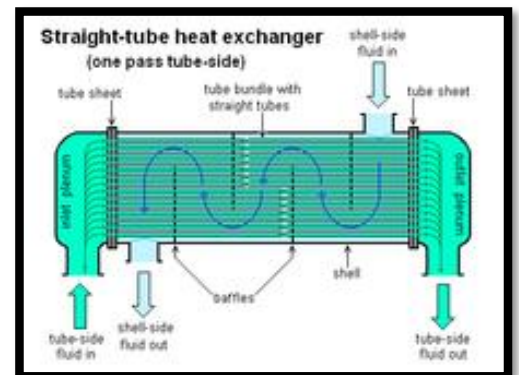


Εικόνα 24: Εναλλάκτης θερμότητας διπλού σωλήνα [59]

#### 5.3.2 Εναλλάκτης θερμότητας κελύφους και σωλήνα

Τα κύρια συστατικά αυτού του τύπου εναλλάκτη θερμότητας φαίνεται να είναι το κιβώτιο σωλήνα, το κέλυφος, οι μπροστινές πίσω κεφαλές και τα διαφράγματα ή τα πτερυγία.

Οι εναλλάκτες θερμότητας κελύφους και σωλήνων χρησιμοποιούνται συνήθως για εφαρμογές υψηλής πίεσης (με πιέσεις μεγαλύτερες από 30 bar και θερμοκρασίες μεγαλύτερες από 260 °C).[4] Αυτό συμβαίνει επειδή οι εναλλάκτες θερμότητας κελύφους και σωλήνα είναι στιβαροί λόγω του σχήματός τους.

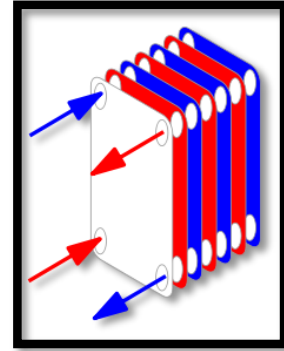


Εικόνα 25: Ένας τυπικός εναλλάκτης θερμότητας κελύφους και σωλήνα σε τομή [60]

#### 5.3.3 Πλακοειδής εναλλάκτης θερμότητας

Ένας πλακοειδής εναλλάκτης θερμότητας περιέχει μια ποσότητα λεπτών διαμορφωμένων πλακών μεταφοράς θερμότητας ομαδοποιημένες. Η διάταξη φλάντζας κάθε ζεύγους πλακών παρέχει δύο ξεχωριστά συστήματα καναλιών. Κάθε ζεύγος πλακών σχηματίζει ένα κανάλι όπου το ρευστό μπορεί να ρέει. Τα ζεύγη συνδέονται με μεθόδους συγκόλλησης και φλάντζας/βιδώματος.

Σε σύγκριση με τους εναλλάκτες κελύφους και σωλήνων, η διάταξη πλακοειδών εναλλακτών έχει συνήθως χαμηλότερο όγκο και κόστος. Μια άλλη διαφορά μεταξύ των δύο είναι ότι οι εναλλάκτες πλακών συνήθως εξυπηρετούν ρευστά χαμηλής έως μέσης πίεσης, σε σύγκριση με μεσαίες και υψηλές πιέσεις κελύφους και σωλήνα. Μια τρίτη και σημαντική διαφορά είναι ότι οι εναλλάκτες πλάκας χρησιμοποιούν περισσότερη αντίθετη ροή αντί για ροή εγκάρσιας ρεύματος, η οποία επιτρέπει χαμηλότερες διαφορές θερμοκρασίας προσέγγισης, υψηλές αλλαγές θερμοκρασίας και αυξημένες αποδόσεις.



**Εικόνα 26: Σχηματική απεικόνιση ενός πλακοειδή εναλλάκτη θερμότητας [61]**

#### Εκλογή τύπου εναλλακτών:

Λόγω των πολλών μεταβλητών που εμπλέκονται, η επιλογή βέλτιστων εναλλάκτη θερμότητας είναι δύσκολη. Οι υπολογισμοί με το χέρι είναι δυνατοί, αλλά συνήθως απαιτούνται πολλές επαναλήψεις. Ως εκ τούτου, οι εναλλάκτες θερμότητας επιλέγονται συχνότερα μέσω προγραμμάτων υπολογιστή. Για να επιλεγθεί ένας κατάλληλος εναλλάκτης θερμότητας, θα εξεταστούν πρώτα οι περιορισμοί σχεδιασμού για κάθε τύπο εναλλάκτη θερμότητας.

Αν και το κόστος είναι συχνά το κύριο κριτήριο, αρκετά άλλα κριτήρια επιλογής είναι σημαντικά:

- Όρια υψηλής/χαμηλής πίεσης
- Θερμική απόδοση
- Εύρος θερμοκρασίας ρευστών
- Μείγμα προϊόντων (υγρό/υγρό, σωματίδια ή υγρό υψηλής περιεκτικότητας σε στερεά)
- Η πτώση πίεσης στον εναλλάκτη
- Δυνατότητα και ευκολία μελλοντικής επέκτασης
- Επιλογή υλικών, όπως χαλκός, αλουμίνιο, ανθρακούχο χάλυβα, ανοξείδωτο χάλυβα, κράματα νικελίου, κεραμικά, πολυμερή και τιτάνι.

Η επιλογή του σωστού εναλλάκτη θερμότητας απαιτεί κάποια γνώση των διαφορετικών τύπων εναλλάκτη θερμότητας, καθώς και του περιβάλλοντος όπου πρέπει να λειτουργεί η μονάδα. Με επαρκή γνώση των τύπων εναλλάκτη θερμότητας και των απαιτήσεων λειτουργίας, μπορεί να γίνει κατάλληλη επιλογή για τη βελτιστοποίηση της διαδικασίας [62].

Στην συγκεκριμένη διάταξη γίνεται χρήση πολλαπλών εναλλακτών θερμότητας, οι συνθήκες λειτουργίας των οποίων συνοψίζεται παρακάτω:

**Πίνακας 12: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης δέσμησης CO<sub>2</sub>**

Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Ρεύματα ροής
COOLER1	1,1	130	Αέριο-υγρό
COOLER2	2,03	121	Αέριο-υγρό
COOLER3	2	41	Αέριο-υγρό
COOLER4	2,02	56	Υγρό-υγρό
HEAT-EX1	2,1	111	Υγρό-υγρό
HEAT-EX2	1,85	95	Αέριο-υγρό
EVAPOR	1,78	90	Αέριο-υγρό
CONDENS	4,5	247	Αέριο-υγρό

Δεδομένου ότι στο σχεδιαζόμενο σύστημα η μέγιστη πίεση και θερμοκρασία που συναντώνται είναι 4,5 bar και 247 °C αντίστοιχα, ασφαλής και αποδοτική λειτουργία εξασφαλίζεται με την χρήση εναλλακτών θερμότητας κελύφους-σωλήνων και φλαντζωτών/συγκολλητών πλακοειδών εναλλακτών.

Στο σύστημα τοποθετούνται δύο εναλλάκτες θερμότητας (ατμοποιητής και συμπυκνωτής) στην ψυκτικό κύκλο αμμωνίας-νερού, όπου το ρεύμα του ψυκτικού μέσου υφίσταται αλλαγή φάσης. Παρόλο που οι πλακοειδείς εναλλάκτες δεν εφαρμόζονται σε περιπτώσεις όπου το ένα ρεύμα βρίσκεται σε αέρια φάση λόγω προβλημάτων σταγάνωσης, μπορούν να εφαρμοστούν σε περιπτώσεις ατμοποιητών και συμπυκνωτών όπως οι εναλλάκτες EVAPOR και CONDENS του ψυκτικού κύκλου.

Συνεπώς όσο αφορά την συγκεκριμένη εγκατάσταση δύναται να τοποθετηθούν τόσο πλακοειδείς εναλλάκτες όσο και εναλλάκτες κελύφους-σωλήνων. Ωστόσο για λόγους εξοικονόμησης χώρου και κόστους, γίνεται η επιλογή πλακοειδών εναλλακτών όπου είναι δυνατό, καθώς εξυπηρετούν ρευστά χαμηλής/μέσης πίεσης όπως συναντώνται στην προκειμένη περίπτωση και επιτρέπουν χαμηλότερες θερμοκρασιακές διαφορές ανάμεσα στα δύο ρεύματα και εν τέλει παρουσιάζουν μεγαλύτερη απόδοση.

Επομένως γίνεται η επιλογή του τύπου του κάθε εναλλάκτη όπως φαίνεται παρακάτω:

**Πίνακας 13: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται**

Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Ρεύματα ροής	Τύπος εναλλάκτη που επιλέγεται
COOLER1	1,1	130	Αέριο-υγρό	Εναλλάκτης κελύφους-σωλήνων
COOLER2	2,03	121	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER3	2	41	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER4	2,02	56	Υγρό-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX1	2,1	111	Υγρό-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX2	1,85	95	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
EVAPOR	1,78	90	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
CONDENS	4,5	247	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης

Ο σχεδιασμός και η διαστασιολόγηση των εναλλακτών θερμότητας γίνεται στο λογισμικό Aspen Plus®, τα οποία ακολουθούν σε επόμενο κεφάλαιο.

## 5.4 Αντλίες:

### Τύποι αντλιών:

Υπάρχουν πολλοί τύποι αντλιών για ποικίλες εφαρμογές. Οι κυριότεροι τύποι είναι οι εξής:

- Παλινδρομικές αντλίες (ή εμβολικές αντλίες)
- Αντλίες με οδοντωτούς τροχούς
- Αντλίες περιστρεφόμενου κοχλία
- Αντλίες διαφράγματος
- Δοσιμετρικές αντλίες
- Περισταλτικές αντλίες
- Φυγοκεντρικές αντλίες
- Στροβιλοαντλίες αξονικής ή μκτής ροής

### Εκλογή τύπου αντλιών:

Στο μοντέλο της προσομοίωσης που είχε αναπτυχθεί πιο πάνω οι αντλίες διαλύματος έχουν 85% ισεντροπικό βαθμό απόδοσης και 95% μηχανικό βαθμό απόδοσης αντίστοιχα. Αυτό θα διαφέρει από την απόδοση των πραγματικών αντλιών που θα επιλεγθούν στη συνέχεια, έτσι η επιλογή τους γίνεται σύμφωνα με τα δεδομένα που αναμένεται να παρουσιαστούν στην πραγματική εγκατάσταση, προβλέποντας δηλαδή την λειτουργία τους υπό αρκετά μικρότερους βαθμούς απόδοσης.

Στη συγκεκριμένη διάταξη γίνεται χρήση δύο αντλιών, οι συνθήκες λειτουργίας των οποίων συνοψίζεται παρακάτω:

**Πίνακας 14: Αντλίες εγκατάστασης δέσμευσης CO<sub>2</sub>**

Αντλία	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Αύξηση πίεσης	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)
PUMP-WT	1,72	1,85	0,13	0,0029107	2,9114E-06	0,060
PUMPLEAN	1,80	2,10	0,30	0,3103	0,00031967	15,22

Λόγω πολύ μικρής παροχής και απαίτησης αύξησης της πίεσης, η τοποθέτηση μίας τρίτης αντλίας στον βρόγχο ανακυκλοφορίας πάνω από τη στήλη απορρόφησης μπορεί ενδεχομένως να παρακαμφθεί, εφόσον η είσοδος του ρευστού που επανακυκλοφορεί πίσω στην στήλη απορρόφησης από την κορυφή της, μπορεί να επιτευχθεί με την βαρύτητα.

Όπως φαίνεται στον πιο πάνω πίνακα, οι δύο αντλίες λειτουργούν με πολύ μικρή παροχή και χρησιμοποιούνται για πολύ μικρή αύξηση της πίεσης του ρευστού. Επιπλέον στην συγκεκριμένη διάταξη γίνεται η χρήση διαλύτη MDEA, του οποίου η διαρροή πρέπει να αποφευχθεί γιαυτό χρειάζεται η χρήση αντλιών με καλή στεγανότητα.

Γιαυτό τον λόγο μπορεί να γίνει η επιλογή χρήσης δύο μικρών περισταλτικών αντλιών, στην συγκεκριμένη εγκατάσταση.

Έτσι στη συνέχεια γίνεται η εκλογή του τύπου των δύο αντλιών όπως παρουσιάζεται παρακάτω:

**Πίνακας 15: Αντίες εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται**

Αντλία	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Τύπος αντλίας που επιλέγεται
PUMP-WT2	1,72	1,85	0,0029107	2,9114E-06	Περισταλτική αντλία
PUMPLEAN	1,80	2,10	0,3103	0,00031967	Περισταλτική αντλία

## 5.5 Συμπιεστές:

---

Ανάλογα με την κατασκευή και τον τρόπο λειτουργίας τους, οι συμπιεστές διακρίνονται ως εξής:

α) Περιστρεφόμενους συμπιεστές που διακρίνονται σε:

- Περιστροφικούς με σταθερά ή κινητά πτερύγια
- Φυγοκεντρικούς συμπιεστές
- Συμπιεστές τύπου WANKEL
- Ελικοειδείς συμπιεστές ή κοχλιωδείς
- Τυμπάνου

β) Παλινδρομικοί εμβολοφόροι συμπιεστές που διακρίνονται σε: μονοκύλινδρους, δίκυλινδρους, πολυκύλινδρους, διάταξης V,W,X, κ.λ.π.

Ανάλογα με τον τρόπο κίνησης τους, οι συμπιεστές διακρίνονται σε 3 κατηγορίες:

- Ανοιχτοί συμπιεστές
- Ημιαρμητικοί συμπιεστές
- Ερμητικοί συμπιεστές

Στους συμπιεστές ανοιχτού τύπου τα βασικά εξαρτήματα βρίσκονται μέσα σε ένα ανοικτό θάλαμο, ο δε άξονας κίνησης συνδέεται με μια εξωτερική πηγή από την οποία λαμβάνεται η κίνηση.

Στους ημιαρμητικούς συμπιεστές, η κίνηση δίνεται από ηλεκτροκινητήρα, ο οποίος συνδέεται απ' ευθείας με τον άξονα κίνησης του συμπιεστή. Τόσο ο ηλεκτροκινητήρας όσο και τα διάφορα τμήματα του συμπιεστή βρίσκονται μέσα στο ίδιο περίβλημα.

Οι ερμητικοί συμπιεστές έχουν εφαρμογή και στις μικρές ψυκτικές μονάδες.



Εκλογή τύπου συμπιεστή:

Στο μοντέλο της προσομοίωσης που είχε αναπτυχθεί πιο πάνω οι συμπιεστές, έχουν 85% ισεντροπικό βαθμό απόδοσης και 95% μηχανικό βαθμό απόδοσης αντίστοιχα. Αυτό θα διαφέρει από την απόδοση των πραγματικών συμπιεστών που θα επιλεγθούν στη συνέχεια, έτσι η επιλογή τους γίνεται σύμφωνα με τα δεδομένα που αναμένεται να παρουσιαστούν στην πραγματική εγκατάσταση.

Στη συγκεκριμένη διάταξη γίνεται χρήση δύο συμπιεστών, οι συνθήκες λειτουργίας των οποίων συνοψίζεται παρακάτω:

**Πίνακας 16: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO<sub>2</sub>**

Συμπιεστής	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Αύξηση πίεσης	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)
COMPR	1,08	2,03	0,95	130	0,064625	0,03744	6013,119
COMPR 2	1,00	4,50	3,50	281	0,005	0,0029218	2393,187

Στη συγκεκριμένη μονάδα γίνεται χρήση συμπιεστή στον ψυκτικό κύκλο αμμωνίας/νερού που χρησιμοποιείται για την ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub> και γίνεται επίσης χρήση συμπιεστή για την αύξηση της πίεσης των καυσαερίων, προτού αυτά οδηγηθούν στην στήλη απορρόφησης.

Όσον αφορά τον συμπιεστή καυσαερίων COMPR επιλέγεται να χρησιμοποιηθεί ένας μικρός screw συμπιεστής, καθώς αυτοί οι συμπιεστές έχουν πολύ υψηλή ογκομετρική απόδοση, είναι αξιόπιστοι, καθώς έχουν λιγότερα εξαρτήματα και έχουν απλούστερη δομή και είναι πιο αποτελεσματικοί.

Οι ανοικτοί εμβολοφόροι συμπιεστές χρησιμοποιούνται κυρίως με ψυκτικά μέσα όπως η αμμωνία. Πιο συγκεκριμένα, προτιμώνται συμπιεστές ανοικτού τύπου γιατί η αμμωνία προσβάλλει τον χαλκό του τυλίγματος των ηλεκτρομαγνητικών πόλων του κινητήρα και έτσι ο κινητήρας δεν μπορεί να κλειστεί στο ίδιο κέλυφος με τον συμπιεστή. Οι συμπιεστές αμμωνίας πρέπει να αποτελούνται από υλικά ανθεκτικά στην αμμωνία γενικά. Έτσι επιλέγεται η χρήση ενός ανοικτού εμβολοφόρου συμπιεστή για τον δεύτερο συμπιεστή COMPR2.

Έτσι στη συνέχεια γίνεται η εκλογή του τύπου των δύο συμπιεστών όπως παρουσιάζεται παρακάτω:

**Πίνακας 17: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO<sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται**

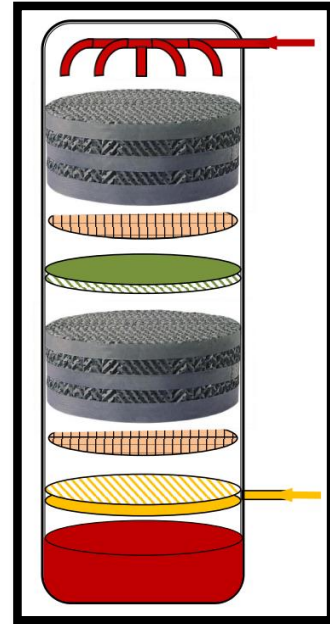
Συμπιεστής	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Τύπος συμπιεστή που επιλέγεται
COMPR	1,08	2,03	130	0,064625	0,03744	6013,119	Screw συμπιεστής
COMPR 2	1,00	4,50	281	0,005	0,0029218	2393,187	Ανοικτός εμβολοφόρος συμπιεστής

## 6. Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης:

### 6.1 Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση στήλης απορρόφησης:

Όπως προαναφέρθηκε, στόχος των στηλών απορρόφησης σε αντιρροή είναι ο συνδυασμός ομοιομορφίας στην ακτινική διεύθυνση και μικρής διασποράς στην αξονική, κάτι που επιτυγχάνεται με την χρήση πληρωτικού υλικού. Η υγρή φάση διασκορπίζεται πάνω από το πληρωτικό και κινείται προς τα κάτω, συνήθως σε μορφή υμένα σε επαφή με το τοίχωμα του υλικού. Η αέρια φάση κινείται προς τα πάνω διαμέσου των καναλιών/ανοιγμάτων που αφήνουν το πληρωτικό υλικό και οι υγροί υμένες.

Το Σχήμα 55 παρουσιάζει μια ενδεικτική διάταξη εξαρτημάτων στήλης πληρωτικού υλικού. Παρατηρούμε τον διανομέα υγρού στην κορυφή, ο οποίος εξασφαλίζει ομοιόμορφη κατανομή της παροχής στη διατομή της στήλης. Ο διανομέας ακολουθείται από την κλίνη πληρωτικού υλικού (εδώ δομημένου), διαιρεμένη σε δύο τμήματα. Κάθε τμήμα πληρωτικού περιλαμβάνει την βάση στήριξης, ενώ μεταξύ των δύο τμημάτων παρεμβάλλεται δίσκος συλλογής και αναδιανομής του υγρού.



**Εικόνα 27: Απεικόνιση ενδεικτικής διάταξης εξαρτημάτων στήλης πληρωτικού υλικού**

Η διαίρεση της κλίνης πληρωτικού με ενδιάμεση τοποθέτηση δίσκου αναδιανομής είναι συχνά αναγκαία, επειδή κατά μήκος της ροής η υγρή φάση έχει την τάση να συσσωματώνεται σταδιακά σε παχύτερες φλέβες, με αποτέλεσμα να μειώνεται η διαβροχή και η διεπιφάνεια μεταξύ των δύο φάσεων. Τέλος, ο πυθμένας της στήλης λειτουργεί ως δοχείο συλλογής του υγρού, ενώ λίγο υψηλότερα είναι τοποθετημένο το σύστημα διασποράς της αέριας τροφοδοσίας.

### 6.1.1 Πλημμύριση:

Η λειτουργία της στήλης με πληρωτικό υλικό βασίζεται στην κίνηση του υγρού προς τα κάτω λόγω της βαρύτητας, σε αντιστροφή με την προς τα πάνω κίνηση του αερίου λόγω υπερπίεσης στην είσοδο. Για καθορισμένες παροχές, η φαινομενική ταχύτητα της κάθε φάσης εξαρτάται από τη διάμετρο της στήλης και είναι τόσο μεγαλύτερη όσο μικρότερη γίνεται η διάμετρος. Η κίνηση των δύο φάσεων κατ' αντιστροφή με υψηλές ταχύτητες προκαλεί έντονη αλληλεπίδραση στη διεπιφάνεια και πέρα από ένα σημείο προκαλεί πλημμύριση.

Για παράδειγμα, αέριο με μεγάλη ταχύτητα ασκεί υψηλή διατμητική τάση στην ελεύθερη επιφάνεια. Ως αποτέλεσμα, τμήμα του υγρού υμένα μπορεί να αρχίσει να κινείται προς τα πάνω ή/και να διασπάται σε σταγονίδια που συμπαρασύρονται με τη ροή του αερίου. Η αδυναμία παροχέτευσης του προκαλεί συσσώρευση του υγρού στα διάκενα του πληρωτικού και απότομη αύξηση της πτώσης πίεσης για τη διέλευση του αερίου. Οι συνθήκες αυτές ορίζουν την πλημμύριση. Η προσέγγιση στις συνθήκες πλημμύρισης αντανακλάται στην πτώση πίεσης της αέριας φάσης. Για τον λόγο αυτό η πτώση πίεσης χρησιμεύει ως διαγνωστικό των συνθηκών λειτουργίας της στήλης.

### 6.1.2 Σχεδιασμός στήλης απορρόφησης:

Σκοπός της διαδικασίας σχεδιασμού είναι ο καθορισμός του ύψους πληρωτικού υλικού που απαιτείται για να έχουν τα ρεύματα στην έξοδο τους ορισμένη σύσταση. Αντίστροφα, η ίδια μεθοδολογία μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την ανάλυση υπάρχουσας στήλης, δηλαδή για την εύρεση των άγνωστων συστάσεων εξόδου, ρευμάτων που εισέρχονται σε στήλη με συγκεκριμένο ύψος πληρωτικού υλικού.

Ο σχεδιασμός της στήλης βασίζεται στον υπολογισμό του ρυθμού μεταφοράς από την αέρια προς την υγρή φάση του προς απορρόφηση/διάλυση συστατικού με βάση τους συντελεστές μεταφοράς μάζας, οι οποίοι εξαρτώνται από τα χαρακτηριστικά ροής των δύο φάσεων. Το ισοζύγιο μάζας συστατικού ορίζει τη γραμμή λειτουργίας της συσκευής, ενώ η σχέση ισορροπίας διαλυμένου συστατικού στις δύο φάσεις καθορίζει την ωθούσα δύναμη στον υπολογισμό του ρυθμού μεταφοράς.

Αυτή η διαδικασία σχεδιασμού και διαστασιολόγησης της στήλης απορρόφησης γίνεται στη συνέχεια μέσω του λογισμικού Aspen Plus® και τα αποτελέσματα παρατίθενται παρακάτω.

### 6.1.3 Πληρωτικό υλικό στήλης απορρόφησης:

Το συμβατικό πληρωτικό υλικό απαρτίζεται από σωματίδια, μεταλλικά, πλαστικά ή κεραμικά, με εύρος μεγέθους από 5mm έως 50mm, και μορφή κατάλληλη ώστε να εξασφαλίζει μεγάλη επιφάνεια και ταυτόχρονα να προβάλλει μικρή αντίσταση στη ροή. Οι δύο απαιτήσεις είναι αντικρουόμενες, και συνεπώς είναι απαραίτητη κάποιου είδους βελτιστοποίηση.

Εμπορικά παραδείγματα τέτοιου πληρωτικού υλικού απεικονίζονται παρακάτω:



Εικόνα 28: The Raschig Super Ring® Plus [63]



Εικόνα 29: Pall Rings (Jaeger Rings, Ballast Rings, Basic Rings, etc.) [63]

Βασικά πλεονεκτήματα των μεταλλικών δαχτυλιδιών Pall:

Η συσκευασία μεταλλικών δαχτυλιδιών είναι δημοφιλής επειδή το μεταλλικό υλικό και ο σχεδιασμός του δαχτυλιδιού προσφέρουν πλεονεκτήματα που μπορούν να βελτιώσουν τη λειτουργία με διάφορους τρόπους.

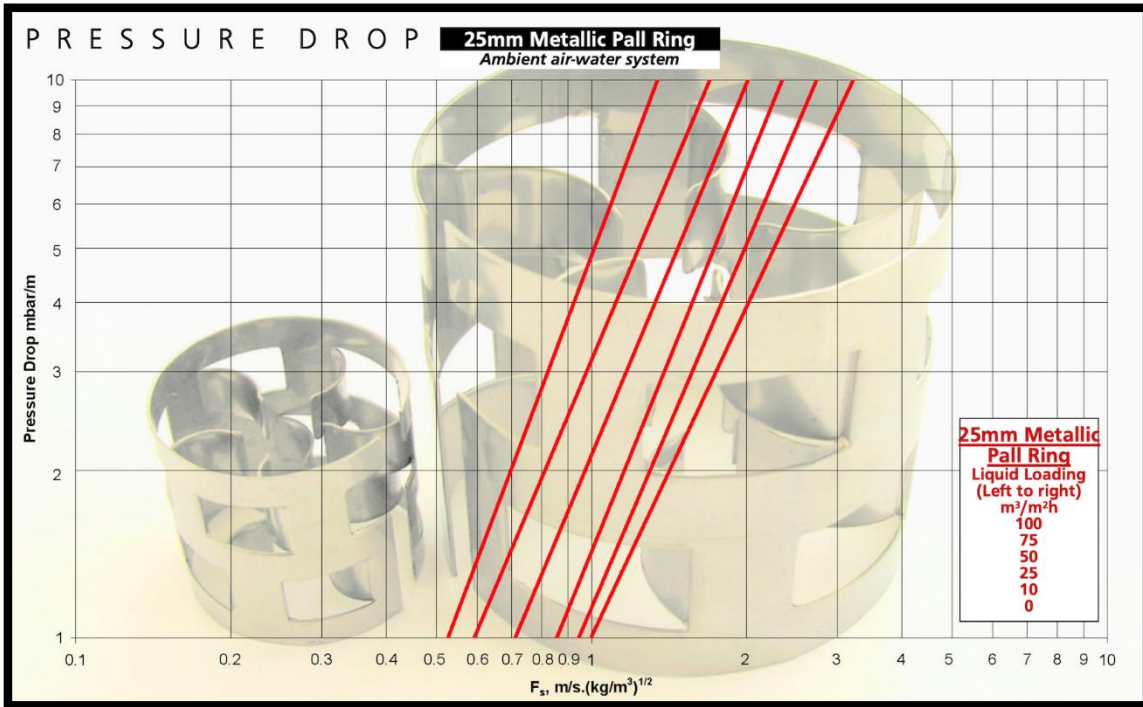
Οι μεταλλικοί δακτύλιοι Pall βελτιώνουν τη σχεδίαση του δακτυλίου Raschig και προσφέρουν πολλά πλεονεκτήματα, όπως:

- Υψηλότερη ικανότητα φόρτωσης και απόδοση με ελάχιστη πτώση πίεσης
- Βρέχεται εύκολα σε σύγκριση με το αντίστοιχο πλαστικό δακτύλιο
- Υψηλότερη απόδοση μεταφοράς μάζας και καλύτερη κατανομή υγρού/αερίου
- Εξαιρετική συνολική ευελιξία, με καλή αντοχή σε ρύπανση
- Εξαιρετική μηχανική αντοχή, για μεγαλύτερη διάρκεια ζωής και βελτιωμένη αξιοπιστία
- Κατάλληλο για εφαρμογές σε υψηλές θερμοκρασίες
- Μηχανικά στιβαρό

**Πίνακας 18: Μεγέθη και χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall**

Nominal Size (in)	1 (25 mm)	1 1/2 (38 mm)	2 (50 mm)	3 (76 mm)
Void Fraction (%)	96.1	96.4	97	97
Geometric Surface Area (ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup> )	53.0	58.0	42.7	32.0
Weight – SS304 (lb/ft <sup>3</sup> )	31.8	30.2	33.6	36.2
Packing Factor (1/ft)	103.6	57.9	42.7	30
Pcs/ft <sup>3</sup>	2446	594	266	79

Συνεπώς, στην συγκεκριμένη εγκατάσταση έχει γίνει η επιλογή χρήσης μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 25mm, της εταιρίας Pall Ring Company, για εφαρμογή στην στήλη απορρόφησης.



