



ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ

**ΔΙΕΠΙΣΤΗΜΟΝΙΚΟ – ΔΙΑΤΜΗΜΑΤΙΚΟ ΠΡΟΓΡΑΜΜΑ
ΜΕΤΑΠΤΥΧΙΑΚΩΝ ΣΠΟΥΔΩΝ
«ΕΠΙΣΤΗΜΗ & ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΥΔΑΤΙΚΩΝ ΠΟΡΩΝ»**

**ΔΙΕΡΕΥΝΗΣΗ ΤΗΣ ΔΥΝΑΤΟΤΗΤΑΣ ΕΠΙΤΕΥΞΗΣ
ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΗΣ ΑΥΤΟΝΟΜΙΑΣ ΣΕ ΕΓΚΑΤΑΣΤΑΣΕΙΣ
ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ ΑΣΤΙΚΩΝ ΛΥΜΑΤΩΝ**



Πιλοτική μονάδα εφαρμογής επεξεργασίας δύο σταδίων (A/Bprocess). (Πηγή: www.dhigroup.com)

ΒΕΡΓΟΥ ΘΕΟΔΟΤΗ

**«ΕΠΙΣΤΗΜΗ &
ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ
ΥΔΑΤΙΚΩΝ ΠΟΡΩΝ»**

ΑΘΗΝΑ, ΟΚΤΩΒΡΙΟΣ 2017

ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ: ΔΑΝΙΗΛ ΜΑΜΑΗΣ, ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ

ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ

**ΔΙΕΠΙΣΤΗΜΟΝΙΚΟ – ΔΙΑΤΜΗΜΑΤΙΚΟ ΠΡΟΓΡΑΜΜΑ ΜΕΤΑΠΤΥΧΙΑΚΩΝ
ΣΠΟΥΔΩΝ
«ΕΠΙΣΤΗΜΗ & ΤΕΧΝΟΛΟΓΙΑ ΥΔΑΤΙΚΩΝ ΠΟΡΩΝ»**

**ΔΙΕΡΕΥΝΗΣΗ ΤΗΣ ΔΥΝΑΤΟΤΗΤΑΣ ΕΠΙΤΕΥΞΗΣ ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΗΣ
ΑΥΤΟΝΟΜΙΑΣ ΣΕ ΕΓΚΑΤΑΣΤΑΣΕΙΣ ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ ΑΣΤΙΚΩΝ
ΛΥΜΑΤΩΝ**

Το περιεχόμενο της ανά χείρας διπλωματικής εργασίας αποτελεί προϊόν της δικής μου πνευματικής προσπάθειας. Η ενσωμάτωση σε αυτήν υλικού τρίτων, δημοσιευμένου ή μη, γίνεται με δόκιμη αναφορά στις πηγές, που δεν επιτρέπει ασάφειες ή παρερμηνείες.

ΒΕΡΓΟΥ ΘΕΟΔΟΤΗ

ΑΘΗΝΑ, ΟΚΤΩΒΡΙΟΣ 2017

ΕΠΙΒΛΕΠΩΝ: ΔΑΝΙΗΛ ΜΑΜΑΝΗΣ, ΚΑΘΗΓΗΤΗΣ

Στους γονείς μου Ιωάννη & Μαρία

Στον Αθανάσιο

Στο Νίκο & στο Γιώργο

ΑΝΤΙ ΠΡΟΛΟΓΟΥ

Με την ολοκλήρωση της παρούσας διπλωματικής εργασίας κλείνει με τη βοήθεια του Θεού και της Παναγίας που ευχαριστώ από τα βάθη της ψυχής μου, ο κύκλος των μεταπτυχιακών μου σπουδών στο ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών πόρων» και ολοκληρώνεται μια πορεία επτά συνεχών ετών γεμάτων γνώσεων και περιπέτειας στο Εθνικό Μετσόβιο Πολυτεχνείο.

Αρχικά νιώθω την ανάγκη να ευχαριστήσω τον επιβλέποντα Καθηγητή και Ακαδημαϊκό μου Σύμβουλο κ. Δανιήλ Μαμάη, Καθηγητή για την πλήρη στήριξη, καθοδήγηση, βοήθεια και συμπαράσταση κατά τη διάρκεια εκπόνησης της εργασίας και φοίτησης μου τόσο ως προπτυχιακής όσο και ως μεταπτυχιακής φοιτήτριας.

Ιδιαίτερα ευχαριστίες θέλω να εκφράσω προς τον κ. Νουτσόπουλο Κωνσταντίνο, Επίκουρο Καθηγητή για τη συμμετοχή του στην εξεταστική επιτροπή, για την παράλληλη καθοδήγηση, στήριξη, παραχώρηση βιβλιογραφικού υλικού όχι μόνο κατά τη διάρκεια της παρούσας μεταπτυχιακής εργασίας αλλά και καθ' όλη τη διάρκεια των φοιτητικών μου ετών.

Επιπρόσθετα θα ήθελα να ευχαριστήσω τον κ. Χρήστο Μακρόπουλο, Αναπληρωτή Καθηγητή για τη συμμετοχή του στην εξεταστική επιτροπή.

Θερμά ευχαριστώ τον κ. Κοτζαγεώργη Γεώργιο, προϊστάμενο του τμήματος απασχόλησης μου στην εταιρεία ENVECO A.E., για την υποστήριξη μου κατά τη διάρκεια παρακολούθησης του μεταπτυχιακού προγράμματος.

Τέλος, δεν ξέρω πως θα μπορούσα να εκφράσω τις ευχαριστίες μου προς τους γονείς μου Ιωάννη και Μαρία, τα τρία μικρότερα αδέρφια μου, συγγενείς και φίλους για την υλική, ηθική και πνευματική στήριξη τους και συμπαράσταση σε κάθε βήμα της ζωής μου.

Βέργου Θεοδότη

Αθήνα, Οκτώβριος 2017

ΠΕΡΙΛΗΨΗ

Η λειτουργία των εγκαταστάσεων επεξεργασίας λυμάτων με τη χρήση των συμβατικών συστημάτων και μεθόδων απαιτεί τη δαπάνη ενέργειας. Στο πλαίσιο της αειφορίας και της προστασίας του περιβάλλοντος διερευνώνται νέες πρακτικές που στοχεύουν να καταστήσουν τη μονάδα επεξεργασίας ενεργειακά αυτόνομη με παραγωγή ηλεκτρικής ενέργειας στη μονάδα συμπαραγωγής θερμότητας και ηλεκτρισμού (Combined Heat & Power, CHP) προερχόμενης από το βιοαέριο που προκύπτει κατά την επεξεργασία. Πρωταρχικό στόχο αποτελεί η κάλυψη των ενεργειακών απαιτήσεων της μονάδας που οφείλονται τόσο στις ανάγκες αερισμού των δεξαμενών που οξειδώνουν τον οργανικό άνθρακα ή/και τα θρεπτικά καθώς και στην κάλυψη του ηλεκτρομηχανολογικού εξοπλισμού (αντλίες, παρασκευαστήρια πολυηλεκτρολυτών, θέρμανση χωνευτών και αναερόβιων συστημάτων κλπ.). Ακόμη σε ορισμένες περιπτώσεις είναι δυνατή και η παραγωγή πλεονάσματος ενέργειας.

Η «επεξεργασία των 2 σταδίων (A & B)» (AB process) που έχει εμφανιστεί στην Ευρώπη το διάστημα των τελευταίων 30 χρόνων συμβάλλει στην ενεργειακή αυτονομία των ΕΕΛ. Η μέθοδος αυτή συνδυάζει δύο επιμέρους συστήματα και στοχεύει στην απομάκρυνση από τα λύματα του μεν οργανικού φορτίου στο Α στάδιο, των δε θρεπτικών (νιτρικού αζώτου) και του υπολείμματος του οργανικού άνθρακα στο Β στάδιο.

Η επεξεργασία μελετάται με τρεις βασικούς τρόπους για το Α στάδιο: με χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (A1), με υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού ιλύος (A2), με αναερόβιους αντιδραστήρες (A3). Στο Β' στάδιο η απομάκρυνση του αμμωνιακού αζώτου γίνεται είτε μέσω της παραδοσιακής μεθόδου της νιτροποίησης – απονιτροποίησης (B1), είτε μέσω εναλλακτικών και σύγχρονων μεθόδων όπως της νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης (B2) και της νιτρωδοποίησης – Anammox (B3).

Στο πλαίσιο της μεταπτυχιακής εργασίας μελετήθηκαν για ενδεικτικό, εισερχόμενο προς επεξεργασία φορτίο COD = 1 000 kg/d και TN = 100 kg/d δώδεκα συστήματα των οποίων οι συνδυασμοί των σταδίων παρουσιάζονται αναλυτικά στον ακόλουθο Πίνακα 1. Οι τιμές των φορτίων αντιστοιχούν σε παροχή λυμάτων Q = 1 667 m³/d και περίπου 8 400 ισοδύναμους κατοίκους.

Με τη βοήθεια των ισοζυγίων για το Χημικά Απαιτούμενου Οξυγόνου (COD) και το Ολικό Άζωτο (TN) υπολογίστηκε το παραγόμενο βιοαέριο, η παραγόμενη ενέργεια (35% ηλεκτρική και 65% θερμική ενέργεια) και οι ενεργειακές απαιτήσεις σε kWh ανά m³ λύματος σε ημερήσια βάση καθώς και το ενεργειακό πρόσημο από το οποίο προκύπτει αν η μονάδα είναι αυτόνομη ενεργειακά.

Πίνακας 1: Παρουσίαση διατάξεων συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»

A/A	Α' ΣΤΑΔΙΟ		Β' ΣΤΑΔΙΟ	
1	A1	Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
2			B2	Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση Nitritation – Denitritation
3			B3	Νιτρωδοποίηση - Anammox

A/A	A' ΣΤΑΔΙΟ		B' ΣΤΑΔΙΟ	
4	A2	Υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού ιλύος (Hi – CAS)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
5			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
6			B3	Νιτρωδοποίηση - Αναμμοχ
7	A3.1	Συστήματα αναερόβιας κλίνης ανοδικής ροής (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
8			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
9			B3	Νιτρωδοποίηση - Αναμμοχ
10	A3.2	Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
11			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
12			B3	Νιτρωδοποίηση - Αναμμοχ

ABSTRACT

The operation of wastewater treatment plants (WWTP) using conventional activated sludge systems (CAS) requires energy expenditure. Social and political demands for sustainable use of energy resources have prompted the water industry to find out new methods of treatment that aims to produce energy (electric & thermal) from biogas that is being produced during the treatment. In order to achieve an “energy neutral” or “energy positive” WWTP should produce electricity for covering the oxygen demands of biological reactions, the production and supply of chemicals (such as coagulants and flocculants), the transportation of sewage sludge for disposal, the heating of sludge digesters, etc.

The method “AB process” applied in Europe in the last 30 years contributes to WWTP’ energy autonomy due to the fact that it combines two stages (A, B). In the A stage organic substances contained in wastewater are removed as raw sludge while in the B stage nutrients (such as nitrogen) and residuals of organic matter are removed.

The treatment of A stage is studied with three different systems: Chemically Enhanced Primary Treatment (A1), High rate organic load systems (A2) and Anaerobic Treatment (A3). The classical method of Nitration- Denitration (B1) can be used, in order to remove the nitrogen at stage B, or a more recent method such as Nitritation – Denitritation (B2) and Nitritation – Anammox (B3).

In the thesis are examined twelve systems that combine the treatment of A and B stage for COD influent = 1 000 kg/d and TN = 100 kg/d are examined and presented in the above Table 1. The load values correspond to a flow rate $Q = 1\,667\text{ m}^3/\text{d}$ and about 8 400 people equivalents.

Table 1: Presentation of treatment systems of AB Process

A/A	A STAGE		B STAGE	
1	A1	Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT	B1	Nitration - Denitration
2			B2	Nitritation –Denitritation
3			B3	Nitritation - Anammox
4	A2	High Rate Activated Sludge, Hi- CAS	B1	Nitration - Denitration
5			B2	Nitritation –Denitritation
6			B3	Nitritation - Anammox
7	A3.1	Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB	B1	Nitration - Denitration
8			B2	Nitritation –Denitritation
9			B3	Nitritation - Anammox
10	A3.2	Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR	B1	Nitration - Denitration
11			B2	Nitritation –Denitritation
12			B3	Nitritation - Anammox

According to the calculations of the balance of Chemical Oxygen Demand and Total Nitrogen the result of the produced biogas, the produced energy (35% electric and 65% heat), the energy demands to kwh per m^3 sewage and finally the result of the capacity of the WWTP should be found either “energy neutral”, “energy – positive” or “energy consumer”.

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ

ΑΝΤΙ ΠΡΟΛΟΓΟΥ.....	I
ΠΕΡΙΛΗΨΗ	I
ABSTRACT	III
ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ ΠΙΝΑΚΩΝ	VII
ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ ΣΧΗΜΑΤΩΝ	IX
1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ.....	1
2 ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΗ ΑΝΑΣΚΟΠΗΣΗ	3
2.1 Γενικά περί «επεξεργασίας 2 σταδίων» (AB process).....	3
2.2 Α΄ στάδιο (A stage)	3
2.2.1 Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT).....	3
2.2.2 Υψηλής φόρτισης συστήματα (High Rate Activated Sludge).....	7
2.2.3 Αναερόβια συστήματα.....	10
2.3 Β΄ Στάδιο (B stage).....	16
2.3.1 Νιτροποίηση – Απονιτροποίηση.....	17
2.3.2 Νιτρωδοποίηση – Απονιτρωδοποίηση (Nitritation –Denitritation)	21
2.3.3 Αυοτροφική απομάκρυνση αζώτου (Anammox, ANaerobic AMMonia OXidation,).....	24
3 ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΟΙ ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΙ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ «ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ 2 ΣΤΑΔΙΩΝ» (AB PROCESS) ..	27
3.1 Συνοπτική παρουσίαση των διατάξεων των συστημάτων επεξεργασίας	27
3.1.1 Βασικά στοιχεία υγειονομολογικών υπολογισμών	27
3.1.2 Βασικά στοιχεία ενεργειακών υπολογισμών.....	28
3.2 Παρουσίαση των επιμέρους σταδίων των συστημάτων	30
3.2.1 Σύστημα A1 - Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)	30
3.2.2 Σύστημα A2 - Υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού ιλύος (Hi – CAS)	31
3.2.3 Σύστημα A3.1 - Συστήματα αναερόβιας κλίνης ανοδικής ροής (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)	33
3.2.4 Σύστημα A3.2 - Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR)	34
3.2.5 Σύστημα B1 – Νιτροποίηση & Απονιτροποίηση.....	35
3.2.6 Σύστημα B2 – Νιτρωδοποίηση & Απονιτρωδοποίηση	36
3.2.7 Σύστημα B3 – Νιτρωδοποίηση & Anammox	36
3.3 Παρουσίαση των συστημάτων επεξεργασίας (συνδυασμών επιμέρους σταδίων) .	37
3.3.1 1 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A1-B1 σταδίων.....	37

3.3.2	2 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α1-Β2 σταδίων.....	42
3.3.3	3 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α1-Β3 σταδίων.....	46
3.3.4	4 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α2-Β1 σταδίων.....	50
3.3.5	5 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α2-Β2 σταδίων.....	55
3.3.6	6 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α2-Β3 σταδίων.....	60
3.3.7	7 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.1-Β1 σταδίων.....	64
3.3.8	8 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.1-Β2 σταδίων.....	68
3.3.9	9 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.1-Β3 σταδίων.....	72
3.3.10	10 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.2-Β1 σταδίων.....	76
3.3.11	11 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.2-Β2 σταδίων.....	80
3.3.12	12 ^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.2-Β3 σταδίων.....	84
4	ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ.....	88
5	ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΕΣ ΑΝΑΦΟΡΕΣ	93
5.1	Ελληνικές αναφορές.....	93
5.2	Ξενόγλωσσες αναφορές.....	93

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ ΠΙΝΑΚΩΝ

Πίνακας 1: Παρουσίαση διατάξεων συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»	i
Πίνακας 2.1: Ποσοστά απομάκρυνσης με εφαρμογή της μεθόδου CEPT και σύγκριση με συμβατικά συστήματα. Προέλευση: Bourke, 2000.	5
Πίνακας 2.2: Συγκριτικός πίνακας βασικών παραμέτρων συμβατικών και συστημάτων υψηλής φόρτισης με και χωρίς σταθεροποίηση (Πηγή: Meerburg et al., 2014), μετά από προσαρμογή).....	10
Πίνακας 2.3: Αντιστοιχία θερμοκρασιών & υδραυλικού χρόνου παραμονής	11
Πίνακας 2.4: Προτεινόμενες ταχύτητες και ύψη αντιδραστήρων	12
Πίνακας 2.5: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή	17
Πίνακας 2.6: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή.	17
Πίνακας 3.1: Παρουσίαση διατάξεων συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»	27
Πίνακας 3.2: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A1 σταδίου 1 ^{ου} συστήματος	37
Πίνακας 3.3: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 1 ^{ου} συστήματος	38
Πίνακας 3.4: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 1 ^{ου} συστήματος.....	38
Πίνακας 3.5: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A1 σταδίου 2 ^{ου} συστήματος.....	42
Πίνακας 3.6: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 2 ^{ου} συστήματος.....	42
Πίνακας 3.7: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 2 ^{ου} συστήματος.....	43
Πίνακας 3.8: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A1 σταδίου 3 ^{ου} συστήματος	46
Πίνακας 3.9: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 3 ^{ου} συστήματος.....	46
Πίνακας 3.10: : Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 3 ^{ου} συστήματος.....	47
Πίνακας 3.11: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 4 ^{ου} συστήματος	50
Πίνακας 3.12: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 4 ^{ου} συστήματος.....	51
Πίνακας 3.13: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 4 ^{ου} συστήματος.....	51
Πίνακας 3.14: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 5 ^{ου} συστήματος	55
Πίνακας 3.15: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 5 ^{ου} συστήματος.....	56
Πίνακας 3.16: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 5 ^{ου} συστήματος.....	56
Πίνακας 3.17: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 6 ^{ου} συστήματος	60

Πίνακας 3.18: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 6 ^{ου} συστήματος.....	61
Πίνακας 3.19: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 6 ^{ου} συστήματος.....	61
Πίνακας 3.20: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 7 ^{ου} συστήματος.....	64
Πίνακας 3.21: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 7 ^{ου} συστήματος.....	65
Πίνακας 3.22: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 7 ^{ου} συστήματος.....	65
Πίνακας 3.23: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 8 ^{ου} συστήματος.....	68
Πίνακας 3.24: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 8 ^{ου} συστήματος.....	69
Πίνακας 3.25: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 8 ^{ου} συστήματος.....	69
Πίνακας 3.26: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 9 ^{ου} συστήματος.....	72
Πίνακας 3.27: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 9 ^{ου} συστήματος.....	73
Πίνακας 3.28: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 9 ^{ου} συστήματος.....	73
Πίνακας 3.29: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.2 σταδίου 10 ^{ου} συστήματος.....	76
Πίνακας 3.30: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 10 ^{ου} συστήματος.....	76
Πίνακας 3.31: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 10 ^{ου} συστήματος.....	77
Πίνακας 3.32: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.2 σταδίου 11 ^{ου} συστήματος.....	80
Πίνακας 3.33: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 11 ^{ου} συστήματος.....	81
Πίνακας 3.34: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 11 ^{ου} συστήματος.....	81
Πίνακας 3.35: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.2 σταδίου 12 ^{ου} συστήματος.....	84
Πίνακας 3.36: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 12 ^{ου} συστήματος.....	85
Πίνακας 3.37: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 12 ^{ου} συστήματος.....	85
Πίνακας 4.1: Συγκεντρωτικά αποτελέσματα ενεργειακής μελέτης της ΕΕΛ των 12 συστημάτων της «Επεξεργασίας 2 σταδίων».....	88

ΠΕΡΙΕΧΟΜΕΝΑ ΣΧΗΜΑΤΩΝ

Σχήμα 1.1: Όρια συστήματος ΕΕΛ σύμφωνα με το εργαλείο της ΑΚΖ. Προέλευση: Remy et al. (2011) μετά από προσαρμογή	2
Σχήμα 2.1: Διαμοριακή συνένωση λόγω συσσωμάτωσης των κολλοειδών με τα πολυμερή ..	6
Σχήμα 2.2: Αντιδραστήρας τύπου UASB. Προέλευση: Λουπασάκη (2014).....	11
Σχήμα 2.3:Εσωτερικό αντιδραστήρα UASB, Cali Colombia. Προέλευση: Van Lier, 2012.....	12
Σχήμα 2.4: Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών. Προέλευση: http://www.thembrsite.com	13
Σχήμα 2.5: Σχηματική αναπαράσταση νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Προέλευση: Φλέσσια (2006) μετά από προσαρμογή	21
Σχήμα 2.6::Ο πρώτος ANAMMOX αντιδραστήρας για την επεξεργασία υγρών λυμάτων, της Waterboard Hollandse Delta (WHSΔ), Rotterdam. (W.R. Abma et al. 2006, Ποθουλάκη 2009).	24
Σχήμα 3.1: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A1 (CEPT).....	30
Σχήμα 3.2: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A2 (Hi - CAS)	32
Σχήμα 3.3: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A3.1 (UASB)	33
Σχήμα 3.4: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A3.2 (AnMBR).....	34
Σχήμα 3.5: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B1 (Νιτροποίηση - Απονιτροποίηση)...	35
Σχήμα 3.6: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B2 (Νιτρωδοποίηση - Απονιτρωδοποίηση)	36
Σχήμα 3.7: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B3 (Νιτρωδοποίηση - Anammox)	36
Σχήμα 3.8: Ισοζύγιο COD 1 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	40
Σχήμα 3.9: Ισοζύγιο TN 1 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	41
Σχήμα 3.10: Ισοζύγιο COD 2 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	44
Σχήμα 3.11: Ισοζύγιο TN 2 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	45
Σχήμα 3.12: Ισοζύγιο COD 3 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτρωδοποίηση – Anammox B3)	48
Σχήμα 3.13: Ισοζύγιο TN 3 ^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτρωδοποίηση – Anammox B3)	49
Σχήμα 3.14: Ισοζύγιο COD 4 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	53
Σχήμα 3.15: Ισοζύγιο TN 4 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	54
Σχήμα 3.16: Ισοζύγιο COD 5 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	58
Σχήμα 3.17: Ισοζύγιο TN 5 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	59
Σχήμα 3.18: Ισοζύγιο COD 6 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – Anammox B3)	62
Σχήμα 3.19: Ισοζύγιο TN 6 ^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – Anammox B3)	63

Σχήμα 3.20: Ισοζύγιο COD 7 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	66
Σχήμα 3.21: Ισοζύγιο TN 7 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1).....	67
Σχήμα 3.22: Ισοζύγιο COD 8 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	70
Σχήμα 3.23: Ισοζύγιο TN 8 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2).....	71
Σχήμα 3.24: Ισοζύγιο COD 9 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3)	74
Σχήμα 3.25: Ισοζύγιο TN 9 ^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3).....	75
Σχήμα 3.26: Ισοζύγιο COD 10 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)	78
Σχήμα 3.27: Ισοζύγιο TN 10 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)	79
Σχήμα 3.28: Ισοζύγιο COD 11 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)	82
Σχήμα 3.29: Ισοζύγιο TN 11 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)	83
Σχήμα 3.30: Ισοζύγιο COD 12 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3).....	86
Σχήμα 3.31: Ισοζύγιο TN 12 ^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3).....	87

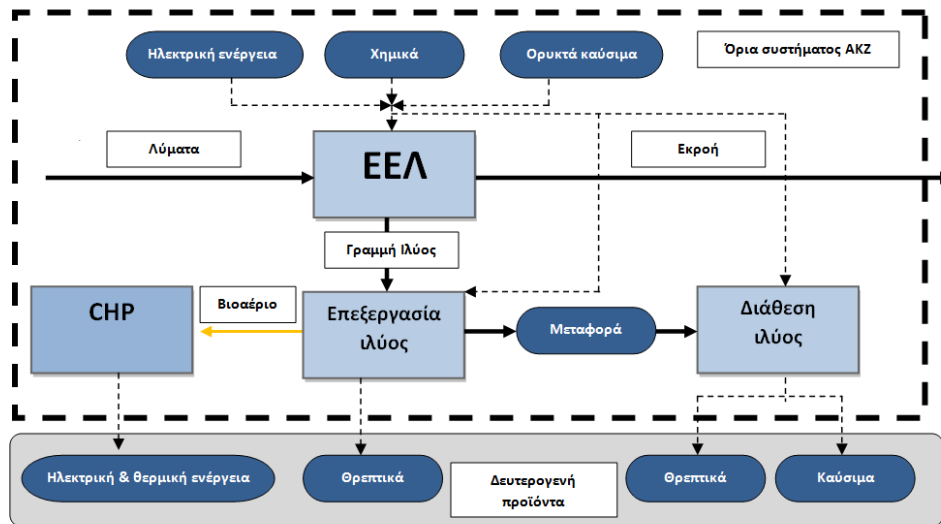
1 ΕΙΣΑΓΩΓΗ

Η κοινωνική και πολιτική τάση για την αειφόρο εκμετάλλευση των πηγών ενέργειας ώθησε τη βιομηχανία να αναπτύξει μεθόδους και διατάξεις που στοχεύουν στην εξοικονόμηση ενέργειας. Στον τομέα της διαχείρισης των υδατικών πόρων η κάλυψη των ενεργειακών αναγκών μιας τυπικής μονάδας επεξεργασίας καταλαμβάνει το μεγαλύτερο ποσοστό της ενεργειακής κατανάλωσης.

Πιο συγκεκριμένα μέρος της ενέργειας που απαιτείται μπορεί να ανακτηθεί με τη μορφή ηλεκτρικής και θερμικής ενέργειας από τη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας (Combined Heat & Power, CHP) της ΕΕΛ στην οποία διοχετεύεται τμήμα του βιοαερίου των χωνευτών και των αναερόβιων συστημάτων επεξεργασίας σε περίπτωση που χρησιμοποιούνται. Ο στόχος μετατροπής των μονάδων σε ενεργειακά αυτόνομες (“energy neutral”) ή και ενεργειακά προσοδοφόρες (“energy positive”) δεν μοιάζει πλέον ουτοπικός χάρη στη συνεχή βελτιστοποίηση των εργαλείων διαχείρισης των υδάτων κυρίως για τα συστήματα που απαιτούν ευνοϊκά όρια ποιότητας στην έξοδο της επεξεργασίας όπως υποστηρίζουν οι Haberkern et al. (2008) (Remy et al, 2011).

Μια πιο παραδοσιακή μελέτη του ενεργειακού ισοζυγίου μιας ΕΕΛ περιλαμβάνει μόνο τη μελέτη που αφορά στην παραγωγή και κατανάλωση αυτών των δύο μορφών ενέργειας (ηλεκτρική και θερμική). Μια πιο ολιστική αντιμετώπιση της ενεργειακής μελέτης της ΕΕΛ περιλαμβάνει και επιμέρους ενεργειακές απαιτήσεις και καταναλώσεις που σχετίζονται με την παρασκευή και την προσθήκη κροκιδωτικών στην επεξεργασία, τη μεταφορά των λυμάτων, τη θέρμανση των χωνευτών, την ξήρανση της λύος κλπ. Χρήσιμο εργαλείο στη σύγχρονη αυτή προσέγγιση αποτελεί η Ανάλυση του Κύκλου Ζωής (ΑΚΖ) της ΕΕΛ (ISO 14040/44). Τόσο οι πρωτεύουσες (π.χ. κάλυψη απαιτήσεων αερισμού) όσο και οι δευτερεύουσες (π.χ. λειτουργία Η/Μ εξοπλισμού) ενεργειακές ανάγκες της μονάδας επεξεργασίας λυμάτων μπορούν να ποσοτικοποιηθούν και να παρακολουθηθούν με τη χρήση ενδεικτικών παραμέτρων και να αξιολογηθούν ως προς τις περιβαλλοντικές τους επιπτώσεις (π.χ. ενεργειακό αποτύπωμα CO₂). Στο Σχήμα 1.1 που ακολουθεί παρουσιάζονται οι εισροές και εκροές του «συστήματος» της ΕΕΛ όπως αντιμετωπίζεται στο πλαίσιο της ΑΚΖ.

Μέσω αυτής της προσέγγισης μπορεί να εξασφαλιστεί παραγωγή ενέργειας και θερμότητας από τη μονάδα συμπαραγωγής, ανάκτηση πρωτογενών υλικών από τα λύματα (άζωτο, φώσφορο, καυστικό νάτριο), παραγωγή βιοκαυσίμων (βιοαερίου) από την επεξεργασία της λύος και χρησιμοποίησή τους αντί ορυκτών καυσίμων (λιγνίτη, λιθάνθρακα). Γενικότερα η μεθοδολογία που στηρίζεται στην ΑΚΖ μπορεί να ελέγξει συνολικά το βαθμό λήψης κατάλληλων μέτρων και εφαρμογής βελτιωμένων τεχνικών ώστε να μην επιβαρύνεται το περιβάλλον (Remy et al., 2011).



Σχήμα 1.1: Όρια συστήματος ΕΕΛ σύμφωνα με το εργαλείο της ΑΚΖ. Προέλευση: Remy et al. (2011) μετά από προσαρμογή

Στο πλαίσιο της ανά χειράς μεταπτυχιακής εργασίας γίνεται διερεύνηση επιμέρους συστημάτων που στηρίζονται σε έναν πρωτοποριακό τρόπο επεξεργασίας των λυμάτων **σε 2 στάδια Α' και Β' (AB process)** με στόχο την παραγωγή ενέργειας κατά την επεξεργασία. για την κάλυψη σε πρώτη φάση των ενεργειακών απαιτήσεων της μονάδας και ακολούθως την παραγωγή πλεονάσματος ενέργειας. Το Α' στάδιο χρησιμοποιεί επιμέρους διατάξεις στοχεύοντας στην απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα ενώ το Β' στάδιο αφορά στην επεξεργασία με στόχο την πρόσθετη απομάκρυνση οργανικού άνθρακα και θρεπτικών.