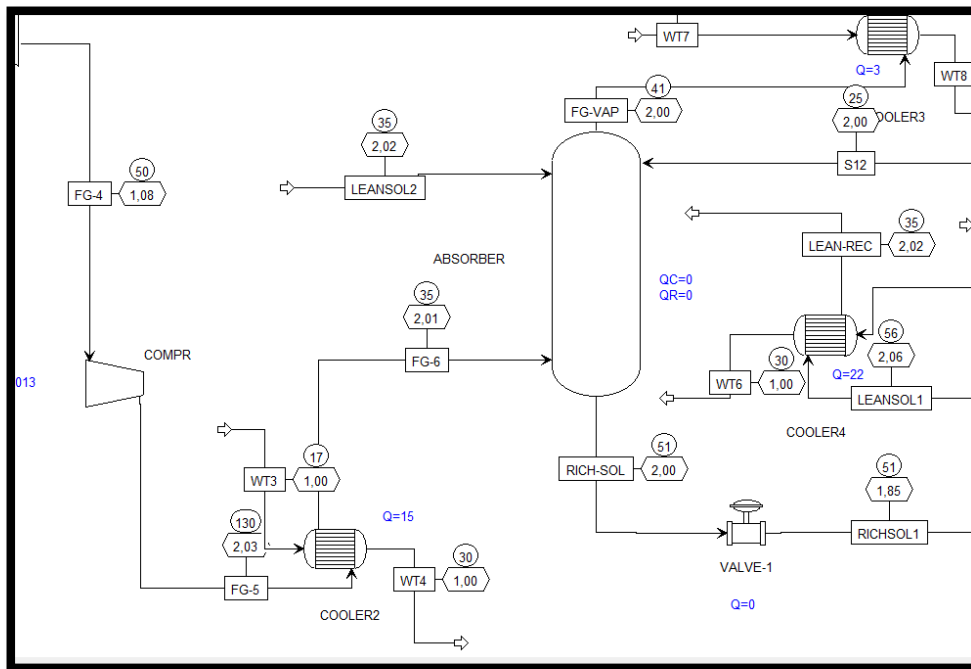
Εικόνα 30: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 25mm, της εταιρίας Pall Ring Company [64]

Πίνακας 19: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 16,25,38,50 και 90mm, της εταιρίας Pall Ring Company

Packing Size mm	16	25	38	50	90
Free Space %	93	94	95	96	97
Specific Surface Area (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )	316	209	122	100	54
No. Per Unit Volume (m <sup>3</sup> )	210,000	49,500	13,450	6,000	1,000

### 6.1.4 Διαστασιολόγηση και εσωτερικός σχεδιασμός στήλης απορρόφησης:

Η διαδικασία σχεδιασμού και διαστασιολόγησης της στήλης απορρόφησης γίνεται στη συνέχεια μέσω του λογισμικού Aspen Plus® και τα αποτελέσματα παρατίθενται παρακάτω:



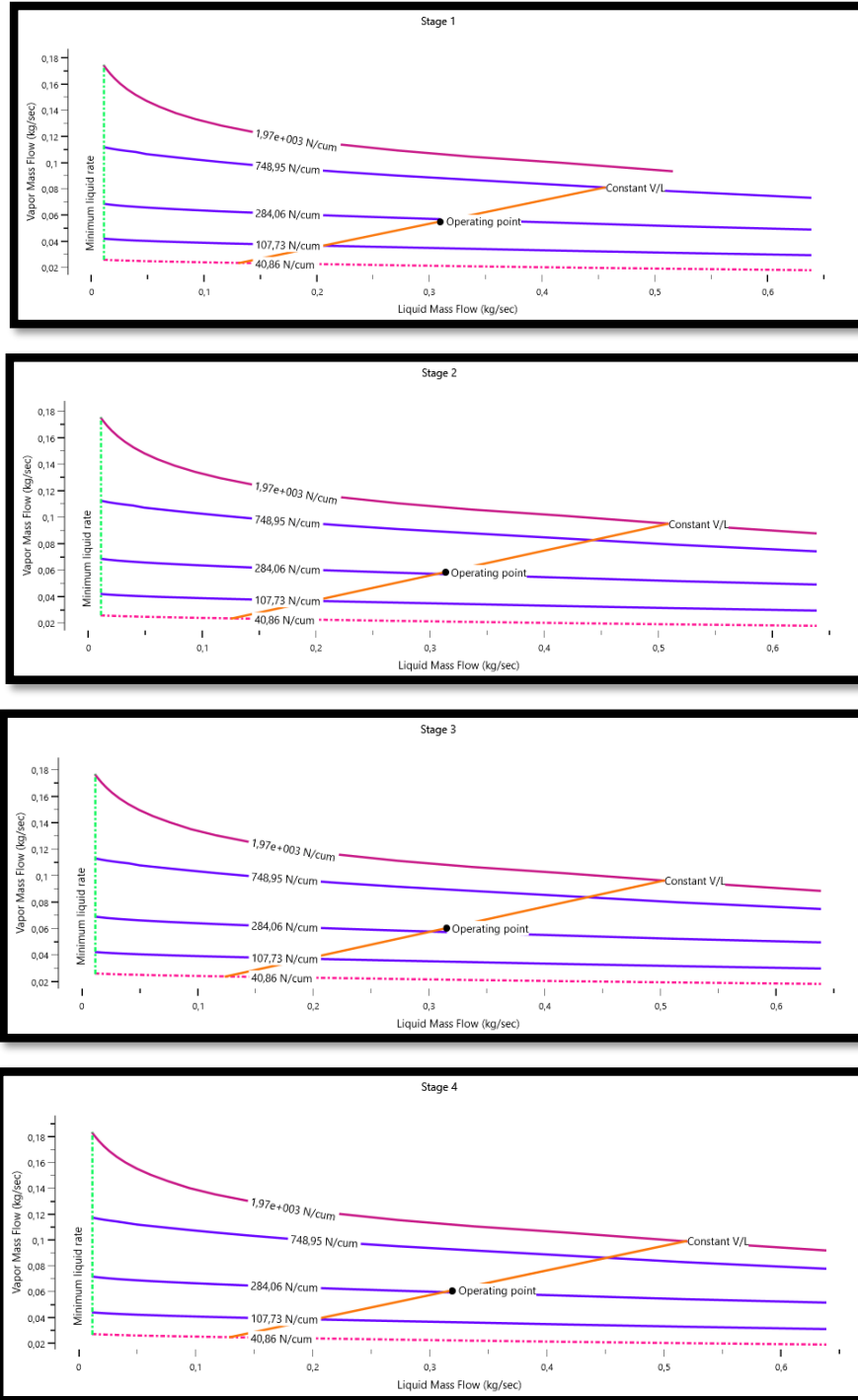
**Εικόνα 31: Γραφική απεικόνιση στήλης απορρόφησης ABSORBER στο λογισμικό Aspen Plus®**

Με την χρήση μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 25mm, για πληρωτικό υλικό στην στήλη απορρόφησης, το απαιτούμενο ύψος και διάμετρος της πλήρωσης της στήλης για ορθή λειτουργία και αποφυγή πλυμμύρισης καθορίζονται ως εξής:

- Ύψος πλήρωσης στήλης: 1 μέτρα
- Διάμετρος πλήρωσης στήλης: 0,2 μέτρα



6.1.5 Υδραυλικά διαγράμματα στήλης απορρόφησης



Εικόνα 32: Απεικόνιση ρευστομηχανικών / υδραυλικών διαγραμμάτων στήλης απορρόφησης για κάθε στάδιο/βαθμίδα από το λογισμικό Aspen Plus®

### 6.1.6 Σύνοψη αποτελεσμάτων και εσωτερικών χαρακτηριστικών στήλης:

**Πίνακας 20: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης απορρόφησης**

	Value	Units
Number of Trayed/Packed stages	4	
Total height	1	meter
Total head loss (Hot liquid height)	0,0305781	meter
Total pressure drop	0,003135	bar

**Πίνακας 21: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης απορρόφησης**

		Diameter	Section Height			Section Pressure Drop	
Start Stage	End Stage	meter	meter	Internals Type	Tray Type or Packing Type	bar	% Approach to Flood
1	4	0,2	1	PACKING	PALL	0,003135	61,80

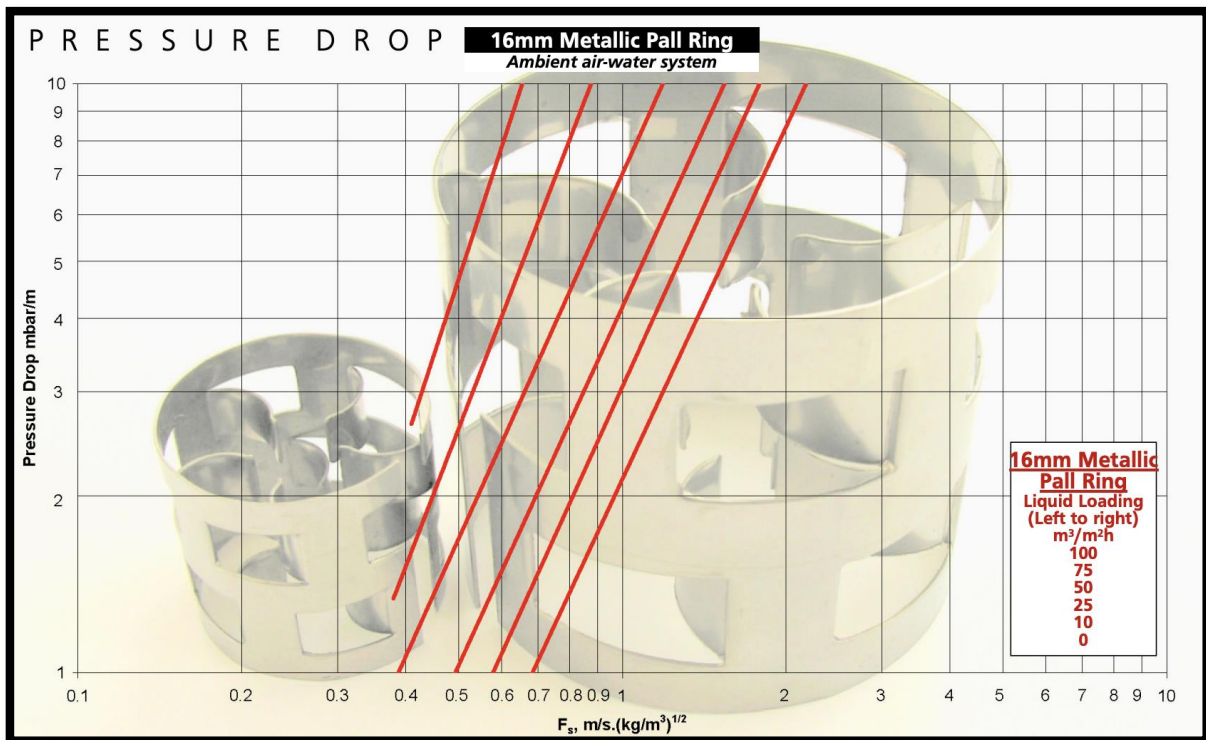
**Πίνακας 22: Συμπυκνωτής / Απόδοση κορυφαίας βαθμίδας**

Name	Value	Units
Temperature	41,0028	C
Distillate rate	0,052199	kg/sec
Reflux rate	0,3097	kg/sec
Reflux ratio	5,934363	

## 6.2 Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση στήλης αναγέννησης/εκρόφησης:

Όμοια με την στήλη απορρόφησης, στη συνέχεια ακολουθεί ο σχεδιασμός και η διαστασιολόγηση της στήλης εκρόφησης.

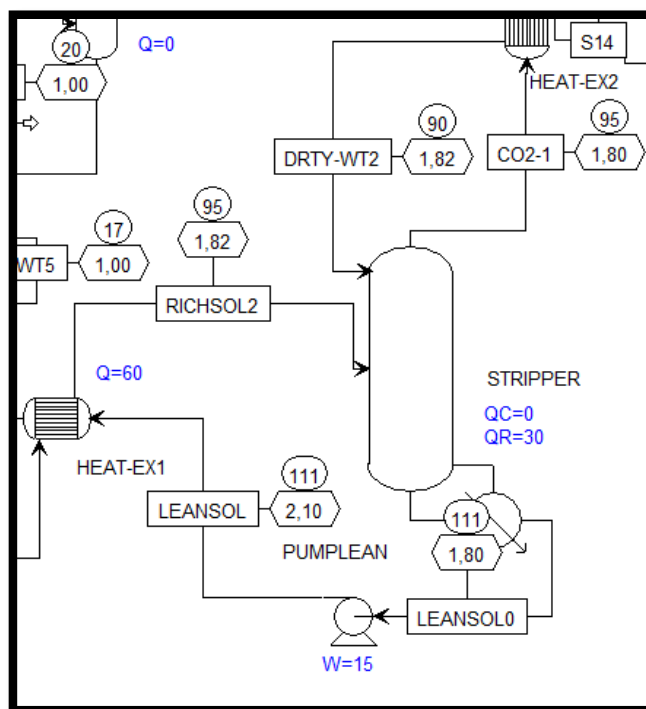
Για λόγους συνέπειας, στην συγκεκριμένη εγκατάσταση έχει γίνει η επιλογή χρήσης μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 15mm, της εταιρίας Pall Ring Company, για εφαρμογή στην στήλη εκρόφησης.



Εικόνα 33: Χαρακτηριστικά μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 15mm, της εταιρίας Pall Ring Company [65]

### 6.2.1 Διαστασιολόγηση και εσωτερικός σχεδιασμός στήλης εκρόφησης:

Η διαδικασία σχεδιασμού και διαστασιολόγησης της στήλης εκρόφησης γίνεται στη συνέχεια μέσω του λογισμικού Aspen Plus® και τα αποτελέσματα παρατίθενται παρακάτω:

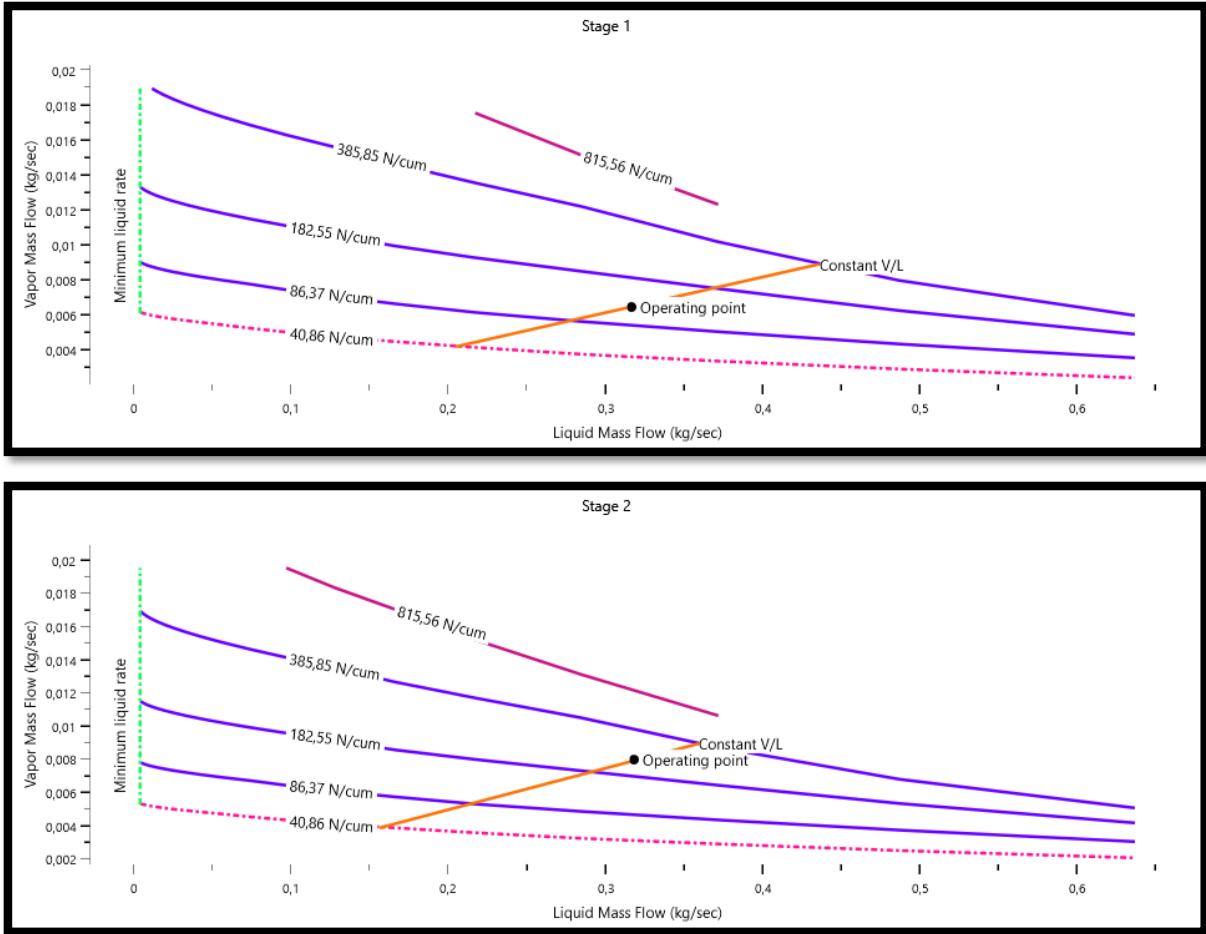


Εικόνα 34: Γραφική απεικόνιση στήλης εκρόφησης STRIPPER στο λογισμικό Aspen Plus®

Με την χρήση μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 15mm, για πληρωτικό υλικό στην στήλη εκρόφησης, το απαιτούμενο ύψος και διάμετρος της πλήρωσης της στήλης για ορθή λειτουργία και αποφυγή πλυμμύρισης καθορίζονται ως εξής:

- Ύψος πλήρωσης στήλης: 0,8 μέτρα
- Διάμετρος πλήρωσης στήλης: 0,12 μέτρα

6.2.2 Υδραυλικά διαγράμματα στήλης εκρόφησης



Εικόνα 35: Απεικόνιση ρευστομηχανικών / υδραυλικών διαγραμμάτων στήλης εκρόφησης για κάθε στάδιο/βαθμίδα από το λογισμικό Aspen Plus®

### 6.2.3 Σύνοψη αποτελεσμάτων και εσωτερικών χαρακτηριστικών στήλης:

**Πίνακας 23: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης εκρόφησης**

	Value	Units
Number of Trayed/Packed stages	2	
Total height	0,8	meter
Total head loss (Hot liquid height)	0,015806	meter
Total pressure drop	0,001546	bar

**Πίνακας 24: Εσωτερικά χαρακτηριστικά στήλης εκρόφησης**

		Diameter	Section Height			Section Pressure Drop	
Start Stage	End Stage	meter	meter	Internals Type	Tray Type or Packing Type	bar	% Approach to Flood
1	2	0,12	0,8	PACKING	PALL	0,001546	79,49

**Πίνακας 25: Συμπυκνωτής / Απόδοση κορυφιαίας βαθμίδας**

Name	Value	Units
Temperature	95,32593	C
Heat duty	0	kW
Distillate rate	0,01186	kg/sec
Reflux rate	0,316787	kg/sec
Reflux ratio	26,7063	

**Πίνακας 26: Αναβραστήρας / Απόδοση τελευταίας βαθμίδας**

Name	Value	Units
Temperature	110,7406	C
Heat duty	30,0753	kW
Bottoms rate	0,310328	kg/sec
Boilup rate	0,007966	kg/sec
Boilup ratio	0,025672	

### 6.3 Σχεδιασμός και διαστασιολόγηση εναλλακτών θερμότητας:

Στους εναλλάκτες όπου γίνεται ψύξη με νερό, λαμβάνεται ως θερμοκρασία εισόδου του νερού η τιμή των 17 °C, η οποία αποτελεί μια μέση τιμή της θερμοκρασίας του νερού του δικτύου κατά τη διάρκεια του έτους. Οι μηνιαίες μέσες τιμές της θερμοκρασίας του νερού του δικτύου για όλο το έτος, βρέθηκαν ως εξής:

**Πίνακας 27: Μηνιαίες μέσες τιμές της θερμοκρασίας του νερού του δικτύου για όλο το έτος, ανά κλιματική ζώνη, παρ. 3.5 της ΤΟΤΕΕ 20701-1/2017 [66]**

Κλιματική Ζώνη	Ι	Φ	Μ	Α	Μ	Ι	Ι	Α	Σ	Ο	Ν	Δ
A	13,0	12,8	13,8	16,3	19,9	23,8	26,2	26,6	24,9	21,7	18,1	14,8
B	10,4	10,1	11,7	14,8	18,9	23,1	25,6	25,8	23,5	19,7	15,5	12,2
Γ	6,5	7,3	9,4	13,2	17,6	21,9	24,3	24,6	22,0	17,7	12,7	8,6
Δ	4,2	5,0	7,5	11,5	15,7	19,8	22,2	22,7	20,2	15,9	10,8	6,6

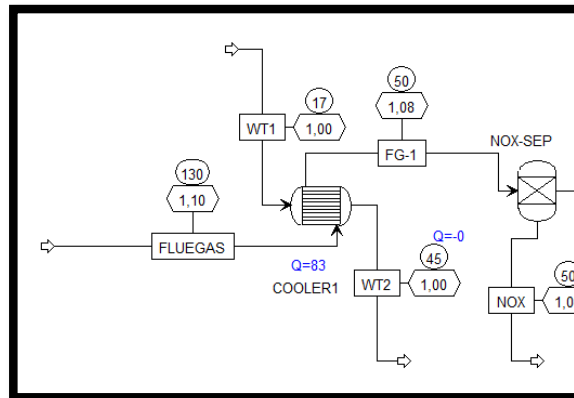
Για τον προκαταρκτικό σχεδιασμό των εναλλακτών θερμότητας είναι προτιμότερο να μπορεί να εκτιμηθεί ο ολικός συντελεστής μετάδοσης θερμότητας. Ο Πίνακας 32 δίνει προσεγγιστικές τιμές του U για κάποια κοινά ρευστά. Το μεγάλο εύρος τιμών του πίνακα προήλθε από την χρησιμοποίηση διαφορετικών υλικών στους εναλλάκτες (με διαφορετικές θερμοαγωγιμότητες, k), συνθηκών ροής (που επηρεάζουν τους συντελεστές υμενίου, h), όπως επίσης και γεωμετρικών διατάξεων.

Στις περισσότερες πρακτικές εφαρμογές η θερμική αντίσταση του τοιχώματος μπορεί να αγνοηθεί, ενώ συχνά υπάρχει σημαντική διαφορά στο μέγεθος των συντελεστών συναγωγής, οπότε ο ολικός συντελεστής μετάδοσης θερμότητας προσδιορίζεται κατά κύριο λόγο από το χαμηλότερο συντελεστή συναγωγής.

Ο σχεδιασμός και η διαστασιολόγηση των εναλλακτών θερμότητας γίνεται στο λογισμικό Aspen Plus®.

### 6.3.1 Εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων (COOLER1):

Ο εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων COOLER1, ψύχει τα καυσαέρια μέχρι την θερμοκρασία των 50 °C, χρησιμοποιώντας ρεύμα νερού προερχόμενο από το δίκτυο σε θερμοκρασία 17 °C. Με αυτό τον τρόπο επιτυγχάνεται συμπύκνωση των υδρατμών νερού που περιέχονται στα καυσαέρια, το οποίο αφαιρείται στη συνέχεια μέσω του διαχωριστικού δοχείου FL-DRUM. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα να μειώνεται η περιεκτικότητα των καυσαερίων σε νερό και κατά συνέπεια να μειώνεται το επακόλουθο φορτίο των υπόλοιπων εξαρτημάτων, το οποίο θα ήταν πολύ μεγαλύτερο με την παρουσία μαγάλης ποσότητας νερού στα καυσαέρια.



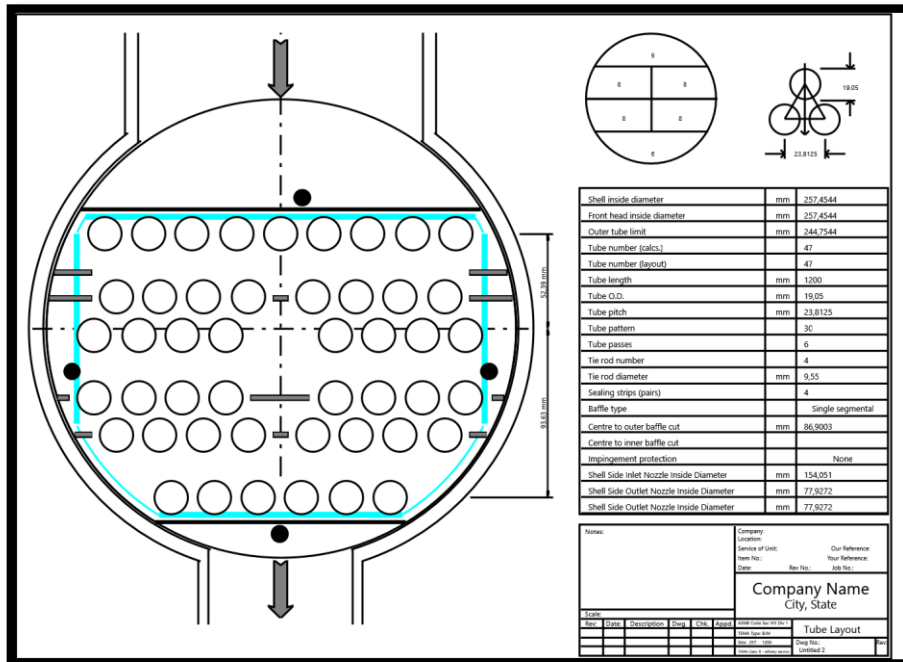
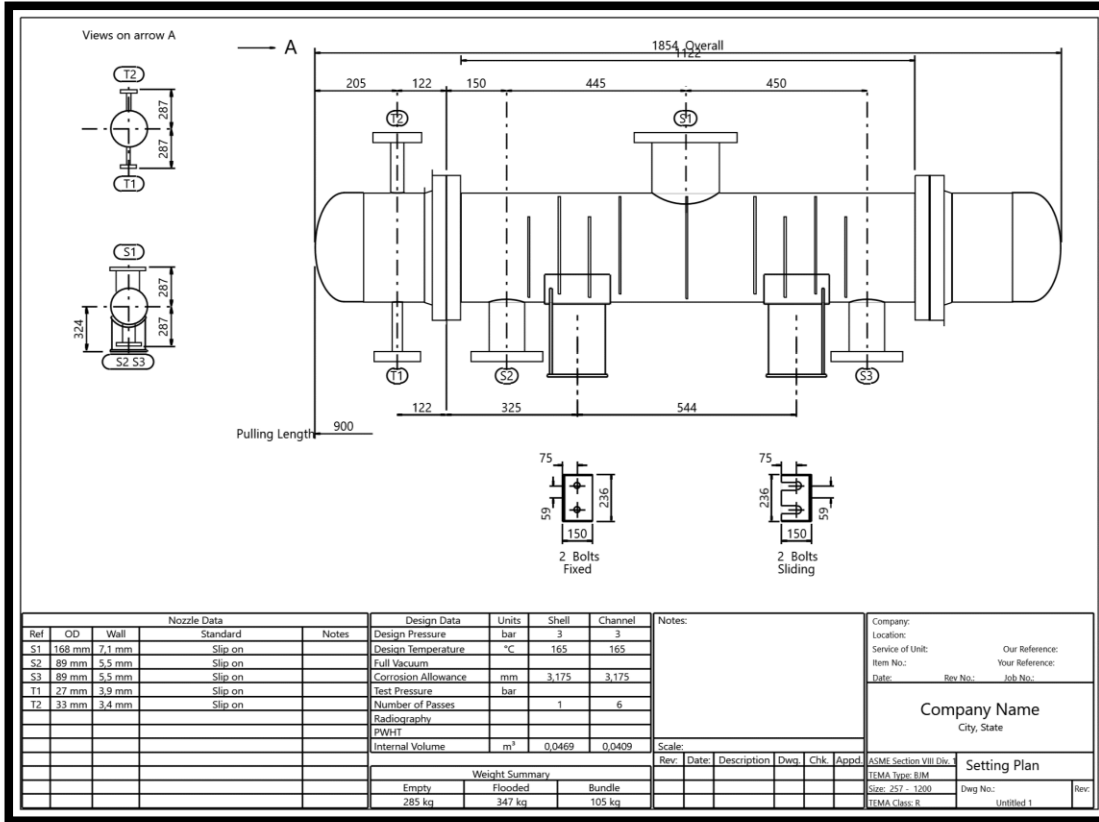
Εικόνα 36: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 1 στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1) Shell Side		Cold Stream (2) Tube Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	FLUEGAS		WT1	
Mass flow rate	kg/s	0,3448	0,7	
Temperature	°C	130	17	
Vapor mass fraction		1	0	
Pressure (absolute)	bar	1,1	1,08	0,89
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	kW		82,9	
Exchanger effectiveness				
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,02	0	
Allowable pressure drop	bar	0,12	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> ·K/W	0	0	



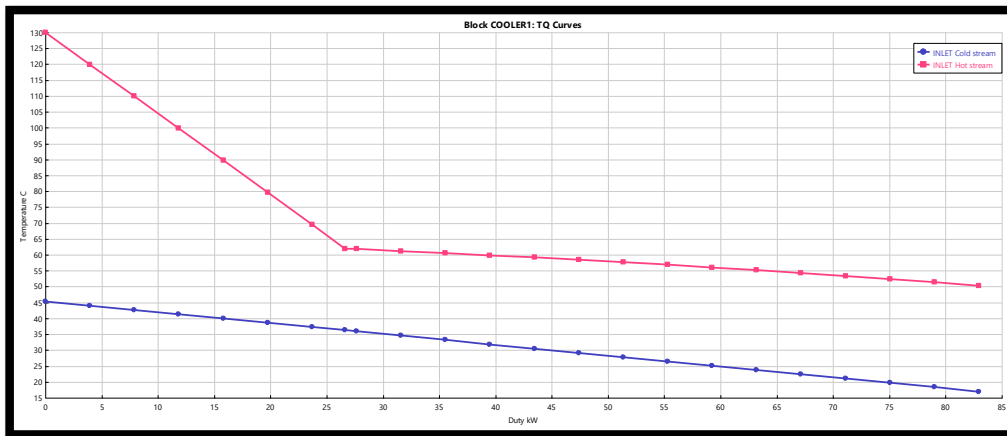
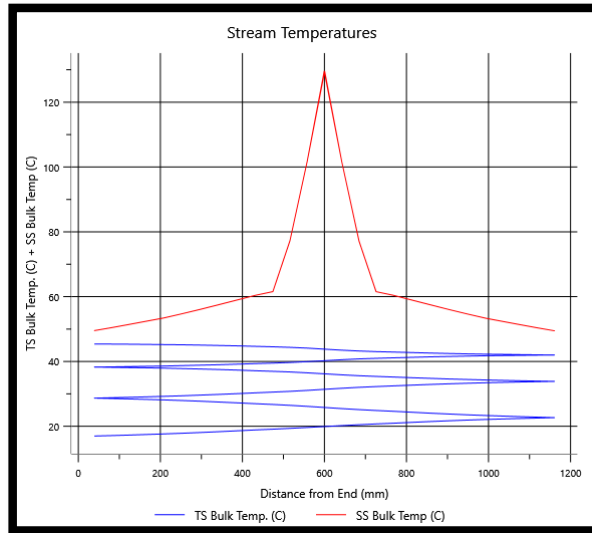
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

Weights		kg	Cost data		Dollar(US)
Shell		138,7	Labor cost		8909
Front head		19,3	Tube material cost		136
Rear head		21,5	Material cost (except tubes)		1388
Shell cover					
Bundle		105,4			
Total weight - empty		284,9	Total cost (1 shell)		10433
Total weight - filled with water		346,5	Total cost (all shells)		10433

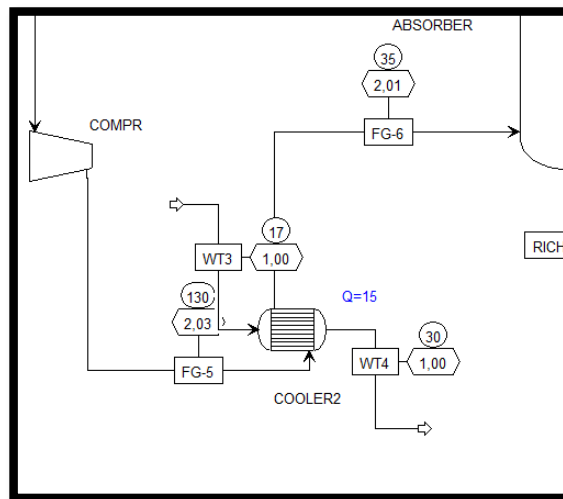
Καμπύλες T-Q:



### 6.3.2 Εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων (COOLER2):

Η απορρόφηση του CO<sub>2</sub> στο διάλυμα MDEA είναι εξώθερμη. Η έκταση της απορρόφησης (σε ισορροπία) αυξάνεται με τη μείωση της θερμοκρασίας. Επομένως, ο απαιτούμενος ρυθμός ροής MDEA μπορεί να μειωθεί με τη μείωση της θερμοκρασίας των καυσαερίων και του διαλύτη πριν την είσοδό τους στη στήλη απορρόφησης.

Ο εναλλάκτης ψύξης καυσαερίων COOLER2, ψύχει τα καυσαέρια μέχρι την θερμοκρασία των 35 °C, χρησιμοποιώντας ρεύμα νερού προερχόμενο από το δίκτυο σε θερμοκρασία 17 °C. Αυτό θα βελτιώσει την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> και θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες διαλύτη λόγω της εξάτμισης.

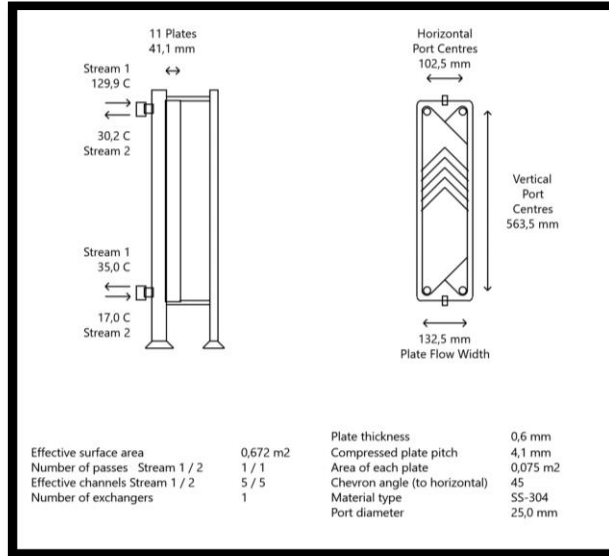


Εικόνα 37: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 2 στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	FG-5		WT3	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,0646	0,28	
Temperature	°C	129,93	17	
Vapor mass fraction		1	0	
Operating pressure (absolute)	bar	2,03	1	
Heat exchanged	kW	15,5		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,02	0,02	
Allowable pressure drop	bar	0,2	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

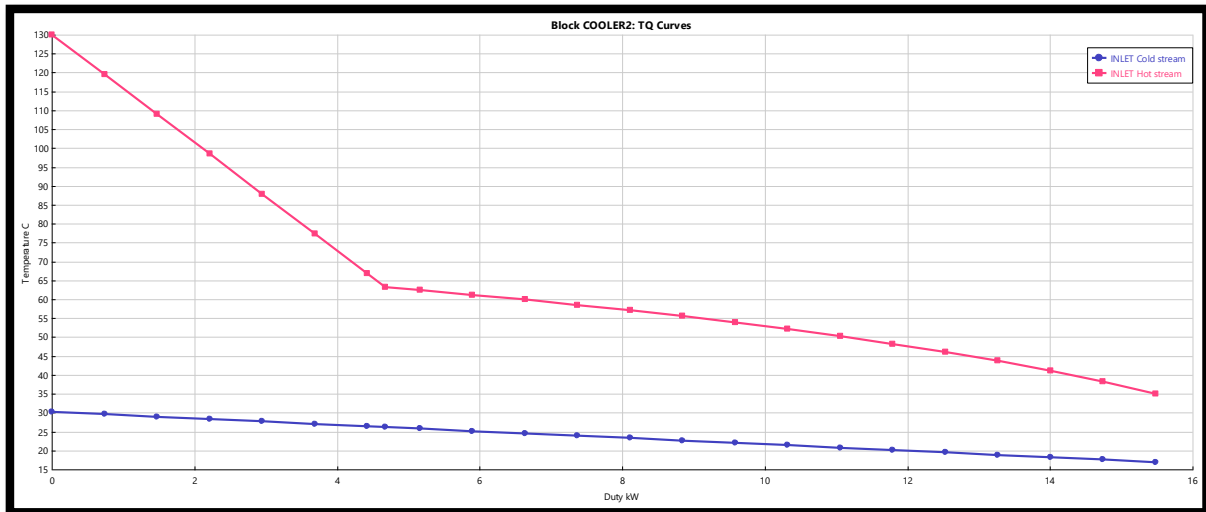
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

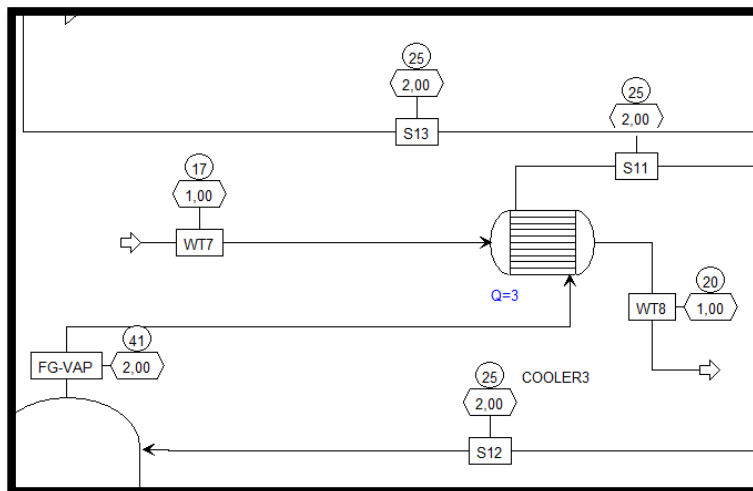
Weights	kg	Cost	Dollar(US)
Plate pack weight - empty (1 PHE)	5,7	Total cost (1 PHE)	730
Plate pack weight - with water (1 PHE)	8,3	Total cost (all PHEs)	730

Καμπύλες T-Q:



### 6.3.3 Εναλλάκτης συμπύκνωσης απαγόμενων αερίων στήλης απορρόφησης (COOLER3)

Ο εναλλάκτης ψύξης αερίων COOLER3, ψύχει τα απαγώμενα αέρια από την έξοδο της στήλης απορρόφησης μέχρι την θερμοκρασία των 25 °C, χρησιμοποιώντας ρεύμα νερού προερχόμενο από το δίκτυο σε θερμοκρασία 17 °C. Αυτό γίνεται για να επιτευχθεί η συμπύκνωση τυχόν οξέων και μικρής ποσότητας διαλύτη που ενδέχεται να έχει παρασυρθεί από το ρεύμα των καυσαερίων κατά τη διάρκεια της διαδικασίας απορρόφησης, και ως αποτέλεσμα η ψύξη και επανακυκλοφορία των παραγόμενων αερίων θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες του διαλύτη MDEA λόγω της εξάτμισης. Η παραγωγή ανεπιθύμητων τοξικών αερίων και ο διαλύτης MDEA πρέπει να αποφευχθεί να απελευθερωθούν στην ατμόσφαιρα λόγω της μεγάλης περιβαλλοντολογικής επίπτωσης που έχουν αυτά τα αέρια, ενώ επίσης σαν διαλύτης είναι πολύ ακριβός και γιαυτό επιδιώκεται όσο το δυνατό περισσότερο η μείωση των απωλειών διαλύτη από τη στήλη απορρόφησης στην ατμόσφαιρα.

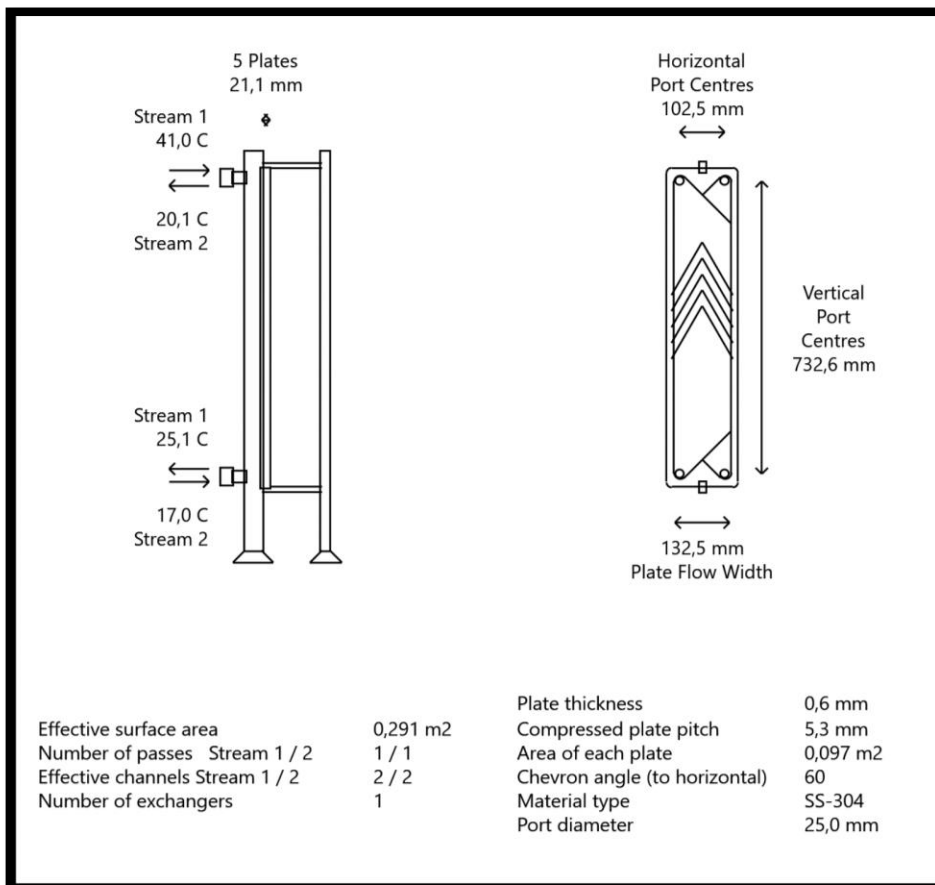


Εικόνα 38: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 3 στο λογισμικό Aspen Plus®

Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	FG-VAP		WT7	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,0522	0,2	
Temperature	°C	41	17	
Vapor mass fraction		0,9999904	0	
Operating pressure (absolute)	bar	2	1	
Heat exchanged	kW	2,6		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,02	0,02	
Allowable pressure drop	bar	0,2	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

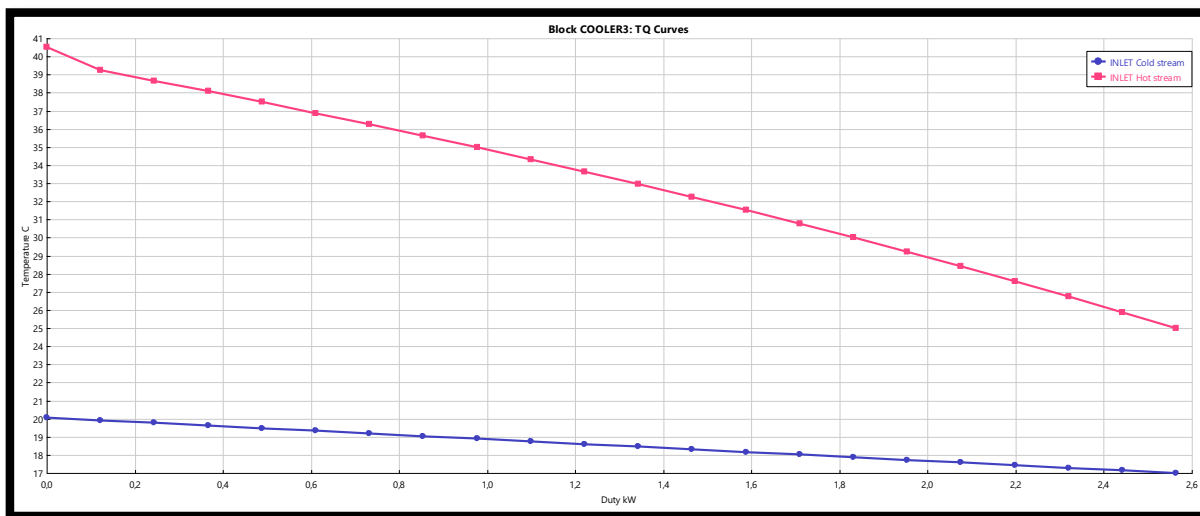
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

Weights	kg	Cost	Dollar(US)
Plate pack weight - empty (1 PHE)	3,3	Total cost (1 PHE)	639
Plate pack weight - with water (1 PHE)	5,1	Total cost (all PHEs)	639

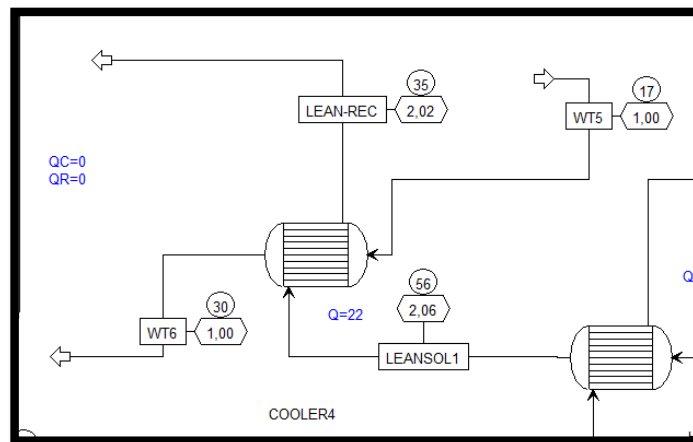
Καμπύλες T-Q:



### 6.3.4 Εναλλάκτης ψύξης φτωχού ρεύματος διαλύτη (COOLER4):

Η απορρόφηση του CO<sub>2</sub> στο διάλυμα MDEA είναι εξώθερμη. Η έκταση της απορρόφησης (σε ισορροπία) αυξάνεται με τη μείωση της θερμοκρασίας. Επομένως, ο απαιτούμενος ρυθμός ροής MDEA μπορεί να μειωθεί με τη μείωση της θερμοκρασίας των καυσαερίων και του διαλύτη πριν την είσοδό τους στη στήλη απορρόφησης.

Ο εναλλάκτης ψύξης διαλύτη COOLER4, ψύχει το φτωχό ρεύμα διαλύτη που προέρχεται από την στήλη αναγέννησης μέχρι την θερμοκρασία των 35 °C, πριν να επανεισέλθει στην στήλη απορρόφησης, χρησιμοποιώντας ρεύμα νερού προερχόμενο από το δίκτυο σε θερμοκρασία 17 °C. Αυτό θα βελτιώσει την απορρόφηση του CO<sub>2</sub> και θα ελαχιστοποιήσει τις απώλειες διαλύτη λόγω της εξάτμισης.



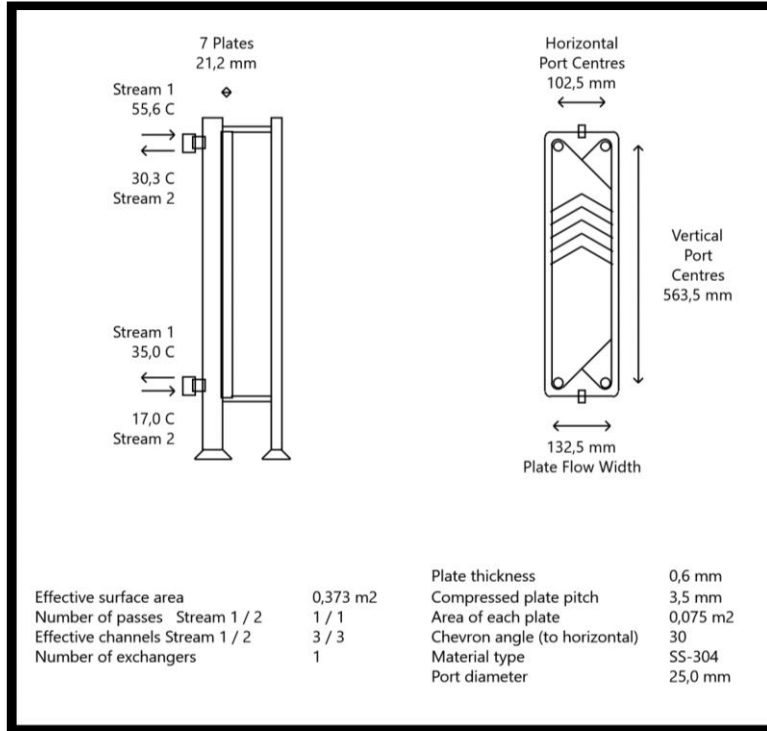
Εικόνα 39: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 4 στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	LEANSOL1		WT5	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,3103	0,4	
Temperature	°C	55,62	17	
Vapor mass fraction		0	0	
Operating pressure (absolute)	bar	2,06	1	
Heat exchanged	kW	22,2		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,04	0,03	
Allowable pressure drop	bar	0,2	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	



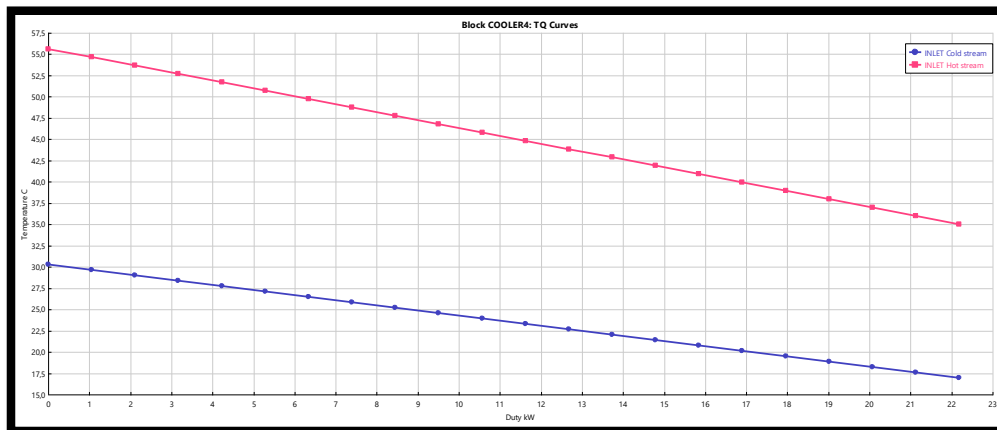
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

Weights	kg	Cost	Dollar(US)
Plate pack weight - empty (1 PHE)	3,6	Total cost (1 PHE)	663
Plate pack weight - with water (1 PHE)	4,9	Total cost (all PHEs)	663

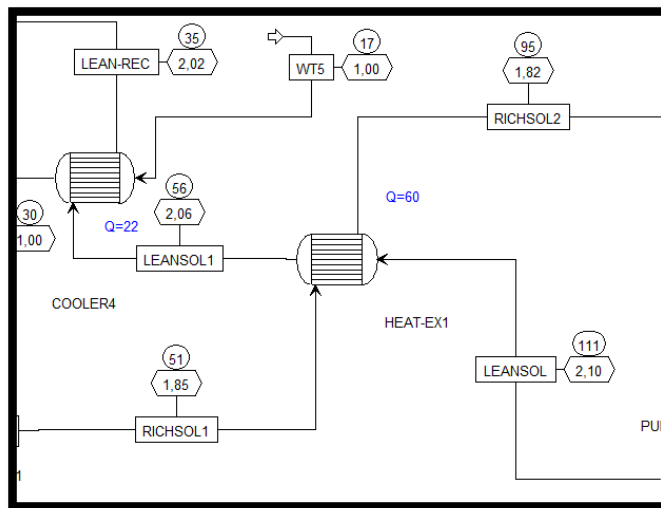
Καμπύλες T-Q:



### 6.3.5 Εναλλάκτης προθέρμανσης πλούσιου ρεύματος διαλύτη (HEAT-EX1):

Ο πλούσιος διαλύτης που παράχθηκε εξέρχεται από το κάτω μέρος της στήλης απορρόφησης, εκτονώνεται διαμέσω της βαλβίδας VALVE-1 και έπειτα περνά μέσα από τον εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1 για να αυξήσει τη θερμοκρασία του πριν σταλεί στο τμήμα του αναγεννητή. Το θερμαινόμενο πλούσιο σε CO<sub>2</sub> ρεύμα διαλύματος RICHSOL2 στη συνέχεια πηγαίνει στην κορυφή του αναγεννητή.

Το φτωχό διάλυμα LEANSOL0 στη συνέχεια αφήνει το σύστημα αναγέννησης στο κάτω μέρος του αναγεννητή, συμπιέζεται μέσω της αντίας διαλύματος PUMLEAN και περνά από τον εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1 όπου προθερμαίνεται το πλούσιο διάλυμα RICHSOL-1.

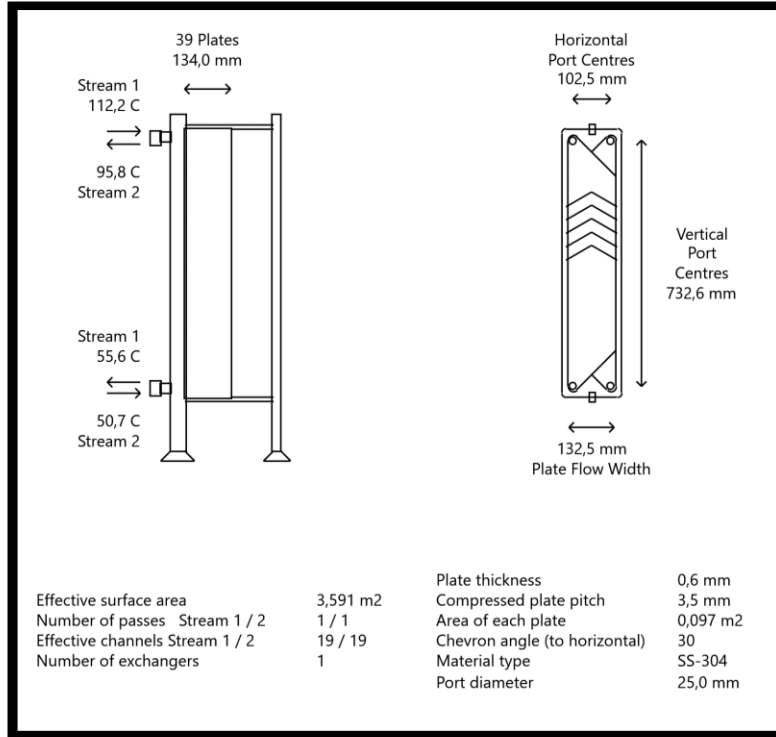


Εικόνα 40: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX1 στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	LEANSOL		RICHSOL1	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,3103	0,3193	
Temperature	°C	110,75	50,63	
Vapor mass fraction		0	0	
Operating pressure (absolute)	bar	2,1	1,85	
Heat exchanged	kW	60,2		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,04	0,03	
Allowable pressure drop	bar	0,22	0,38	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

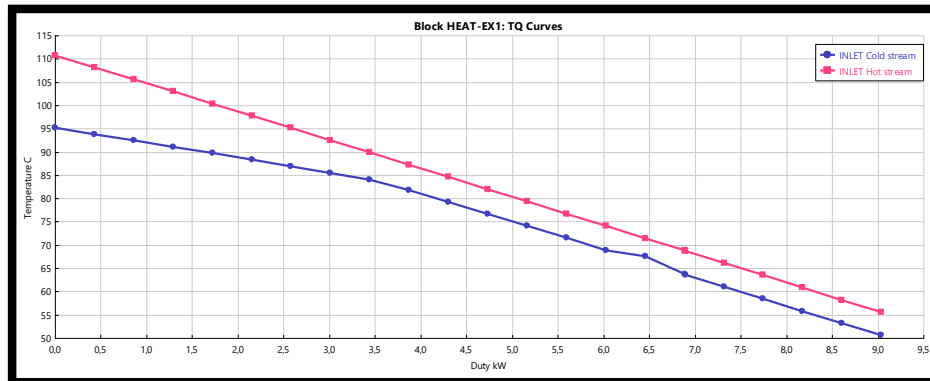
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

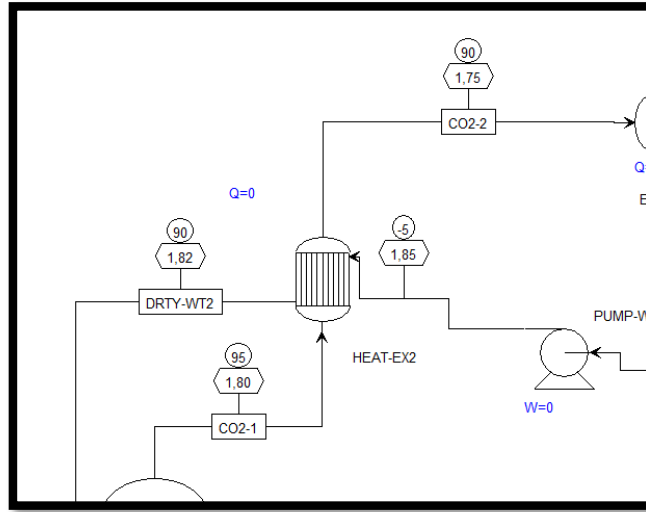
Weights	kg	Cost	Dollar(US)
Plate pack weight - empty (1 PHE)	25,6	Total cost (1 PHE)	1242
Plate pack weight - with water (1 PHE)	36,2	Total cost (all PHEs)	1242

Καμπύλες T-Q:



### 6.3.6 Εναλλάκτης προθέρμανσης ρεύματος ανακυκλοφορίας αναγεννητή (HEAT-EX2):

Στον αναγεννητή, χρησιμοποιείται θερμότητα που παρέχεται υπό τη μορφή ρεύματος ατμού για τη διαδικασία αναγέννησης του διαλύτη. Τέλος, τα διαχωρισμένα αέρια CO2-1 αφήνουν τον αναγεννητή στην κορυφή και ψύχονται με την χρήση ενός εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX2 και ενός ψυκτικού κύκλου αμμωνίας-νερού, προτού σταλούν στην διαδικασία συμπίεσης και αποθήκευσης.



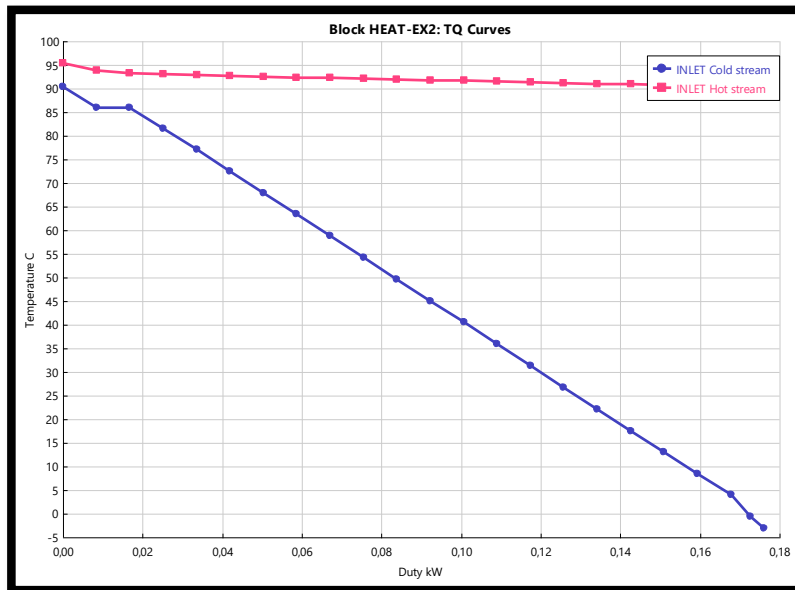
Εικόνα 41: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX2 στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	CO2-1		S14	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,0119	0,0029	
Temperature	°C	95,31	-5	
Vapor mass fraction		1	0	
Operating pressure (absolute)	bar	1,8	1,85	
Heat exchanged	kW	1,2		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,05	0,03	
Allowable pressure drop	bar	0,18	0,38	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

Λόγω του πολύ μικρού μεγέθους και παροχών στον συγκεκριμένο εναλλάκτη θερμότητας, δεν είναι δυνατή η διαστασιολόγησή του μέσα από το λογισμικό Aspen Plus®. Παρόλα αυτά μπορεί να χρησιμοποιηθεί για παράδειγμα ένας μικρού μεγέθους πλακοειδής εναλλάκτης που υπάρχει ήδη στο εργαστήριο, για την προθέρμανση του ρεύματος S-14, το οποίο ανακυκλοφορεί πίσω στην στήλη αναγέννησης. Εναλλακτικά, μπορεί να χρησιμοποιηθεί ένας εναλλάκτης θερμότητας, ο οποίος με την χρήση πολύ μικρής παροχής υπέρθερμου ατμού να προθερμαίνει το ρεύμα S-14, έναντι της χρήσης θερμότητας από το εξερχόμενο ρεύμα CO2-1.