Η εργασία περιλαμβάνει τέσσερα βασικά κεφάλαια συμπεριλαμβανομένης της παρούσας εισαγωγής (κεφάλαιο 1).

Στο δεύτερο κεφάλαιο γίνεται βιβλιογραφική ανασκόπηση που αφορά στη λειτουργία και τη μέχρι σήμερα εμπειρία από τα επιμέρους συστήματα επεξεργασίας του Α' και του Β' σταδίου αντίστοιχα. Η «επεξεργασία των 2 σταδίων» στο πλαίσιο της συγκεκριμένης εργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό επτά επιμέρους συστημάτων.

Στο τρίτο κεφάλαιο υπάρχει σαφής διάκριση σε δύο επιμέρους κεφάλαια πέραν των εισαγωγικών βασικών παραμέτρων σχεδιασμού. Αφενός παρουσιάζονται οι βασικές παραδοχές που έχουν ληφθεί υπόψη κατά το σχεδιασμό για καθένα από τα επιμέρους επτά συστήματα και αφετέρου παρουσιάζονται οι 12 δυνατοί συνδυασμοί για τους οποίους έχουν καταστρωθεί τα ισοζύγια COD και TN, έχει υπολογιστεί το παραγόμενο βιοαέριο, η παραγόμενη ηλεκτρική και θερμική ενέργεια από τη μονάδα συμπαραγωγής θερμότητας και ηλεκτρισμού και οι ενεργειακές απαιτήσεις για καθένα από τους επιμέρους συνδυασμούς.

Τέλος στο τέταρτο κεφάλαιο παρουσιάζονται κάποια συμπεράσματα που αφορούν τα τελικά συμπεράσματα που προκύπτουν από την διερεύνηση τόσο του Α' σταδίου επεξεργασίας όσο και των συνδυασμών των επτά επιμέρους συστημάτων Α' και Β' σταδίου, που μελετήθηκαν στο πλαίσιο της παρούσας μεταπτυχιακής εργασίας.

2 ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΗ ΑΝΑΣΚΟΠΗΣΗ

2.1 Γενικά περί «επεξεργασίας 2 σταδίων» (AB process)

Η λειτουργία μιας τυπικής μονάδας επεξεργασίας απαιτεί τη συνεχή κατανάλωση ενέργειας. Ωστόσο αν μελετηθεί με κατάλληλα μέσα η λειτουργία της δίνεται η δυνατότητα παραγωγής βιοαερίου σε βαθμό τέτοιο που να καλύπτει τις ανάγκες της και να παράγει και πλεόνασμα ενέργειας.

Η μέθοδος «επεξεργασίας 2 σταδίων» έχει κάνει την εμφάνιση της στην Ευρώπη τα τελευταία 30 χρόνια από τις αρχές της δεκαετίας του '80. Το Α' στάδιο της μεθόδου συνιστά την απομάκρυνση των οργανικών ουσιών από τα λύματα ενώ το Β' στάδιο αφορά στην απομάκρυνση των θρεπτικών όπως του αζώτου και του φωσφόρου σε συνδυασμό με τα υπολείμματα οργανικού άνθρακα του Α' σταδίου. Η παραγόμενη ιλύς που προέρχεται και από τα δύο στάδια υπόκειται σε αναερόβια χώνευση. Το παραγόμενο βιοαέριο που περιλαμβάνει σε ποσοστό περίπου 65% μεθάνιο (CH₄) και 35% διοξείδιο του άνθρακα (CO₂) και λοιπά αέρια μετατρέπεται σε ενέργεια στη μονάδα συμπαραγωγής θερμότητας και ηλεκτρισμού (CHP).

Η ονομασία της μεθόδου «AB process» σύμφωνα με την αγγλική ορολογία προέρχεται από τους επιμέρους αγγλικούς όρους «Absorption», «Bio-oxidation» δηλαδή «Απορρόφηση», «Βιο – οξείδωση» που αντικατοπτρίζουν δύο βασικούς μηχανισμούς επεξεργασίας των λυμάτων σε καθένα από τα επιμέρους στάδια Α, Β. Στην ελληνική γλώσσα χρησιμοποιείται ο όρος «επεξεργασία 2 σταδίων» (Fukuzaki et al, 2015).

Προτεινόμενα συστήματα επεξεργασίας στο Α' στάδιο είναι:

- Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)
- Υψηλής φόρτισης συστήματα (High Rate Activated Sludge, Hi - CAS)
- Αναερόβια συστήματα επεξεργασίας (UASB, AnMBR)

Προτεινόμενα συστήματα επεξεργασίας στο Β' στάδιο είναι:

- Νιτροποίηση - Απονιτροποίηση
- Νιτρωδοποίηση – Απονιτρωδοποίηση
- Αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου ή αναερόβια οξείδωση της αμμωνίας (Anammox, ANaerobic AMMonia OXidation,)

Πιλοτικές μονάδες εφαρμογής της «επεξεργασίας 2 σταδίων» λειτουργούν σε χώρες της Ευρώπης όπως Αυστρία (Strass) και Σουηδία αξιοποιώντας συστήματα κατά προτίμηση υψηλής φόρτισης (Jonasson, 2007) αλλά και σε Ασία (Ιαπωνία, Σιγκαπούρη) και Αμερική (Wan et al, 2015).

2.2 Α' στάδιο (A stage)

2.2.1 Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)

Η μέθοδος αυτή (CEPT) περιλαμβάνει τη συσσωμάτωση, την κροκίδωση και την καθίζηση κροκίδων που έχουν δημιουργηθεί από τα μικρά σωματίδια των λυμάτων. Οι εν λόγω

διεργασίες στηρίζονται στην αύξηση του ποσοστού και της απόδοσης της βαρυτικής καθίζησης λόγω συσσωμάτωσης και κροκιδώσης, όπως περιγράφεται από το νόμο του Stoke σύμφωνα με τον οποίο, για σχετικά μικρές ταχύτητες, η δύναμη της τριβής F_T που δυσχεραίνει την κίνηση του σώματος, είναι ανάλογη ενός συντελεστή μορφής του σώματος K (για σφαίρα $K=6\pi r$), της ταχύτητας κίνησης v και του συντελεστή εσωτερικής τριβής η του υγρού.

Αυτό επιτυγχάνεται με την προσθήκη μικρών δόσεων μεταλλικών αλάτων κατά κύριο λόγο σιδήρου και αργιλίου ως κροκιδωτικών. Τα κροκιδωτικά έχουν θετικό φορτίο το οποίο εξουδετερώνει το συνήθως αρνητικό φορτίο των σωματιδίων των λυμάτων. Αυτό έχει ως αποτέλεσμα το σχηματισμό μεγάλων κροκίδων που καθιζάνουν γρηγορότερα. Ακόμη η προσθήκη ανιονικών πολυμερών δημιουργεί αιωρούμενα σωματίδια τα οποία κατακρημνίζονται συμπαρασυρόμενα από τις κροκίδες που έχουν ήδη δημιουργηθεί αυξάνοντας ακόμη περισσότερο το βαθμό καθιζησιμότητας. Η αύξηση του ρυθμού καθίζησης έχει ως αποτέλεσμα τη μείωση του χρόνου παραμονής του συστήματος με αποτέλεσμα να αυξάνεται ο όγκος των λυμάτων προς επεξεργασία. Σύμφωνα με τους Chagnon & Harleman (2001) οι δεξαμενές καθίζησης στις οποίες επιλέγεται η επεξεργασία των λυμάτων με αυτή τη μέθοδο -τη χρήση χημικών- λειτουργούν παράγοντας διπλάσια παροχή επεξεργασμένης εκροής σε σχέση με ενός αντίστοιχου συμβατικού συστήματος διατηρώντας ταυτόχρονα υψηλούς βαθμούς απομάκρυνσης τόσο των ολικών αιωρούμενων στερεών όσο και του βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου.

Επομένως με τη χρήση των τεχνολογιών της χημικά υποβοηθούμενης καθίζησης όχι μόνο βελτιώνεται η δυνατότητα επεξεργασίας των λυμάτων αλλά και η απόδοση απομάκρυνσης των στερεών, του οργανικού άνθρακα και του φωσφόρου όπως μπορεί να διαπιστωθεί και από τον πίνακα 2.1 που ακολουθεί. Λόγω της απομάκρυνσης των κολλοειδών ($BOD_{\text{κολλοειδών}}$) η αύξηση του ποσοστού της απομάκρυνσης των ολικών στερεών είναι μικρότερη από την αντίστοιχη αύξηση του ποσοστού της απομάκρυνσης του BOD μεταξύ των χημικά υποβοηθούμενων συστημάτων και των συμβατικών. Οι υποδομές της εν λόγω επεξεργασίας είναι μικρότερες των συμβατικών με αποτέλεσμα τη μείωση του κόστους κεφαλαίου.

Επιπλέον η εφαρμογή των χημικών δίνει τη δυνατότητα μείωσης των διαστάσεων των κατάντη δεξαμενών. Με τη μέθοδο αυτή λόγω της απομάκρυνσης μεγάλο ποσοστό ολικών στερεών αυξάνεται η παραγωγή ιλύος. Πιο συγκεκριμένα σύμφωνα με τους Morissey & Harleman (1992) η παραγωγή της ιλύος σε σχέση με το συμβατικό σύστημα αυξήθηκε κατά 45% εκ των οποίων το 33% οφείλεται στα στερεά που είναι προσκολλημένα στις κροκίδες. Η ιλύς που προέρχεται από αυτή την επεξεργασία και είναι εμπλουτισμένη με χημικά κρίνεται καταλληλότερη για την παραγωγή βιοαερίου μέσω της αναερόβιας χώνευσης όπως διατυπώνουν οι Diamantis et al. (2013). Στις μονάδες που χρησιμοποιούν τη μέθοδο CEPT για την επεξεργασία των λυμάτων συνήθως χρησιμοποιούνται τυπικές τιμές μεταλλικών αλάτων όπως χλωριούχος σίδηρος μικρότερες των 25 mg/l, συνήθως σε συνδυασμό με μια μικρή δόση ανιονικού πολυμερούς που κυμαίνονται μεταξύ 0.2-0.5 mg/l (Bourke, 2000). Οι τιμές των δόσεων αυτών λαμβάνονται προκειμένου να μην παράγεται μεγάλη ποσότητα ιλύος κάτι που στην εφαρμογή της μεθόδου CEPT στην «επεξεργασία δύο σταδίων A/B» δεν κρίνεται σκόπιμο καθώς στόχο αποτελεί η ολοένα και αυξανόμενη παραγωγή ιλύος.

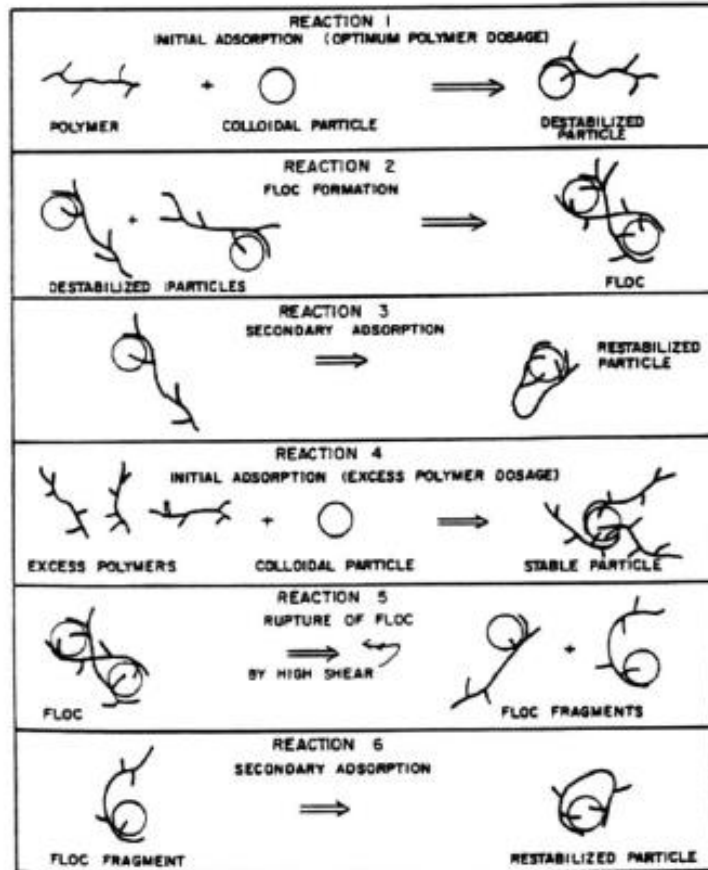
Πίνακας 2.1: Ποσοστά απομάκρυνσης με εφαρμογή της μεθόδου CEPT και σύγκριση με συμβατικά συστήματα.
 Προέλευση: Bourke, 2000.

% Απομάκρυνση	CEPT	Επεξεργασία με συμβατικά συστήματα
Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS)	75-85%	60%
Βιοχημικά απαιτούμενο οξυγόνο (BOD5)	55-65%	30%
Φώσφορο (P)	55-85%	30%
Άζωτο (N)	30%	30%

Η **συσσωμάτωση** που συχνά αναφέρεται και ως μερική αποσταθεροποίηση συνιστά τη συνένωση μικρών σωματιδίων σε μεγαλύτερα. Περιλαμβάνει τη διαδικασία της καθίζησης κατά την οποία χημικές αντιδράσεις μετατρέπουν διαλυμένα συστατικά σε στερεό. Με την ίδια διαδικασία γίνεται και η απομάκρυνση του φωσφόρου. Η συσσωμάτωση αποτελείται από 3 επιμέρους στάδια. Αρχικά λόγω της προσθήκης των μεταλλικών αλάτων καθιζάνουν τα λύματα με τη μορφή υδροξειδίων των μετάλλων που δημιουργούνται. Μαζί συμπαρασύρονται και μικρά κολλοειδή. Δεύτερο στάδιο αποτελεί η εξουδετέρωση του φορτίου κατά την οποία τα κροκιδωτικά που είναι φορτισμένα θετικά εξουδετερώνονται από τα αρνητικά φορτισμένα σωματίδια των λυμάτων. Στα θετικά φορτισμένα κροκιδωτικά περιλαμβάνονται μεταλλικά άλατα όπως το θειικό σίδηρο αλλά και τα κατιονικά πολυμερή. Τα εν λόγω πολυμερή λειτουργούν συμπιέζοντας το διάχυτο στρώμα γύρω από τα μόρια με αποτέλεσμα να αναπτύσσονται όλο και ισχυρότερες δυνάμεις Van der Waals που φέρνουν τις επιμέρους κροκίδες πιο κοντά και τις κάνουν μεγαλύτερες. Το φαινόμενο αυτό υποβοηθάται από την ιδιότητα των κατιονικών πολυμερών να απορροφούν μόρια λυμάτων με αποτέλεσμα αφενός την αύξηση του μεγέθους τους και αφετέρου την ταχύτητα καθιζησιμότητας. Απαραίτητη προϋπόθεση για να πραγματοποιηθεί η εν λόγω διεργασία είναι να αρχίσει η ανάμειξη των λυμάτων αμέσως μόλις προστεθούν τα κροκιδωτικά. Αυτό επιτυγχάνεται ευκολότερα αν επιλεγεί να γίνει η ρίψη των κροκιδωτικών στο σύστημα άντλησης που εκ των πραγμάτων η τύρβη είναι μεγάλη. Στο τρίτο στάδιο γίνεται η γεφύρωση των μορίων των λυμάτων. Η συγκεκριμένη διαδικασία διευκολύνεται όταν οι επιφάνειες των μορίων έχουν πρακτικά ουδέτερο φορτίο. Δημιουργείται μια «γέφυρα» από ένα μεγάλο πολυμερές ανάμεσα στα μόρια των λυμάτων μεταξύ των οποίων αναπτύσσονταν απωστικές δυνάμεις. Μέσα σε μικρό χρονικό διάστημα δημιουργείται ένα δίκτυο γεφυρών και συσσωματωμένων μορίων, οι κροκίδες (Σχήμα 2.1).

Η **κροκίδωση**, που συχνά αναφέρεται ως μοριακή μεταφορά, αποτελεί τη συνάθροιση των συσσωματωμένων μορίων προκειμένου να δημιουργήσουν μεγαλύτερες ομάδες μορίων ή κροκίδες. Παρόλο που η συσσωμάτωση απαιτεί συνθήκες ταχείας ανάδευσης, η κροκίδωση απαιτεί αργή ανάδευση. Αυτή η διαδικασία φέρνει κοντά όλα τα αποσταθεροποιημένα μόρια με αποτέλεσμα τις μεταξύ τους συγκρούσεις. Οι συγκρούσεις που προκαλούνται οφείλονται στη δράση τριών μηχανισμών: κινήσεις Brown (περικινητική κροκίδωση), διατμητικές τάσεις (ορθοκινητική κροκίδωση), και διαφορική καθίζηση (ειδική περίπτωση ορθοκινητικής κροκίδωση). Οι κινήσεις Brown οφείλονται στη θερμική ενέργεια του υγρού και είναι πρωταρχικής σημασίας για τις συγκρούσεις μεταξύ των μορίων με μέγεθος μικρότερο το 1 μμ. Οι διατμητικές δυνάμεις προέρχονται λόγω της κίνησης του υγρού η οποία προκαλείται από την ανάδευση. Η διαφορική καθίζηση είναι αποτέλεσμα της δράσης εξωτερικών δυνάμεων (όπως η βαρύτητα) στα σωματίδια με αποτέλεσμα μερικά από αυτά να

καθιζάνουν γρηγορότερα. Βάσει αυτού κάποιες συγκρούσεις γίνονται κατακόρυφα καθώς τα μεγαλύτερα μόρια «συγκρούονται» με μικρότερα όπως τα κολλοειδή. Πρέπει ωστόσο να σημειωθεί ότι η γρήγορη ανάδευση μπορεί να έχει αρνητικές επιδράσεις στους μηχανισμούς της κροκίδωσης προκαλώντας διάσπαση των άρτι σχηματισθέντων κροκίδων (Bourke Jr, 2000).



Σχήμα 2.1: Διαμοριακή συνένωση λόγω συσσωμάτωσης των κολλοειδών με τα πολυμερή

Τα χημικά που χρησιμοποιούνται είναι τα ίδια με αυτά που χρησιμοποιούνται και για την επεξεργασία το πόσιμο νερού και πρακτικά δεν εντοπίζονται υπολείμματα μετάλλων στο υπερκείμενο υγρό.

Για την εφαρμογή των χημικών στις μονάδες επεξεργασίας λυμάτων χρησιμοποιείται συνήθως μια δεξαμενή καθίζησης αποκλειστικά για τον σκοπό αυτό ή λίμνες σταθεροποίησης ή παραλλαγές του πρωτοβάθμιου συμβατικού συστήματος επεξεργασίας. Οι δύο τελευταίες διατάξεις χρησιμοποιούνται για υποδιαστασιοποιημένα συστήματα επεξεργασίας (Harleman and Murcott, 1992).

Οι Wan et al. (2016) αναφέρουν ότι η εν λόγω μέθοδος δεν προάγει την απομάκρυνση διαλυτού COD από τα αστικά λύματα με αποτέλεσμα η εκροή του Α σταδίου να είναι σημαντικά υψηλή με αποτέλεσμα να μην παρεμποδίζει την ανάπτυξη των βακτηρίων Anaptnox έναντι των απονιτροποιητικών ετεροτροφικών βακτηρίων στο Β στάδιο που ακολουθεί. Ως εκ τούτου επιλέγεται η απομάκρυνση του αζώτου μέσω νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης.

2.2.2 Υψηλής φόρτισης συστήματα (High Rate Activated Sludge)

(α) Συστήματα υψηλής φόρτισης ενεργού ιλύος (High Rate Conventional Activated Sludge, Hi - CAS)

Τα τελευταία χρόνια παρατηρείται αξιοσημείωτο ενδιαφέρον γι' αυτού του είδους τα συστήματα καθώς δίνουν τη δυνατότητα απομάκρυνσης σωματιδιακού και διαλυτού οργανικού άνθρακα καθώς και κολλοειδών παράγοντας υψηλή ποσότητα λάσπης. Η διάταξη αυτών των συστημάτων περιλαμβάνει: μια δεξαμενή επαφής (contact tank) ή χρόνο επαφής όταν πρόκειται για αντιδραστήρες διακοπτόμενου έργου (SBR) στην οποία η ανακυκλοφορούμενη ιλύς αναμιγνύεται πλήρως με το εισερχόμενο λύμα κάτω από αερόβιες συνθήκες, μια δεξαμενή καθίζησης ακολούθως (ή στάδιο καθίζησης). Τα εν λόγω συστήματα λειτουργούν με χαμηλό υδραυλικό χρόνο (HRT) (<30min) προκειμένου να εξασφαλίζεται απομάκρυνση οργανικών της τάξεως 50%-70%, με φόρτιση 2-10 grBOD/grVSS-d ιδιαίτερα υψηλή συγκρινόμενη με τα συμβατικά συστήματα ενεργού ιλύος που λειτουργούν με φόρτιση 0,25 kgBOD/kg VSS-d, με χρόνο παραμονής στερεών μεταξύ μερικών ωρών και 2d (Bohnke et al., 1997; Metcalf and Eddy, 2003) έναντι 8-10 d των συμβατικών. Υπό τέτοιες υψηλές φορτίσεις και τόσο χαμηλούς χρόνους παραμονής η απόδοση της παραγόμενης ιλύος είναι υψηλή λόγω της ελαττωμένης φθοράς της βιομάζας κατά την ενδογενή αναπνοή και της πρακτικά ελάχιστης οξειδωσης του απομακρυνόμενου οργανικού φορτίου. Η παραγωγή του μεθανίου αυξάνεται λόγω των χαμηλών χρόνων παραμονής που επιλέγονται σε τέτοιου είδους συστήματα καθιστώντας τις μονάδες ενεργειακά αυτόνομες. Χαρακτηριστικό παράδειγμα εφαρμογής αποτελεί η ΕΕΛ στην πόλη Strass της Αυστρίας (Wett et al., 2007). Η εν λόγω διαδικασία στηρίζεται στην απομάκρυνση του οργανικού υλικού μέσω απορρόφησης (π.χ. βιο-κροκίδωση) και συσσώρευσης (storage). Η βιολογική απορρόφηση αποτελεί φυσικοχημική μέθοδο κατά την οποία γίνεται προσκόλληση ρύπων (οργανικών μορίων και βαρέων μετάλλων) σε μικροοργανισμούς ή κροκίδες χωρίς να πραγματοποιείται απευθείας αερόβια ή αναερόβια βιοδιάσπαση (ανεξάρτητη του μεταβολισμού) (Aksu, 2005). Σύμφωνα με τον ίδιο ερευνητή καθώς και με τους Vijayaraghavan and Yun (2008), έχει αποδειχθεί ότι απομακρύνονται αποτελεσματικά από τα λύματα οι αργά βιοδιασπάσιμοι και οι μη βιοδιασπάσιμοι ρύποι. Η βιολογική απορρόφηση στηρίζεται στην υπόθεση ότι η απομάκρυνση του BOD από τους βιολογικούς αντιδραστήρες οφείλεται σε τρεις διακριτές διεργασίες που διαδέχονται η μια την άλλη. Αρχικά οι οργανικές ενώσεις τόσο οι διαλυτές όσο και οι σωματιδιακές προσκολλώνται σε κροκίδες μέσω της δράσης φυσικοχημικών μεθόδων (προσρόφηση). Ακολούθως οι προσροφημένες ενώσεις υδρολύονται από εξωκυτταρικά ένζυμα σε μικρότερες διαλυτές ενώσεις και απορροφώνται από το κύτταρο προκειμένου να πραγματοποιήσουν τις αναβολικές και τις καταβολικές του διεργασίες (Bunch and Griffin, 1987).

Το πρώτο στάδιο που γίνεται η προσρόφηση είναι σχετικά «γρήγορο» (15-30 min) σε σύγκριση με τα άλλα δύο. Ωστόσο η μέγιστη δυνατή απορρόφηση του διαλυτού υποστρώματος δεν είναι εύκολο να ανιχνευθεί και να διαπιστωθεί στην πράξη. Η προσρόφηση αξιοποιείται περισσότερο από τα υψηλής φόρτισης συστήματα καθώς ο χρόνος επαφής που χρησιμοποιείται στα συστήματα αυτά διαρκεί όσο περίπου και η διαδικασία της προσρόφησης με αποτέλεσμα να μεγιστοποιείται και η απόδοση της διεργασίας σε συνδυασμό με την υψηλή φόρτιση (Tan and Chua, 1997; Zhao et al., 2000). Οι Guellil et al. (2001) αναφέρουν ότι το 45% της ποσότητας των αστικών λυμάτων που δεν καθιζάνει απομακρύνεται μέσω των διεργασιών της βιο – απορρόφησης. Συγκεκριμένα παρατήρησαν

σταθερές συνθήκες μετά από 20 – 40 min και η συνολική ποσότητα που προσροφήθηκε ανήλθε στα 40-100mg COD/gr VSS. Η βιολογική απορρόφηση των οργανικών πιθανότερο είναι να οφείλεται στην απέκκριση των εξωκυτταρικών πολυμερών ουσιών (extracellular polymeric substances, EPS) (Meerburg et al, 2014).

Τα συστήματα υψηλής φόρτισης είναι πολύ δυναμικά καθώς χαρακτηρίζονται από χαμηλής διάρκειας χρόνους επαφής και παραμονής στερεών με αποτέλεσμα όταν η λάσπη εκτίθεται σε τέτοιες συνθήκες να μεταβαίνει από μια κυρίαρχη φάση ανάπτυξης σε μια φάση αποθήκευσης (Daigger and Grady, 1982), η οποία χαρακτηρίζεται σύμφωνα με τους Majone et al. (1999) από πρόσληψη και μετατροπή του εύκολο - διασπάσιμου BOD σε αποθηκευτικά πολυμερή με τη μορφή πολυσακχαριτών ή πολυϋδροξυαλκανοϊκών αλάτων (PHA). Η λάσπη που εκτίθεται σε συνθήκες «πείνας» και χρησιμοποιείται ως επί το πλείστον σε συστήματα CS που θα αναλυθούν στην ακόλουθη υποπαράγραφο ή σε συστήματα διακοπτόμενου κύκλου λειτουργίας (SBR) είναι πιο πιθανό να παρουσιάσει αποθηκευτική ικανότητα. Οι Cech and Chudoba (1982) διαπίστωσαν ότι η τροφοδότηση αυτού του είδους της ιλύος με γλυκόζη κατά διαστήματα παρουσίασε συγκέντρωση της τάξης των 600-750mg/g_{γλυκόζης} ενώ η τροφοδότηση της με συνεχή τρόπο παρουσίαζε συγκέντρωση ίση με 174mg/g_{γλυκόζης}. Η παρατηρούμενη απόδοση της αποθηκευτικής ικανότητας (storage response) αυξάνεται σημαντικά όπως συμβαίνει και με τη βιολογική απορρόφηση στα αερόβια συστήματα επεξεργασίας (Gujer and Jenkiks, 1975). Η παραγωγή PHA επηρεάζεται θετικά από τους χαμηλούς χρόνους παραμονής στερεών καθώς η γενετική κοινότητα των συγκεκριμένων βακτηρίων εναλλάσσεται πολύ γρήγορα (Chua et al., 2003).

(β) Συστήματα υψηλής φόρτισης ενεργού ιλύος με σταθεροποίηση (High Rate Contact – Stabilization, Hi-CS)

Για να γίνουν ενεργειακά «πιο προσοδοφόρες» οι ΕΕΛ που εφαρμόζονται τα υψηλής φόρτισης συστήματα είναι απαραίτητη η δέσμευση του οργανικού υλικού που συνεπάγεται τη δράση των μηχανισμών απορρόφησης και συσσώρευσης του υποστρώματος έναντι της οξειδωσής του. Η διαδικασία επαφής – σταθεροποίησης (Contact – Stabilization, CS) συντείνει στη δράση των μηχανισμών απορρόφησης και συσσώρευσης. Σε ένα σύστημα υψηλής φόρτισης με σταθεροποίηση η ανακυκλοφορούμενη ιλύς αερίζεται κατά τη διάρκεια ενός σταδίου σταθεροποίησης ή σε μια επιμέρους δεξαμενή σταθεροποίησης για μερικές ώρες για να αναγεννηθεί ενώ στη συνέχεια αναμειγνύεται με τα εισερχόμενα λύματα σε ένα κατά προτίμηση ανοξικό στάδιο επαφής (contact) ή σε μια ανοξική δεξαμενή για πολύ μικρό χρονικό διάστημα (μερικές ώρες έως μερικές μέρες) μέχρι να απομακρυνθεί το υπόστρωμα. Μετά την καθίζηση η επεξεργασμένη εκροή απορρίπτεται στον αποδέκτη και η παραγόμενη ιλύς επιστρέφει στο στάδιο σταθεροποίησης με αποτέλεσμα να δημιουργείται μια ενδιάμεση βαθμίδα υποστρώματος μεταξύ του σταδίου επαφής και του σταδίου σταθεροποίησης η οποία έχει ως συνέπεια την έκθεση των μικροοργανισμών σε συνθήκες «πείνας» ευνοώντας την απορρόφηση και την αποθήκευση του υποστρώματος (Chudoba et al., 1973; Daigger and Grady, 1982).

Στα συστήματα υψηλής φόρτισης με σταθεροποίηση, Hi-CS μεγιστοποιείται η παραγωγή χημικής ενέργειας με τη μορφή βιοαερίου με ελάχιστη φόρτιση 2 gr BOD/gr VSS – d και με μέγιστο χρόνο παραμονής στερεών 2d. Αυτά τα συστήματα μπορούν να συνδυάσουν τα πλεονεκτήματα της υψηλής φόρτισης όπως υψηλή παραγωγή βιομάζας, μικροί χρόνοι παραμονής στερεών και χαμηλά ποσοστά οξείδωσης του υποστρώματος καθώς και τα πλεονεκτήματα των συστημάτων CS όπως την αποτελεσματική απομάκρυνση του οργανικού

υλικού σε πολύ μικρούς χρόνους επαφής εκμεταλλευόμενοι τη γρήγορη απορρόφηση και αποθηκευτικότητα του υποστρώματος από τους μικροοργανισμούς που είναι εκτεθειμένοι σε συνθήκες «πείνας» (Huang and Li, 2000). Σε παρόμοια συμπεράσματα σχετικά με την υψηλή απόδοση των συστημάτων αυτών για την απομάκρυνση του υποστρώματος καταλήγουν και οι Zhao et al., 2000. Ωστόσο για να καταφέρουν αυτά τα συστήματα να αποδώσουν ικανοποιητικότερα από όλα τα υπόλοιπα θα πρέπει να δοθεί ιδιαίτερη έμφαση και προσοχή στην επιλογή του κατάλληλου χρόνου παραμονής στερεών, στο λόγο χρόνου επαφής/χρόνου σταθεροποίησης (t_c/t_s) και στην εξασφάλιση της λειτουργίας διαχωρισμού υγρών/στερεών του συστήματος.

Σύμφωνα με αποτελέσματα της μελέτης που διεξήγαγε ο Winckel (2014) **σχετικά με την απόδοση της απομάκρυνσης του COD** στις παραπάνω παραλλαγές συστημάτων προέκυψε ότι:

- Οι υψηλής φόρτισης αντιδραστήρες επιτυγχάνουν χαμηλή απομάκρυνση του COD της τάξης του 40-55% συγκρινόμενοι με τους συμβατικούς χαμηλής φόρτισης λόγω της επιλογής μικρών χρόνων παραμονής στερεών καθώς και υδραυλικών χρόνων που αφήνουν σημαντικό ποσοστό υποστρώματος χωρίς να διασπαστεί (Haider et al., 2003). Ποσότητα COD που δεν προλαβαίνει να διασπαστεί σε αυτό το στάδιο και φεύγει με την εκροή απομακρύνεται κάτω από αερόβιες ή ανοξικές συνθήκες στο Β' στάδιο που ακολουθεί μέσω των διεργασιών που εφαρμόζονται για την απομάκρυνση του αζώτου (De Clippeleir et al., 2013). Σε κάθε περίπτωση η συγκεκριμένη εκροή επηρεάζει το σύστημα και τον τρόπο επεξεργασίας που θα χρησιμοποιηθεί ακολούθως για την απομάκρυνση του αζώτου. Η λειτουργία του αντιδραστήρα υψηλής φόρτισης των συστημάτων Hi-CAS είναι αποδοτικότερη με ενεργό χρόνο παραμονής στερεών $1,39 \pm 0,83$ d. Οι αντιδραστήρες τύπου Hi-CS δεν επέτυχαν ιδιαίτερα υψηλή απόδοση ως προς την απομάκρυνση του COD και κυρίως στα συστήματα που επιλέχθηκε χρόνος επαφής (t_c) περίπου ίσος με χρόνο σταθεροποίησης (t_s) η απομάκρυνση του διαλυτού COD ήταν ιδιαίτερα χαμηλή. Ωστόσο όσον αφορά στην απομάκρυνση του συνολικού COD είναι ανεξάρτητη του λόγου χρόνου επαφής προς χρόνο σταθεροποίησης ενώ δεν παρατηρούνται σημαντικές διαφοροποιήσεις ανάμεσα στα ποσοστά απομάκρυνσης του συνολικού και του διαλυτού COD γεγονός που υποδεικνύει ότι η απομάκρυνση του διαλυτού κλάσματος του COD κατέχει σημαντικότερο ρόλο. Η σύνθεση των εισερχόμενων λυμάτων δεν επηρεάζει σε σημαντικό βαθμό τα ποσοστά απομάκρυνσης του COD.
- Το ποσοστό οξείδωσης του υποστρώματος (αυτό που μετατρέπεται σε διοξείδιο του άνθρακα CO_2) ήταν πολύ χαμηλό στα συστήματα τύπου Hi-CS και προσέγγιζε σχεδόν μηδενικές τιμές για λόγο $t_c/t_s = 0.14d$. Η οξείδωση του υποστρώματος ανιχνεύθηκε μέσω μετρήσεων SOUR. Το ποσοστό απομάκρυνσης COD σύμφωνα με όσα προαναφέρθηκαν ήταν υψηλότερο στους συμβατικούς αντιδραστήρες ενεργού ιλύος (74%) σε σχέση με τους αντιδραστήρες υψηλής φόρτισης Hi-CAS (32-55%) και Hi-CS (32-40%) αντίστοιχα. Αντίθετα τα ποσοστά του COD που ανακτώνται από τη λάσπη ήταν υψηλότερα στους αντιδραστήρες HiCS (περίπου 40%) για λόγο $t_c/t_s = 0.14d$. Αν ωστόσο εξασφαλιστεί και καλή λειτουργία του συστήματος για το διαχωρισμό στερεών/υγρών η απομάκρυνση του COD μπορεί να φτάσει και ποσοστό περίπου ίσο με 66%. Παρομοίως τα άλλα συστήματα υψηλής φόρτισης φτάνουν ποσοστά 35-54% ενώ αυτά της χαμηλής ποσοστά 17-32%. Τα στοιχεία αυτά δείχνουν ότι το ποσοστό ανάκτησης του οργανικού φορτίου αυξάνεται αν εξασφαλιστεί η καλή λειτουργία του διαχωρισμού της λάσπης. Έχει παρατηρηθεί μια

τάση μείωσης του ποσοστού COD που οξειδώνεται σε CO₂ όταν μειώνεται και ο χρόνος παραμονής στερεών. Ο χρόνος παραμονής στερεών επηρεάζει την ανάκτηση του υποστρώματος (mineralization) ακόμη και σε πολύ χαμηλούς χρόνους παραμονής που εφαρμόζονται στα συστήματα υψηλής φόρτισης.

- Η παραγωγή της ιλύος στα συστήματα υψηλής φόρτισης είναι πολύ μεγαλύτερη σε σχέση με τα αντίστοιχα συμβατικά συστήματα. Πιο συγκεκριμένα στα συστήματα HiCS για λόγο $t_c/t_s = 0.14d$ επιτεύχθηκε απομάκρυνση ιλύος $0.71grVSS/grCOD$ ($VSS/TSS = 0.89$) που είναι σημαντικά μεγαλύτερη από τη μέγιστη τιμή των $0.4-0.5 grVSS/grCOD$ που καταγράφονται στα αερόβια ετεροτροφικά συστήματα (Sykes, 1975).

Στον Πίνακα 2.2 που ακολουθεί παρουσιάζονται βασικά στοιχεία απόδοσης των επιμέρους συστημάτων συγκρινόμενα με τα αντίστοιχα συμβατικά.

Πίνακας 2.2: Συγκριτικός πίνακας βασικών παραμέτρων συμβατικών και συστημάτων υψηλής φόρτισης με και χωρίς σταθεροποίηση (Πηγή: Meerburg et al., 2014), μετά από προσαρμογή)

Αντιδραστήρας	SRT	COD _{rem}	Παραγωγή βιομάζας	Παραγωγή μεθανίου	Ανάκτηση ενέργειας
	d	%	g TSS g ⁻¹ COD _{removed}	g COD _{CH4} g ⁻¹ TS _{sludge fed}	g COD _{CH4} g ⁻¹ COD _{infl}
CAS	10	74	0.16±0.16	0.55±0.04	0.07±0.06
CS	12	46	0.25±0.21	0.54±0.06	0.06±0.05
Hi-CAS	1.31	55	0.32±0.07	1.10±0.13	0.19±0.05
	0.41	48	0.40±0.06	1.36±0.04	0.27±0.04
	1	40	0.52±0.10	0.72±0.07	0.15±0.03
Hi-CS	1.1	40	0.80±0.17	1.13±0.08	0.36±0.08

2.2.3 Αναερόβια συστήματα

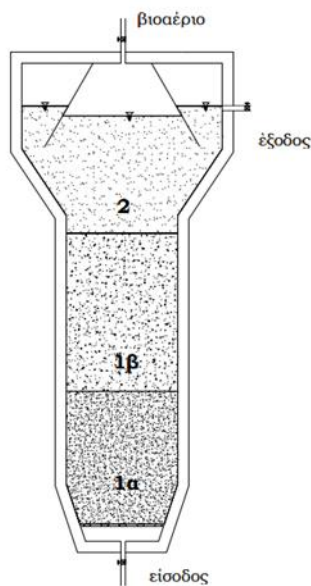
Τα αναερόβια συστήματα σε μια πρώτη ανάγνωση πλεονεκτούν έναντι των συμβατικών καθώς δεν απαιτούν αερισμό, παράγουν λιγότερη λάσπη και περισσότερο μεθάνιο όχι μόνο από την περιορισμένη ιλύ που οδηγείται στην αναερόβια χώνευση αλλά ακόμη και από το Α' στάδιο της αναερόβιας επεξεργασίας.

(α) Συστήματα αναερόβιας κλίνης ανοδικής ροής (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)

Η αναερόβια κλίνη ανοδικής ροής, σχεδιάστηκε από τον Lettinga και τους συνεργάτες του στο Πανεπιστήμιο Wageningen της Ολλανδίας στη δεκαετία του '70. Αποτελεί το πιο διαδεδομένο αναερόβιο σύστημα. Συναντάται σε πλήρη (full scale) κυρίως σε περιοχές με τροπικό ή υποτροπικό κλίμα, ενώ μελέτες έχουν γίνει και γίνονται και για περιοχές με μέσες θερμοκρασίες.

Ο αντιδραστήρας UASB διακρίνεται ουσιαστικά σε δύο κυρίως ζώνες: στη ζώνη της χώνευσης, που βρίσκεται στο κάτω μέρος του και στη ζώνη της καθίζησης που βρίσκεται στο πάνω μέρος του όπως μπορεί να παρατηρηθεί και στο Σχήμα 2.2. Η διαφοροποίηση αυτή οφείλεται στην ύπαρξη ενός διαχωριστήρα φάσεων στο πάνω μέρος του που είναι και το κύριο χαρακτηριστικό του. Τα απόβλητα εισέρχονται στο εσωτερικό του αντιδραστήρα από το κάτω μέρος του. Η ταχύτητα ανοδικής τους ροής είναι αρκετά χαμηλή (0,7m/h για αστικά

απόβλητα) έτσι ώστε να είναι εφικτή η συγκράτηση της συσσωματωμένης ιλύος (sludge blanket) στο κάτω μέρος του αντιδραστήρα (1α). Πάνω ακριβώς από αυτό το στρώμα βρίσκεται ακόμα ένα στρώμα ιλύος με μικρότερα όμως μέρη (sludge bed) (1β). Στα δύο αυτά πρώτα στρώματα παραγματοποιείται η διαδικασία της χώνευσης. Το



Σχήμα 2.2: Αντιδραστήρας τύπου UASB. Προέλευση: Λουπασάκη (2014).

Το τρίτο στρώμα είναι η ζώνη της καθίζησης μέσα στην οποία βρίσκεται και ο διαχωριστήρας. Ο ρόλος του διαχωριστήρα είναι να ξεχωρίσει τις τρεις φάσεις που υπάρχουν μέσα στον αντιδραστήρα, την υγρή, την στερεά και την αέρια. Αποτελείται από έναν ανεστραμμένο κώνο που στοχεύει στην συγκέντρωση του παραγόμενου βιοαερίου και την απομάκρυνση του από το εσωτερικό του αντιδραστήρα, δημιουργώντας τη μικρότερη δυνατή αναταραχή στην ζώνη καθίζησης. Η ύπαρξη του διαχωριστήρα δίνει τη δυνατότητα στα στερεά που έχουν μικρό βάρος και δεν καθιζάνουν αμέσως, αλλά λόγω της ταχύτητας ανοδικής ροής και των φυσαλίδων του βιοαερίου παρασύρονται προς τα επάνω, να βρεθούν σε μία περιοχή, εξωτερικά ή και εσωτερικά του διαχωριστήρα, όπου θα έχουν την δυνατότητα να συσσωματωθούν σε βαρύτερα μέρη και στη συνέχεια θα μπορούν να καθιζάνουν στην ζώνη χώνευσης, αντί να απομακρυνθούν άμεσα από τον αντιδραστήρα (Λουπασάκη, 2005).

Με τη χρήση αντιδραστήρα τύπου UASB υπάρχει η δυνατότητα επεξεργασίας αποβλήτων υψηλότερου ρυπαντικού φορτίου από ότι με άλλου είδους συστήματα αναερόβιας επεξεργασίας. Η δυνατότητα αυτή έγκειται στο σχηματισμό πυκνών κόκκων λάσπης (granules) που συσσωρεύονται στο κάτω μέρος του αντιδραστήρα. Η διεργασία της κοκκοποίησης των στερεών της ιλύος εξαρτάται από τα χαρακτηριστικά των αποβλήτων. Έτσι απόβλητα με υψηλή περιεκτικότητα σε υδατάνθρακες οδηγούν σε επιτυχημένη κοκκοποίηση της ιλύος, ενώ απόβλητα με υψηλές συγκεντρώσεις πρωτεϊνών και λιπαρών έχουν ως αποτέλεσμα τη δημιουργία ενός πιο «αφράτου» συσσωματώματος ή και την εμφάνιση φαινομένων αφρισμού (Tagawa 2002). Το κλάσμα του σωματιδιακού (particulate) προς το διαλυτό COD είναι σημαντικό για τον προσδιορισμό των φορτίων σχεδιασμού και την τελική εκτίμηση του κατά πόσον είναι εφικτό να εφαρμοστεί η διαδικασία. Όσο αυξάνεται το κλάσμα των στερεών, μειώνεται η δυνατότητα σχηματισμού πυκνών κόκκων ιλύος. Η χρήση του UASB θεωρείται αποτελεσματική για TSS < 6 g/L. (Metcalf & Eddy 2003)

Στον Πίνακα 2.3 που ακολουθεί φαίνεται ο υδραυλικός χρόνος παραμονής σε σχέση με τη θερμοκρασία, για ανεπεξέργαστα αστικά απόβλητα σε έναν αντιδραστήρα τύπου UASB, ύψους 4 m, ενώ στον Πίνακα 2.4 παρουσιάζονται οι συνιστώμενες ταχύτητες ανόδου και τα ύψη του αντιδραστήρα UASB (Lettinga & Hulshoff, 1991).

Πίνακας 2.3: Αντιστοιχία θερμοκρασιών & υδραυλικού χρόνου παραμονής

Θερμοκρασία	Υδραυλικός χρόνος παραμονής, h
16-19	10-14
22-26	7-9
>26	6-8

Πίνακας 2.4: Προτεινόμενες ταχύτητες και ύψη αντιδραστήρων

Τύπος αποβλήτου	Ταχύτητα ανοδικής ροής, m/h		Ύψος αντιδραστήρα, m	
	εύρος	τυπική τιμή	εύρος	τυπική τιμή
COD διαλυτό σχεδόν 100%	1,00-3,00	1,50	6,00-10,00	8,00
COD εν μέρει διαλυτό	1,00-1,25	1,00	3,00-7,00	6,00
Αστικά απόβλητα	0,80-1,00	0,70	3,00-5,00	5,00

Ο υδραυλικός χρόνος παραμονής εξαρτάται κυρίως από την θερμοκρασία των αποβλήτων. Έτσι για θερμοκρασίες μεγαλύτερες των $T > 18^{\circ}\text{C}$ θεωρείται ότι τα απόβλητα επεξεργάζονται ικανοποιητικά μέσα σε 6 ώρες, ενώ χρειάζονται 12 – 14 ώρες για την επεξεργασία αποβλήτων σε θερμοκρασίες $10 - 12^{\circ}\text{C}$. Το ύψος του αντιδραστήρα, εξαρτάται άμεσα από το εμβαδόν της διατομής του. Έτσι δεδομένου του όγκου του, όσο αυξάνει το ύψος τόσο μειώνεται το εμβαδόν. Τα 4 – 6 m θεωρούνται η βέλτιστη επιλογή ύψους για τις περισσότερες περιπτώσεις. Για όγκους αντιδραστήρων μεγαλύτερων των 1000m^3 συνίσταται η κατασκευή επιπλέον αντιδραστήρων συνήθως ορθογωνικού τύπου (Σχήμα 2.3).

Η συλλογή του βιοαερίου από τον αντιδραστήρα γίνεται με τη βοήθεια ενός διαχωριστήρα φάσεων. Ο διαχωριστήρας των φάσεων είναι από τα πιο σημαντικά στοιχεία σε έναν αντιδραστήρα UASB. Διαχωρίζει τις τρεις φάσεις που υπάρχουν σε αυτόν, το βιοαέριο, την υγρή και την στερεά φάση. Επιτελεί τέσσερις διαφορετικές λειτουργίες : 1) συλλέγει το βιοαέριο που διαφεύγει από την υγρή φάση, 2) επιτρέπει την καθίζηση των αιωρούμενων στερεών που συγκεντρώνονται στην ζώνη πάνω από αυτόν, 3) βοηθάει να έχει η εκροή χαμηλή συγκέντρωση σε ολικά αιωρούμενα στερεά, 4) ο χώρος που δημιουργείται πάνω από αυτόν, χρησιμεύει στην επέκταση της κλίσης ύψους, στην περίπτωση προσωρινά υψηλών υδραυλικών φορτίων. Κατά την λειτουργία του αντιδραστήρα η συγκέντρωση της λάσπης στην ανώτερη ζώνη καθίζησης, μπορεί να είναι αρκετά μεγαλύτερη από ότι στην περιοχή ακριβώς κάτω από τον διαχωριστήρα. Η σωστή λειτουργία του εξασφαλίζει ότι το βιοαέριο που σχηματίζεται στην ζώνη χώνευσης δεν θα φτάσει στη ζώνη καθίζησης. Αν κάτι τέτοιο δεν εξασφαλιστεί οι στροβιλισμοί που θα προκαλέσει το αέριο στη ζώνη καθίζησης θα οδηγήσουν στην απώλεια λάσπης και βιοαερίου.

Μία επίσης απαραίτητη διάταξη για το διαχωρισμό των φάσεων, είναι και ο ανακλαστήρας, στοιχείο που στην πραγματικότητα συνοδεύει τον διαχωριστήρα για την αποτελεσματικότερη λειτουργία του. Τοποθετείται λίγο πιο κάτω από τον διαχωριστήρα και στόχος του είναι να περιορίσει την διαφυγή του βιοαερίου στην ζώνη καθίζησης. Στην ζώνη καθίζησης πάνω από τον διαχωριστήρα καταλήγουν τα συσσωματώματα με ταχύτητα καθίζησης μικρότερη από την μέγιστη ταχύτητα ανόδου της υγρής φάσης. Τα



Σχήμα 2.3: Εσωτερικό αντιδραστήρα UASB, Cali Colombia. Προέλευση: Van Lier, 2012

συσσωματώματα που θα βρεθούν στην ζώνη καθίζησης και θα έχουν ταχύτητα καθίζησης που θα υπερβαίνει την ελάχιστη ταχύτητα εκροής της υγρής φάσης θα συκρατηθούν και δεν θα διαφύγουν οδηγώντας έτσι στην σταδιακή δημιουργία μεγαλύτερων συσσωματωμάτων που κάποια στιγμή θα είναι δυνατό να επιστρέψουν στην ζώνη της χώνευσης. Στη σωστή λειτουργία του όλου συστήματος καθοριστικής σημασίας είναι η σωστή διάταξη του διαχωριστήρα και του ανακλαστήρα τόσο μεταξύ τους όσο και συνολικά. Τα δύο αυτά στοιχεία θα πρέπει να υπερκαλύπτουν το ένα το άλλο για την αποτελεσματικότερη λειτουργία τους. Μία μέση επικάλυψη για αντιδραστήρες συνολικού ύψους 4-6 μέτρων είναι τα 10 εκατοστά. Μεγαλύτερη επικάλυψη μπορεί να φέρει τα αντίθετα αποτελέσματα αφού μείωση της επιφάνειας ροής του υγρού σε αυτό το κρίσιμο σημείο, δημιουργεί μεγαλύτερες ταχύτητες ροής. Οι κλίσεις που πρέπει να έχουν οι πλευρικές επιφάνειες των δύο αυτών στοιχείων είναι της τάξεως των 45° με 60°. Στην περίπτωση των αστικών λυμάτων όπου το υδραυλικό φορτίο είναι η κύρια σχεδιαστική παράμετρος, είναι σημαντικό στο επίπεδο του διαχωριστήρα που είναι ένα κρίσιμο σημείο η ταχύτητα να παραμένει όσο πιο χαμηλή γίνεται. Στους περισσότερους αντιδραστήρες τύπου UASB, ο όγκος που καταλαμβάνει η ζώνη καθίζησης που βρίσκεται γύρω και πάνω από τον διαχωριστήρα, είναι της τάξης του 15-20 % του συνολικού όγκου. Σύμφωνα με την εμπειρία σε εγκαταστάσεις πλήρους κλίμακας ο ρυθμός εκπομπής βιοαερίου θα πρέπει να είναι της τάξης του 1-3 m³m⁻²h⁻¹, κάτι που δεν είναι εφικτό για αραιά απόβλητα όπως είναι τα αστικά. Αν είναι πολύ μικρότερος υπάρχει ο κίνδυνος να δημιουργηθεί ένα πυκνό και σκληρό (σε χαμηλές θεοκρασίες) στρώμα στην διεπιφάνεια υγρού – αερίου στο πάνω μέρος του διαχωριστήρα, που δεν θα επιτρέπει την έξοδο του βιοαερίου από τον αντιδραστήρα. Στην περίπτωση που ο ρυθμός εκπομπής του βιοαερίου γίνει πολύ μεγαλύτερος από τον προτεινόμενο θα σχηματιστεί αφρός στη διεπιφάνεια, ιδιαίτερα στα απόβλητα που περιέχουν πρωτεΐνες, το οποίο μπορεί να οδηγήσει στην απόφραξη του συστήματος απομάκρυνσης του βιοαερίου (Λουπασάκη, 2014).

(β) Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR)



Σχήμα 2.4: Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών. Προέλευση: <http://www.thembrsite.com>.

Η τεχνολογία των αερόβιων βιοαντιδραστήρων μεμβράνης ξεκίνησαν να λειτουργούν από τις αρχές της δεκαετίας του 1990 (Σχήμα 2.4). Παρουσιάζει σημαντικά πλεονεκτήματα έναντι των συμβατικών συστημάτων επεξεργασίας όπως: χρόνοι εγκλιματισμού μικρής διάρκειας, μικρή έκταση, υψηλή απόδοση λόγω της σημαντικής απομάκρυνσης του κλάσματος του χημικά απαιτούμενου οξυγόνου COD και των ολικών αιωρούμενων στερεών (TSS) και συνεπακόλουθη παραγόμενη εκροή με πολύ καλές τιμές ποιοτικών παραμέτρων, υψηλά ποσοστά οργανικής φόρτισης χωρίς απώλειες βιομάζας, έλεγχο του χρόνου παραμονής στερεών και του υδραυλικού χρόνου παραμονής, διατήρηση υψηλής συγκέντρωσης ανάμικτου υγρού (MLSS). Συγκριτικά με τα προγενέστερα τους βιολογικά φίλτρα παρουσιάζουν μεγαλύτερη απόδοση με τη συσσώρευση της βιομάζας ενώ λειτουργούν σε υψηλότερες συγκεντρώσεις εισερχόμενων λυμάτων. Οι αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών αποτελούν βελτιωμένη έκδοση των αερόβιων. Ωστόσο βασικό μειονέκτημα και των δύο τύπων αντιδραστήρων αποτελεί η γρήγορη έμφραξη των μεμβρανών με αποτέλεσμα να δυσχεραίνεται η διέλευση και η επεξεργασία της ροής.

Η πρώτη εμπορική χρήση των AnMBR έγινε στις αρχές της 10ετίας το 1980 από τον Diorr-Olivier για την επεξεργασία λυμάτων ισχυρού χαρακτήρα που προέρχονταν από τυροκομείο. Έκτοτε η εφαρμογή της επεξεργασίας γίνεται για κάθε τύπο λυμάτων ισχυρού, μεσαίου ή ασθενούς χαρακτήρα.

Οι αναερόβιοι μικροοργανισμοί ζουν και να αναπτύσσονται με πιο αργούς ρυθμούς σε σχέση με τους αντίστοιχους αερόβιους. Λόγω του χαμηλού ρυθμού ανάπτυξης η αναχαίτιση της βιομάζας είναι πολύ σημαντική για την αναερόβια επεξεργασία των λυμάτων. Τεχνολογίες που χρησιμοποιούν κόκκους (granules) ή βιοφιλμ εκπροσωπούν τον παραδοσιακό τρόπο επίτευξης της απαραίτητης αναχαίτισης της βιομάζας που επιτρέπει τη λειτουργία των βιοαντιδραστήρων σε υψηλή οργανική φόρτιση. Ωστόσο κάτω από συνθήκες υψηλής αλατότητας ή παρουσία θερμοφιλικών θερμοκρασιών οι τεχνολογίες αυτές επηρεάζονται αρνητικά. Οι αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβράνης μπορούν να λειτουργήσουν και σε μεγάλους χρόνους παραμονής στερεών εμφανίζοντας όχι μόνο τη δυνατότητα αναχαίτισης αλλά και την ικανότητα να τους παρέχουν την ευκαιρία πλήρους ανάπτυξης με αποτέλεσμα τη βελτίωση της αναερόβιας επεξεργασίας.

Στα AnMBR συστήματα συντελείται μετατροπή του εισερχόμενου COD σε βιοαέριο σε ποσοστό 98%. Επιπλέον λόγω της αργής ανάπτυξης των αναερόβιων μικροοργανισμών, παρατηρούνται και πολύ μικρές ποσότητες παραγόμενης ιλύος. Γενικά τα συστήματα αυτά μπορούν να παράγουν πολύ καλής ποιότητας βιοαέριο με περιεκτικότητα 80% ή 90% σε μεθάνιο το οποίο μετατρέπεται σε ηλεκτρική ενέργεια και το οποίο μπορεί σε αρκετές περιπτώσεις να καλύψει όλες τις ενεργειακές ανάγκες των μεμβρανών και να παράγει και «καθαρή» ηλεκτρική ενέργεια. Στο παράδειγμα εφαρμογής της έρευνας των Van Zyl et al. (2008) αναφέρεται ότι από συνθετικά λύματα παράγονται 2,02 kWh/kgCOD_{απομ}, ποσότητα επταπλάσια της απαιτούμενης ηλεκτρικής ενέργειας για τη λειτουργία του συστήματος. Η αναλογία CO₂/CH₄ ποικίλλει, καθώς βιβλιογραφικά έχουν καταγραφεί και ποσοστά της τάξης του 70% αφού εξαρτάται από τη σύνθεση των οργανικών που έχουν υποβαθμιστεί (Skouteris et al., 2012).

Συστήνεται κυρίως στην επεξεργασία λυμάτων με χαμηλό οργανικό φορτίο, η λειτουργία των συστημάτων σε θερμοκρασίες παραπλήσιες του περιβάλλοντος καθώς το χαμηλό ποσοστό του παραγόμενου μεθανίου δε θα μπορεί να καλύψει τις ανάγκες θέρμανσης. Απαραίτητη προϋπόθεση είναι η επιμήκυνση των χρόνων παραμονής στερεών. Τα συστήματα AnMBR

μπορούν να λειτουργήσουν σε υψηλές συγκεντρώσεις MLSS όπως 49g/l που προέρχεται από λύματα χοιροτροφείου ή 50g/l από λύματα αστικού χαρακτήρα.

Πλήθος συνδυασμών λειτουργικών συνθηκών έχει καταγραφεί. Οι τιμές υδραυλικού χρόνου παραμονής κυμαίνονται από 2 ώρες μέχρι και μερικές μέρες (π.χ. 20 μέρες) ενώ ο χρόνος παραμονής στερεών κυμαίνεται από μερικές μέρες (18 ή 30) έως και χρόνο (300d) υποδεικνύοντας ότι δεν γίνεται απομάκρυνση ιλύος κατά τη λειτουργία των μεμβρανών. Οι περισσότεροι πάντως ερευνητές χρησιμοποίησαν χρόνους παραμονής στερεών μικρότερους από 150d. Ως γενικός κανόνας επικρατεί ότι η λειτουργία των συστημάτων με μεγαλύτερους χρόνους παραμονής έχει ως αποτέλεσμα την παραγωγή μεγαλύτερων ποσοτήτων βιοαερίου καθώς η μείωση του χρόνου παραμονής μειώνει και το βαθμό των επιτελούμενων διεργασιών. Επομένως η ενδεχόμενη επιλογή μικρών χρόνων παραμονής δε συνιστάται για σταθερή χώνευση. Για παράδειγμα οι Huang et al, 2008 αναφέρουν ότι 0.023 LCH₄/gMLVSS-d και 0.028 LCH₄/gMLVSS-d παράγονται αντίστοιχα για χρόνους παραμονής 30 d και 60d. Οι περισσότεροι από τους αντιδραστήρες λειτούργησαν σε μεσοφιλικές θερμοκρασίες των 35°C ή και θερμοφιλικές θερμοκρασίες των 55°C, ενώ δοκιμάστηκαν και ψυχοφιλικές των 20°C. Η θερμοκρασία του ανάμικτου υγρού επηρεάζει την απομάκρυνση του COD και συγκεκριμένα υψηλότερες θερμοκρασίες επεξεργασίας δίνουν μεγαλύτερους ρυθμούς απομάκρυνσης. Επί παραδείγματι οι Ho & Sung (2010) λειτούργησαν δύο συστήματα AnMBR, ένα στη θερμοκρασία των 25°C και το άλλο στους 15°C με αποτέλεσμα ποσοστά απομάκρυνσης COD 95% λίγο μεγαλύτερο του 85% αντίστοιχα. Επίσης η λειτουργία των συστημάτων σε θερμοφιλικές συνθήκες μπόρεσε να αντιμετωπίσει υψηλούς βαθμούς φόρτισης με μεγαλύτερη επιτυχία από τις αντίστοιχες μεσοφιλικές. Οι Jeison et al. (2008) υποστήριξαν ότι η συγκέντρωση των 14 gCOD /L-d μπορεί να «διατηρηθεί» από ένα θερμοφιλικό αντιδραστήρα ενώ σε ένα μεσοφιλικό δεν μπορεί να επεξεργαστεί συγκέντρωση μεγαλύτερη των 10 gCOD /L-d αντίστοιχα. Γενικότερα αυξανόμενου του οργανικού φορτίου ο κίνδυνος μετριασμού της απόδοσης ελλοχεύει λόγω της συγκέντρωσης των πτητικών λιπαρών οξέων που μπορούν να δράσουν αναστέλλοντας τη λειτουργία των μικροοργανισμών με αποτέλεσμα χαμηλότερες αποδόσεις στην απομάκρυνση του COD.