Καμπύλες T-Q:



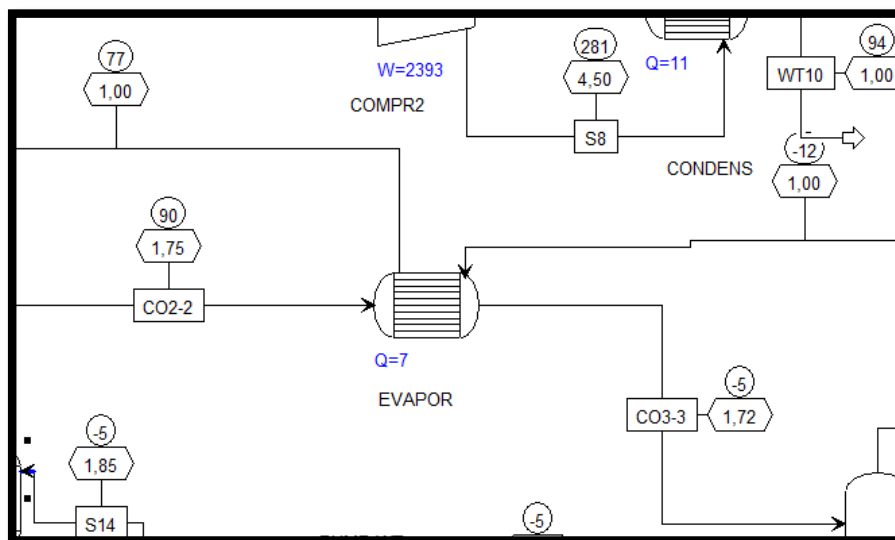
### 6.3.7 Εναλλάκτης εξάχνωσης ψυκτικού κύκλου αμμωνίας / ψύξης παραγόμενου ρεύματος διοξειδίου του άνθρακα CO<sub>2</sub> (EVAPOR):

Εργαζόμενο μέσο είναι το ψυκτικό υγρό (αμμωνία-νερό), το οποίο είναι σε υγρή φάση σε θερμοκρασία -12°C, αρκετά χαμηλότερη της θερμοκρασίας του περιβάλλοντος. Θερμότητα από το ρεύμα CO<sub>2</sub>-2, μεταφέρεται στο ψυκτικό υγρό στον εξαχνωτή EVAPOR υπό χαμηλή πίεση και θερμοκρασία, μετατρέποντας το εργαζόμενο μέσο σε αέριο, ενώ το παραγόμενο ρεύμα CO<sub>2</sub>, ψύχεται μέχρι τη θερμοκρασία των -5°C, πριν οδηγηθεί για συμπίεση και αποθήκευση.

Για την αμμωνία προτιμώνται γενικότερα τα στοιχεία ατμοποίησης για ψύξη.

Κάποια χαρακτηριστικά για την επιλογή ή σχεδιασμό τους, είναι τα παρακάτω:

- Η επιφάνεια μετάδοσης θερμότητας
- Η μέθοδος παροχής ψυκτικού μέσου στο στοιχείο
- Η ασφάλεια της κατασκευής
- Οι απώλειες του ψυκτικού μέσου λόγω πιθανών διαρροών
- Η οξείδωση των μεταλλικών επιφανειών
- Ο όγκος και το βάρος της κατασκευής



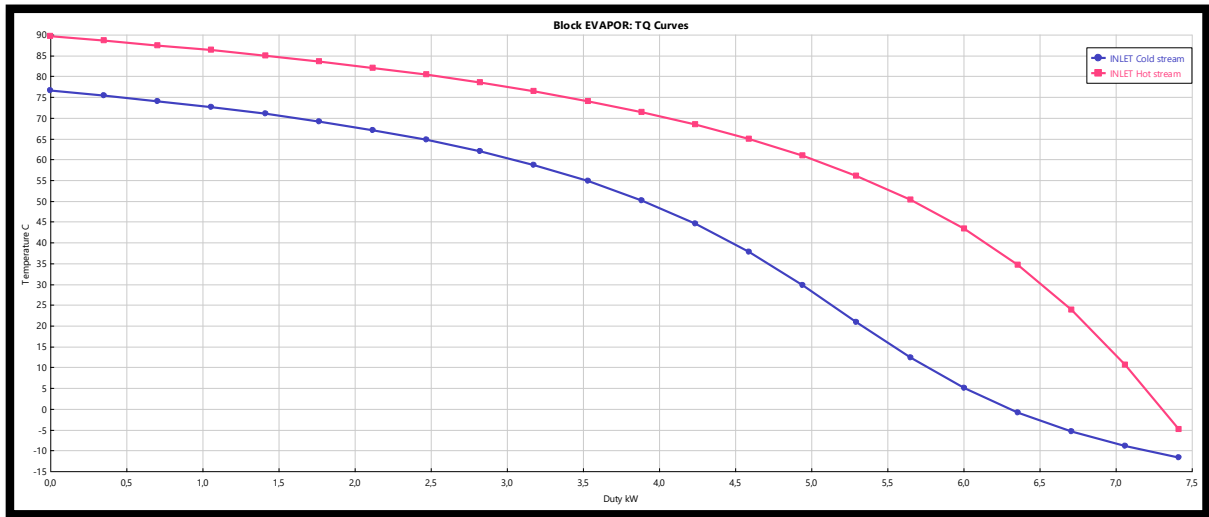
Εικόνα 42: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη EVAPOR στο λογισμικό Aspen Plus®

Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	CO2-2		S10	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,0119	0,005	
Temperature	°C	89,57	-11,75	
Vapor mass fraction		0,9594966	0,2159054	
Operating pressure (absolute)	bar	1,75	1	
Heat exchanged	kW	7,4		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,03	0,00047	
Allowable pressure drop	bar	0,18	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

Λόγω του πολύ μικρού μεγέθους και παροχών στον συγκεκριμένο εναλλάκτη θερμότητας, δεν είναι δυνατή η διαστασιολόγησή του μέσα από το λογισμικό Aspen Plus®. Παρόλα αυτά, μπορεί να χρησιμοποιηθεί ένας προπαρασκευασμένος κύκλος αμμωνίας / νερού στην συγκεκριμένη εγκατάσταση για την ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>, έτσι η διαστασιολόγηση του κάθε επι μέρους εξαρτήματος του ψυκτικού κύκλου μπορεί να μην κριθεί απαραίτητη σε αυτό το στάδιο του σχεδιασμού.

Καμπύλες T-Q:



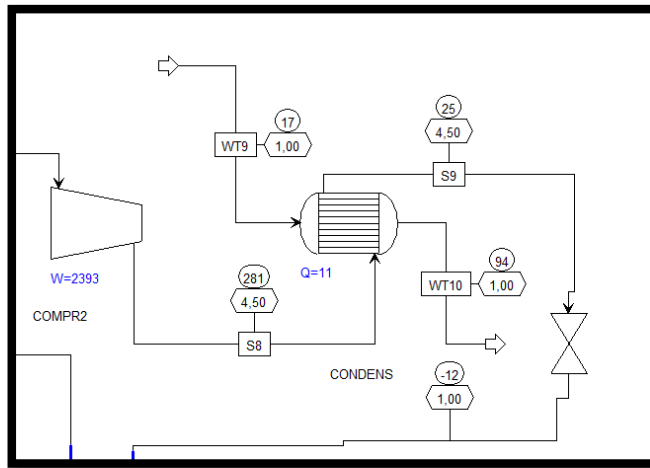
Ο εναλλάκτης θερμότητας EVAPOR, αν και σχεδιάστηκε στο λογισμικό, αποτελεί μέρος του ψυκτικού κύκλου που χρησιμοποιείται για την ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>-2. Στην προκειμένη περίπτωση, έχει επιλεγεί τελικά η χρήση ενός προπαρασκευασμένου Chiller, για εφαρμογή στην μονάδα, οπότε μετέπειτα θα χρησιμοποιηθούν τα στοιχεία του επιλεγμένου Chiller, που θα γίνει σε επόμενο κεφάλαιο.



### 6.3.8 Εναλλάκτης συμπύκνωσης ψυκτικού κύκλου αμμωνίας (CONDENS):

Στον συμπυκνωτή COOLER, στο εξωτερικό του ψυγείου, αποβάλλεται θερμότητα, υπό υψηλή θερμοκρασία και πίεση.

Για εγκαταστάσεις με ψυκτικό μέσο την αμμωνία, χρησιμοποιούνται κυρίως υδρόψυκτοι συμπυκνωτές, όπου το νερό που κυκλοφορεί απαλείφει την θερμότητα που αφαιρείται από το ψυκτικό μέσο. Στην συγκεκριμένη εγκατάσταση, ο εναλλάκτης ψύξης COOLER, ψύχει το ψυκτικό μέσο μέχρι την θερμοκρασία των 25 °C, χρησιμοποιώντας ρεύμα νερού προερχόμενο από το δίκτυο σε θερμοκρασία 17 °C.

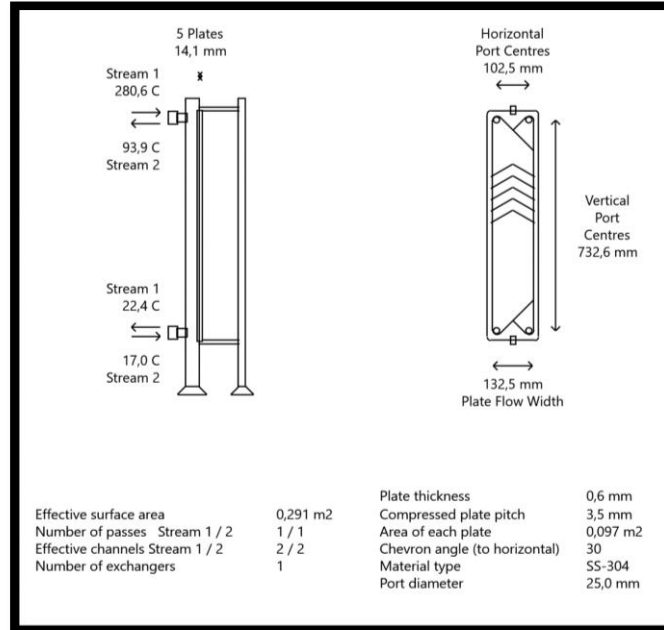


Εικόνα 43: Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη CONDENS στο λογισμικό Aspen Plus®

#### Δεδομένα ρευμάτων εναλλάκτη:

	Hot Stream (1)		Cold Stream (2)	
	In	Out	In	Out
Fluid name	S8		WT9	
Mass flow rate (total)	kg/s	0,005	0,035	
Temperature	°C	280,63	17	
Vapor mass fraction		1	0	
Operating pressure (absolute)	bar	4,5	1	
Heat exchanged	kW	11,2		
Adjust if over-specified		Heat load	Heat load	
Estimated pressure drop	bar	0,2	0,2	
Allowable pressure drop	bar	0,26	0,2	
Fouling resistance	m <sup>2</sup> -K/W	0	0	

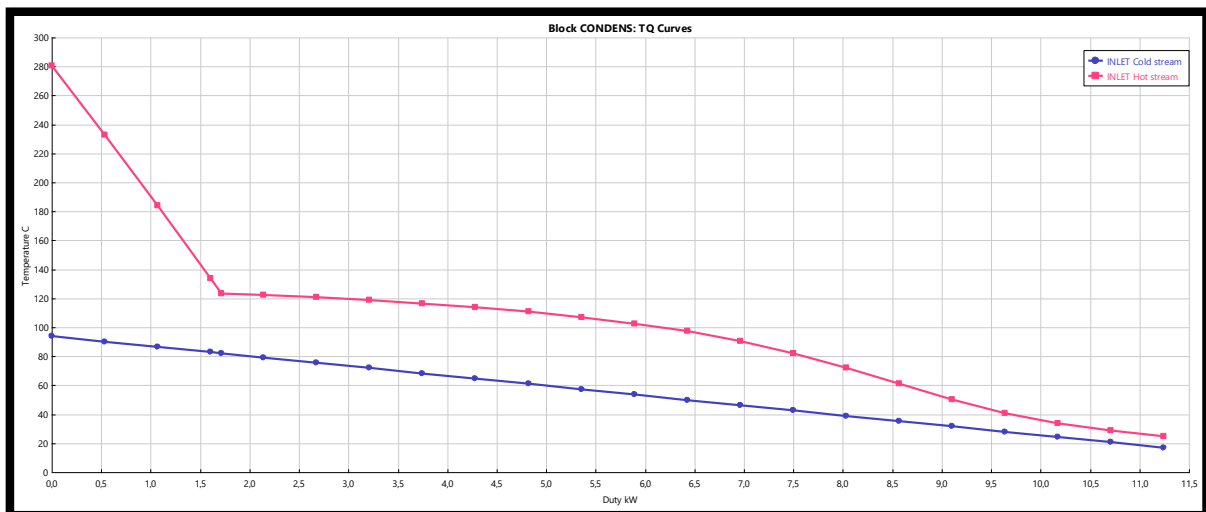
Γεωμετρία εναλλάκτη:



Κόστος και βάρος:

Weights	kg	Cost	Dollar(US)
Plate pack weight - empty (1 PHE)	3,3	Total cost (1 PHE)	639
Plate pack weight - with water (1 PHE)	4,4	Total cost (all PHEs)	639

Καμπύλες T-Q:



## 7. Περίληψη και Συμπεράσματα:

Κύριος στόχος της παρούσας διπλωματικής εργασίας αποτελεί η μοντελοποίηση και ο σχεδιασμός μιας πειραματικής μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub> στο Εργαστήριο Ατμοκινητήρων και Λεβήτων (ΕΑΛ) του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου. Η μονάδα θα χρησιμοποιεί καυσαέρια που παράγονται από την καύση 1 MW Φυσικού Αερίου ή Βιοαερίου, στο Εργαστήριο, χρησιμοποιώντας τον λέβητα που είναι εγκατεστημένος αυτή τη στιγμή στις εγκαταστάσεις. Η παραγωγή των καυσαερίων μοντελοποιείται στο SMath Studio και η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> διαμορφώνεται και προσομοιώνεται στο λογισμικό Aspen Plus®. Ο στόχος είναι να ενσωματωθεί η μονάδα δέσμευσης CO<sub>2</sub> με τον λέβητα και να χρησιμοποιηθούν τα παραγόμενα καυσαέρια για τη δέσμευση και αποθήκευση CO<sub>2</sub> και η παραγόμενη ενέργεια για τις ενεργειακές απαιτήσεις της μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub>.

Καθοριστικό ρόλο στην απόδοση του συστήματος και τη μετέπειτα εκλογή των διαφόρων υποσυστημάτων και εξαρτημάτων διαδραματίζει ο διαλύτης που θα χρησιμοποιηθεί και στην προκειμένη περίπτωση έχει επιλεγεί ο διαλύτης MDEA. Επιπρόσθετα, όσον αφορά τον τύπο της διάταξης, η κλίμακα της μονάδας είναι πολύ μικρή και επιδιώκεται η εύρεση της απλούστερης και οικονομικότερης διάταξης, με ελαχιστοποιημένες ενεργειακές καταναλώσεις και χωρίς πρόσθετη πολυπλοκότητα. Συνεπώς επιλέγεται η εφαρμογή της συμβατικής διάταξης της διεργασίας δέσμευσης CO<sub>2</sub>, η οποία παρουσιάστηκε αρχικά στο σχήμα 10, λόγω απλότητας και ευκολίας μετέπειτα στην μοντελοποίηση και κατασκευή της.

Το μοντέλο έχει αναπτυχθεί και υλοποιηθεί στο Aspen Plus® για τη βελτιστοποίηση της διαδικασίας αφαίρεσης CO<sub>2</sub> από ένα ρεύμα καυσαερίων προερχόμενο από την καύση φυσικού αερίου. Τα δεδομένα ροών καυσαερίων για λέβητα φυσικού αερίου ισχύος 1 MW εξάγονται από την προσομοίωση της παραγωγής καυσαερίων στο Smath Studio και στο Aspen Plus® και παρουσιάστηκαν προηγουμένως στους πίνακες 3 και 4 αντίστοιχα.

Μετά την μοντελοποίηση και τον αρχικό σχεδιασμό της μονάδας, όπως έχει παρουσιαστεί στο σχήμα 15, ακολουθεί η παραμετρική μελέτη των κυριότερων παραμέτρων που επηρεάζουν την απόδοση της διαδικασίας απορρόφησης και τις ενεργειακές καταναλώσεις της μονάδας.

Συγκεκριμένα, οι παράμετροι που επιλέχθηκαν να διερευνηθούν είναι:

- Ρυθμός ροής διαλύματος διαλύτη που παρέχεται (0,1-1,2 kg/s)
- Πίεση λειτουργίας του απορροφητή (1-3 bar)
- Πίεση λειτουργίας του αναγεννητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)
- Πίεση των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή (1-3 bar)
- Θερμοκρασία φτωχού διαλύματος στην είσοδο του απορροφητή (20-60°C)

Στην ανάλυση η κατά μάζα σύσταση του διαλύτη σε MDEA κατά την είσοδό του στην στήλη απορρόφησης καθορίστηκε στο 30%, σε όλες τις περιπτώσεις που μελετήθηκαν.

Ο ρυθμός/απόδοση δέσμευσης CO<sub>2</sub> υπολογίζεται σύμφωνα με την εξίσωση:

$$\text{Ρυθμός δέσμευσης CO}_2 = \frac{\text{γραμμομοριακή ροή CO}_2 \text{ στο ρεύμα RICH - SOL (πλούσιο διάλυμα)}}{\text{γραμμομοριακή ροή CO}_2 \text{ στον ατμό FG - 6 (αέρια εξερχόμενου καυσαερίου)}}$$

Οι ακόλουθοι δείκτες απόδοσης χρησιμοποιούνται για την αξιολόγηση της επιρροής των παραπάνω παραμέτρων στη διαδικασία απορρόφησης/ αναγέννησης:

- Θερμική λειτουργία αναβραστήρα για αναγέννηση διαλύτη (MJ/kg CO<sub>2</sub>)
- Ψυκτική ισχύς διάταξης (MJ/kg CO<sub>2</sub>)
- Ηλεκτρική ισχύς διάταξης (MJ/kg CO<sub>2</sub>)

Η επιλογή των συνθηκών λειτουργίας της πειραματικής μονάδας έγινε με βάση την παραπάνω ανάλυση ευαισθησίας προκειμένου να επιτευχθεί ικανοποιητική δέσμευση CO<sub>2</sub>, με ταυτόχρονη βελτιστοποίηση της αποδοτικότητας και οικονομικότητας του εν λόγω συστήματος, μέσω μείωσης των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης και κατά συνέπεια της μείωσης του μεγέθους του κάθε υποσυστήματος.

Συνεπώς, έγινε η επιλογή των συνθηκών λειτουργίας της εγκατάστασης ως εξής:

- Η συγκέντρωση διαλύτη είναι 30% κατά μάζα MDEA
- Ο ρυθμός ροής του καυσαερίου FG-6 προς επεξεργασία είναι 0,06462 kg/s
- Η πίεση του απορροφητή επιλέγεται να είναι 2 bar
- Η πίεση του αναγεννητή επιλέγεται να είναι 1,8 bar
- Η θερμοκρασία του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> διαλύματος στην είσοδο του αναγεννητή είναι 95°C
- Η θερμοκρασία του φτωχού διαλύματος CO<sub>2</sub> στην είσοδο του απορροφητή είναι 35 °C
- Η θερμοκρασία των καυσαερίων στην είσοδο του απορροφητή είναι 35°C

Μετά τον καθορισμό των συνθηκών λειτουργίας, ακολούθησε η προκαταρκτική επιλογή των σημαντικότερων υποσυστημάτων που απαρτίζουν την εγκατάσταση:

Στήλη απορρόφησης/ αναγέννησης:

Σύμφωνα με τα παραπάνω, η χρήση στήλη απορρόφησης και αναγέννησης με πληρωτικό υλικό κρίθηκε να είναι η καταλληλότερη για την εν λόγω διάταξη, καθώς απαιτεί χαμηλό κόστος κεφαλαίου, λειτουργίας και συντήρησης, διαχειρίζεται διαβρωτικά υλικά, όπως οι εν λόγω διαλύτες, απαιτεί λιγότερα στάδια σε σύγκριση με άλλες στήλες και παρουσιάζει χαμηλή πτώση πίεσης.

Εναλλάκτες θερμότητας:

Η επιλογή του τύπου του κάθε εναλλάκτη πραγματοποιήθηκε όπως φαίνεται παρακάτω:

**Πίνακας 28: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται**

Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Ρεύματα ροής	Τύπος εναλλάκτη που επιλέγεται
COOLER1	1,1	130	Αέριο-υγρό	Εναλλάκτης κελύφους-σωλήνων
COOLER2	2,03	121	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER3	2	41	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER4	2,02	56	Υγρό-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX1	2,1	111	Υγρό-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX2	1,85	95	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
EVAPOR	1,78	90	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης
CONDENS	4,5	247	Αέριο-υγρό	Πλακοειδείς εναλλάκτης

Αντλίες:

Η εκλογή του τύπου των δύο αντλιών πραγματοποιήθηκε όπως παρουσιάζεται παρακάτω:

**Πίνακας 29: Αντίες εγκατάστασης και τύπος που επιλέγεται**

Αντλία	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Αύξηση πίεσης	Παροχή μάζας (kg/s)	Τύπος αντλίας που επιλέγεται
PUMP-WT	1,72	1,85	0,13	0,0029107	Περισταλτική αντλία
PUMPLEAN	1,80	2,10	0,30	0,3103	Περισταλτική αντλία

Συμπιεστές:

Η εκλογή του τύπου των δύο συμπιεστών έγινε όπως παρουσιάζεται παρακάτω:

**Πίνακας 30: Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμησης CO<sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται**

Συμπιεστής	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Τύπος συμπιεστή που επιλέγεται
COMPR	1,08	2,03	130	0,064625	0,03744	6013,119	Screw συμπιεστής
COMPR 2	1,00	4,50	281	0,005	0,0029218	2393,187	Ανοικτός εμβολοφόρος συμπιεστής

Στη συνέχεια πραγματοποιήθηκε η διαστασιολόγηση και ο προκαταρκτικός σχεδιασμός των προαναφερθέντων υποσυστημάτων, όπως συνοψίζεται εν συντομία παρακάτω.

Στήλη απορρόφησης/ αναγέννησης:

Με την χρήση μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 25mm, για πληρωτικό υλικό στην στήλη απορρόφησης, το απαιτούμενο ύψος και διάμετρος της πλήρωσης της στήλης για ορθή λειτουργία και αποφυγή πλυμμύρισης καθορίζονται ως εξής:

- Ύψος πλήρωσης στήλης: 1 μέτρα
- Διάμετρος πλήρωσης στήλης: 0,2 μέτρα

Με την χρήση μεταλλικών δακτυλίων Pall, μεγέθους 15mm, για πληρωτικό υλικό στην στήλη εκρρόφησης, το απαιτούμενο ύψος και διάμετρος της πλήρωσης της στήλης για ορθή λειτουργία και αποφυγή πλυμμύρισης καθορίζονται ως εξής:

- Ύψος πλήρωσης στήλης: 0,8 μέτρα
- Διάμετρος πλήρωσης στήλης: 0,12 μέτρα

Εναλλάκτες θερμότητας:

**Πίνακας 31: Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και μοντέλο που επιλέγεται**

Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (οC)	Παροχή νερού (kg/s)	Τύπος εναλλάκτη που επιλέγεται
COOLER1	1,1	130	0,7	Εναλλάκτης κελύφους-σωλήνων εταιρείας Kelvion
COOLER2	2,03	130	0,28	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER3	2	41	0,2	Πλακοειδείς εναλλάκτης
COOLER4	2,02	56	0,4	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX1	2,1	111	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης
HEAT-EX2	1,85	95	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης
EVAPOR	1,78	90	-	Εναλλάκτης chiller
CONDENS / COOLER	4,5	247	0,035	Εναλλάκτης chiller



**Πίνακας 32: Ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης**

Energy Analysis	Actual [kW]	Per CO <sub>2</sub> produced [MJ/kg CO <sub>2</sub> ]
Heating Utilities	30,11 (0,04 kg/s υπέρθερμος ατμός στους 120°C)	3,359
Cooling Utilities	172,4 (1,615 kg/s νερό στους 17°C)	14,79
Electricity Utilities	8,4	0,89

**Πίνακας 33: Παραγόμενο ρεύμα CO<sub>2</sub> προς αποθήκευση**

CO2-STOR				
Description	Units		Mole Fractions	
From		FL-DRUM2	N <sub>2</sub>	0,000624
To			O <sub>2</sub>	1,44E-05
Stream Class		CONVEN	H <sub>2</sub> O	0,002529
Phase		Vapor Phase	CO <sub>2</sub>	0,996833
Temperature	C	-5	Mass Fractions	
Pressure	bar	1,72	N <sub>2</sub>	0,000398
Molar Vapor Fraction		1	O <sub>2</sub>	1,05E-05
Mass Vapor Fraction		1	H <sub>2</sub> O	0,001037
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-393968	CO <sub>2</sub>	0,998555
Mole Flows	kmol/sec	0,000203747		
Mass Flows	kg/sec	0,0089514		
Volume Flow	cum/sec	0,002641		



## 7.1 Συμπεράσματα και εισηγήσεις μελλοντικής επέκτασης μελέτης:

Με το πέρας της παρούσας διπλωματικής εργασίας, εξάγονται τα σημαντικότερα αποτελέσματα από την προαναφερθούσα ανάλυση και διατυπώνονται παρακάτω, ενώ γίνονται επίσης εισηγήσεις για μελλοντική επέκταση του σχεδιασμού της παρούσας μονάδας.

Αρχικά, αξίζει να σημειωθεί πως το σχεδιαζόμενο σύστημα επιτυγχάνει την δέσμευση του 90% του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια που επεξεργάζεται, με τις ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης να προβλέπονται 2,255 kW<sub>th</sub> για την αναγέννηση του διαλύτη, 19,85 kW<sub>cool</sub> για ψύξη με χρήση νερού και 1,19 kW<sub>el</sub> για την ισχύ των διαφόρων υποσυστημάτων (αντλιών/συμπιεστών). Αυτά τα αποτελέσματα είναι ικανοποιητικά και συμβαδίζουν με προαναφερθούσες μελέτες που παρατίθενται παραπάνω, στα Κεφάλαια 3 και 4, δίνοντας καλή ενεργειακή απόδοση στο σύστημα και εξασφαλίζοντας καλό βαθμό απορρόφησης του CO<sub>2</sub> από τα καυσαέρια, ακόμη και για επεξεργασία του 20% των παραγόμενων αερίων από το λέβητα του Φ.Α.

Energy Analysis	Actual [kW]	Per CO <sub>2</sub> produced [MJ/kg CO <sub>2</sub> ]
Heating Utilities	30,11 (0,04 kg/s υπέρθερμος ατμός στους 120°C)	3,359
Cooling Utilities	172,4 (1,615 kg/s νερό στους 17°C)	14,79
Electricity Utilities	8,4	0,89

Σε περίπτωση λειτουργίας της μονάδας υπό δυσμενέστερες συνθήκες ή εάν επιθυμείται η μείωση των ενεργειακών καταναλώσεων της μονάδας, αυτή μπορεί να λειτουργήσει με επεξεργασία μικρότερου ποσοστού καυσαερίων (πχ. 15%) που οδηγούνται στην στήλη απορρόφησης, μετά την μονάδα επεξεργασίας των καυσαερίων, διατηρώντας την δέσμευση του CO<sub>2</sub> σε υψηλά ποσοστά (>85%).

Στο παρόν στάδιο, το κόστος κατασκευής και λειτουργίας της εγκατάστασης προβλέπεται να είναι μεγάλο, καθώς δεν έχει πραγματοποιηθεί μεγάλη εκτενής έρευνα στην αγορά εμπορίου, όσον αφορά τα υποσυστήματα που επιλέχθηκαν τελικά στο Κεφάλαιο 9. Ενδεχομένως υπάρχουν εναλλακτικά υποσυστήματα (συμπιεστές, αντλίες κ.α.) που έχουν την ικανότητα να λειτουργήσουν, στα σημεία λειτουργίας της μονάδας που καθορίστηκαν στο Κεφάλαιο 6, με μεγαλύτερους βαθμούς απόδοσης ή έχουν μικρότερο κόστος αγοράς, μειώνοντας έτσι το συνολικό αρχικό κόστος κατασκευής της μονάδας. Προτείνεται έτσι η εύρεση εξαρτημάτων καλύτερης απόδοσης και χαμηλότερου κόστους για χρήση στην σχεδιαζόμενη εγκατάσταση, εάν αυτό είναι εφικτό, στα πλαίσια μελλοντικής επέκτασης της παρούσας εργασίας.