Οι συγκεντρώσεις των εισερχόμενων λυμάτων ποικίλλουν μεταξύ 162 mg/L και 10 000 mg/L ή και ακόμη μεγαλύτερες όπως 18 000 mg/L, για ισχυρού χαρακτήρα πετροχημικών λυμάτων εκροές που συνήθως είναι φορτισμένα με μικρού μοριακού βάρους λιπαρά οξέα (C2 to C6). Οι βαθμοί απόδοσης μπορούν να κυμανθούν μεταξύ 76% και 99%. Όσο αφορά στην απομάκρυνση του BOD₅ καταγράφονται τιμές μεγαλύτερες του 99%. Ωστόσο αξίζει να σημειωθεί ότι η προσκολλημένη στη μεμβράνη βιομάζα δεν παίζει ιδιαίτερο ρόλο στην βιολογική απομάκρυνση των στερεών σε σύγκριση με την αιωρούμενη βιομάζα του ανάμικτου υγρού. Σχετικά με την απομάκρυνση των ολικά αιωρούμενων στερεών τιμές μεγαλύτερες του 99% αναφέρονται στη βιβλιογραφία. Επιπλέον αναφορικά με παθογενείς μικροοργανισμούς όπως το βακτήριο *Escherichia coli* και ο εντερόκοκκος απομακρύνονται πλήρως και ως εκ τούτου συχνά η εκροή μπορεί να χρησιμοποιηθεί για απεριόριστη άρδευση και συγκεκριμένα για καρπούς που μπορούν να καταναλωθούν ακόμη και χωρίς βρασμό (Skouteris et al.,2012).

Τέλος σημειώνεται ότι μεταβολές στην τιμή του pH προκαλούν αρνητικές συνέπειες στην απόδοση του συστήματος όσο αφορά στην απομάκρυνση του COD. Σύμφωνα με έρευνα των Gao et al. (2010) παρατηρήθηκε ότι για pH= 8.0 δε μειώθηκε σημαντικά η απομάκρυνση του COD όπως μεταξύ των τιμών του pH 9.1 – 10. Για pH=9.1 η απομάκρυνση του COD μειώθηκε

από 90% σε χαμηλότερη τιμή και από 75%, ενώ η πτώση παρουσιάζεται ολοένα και πιο θεαματικότερη για pH = 10 που φτάνει και τιμές μικρότερες και από 30%

Σύμφωνα με τους Kim et al. (2011) οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις τέτοιων συστημάτων ανέρχονται σε 0.058 kWh /m³, ποσό το οποίο μπορεί να καλυφθεί από το 30% του παραγόμενου μεθανίου ήτοι 0.028 kWh /m³. Οι Jeison & van Lier (2007), κατέληξαν στο συμπέρασμα ότι το κόστος των μεμβρανών ήταν σημαντικά μεγαλύτερο από το κόστος της ενεργειακής κατανάλωσης των εν λόγω αντιδραστήρων δηλαδή 0.5 €/ m³ επεξεργασμένου λύματος και 0.046 € /m³ αντίστοιχα και αυτό αποτελεί τη βασικότερη αιτία της περιορισμένης εφαρμογής τους παρόλο που το κόστος των μεμβρανών σταδιακά μειώνεται (Skouteris et al., 2012).

2.3 Β' Στάδιο (B stage)

Υπάρχουν πολλές διαφορετικές χημικές και βιοχημικές διαδρομές για τη μετατροπή των ενώσεων του αζώτου σε αέριο άζωτο. Ο απώτερος σκοπός είναι η μετατροπή του αμμωνίου σε αέριο άζωτο με τη μικρότερη δυνατή χρήση πόρων και χωρίς την παραγωγή αερίων του θερμοκηπίου όπως το υποξείδιο του αζώτου (N₂O). Η παραδοχή ότι ο μόνος τρόπος βιολογικής μετατροπής του αμμωνιακού αζώτου σε αέριο άζωτο είναι μέσω της αερόβιας μετατροπής του σε νιτρικά (νιτροποίηση) με ακόλουθη την απονιτροποίηση, έχει πλέον ανατραπεί. Η ανακάλυψη άλλων μεταβολικών διαδρομών, αερόβιων και αναερόβιων, έχει οδηγήσει στην εφαρμογή τους στην περιβαλλοντική βιοτεχνολογία.

Ανάλογα λοιπόν με τα χαρακτηριστικά των υγρών αποβλήτων και την παράμετρο του κόστους, διαφορετικές τεχνολογίες μπορούν να χρησιμοποιηθούν για την απομάκρυνση του αζώτου, συμπεριλαμβανομένων των συμβατικών βιολογικών συστημάτων «επεξεργασία 2 σταδίων» λόγω των χαρακτηριστικών της εισροής που προκύπτει από το Α στάδιο εφαρμόζονται κατά βάση οι διαδικασίες νιτροποίησης – απονιτροποίησης και η αυτοτροφική απομάκρυνση του αζώτου.

Ο Πίνακας 2.5 συγκρίνει τις διεργασίες της νιτροποίησης-απονιτροποίησης, της νιτροποίησης-απονιτροποίησης και της αυτοτροφικής απομάκρυνσης αζώτου (Anammox). Η σύγκριση γίνεται σε σχέση με τις απαιτήσεις σε αερισμό, σε οργανικό άνθρακα για την απονιτροποίηση και στην ποσότητα περίσσειας ιλύος που παράγεται. Η αυτοτροφική απομάκρυνση του αζώτου έχει της χαμηλότερες απαιτήσεις σε οξυγόνο, δεν απαιτεί οργανικό άνθρακα και η ποσότητα περίσσειας ιλύος που παράγεται είναι πολύ μικρή. Ωστόσο τα λειτουργικά προβλήματα όπως συνοπτικά παρουσιάζονται στον Πίνακα 2.6 που σχετίζονται με τον κίνδυνο αναχαιτίσης των βακτηρίων Anammox καθώς και η μακρά περίοδος start-up που απαιτείται αποτελούν βασικά μειονεκτήματα της διεργασίας που λαμβάνονται υπόψη.

Πίνακας 2.5: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή

Διεργασία	Απαιτήσεις οξυγόνου (kgO ₂ /kgN _{απομ})	Απαιτούμενος οργανικός άνθρακας (kgCOD/kgN _{απομ})	Περίσσεια ιλύς (kgVSS/kgN _{απομ})	Ολικό κόστος* (€/kgN _{απομ} .)
Νιτροποίηση απονιτροποίηση	4.33	2.86/(1-ΥΗ)	0.5-1.0	3.5-5.5
Νιτρωδοποίηση απονιτρωδοποίηση	3.25	1.72/(1-ΥΗ)	0.4-0.8	2.5-3.5
Αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου	1.85	0	0.08-0.1	1.5-2.5

*Συμπεριλαμβάνει το αρχικό κόστος επένδυσης και το λειτουργικό κόστος

Πίνακας 2.6: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή.

Παράμετροι	Νιτρωδοποίηση Απονιτρωδοποίηση	Αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου
Ενεργειακές απαιτήσεις	Μέτριες	Χαμηλές
Αιτήσεις σε οργανικό άνθρακα	Μέτριες	Μηδενικές
Παραγωγή περίσσειας ιλύος	Μέτρια	Πολύ χαμηλή
Start-up	Γρήγορο (3-4 εβδομάδες)	Αργό (6-18 μήνες)
Απαιτούμενες συνθήκες	FA =1 - 10 mgNH ₃ -N/L	DO < 0.5 mg/L στα αναμμοχ NH ₄ -N > 10 mg/L NH ₃ = 1 – 10 mg L
Ευνοϊκές συνθήκες λειτουργίας	Βασικό pH (7.5-8.5) Υψηλές θερμοκρασίες (30-40οC)	Βιοφιλμ, κοκκώδης βιομάζα Υψηλές θερμοκρασίες (30-40οC)

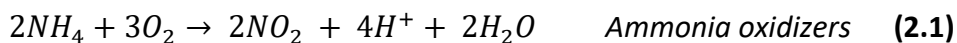
2.3.1 Νιτροποίηση – Απονιτροποίηση

Νιτροποίηση είναι ο όρος ο οποίος χρησιμοποιείται για να περιγραφεί η δύο σταδίων βιολογική διεργασία, κατά την οποία η αμμωνία οξειδώνεται σε πρώτη φάση σε νιτρώδη (NO₂-N), και στη συνέχεια τα νιτρώδη οξειδώνονται περαιτέρω προς νιτρικά (NO₃-N). Η νιτροποίηση μπορεί να πραγματοποιηθεί τόσο σε ομοιογενή (διεργασίες σε αιώρημα), όσο και σε ετερογενή συστήματα. Στη συγκεκριμένη περίπτωση θα μελετηθεί η νιτροποίηση σε ομοιογενή συστήματα. Στα συστήματα αυτά, η νιτροποίηση επιτυγχάνεται στην πλειονότητα των διαφόρων διεργασιών, ταυτόχρονα με την απομάκρυνση του BOD. Οι διεργασίες αυτές είναι συνήθως διεργασίες ενεργούς ιλύος ή δραστικής λάσπης όπως ονομάζονται. Στις διεργασίες δραστικής λάσπης, στην πιο απλή τους μορφή, γίνεται επεξεργασία των υγρών αποβλήτων σε μια δεξαμενή αερισμού (ΔΑ), όπου λαμβάνει χώρα ταυτόχρονα η βιολογική

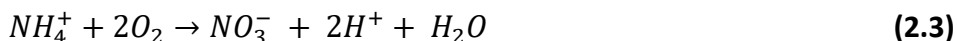
οξειδωση των οργανικών (BOD) και η νιτροποίηση από μικροοργανισμούς που αναπτύσσονται στη δεξαμενή αυτή. Η ΔΑ ακολουθείται από μια δεξαμενή καθίζησης όπου λαμβάνει χώρα διαχωρισμός του επεξεργασμένου υγρού από τους μικροοργανισμούς καθώς και μερική απομάκρυνση αυτών από το σύστημα στη συνέχεια. Ταυτόχρονα υπάρχει και ένα ρεύμα ανακύκλωσης της λάσπης, από τη δεξαμενή καθίζησης στη δεξαμενή αερισμού, με σκοπό τη διατήρηση σταθερής συγκέντρωσης μικροοργανισμών στην τελευταία.

Αυτοτροφικά βακτήρια τα οποία αναπτύσσονται κάτω από αερόβιες συνθήκες είναι υπεύθυνα για την νιτροποίηση στις διεργασίες δραστικής λάσπης. Η νιτροποίηση όπως αναφέρθηκε και πιο πάνω αποτελείται από δύο στάδια. Στο πρώτο στάδιο μια ομάδα αυτότροφων βακτηρίων οξειδώνει την αμμωνία προς νιτρώδη. Η διεργασία αυτή ονομάζεται νιτρωδοποίηση. Στο δεύτερο στάδιο, τα νιτρώδη οξειδώνονται προς νιτρικά από μια άλλη ομάδα αυτότροφων βακτηρίων. Η διεργασία αυτή ονομάζεται νιτρικοποίηση. Οι δύο αυτές ομάδες μικροοργανισμών είναι εντελώς διαφορετικές μεταξύ τους. Καθώς είναι αυτότροφοι μικροοργανισμοί χρησιμοποιούν ανόργανο άνθρακα (CO₂) που βρίσκεται διαλυμένος στα απόβλητα για τη λήψη του απαραίτητου άνθρακα για την ανάπτυξή τους. Επίσης λαμβάνουν ενέργεια από την οξείδωση του αμμωνιακού και νιτρώδους αζώτου σύμφωνα με τις αντιδράσεις που παρουσιάζονται στη συνέχεια. Πειραματικά έχει βρεθεί ότι για τη νιτροποίηση στα υγρά απόβλητα είναι υπεύθυνα τα αυτότροφα βακτήρια του γένους *Nitrosomonas* αλλά και άλλοι οξειδωτές της αμμωνίας (*ammonia oxidizers*), καθώς και τα βακτήρια του γένους *Nitrobacter* και άλλοι οξειδωτές των νιτρώδων (*nitrite oxidizers*), τα οποία οξειδώνουν την αμμωνία προς νιτρώδη και στη συνέχεια προς νιτρικά, αντίστοιχα (Metcalf & Eddy, 2003). Πολλά άλλα είδη αυτότροφων βακτηρίων έχουν βρεθεί ότι μπορούν να πραγματοποιήσουν αυτή τη μετατροπή, ωστόσο στις διεργασίες δραστικής λάσπης τα προαναφερθέντα βακτήρια είναι τα πιο συχνά εμφανιζόμενα. Είναι δυνατό να επιτευχθεί νιτροποίηση και με τη χρήση ετερότροφων βακτηρίων. Πιο συγκεκριμένα είναι δυνατόν να έχουμε ετεροτροφική νιτροποίηση από διάφορα είδη βακτηρίων, μυκήτων, και ακτινομυκήτων. Ωστόσο όμως οι ρυθμοί της αυτοτροφικής νιτροποίησης είναι 10 φορές περίπου μεγαλύτεροι από ότι οι ρυθμοί της ετεροτροφικής νιτροποίησης (Focht et al., 1975).

Τα δύο στάδια της βιολογικής οξείδωσης της αμμωνίας φαίνονται παρακάτω (Εξισώσεις 2.1, 2.2):

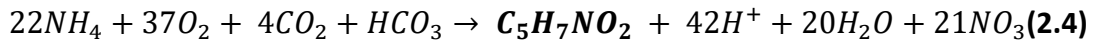


Η συνολική αντίδραση οξείδωσης της αμμωνίας (υπό τη μορφή NH₄⁺) είναι (Metcalf & Eddy, 2003) (Εξίσωση 2.3):



Όπως αναφέρθηκε και τα δύο είδη των νιτροποιητικών βακτηρίων είναι αυτότροφα και χρησιμοποιούν CO₂ για την ανάπτυξή τους. Ταυτόχρονα λαμβάνει χώρα και παραγωγή ενέργειας που χρησιμοποιείται για την ανάπτυξη κυτταρικής μάζας (Εξίσωση 2.4). Έτσι η

συνολική αντίδραση νιτροποίησης που λαμβάνει υπ' όψιν τη χρήση CO₂ για ανάπτυξη των κυττάρων είναι (Λυμπεράτος, 2001) :

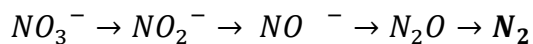


Με βάση την Εξίσωση (2.3), το οξυγόνο το οποίο απαιτείται για την πλήρη οξείδωση της αμμωνίας είναι 4.57 gO₂ /gNH₄⁺-N που οξειδώνεται. Από αυτά 3.43 gO₂ /gNH₄⁺-N χρησιμοποιούνται για την παραγωγή νιτρικών και 1.14 gO₂ /gNO₂⁻ για την παραγωγή νιτρικών (Λυμπεράτος, 2001, Metcalf & Eddy, 2003). Αυτή η απαίτηση σε οξυγόνο, λέγεται νιτρογενώς απαιτούμενο οξυγόνο (NAO). Το απαιτούμενο O₂ θα είναι μικρότερο από 4.57 gO₂ /gNH₄⁺-N αν ληφθεί υπ' όψιν η σύνθεση βιομάζας. Οι Werzernak και Gannon (1967) βρήκαν ότι η πραγματική συνολική απαίτηση σε O₂ είναι 4.33 gO₂/gNH₄⁺-N, από τα οποία τα 3.22 gO₂/gNH₄⁺-N χρησιμοποιούνται για την οξείδωση του αμμωνιακού αζώτου και 1.11 gO₂ /gNO₂⁻ χρησιμοποιούνται για την οξείδωση του νιτρώδους αζώτου (Metcalf & Eddy, 2003). Πρέπει επίσης να αναφερθεί ότι το οργανικό άζωτο, μετατρέπεται και αυτό σε αμμωνία, με τη βιολογική διεργασία της αμμωνικοποίησης, η οποία στη συνέχεια οξειδώνεται. Τέλος σύμφωνα με τη συνολική αντίδραση της νιτροποίησης (2.4), συμβαίνει κατανάλωση 7.07 g αλκαλικότητας σαν CaCO₃, με αποτέλεσμα να παρατηρείται μείωση του pH στη διεργασία. Γι' αυτό σε ορισμένες περιπτώσεις είναι απαραίτητη η προσθήκη ασβέστη ή σόδας ώστε να διατηρηθεί το pH σταθερό και στα επιθυμητά επίπεδα.

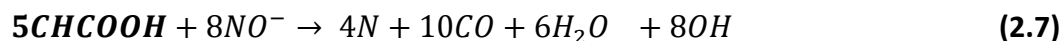
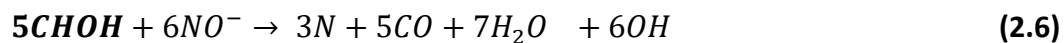
Η νιτροποίηση, η μετατροπή δηλαδή του αμμωνιακού αζώτου σε νιτρικά δεν επαρκεί για την βιολογική απομάκρυνση του αζώτου. Δεν είναι δυνατή η απευθείας διάθεση των αποβλήτων σε αυτό το στάδιο διότι τα NO₃ έχουν μεγάλη τοξικότητα και είναι επικίνδυνα για τη δημόσια υγεία όταν βρίσκονται σε σημαντικές ποσότητες στους φυσικούς αποδέκτες. Η απομάκρυνση των νιτρικών που παράγονται σε αυτό το στάδιο γίνεται με τη διεργασία της απονιτροποίησης. Με τον όρο αυτό περιγράφεται η βιολογική αναγωγή των νιτρικών και των νιτρικών προς αέριο άζωτο, με ενδιάμεσα προϊόντα NO, N₂O. Το άζωτο απομακρύνεται από το σύστημα εξαιτίας της χαμηλής διαλυτότητάς του στις συνθήκες που επικρατούν. Η βιολογική απομάκρυνση του αζώτου είναι τελικά ένας συνδυασμός νιτροποίησης και απονιτροποίησης. (Metcalf & Eddy, 2003). Υπάρχουν δύο μηχανισμοί για την απομάκρυνση των νιτρικών μέσω αναγωγής τους. Ο πρώτος μηχανισμός είναι αυτός της αφομοίωσης των νιτρικών (nitrate assimilation). Αυτός ο μηχανισμός περιλαμβάνει την αναγωγή των νιτρικών σε αμμωνιακό άζωτο το οποίο χρησιμοποιείται για την σύνθεση νέων κυττάρων. Η αφομοίωση των νιτρικών πραγματοποιείται όταν δεν υπάρχει διαθέσιμη αμμωνία στα υγρά απόβλητα και είναι ανεξάρτητη από τη συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου. Ο δεύτερος μηχανισμός είναι ο καταβολισμός των νιτρικών (nitrate dissimilation) ο οποίος πραγματοποιείται όταν στα υγρά απόβλητα υπάρχουν σημαντικές ποσότητες αμμωνιακού αζώτου. Στο μηχανισμό αυτό τα νιτρικά χρησιμοποιούνται ως τελικός αποδέκτης ηλεκτρονίων στη διεργασία αναπνοής των μικροοργανισμών. Όταν τα υγρά απόβλητα δεν περιέχουν αρκετό οργανικό υλικό, τότε για τη διεργασία της απονιτροποίησης είναι απαραίτητη η προσθήκη μιας εξωτερικής πηγής άνθρακα. Η απονιτροποίηση μπορεί να συνδυαστεί με τη διεργασία της νιτροποίησης για τη βιολογική απομάκρυνση του αζώτου. Η απονιτροποίηση μπορεί να είναι προανοξική ή μετανοξική. Στην πρώτη περίπτωση μία ανοξική δεξαμενή ακολουθείται από μια αερόβια δεξαμενή. Στην ανοξική δεξαμενή

πραγματοποιείται η απονιτροποίηση ενώ στην αερόβια η νιτροποίηση. Τα νιτρικά που παράγονται στην αερόβια δεξαμενή ανακυκλώνονται στην ανοξική προκειμένου να λειτουργήσουν σαν τελικοί αποδέκτες ηλεκτρονίων. Ο απαραίτητος για την ανάπτυξη των μικροοργανισμών άνθρακας παρέχεται από το COD εισερχόμενων αποβλήτων. Στη μετανοξική απονιτροποίηση η διάταξη των δεξαμενών είναι αντίστροφη. Πρώτα βρίσκεται η αερόβια δεξαμενή και μετά η ανοξική. Στην περίπτωση αυτή πρέπει να γίνει και η προσθήκη μιας εξωτερικής πηγής άνθρακα. Η διεργασία της απονιτροποίησης πραγματοποιείται από ετερότροφους μικροοργανισμούς – βακτήρια. Μια μεγάλη ποικιλία βακτηρίων έχει την ικανότητα για απονιτροποίηση. Ωστόσο παρόμοια μικροβιακή δραστηριότητα δεν παρατηρείται σε φύκια και μύκητες. Στους ετερότροφους οργανισμούς περιλαμβάνονται τα εξής γένη: *Achromobacter*, *Acinetobacter*, *Agrobacterium*, *Alcaligenes*, *Pseudomonas*, *Chromobacterium*, *Flavobacterium*, *Moraxella*, κ.α. Όλα τα παραπάνω βακτήρια είναι προαιρετικά αερόβιοι οργανισμοί με την ικανότητα να χρησιμοποιούν οξυγόνο καθώς και νιτρώδη και νιτρικά (Metcalf & Eddy, 2003). Τα *Pseudomonas* είναι τα πιο κοινά και ευρέως διαδεδομένα από όλους τους μικροοργανισμούς που ανήκουν στην ίδια κατηγορία. Χρησιμοποιούν μια μεγάλη ποικιλία οργανικών ενώσεων ως υπόστρωμα για την ανάπτυξή τους, όπως μεθανόλη, υδατάνθρακες, οργανικά οξέα, αλκοόλες και διάφορες αρωματικές ενώσεις (Metcalf & Eddy, 2003).

Κατά τη διεργασία της αναγωγής των νιτρικών προς αέριο άζωτο πραγματοποιούνται τα εξής ενδιάμεσα βήματα :



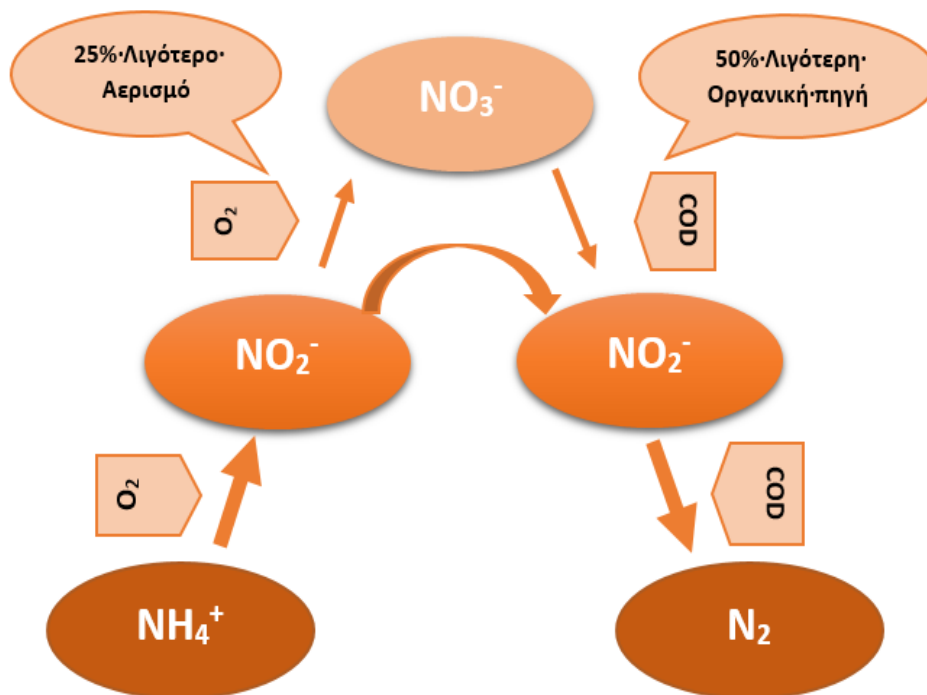
Σαν υπόστρωμα για τον απαραίτητο άνθρακα για την ανάπτυξη των κυττάρων χρησιμοποιούνται όπως αναφέρθηκε ανάλογα με την τεχνολογία που εφαρμόζεται α) το βιοαποδομήσιμο διαλυτό COD των εισερχόμενων υγρών αποβλήτων (προαπονιτροποίηση), β) το βιοαποδομήσιμο διαλυτό COD το οποίο παράγεται κατά τη διεργασία της ενδογενούς αναπνοής και γ) μια εξωγενής πηγή άνθρακα όπως για παράδειγμα, μεθανόλη. Η στοιχειομετρία της αντίδρασης της απονιτροποίησης ανάλογα με την πηγή άνθρακα που χρησιμοποιείται δίνεται από τις παρακάτω Εξίσωσεις (2.5), (2.6), (2.7). Ο τύπος $C_{10}H_{19}O_3N$ χρησιμοποιείται για να συμβολίσει το οργανικό υλικό των εισερχόμενων υγρών αποβλήτων.



Στις παραπάνω αντιδράσεις παράγονται 3.57g αλκαλικότητας (ως $CaCO_3$) ανά g NH_4^+-N που ανάγεται. Δεδομένο ότι κατά τη διεργασία της νιτροποίησης καταναλώνονται 7.14g αλκαλικότητας ανά g αμμωνιακού αζώτου που οξειδώνεται, εξάγεται το συμπέρασμα ότι κατά την απονιτροποίηση καλύπτεται περίπου το μισό ποσό αλκαλικότητας που χάνεται κατά τη νιτροποίηση. (Κρομμύδας, 2005)

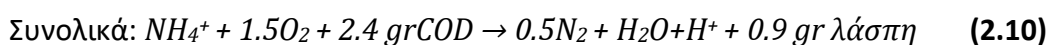
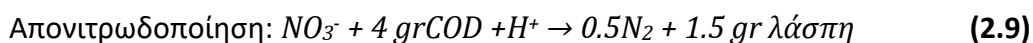
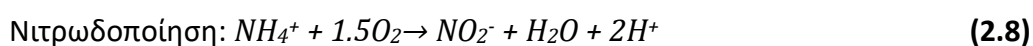
2.3.2 Νιτρωδοποίηση – Απονιτρωδοποίηση (Nitritation – Denitritation)

Τα τελευταία χρόνια γίνεται σημαντική ερευνητική προσπάθεια να παρακαμφθεί το στάδιο της νιτρικοποίησης (δηλαδή της μετατροπής των νιτρώδων σε νιτρικά). Είναι επιθυμητό η αμμωνία να οξειδώνεται σε νιτρώδη και μετά να λαμβάνει χώρα απευθείας η απονιτρωδοποίηση παρά να γίνεται πρώτα η μετατροπή σε νιτρικά στα συστήματα απομάκρυνσης του αζώτου (Σχήμα 2.5). Θεωρητικά εξοικονομείται 25% σε δέκτη ηλεκτρονίων (οξυγόνο) και 40% σε δότη ηλεκτρονίων (πηγή άνθρακα). Ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης αυξάνεται κατά 63% και παράγεται μικρότερη ποσότητα βιομάζας κατά 75%. Τα παραπάνω παρουσιάζουν εξαιρετικό ενδιαφέρον στην εφαρμογή καθώς παρέχουν πολλαπλά οικονομικά οφέλη με μείωση τόσο του κατασκευαστικού όσο και του λειτουργικού κόστους. Εξασφαλίζεται μικρότερο μέγεθος δεξαμενών ενώ απαιτείται λιγότερη ενέργεια για την παροχέτευση οξυγόνου. Εξοικονόμηση της προστιθέμενης εξωτερικής πηγής άνθρακα παρέχεται ακόμη και στην περίπτωση που τα προς επεξεργασία υγρά έχουν χαμηλό λόγο C/N οπότε και κρίνεται απαραίτητη η προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα και συγκεκριμένα μεθανόλης. Η παρακάμψη αυτή πραγματοποιείται με κατάλληλη ρύθμιση της θερμοκρασίας, του διαλυμένου οξυγόνου και του pH (Φλέσσια, 2006).

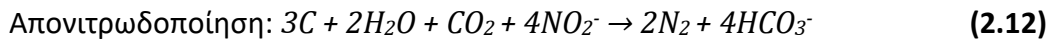
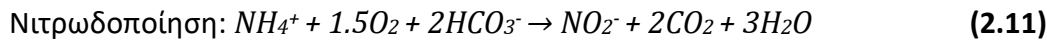


Σχήμα 2.5: Σχηματική αναπαράσταση νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Προέλευση: Φλέσσια (2006) μετά από προσαρμογή

Σύμφωνα με το Mark C.M. van Loosdrecht (2008) οι χημικές εξισώσεις (2.8), (2.9) και (2.10) αποτελούν τις στοιχειομετρικές αντιδράσεις που περιγράφουν τη διαδικασία:



ενώ οι L. Gut (2006) περιγράφουν τη διαδικασία με βάση τις χημικές Εξισώσεις (2.11), (2.12):



Για να ακολουθήσει η βιολογική μετατροπή την οδό της νιτρωδοποίησης θα πρέπει να χρησιμοποιηθούν επιλεκτικά κάποια ιδιαίτερα χαρακτηριστικά των βακτηρίων που συμμετέχουν στις διαδικασίες όπως περιγράφονται ακολούθως.