Επιπρόσθετα, με γνώμονα πως το κυριότερο πρόβλημα που αντιμετωπίζει η τεχνολογία της δέσμευσης CO<sub>2</sub>, να είναι το κόστος κατασκευής των μονάδων (CAPEX) και το κόστος λειτουργίας (OPEX), θα είχε νόημα να πραγματοποιηθεί τεchnοοικονομική μελέτη με στόχο την ελαχιστοποίηση των προαναφερθέντων κόστων και ως αποτέλεσμα την επίτευξη της μείωσης του κόστους δέσμευσης CO<sub>2</sub> (€/τόννο δεσμευμένου CO<sub>2</sub>). Αυτή η προσέγγιση μπορεί να λάβει υπόψη και την οικονομική βιωσιμότητα της εγκατάστασης, πέραν από την αποδοτικότητά της, όπως έχει γίνει στα πλαίσια της παρούσας εργασίας. Έτσι τα διερευνούμενα μεγέθη που βελτιστοποιήθηκαν για μείωση των ενεργειακών καταναλώσεων της εγκατάστασης στο Κεφάλαιο 6, θα μπορούσαν να μελετηθούν ως προς την επίδρασή τους στο κόστος κατασκευής και λειτουργίας των επι μέρους υποσυστημάτων που επηρεάζουν.

Η σχεδιαζόμενη εγκατάσταση αποτελεί μονάδα εργαστηριακής κλίμακας και έτσι η μοντελοποίηση και ο σχεδιασμός της έχουν προκύψει με κριτήρια την βελτιστοποίηση της απόδοσης της διαδικασίας απορρόφησης και την ελαχιστοποίηση των καταναλώσεών της, στοχεύοντας σε μία οικονομική και βιώσιμη μονάδα, με το πέρας της μοντελοποίησης που προηγήθηκε.

Παρόλα αυτά, υπάρχουν μεγάλα περιθώρια περεταίρω βελτίωσης, εφόσον στην παρούσα μελέτη δεν έχουν ληφθεί υπόψη επιπλέον κριτήρια μείωσης του κόστους ή αύξησης της απόδοσης απορρόφησης, όπως είναι η χρήση μειγμάτων διαλυτών και η χρήση σύνθετης διάταξης όπως η “RSR” για αύξηση της απόδοσης της όλης μονάδας.

Ενδεικτικά παρατίθενται μερικές ενδεικτικές προτάσεις μελέτης:

- Χρήση μειγμάτων διαλυτών (MEA/MDEA, PZ/MDEA, DEA/MDEA)
- Σχεδιασμός διάταξης εγκατάστασης “RSR”, “SSF”, “LVC” ή “RVC” εάν κριθεί κάποια από αυτές οικονομικά συμφέρουσα
- Μελέτη επιπλέον παραμέτρων που επηρεάζουν την απόδοση της διαδικασίας απορρόφησης και τις ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης και βελτιστοποίησή τους, όπως είναι:
  - Η φτωχή φόρτιση διαλύτη (lean solvent loading)
  - Η κατά βάρος σύσταση του διαλύματος (που εισέρχεται στην στήλη απορρόφησης) σε διαλύτη
  - Ο αριθμός των βαθμίδων της στήλης απορρόφησης/αναγέννησης
  - Η θερμοκρασία του πλούσιου σε CO<sub>2</sub> διαλύματος που εισέρχεται στην στήλη αναγέννησης
  - Η παροχή/θερμοκρασία του ατμού που εισέρχεται στην στήλη αναγέννησης

Όσο αφορά το παρόν σχεδιαζόμενο σύστημα, απομένει η διαστασιολόγηση, ο σχεδιασμός και η τελική επιλογή των λοιπών εξαρτημάτων της εγκατάστασης, όπως είναι οι σωληνώσεις, οι βαλβίδες, οι διάφοροι αισθητήρες θερμοκρασίας και πίεσης που χρειάζεται να τοποθετηθούν σε διάφορα μέρη της εγκατάστασης κ.ο.κ. Επιπλέον χρειάζεται να σχεδιαστεί πλήρως το σύστημα αυτοματισμού της εγκατάστασης, προκειμένου να μπορεί να λειτουργήσει ορθά και υπό τις προβλεπόμενες συνθήκες σχεδιασμού της μονάδας, όπως αυτές ορίστηκαν πιο πάνω.

Τέλος, για την παραγωγή του ολοκληρωμένου συστήματος, αφού πραγματοποιηθούν τα παραπάνω προτεινόμενα σημεία, απομένει να σχεδιαστεί πλήρως η μονάδα σε λογισμικό σχεδιασμού (AutoCAD / Solidworks) προτού προβούμε στην τελική κατασκευή της στο εργαστήριο όπου προορίζεται να εγκατασταθεί.

## References

- [1] "E. Tzimas, A. Georgakaki, and S. Peteves, "Reducing CO2 emissions from the european power generation sector{scenarios to 2050," Energy Procedia, vol. 1, no. 1, pp. 4007-4013, 2009".
- [2] "[https://ec.europa.eu/clima/eu-action/eu-emissions-trading-system-eu-ets/emissions-cap-and-allowances\\_en](https://ec.europa.eu/clima/eu-action/eu-emissions-trading-system-eu-ets/emissions-cap-and-allowances_en)".
- [3] "'IPCC Climate Change Reports: Why They Matter to Everyone on the Planet" . (<https://www.nrdc.org/stories/ipcc-climate-change-reports-why-they-matter-everyone-planet#sec-recommendations>)".
- [4] "'Vital signs of carbon dioxide." ([https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide](https://climate.nasa.gov/vital-signs/carbon-dioxide)))".
- [5] "Turner J, The Energy Industry Outlook, from 2017 to 2018. (2018). Available: (<https://www.power-technology.com/features/energy-industry-outlook-2017-2018/2018>) (5 October, 2018).".
- [6] "Office of the deputy assistant secretary of the army. Emerging Science and Technology Trends: 2016-2045 (2016).".
- [7] "Energy Information Administration, International Energy Outlook 2016. Energy Information Administration, Washington, DC, Chapter 5. (2016)".
- [8] "Xue M, Kojima N, Zhou L, Machimura T and Tokai A, Dynamic analysis of global warming impact of the household refrigerator sector in Japan from 1952 to 2030. J Cleaner Prod 145:172–179 (2017)".
- [9] "'Global green house gas emissions by region." . (<https://corporate.exxonmobil.com/Energy-and-innovation/Outlook-for-Energy/Emissions>)".
- [10] "IPCC, 2005. Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC). Special Report on Carbon Dioxide Capture and Storage. Cambridge University press, Cambridge, UK.".
- [11] "Selosse S and Ricci O, Carbon capture and storage: Lessons from a storage potential and localization analysis. Appl Energy 188:32–44 (2017).".

- [12] "T. C. Merkel, H. Lin, X. Wei, and R. Baker, \Power plant post-combustion carbon dioxide capture: an opportunity for membranes," *Journal of membrane science*, vol. 359, no. 1, pp. 126{139, 2010."
- [13] "Theo WL, Lim JS, Hashim H, Mustaffa AA and Ho WS, Review of pre-combustion capture and ionic liquid in carbon capture and storage. *Appl Energy* 183:1633–1663 (2016)."
- [14] "Kothandaraman, Carbon dioxide capture by chemical absorption: a solvent comparison study. PhD thesis, Massachusetts Institute of Technology, 2010."
- [15] "Rochelle, G.T. (2010), The Rochelle Lab, The University of Texas at Austin: CO2 capture, [www.che.utexas.edu/rochelle\\_group/index.html](http://www.che.utexas.edu/rochelle_group/index.html)".
- [16] "Wang M, Lawal A, Stephenson P, Sidders J and Ramshaw C, Post-combustion CO2 capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Chem Eng Res Des* 89(9):1609–1624(2011)."
- [17] "Dugas, E.R. (2006), Pilot plant study of carbon dioxide capture by aqueous monoethanolamine, MSc Thesis, University of Texas at Austin, USA".
- [18] "Wilson, M., Tontiwachwuthikul, P., Chakma, A., Idem, R., Veawab, A., Aroonwilas, A., Gelowitz, D., Barrie, J., Mariz, C. (2004), Test results from a CO2 extraction pilot plant at Boundary Dam Coal-fired power station, *Energy*, 29:1259-1267."
- [19] "Knudsen JN, Jensen JN, Vilhelmsen P, Biede O. (2009), Experience with CO2 capture from coal flue gas in pilot-scale: Testing of different amine solvents. *Energy Procedia*;1(1):783-90."
- [20] "Davison J. (2007), Performance and costs of power plants with capture and storage of CO2, *Energy*, 32:1163-1176."
- [21] "Kishimoto, S., Hirata, T., Iijima, M., Ohishi, T., Higaki, K. and Mitchell, R. (2009), Current status of MHI's CO2 recovery technology and optimization of CO2 recovery plant with a PC fired power plant, *Energy Procedia*, 1:1091-1098."
- [22] "Lawal A, Wang M, Stephenson P and Obi O, Demonstrating full-scale post-combustion CO2 capture for coal-fired powerplants through dynamic modelling and simulation. *Fuel* 101:115–128 (2012)."

- [23] "Berstad D, Anantharaman R and Jordal K, Post-combustion CO<sub>2</sub> capture from a natural gas combined cycle by CaO/CaCO<sub>3</sub> looping. *Int J Greenhouse Gas Control* 11:25–33 (2012).".
- [24] "Tsupari E, Kärki J, Arasto A and Pisilä E, Post-combustion capture of CO<sub>2</sub> at an integrated steel mill – Part II: Economic feasibility. *Int J Greenhouse Gas Control* 16:278–286 (2013).".
- [25] "Davison, J., 2007. Performance and costs of power plants with capture and storage of CO<sub>2</sub>. *Energy* 32, 1163–1176.".
- [26] "Asif M and Kim W-S, Process simulation of ammonia-based CO<sub>2</sub> capture and regeneration in packed column. *Int J Global Warming* 8(3):401–415 (2015).".
- [27] "Cousins A, Wardhaugh L and Cottrell A, Pilot plant operation for liquid absorption-based post-combustion CO<sub>2</sub> capture A2, in *Absorption-Based Post-Combustion Capture of Carbon Dioxide*, ed. by Feron, PHM. Woodhead Publishing, Duxford, UK, pp. 649–684 (".
- [28] "Z. H. Ban, L. K. Keong, and A. M. Shari, \ Physical absorption of CO<sub>2</sub> capture: A review," in *Advanced Materials Research*, vol. 917, pp. 134–143, Trans Tech Publ, 2014.".
- [29] "Herzog H, Drake E, Tester J and Rosenthal R, A Research Needs Assessment for the Capture, Utilization, and Disposal of Carbon Dioxide from Fossil Fuel-Fired Power Plants. Report to the US Department of Energy, Grant No DEFG02-92ER30194 AOOO. MIT Ener".
- [30] "Liu J, Wang S, Zhao B, Qi G and Chen C, Study on mass transfer and kinetics of CO<sub>2</sub> absorption into aqueous ammonia and piperazine blended solutions. *Chem Eng Sci* 75:298–308 (2012).".
- [31] "Dugas RE, Pilot plant study of carbon dioxide capture by aqueous monoethanolamine. MSE thesis, University of Texas at Austin, Austin TX (2006).".
- [32] "Choi W-J, Min B-M, Shon B-H, Seo J-B and Oh K-J, Characteristics of absorption/regeneration of CO<sub>2</sub>–SO<sub>2</sub> binary systems into aqueous AMP + ammonia solutions. *J Ind Eng Chem* 15(5):635–640 (2009).".

- [33] "Jeon S-B, Lee S, Kang M-K, Kang D-J and Oh K-J, Characteristics of absorbent loss and CO<sub>2</sub>-selective absorption of CO<sub>2</sub>/SO<sub>2</sub> gas into aqueous 2-amino-2-methyl-1-propanol/ammonia solution. *Ind Eng Chem Res* 52(13):4881–4887 (2013).".
- [34] "Warudkar SS, Cox KR, Wong MS and Hirasaki GJ, Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-combustion carbon capture: Part I. High pressure strippers. *Int J Greenhouse Gas Control* 16:342–350 (2013).".
- [35] "Razavi SMR, Razavi SMJ, Miri T, Shirazian S, CFD simulation of CO<sub>2</sub> capture from gas mixtures in nanoporous membranes by solution of 2-amino-2-methyl-1-propanol and piperazine. *Int J Greenhouse Gas Control* 15:142–149 (2013).".
- [36] "Bröder P, Owrang F and Svendsen HF, Pilot study – CO<sub>2</sub> capture into aqueous solutions of 3-methylaminopropylamine (MAPA) activated dimethyl-monoethanolamine (DMMEA). *Int J Greenhouse Gas Control* 11:98–109 (2012).".
- [37] "Sakwattanapong R, Aroonwilas A and Veawab A, Behavior of reboiler heat duty for CO<sub>2</sub> capture plants using regenerable single and blended alkanolamines. *Ind Eng Chem Res* 44(12):4465–4473 (2005).".
- [38] "Geuzebroek FH, Schneiders LHJM, Kraaijeveld GJC and Feron PHM, Exergy analysis of alkanolamine-based CO<sub>2</sub> removal unit with AspenPlus. *Energy* 29(9):1241–1248 (2004).".
- [39] "Wang B, Jin H and Zheng D, Recovery of CO<sub>2</sub> with MEA and K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> absorption in the IGCC system. *Int J Energy Res* 28(6):521–535 (2004).".
- [40] "Notz R, Mangalapally HP and Hasse H, Post combustion CO<sub>2</sub> capture by reactive absorption: Pilot plant description and results of systematic studies with MEA. *Int J Greenhouse Gas Control* 6:84–112 (2012).".
- [41] "Li K, Cousins A, Yu H, Feron P, Tade M, Luo W et al., Systematic study of aqueous monoethanolamine-based CO<sub>2</sub> capture process: model development and process improvement. *Energy Sci Eng* 4(1):23–39 (2016).".
- [42] "Rezazadeh F, Gale WF, Lin Y-J and Rochelle GT, Energy performance of advanced reboiled and flash stripper configurations for CO<sub>2</sub> capture using monoethanolamine. *Ind Eng Chem Res* 55(16):4622–4631 (2016).".
- [43] "Warudkar SS, Cox KR, Wong MS and Hirasaki GJ, Influence of stripper operating parameters on the performance of amine absorption systems for post-

combustion carbon capture: Part I. High pressure strippers. *Int J Greenhouse Gas Control* 16:342–350 (2013)."

- [44] "Sakwattanapong R, Aroonwilas A and Veawab A, Behavior of reboiler heat duty for CO<sub>2</sub> capture plants using regenerable single and blended alkanolamines. *Ind Eng Chem Res* 44(12):4465–4473 (2005)."
- [45] "Zhang M and Guo Y, Process simulations of large-scale CO<sub>2</sub> capture in coal-fired power plants using aqueous ammonia solution. *Int J Greenhouse Gas Control* 16:61–71 (2013)."
- [46] "Jilvero H, Normann F, Andersson K and Johnsson F, Heat requirement for regeneration of aqueous ammonia in post-combustion carbon dioxide capture. *Int J Greenhouse Gas Control* 11:181–187 (2012)."
- [47] "Darde V, Maribo-Mogensen B, van Well WJM, Stenby EH and Thomsen K, Process simulation of CO<sub>2</sub> capture with aqueous ammonia using the Extended UNIQUAC model. *Int J Greenhouse Gas Control* 10:74–87 (2012)."
- [48] "Yu H, Qi G, Xiang Q, Wang S, Fang M, Yang Q et al., Aqueous ammonia based post combustion capture: Results from pilot plant operation, challenges and further opportunities. *Energy Procedia* 37:6256–6264 (2013)."
- [49] "Jiang K, Li K, Yu H, Chen Z, Wardhaugh L and Feron P, Advancement of ammonia based post-combustion CO<sub>2</sub> capture using the advanced flash stripper process. *Appl Energy* 202:496–506 (2017)."
- [50] "Valenti G, Bonalumi D and Macchi E, Energy and exergy analyses for the carbon capture with the Chilled Ammonia Process (CAP). *Energy Procedia* 1(1):1059–1066 (2009)."
- [51] "Li K, Yu H, Feron P, Tade M and Wardhaugh L, Technical and energy performance of an advanced, aqueous ammonia-based CO<sub>2</sub> capture technology for a 500 MW coal-fired power station. *Environ Sci Technol* 49(16):10243–10252 (2015)."
- [52] "Rochelle G, Chen E, Freeman S, Van Wagener D, Xu Q and Voice A, Aqueous piperazine as the new standard for CO<sub>2</sub> capture technology. *Chem Eng J* 171(3):725–733 (2011)."



- [53] "Lin Y-J, Madan T and Rochelle GT, Regeneration with rich bypass of aqueous piperazine and monoethanolamine for CO<sub>2</sub> capture. *Ind Eng Chem Res* 53(10):4067–4074 (2014).".
- [54] "Artanto Y, Jansen J, Pearson P, Puxty G, Cottrell A, Meuleman E et al., Pilot-scale evaluation of AMP/PZ to capture CO<sub>2</sub> from flue gas of an Australian brown coal–fired power station. *Int J Greenhouse Gas Control* 20:189–195 (2014).".
- [55] "Adeosun A and Abu-Zahra MRM, Evaluation of amine-blend solvent systems for CO<sub>2</sub> post-combustion capture applications. *Energy Procedia* 37:211–218 (2013).".
- [56] "Asif M, Bak C, Kim W-S, Energy minimization and ammonia abatement for CO<sub>2</sub> capture using a blend of ammonia and 2-amino-2-methyl-1-propanol solution. *Sep Sci Technol* 50(10):1565–1576 (2015).".
- [57] "Jiang K, Li K, Yu H and Feron PHM, Piperazine-promoted aqueous-ammonia-based CO<sub>2</sub> capture: Process optimisation and modification. *Chem Eng J* 347:334–342 (2018).".
- [58] "Lionel Dubois, Diane Thomas, Comparison of various configurations of the absorption-regeneration process using different solvents for the post-combustion CO<sub>2</sub> capture applied to cement plant flue gases, *International Journal of Greenhouse Gas Control*, Volu".
- [59] "By KoenB - own work, using Blender and YafRay, Public Domain, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=1903683>".
- [60] "CC BY-SA 3.0, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=819134>".
- [61] "By Plate\_frame\_1.png: Ubderivative work: Malyszcz (talk) - Plate\_frame\_1.png, CC BY-SA 3.0, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=15033819>".
- [62] "White, F.M. 'Heat and Mass Transfer' © 1988 Addison-Wesley Publishing Co. pp. 602–604".
- [63] "Metal Random and Structured Packing, Raschig US, Inc, <https://raschig-usa.com/products-information/metal-packing/>".
- [64] "<https://www.pallrings.co.uk/wp-content/uploads/2013/04/25mm-Stainless-Steel.pdf>".

- [65] "<https://www.pallrings.co.uk/wp-content/uploads/2013/04/16mm-Stainless-Steel.pdf>".
- [66] "Παρ. 3.5 της ΤΟΤΕΕ 20701-1/2017, <http://portal.tee.gr/portal/page/portal/tptee/totee/TOTEE-20701-3-Diefkiniseis-3-2011-Final.pdf>".
- [67] "<https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/microsites/heating-and-cooling-hub/pd-leaflets---gasketed/m6.pdf>".
- [68] "[https://www.huber-online.com/en/product\\_listing.aspx?group=2.&thumbs=yes&variants](https://www.huber-online.com/en/product_listing.aspx?group=2.&thumbs=yes&variants)".
- [69] "[https://www.huber-online.com/download/pdf\\_datasheets/englisch/3009.0195.98.PDF](https://www.huber-online.com/download/pdf_datasheets/englisch/3009.0195.98.PDF)".
- [70] "[https://www.huber-online.com/download/curves/pump\\_Unichiller007\\_to\\_Unichiller025w.pdf](https://www.huber-online.com/download/curves/pump_Unichiller007_to_Unichiller025w.pdf)".
- [71] "[https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/industries/marine-and-transportation/marine/aalborg-mp-c..pdf?\\_gl=1\\*1bamwmy\\*\\_ga\\*MTI1NDQ2NzU4My4xNjUyNDY2MTM4\\*\\_ga\\_VR90J5D3K9\\*MTY1NDM0MzMWOC42LjEuMTY1NDM0MzM5NS4w&\\_ga=2.48503906.553731676.1654343308-125446758](https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/industries/marine-and-transportation/marine/aalborg-mp-c..pdf?_gl=1*1bamwmy*_ga*MTI1NDQ2NzU4My4xNjUyNDY2MTM4*_ga_VR90J5D3K9*MTY1NDM0MzMWOC42LjEuMTY1NDM0MzM5NS4w&_ga=2.48503906.553731676.1654343308-125446758)".
- [72] "[https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/industries/marine-and-transportation/marine/product-range-heat-exchangers.pdf?\\_gl=1\\*bxrguv\\*\\_ga\\*MTI1NDQ2NzU4My4xNjUyNDY2MTM4\\*\\_ga\\_VR90J5D3K9\\*MTY1NDM0MzMWOC42LjEuMTY1NDM0MzM5OS4w&\\_ga=2.211900240.553731676.1654](https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/industries/marine-and-transportation/marine/product-range-heat-exchangers.pdf?_gl=1*bxrguv*_ga*MTI1NDQ2NzU4My4xNjUyNDY2MTM4*_ga_VR90J5D3K9*MTY1NDM0MzMWOC42LjEuMTY1NDM0MzM5OS4w&_ga=2.211900240.553731676.1654)".
- [73] "<http://vanton.com/flexiliner.html>".
- [74] "[http://vanton.com/images/PDF/fx\\_1010241.pdf](http://vanton.com/images/PDF/fx_1010241.pdf)".
- [75] "[http://vanton.com/flexiliner\\_features.html](http://vanton.com/flexiliner_features.html)".
- [76] "<https://rastgar-co.com/low-pressure-screw-compressors/>".
- [77] "file:///C:/Users/Costas/Downloads/Brochure\_RoboxScrew\_W1-1D21-C\_UK.pdf".

- [78] "[46] Thambimuthu K, Davison J and Gupta M, CO<sub>2</sub> capture and reuse. IPCC Workshop on Carbon Dioxide Capture and Storage, Regina, Canada (2002).".
- [79] "[58] Resnik KP, Yeh JT and Pennline HW, Aqua ammonia process for simultaneous removal of CO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> and NO<sub>x</sub>. Int J Environ Technol Manage 4(1):89–104 (2004).".
- [80] "Du Y, Yuan Y and Rochelle GT, Volatility of amines for CO<sub>2</sub> capture. Int J Greenhouse Gas Control 58:1–9 (2017).".
- [81] "Du Y, Wang Y and Rochelle GT, Piperazine/4-hydroxy-1-methylpiperidine for CO<sub>2</sub> capture. Chem Eng J 307:258–263 (2017).".
- [82] "Zoghi AT, Feyzi F and Zarrinpashneh S, Experimental investigation on the effect of addition of amine activators to aqueous solutions of N-methyldiethanolamine on the rate of carbon dioxide absorption. Int J Greenhouse Gas Control 7:12–19 (2012).".
- [83] "Karl M, Wright RF, Berglen TF and Denby B, Worst case scenario study to assess the environmental impact of amine emissions from a CO<sub>2</sub> capture plant. Int J Greenhouse Gas Control 5(3):439–447 (2011).".
- [84] "Hatchell D, Namjoshi O, Fischer K and Rochelle GT, Thermal degradation of linear amines for CO<sub>2</sub> capture. Energy Procedia 63:1558–1568 (2014).".
- [85] "Fytianos G, Ucar S, Grimstvedt A, Hyldbakk A, Svendsen HF and Knuutila HK, Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO<sub>2</sub> capture. Int J Greenhouse Gas Control 46:48–56 (2016).".
- [86] "Pinto DDD, Brodtkorb TW, Vevelstad SJ, Knuutila H and Svendsen HF, Modeling of oxidative MEA degradation. Energy Procedia 63:940–950 (2014).".
- [87] "Vevelstad SJ, Johansen MT, Knuutila H and Svendsen HF, Oxygen and temperature effect on formation of degradation compounds from MEA. Energy Procedia 63:957–975 (2014).".
- [88] "Fredriksen SB and Jens K-J, Oxidative Degradation of aqueous amine solutions of MEA, AMP, MDEA, Pz: A review. Energy Procedia 37:1770–1777 (2013).".
- [89] "Vevelstad SJ, Eide-Haugmo I, da Silva EF and Svendsen HF, Degradation of MEA; a theoretical study. Energy Procedia 4:1608–1615 (2011).".

- [90] "Gupta M, Vevelstad SJ and Svendsen HF, Mechanisms and reaction pathways in MEA degradation; a computational study. *Energy Procedia* 63:1115–1121 (2014).".
- [91] "Vevelstad SJ, Grimstvedt A, Einbu A, Knuutila H, da Silva EF and Svendsen HF, Oxidative degradation of amines using a closed batch system. *Int J Greenhouse Gas Control* 18:1–14 (2013).".
- [92] "Voice AK, Closmann F and Rochelle GT, Oxidative degradation of amines with high-temperature cycling. *Energy Procedia* 37:2118–2132 (2013).".
- [93] "Zhou S, Wang S, Sun C and Chen C, SO<sub>2</sub> effect on degradation of MEA and some other amines. *Energy Procedia* 37:896–904 (2013).".
- [94] "Beyad Y, Burns R, Puxty G and Maeder M, The role of SO<sub>2</sub> in the chemistry of amine-based CO<sub>2</sub> capture in PCC. *Energy Procedia* 37:1262–1266 (2013).".
- [95] "Fostås B, Gangstad A, Nenseter B, Pedersen S, Sjøvoll M and Sørensen AL, Effects of NO<sub>x</sub> in the flue gas degradation of MEA. *Energy Procedia* 4:1566–1573 (2011).".
- [96] "Singto S, Supap T, Idem R, Tontiwachwuthikul P, Tantayanon S, Al-Marri MJ et al., Synthesis of new amines for enhanced carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture performance: The effect of chemical structure on equilibrium solubility, cyclic capacity, kinetics of absor".
- [97] "Adeyemi I, Abu-Zahra MRM and Alnashef I, Experimental study of the solubility of CO<sub>2</sub> in novel amine based deep eutectic solvents. *Energy Procedia* 105:1394–1400 (2017).".
- [98] "Mondal BK, Bandyopadhyay SS and Samanta AN, Equilibrium solubility and enthalpy of CO<sub>2</sub> absorption in aqueous bis(3-aminopropyl) amine and its mixture with MEA, MDEA, AMP and K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>. *Chem Eng Sci* 170:58–67 (2017).".
- [99] "Muchan P, Saiwan C, Narku-Tetteh J, Idem R, Supap T and Tontiwachwuthikul P, Screening tests of aqueous alkanolamine solutions based on primary, secondary, and tertiary structure for blended aqueous amine solution selection in post combustion CO<sub>2</sub> capture.".
- [100] "El Hadri N, Quang DV, Goetheer EL and Zahra MRA, Aqueous amine solution characterization for postcombustion CO<sub>2</sub> capture process. *Appl Energy* 185:1433–1449 (2017).".

- [101] "Liu H, Gao H, Idem R, Tontiwachwuthikul P and Liang Z, Analysis of CO<sub>2</sub> solubility and absorption heat into 1-dimethylamino-2-propanol solution. Chem Eng Sci 170:3–15 (2017).".
- [102] "Lin Y-J and Rochelle GT, Optimization of advanced flash stripper for CO<sub>2</sub> capture using piperazine. Energy Procedia 63:1504–1513 (2014).".
- [103] "Jilvero H, Normann F, Andersson K and Johnsson F, Heat requirement for regeneration of aqueous ammonia in post-combustion carbon dioxide capture. Int J Greenhouse Gas Control 11:181–187 (2012).".
- [104] "Jiang K, Li K, Yu H, Chen Z, Wardhaugh L and Feron P, Advancement of ammonia based post-combustion CO<sub>2</sub> capture using the advanced flash stripper process. Appl Energy 202:496–506 (2017).".
- [105] "Jassim MS and Rochelle GT, Innovative absorber/stripper configurations for CO<sub>2</sub> capture by aqueous monoethanolamine. Ind Eng Chem Research 45(8):2465–2472 (2006).".
- [106] "Karimi M, Hillestad M and Svendsen HF, Capital costs and energy considerations of different alternative stripper configurations for post combustion CO<sub>2</sub> capture. Chem Eng Res Des 89(8):1229–1236 (2011).".
- [107] "Jana AK, A novel energy-efficient batch stripper: Thermodynamic feasibility, cost analysis and CO<sub>2</sub> emissions. Appl Therm Eng 84:292–300 (2015).".
- [108] "Park T, Lee SG, Kim SH, Lee U, Han C and Lee JM, A semi-analytical method for determining the optimal stripper pressure in CO<sub>2</sub> capture and liquefaction using monoethanolamine (MEA). Int J Greenhouse Gas Control 46:271–281 (2016).".
- [109] "Lin Y-J and Rochelle GT, Optimum heat of absorption for CO<sub>2</sub> capture using the advanced flash stripper. Int J Greenhouse Gas Control 53:169–177 (2016).".
- [110] "Gao J, Yin J, Zhu F, Chen X, Tong M, Kang W et al., Orthogonal test design to optimize the operating parameters of CO<sub>2</sub> desorption from a hybrid solvent MEA-methanol in a packing stripper. J Taiwan Inst Chem Eng 64:196–202 (2016).".
- [111] "Inoue S, Itakura T, Nakagaki T, Furukawa Y, Sato H, Yamanaka Y, Experimental study on CO<sub>2</sub> solubility in aqueous piperazine/alkanolamines solutions at stripper conditions. Energy Procedia 37:1751–1759 (2013).".