1. Η οξείδωση της αμμωνίας σε αντίθεση με την οξείδωση των νιτρωδών αποτελεί μια πιο ευαίσθητη διαδικασία στις μεταβολές της θερμοκρασίας (Hellinga *et al.*, 1998). Ως εκ τούτου σε θερμοκρασίες που κυμαίνονται κοντά στους 20°C τα νιτρωδοποιητικά βακτήρια (AOB) παρουσιάζουν υψηλότερο βαθμό ανάπτυξης σε σχέση με τα νιτρικοποιητικά βακτήρια (NOB).
2. Τα νιτρικοποιητικά βακτήρια (NOB) δεν μπορούν να αναπτυχθούν σε περιβάλλον που επικρατεί υψηλή συγκέντρωση αμμωνιακών, νιτρικών ή αλάτων.

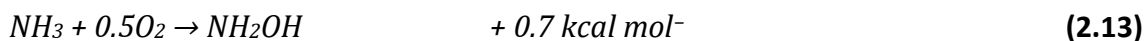
Εναλλακτικά μπορεί είτε να διατηρηθεί χαμηλή η συγκέντρωση του οξυγόνου είτε να εξασφαλιστούν βέλτιστες συνθήκες pH με κατάλληλες νιτρώδεις ή αμμωνιακές συγκεντρώσεις. Με εφαρμογή κάποιας από τις παραπάνω λύσεις και σε συνδυασμό με την απονιτρωδοποίηση μπορεί να επιτευχθεί η διαδικασία (van Loosdrecht, 2008).

Συνήθως είναι απαραίτητη η διαδικασία της απονιτρωδοποίησης λόγω της αλκαλικότητας που προσδίδει και όχι λόγω της μειωμένης απονιτροποιητικής ικανότητας που ενδεχομένως να παρουσιάζει η κεντρική μονάδα επεξεργασίας. Η προσθήκη αλκαλικότητας στο σύστημα με τη μορφή υδροξειδίου του νατρίου (NaOH) είναι ιδιαίτερα δαπανηρή σε σύγκριση με την προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα (Gustavsson, 2008).

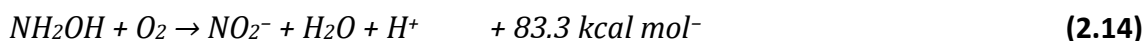
Λόγω της απονιτρωδοποίησης τα βακτήρια NOB αποστερούνται του υποστρώματος τους και ξεπλένονται από το σύστημα που ενίοτε λαμβάνει χώρα η διεργασία.

Τέτοιου είδους διαδικασίες επιτυγχάνονται καλύτερα σε μικρά συστήματα βιοφιλμ ή σε συστήματα κοκκώδους ιλύος που επεξεργάζονται χαμηλό ποσοστό φόρτισης (Hao *et al.*, 2002). Αυτό συμβαίνει λόγω των χαμηλών συγκεντρώσεων οξυγόνου που επικρατούν και βοηθούν στην επικράτηση της πραγματικά βέλτιστης συγκέντρωσης των νιτρωδών.

Αναλυτικότερα η νιτρωδοποίηση ξεκινά στο εσωτερικό της κυτταροπλασματικής μεμβράνης όπου η αμμωνία οξειδώνεται σε υδροξυλαμίνη με τη βοήθεια ενός αναπόσπαστου από τη μεμβράνη ενζύμου, την αμμωνιακή μονοοξυγενάση (ammonia monooxygenase, AMO) (Gibbs & Schiff, 1960; Hollocher *et al.*, 1981) σύμφωνα με την χημική Εξίσωση (2.13).



Η ενεργοποίηση του ενζύμου της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης απαιτεί ενέργεια και γι' αυτό το κύτταρο δεν αποκομίζει κάποια ενέργεια από την αντίδραση (2.14) (Hooper, 1989). Στη συνέχεια η υδροξυλαμίνη (NH₂OH) μεταφέρεται στο περίπλασμα και μετατρέπεται σε νιτρώδη με ταυτόχρονο σχηματισμό ενός ελεύθερου πρωτονίου.



Η υδροξυλαμίνη θα μπορούσε να είναι υπόστρωμα για την νιτροποίηση, αλλά έχει βρεθεί ότι είναι τοξική σε χαμηλές συγκεντρώσεις (Bock *et al.*, 1991; Frijlink *et al.*, 1992). Επίσης, η υδραζίνη είναι ένας ανταγωνιστικός παρεμποδιστής για την κανονική οξείδωση της υδροξυλαμίνης και μπορεί να προστεθεί στο θρεπτικό μέσο, έτσι ώστε να είναι εφικτό να

εξεταστεί μόνο η αντίδραση κατάλυσης της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης (Hollocher *et al.*, 1981; Remde & Conrad, 1990).

Η Εξίσωση (2.14) χρειάζεται απευθείας οξυγόνο (Hollocher *et al.*, 1981), ενώ η Εξίσωση (2.15) είναι από μόνη της συστατικό αφυδρογόνωσης που ακολουθείται από πολλές ανταλλαγές ηλεκτρονίων. Το οξυγόνο δεν συμμετέχει απευθείας στη δημιουργία των νιτρωδών από το πρώτο ενδιάμεσο, την υδροξυλαμίνη. Αντ' αυτού, το νερό μετατρέπεται σε δότη υδρογόνων από ένα περιπλασμικό ένζυμο, την οξειδοαναγωγία της υδροξυλαμίνης (hydroxylamine oxidoreductase, HAO). Αυτό έχει ως αποτέλεσμα την παραγωγή αναγωγικών ισοδύναμων, τα οποία μπορούν να έχουν σημασία ως άτομα υδρογόνου ($H^+ + e^-$), ή απλά ως ηλεκτρόνια (e^-) (Bock *et al.*, 1991) σύμφωνα με τη χημική Εξίσωση (2.15).



Τα αναγωγικά ισοδύναμα σχηματίζονται σε ζευγάρια (2.16) και (2.17) ενώ το ενδιάμεσο της Εξίσωσης (2.3) είναι ένας ενζυμικός δεσμός (μικρής χρονικά διάρκειας) (Wood *et al.*, 1988; Bock *et al.*, 1991).



Πρέπει επίσης να αναφερθεί ότι η αύξηση στην οξύτητα κατά τη νιτροποίηση προέρχεται εξ ολοκλήρου από την αντίδραση (2.2). Αυτή η πηγή των υδρογόνου-κατιόντων μπορεί εύκολα να ανατρέψει τη ρυθμιστική δυνατότητα των υγρών αποβλήτων. Το γεγονός αυτό έχει αναφερθεί ότι ίσως ευθύνεται για την αλλαγή της τιμής του pH των ωκεανών (Gundersen & Mountain, 1973). Όπως αναφέρουν Siegrist & Gujer (1987) αποτελεί επιτακτική ανάγκη να ενισχυθεί η αλκαλικότητα των συστημάτων που χρησιμοποιούν ανακυκλοφορία, έτσι ώστε να αποφευχθεί παρεμπόδιση λόγω ανάδρασης των ιόντων υδρογόνου (Δοκιανάκης, 2006).

Συγκεκριμένα κατά τη νιτρωδοποίηση παράγονται δύο moles κατιόντων υδρογόνου (H^+) ενώ η αμμωνία προσδίδει ένα mole αλκαλικότητας για κάθε αμμωνιακό ιόν, έτσι είναι αναγκαία η προσθήκη ενός τουλάχιστον επιπλέον mole αλκαλικότητας προκειμένου να μη μειωθεί η τιμή του pH. Όταν το pH κυμαίνεται στην τιμή 6.5 η ανάπτυξη των νιτρωδοποιητικών βακτηρίων AOB καταστέλλεται είτε λόγω της μειωμένης διαθεσιμότητας του υποστρώματος (διττανθρακικά και αμμωνιακά ιόντα) είτε λόγω του ίδιου του pH. Η απαιτούμενη αλκαλικότητα μπορεί να εξασφαλιστεί μέσω της απονιτρωδοποίησης από τη στιγμή που παράγεται ένα mole αλκαλικότητας για κάθε mole νιτρωδών. Ωστόσο αν η μισή ποσότητα αμμωνιακών που περιέχεται στα στραγγίδια οξειδωθεί δεν είναι αναγκαία η προσθήκη αλκαλικότητας αν υποτεθεί ότι δεν παρουσιάζεται έλλειψη της απονιτροποιητικής ικανότητας στην κεντρική μονάδα επεξεργασίας. Ως εκ τούτου μια πιθανή διαδικασία που μπορεί να ακολουθηθεί είναι η πραγματοποίηση μόνο της διαδικασίας της νιτρωδοποίησης με την οξείδωση του 50% των αμμωνιακών. Παρόλο που η απονιτρωδοποίηση είναι οικονομικά προτιμότερη σε σχέση με την εξωτερική προσθήκη αλκαλικού διαλύματος. (Gustavsson, 2010).

2.3.3 Αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου (Anammox, ANaerobic AMMonia OXidation)

Η αναερόβια οξείδωση της αμμωνίας (Anammox, ANaerobic AMMonia OXidation) αποτελεί μια πλήρως αυτοτροφική μέθοδο για την απομάκρυνση του αζώτου. Η μικροβιακή αυτή διαδικασία ανακαλύφθηκε στη δεκαετία του 1980 (Mulder *et al.*, 1989) ενώ μελέτες για την πλήρη εφαρμογή της στην επεξεργασία των λυμάτων ξεκίνησαν τη δεκαετία του 1990 (Σχήμα 2.6). Στην πραγματικότητα η μέθοδος Anammox αποτελεί ένα είδος συντόμευσης του κύκλου του αζώτου καθώς περιλαμβάνει την απευθείας μετατροπή της αμμωνίας σε αέριο άζωτο κάτω από αναερόβιες συνθήκες και υψηλές θερμοκρασίες χρησιμοποιώντας ως δέκτη ηλεκτρονίων τα νιτρώδη. Τα βακτήρια Anammox χρησιμοποιούν το διοξείδιο του άνθρακα (CO_2) ως πηγή άνθρακα όπως τα κοινά νιτροποιητικά βακτήρια. Τα πλεονεκτήματα της εφαρμογής της μεθόδου για την απομάκρυνση του αζώτου είναι προφανή. Δεν υπάρχει ανάγκη για προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα και μόνο το 50% της αμμωνίας οξειδώνεται σε νιτρώδη με μικρή παραγωγή ιλύος χαρακτηριστικού κόκκινου χρώματος (van Loosdrecht, 2008).



Σχήμα 2.6.:Ο πρώτος ANAMMOX αντιδραστήρας για την επεξεργασία υγρών λυμάτων, της Waterboard Hollandse Delta (WHSB), Rotterdam. (W.R. Abma *et al.* 2006, Ποθουλάκη 2009).

Η μειωμένη ζήτηση σε ενέργεια και σε δέκτη ηλεκτρονίων συμβάλλει στην αύξηση της αειφορίας των εγκαταστάσεων επεξεργασίας λυμάτων.

Παρουσιάζει πολύ χαμηλές απαιτήσεις σε οξυγόνο οι οποίες είναι μέχρι 57% χαμηλότερες από αυτές της συμβατικής απονιτροποίησης. Αυτό συμβαίνει για δύο λόγους. Αφενός γιατί το δεύτερο στάδιο της νιτροποίησης (οξείδωση νιτρωδών σε νιτρικά) δεν λαμβάνει χώρα, αφετέρου γιατί πραγματοποιείται μόνο μερική (50%) νιτρωδοποίηση του αμμωνιακού αζώτου. Καθώς όλα τα στάδια επιτελούνται από αυτοτροφικά βακτήρια δεν απαιτείται η προσθήκη οργανικού άνθρακα όπως συμβαίνει κατά την απονιτροποίηση και την απονιτρωδοποίηση. Επιπλέον, η μέθοδος Anammox μειώνει την παραγωγή ιλύος σημαντικά, μέχρι και 80% σε σύγκριση με τη συμβατική νιτροποίηση-απονιτροποίηση. Καθώς η διεργασία απαιτεί την οξείδωση μόνο του 50% του αμμωνιακού αζώτου σε νιτρώδες άζωτο, η αλκαλικότητα είναι επαρκής για τη νιτροποίηση (Gustavsson, 2010).

Η εφαρμογή της μεθόδου για την απομάκρυνση του αζώτου σε συμβατικά συστήματα Ε.Ε.Λ. συμβάλλει στην αύξηση της παραγόμενης ιλύος που οδηγείται στην αναερόβια χώνευση με αποτέλεσμα την επιπλέον παραγωγή μεθανίου (CH_4). Ως εκ τούτου η ενεργειακή απόδοση της μονάδας βελτιώνεται σημαντικά (van Loosdrecht, 2008).

Οι καταβολικές αντιδράσεις των βακτηρίων Anammox πραγματοποιούνται στην εσωτερική μεμβράνη του κυττάρου ενώ όλα τα υπόλοιπα βακτήρια προσλαμβάνουν την απαιτούμενη ενέργεια για τη διενέργεια αυτών των αντιδράσεων στην εξωτερική μεμβράνη του κυττάρου.

Στις εν λόγω διεργασίες η υδραζίνη είναι ενδιάμεσο προϊόν. Ωστόσο η ύπαρξη της υδροξυλαμίνης ως ενδιάμεσο προϊόν είναι υπό μελέτη καθώς όπως υποστηρίζεται μέχρι σήμερα το ρόλο αυτό παίζει το μονοξείδιο του αζώτου (NO). Τέλος παρόλο που σε όλες τις αντιδράσεις που συμμετέχουν τα συνήθη απονιτροποιητικά βακτήρια το υποξείδιο του αζώτου (N₂O) λειτουργεί ως ενδιάμεσο τα Anammox βακτήρια δεν παρουσιάζουν αυτή την ιδιότητα, μειώνοντας έτσι την επιβάρυνση της ατμόσφαιρας από τις εκπομπές του συγκεκριμένου αερίου του θερμοκηπίου (van Loosdrecht, 2008).

Η ανάπτυξη των βακτηρίων Anammox βρίσκεται σε αντιστοιχία με αυτή των νιτροποιητικών βακτηρίων. Στη μέθοδο Anammox παράγονται νιτρικά. Αυτό οφείλεται στην οξειδωση των νιτρωδών στα νιτρικά που αντισταθμίζει την μείωση του διοξειδίου του άνθρακα σε κυτταρική οργανική ύλη. Ως εκ τούτου σε μία πλήρως αυτοτροφική διαδικασία η παραγωγή ανοξικών νιτρωδών είναι ένα μέτρο της ανάπτυξης της βιομάζας των Anammox και αποτελεί μια πολύ καλή ένδειξη της δραστηριότητας τους (van Loosdrecht, 2008).

Όπως αναφέρουν οι Van de Graaf *et al.* (1996) το βασικό πρόβλημα των βακτηρίων Anammox είναι ο πολύ χαμηλός ρυθμός ανάπτυξης τους μόλις 0.069d⁻¹ (van Loosdrecht, 2008). Σύμφωνα με τους Strous *et al.* (1998) ο εκτιμώμενος χρόνος διπλασιασμού τους είναι 11 ημέρες σε θερμοκρασία που κυμαίνεται μεταξύ 32-33°C. Στα πλαίσια της μεθόδου προτιμάται να γίνεται εμβολιασμός του αντιδραστήρα συνήθως από παρόμοια συστήματα που βρίσκονται σε λειτουργία και ο χρόνος εγκλιματισμού (start-up) μπορεί να διαρκέσει αρκετούς μήνες (Gustavsson, 2010). Έχουν καταγραφεί χρόνοι start-up που κυμαίνονται από 5 μήνες έως και μερικά έτη σε περιπτώσεις που δεν επιχειρείται εμβολιασμός του αντιδραστήρα (Van der Star *et al.*, 2007; Wett, 2006). Οι περισσότεροι από τους υφιστάμενους αντιδραστήρες Anammox στην Ευρώπη έχουν πραγματοποιήσει εμβολιασμούς από υφιστάμενους αντιδραστήρες Anammox. Ως εκ τούτου η λειτουργία αντιδραστήρων τύπου Anammox στον ελλαδικό χώρο είναι ιδιαίτερα δύσκολο να εκκινήσει άμεσα καθώς δεν υπάρχει σε προσεγγίσιμη απόσταση αντιδραστήρας τέτοιου τύπου για να γίνει ο εμβολιασμός.

Όπως αναφέρουν οι Wett *et al.* (2010) τα βακτήρια Anammox με σημαντικό χρόνο παραμονής στερεών SRT (Solid Retention Time) τείνουν να παρουσιάζουν υψηλότερες διατμητικές τάσεις και μεγαλύτερη διάβρωση του εξωτερικού στρώματος από το εσωτερικό στρώμα (Gustavsson, 2010).

Σε συστήματα αιωρούμενης βιομάζας (suspended growth systems) όπως και στα συστήματα SBR, τα Anammox βακτήρια σχηματίζουν μικρούς κόκκους με μεγαλύτερη πυκνότητα στην κροκιδωμένη υλή (Wett *et al.*, 2006). Τα βακτήρια Anammox φαίνεται να παρουσιάζουν μια φυσική ικανότητα σχηματισμού κροκίδων (Trigo *et al.*, 2006). Ως εκ τούτου, φυγόκεντρες δυνάμεις που αναπτύσσονται μπορούν να χρησιμοποιηθούν για την επιλογή του κατάλληλου χρόνου παραμονής στερεών SRT ανάμεσα στις διαφορετικές ομάδες βακτηρίων (Wett *et al.*, 2010). Είναι σημαντικός ο διαχωρισμός των νιτροποιητών και κυρίως των NOB επειδή ανταγωνίζονται τα βακτήρια Anammox για το νιτρώδες υπόστρωμα. Ωστόσο η ανάπτυξη των βακτηρίων NOB επίσης καταστέλλεται με άλλους μηχανισμούς όπως η χαμηλή συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου DO και η αυξημένη συγκέντρωση των νιτρωδών.

Επιπρόσθετα οι ετεροτροφικοί απονιτροποιητές μπορούν να ανταγωνιστούν τα βακτήρια Anammox για το νιτρώδες υπόστρωμα. Η δυνατότητα τους αυτή μειώνεται όσο λιγότερη ποσότητα εύκολα βιοδιασπώμενου COD εντοπίζεται κατά την επεξεργασία των λυμάτων.

Μολαταύτα ο μεγάλος χρόνος παραμονής για τους νιτροποιητές αυξάνει τη φθορά που μπορεί να οδηγήσει στην αύξηση της διαθεσιμότητας του COD. Η απομάκρυνση του αζώτου μπορεί να αυξηθεί λόγω της απονιτροποίησης των υπολειπόμενων νιτρικών ιόντων παρουσία των απονιτροποιητικών βακτηρίων στην περίπτωση που τα Anammox βακτήρια δεν οξειδώσουν τα νιτρώδη ιόντα σε νιτρικά. Τα βακτήρια Anammox είναι επίσης πολύ ευαίσθητα στην έκθεση υψηλών συγκεντρώσεων οξυγόνου και νιτρωδών (Strous *et al.*, 1999). Η τιμή της συγκέντρωσης των νιτρωδών πέρα από την οποία αναστέλλεται η δράση των βακτηρίων Anammox εξαρτάται από το μέγεθος των συσσωματωμάτων της βιομάζας και από τη διάρκεια των χρόνων εγκλιματισμού (Wett *et al.*, 2010). Ακόμη σύμφωνα με τους Guven *et al.* (2005) η προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα με τη μορφή μεθανόλης αδρανοποιεί τα βακτήρια Anammox (Gustavsson 2010). Γι' αυτό είναι αναγκαίος ο συνεχής έλεγχος του συστήματος καθώς σε περίπτωση αστοχίας, οι χρόνοι που απαιτούνται για εκ νέου start-up καθυστερούν σημαντικά τη λειτουργία του αντιδραστήρα.

3 ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΟΙ ΥΠΟΛΟΓΙΣΜΟΙ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ «ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ 2 ΣΤΑΔΙΩΝ» (AB PROCESS)

3.1 Συνοπτική παρουσίαση των διατάξεων των συστημάτων επεξεργασίας

Στο πλαίσιο της ανά χείρας μεταπτυχιακής εργασίας μελετήθηκαν (12) επιμέρους διατάξεις συστημάτων 2 σταδίων που στηρίζονται στους συνδυασμούς των μεθόδων επεξεργασίας που αναπτύχθηκαν στο προηγούμενο κεφάλαιο. Οι συνδυασμοί αυτοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.1. Το Α' στάδιο στοχεύει στην απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα από τα λύματα. Ως εκ τούτου μελετάται η επεξεργασία με τρεις πιθανούς βασικούς τρόπους είτε με χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (A1), είτε με υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού λύου (A2), είτε με αναερόβιους αντιδραστήρες (A3). Το Β' στάδιο στοχεύει πρωτίστως στην απομάκρυνση του φορτίου του αζώτου μέσω είτε της παραδοσιακής μεθόδου της νιτροποίησης – απονιτροποίησης (B1), είτε μέσω εναλλακτικών και σύγχρονων μεθόδων όπως της νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης (B2) και της νιτρωδοποίησης – Anammox (B3).

Πίνακας 3.1: Παρουσίαση διατάξεων συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»

A/A	Α' ΣΤΑΔΙΟ		Β' ΣΤΑΔΙΟ	
1	A1	Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
2			B2	Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση Nitritation – Denitritation
3			B3	Νιτρωδοποίηση - Anammox
4	A2	Υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού λύου (Hi – CAS)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
5			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
6			B3	Νιτρωδοποίηση - Anammox
7	A3.1	Συστήματα αναερόβιας κλίνης ανοδικής ροής (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
8			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
9			B3	Νιτρωδοποίηση - Anammox
10	A3.2	Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR)	B1	Νιτροποίηση - απονιτροποίηση
11			B2	Νιτρωδοποίηση - απονιτρωδοποίηση
12			B3	Νιτρωδοποίηση - Anammox

3.1.1 Βασικά στοιχεία υγειονομικών υπολογισμών

Στις ακόλουθες υποπαραγράφους της παρούσας ενότητας παρουσιάζονται αναλυτικά τα αποτελέσματα των ισοζυγίων που καταστρώθηκαν για το συνολικό οργανικό φορτίο (COD) και το συνολικό αμμωνιακό φορτίο (TN) των συστημάτων, η παραγωγή λύου από το κάθε στάδιο με απώτερο στόχο τον προσδιορισμό του παραγόμενου βιοαερίου και της ενέργειας ενώ σε κάθε περίπτωση υπολογίζονται και οι βασικές ενεργειακές ανάγκες της κάθε μονάδας.

Το φορτίο του οργανικού άνθρακα σε όρους COD ανά ισοδύναμο κάτοικο σε ημερήσια βάση ανέρχεται σε 120gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα ενώ το φορτίο του συνολικού αζώτου ανέρχεται σε 12 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα. Κατά συνέπεια στην είσοδο του κάθε συστήματος (είσοδος Α' σταδίου) παρουσιάζεται αναλογία COD/N=10.

Για την κατάστρωση των ισοζυγίων επιλέχθηκε μάζα COD ίση με 1 000 kg/d και μάζα TN ίση με 100kg/d. Σύμφωνα με κοινώς αποδεκτά δεδομένα που αφορούν κατά κύριο λόγο την ελληνική επικράτεια λαμβάνεται μέση παροχή ακαθάρτων ανά κάτοικο ίση με 200 λίτρα/ισοδύναμο κάτοικο/ημέρα. Επομένως οι μάζες COD και TN των συστημάτων αντιστοιχούν σε ημερήσια παροχή περίπου ίση με $Q = 1\,667\text{ m}^3/\text{d}$ (εφαρμογή της εξίσωσης 3.1) και σε αριθμό ισοδύναμων κατοίκων 8 300 περίπου. Η συγκέντρωση του COD και του TN με βάση τα παραπάνω δεδομένα ανέρχεται σε 600mg/l και σε 60mg/l κατά αντιστοιχία.

$$\text{Μάζα}(M) = \text{Παροχή}(Q) \cdot \text{Συγκέντρωση}(c) \quad (3.1)$$

3.1.2 Βασικά στοιχεία ενεργειακών υπολογισμών

(α) Παραγωγή ενέργειας

Η ενεργειακή απόδοση του βιοαερίου ανέρχεται σε 5 500 kcal/m³ ή 6.4 kwh/m³ περίπου δεδομένου ότι 1 kcal = 0.001163 kwh.

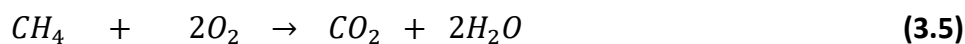
Το 65% ενός κυβικού βιοαερίου μετατρέπεται σε μεθάνιο (CH₄) και το 35% σε διοξείδιο του άνθρακα (CO₂) και λοιπά αέρια. Σύμφωνα με τις Εξισώσεις (3.2), (3.3), (3.4) τα 650 λίτρα μεθανίου που παράγονται από το 1 m³ αντιστοιχούν σε 29 mol και σε μάζα 464 gr.

$$n = \frac{V}{V_m} = \frac{650}{22.4} = 29\text{mol} \quad (3.2)$$

$$Mr_{CH_4} = 1 \cdot Ar_C + 4 \cdot Ar_H = 1 \cdot 12 + 4 \cdot 1 = 16 \quad (3.3)$$

$$m_{CH_4} = n \cdot Mr_{CH_4} = 29 \cdot 16 = 464\text{gr} \quad (3.4)$$

Από τη στοιχειομετρία της αντίδρασης της καύσης του μεθανίου (CH₄) που ακολουθεί (3.5) προκύπτει ότι 1.9 kg COD ($\approx 1\,856\text{ gr COD}$) απαιτούνται για την καύση 1m³ βιοαερίου.



Πιο συγκεκριμένα:

Για την καύση 16gr CH₄ απαιτούνται 64gr O₂ και

Για την καύση 1 gr CH₄ απαιτούνται 4gr O₂, οπότε

Για την καύση 464 gr CH₄ απαιτούνται 1856 gr O₂ (=1 856 gr COD)

Τα ποσοστά της παραγόμενης ιλύος του Α' και του Β' σταδίου που οδηγούνται από το χωνευτή στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας (CHP) δίνονται κατά περίπτωση για το κάθε σύστημα με αποτέλεσμα τον υπολογισμό της συνολικής μάζας σε όρους COD που εισέρχεται στη μονάδα. Η ποσότητα αυτή μετατρέπεται σε ημερήσια

παραγωγή βιοαερίου αφού διαιρεθεί με τον όρο 1.9 kg COD. Ακολούθως μέσω της Εξίσωσης (3.6) που ακολουθεί προκύπτει η συνολική παραγόμενη ενέργεια. Εξ' αυτής το 35% συνιστά την παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια και το 65% την παραγόμενη θερμική ενέργεια.

$$\text{Παραγόμενη ενέργεια} = \text{Παραγόμενο βιοαέριο} \cdot \text{Ενεργειακή απόδοση βιοαερίου} \quad (3.6)$$

(β) Κατανάλωση ενέργειας

Η ενέργεια που απαιτείται για τις τυπικές μονάδες επεξεργασίας λυμάτων αφορά στη λειτουργία των συστημάτων αερισμού (φυσητήρες ή επιφανειακοί αεριστήρες), των διατάξεων ανάδευσης των δεξαμενών (π.χ. δεξαμενές προσθήκης κροκιδωτικού, παχυντές βαρύτητας, δεξαμενές συλλογής και αποθήκευσης ιλύος, δεξαμενές χώνευσης), των συγκροτημάτων παρασκευής πολυηλεκτρολύτη, των αντλιών ανακυκλοφορίας του ανάμικτου υγρού, των αντλιών τροφοδοσίας ιλύος, των μεταφορικών κοχλιών, των δοσομετρικών αντλιών, των ξέστρων των δεξαμενών τελικής καθίζησης, των κύριων μηχανολογικών διατάξεων πάχυνσης και αφυδάτωσης (τράπεζες πάχυνσης, φυγόκεντροι αφυδάτωσης, ταινιοφιλτράρες αφυδάτωσης), των διατάξεων πλύσης και απόσμησης. Σε μια συμβατική τυπική μονάδα ενεργού ιλύος έχει υπολογιστεί ότι για την λειτουργία των παραπάνω συστημάτων σε ημερήσια βάση απαιτούνται 0.44 kWh/ m³ (Mamais et al, 2015).

Στο πλαίσιο της παρούσας εργασίας υπολογίζονται οι ενεργειακές απαιτήσεις των συστημάτων αερισμού μέσω των σχέσεων που παρουσιάζονται ακολούθως ενώ για τη λειτουργία των λοιπών διατάξεων λαμβάνεται κατανάλωση ενέργειας σε ημερήσια βάση ίση με 0.22 kWh/ m³.