- [112] "Li X, Wang S and Chen C, Experimental study of energy requirement of CO<sub>2</sub> desorption from rich solvent. *Energy Procedia* 37:1836–1843 (2013).".
- [113] "Feng B, Du M, Dennis TJ, Anthony K and Perumal MJ, Reduction of energy requirement of CO<sub>2</sub> desorption by adding acid into CO<sub>2</sub>-loaded solvent. *Energy Fuels* 24(1):213–219 (2010).".
- [114] "Du M, Feng B, An H, Liu W and Zhang L, Effect of addition of weak acids on CO<sub>2</sub> desorption from rich amine solvents. *Korean J Chem Eng* 29(3):362–368 (2011).".
- [115] "Zhang X, Zhang X, Liu H, Li W, Xiao M, Gao H et al., Reduction of energy requirement of CO<sub>2</sub> desorption from a rich CO<sub>2</sub>-loaded MEA solution by using solid acid catalysts. *Appl Energy* 202:673–684 (2017).".
- [116] "Wang M, Lawal A, Stephenson P, Sidders J and Ramshaw C, Post-combustion CO<sub>2</sub> capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Chem Eng Res Des* 89(9):1609–1624 (2011).".
- [117] "Taylor R and Krishna R, *Multicomponent Mass Transfer*, Vol. 2. John Wiley & Sons, New York (1993).".
- [118] "Warudkar SS, Cox KR, Wong MS and Hirasaki GJ, Influence".
- [119] ""Carbon dioxide emissions worldwide from 1965 to 2020, by region" (<https://www.statista.com/statistics/205966/world-carbon-dioxide-emissions-by-region/>)".
- [120] ""Largest emitters of carbon dioxide in the world." (<https://www.statista.com/statistics/271748/the-largest-emitters-of-co2-in-the-world/>)".
- [121] "Annual energy use per capita, measured in kilowatt-hours per person vs. gross domestic product (GDP) per capita, measured as constant international-\$. (<https://ourworldindata.org/grapher/energy-use-per-capita-vs-gdp-percapita?time=latest>)".
- [122] ""Energy use per person, 2019" (<https://ourworldindata.org/grapher/per-capita-energy-use>)".

- [123] "“Outlook for energy.” (<https://corporate.exxonmobil.com/Energy-and-innovation/Outlook-for-Energy/Energy-demand#Threedriversofenergydemand>)”.
- [124] "“Applications of carbon dioxide.” <http://www.co2gasplants.com/applications-co2.html>.”.
- [125] "E. Rubin, L. Meyer, and H. Coninck, \Carbon dioxide capture and storage: technical summary," IPCC Special Report, p. 29, 2005".
- [126] "“Industrial application of carbon dioxide.” <https://hub.globalccsinstitute.com/publications/accelerating-uptake-ccs-industrial-use-captured-carbon-dioxide/1-co2-reuse-technologies>.”.
- [127] "Yang H, Xu Z, Fan M, Gupta R, Slimane RB, Bland AE et al., Progress in carbon dioxide separation and capture: A review. *J Environ Sci* 20(1):14–27 (2008).”.
- [128] "Chikukwa A, Enaasen N, Kvamsdal HM and Hillestad M, Dynamic modeling of post-combustion CO<sub>2</sub> capture using amines – a review. *Energy Procedia* 23:82–91 (2012).”.
- [129] "Zhao B, Su Y, Tao W, Li L and Peng Y, Post-combustion CO<sub>2</sub> capture by aqueous ammonia: A state-of-the-art review. *Int J Greenhouse Gas Control* 9:355–371 (2012).”.
- [130] "Goto K, Yogo K and Higashii T, A review of efficiency penalty in a coal-fired power plant with post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Appl Energy* 111:710–720 (2013).”.
- [131] "Wu X, Yu Y, Qin Z and Zhang Z, The advances of post-combustion CO<sub>2</sub> capture with chemical solvents: review and guidelines. *Energy Procedia* 63:1339–1346 (2014).”.
- [132] "Shakerian F, Kim K-H, Szulejko JE and Park J-W, A comparative review between amines and ammonia absorptive media for post-combustion CO<sub>2</sub> capture. *Appl Energy* 148:10–22 (2015).”.
- [133] "Heldebrant DJ, Koech PK, Glezakou VA, Rousseau R, Malhotra D and Cantu DC, Water-lean solvents for post-combustion CO<sub>2</sub> capture: fundamentals, uncertainties, opportunities, and outlook. *Chem Rev* 117(14):9594–624 (2017).”.

- [134] "Bernhardsen IM and Knuutila HK, A review of potential aminesolvents for CO<sub>2</sub> absorption process: Absorption capacity, cyclic capacity and pKa. *Int J Greenhouse Gas Control* 61:27–48 (2017).".
- [135] "Nwaoha C, Idem R, Supap T, Saiwan C, Tontiwachwuthikul P, Rongwong Wet al., Heat duty, heat of absorption, sensible heat and heat of vaporization of 2-amino-2-methyl-1-propanol (AMP), piperazine (PZ) and monoethanolamine (MEA) tri-solvent blend for carb".
- [136] "Raksajati A, Ho M and Wiley D, Solvent Development for Post-Combustion CO<sub>2</sub> Capture: Recent Development and Opportunities. In *MATEC Web of Conferences* (Vol. 156, p. 03015). EDP Sciences (2018)".
- [137] "Feron, P.H.M., Abu-Zahra, M., Alix, P., Biede, O., Broutin, P., Jong Hans, 2007. Development of post-combustion capture of CO<sub>2</sub> within the CASTOR Integrated Project: first results from their pilot plant operation using MEA. In: 3rd International Confer".
- [138] "Dugas, E.R., 2006. Pilot plant study of carbon dioxide capture by aqueous monoethanolamine, MSc Thesis, University of Texas at Austin, USA.".
- [139] "Tsupari E, Kärki J, Arasto A and Pisilä E, Post-combustion capture of CO<sub>2</sub> at an integrated steel mill – Part II: Economic feasibility. *Int J Greenhouse Gas Control* 16:278–286 (2013).".
- [140] "D. Y. Leung, G. Caramanna, and M. M. Maroto-Valer, "An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies," *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, vol. 39, pp. 426-443, 2014.".
- [141] "Rao AB and Rubin ES, A technical, economic, and environmental assessment of amine-based CO<sub>2</sub> capture technology for power plant greenhouse gas control. *Environ Sci Technol* 36(20):4467–4475 (2002).".
- [142] "Sanpasertparnich T, Idem R, Bolea I, deMontigny D and Tontiwachwuthikul P, Integration of post-combustion capture and storage into a pulverized coal-fired power plant. *Int J Greenhouse Gas Control* 4(3):499–510 (2010).".
- [143] "Chapel DG, Mariz CL and Ernest J, Recovery of CO<sub>2</sub> from flue gases: commercial trends. *Canadian Society of Chemical Engineers Annual Meeting*, Saskatchewan, Canada (1999).".



- [144] "Das B, Deogam B and Mandal B, Absorption of CO<sub>2</sub> into novel aqueous bis(3-aminopropyl)amine and enhancement of CO<sub>2</sub> absorption into its blends with N-methyldiethanolamine. *Int J Greenhouse Gas Control* 60:172–185 (2017).".
- [145] "Oyenekan BA and Rochelle GT, Alternative stripper configurations for CO<sub>2</sub> capture by aqueous amines. *AIChE J* 53(12):3144–3154 (2007).".
- [146] "Bailey D and Feron P, Post-combustion decarbonisation processes. *Oil Gas Sci Technol* 60(3):461–474 (2005).".
- [147] "Puxty G, Rowland R, Allport A, Yang Q, Bown M, Burns R et al., Carbon dioxide postcombustion capture: A novel screening study of the carbon dioxide absorption performance of 76 amines. *Environ Sci Technol* 43(16):6427–6433 (2009).".
- [148] "White CM, Strazisar BR, Granite EJ, Hoffman JS and Pennline HW, Separation and capture of CO<sub>2</sub> from large stationary sources and sequestration in geological formations – coalbeds and deep saline aquifers. *J Air Waste Manage Assoc* 53(6):645–715 (2003).".
- [149] "Iijima M, Endo T and Shimada D, CO<sub>2</sub> capture technology for mitigating global warming and climate change. *Mitsubishi Heavy Ind Tech Rev* 47(1):37–45 (2010).".
- [150] "Das B, Deogam B and Mandal B, Absorption of CO<sub>2</sub> into novel aqueous bis(3-aminopropyl)amine and enhancement of CO<sub>2</sub> absorption into its blends with N-methyldiethanolamine. *Int J Greenhouse Gas Control* 60:172–185 (2017).".
- [151] "Shen S, Feng X, Zhao R, Ghosh UK and Chen A, Kinetic study of carbon dioxide absorption with aqueous potassium carbonate promoted by arginine. *Chem Eng J* 222:478–487 (2013).".
- [152] "Dave N, Do T, Puxty G, Rowland R, Feron PHM and Attalla MI, CO<sub>2</sub> capture by aqueous amines and aqueous ammonia – a comparison. *Energy Procedia* 1(1):949–954 (2009).".
- [153] "Han K, Ahn CK, Lee MS, Rhee CH, Kim JY and Chun HD, Current status and challenges of the ammonia-based CO<sub>2</sub> capture technologies toward commercialization. *Int J Greenhouse Gas Control* 14:270–281 (2013).".
- [154] "Resnik KP and Pennline HW, Study of an ammonia-based wet scrubbing process in a continuous flow system. *Fuel* 105:184–191 (2013).".

- [155] "Abu-Zahra MRM, Schneiders LHJ, Niederer JPM, Feron PHM and Versteeg GF, CO<sub>2</sub> capture from power plants. *Int J Greenhouse Gas Control* 1(1):37–46 (2007).".
- [156] "Richner G, Promoting CO<sub>2</sub> absorption in aqueous amines with benzylamine. *Energy Procedia* 37:423–430 (2013).".
- [157] "Park J-Y, Yoon SJ and Lee H, Effect of steric hindrance on carbon dioxide absorption into new amine solutions: thermodynamic and spectroscopic verification through solubility and NMR analysis. *Environ Sci Technol* 37(8):1670–1675 (2003).".
- [158] "Dawodu OF and Meisen A, Solubility of carbon dioxide in aqueous mixtures of alkanolamines. *J Chem Eng Data* 39(3):548–552 (1994).".
- [159] "Ali BS and Aroua M, Effect of piperazine on CO<sub>2</sub> loading in aqueous solutions of MDEA at low pressure. *Int J Thermophys* 25(6):1863–1870 (2004).".
- [160] "Silkenbäumer D, Rumpf B and Lichtenthaler RN, Solubility of carbon dioxide in aqueous solutions of 2-amino-2-methyl-1-propanol and N-methyldiethanolamine and their mixtures in the temperature range from 313 to 353K and pressures up to 2.7 MPa. *Ind En*".
- [161] "Bernhardsen IM and Knuutila HK, A review of potential amine solvents for CO<sub>2</sub> absorption process: Absorption capacity, cyclic capacity and pK<sub>a</sub>. *Int J Greenhouse Gas Control* 61:27–48 (2017).".
- [162] "Ellerbe, R.W. "Steam Distillation/Stripping." *Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers*. 2nd ed. Ed. Philip A. Schweitzer. New York: McGraw-Hill, Inc., 1988.".
- [163] "Treybal, Robert E. "Adiabatic gas absorption and stripping in packed towers." *Industrial & Engineering Chemistry* 61.7 (1969): 36-41.".
- [164] "Pandya, J. D. "Adiabatic gas absorption and stripping with chemical reaction in packed towers." *Chemical Engineering Communications* 19.4-6 (1983): 343-361.".
- [165] "By User:Ub, User:Mekala Harika - File:Delta T 1.png, CC BY-SA 4.0, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=77748551>".

- [166] "“Αντλίες”, Ιωάννη Κ. Δαγκίνη, Αλεξάνδρου Ι. Γλυκα, Ίδρυμα Ευγενιάδου, Βιβλιοθήκη του Ναυτικού, 2016, [https://www.eef.edu.gr/media/2526/antlies\\_pdf\\_site.pdf](https://www.eef.edu.gr/media/2526/antlies_pdf_site.pdf)".
- [167] "CC BY-SA 3.0, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=38793>".
- [168] "By Njmcca - Own workPreviously published: <http://www.watson-marlow.com/>, CC BY-SA 3.0, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=26794077>".
- [169] "By Mbeychok at en.wikipedia - Transferred from en.wikipedia by SreeBot, Public Domain, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=16533996>".
- [170] "By Ralph Romeike - Selbst erstellte Grafik im Powerpoint. Vorlage aus Ausbildungshandbuch., Public Domain, <https://commons.wikimedia.org/w/index.php?curid=4604189>".
- [171] "ΑΠΟΡΡΟΦΗΣΗ ΑΕΡΙΩΝ Σχεδιασμός της Στήλης με Χρήση ενός Προσομοιωτή K.A. Μάτης, [https://www.eng.auth.gr/~chemtech/foititika/ergxt-8/matis\\_askisi\\_absorption.pdf](https://www.eng.auth.gr/~chemtech/foititika/ergxt-8/matis_askisi_absorption.pdf)".
- [172] "<https://www.kelvion.com/products/category/plate-heat-exchangers/>".
- [173] "<https://www.alfalaval.com/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/brazed-plate-heat-exchangers/ac/>".
- [174] "<https://www.alfalaval.com/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/gasketed-plate-and-frame-heat-exchangers/alfacond/>".
- [175] "<https://www.hrshevac.co.uk/wp-content/uploads/2017/06/HRS-Hevac-Brazed-PHE-Brochure.pdf>".
- [176] "<https://www.hrshevac.co.uk/wp-content/uploads/2016/09/HRS-Hevac-PHE-Gasketed-Brochure.pdf>".
- [177] "[https://www.huber-online.com/en/product\\_datasheet.aspx?no=3009.0195.98](https://www.huber-online.com/en/product_datasheet.aspx?no=3009.0195.98)".
- [178] "<https://www.kelvion.com/products/product/shell-tube-single-comfin/>".
- [179] "27042018\_\_Shell\_Tube\_Single\_ComFin\_EN\_WEB.pdf".

- [180] "Kuramochi, T., et al., 2012. Comparative assessment of CO<sub>2</sub> capture technologies for carbon-intensive industrial processes. *Prog. Energy Combustion Sci.* 38 (1), 87–112."
- [181] "Wiley, D., Ho, M., Bustamante, A., 2011. Assessment of opportunities for CO<sub>2</sub> capture at iron and steel mills: an Australian perspective. *Energy Procedia* 4, 2654–2661."
- [182] "van Straelen, J., et al., 2010. CO<sub>2</sub> capture for refineries: a practical approach. *Int. J. Greenhouse Gas Control* 4 (2), 316–320."
- [183] "Ho, M., Allinson, G., Wiley, D., 2011. Comparison of MEA capture cost for low CO<sub>2</sub> emissions sources in Australia. *Int. J. Greenhouse Gas Control* 5 (1), 49–60"
- [184] "Iron and Steel CCS Study Iron and Steel CCS Study (Techno-economics integrated steel mill), 2013. IEAGHG. Deployment of CCS in the Cement Industry, 2013. IEAGHG".
- [185] "Barker, D.J., et al., 2009. CO<sub>2</sub> capture in the cement industry. *Energy Procedia* 1 (1), 87–94."
- [186] "Technology Roadmap—Carbon capture and storage, 2013. International Energy Agency."
- [187] "High-purity CO<sub>2</sub> sources, in CCS Roadmap for Industries, U.N.I.D., Organisation, Editor. 2010, Carbon Counts."
- [188] "Al-Juaied, M., Whitmore A., 2009. Realistic Costs of Carbon Capture. *Energy Technology Innovation Policy*".
- [189] "<https://www.powernext.com/futures-market-data>".
- [190] "<https://tradingeconomics.com/commodity/eu-natural-gas>".
- [191] "Peters, M.S.; Timmerhaus, K.D.; West, R.E. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed.; McGrawHill: New York, NY, USA, 2004."
- [192] "Couper, J.R.; Penney, W.R.; Fair, J.R.; Walas, S.M. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*, 3rd ed.; Elsevier Butterworth-Heinemann: Amsterdam, The Netherlands; London, UK, 2012".
- [193] "Robin, S. *Chemical Process Design and Integration*, 2nd ed.; John Wiley & Sons Ltd.: Chichester, UK, 2016".

- [194] "Peters, M.S.; Timmerhaus, K.D.; West, R.E. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 5th ed.; McGrawHill: New York, NY, USA, 2004".
- [195] "Chauvel, A.; Miller, R.; Miller, E.B. Manual of Economic Analysis of Chemical Processes: Feasibility Studies in Refinery and Petrochemical Processes; McGraw-Hill: New York, NY, USA, 1981. "
- [196] "<https://gr.euronews.com/2022/05/04/h-timh-toy-reymatos-sthn-eyroph-poia-thesh-katalambanoy-n-ellada-kai-kypros>".
- [197] "[https://www.eydap.gr/userfiles/47614413-661a-4fba-ba7c-a14f00cfa261/Timologio\\_EYDAP\\_2.pdf](https://www.eydap.gr/userfiles/47614413-661a-4fba-ba7c-a14f00cfa261/Timologio_EYDAP_2.pdf)".
- [198] "[https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f15/tech\\_brief\\_true\\_cost.pdf](https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f15/tech_brief_true_cost.pdf)".
- [199] "[https://www.customsmobile.com/rulings/docview?doc\\_id=H064679](https://www.customsmobile.com/rulings/docview?doc_id=H064679)".
- [200] "[https://chemondis.com/marketplace/search/?query=MDEA&gclid=Cj0KCQjwJwJuVBhCAARIsAOPwGARIE6tBWT1xW9yfViDJJmIJ8A5oOiuKkKa0C\\_8CZW7fHKnKwapi8xoaAulhEALw\\_wcB](https://chemondis.com/marketplace/search/?query=MDEA&gclid=Cj0KCQjwJwJuVBhCAARIsAOPwGARIE6tBWT1xW9yfViDJJmIJ8A5oOiuKkKa0C_8CZW7fHKnKwapi8xoaAulhEALw_wcB)".
- [201] "McCollum, D.L.; Ogden, J.M. Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity; Institute of Transportation Studies, University of California: Davis, CA, USA, 2006. "
- [202] "[https://www.sigmaaldrich.com/GR/en/product/aldrich/471828?gclid=Cj0KCQjwJwJuVBhCAARIsAOPwGAQ8WnsQblYo--s439KBb3nkvzgaHUPwVVKJhjCyjmBCL2Qz9oN\\_tmK0aAtDiEALw\\_wcB](https://www.sigmaaldrich.com/GR/en/product/aldrich/471828?gclid=Cj0KCQjwJwJuVBhCAARIsAOPwGAQ8WnsQblYo--s439KBb3nkvzgaHUPwVVKJhjCyjmBCL2Qz9oN_tmK0aAtDiEALw_wcB)".
- [203] "<https://www.zauba.com/export-METHYLDIETHANOLAMINE+MDEA-hs-code.html>".
- [204] "“Chemical Process Equipment: Selection and Design, 2nd Edition By J. R. Couper, W. R. Penney, J. R. Fair, S. M. Walas. Elsevier/Gulf Professional Publishing: Oxford. 2005. 814 + Xvii Pp. £125. ISBN 0-7506-7510-1.” Organic Process Research & Development".

## Παράρτημα:

### 1. Μοντελοποίηση Καύσης Φυσικού Αερίου στο λογισμικό Smath:

## Διπλωματική εργασία – CO<sub>2</sub> Capture system

ΟΝΟΜΑΤΕΠΩΝΥΜΟ: ΓΕΩΡΓΙΟΥ ΚΩΣΤΑΣ

A. M.: 02117606

ΗΜ/ΝΙΑ: 19/3/2022

### Μέρος 1: Στοιχειομετρικοί υπολογισμοί καύσης

**Πίνακας 1:** Χαρακτηριστικά μεγέθη στοιχειομετρικής καύσης στοιχειακών καυσίμων και στοιχείων ή ενώσεων, που παρατηρούνται στην καύση (ανηγμένα σε 1kg μάζας).

Όνομα	Σύμβολο	M <sub>CO2</sub> kg/kg	M <sub>H2O</sub> kg/kg	M <sub>CO</sub> kg/kg	M <sub>H2</sub> kg/kg	M <sub>SO2</sub> kg/kg	M <sub>SO</sub> kg/kg	M <sub>N2</sub> kg/kg	M <sub>O2</sub> kg/kg
Άνθρακας	C	2,665	11,480	3,665	0	8,815	12,480	0	12,480
Υδρογόνο	H	7,936	34,194	0	0	26,258	26,258	8,936	35,194
Θείο	S	0,998	4,300	0	1,998	3,302	5,300	0	5,300
Οξυγόνο	O	1,000	4,308	0	0	3,308	3,308	0	3,308
Άζωτο	N	0	0	0	0	1,000	1,000	0	1,000
Υδρατμός	H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0	1,000	1,000
Μεθάνιο	CH <sub>4</sub>	3,990	17,189	2,743	-	13,199	15,943	2,246	18,189
Αιθάνιο	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,725	16,049	2,927	-	12,324	15,251	1,798	17,049
Υδρόθειο	H <sub>2</sub> S	1,408	6,068	-	1,880	4,660	6,539	0,529	7,068
Προπάνιο	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,629	15,634	2,994	-	12,005	15,000	1,634	16,634

<i>i</i>	CO <sub>2</sub>	SO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	N <sub>2</sub>	O <sub>2</sub>
<i>M<sub>i</sub> (kg/kmol)</i>	44,010	64,066	18,016	28,016	32,000
<i>R<sub>i</sub> (kJ/kgK)</i>	0,1889	0,1298	0,4615	0,2968	0,2598

$$\mu_{LoT,CH4} := 17,189 \quad \mu_{LoT,C2H6} := 16,049 \quad \mu_{LoT,C3H8} := 15,634 \quad \mu_{LoT,N} := 0$$

$$\mu_{CO2,CH4} := 2,743 \quad \mu_{CO2,C2H6} := 2,927 \quad \mu_{CO2,C3H8} := 2,994 \quad \mu_{CO2,N} := 0$$

$$\mu_{N2,CH4} := 13,199 \quad \mu_{N2,C2H6} := 12,324 \quad \mu_{N2,C3H8} := 12,005 \quad \mu_{N2,N} := 1$$

$$\mu_{H2O,CH4} := 2,246 \quad \mu_{H2O,C2H6} := 1,798 \quad \mu_{H2O,C3H8} := 1,634 \quad \mu_{H2O,N} := 0$$

$$R_{CO2} := 0,1889 \quad R_{SO2} := 0,1298 \quad R_{H2O} := 0,4615 \quad R_{N2} := 0,2968 \quad R_{O2} := 0,2598$$

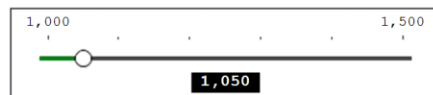
$$R_{CO2} := R_{CO2} \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = 188,9 \frac{\text{Gy}}{\text{K}} \quad R_{N2} := R_{N2} \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = 296,8 \frac{\text{Gy}}{\text{K}}$$

$$R_{SO2} := R_{SO2} \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = 129,8 \frac{\text{Gy}}{\text{K}} \quad R_{O2} := R_{O2} \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = 259,8 \frac{\text{Gy}}{\text{K}}$$

$$R_{H2O} := R_{H2O} \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = 461,5 \frac{\text{Gy}}{\text{K}}$$

Δεδομένα καύσης:

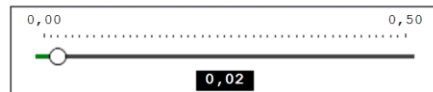
Λόγος αέρα καύσης:



$$\lambda = 1,05$$

$\lambda$

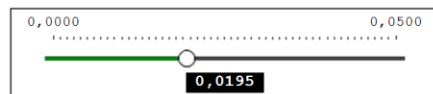
Υγρασία αέρα:



$$X_L = 0,02$$

$X_L$

Παροχή καυσίμου:

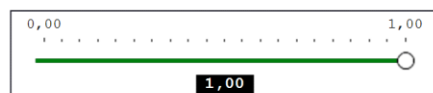


$$m_B = 0,0195 \quad m_B := m_B \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$m_B$

$$m_B = 0,0195 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Ποσοστό καυσαερίων που επεξεργάζεται:



$P$

$$PlantPower := m_B \cdot 51,474 \frac{MJ}{kg} = 1,0037 MW$$

$$PlantPower = 1,0037 MW$$

$$m_B := \frac{1 MW}{51,474 \frac{MJ}{kg}} = 0,0194273 \frac{kg}{s}$$

Καύση Φυσικού Αερίου:

Τυπική Σύσταση Φυσικού Αερίου		
ΣΥΣΤΑΣΗ	ΡΩΣΙΚΟ ΦΥΣΙΚΟ ΑΕΡΙΟ	ΑΛΓΕΡΙΝΟ ΦΥΣΙΚΟ ΑΕΡΙΟ
Περιεκτικότητα σε (% κ.ο.) σε		
Μεθάνιο (CH <sub>4</sub> )	98	91.2
Αιθάνιο (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	0.6	6.5
Προπάνιο (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> )	0.2	1.1
Βουτάνιο (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> )	0.2	0.2
Πεντάνιο (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ) και βαρύτερα	0.1	-
Αζωτο (N <sub>2</sub> )	0.8	1.0
Διοξείδιο του άνθρακα (CO <sub>2</sub> )	0.1	-
Ανωτέρα Θερμογόνος Δύναμη	από 8,600 kcal/Nm <sup>3</sup> έως 9,500 kcal/Nm <sup>3</sup>	από 9,640 kcal/Nm <sup>3</sup> έως 10,650 kcal/Nm <sup>3</sup>
Το φυσικό αέριο δεν περιέχει στερεά σώματα		

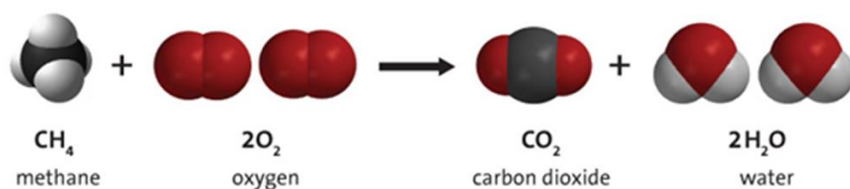
$$Y_{CH4} := 0,78 \quad Y_{C2H6} := 0,1 \quad Y_{C3H8} := 0,04 \quad Y_{C4H10} := 0 \quad Y_{C5H12} := 0 \quad Y_{N2} := 0,05 \quad Y_{CO2} := 0,03$$

$$Hu := 11,5 \frac{kW h}{Nm^3}$$



Ενδεικτικά στο κάτωθι πίνακα δίνονται οι εκπεμπόμενοι ρύποι κατά την καύση του φυσικού αερίου σε σχέση με άλλα καύσιμα (σε g ρύπου ανά kWh εισαγόμενης θερμότητας καυσίμου)

Τύπος καυσίμου	Διοξείδιο του Άνθρακα	Διοξείδιο του Θείου	Μονοξείδιο του Άνθρακα	Μονοξείδιο του Αζώτου	Υδρογονάνθρακες	Σωματίδια
Μαζούτ χαμηλού θείου	260	1,147	0,046	0,0439	0,015	0,150
Πετρέλαιο θέρμανσης	249	0,056	0,045	0,189	0,015	0,023
Πετρέλαιο κίνησης	244	0,054	0,044	0,185	0,015	0,022
Υγραέριο	227	0,000	0,025	0,157	0,006	0,007
Φυσικό Αέριο	177	0,000	0,022	0,137	0,005	0,007



$$\mu_{LoT} := \mu_{LoT,C2H6} \cdot Y_{C2H6} + \mu_{LoT,C3H8} \cdot Y_{C3H8} + \mu_{LoT,CH4} \cdot Y_{CH4} = 15,6377 \quad \mu_{LoT} := \mu_{LoT} \frac{\text{kg}}{\text{kg}} = 15,6377$$

$$\mu_{Lo} := \mu_{LoT} \cdot (1 + X_L) = 15,9504 \quad \mu_L := \mu_{Lo} \cdot \lambda = 16,748$$

$$\mu_{CO2} := \mu_{CO2,C2H6} \cdot Y_{C2H6} + \mu_{CO2,C3H8} \cdot Y_{C3H8} + \mu_{CO2,CH4} \cdot Y_{CH4} = 2,552$$

$$\mu_{N2} := 0,7679 \cdot \mu_{LoT} \cdot \lambda + Y_{N2} = 12,6586$$

$$\mu_{O2} := (\lambda - 1) \cdot 0,2321 \cdot \mu_{LoT} = 0,1815$$

$$\mu_{H2O} := \lambda \cdot X_L \cdot \mu_{LoT} + \mu_{H2O,C2H6} \cdot Y_{C2H6} + \mu_{H2O,C3H8} \cdot Y_{C3H8} + \mu_{H2O,CH4} \cdot Y_{CH4} + \mu_{H2O,N} \cdot Y_{N2} = 2,3254$$

$$\mu_G := \mu_{CO2} + \mu_{N2} + \mu_{O2} = 15,3921 \quad \mu_G := \mu_{GT} + \mu_{H2O} = 17,7175 \quad \mu_G := \mu_L + 1 = 17,748$$

$$\mu_{GoT} := \mu_{CO2} + 0,7679 \cdot \mu_{LoT} + Y_{N2} = 14,6102$$

$$x_{CO2,T} := \frac{\mu_{CO2}}{\mu_{GT}} = 0,1658 \quad x_{O2,T} := \frac{\mu_{O2}}{\mu_{GT}} = 0,0118 \quad x_{N2,T} := \frac{\mu_{N2}}{\mu_{GT}} = 0,8224$$

$$x_{CO2} := \frac{\mu_{CO2}}{\mu_G} = 0,1438 \quad x_{O2} := \frac{\mu_{O2}}{\mu_G} = 0,0102 \quad x_{N2} := \frac{\mu_{N2}}{\mu_G} = 0,7132 \quad x_{H2O} := \frac{\mu_{H2O}}{\mu_G} = 0,131$$

$$R_{GT} := x_{CO2} \cdot R_{CO2} + x_{O2} \cdot R_{O2} + x_{N2} \cdot R_{N2} = 241,5088 \frac{\text{Gy}}{\text{K}}$$

$$R_G := x_{CO2} \cdot R_{CO2} + x_{O2} \cdot R_{O2} + x_{N2} \cdot R_{N2} + x_{H2O} \cdot R_{H2O} = 301,977 \frac{\text{Gy}}{\text{K}}$$

$$Y_{O2,T} := x_{O2,T} \cdot \frac{R_{O2}}{R_{GT}} = 1,2683 \% \quad Y_{CO2,T} := x_{CO2,T} \cdot \frac{R_{CO2}}{R_{GT}} = 12,9683 \% \quad Y_{N2,T} := x_{N2,T} \cdot \frac{R_{N2}}{R_{GT}} = 101,0693 \%$$

$$Y_{O2} := x_{O2} \cdot \frac{R_{O2}}{R_G} = 0,8797 \% \quad Y_{CO2} := x_{CO2} \cdot \frac{R_{CO2}}{R_G} = 8,9948 \% \quad Y_{N2} := x_{N2} \cdot \frac{R_{N2}}{R_G} = 70,1014 \% \quad Y_{H2O} := x_{H2O} \cdot \frac{R_{H2O}}{R_G} = 20,0241 \%$$