Η ανάγκη σε **οξυγόνο του Α' σταδίου** σε όποιες από τις διατάξεις απαιτείται (π.χ. σε συστήματα υψηλής φόρτισης) δίνεται με την εφαρμογή της Εξίσωσης (3.7), στην οποία συμπεριλαμβάνεται και η κάλυψη της ενδογενούς αναπνοής. Το $Y_{\text{παρατηρούμενο}}$ πολλαπλασιάζεται με το συντελεστή μετατροπής 1.42 mg COD/mg VSS ώστε να εκφραστεί σε όρους COD.

$$OTR = (1 - Y_{\text{παρατηρούμενο}}) \cdot COD_{\text{απομάκρυνσης}} \quad (3.7)$$

Για τον υπολογισμό του **οξυγόνου στο Β' στάδιο** κατά τις διεργασίες απομάκρυνσης του υπολείμματος του οργανικού φορτίου που εισέρχεται από το Α' στάδιο χρησιμοποιείται η Εξίσωση (3.7) για τις διεργασίες της νιτροποίησης – απονιτροποίησης και της νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης, με επιλογή του ετεροτροφικού συντελεστή μετατροπής της βιομάζας $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.3$ mg VSS/mg COD. Για τον υπολογισμό του οξυγόνου που δαπανάται στην οξείδωση του οργανικού αζώτου ακολουθούνται κατά περίπτωση οι Εξισώσεις (3.8), (3.9), (3.10) αντίστοιχα για τις διεργασίες της νιτροποίησης – απονιτροποίησης, νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης και νιτρωδοποίησης - Anammox. Πρέπει να σημειωθεί ότι το 15% της ενεργειακής κατανάλωσης του οξυγόνου δαπανάται για σύνθεση και το υπόλοιπο 85% για τις διεργασίες της νιτροποίησης ή νιτρωδοποίησης. Στην απονιτροποίηση ή απονιτρωδοποίηση λαμβάνεται το 80% του αμμωνιακού φορτίου της εισόδου του συστήματος. Κατά το στάδιο της Anammox δεν δαπανάται ενέργεια για αερισμό και η οξείδωση του οργανικού φορτίου στη διεργασία της νιτρωδοποίησης – Anammox

συνυπολογίζεται με εισαγωγή του κατάλληλου συντελεστή όπως παρουσιάζεται στην Εξίσωση (3.10).

Για Νιτροποίηση – Απονιτροποίηση:

$$OTR = 4.33 \cdot 0.85 \cdot TN_{\text{εισόδου}} - 2.86 \cdot 0.8 \cdot 0.85 \cdot TN_{\text{εισόδου}} \quad (3.8)$$

Για Νιτρωδοποίηση – Απονιτρωδοποίηση:

$$OTR = 3.25 \cdot 0.85 \cdot TN_{\text{εισόδου}} - 1.72 \cdot 0.8 \cdot 0.85 \cdot TN_{\text{εισόδου}} \quad (3.9)$$

Για Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ:

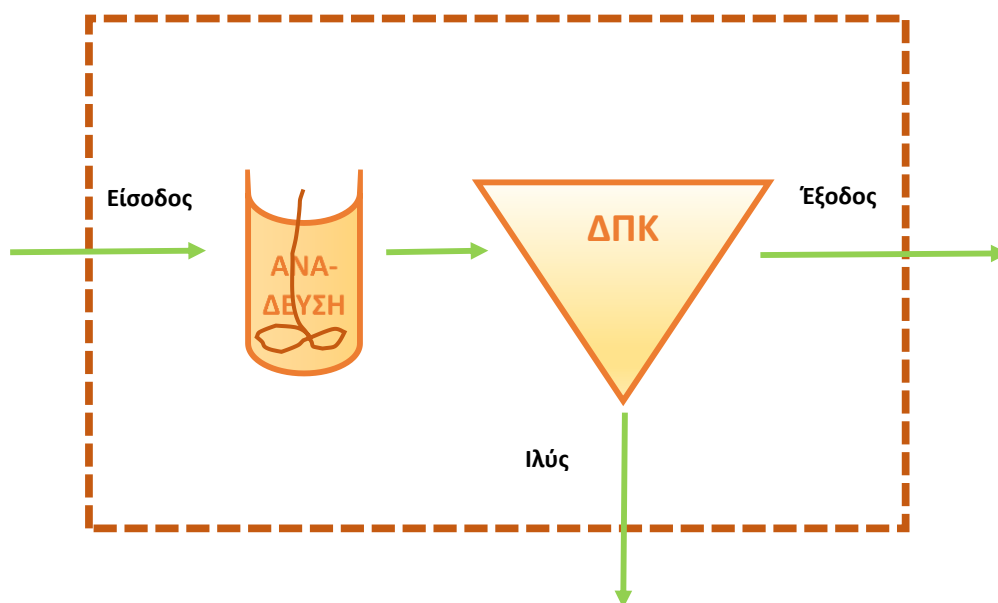
$$OTR = 1.85 \cdot 0.85 \cdot TN_{\text{εισόδου}} \quad (3.10)$$

Και για τα δύο επιμέρους στάδια λαμβάνοντας την αναλογία $OTR/SOTR = 0.5$ και κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού ίση με $4 \text{ kg O}_2/\text{kwh}$ προκύπτει η συνολική ανάγκη αερισμού σε kwh ανά ημέρα και ακολούθως μέσω της μέσης ημερήσιας παροχής των λυμάτων και σε kwh ανά m^3 .

3.2 Παρουσίαση των επιμέρους σταδίων των συστημάτων

3.2.1 Σύστημα A1 - Χημικά υποβοηθούμενα πρωτοβάθμιας επεξεργασίας συστήματα (Chemically Enhanced Primary Treatment, CEPT)

Το σύστημα αυτό περιλαμβάνει δεξαμενή πρωτοβάθμιας καθίζησης (ΔΠΚ) για την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα (Σχήμα 3.1). Προηγείται η ρίψη ποσοτήτων κροκιδωτικού που συνδυάζεται με την ανάδευση των λυμάτων ώστε να διασπαρεί σε όλη τη μάζα τους.



Σχήμα 3.1: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A1 (CEPT)

Επιλέγεται ποσοστό απομάκρυνσης του COD του συστήματος προς τη γραμμή της ιλύος ίσο με 65%. Εφόσον δεν πραγματοποιείται κάποια βιολογική διεργασία η συγκέντρωση COD στην έξοδο του συστήματος ($COD_{Αεξόδου}$) προκύπτει με απλή εφαρμογή του ισοζυγίου που δίνεται από την Εξίσωση **(3.11)**.

$$COD_{Αεισόδου} - COD_{Αεξόδου} - COD_{Αιλύος} = 0 \quad (3.11)$$

όπου

$COD_{Αεισόδου}$: μάζα COD που εισέρχεται στην εγκατάσταση η οποία προκύπτει από την τιμή της συγκέντρωσης του COD πολλαπλασιασμένη με την παροχή σχεδιασμού της εγκατάστασης των οποίων οι τιμές δίνονται στην υποενότητα 3.1.1.

$COD_{Αεξόδου}$: μάζα COD στην έξοδο του συστήματος και υπολογίζεται με τη βοήθεια των Εξισώσεων **(3.1)** και **(3.11)**. Υπολογίζεται ποσοστό 35% συνόλου του COD στην έξοδο του συστήματος

$COD_{Αιλύος}$: μάζα COD που περιέχεται στην απομακρυνόμενη ιλύ του συστήματος η οποία αντιστοιχεί σε ποσοστό 65% του εισερχόμενου COD.

Όσο αφορά στην απομάκρυνση του αζώτου από το σύστημα μέσω της ιλύος λαμβάνεται ίσο με 30% από τη βιβλιογραφία. Οπότε το άζωτο στην έξοδο της διάταξης ($TN_{Αεξόδου}$) υπολογίζεται μέσω του ισοζυγίου **(3.12)**.

$$TN_{Αεισόδου} - TN_{Αεξόδου} - TN_{Αιλύος} = 0 \quad (3.12)$$

$TN_{Αεισόδου}$: μάζα TN που εισέρχεται στην εγκατάσταση η οποία προκύπτει από την τιμή της συγκέντρωσης του TN πολλαπλασιασμένη με την παροχή σχεδιασμού της εγκατάστασης των οποίων οι τιμές δίνονται στην υποενότητα 3.1.1.

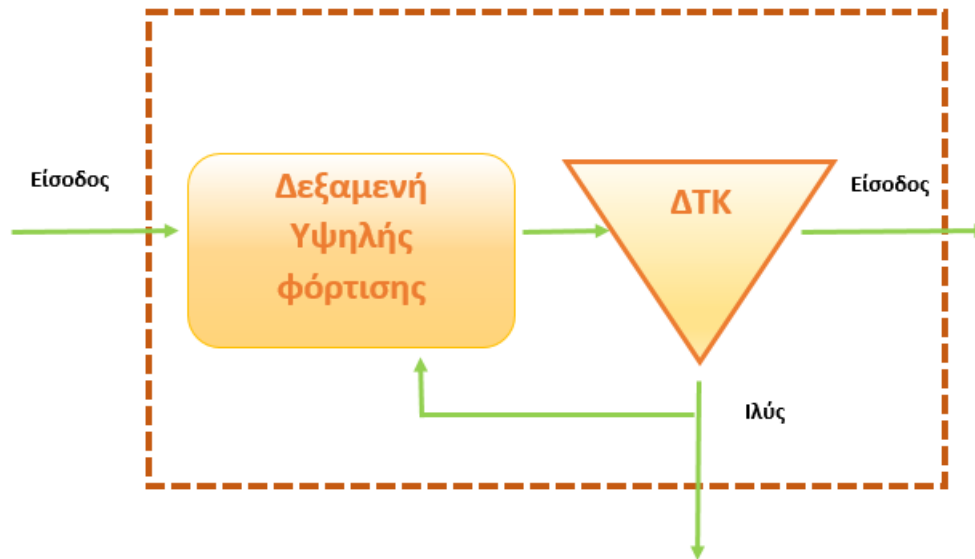
$TN_{Αεξόδου}$: μάζα TN στην έξοδο του συστήματος και υπολογίζεται με τη βοήθεια των Εξισώσεων **(3.1)** και **(3.11)**. Υπολογίζεται ποσοστό 70% συνόλου του TN στην έξοδο του συστήματος

$TN_{Αιλύος}$: μάζα TN που περιέχεται στην απομακρυνόμενη ιλύ του συστήματος η οποία αντιστοιχεί σε ποσοστό 30% του εισερχόμενου TN.

Σε αυτό το στάδιο (A1) δεν παρουσιάζεται ανάγκη κατανάλωσης οξυγόνου καθώς συντελείται μόνο πρωτοβάθμια καθίζηση και όχι κάποια βιολογική διεργασία.

3.2.2 Σύστημα A2 - Υψηλής φόρτισης συστήματα ενεργού ιλύος (Hi – CAS)

Το σύστημα αυτό διαφέρει με το συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος καθώς λειτουργεί με επιλογή πολύ χαμηλών χρόνων παραμονής και υψηλό ποσοστό παραγόμενης ενεργού ιλύος. Ωστόσο σε επίπεδο διάταξης (Σχήμα 3.2) είναι παρόμοιο με το συμβατικό σύστημα καθώς περιλαμβάνει τη Δεξαμενή υψηλής φόρτισης εντός της οποίας πραγματοποιείται η βιολογική διεργασία και ακολουθεί η Δεξαμενή Τελικής Καθίζησης (ΔTK) ενώ τοποθετείται και σύστημα επανακυκλοφορίας της ιλύος.



Σχήμα 3.2: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A2 (Hi - CAS)

Στην έξοδο του συστήματος συνίσταται η επιλογή συγκέντρωσης COD που κυμαίνεται μεταξύ των τιμών $COD_{\text{Αεξόδου}} = 175 - 225 \text{ mg/l}$. Με βάση τη βιβλιογραφία επιλέγεται χρόνος παραμονής στερεών $\theta_c = 0.41 \text{ d}$, $Y = 0,72 \text{ mg VSS/mg COD}$ και σύμφωνα με την Εξίσωση (3.13) προκύπτει $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.71 \text{ mg VSS/mg COD}$.

$$Y_{\text{παρατηρούμενο}} = \frac{Y}{1+b \cdot \theta_c} \quad (3.13)$$

όπου η ταχύτητα φθοράς των μικροοργανισμών $b = 0.05 \text{ d}^{-1}$,

Η παραγόμενη ιλύς του συστήματος υπολογίζεται από τη σχέση (3.14)

$$VSS_A = Y_{\text{παρατηρούμενο}} \cdot Q \cdot COD_{\text{εισόδου}} \cdot E \quad (3.14)$$

Όπου

VSS: η μάζα των παραγόμενων πτητικών στερεών σε όρους kg/d

$Y_{\text{παρατηρούμενο}}$: ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας σε όρους mg VSS/mg COD

και E η απόδοση του συστήματος που δίνεται από την Εξίσωση (3.15)

$$E = \frac{COD_{\text{εισόδου}} - COD_{\text{εξόδου}}}{COD_{\text{εισόδου}}} \quad (3.15)$$

Για να προκύψει η παραγόμενη ιλύς σε όρους COD η μάζα της ιλύος σε VSS πολλαπλασιάζεται με κατάλληλο συντελεστή μετατροπής βιομάζας ίσο με $1.42 \text{ mg COD/mg VSS}$.

Επειδή οι χρόνοι παραμονής στερεών είναι πολύ μικροί δεν ευνοούνται κατάλληλες συνθήκες για την πραγματοποίηση διεργασιών που αφορούν στην απομάκρυνση του αμμωνιακού αζώτου όπως νιτροποίηση – απονιτροποίηση κλπ. Απομάκρυνση μικρού κλάσματος του αμμωνιακού αζώτου γίνεται μέσω της παραγόμενης ιλύος του οργανικού

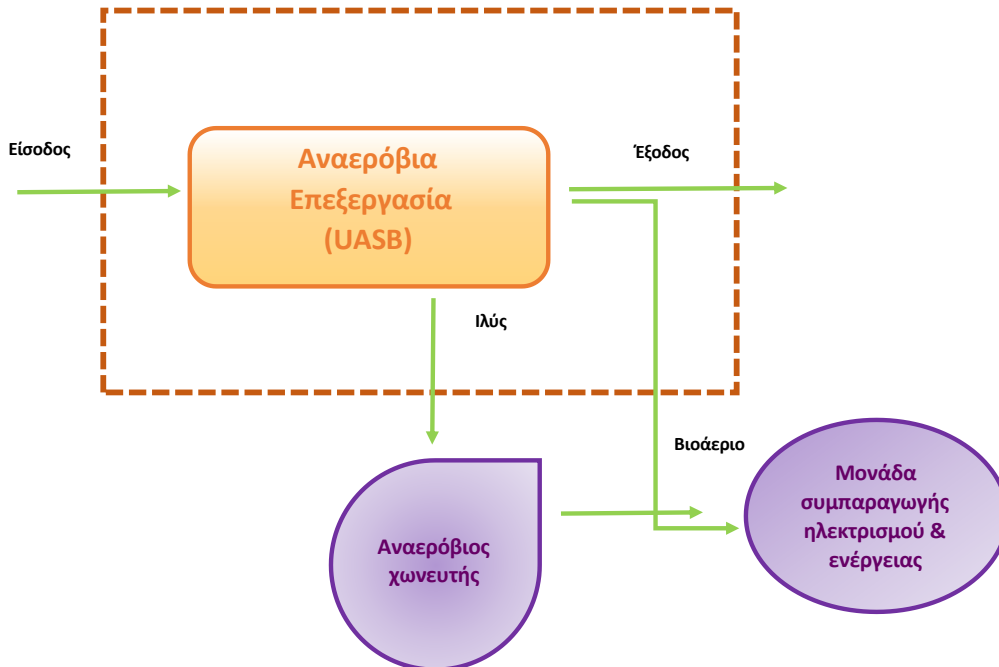
άνθρακα. Για το λόγο αυτό γίνεται μια παραδοχή απομάκρυνσης αμμωνιακών σε ποσοστό της τάξης του 6%. Ως εκ τούτου η μάζα του αμμωνιακού αζώτου που απομακρύνεται από το σύστημα μέσω της ιλύος δίνεται από την ακόλουθη Εξίσωση (3.16), ενώ το αμμωνιακό άζωτο στην έξοδο του συστήματος υπολογίζεται με εφαρμογή του ισοζυγίου (3.12).

$$TN_{Αιλύος} = 0,06 \cdot Y_{\text{παρατηρούμενο}} \cdot VSS \quad (3.16)$$

Για τον υπολογισμό της κατανάλωσης του οξυγόνου σε αυτό το στάδιο αξιοποιείται η Εξίσωση (3.7). Ωστόσο επειδή είναι πολύ υψηλή η τιμή του ετεροτροφικού συντελεστή βιομάζας ($Y_{\text{παρατηρούμενο}}$) και σε συνδυασμό ότι για την μετατροπή του σε όρους COD επιλέγεται η εμπειρική τιμή του συντελεστή μετατροπής από όρους VSS σε COD 1.42 mg COD /mg VSS προκύπτει μηδενική κατανάλωση οξυγόνου. Στην πράξη επειδή αρκετές φορές καταγράφονται χαμηλότερες τιμές του συντελεστή μετατροπής λαμβάνεται ένα τυπικό ποσοστό της τάξης του 5% του COD που απομακρύνεται ως απαίτηση του συστήματος για αερισμό.

3.2.3 Σύστημα A3.1 - Συστήματα αναερόβιας κλίνης ανοδικής ροής (Upflow Anaerobic Sludge Blanket, UASB)

Τα συστήματα αυτά επιτυγχάνουν υψηλούς βαθμούς απομάκρυνσης του COD. Λόγω της αναερόβιας επεξεργασίας παράγεται απευθείας υψηλό ποσοστό βιοαερίου που κατευθύνεται στην μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού & ενέργειας (Σχήμα 3.3).



Σχήμα 3.3: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A3.1 (UASB)

Στην έξοδο του συστήματος η συγκέντρωση του COD λαμβάνεται σύμφωνα με τη βιβλιογραφία ίση περίπου με το 20% της συγκέντρωσης του COD στην είσοδο. Στο πλαίσιο της παρούσας εργασίας επιλέχθηκε $COD_{\text{Αεξόδου}} = 96 \text{ mg/l}$. Επιπρόσθετα λαμβάνεται $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.1 \text{ mg VSS/mg COD}$, ο χρόνος παραμονής των μεθανογενών βακτηρίων που

διαδραματίζουν το βασικότερο ρόλο $\theta_c = 10d$ ενώ η ταχύτητα φθοράς παίρνει ιδιαίτερως χαμηλές τιμές που η εισαγωγή της στους υπολογισμούς την καθιστά σχεδόν αμελητέα (Cervantes et al., 2006).

Η παραγόμενη ιλύς του συστήματος υπολογίζεται κατά αντιστοιχία από την Εξίσωση (3.14) με αξιοποίηση και της Εξίσωσης (3.15) σε όρους VSS και κατόπιν σε όρους COD μέσω του συντελεστή $1.42 \text{ mg COD /mg VSS}$.

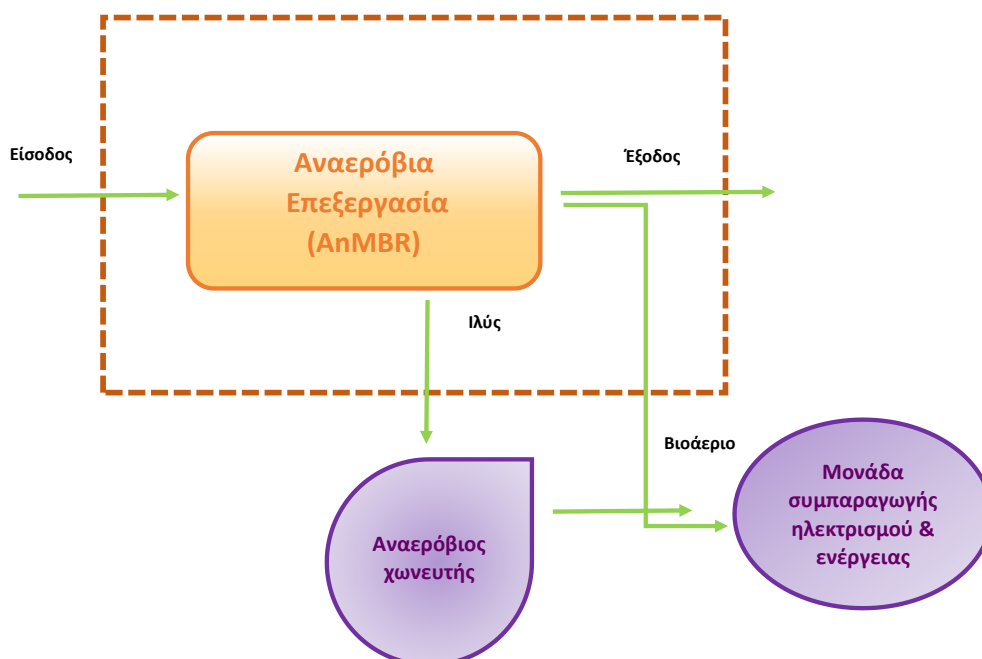
Με απλή εφαρμογή του ισοζυγίου (Εξίσωση 3.17) για το COD προκύπτει η μάζα του που μετατρέπεται σε βιοαέριο από αυτό το στάδιο της επεξεργασίας.

$$COD_{\text{βιοαερίου}} = COD_{\text{εισόδου}} - COD_{\text{ιλύος}} - COD_{\text{εξόδου}} \quad (3.17)$$

Το ποσοστό του αμμωνιακού αζώτου που καταλήγει στη λάσπη είναι σχεδόν αμελητέο, ενώ δε γίνεται η απομάκρυνση του μέσω κάποιας από τις συνήθεις διαδικασίες με αποτέλεσμα σχεδόν στο σύνολο του να οδηγείται προς επεξεργασία στο Β' στάδιο. Δεδομένου ότι πρόκειται για αναερόβια επεξεργασία καθίσταται προφανές το γεγονός ότι δε πραγματοποιούνται υπολογισμοί για τις ανάγκες αερισμού τόσο στις συγκεκριμένες διατάξεις (UASB) όσο και στις ακόλουθες (AnMBR) της υποπαραγράφου 3.2.4.

3.2.4 Σύστημα A3.2 - Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών (Anaerobic Membrane Bioreactors, AnMBR)

Και αυτά τα συστήματα λειτουργούν επί της αρχής με παρόμοιο τρόπο με τα προηγούμενα (Σχήμα 3.4) υπό την έννοια ότι παράγεται βιοαέριο που οδηγείται απευθείας στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας. Το βιοαέριο υπολογίζεται ωσαύτως από την εξίσωση του ισοζυγίου του COD (3.17).



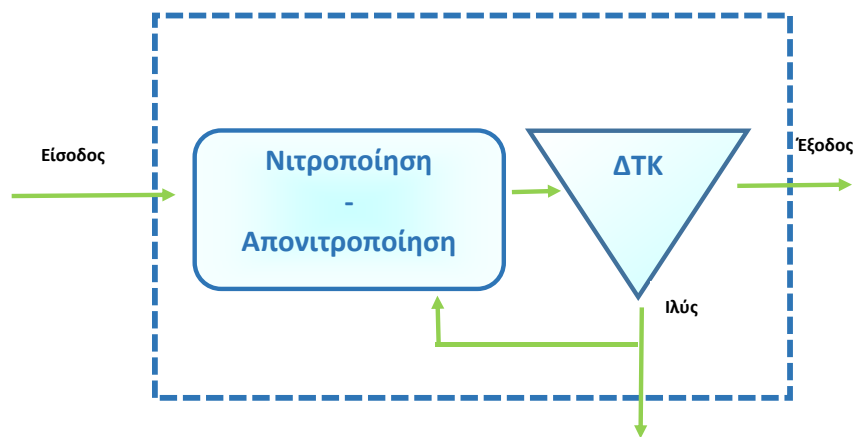
Σχήμα 3.4: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος A3.2 (AnMBR)

Σύμφωνα με τη βιβλιογραφία η τιμή της συγκέντρωσης του CODεξόδου λαμβάνεται ως το 15% της συγκέντρωσης του CODεισόδου, ήτοι 90 mg/l. Στα AnMBR συστήματα ο χρόνος παραμονής των βακτηρίων λαμβάνεται $\theta_c = 20d$, $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.1 \text{ mg VSS/mg COD}$ ενώ η ταχύτητα φθοράς των βακτηρίων είναι και σε αυτή την περίπτωση εξαιρετικά χαμηλή. Με βάση τις σχέσεις (3.14) και (3.15) υπολογίζεται η παραγόμενη ιλύς σε όρους VSS και κατόπιν σε όρους COD μέσω του συντελεστή $1.42 \text{ mg COD /mg VSS}$.

Και σε αυτά τα συστήματα δεν οξειδώνεται το αμμωνιακό άζωτο ενώ η απομάκρυνση του μέσω της ιλύος είναι πρακτικά αμελητέα.

3.2.5 Σύστημα B1 – Νιτροποίηση & Απονιτροποίηση

Στα συστήματα αυτά πραγματοποιείται ως επί το πλείστον η απομάκρυνση του αμμωνιακού αζώτου καθώς και η απομάκρυνση της ποσότητας του οργανικού άνθρακα ο οποίος καταναλώνεται κατά το στάδιο της απονιτροποίησης. Στην έξοδο των συστημάτων λαμβάνονται τυπικές τιμές σύμφωνα με τη βιβλιογραφία $TN = 8 \text{ mg/l}$ ($<10 \text{ mg/l}$) και $COD = 60 \text{ mg/l}$. Τα φορτία εισόδου είναι ίσα με αυτά που έχουν προκύψει στην έξοδο των επιμέρους συστημάτων του Α' σταδίου. Μετά τη δεξαμενή της νιτροποίησης – απονιτροποίησης ακολουθεί Δεξαμενή Τελικής Καθίζησης ενώ τοποθετείται και σύστημα επανακυκλοφορίας της ιλύος (Σχήμα 3.5).



Σχήμα 3.5: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B1 (Νιτροποίηση - Απονιτροποίηση)

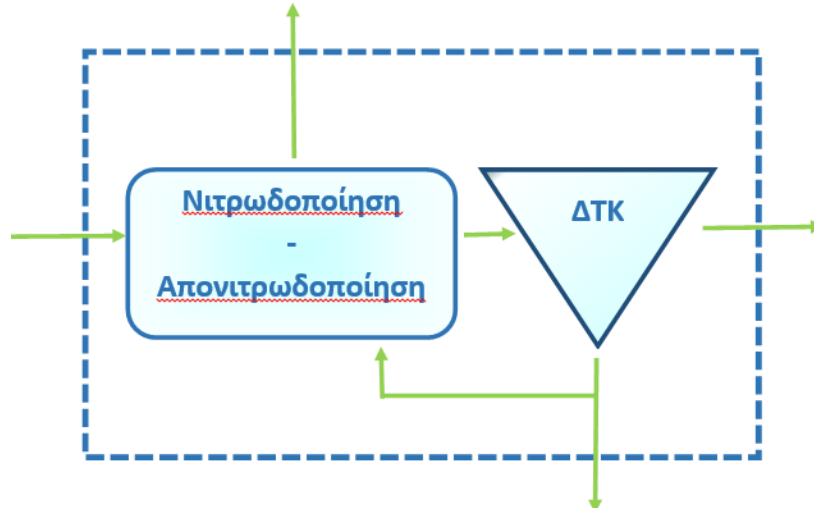
Επιπρόσθετα ο χρόνος παραμονής των ετεροτροφικών βακτηρίων λαμβάνεται $\theta_c = 10d$, $Y = 0.45 \text{ mg VSS/mg COD}$ και σύμφωνα με την Εξίσωση (3.13) προκύπτει $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.3 \text{ mg VSS/mg COD}$. Μέσω της Εξίσωσης (3.18) προκύπτει η παραγόμενη ιλύς σε όρους VSS και πολλαπλασιαζόμενη με τον κατάλληλο συντελεστή και σε όρους COD.

$$VSS_{\text{Βιλύος}} = Y_{\text{παρατηρούμενο}} \cdot Q \cdot (COD_{\text{εισόδου}} - COD_{\text{εξόδου}}) \quad (3.18)$$

Η μάζα του αμμωνιακού αζώτου που καταλήγει στην παραγόμενη λάσπη υπολογίζεται με αξιοποίηση της αναλογίας COD/N στην έξοδο του συστήματος.

3.2.6 Σύστημα B2 – Νιτρωδοποίηση & Απονιτρωδοποίηση

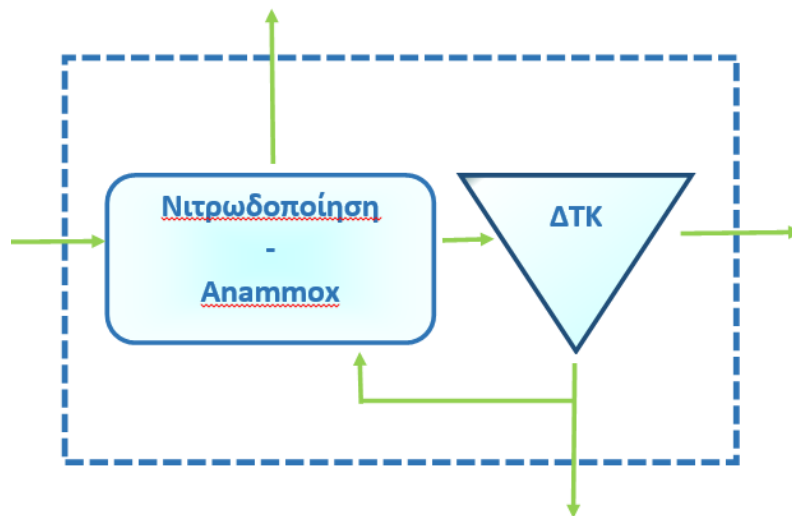
Σχετικά με τους υπολογισμούς των ισοζυγίων COD και TN των συγκεκριμένων συστημάτων ακολουθούνται οι παραδοχές και οι τιμές των παραμέτρων των συστημάτων νιτροποίησης – απονιτροποίησης (υποπαράγραφος 3.2.5) ενώ και η διάταξη των δεξαμενών επεξεργασίας γίνεται με παρόμοιο τρόπο (Σχήμα 3.6). Στη διεργασία αυτή παραλείπεται το στάδιο της νιτρικοποίησης – απονιτρικοποίησης.



Σχήμα 3.6: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B2 (Νιτρωδοποίηση - Απονιτρωδοποίηση)

3.2.7 Σύστημα B3 – Νιτρωδοποίηση & Αναμμοξ

Με βάση τα βιβλιογραφικά δεδομένα έχει ληφθεί συγκέντρωση COD στην έξοδο ίση με 30mg/l και TN = 1mg/l ενώ σύμφωνα με τη βιβλιογραφία το $Y_{\text{παρατηρούμενο}} = 0.5 \text{ mgVSS/mgN}_{\text{removed}}$ για τα βακτήρια Αναμμοξ. Και η διάταξη των δεξαμενών σε αυτή τη μέθοδο είναι παρόμοια με τις B1, B2 (Σχήμα 3.7) υπό την έννοια ότι τις δεξαμενές που λειτουργούν για τη νιτρωδοποίηση – Αναμμοξ συνήθως τεχνολογίες SHARON ή DEMON ακολουθεί η ΔΤΚ σε συνδυασμό με την τοποθέτηση συστήματος επανακυκλοφορίας της λύσης.



Σχήμα 3.7: Διαγραμματική απεικόνιση συστήματος B3 (Νιτρωδοποίηση - Αναμμοξ)

3.3 Παρουσίαση των συστημάτων επεξεργασίας (συνδυασμών επιμέρους σταδίων)

Με εφαρμογή των Εξισώσεων, των παραδοχών και των εκτιμήσεων που αναπτύσσονται στις παραγράφους 3.1 και 3.2 παρατίθενται ανά συνδυασμό επιμέρους σταδίων όπως αυτά παρουσιάστηκαν στον Πίνακα 3.1 το σύνολο των υπολογισμών που προέκυψαν από την κατάστρωση των ισοζυγίων COD και TN για την είσοδο και την έξοδο (τελική εκροή, ιλύς, εκροή Α' σταδίου) των συστημάτων Α' και Β' σταδίου σε όρους μάζας και συγκέντρωσης. Τους υπολογισμούς κάθε διάταξης ακολουθεί διαγραμματική απεικόνιση των συστημάτων επεξεργασίας επί της οποίας αναγράφονται τα ποσοστά COD και TN για τις εισροές και τις εκροές κάθε συστήματος. Επιπρόσθετα σε κάθε περίπτωση παρουσιάζονται τα αποτελέσματα των ενεργειακών υπολογισμών που αφορούν στο παραγόμενο βιοαέριο, στην παραγόμενη συνολική ενέργεια, στην παραγόμενη ηλεκτρική και θερμική ενέργεια, στην κατανάλωση ενέργειας για τις ανάγκες αερισμού όπου απαιτείται και τη λειτουργία του ηλεκτρομηχανολογικού εξοπλισμού της εγκατάστασης

3.3.1 1^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α1-Β1 σταδίων

Το 1^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της χημικά υποβοηθούμενης καθίζησης Α1 και της Νιτροποίησης – απονιτροποίησης Β1. Στους Πίνακες 3.2 και 3.3 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.8 και 3.9 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 1^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 39% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 4% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.4 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 230.2 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.31 kWh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.41 kWh/ m³.

Πίνακας 3.2: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN Α1 σταδίου 1^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	350
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	210
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	70
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42

Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{ιλύος}	kg COD/d	650
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	30%
Μάζα TN ^A _{ιλύος}	kg COD/d	30

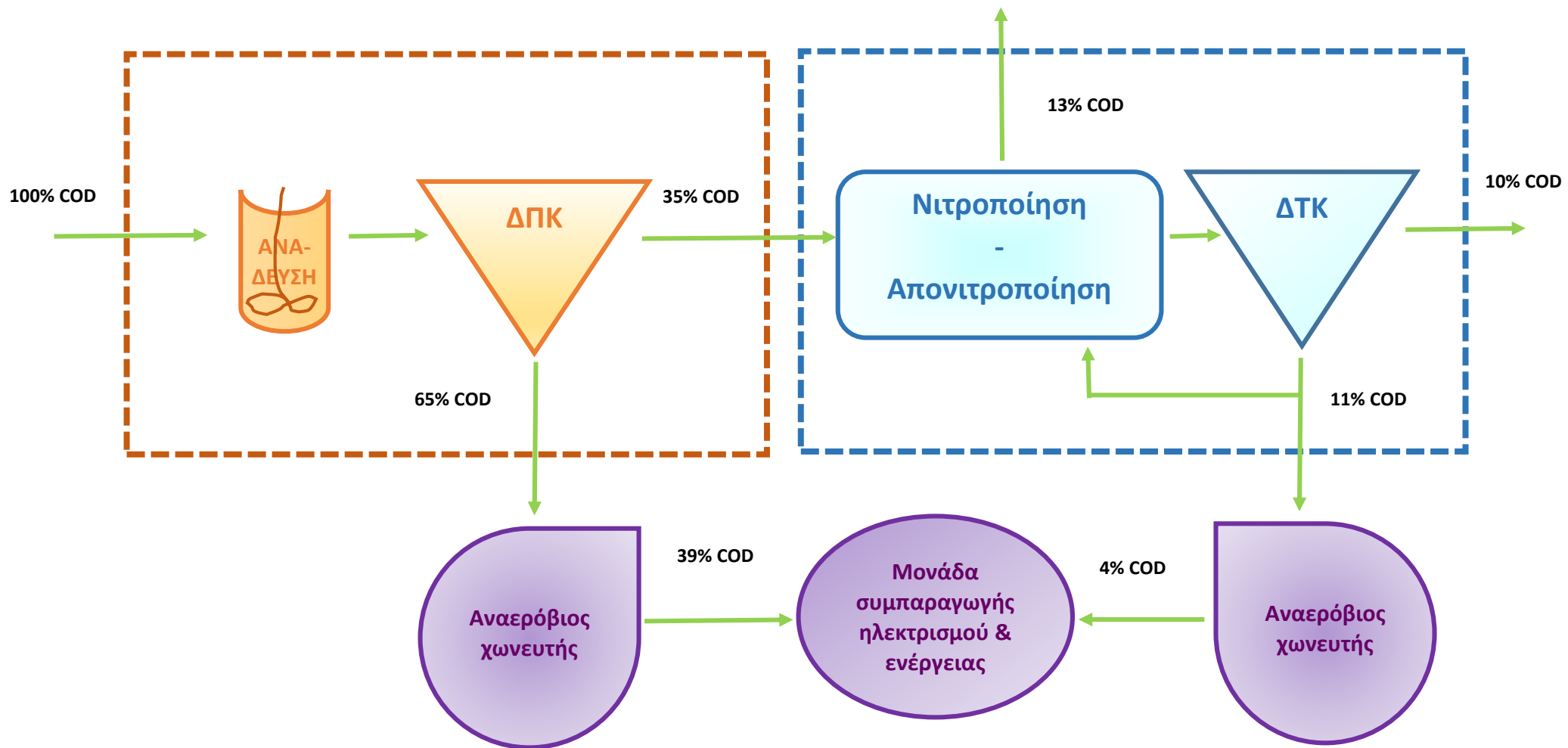
Πίνακας 3.3: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN Β1 σταδίου 1^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	70
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	75
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	106.5

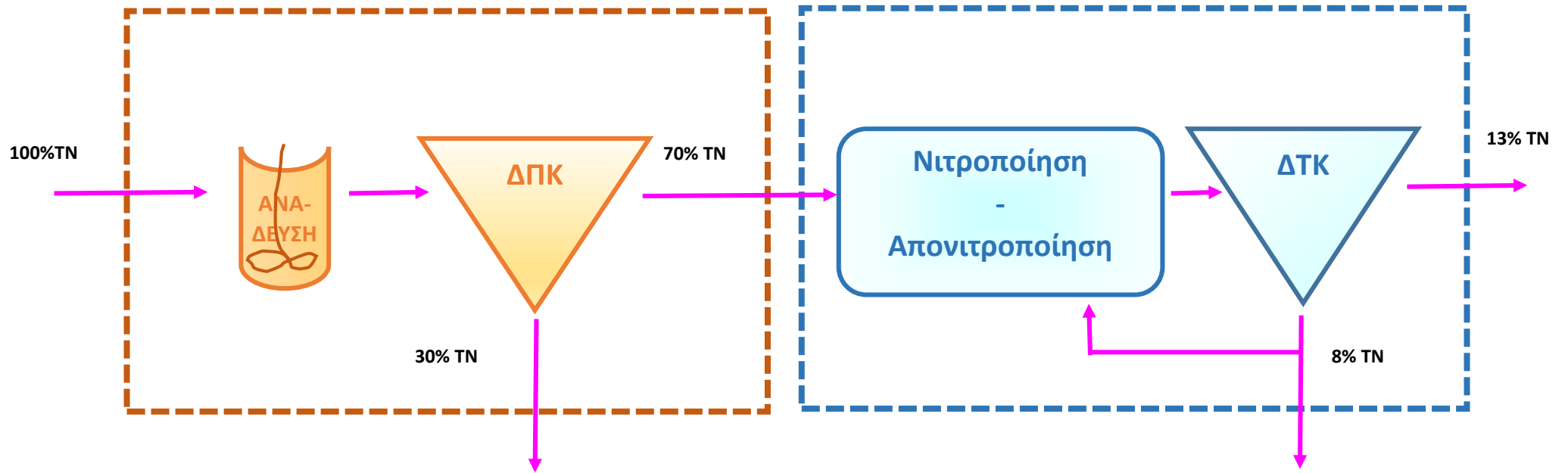
Πίνακας 3.4: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 1^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	230.2
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/ m ³	0.88
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/ m ³	0.31
Θερμική ενέργεια		kwh/ m ³	0.57
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR		0.5	
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
Α ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
Β ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	631
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	1262
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	316
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.19
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	143.5
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	287

	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	71.75
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.04
	Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης	kwh/m ³	0.22
	Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις	kwh/m ³	0.41



Σχήμα 3.8: Ισοζύγιο COD 1^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)



Σχήμα 3.9: Ισοζύγιο TN 1^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση Α1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση Β1)

3.3.2 2^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A1-B2 σταδίων

Το 2^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της χημικά υποβοηθούμενης καθίζησης A1 και της Νιτροδωποίησης – απονιτροδωποίησης B2. Στους Πίνακες 3.5 και 3.6 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.10 και 3.11 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 2^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 39% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 4% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.7 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 230.2 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.31 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.30 kwh/ m³.

Πίνακας 3.5: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A1 σταδίου 2^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	350
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	210
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	70
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	650
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	30%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	30

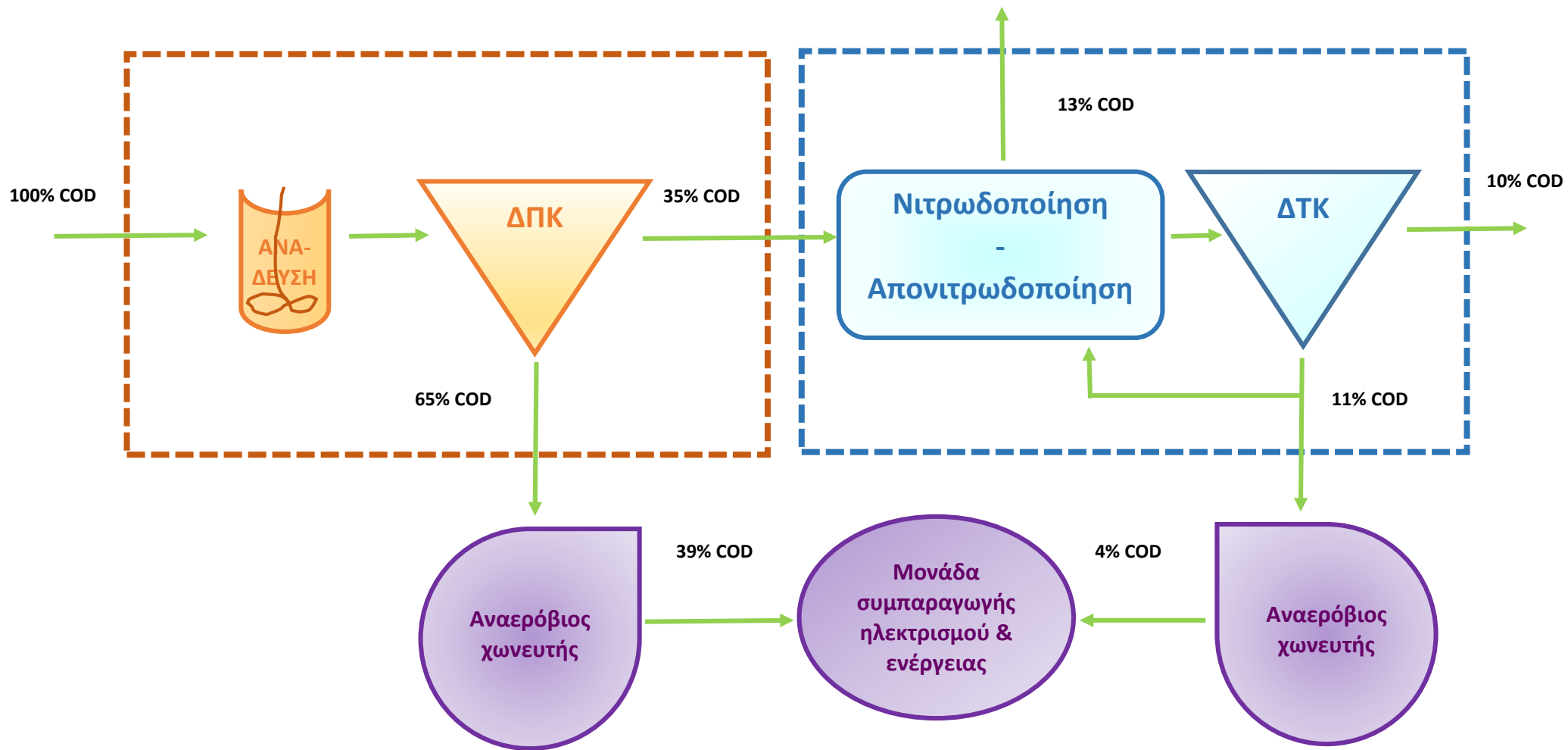
Πίνακας 3.6: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 2^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	kg/d	13
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05

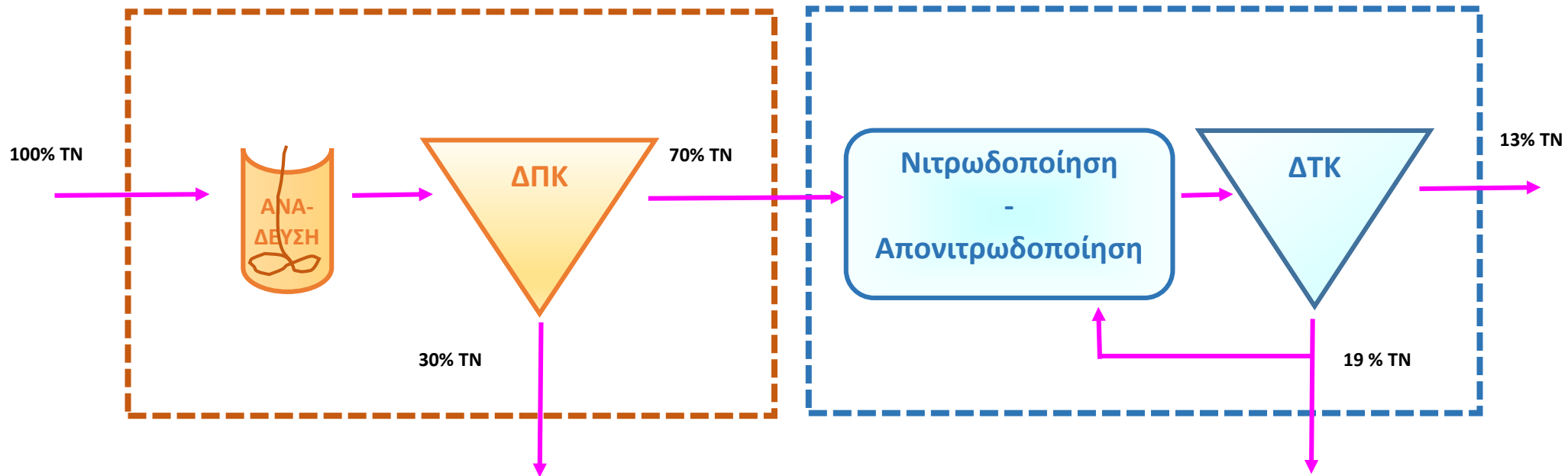
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	75
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	106.5

Πίνακας 3.7: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 2^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	230.2
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/ m ³	0.88
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/ m ³	0.31
Θερμική ενέργεια		kwh/ m ³	0.57
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	125.16
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	250.3
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	62.58
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.04
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	143.5
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	287
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	71.75
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.04
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.30



Σχήμα 3.10: Ισοζύγιο COD 2^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση A1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)



Σχήμα 3.11: Ισοζύγιο TN 2^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση Α1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση Β2)

3.3.3 3^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A1-B3 σταδίων

Το 3^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της χημικά υποβοηθούμενης καθίζησης A1 και της Νιτρωδοποίησης – Αναμμοχ B3. Στους Πίνακες 3.8 και 3.9 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.12 και 3.13 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 3^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 5% και 0,3% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 39% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 7% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.10 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 250.3 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.34 kWh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.32 kWh/ m³.

Πίνακας 3.8: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A1 σταδίου 3^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	350
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	210
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	70
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	650
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	30%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	30

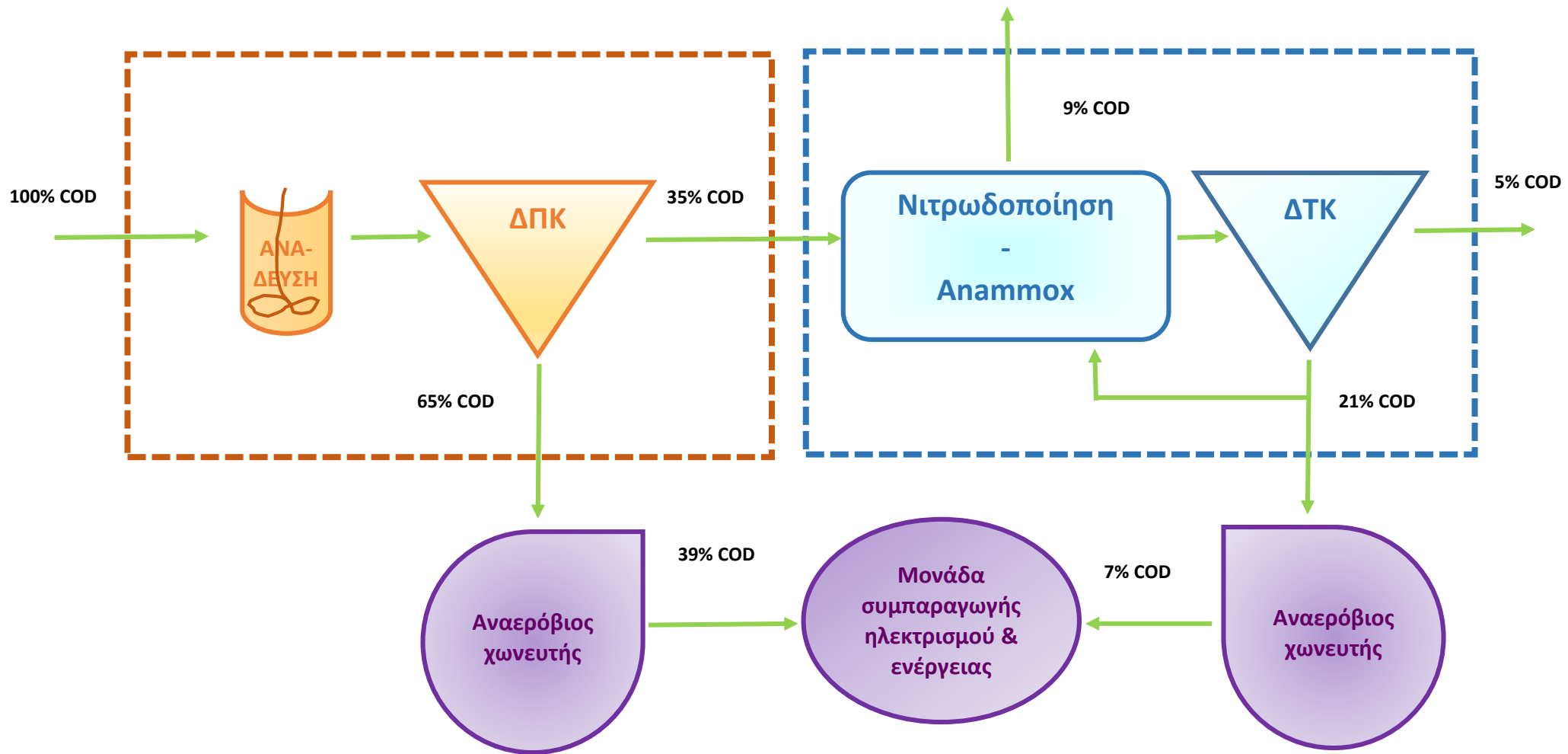
Πίνακας 3.9: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 3^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	50
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	30
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	1.7
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	1.0
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υπαρατηρούμενο των βακτηρίων Αναμμοχ	mg VSS /mg COD	0.50
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	150

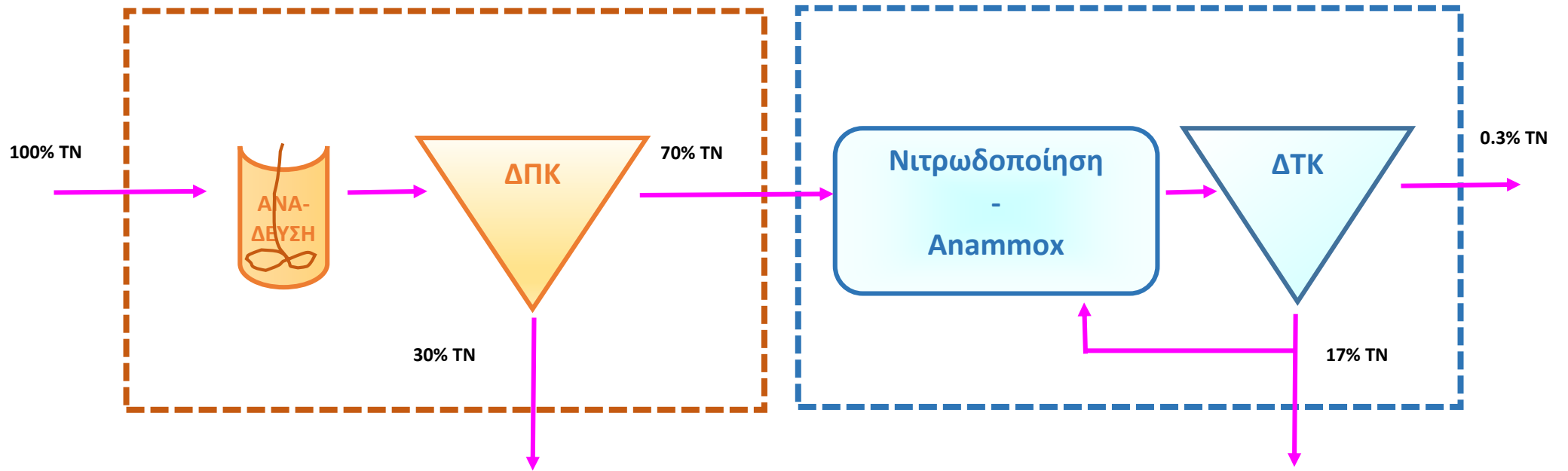
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B ιλύος	kg COD/d	213

Πίνακας 3.10: : Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 3^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	250.3
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	0.96
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.34
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	0.62
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	334.9
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	669.9
	Κατανάλωση Β σταδίου	kwh/d	167.5
	Κατανάλωση Β σταδίου	kwh/m ³	0.10
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.32



Σχήμα 3.12: Ισοζύγιο COD 3^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση Α1 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ Β3)



Σχήμα 3.13: Ισοζύγιο TN 3^{ου} συστήματος (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση Α1 και Νιτροδοποίηση – Αναμμοχ Β3)

3.3.4 4^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A2-B1 σταδίων

Το 4^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της υψηλής φόρτισης ενεργού ιλύος A2 και της Νιτροποίησης – απονιτροποίησης B1. Στους Πίνακες 3.11 και 3.12 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.14 και 3.15 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 4^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 42% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 3% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.13 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 246.3 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.33 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.31 kwh/ m³.

Πίνακας 3.11: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 4^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	292
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	175
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	78.6
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.72
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	0.41
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.71
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	502.9
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	714.1
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	21.4

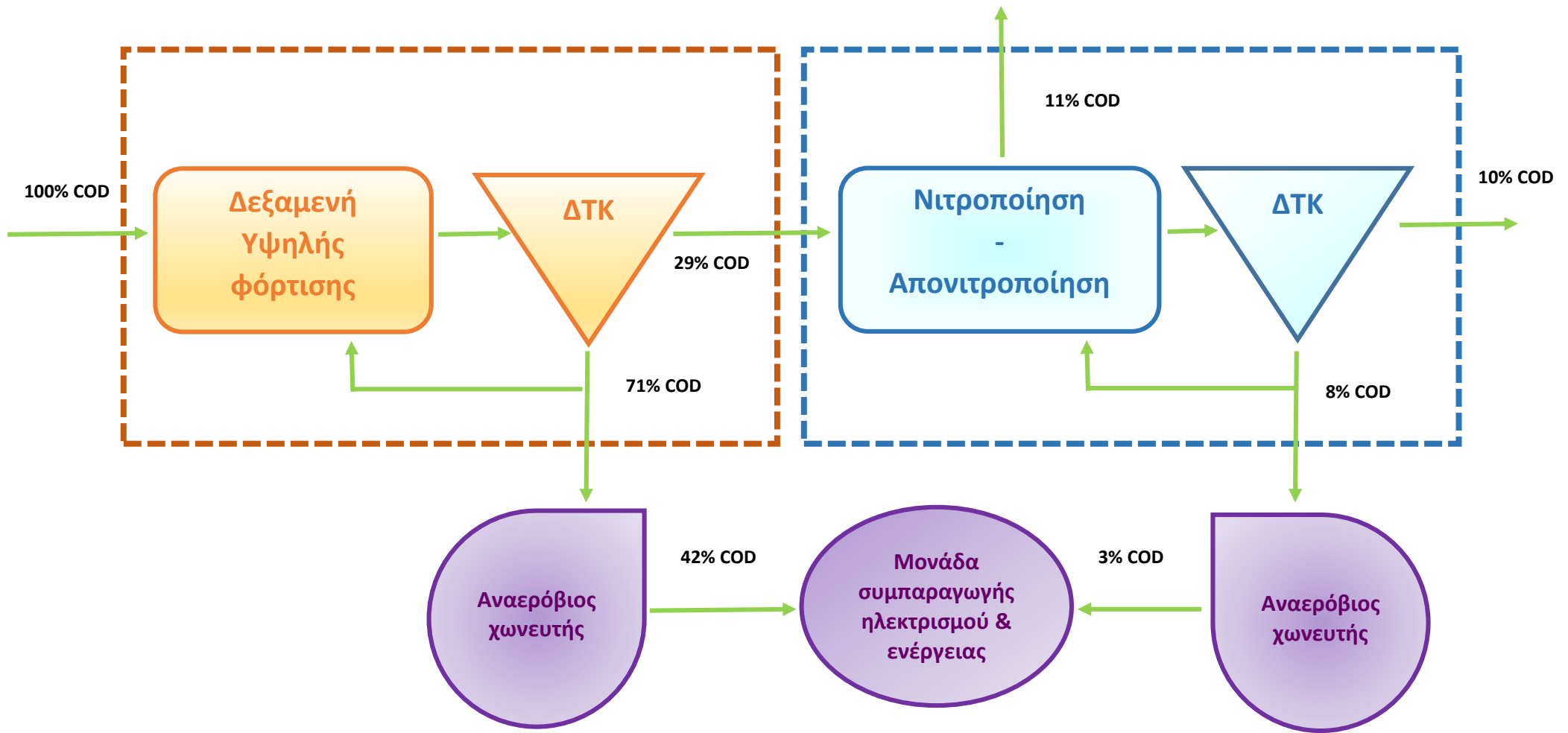
Πίνακας 3.12: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 4^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	57.5
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	81.7

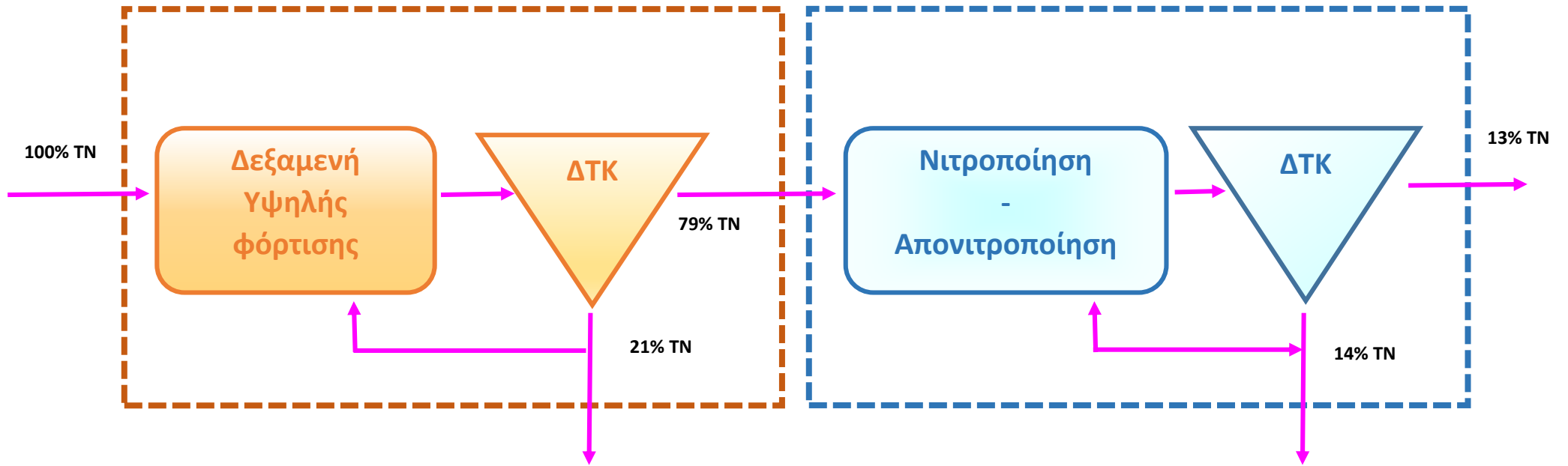
Πίνακας 3.13: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 4^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	246.3
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	0.95
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.33
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	0.61
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	35.71
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	71.41
	Κατανάλωση Α σταδίου	kwh/d	17.85
	Κατανάλωση Α σταδίου	kwh/m ³	0.01
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	141.72
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	283.44
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	70.86
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.04
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση org C (OTR)	kg/d	110.02
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση org C (SOTR)	kg/d	220.03

	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	55.01
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.03
	Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης	kwh/m ³	0.22
	Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις	kwh/m ³	0.31



Σχήμα 3.14: Ισοζύγιο COD 4^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτροποίηση - απονιτροποίηση B1)



Σχήμα 3.15: Ισοζύγιο TN 4^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)

3.3.5 5^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A2-B2 σταδίων

Το 5^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της υψηλής φόρτισης ενεργού ιλύος A2 και της Νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης B2. Στους Πίνακες 3.14 και 3.15 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.16 και 3.17 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 5^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 42% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 3% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.16 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 246.3 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.33 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.30 kwh/ m³.