Flue gas to be treated:

$$m_G := m_B \cdot P \cdot \mu_G = 0,3448 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

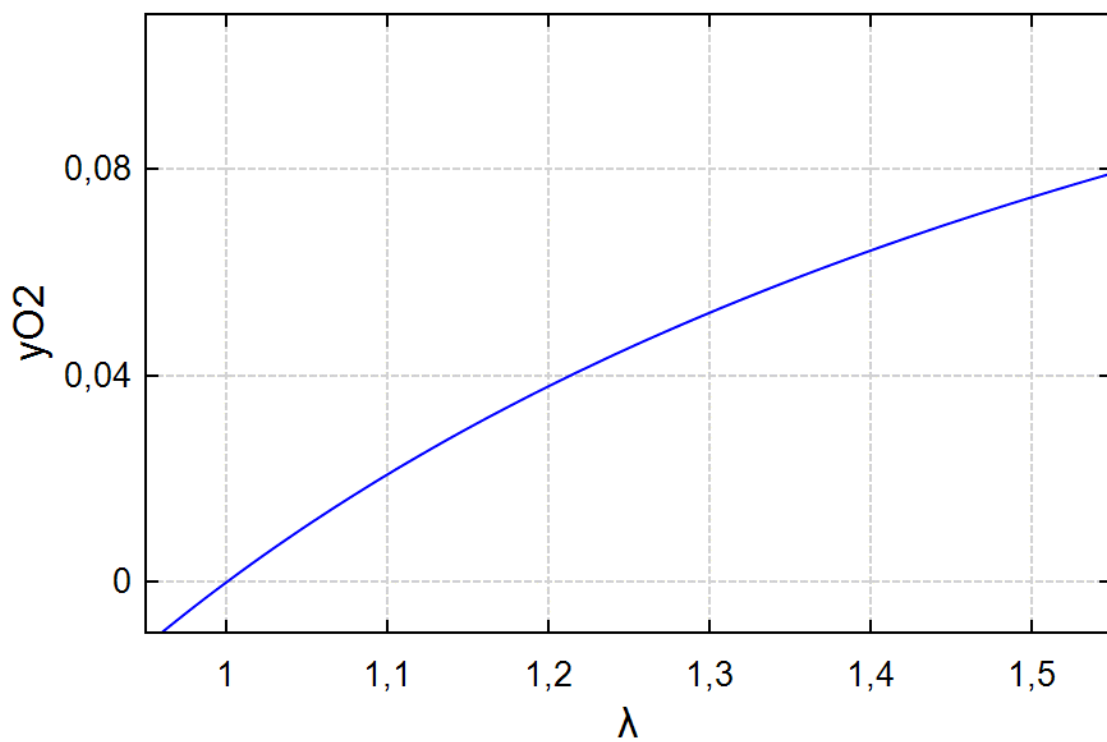
$$m_{GT} := m_B \cdot P \cdot \mu_{GT} = 0,299 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

$$m_{GoT} := m_B \cdot P \cdot \mu_{GoT} = 0,2838 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

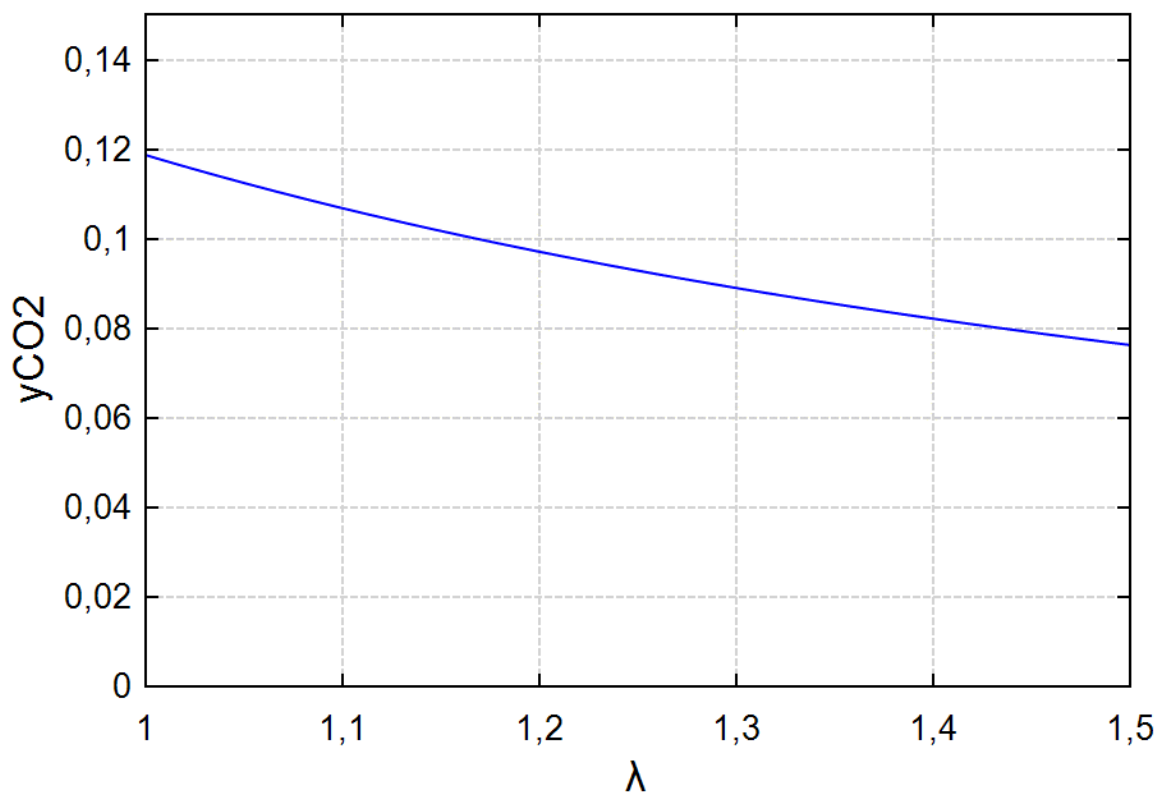
$$Y_{O2} = 0,8797 \% \quad Y_{CO2} = 8,9948 \% \quad Y_{N2} = 70,1014 \% \quad Y_{H2O} = 20,0241 \%$$

$$x_{O2} = 0,0102 \quad x_{CO2} = 0,1438 \quad x_{N2} = 0,7132 \quad x_{H2O} = 0,131$$

$$t := Y_{CO2} + Y_{H2O} + Y_{N2} + Y_{O2} = 1$$



$y_{O_2} (a)$



$y_{CO_2} (a)$

2. Ενδεικτική επιλογή κύριων εξαρτημάτων εγκατάστασης:









2.1. Τελική επιλογή ψυκτικού κύλου/chiller εγκατάστασης:

Ο ψυκτικός κύκλος που έχει επιλεγεί να τοποθετηθεί στην εγκατάσταση, χρησιμοποιείται για την ψύξη του παραγόμενου ρεύματος CO<sub>2</sub>. Στην προκειμένη περίπτωση έχει υπολογιστεί πως απαιτείται η χρήση ενός ψυκτικού κύκλου με ψυκτική ικανότητα 1,11 kW, για την ψύξη του ρεύματος CO<sub>2</sub>-2, μέχρι την θερμοκρασία των -5°C.

Για την συγκεκριμένη μονάδα, διερευνώνται chillers της εταιρείας Huber, μερικά από τα μοντέλα της οποίας παρατίθενται παρακάτω:

**Μοντέλα chillers της εταιρείας Huber [68]**


View options: [Disable variants](#) [Disable miniature pictures](#)

HUBER Order No.	HUBER Model	Temp. range °C	Temp. stability °C	Heating capacity kW	Cooling capacity kW	Pump performance Pressure l/min bar	Suction l/min bar	Fill vol. Litres	Bath opening/ bath depth WxD / BD mm	Mains voltage	Eco	Miniature picture
<b>Chillers</b> <span style="float: right;">Unichiller • Minichiller</span>												
3044.0002.98	<a href="#">Piccolo 280 OLÉ</a>	4...70	±0,2	0,7	0,28 @ 20°C	1,85	0,95 -- --	0,1	--	100-240V 1~/2~ 50/60Hz		
<b>Chiller with compact housing</b> <span style="float: right;">Minichiller</span>												
3065.0001.98	<a href="#">Minichiller 280 OLÉ</a>	-5...40	±1	--	0,28 @ 15°C	14	0,25 10,5 0,17	1,4	--	220-240V 1~/2~ 50/60Hz		
3006.0089.98	<a href="#">Minichiller 300 OLÉ</a>	-20...40 (80 )	±0,5	--	0,3 @ 15°C	14	0,25 10,5 0,17	1,4	--	220-240V 1~/2~ 50/60Hz		
3006.0091.98	<a href="#">Minichiller 300-H OLÉ</a>	-20...100	±0,2	0,9 - 1	0,3 @ 15°C	14	0,25 10,5 0,17	1,4	--	220-240V 1~/2~ 50/60Hz		

Ως επιλογή στην συγκεκριμένη μονάδα, καταλληλότερος κρίνεται ο Chiller: «Huber Unichiller 012-H OLÉ», του οποίου τα χαρακτηριστικά παρατίθενται αναλυτικότερα παρακάτω:

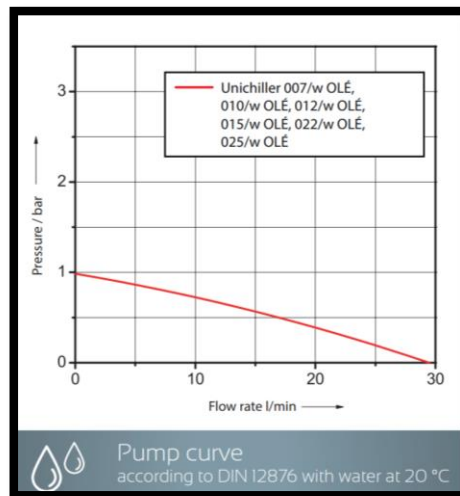
### Τεχνικά χαρακτηριστικά «Huber Unichiller 012-H ΟΛÉ» [69]

Technical data according to DIN 12876	
Operating temperature range	-20...100 °C
temperature set point / display	digital
Internal temperature sensor	Pt100
Resolution of display	0,1 K
Temperature stability at -10°C	0,2 K
Alarm message	optic, acoustic
Safety classification	Class III / FL
Heating power at 240V	2,1 kW
Heating power at 230V	2 kW
Heating power at 220V	1,8 kW
Cooling power	
at 15°C	1,2 kW
at 0°C	1 kW
at -10°C	0,7 kW
at -20°C	0,25 kW
Refrigeration machine	air-cooled, CFC- and HCFC-free
Refrigerant (ASHRAE, GHS)	R449A (A1, H280)
Refrigerant quantity	0,43 kg
Circulation pump	Immersion pump
at 0,5 bar	21 l/min
max. delivery pressure	29 l/min
Pump connection	1 bar
min. filling capacity	G3/4 male
expansion tank	3,8 l
Overall dimensions WxDxH **	1,7 l
Net weight	420x487x579 mm
sound pressure level +/- 4 dB(A)	57 kg
Power supply requirement	59 dB(A)
max. current	220-240V 1~ 50/60Hz
Fuse	14,5 A
Degree of Protection	16 A
min. ambient temperature	IP20
max. ambient temperature	5 °C
	40 °C



Order-No.: 3009.0195.98

from Serial-No.: 1.1/20



### Τεχνικά χαρακτηριστικά αντλίας «Huber Unichiller 012-H ΟΛÉ» [70]

Σημείωση: Η επιλογή του ψύκτη/chiller στην συγκεκριμένη περίπτωση είναι ενδεικτική και υπάρχει δυνατότητα χρήσης πολλών προκατασκευασμένων ψυκτών/chillers, από διάφορες εταιρείες για χρήση στην συγκεκριμένη εφαρμογή. Επιπρόσθετα μπορεί να κατασκευαστεί εν νέου ένας ψυκτικός κύκλος αμμωνίας/νερού με βάση τον σχεδιασμένο κύκλο της εγκατάστασης, όπως παρουσιάστηκε στο σχήμα 32, αρκεί να επιτυγχάνεται η ψύξη του ρεύματος CO<sub>2</sub>-2, μέχρι την θερμοκρασία των -5°C.

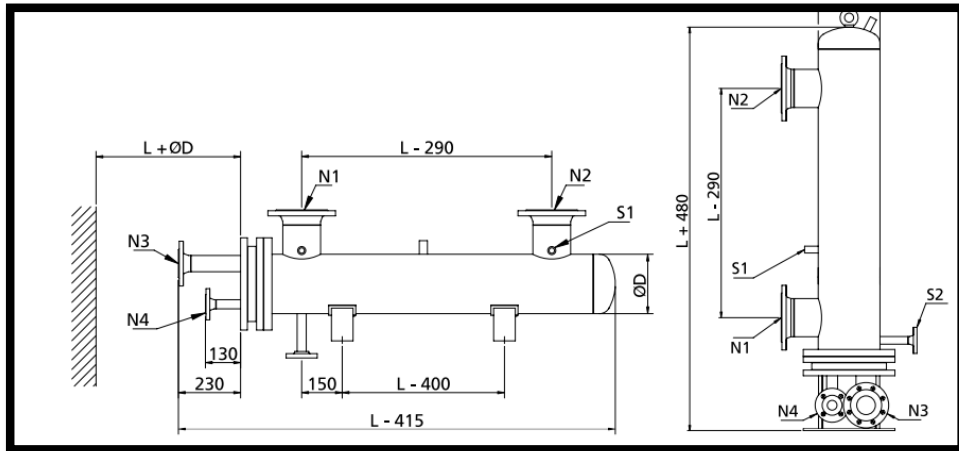
2.2. Τελική επιλογή εναλλακτών θερμότητας εγκατάστασης:

Οι εναλλάκτες θερμότητας που έχουν επιλεγεί να τοποθετηθούν στην εγκατάσταση είναι φλαντζωτοί πλακοειδείς και κελύφους - σωλήνων, όπως έχει επισημανθεί σε προηγούμενη παράγραφο. Συγκεκριμένα εξετάζονται οι εναλλάκτες θερμότητας των εταιριών Alfa Laval, Kelvion και HRS Hevac.

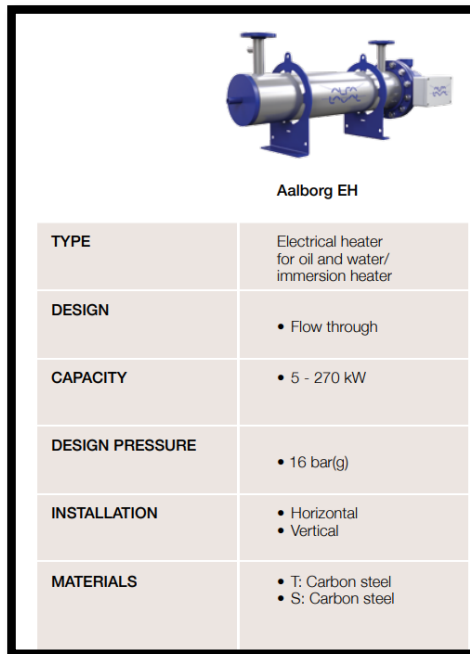
Τελικά επιλέγονται τα μοντέλα που παρουσιάζονται παρακάτω για τον κάθε εναλλάκτη:

**Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και μοντέλο που επιλέγεται**

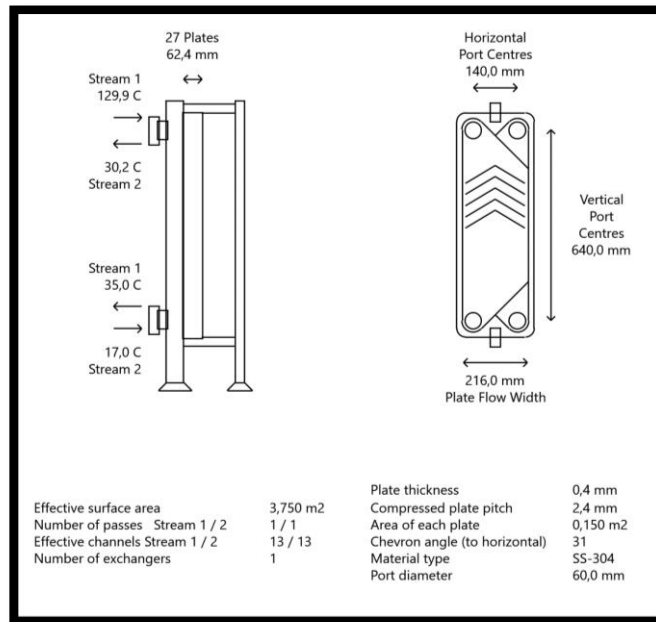
Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή νερού (kg/s)	Τύπος εναλλάκτη που επιλέγεται
COOLER1	1,1	130	0,7	Εναλλάκτης κελύφους-σωλήνων Aalborg EH εταιρείας Alfa Laval, MP-C 30 [71] [72]
COOLER2	2,03	121	0,28	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
COOLER3	2	41	0,2	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
COOLER4	2,02	56	0,4	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
HEAT-EX1	2,1	111	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M15-B Plate [67]
HEAT-EX2	1,85	95	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης
EVAPOR	1,78	90	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης
CONDENS / COOLER	4,5	247	0,035	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]



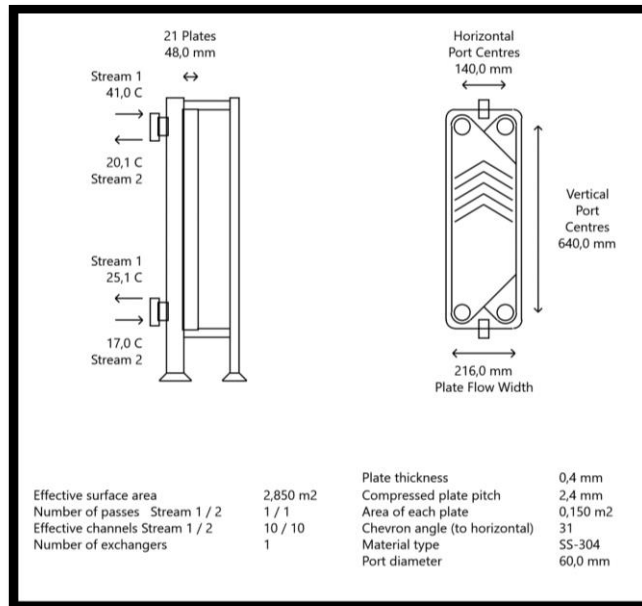
Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας COOLER1, με βάση το μοντέλο Aalborg EH MP-C 30, της εταιρείας Alfa Laval [71] [72]



Χαρακτηριστικά εναλλάκτη θερμότητας COOLER1, με βάση το μοντέλο Aalborg EH MP-C 30, της εταιρείας Alfa Laval [71] [72]

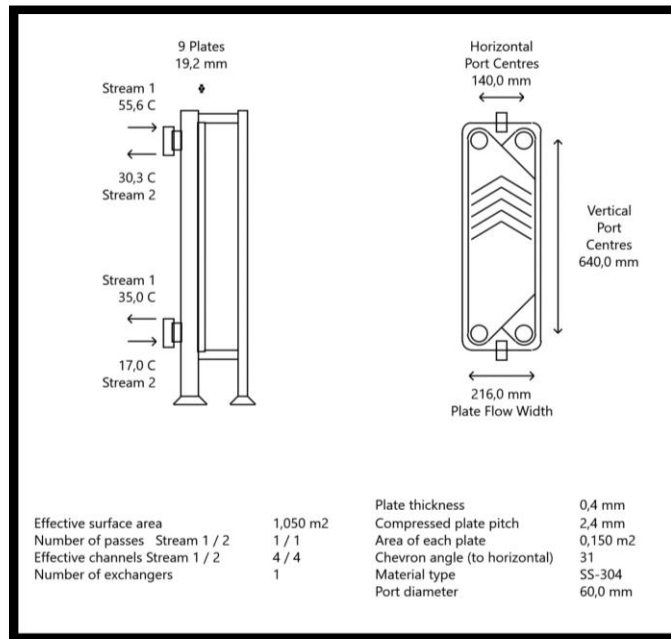


Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας COOLER2, στο λογισμικό Aspen Plus®, με βάση το μοντέλο M6, της εταιρείας Alfa Laval

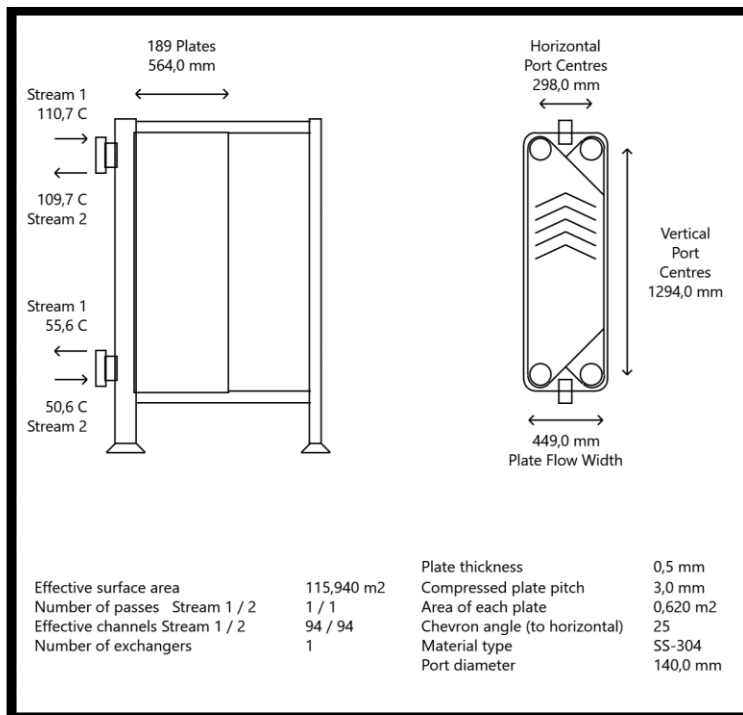


Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας COOLER3, στο λογισμικό Aspen Plus®, με βάση το μοντέλο M6, της εταιρείας Alfa Laval

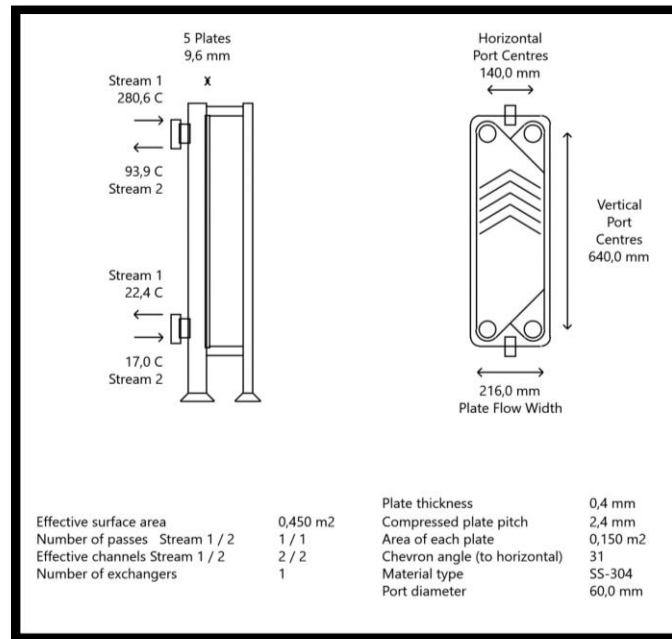




Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας COOLER4, στο λογισμικό Aspen Plus®, με βάση το μοντέλο M6, της εταιρείας Alfa Laval



Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας HEAT-EX1, στο λογισμικό Aspen Plus®, με βάση το μοντέλο M15-B, της εταιρείας Alfa Laval



**Σχεδιάγραμμα εναλλάκτη θερμότητας CONDENS / COOLER, στο λογισμικό Aspen Plus®, με βάση το μοντέλο M6, της εταιρείας Alfa Laval**

Ο εναλλάκτης θερμότητας CONDENS/COOLER, αν και διαστασιολογήθηκε και σχεδιάστηκε στο λογισμικό, αποτελεί μέρος του ψυκτικού κύκλου που χρησιμοποιείται για την ψύξη του ψυκτικού μέσου με νερό, μετά την συμπιεστή COMPR2. Στην προκειμένη περίπτωση, έχει επιλεγεί τελικά η χρήση ενός προπαρασκευασμένου Chiller, για εφαρμογή στην μονάδα, οπότε μετέπειτα θα χρησιμοποιηθούν τα στοιχεία του επιλεγμένου Chiller, που έχει γίνει παραπάνω, σε αυτό το κεφάλαιο.

Αξίζει να σημειωθεί πως η επιλογή του κάθε εναλλάκτη είναι προσεγγιστική με βάση τα δεδομένα που παρουσιάστηκαν πιο πάνω και την προσομοίωση τους στο λογισμικό Aspen Plus® και πως η συμπεριφορά τους και η απόδοσή τους ενδέχεται να διαφέρει στο πραγματικό σύστημα. Αυτή η διαφορά μπορεί να αντιμετωπιστεί μετέπειτα από την κατασκευή της εγκατάστασης με ρυθμίσεις στην παροχή του νερού που χρησιμοποιείται για την ψύξη είτε με την προσθήκη επιπλέον πλακών στους φλαντζωτούς πλακοειδείς εναλλάκτες.

*Σημείωση: Η επιλογή του κάθε εναλλάκτη θερμότητας στην συγκεκριμένη περίπτωση είναι ενδεικτική και υπάρχει δυνατότητα χρήσης πολλών προκατασκευασμένων εναλλακτών θερμότητας, από διάφορες εταιρείες για χρήση στην συγκεκριμένη εφαρμογή. Επιπρόσθετα μπορεί να χρησιμοποιηθεί πιθανώς κάποιος διαθέσιμος εναλλάκτης που υπάρχει στο εργαστήριο, στη θέση κάποιου από τους σχεδιαζόμενους εναλλάκτες, με κατάλληλη ρύθμιση της παροχής του νερού για επίτευξη της απαιτούμενης ψύξης σε κάθε περίπτωση.*

### 2.3. Τελική επιλογή αντλιών:

Στη συγκεκριμένη διάταξη γίνεται χρήση δύο αντλιών, οι συνθήκες λειτουργίας των οποίων συνοψίζεται παρακάτω:

#### Αντίες εγκατάστασης δέσμευσης CO<sub>2</sub>

Αντλία	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Αύξηση πίεσης	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)
PUMP-WT	1,72	1,85	0,13	0,0029107	2,9114E-06	0,060
PUMPLEAN	1,80	2,10	0,30	0,3103	0,00031967	15,22

Όπως φαίνεται στον πιο πάνω πίνακα 39, οι δύο αντλίες λειτουργούν με πολύ μικρή παροχή και χρησιμοποιούνται για πολύ μικρή αύξηση της πίεσης του ρευστού. Επιπλέον στην συγκεκριμένη διάταξη γίνεται η χρήση διαλύτη MDEA, του οποίου η διαρροή πρέπει να αποφευχθεί γιαυτό χρειάζεται η χρήση αντλιών με καλή στεγανότητα.

Γιαυτό τον λόγο μπορεί να γίνει η επιλογή χρήσης δύο μικρών περισταλτικών αντλιών, στην συγκεκριμένη εγκατάσταση.

Οι περισταλτικές αντλίες που εξετάζονται είναι της σειράς FLEX-I-LINER® της εταιρείας Vanton.




Περισταλτικές αντλίες της σειράς FLEX-I-LINER® της εταιρείας Vanton [73] [74]

Οι περιστροφικές αντλίες Vanton FLEX-I-LINER® έχουν την ικανότητα να μεταφέρουν, οξέα, καυστικά, διαλύτες, άλατα, χλωρίδια και χημικές ουσίες αντιδραστηρίων — ακόμη και παχύρρευστα υγρά και πολτούς που περιέχουν μαλακά στερεά και λειαντικά.

**Διαθέσιμα μεγέθη και χαρακτηριστικά αντλιών της σειράς FLEX-I-LINER® της εταιρείας Vanton [73] [74] [75]**

SIZE	CAPACITY GPM H <sub>2</sub> O AT 70°F AT 0 PSI	OPERATING PRESSURE RANGE PSIG		HP	RPM	HOSE CONNECTIONS* OD
		INTERMITTENT	CONTINUOUS			
2	.33	0-25	0-25	.25	1750	.75"
6	1.0	0-25	0-25	.25	1750	.75"
12	2.0	0-35	0-30	.25	1750	.75"
18	3.0	0-40	0-30	.25	1750	.75"
30	5.0	0-45	0-30	.25	1750	1"
60	10.0	0-50	0-30	.5	1750	1"
90	15.0	0-15	0-10	1	1200	1.5"
120	20.0	0-15	0-10	1	1200	1.5"
180	30.0	0-30	0-30	1-1.5	1750	2"
240	40.0	0-30	0-30	1-1.5	1750	2"



FLEX-I-LINER® peristaltic pumps are available with standard or variable-speed electric motors, air motor drives, or pulley-driven configurations. Pedestal-mount shown.

Έτσι στη συνέχεια γίνεται η εκλογή του τύπου των δύο αντλιών όπως παρουσιάζεται παρακάτω:

**Αντίες εγκατάστασης δέσμωσης CO<sub>2</sub> και μοντέλο που επιλέγεται**

Αντλία	Αύξηση πίεσης	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Τύπος αντλίας που επιλέγεται
PUMP-WT	0,13	0,0029107	2,9114E-06	0,060	Αντλία, μεγέθους 6, FLEX-I-LINER®, Vanton
PUMPLEAN	0,30	0,3103	0,00031967	15,22	Αντλία, μεγέθους 12, FLEX-I-LINER®, Vanton

*Σημείωση: Η επιλογή της κάθε αντλίας στην συγκεκριμένη περίπτωση είναι ενδεικτική και υπάρχει δυνατότητα χρήσης πολλών προκατασκευασμένων αντλιών, από διάφορες εταιρείες για χρήση στην συγκεκριμένη εφαρμογή. Επιπρόσθετα η απαιτούμενη διακίνηση παροχή διαλύματος και η αύξηση πίεσης που απαιτείται από την κάθε αντλία είναι πολύ μικρή, καθιστώντας την βαρύτητα του βαθμού απόδοσης τους μικρή, και υπάρχει έτσι η δυνατότητα επιλογής χρήσης κάποιας αντλίας ακόμη και υπο συνθήκες λειτουργίας της με μικρή απόδοση.*

#### 2.4. Τελική επιλογή συμπιεστών:

Στο μοντέλο της προσομοίωσης που είχε αναπτυχθεί πιο πάνω οι συμπιεστές, έχουν 85% ισεντροπικό βαθμό απόδοσης και 95% μηχανικό βαθμό απόδοσης αντίστοιχα. Αυτό θα διαφέρει από την απόδοση των πραγματικών συμπιεστών που θα επιλεγθούν στη συνέχεια, έτσι η επιλογή τους γίνεται σύμφωνα με τα δεδομένα που αναμένεται να παρουσιαστούν στην πραγματική εγκατάσταση, προκειμένου να επιτευχθεί η λειτουργία τους στις αναμενόμενες συνθήκες, με ταυτόχρονη υψηλή απόδοση.

Στη συγκεκριμένη διάταξη γίνεται χρήση δύο συμπιεστών, οι συνθήκες λειτουργίας των οποίων συνοψίζεται παρακάτω:

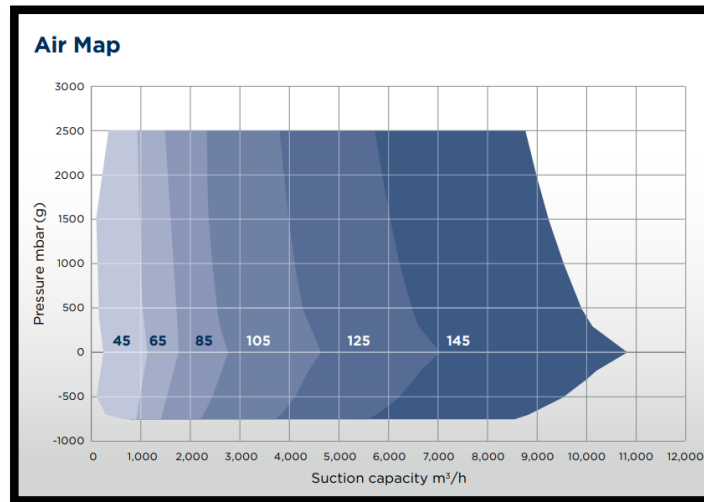
#### **Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμωσης CO<sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται**

Συμπιεστής	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Τύπος συμπιεστή που επιλέγεται
COMPR	1,08	2,03	0,064625	0,03744	6013,119	Screw συμπιεστής
COMPR 2	1,00	4,50	0,005	0,0029218	2393,187	Ανοικτός εμβολοφόρος συμπιεστής

Για την επιλογή του συμπιεστή COMPR2 θα χρησιμοποιηθεί ο προπαρασκευασμένος συμπιεστής/αντλία του Chiller της εταιρείας Huber.

Για την επιλογή του συμπιεστή COMPR, διερευνώνται οι συμπιεστές της εταιρείας Robushi®, οι οποίοι έχουν την ικανότητα λειτουργίας στις συνθήκες που επιθυμούνται στην προκειμένη εφαρμογή.

Παρακάτω παρουσιάζεται ο χάρτης εύρους λειτουργίας των διαθέσιμων συμπιεστών, από τον οποίο μπορούμε να δούμε πως ο συμπιεστής “ROBOX screw Low pressure, Size 2, 45”, είναι ο καταλληλότερος στην συγκεκριμένη περίπτωση [76] [77].



Διάγραμμα περιοχής λειτουργίας των μοντέλων συμπιεστών της εταιρείας Robushi® [77].

Πίνακας των μοντέλων συμπιεστών της εταιρείας Robushi® [77].

ROBOX screw		Low pressure		Hi pressure		Vacuum	
WS - WL Size	Capacity m³/h	Motor** kW	Capacity m³/h	Motor** kW	Capacity m³/h	Motor** kW	
2	45	1,050	37	980	75	900	18,5
	65	1,680	55	1,150	75	1,420	30
3	65	-	-	1,550	110	-	-
	85	2,600	90	2,400	132	2,250	45
4	105	4,400	132	4,060	315	3,800	75
	125	5,400	160	4,900	315	5,800	132
5	125	6,600	200	6,100	*400	-	-
	145	10,100	315	9,400	*600	8,700	200

\* Version with direct coupling \*\*Max rated power

Σημείωση: Η επιλογή του συμπιεστή στην συγκεκριμένη περίπτωση είναι ενδεικτική και υπάρχει δυνατότητα χρήσης πολλών προκατασκευασμένων συμπιεστών, από διάφορες εταιρείες για χρήση στην συγκεκριμένη εφαρμογή. Επιπρόσθετα η απαιτούμενη διακίνηση παροχής και η αύξηση πίεσης που απαιτείται από τον κάθε συμπιεστή είναι πολύ μικρή, καθιστώντας την βαρύτητα του βαθμού απόδοσης τους μικρή, και υπάρχει έτσι η δυνατότητα επιλογής χρήσης κάποιου συμπιεστή ακόμη και υπο συνθήκες λειτουργίας του με μικρή απόδοση.

3. Μοντελοποίηση και Προσομοίωση Τροποποιημένης Μονάδας Δέσμευσης CO<sub>2</sub>, με βάση τα επιλεγμένα υποσυστήματα:

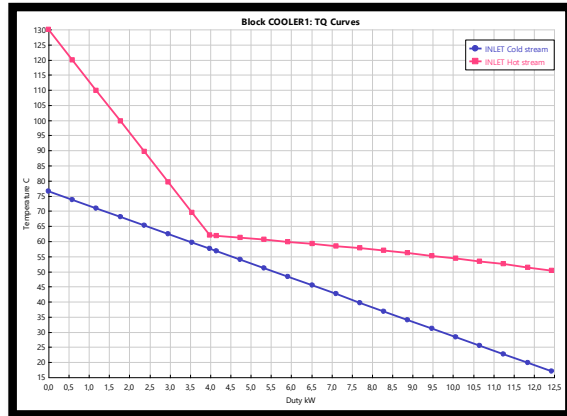
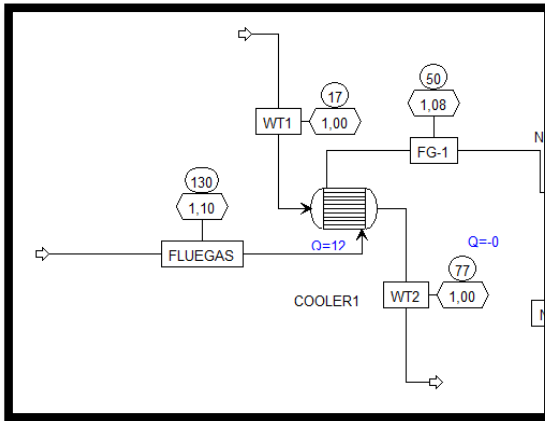
3.1. Μοντελοποίηση και Προσομοίωση Τροποποιημένης Μονάδας Δέσμευσης CO<sub>2</sub>:

Σε αυτήν την ενότητα πραγματοποιείται μοντελοποίηση και εν νέου σχεδιασμός του συστήματος και της όλης μονάδας, με βάση τα επιλεγμένα υποσυστήματα και εξαρτήματα, που έγιναν στο προηγούμενο κεφάλαιο. Το τροποποιημένο σύστημα και τα αποτελέσματα που παράχθηκαν από την προσομοίωση στο λογισμικό Aspen Plus®, παρουσιάζονται και αναλύονται σε αυτήν την ενότητα της εργασίας.

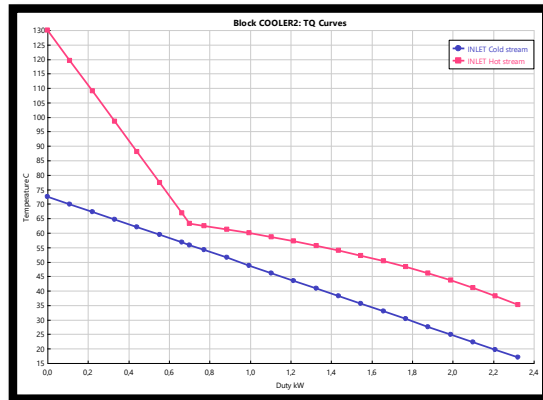
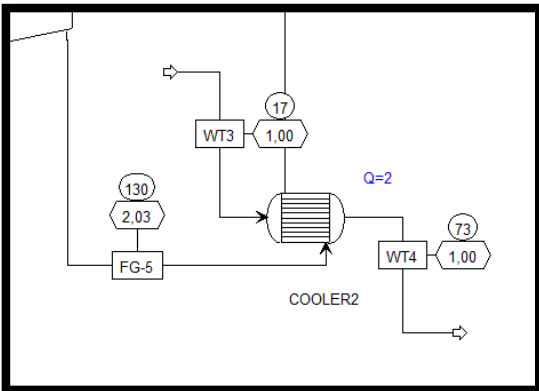
Με την επιλογή των περισσότερων υποσυστημάτων, τώρα μπορούν να ελαχιστοποιηθούν ακόμη περισσότερο οι ενεργειακές καταναλώσεις της εγκατάστασης και πραγματοποιείται επαναυπολογισμός της απαιτούμενης παροχής νερού στους εναλλάκτες θερμότητας.

**Εναλλάκτες θερμότητας εγκατάστασης και μοντέλο που επιλέγεται**

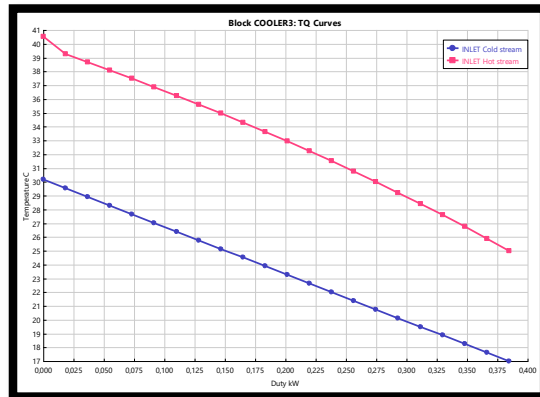
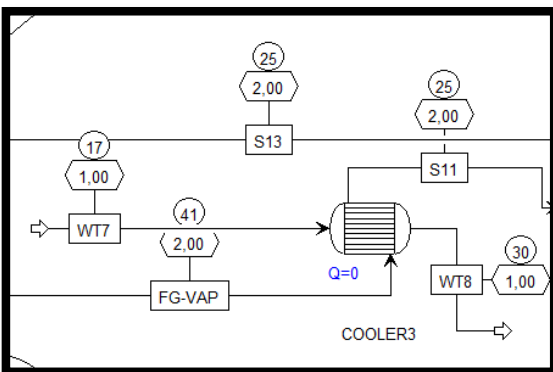
Εναλλάκτες θερμότητας	Μέγιστη πίεση (bar)	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή νερού (kg/s)	Τύπος εναλλάκτη που επιλέγεται
COOLER1	1,1	130	0,7	Εναλλάκτης κελύφους-σωλήνων εταιρείας Kelvion
COOLER2	2,03	130	0,28	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
COOLER3	2	41	0,2	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
COOLER4	2,02	56	0,4	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M6 Plate [67]
HEAT-EX1	2,1	111	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης Alfa Laval M15-B Plate [67]
HEAT-EX2	1,85	95	-	Πλακοειδείς εναλλάκτης
EVAPOR	1,78	90	-	Εναλλάκτης chiller
CONDENS / COOLER	4,5	247	0,035	Εναλλάκτης chiller



Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 1 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q

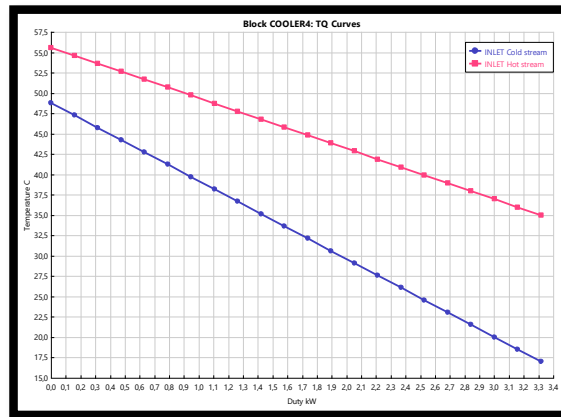
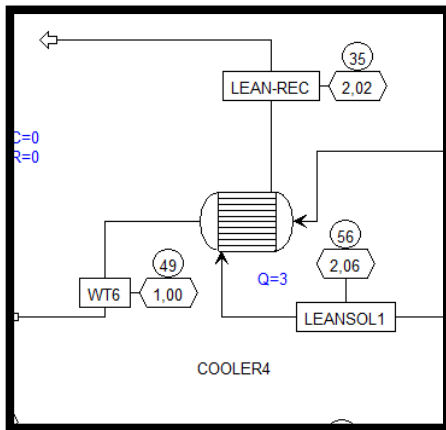


Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 2 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q

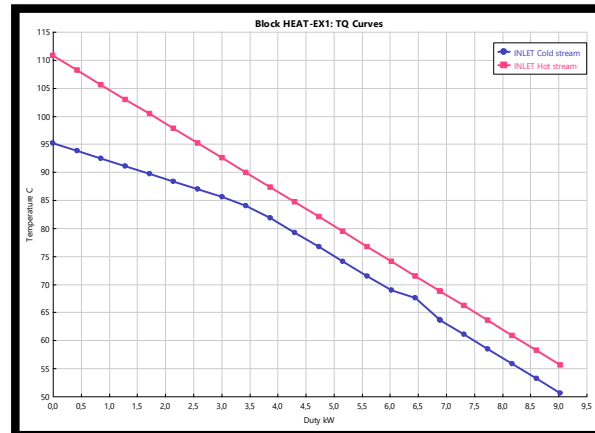
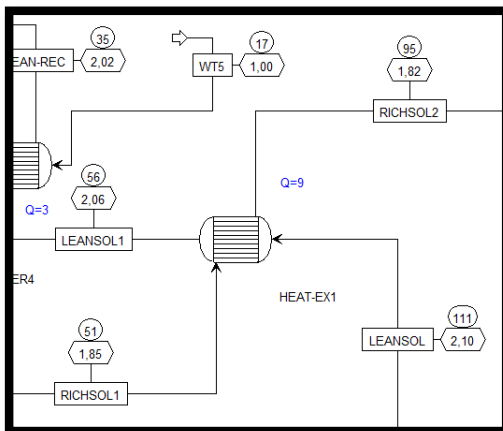


Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 3 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q

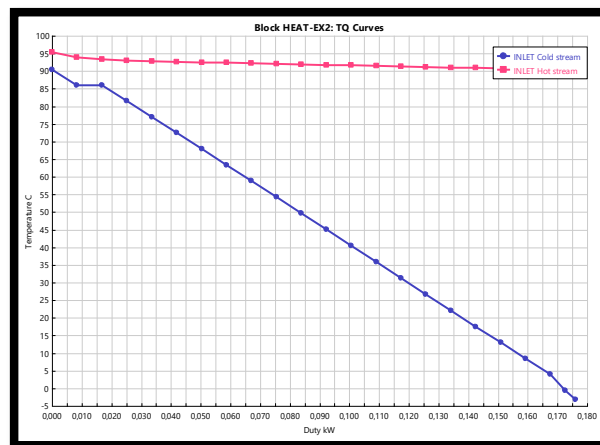
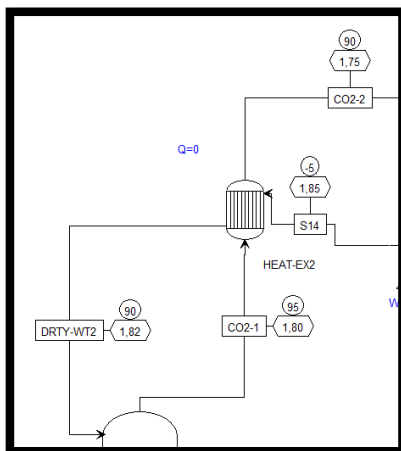




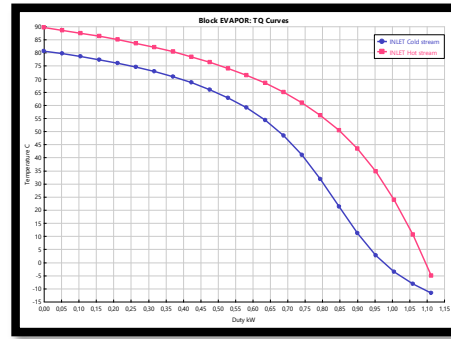
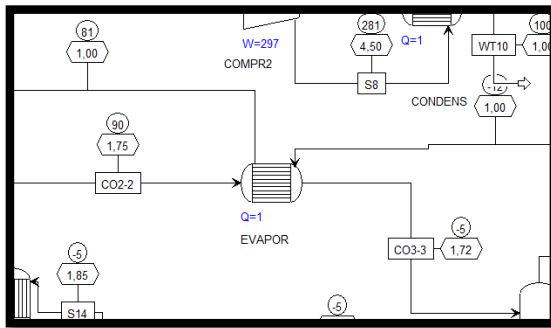
Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη COOLER 4 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q



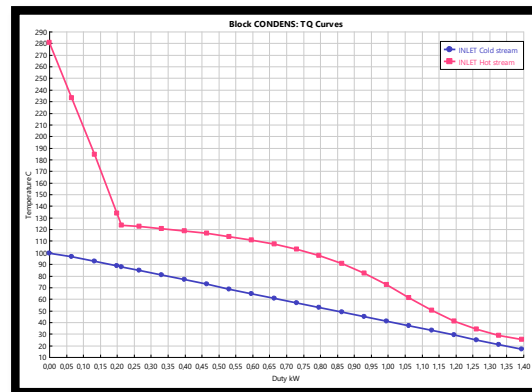
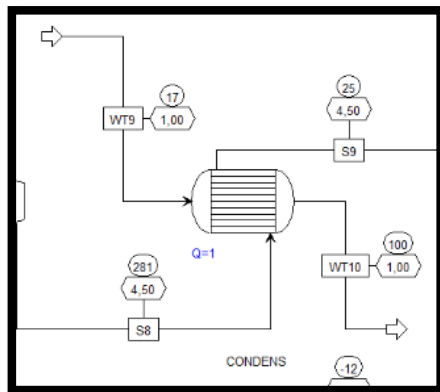
Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX1 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q



Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη HEAT-EX1 στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q



Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη EVAPOR στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q



Γραφική απεικόνιση εναλλάκτη CONDENS στο λογισμικό Aspen Plus® και καμπύλη T-Q

Επίσης με βάση τα επιλεγμένα συστήματα επανακαθορίζονται οι ισεντροπικοί και μηχανικοί βαθμοί απόδοσης των αντιών και συμπιεστών αντίστοιχα, όπως παρουσιάζονται στον πιο κάτω πίνακα:

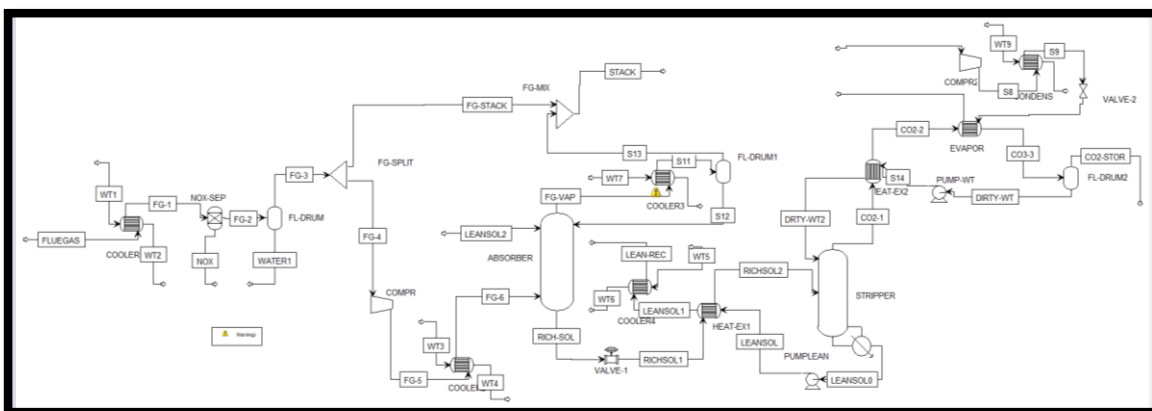
**Αντίες εγκατάστασης δέσμμευσης CO<sub>2</sub> και μοντέλο που επιλέγεται**

Αντλία	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Τύπος αντλίας που επιλέγεται	Pump efficiency	Driver efficiency
PUMP-WT2	1,75	1,85	4,37E-07	0,0148	Αντλία, μεγέθους 6, FLEX-I-LINER®, Vanton	0,7	0,9
PUMPLEAN	1,80	2,10	4,79E-05	4,8635	Αντλία, μεγέθους 12, FLEX-I-LINER®, Vanton	0,7	0,9

**Συμπιεστές εγκατάστασης δέσμευσης CO<sub>2</sub> και τύπος που επιλέγεται**

Συμπιεστής	Πίεση εισόδου	Πίεση εξόδου	Μέγιστη θερμοκρασία (°C)	Παροχή μάζας (kg/s)	Παροχή όγκου (cum/s)	Ισχύς (Watt)	Isentropic efficiency	Mechanical efficiency
COMPR	1,08	2,03	130	0,064625	0,03744	6013,119	0,75	0,93
COMPR 2	1,00	4,50	281	0,005	0,0029218	2393,187	0,7	0,9

Τα παρακάτω αποτελέσματα αφορούν το μοντέλο ισορροπίας (equilibrium):



Απεικόνιση εγκατάστασης μονάδας δέσμευσης CO<sub>2</sub>

Ενεργειακές καταναλώσεις εγκατάστασης

Energy Analysis	Actual [kW]	Per CO <sub>2</sub> produced [MJ/kg CO <sub>2</sub> ]
Heating Utilities	30,11 (0,04 kg/s υπέρθερμος ατμός στους 120°C)	3,359
Cooling Utilities	172,4 (1,615 kg/s νερό στους 17°C)	14,79
Electricity Utilities	8,4	0,89

Παραγόμενο ρεύμα CO<sub>2</sub> προς αποθήκευση

CO2-STOR				
Description	Units		Mole Fractions	
From		FL-DRUM2	C	0
To			H <sub>2</sub>	0
Stream Class		CONVEN	N <sub>2</sub>	0,000629
Phase		Vapor Phase	O <sub>2</sub>	1,46E-05
Temperature	C	-5	H <sub>2</sub> O	0,002486
Pressure	bar	1,75	CO <sub>2</sub>	0,99687
Molar Vapor Fraction		1	Mass Fractions	
Molar Liquid Fraction		0	C	0
Mass Vapor Fraction		1	H <sub>2</sub>	0
Mass Liquid Fraction		0	N <sub>2</sub>	0,000401
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-393973	O <sub>2</sub>	1,06E-05
Mass Enthalpy	kJ/kg	-8967,18	H <sub>2</sub> O	0,00102
Molar Entropy	J/kmol-K	-5451,04	CO <sub>2</sub>	0,998569
Mass Entropy	J/kg-K	-124,071		
Molar Density	kmol/cum	0,078493		
Mass Density	kg/cum	3,448601		
Enthalpy Flow	kW	-80,269		
Average MW		43,93493		
Mole Flows	kmol/sec	0,0002037462		
Mass Flows	kg/sec	0,0089513		

**Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	FLUEGAS	FG-3	FG-6	FG-VAP	FG-STACK
Description						
From			FL-DRUM	COOLER2	ABSORBER	FG-SPLIT
To		COOLER1	FG-SPLIT	ABSORBER	COOLER3	FG-MIX
Phase		Vapor Phase	Vapor Phase		Vapor Phase	Vapor Phase
Temperature	C	130	50	35	41,00195	50
Pressure	bar	1,1	1,08	2,01	2	1,08
Molar Vapor Fraction		1	1	0,910522	1	1
Molar Liquid Fraction		0	0	0,089478	0	0
Mass Vapor Fraction		1	1	0,94341	1	1
Mass Liquid Fraction		0	0	0,05659	0	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-80556,2	-66296,2	-70654,7	-13131,3	-66296,2
Mass Enthalpy	kJ/kg	-2930,87	-2327,02	-2480,01	-470,861	-2327,02
Molar Entropy	J/kmol-K	6944,743	3082,443	-15524,2	-3374,36	3082,443
Mass Entropy	J/kg-K	252,6706	108,195	-544,904	-120,998	108,195
Molar Density	kmol/cum	0,032817	0,040197	0,08615	0,076648	0,040197
Mass Density	kg/cum	0,901987	1,145197	2,454389	2,137528	1,145197
Enthalpy Flow	kW	-1010,57	-751,92	-160,271	-24,5787	-601,536
Average MW		27,48537	28,48971	28,48971	27,88775	28,48971
Mole Flows	kmol/sec	0,012545	0,011342	0,002268	0,001872	0,009073
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,3448	0,323126	0,064625	0,052199	0,2585
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,382267	0,282157	0,02633	0,02442	0,225726

**Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	RICH SOL 2	RICH-SOL	LEANSOL2	LEANSOLO	LEANSOL1
Description						
From		HEAT- EX1	ABSORBER		STRIPPER	HEAT-EX1
To		STRIPPER	VALVE-1	ABSORBER	PUMPLEAN	COOLER4
Phase			Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
Temperature	C	94,96211	50,63445	35	110,7396	55,62502
Pressure	bar	1,82	2	2,02	1,8	2,06
Molar Vapor Fraction		0,013677	0	0	0	0
Molar Liquid Fraction		0,986323	1	1	1	1
Mass Vapor Fraction		0,017391	0	0	0	0
Mass Liquid Fraction		0,982609	1	1	1	1
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-298638	-305960	-299687	-292667	-297601
Mass Enthalpy	kJ/kg	-11568,3	-11756,8	-11781,4	-11570,3	-11764,2
Molar Entropy	J/kmol-K	-204462	-229080	-215230	-193460	-208004
Mass Entropy	J/kg-K	-7920,2	-8802,61	-8461,16	-7648,28	-8222,43
Molar Density	kmol/cum m	3,917337	40,59211	40,27174	38,37767	39,98969
Mass Density	kg/cum	101,1272	1056,374	1024,407	970,748	1011,624
Enthalpy Flow	kW	-3693,52	-3753,71	-3606,91	-3590,61	-3650,78
Average MW		25,81529	26,02413	25,43737	25,29461	25,29711
Mole Flows	kmol/sec	0,012368	0,012269	0,012036	0,012269	0,012267
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,31928	0,31928	0,306154	0,310329	0,310329
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,003157	0,000302	0,000299	0,00032	0,000307

**Σύνοψη αποτελεσμάτων των ροών της εγκατάστασης**

	Units	LEAN-REC	CO2-1	CO2-2	CO3-3	CO2-STOR
Description						
From		COOLER4	STRIPPER	HEAT-EX2	EVAPOR	FL-DRUM2
To			HEAT-EX2	EVAPOR	FL-DRUM2	
Phase		Liquid Phase	Vapor Phase			Vapor Phase
Temperature	C	35	95,31408	89,56833	-5	-4,99934
Pressure	bar	2,02	1,8	1,75	1,72	1,72
Molar Vapor Fraction		0	1	0,927453	0,559108	1
Molar Liquid Fraction		1	0	0,072547	0,440892	0
Mass Vapor Fraction		0	1	0,959498	0,754644	1
Mass Liquid Fraction		1	0	0,040502	0,245356	0
Molar Enthalpy	kJ/kmol	-299411	-323901	-327143	-347498	-393968
Mass Enthalpy	kJ/kg	-11835,7	-9951,6	-10050,6	-10675,8	-8967,29
Molar Entropy	J/kmol-K	-214187	-9322,86	-17972,5	-80417,9	-5307,38
Mass Entropy	J/kg-K	-8466,82	-286,438	-552,155	-2470,58	-120,804
Molar Density	kmol/cum	40,47845	0,058756	0,062562	0,137832	0,077148
Mass Density	kg/cum	1023,993	1,912357	2,036383	4,486449	3,389395
Enthalpy Flow	kW	-3672,97	-118,043	-119,217	-126,633	-80,2695
Average MW		25,29724	32,54759	32,5497	32,5502	43,93391
Mole Flows	kmol/sec	0,012267	0,000364	0,000364	0,000364	0,000204
Mole Fractions						
Mass Flows	kg/sec	0,310329	0,011862	0,011862	0,011862	0,008951
Mass Fractions						
Volume Flow	cum/sec	0,000303	0,006203	0,005825	0,002644	0,002641