Πίνακας 3.14: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 5^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	292
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	175
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	78.6
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.72
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	0.41
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.71
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	502.9
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	714.1
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	21.4

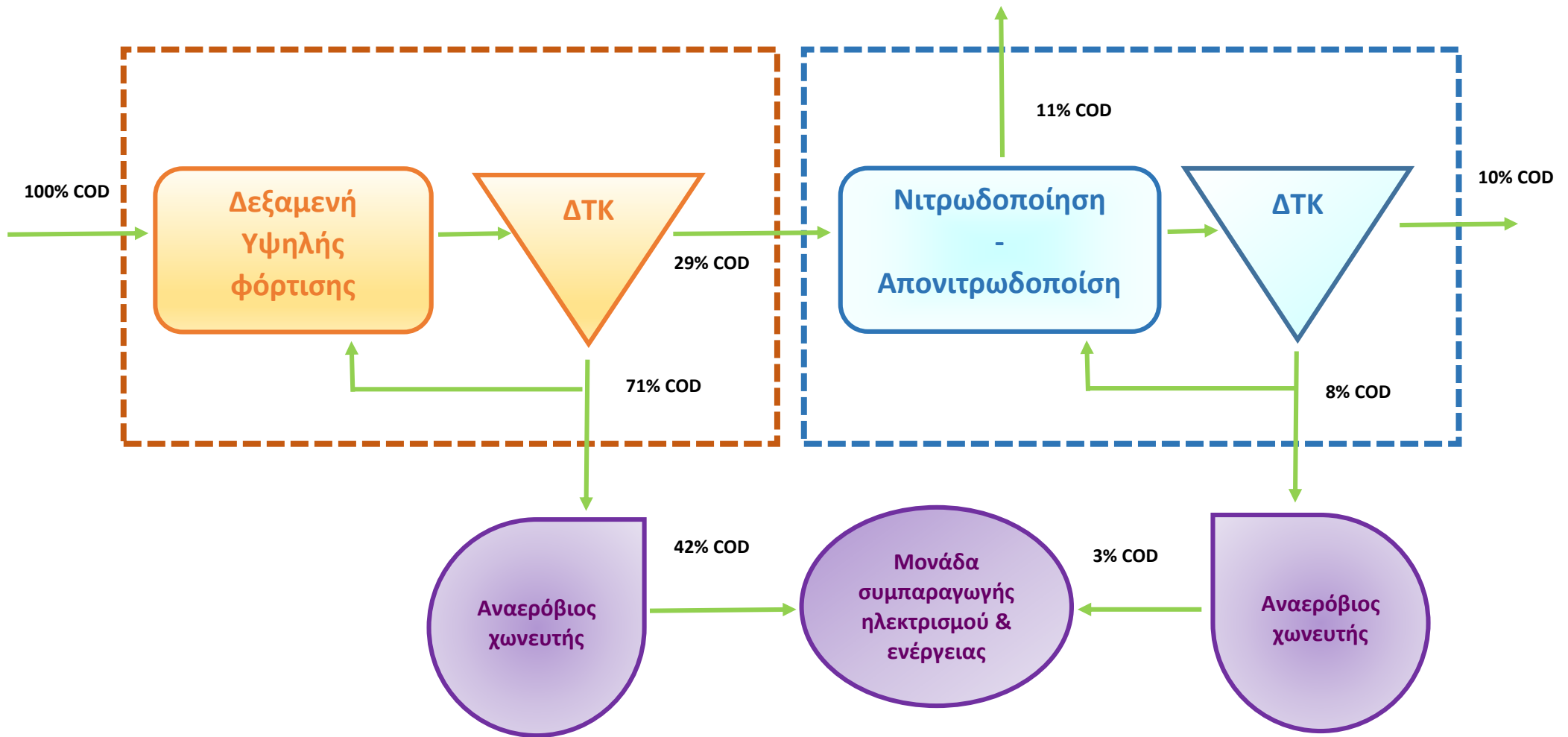
Πίνακας 3.15: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 5^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	57.5
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	81.7

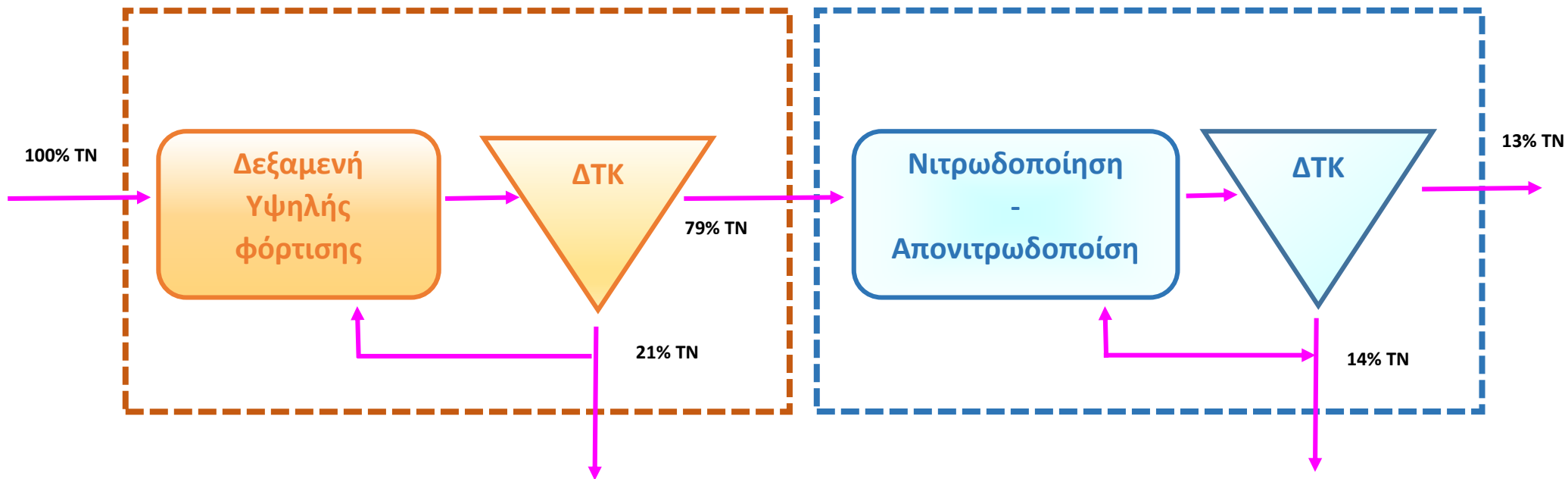
Πίνακας 3.16: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 5^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	246.3
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	0.95
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.33
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	0.61
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	35.71
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	71.41
	Κατανάλωση A σταδίου	kwh/d	17.85
	Κατανάλωση A σταδίου	kwh/m ³	0.01
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	125.16
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	250.33
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	62.58
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.04
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση org C (OTR)	kg/d	110.02
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση org C (SOTR)	kg/d	220.03
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση org C	kwh/d	55.01
	Κατανάλωση B σταδίου για οξείδωση org C	kwh/m ³	0.03

Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης	kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις	kwh/m ³	0.30



Σχήμα 3.16: Ισοζύγιο COD 5^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)



Σχήμα 3.17: Ισοζύγιο TN 5^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)

3.3.6 6^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A2-B3 σταδίων

Το 6^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό της υψηλής φόρτισης ενεργού ιλύος A2 και της Νιτρωδοποίησης – Αναμμοξ B3. Στους Πίνακες 3.17 και 3.18 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.18 και 3.19 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 1^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 8% και 2% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 42% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 5% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.19 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 259.9 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.35 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.27 kwh/ m³.

Πίνακας 3.17: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A2 σταδίου 6^{ου} συστήματος

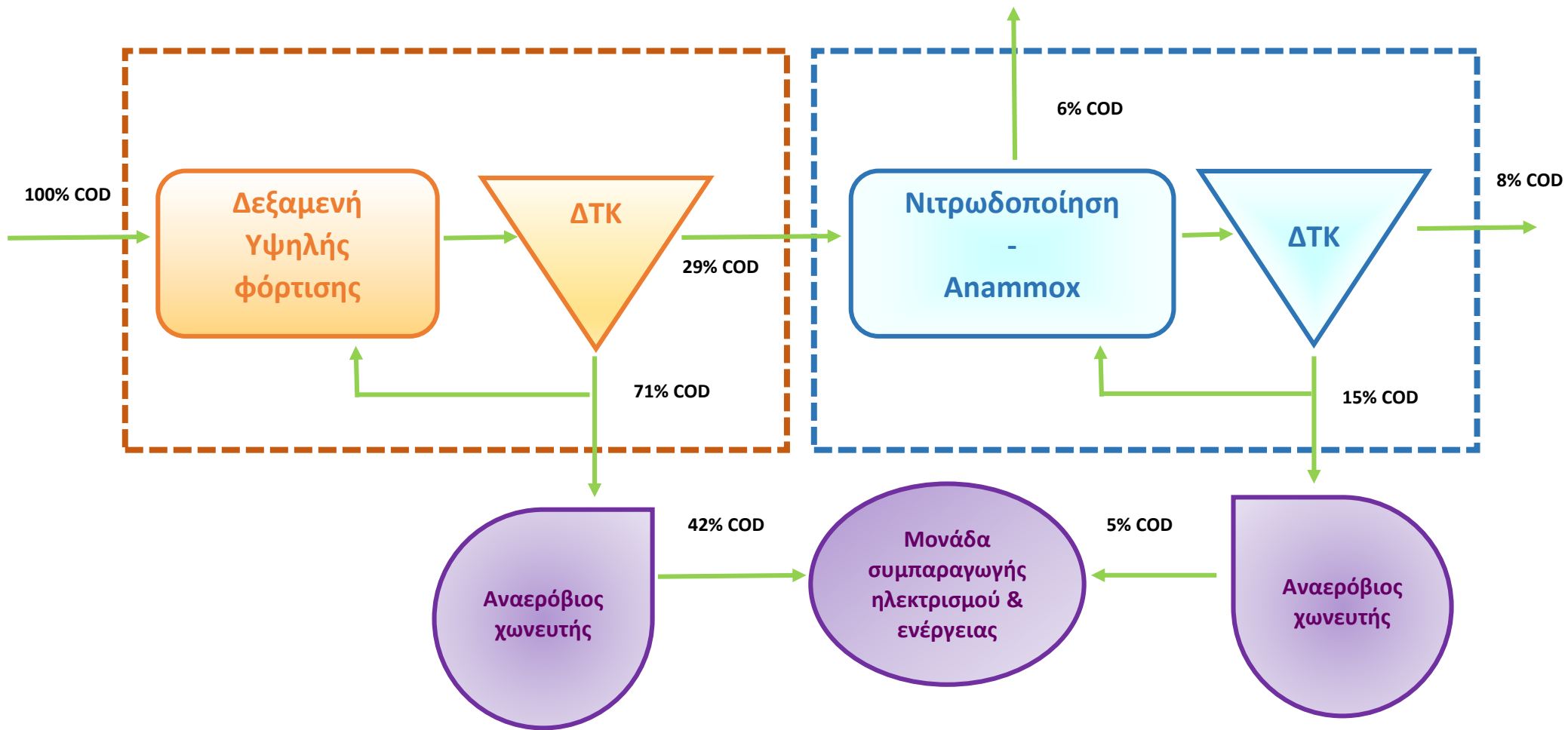
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	292
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	175
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	78.6
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	42
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.72
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	0.41
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.71
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	502.9
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	714.1
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	21.4

Πίνακας 3.18: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 6^{ου} συστήματος

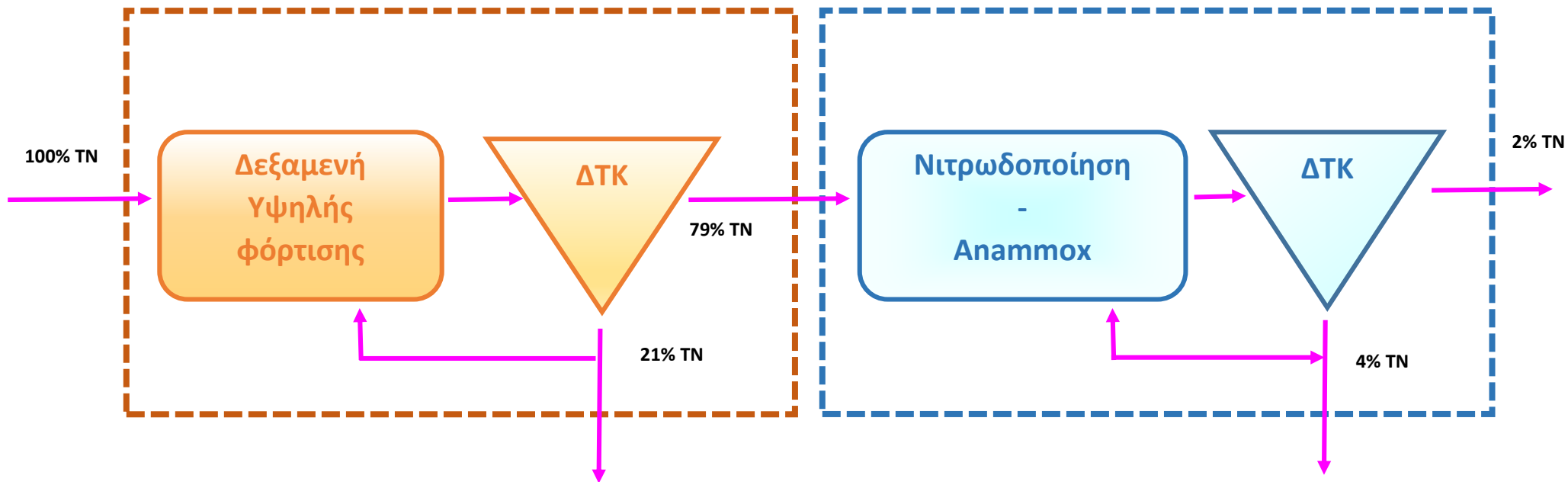
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	75
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	45
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	1.7
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	1.0
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο} των βακτηρίων Αναπνοχ	mg VSS /mg COD	0.50
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	108.3
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	153.8

Πίνακας 3.19: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 6^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	259.9
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.00
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.35
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	0.65
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	35.71
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	71.41
	Κατανάλωση A σταδίου	kwh/d	17.85
	Κατανάλωση A σταδίου	kwh/m ³	0.01
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	123.56
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	247.12
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/d	61.78
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/m ³	0.04
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.27



Σχήμα 3.18: Ισοζύγιο COD 6^{ου} συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού ιλύος A2 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμox B3)



Σχήμα 3.19: Ισοζύγιο TN 6ου συστήματος (Υψηλή φόρτιση ενεργού υλίου A2 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3)

3.3.7 7^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A3.1-B1 σταδίων

Το ° Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό των αναερόβιων συστημάτων UASB A3.1 και της Νιτροποίησης – απονιτροποίησης B1. Στους Πίνακες 3.20 και 3.21 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.20 και 3.21 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 7^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 1% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.22 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 431.7 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.58 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.28 kwh/ m³.

Πίνακας 3.20: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 7^{ου} συστήματος

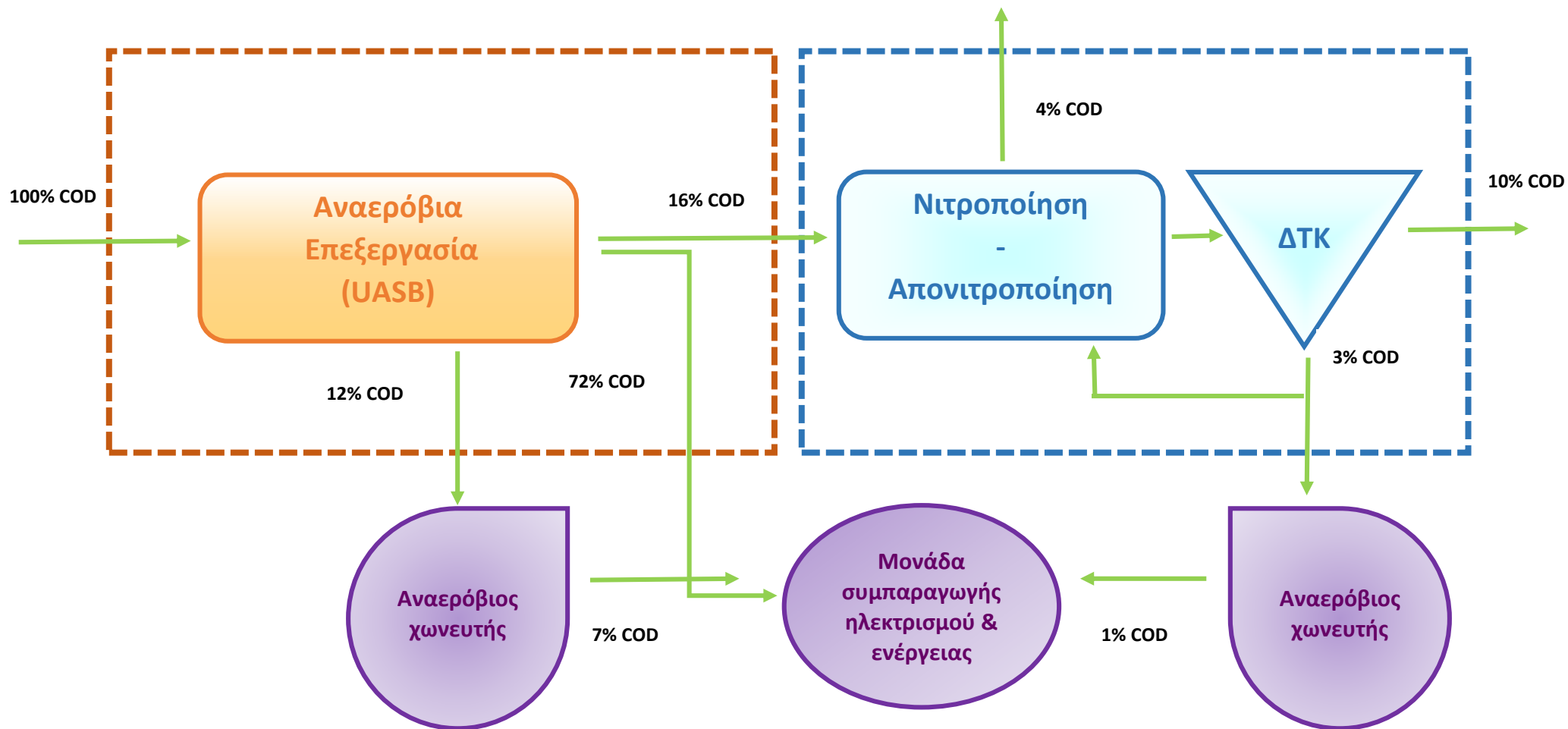
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	160
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	96
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	99.8
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	59.9
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	720.7
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	84
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	119
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	0.34

Πίνακας 3.21: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 7^{ου} συστήματος

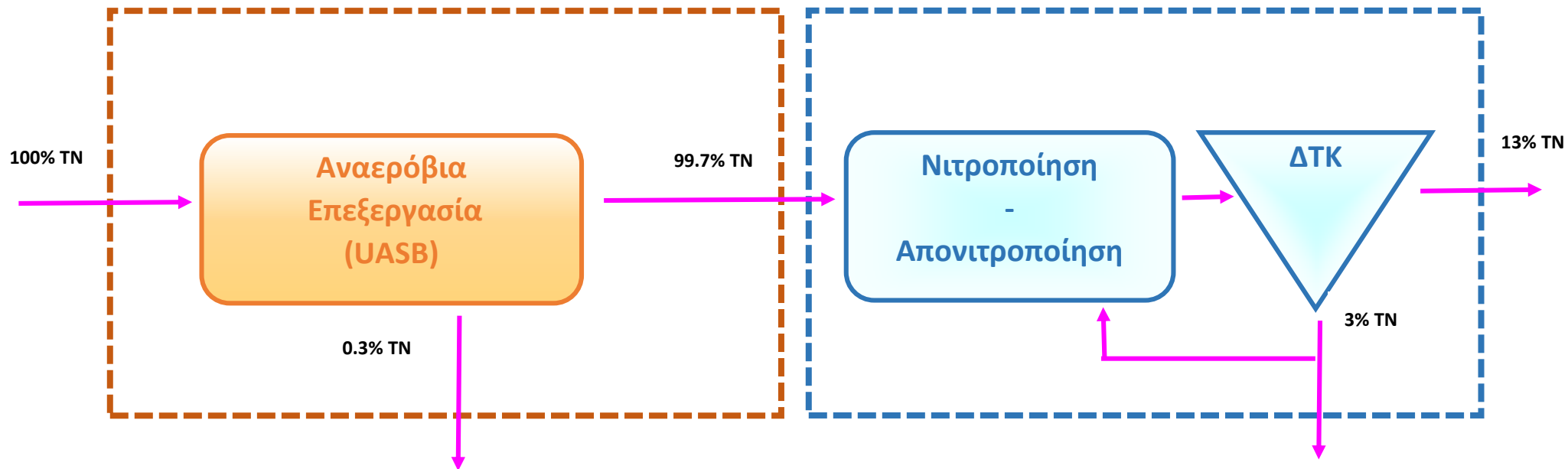
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	18
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	25.6

Πίνακας 3.22: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 7^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	431.7
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.66
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.58
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.08
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	172.99
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	345.97
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	86.49
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.05
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	34.44
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	68.88
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	17.22
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.01
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.28



Σχήμα 3.20: Ισοζύγιο COD 7^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)



Σχήμα 3.21: Ισοζύγιο TN 7^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)

3.3.8 8^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A3.1-B2 σταδίων

Το 8^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό των αναερόβιων συστημάτων UASB A3.1 και της Νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης B2. Στους Πίνακες 3.23 και 3.24 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.8 και 3.9 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 8^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 1% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.25 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 431.7 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.58 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.28 kwh/ m³.

Πίνακας 3.23: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 8^{ου} συστήματος

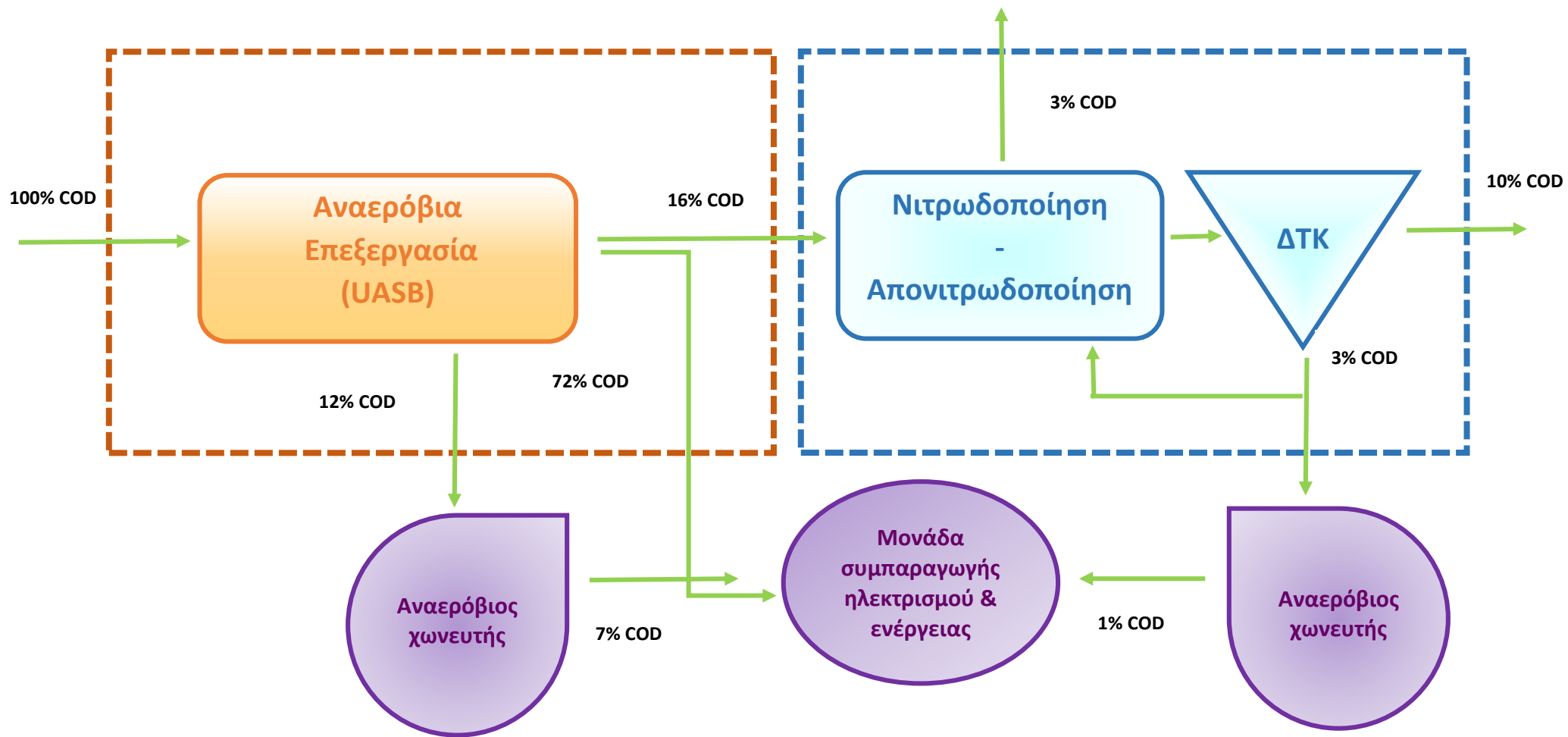
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	720.7
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	84
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	119
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	0.34

Πίνακας 3.24: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 8^{ου} συστήματος

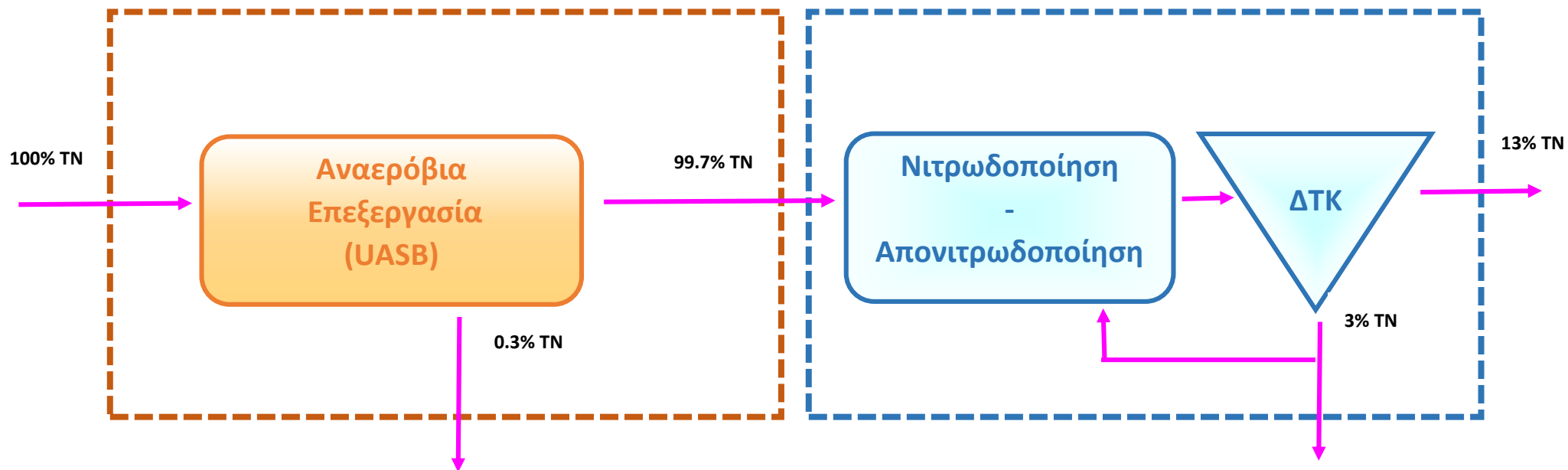
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	18
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	25.6

Πίνακας 3.25: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 8^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	431.7
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.66
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.58
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.08
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	158.76
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	317.51
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	79.38
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.05
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	34.44
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	68.88
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	17.22
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.01
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.28



Σχήμα 3.22: Ισοζύγιο COD 8^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτροδοποίηση – απονιτροδοποίηση B2)



Σχήμα 3.23: Ισοζύγιο TN 8^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB A3.1 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)

3.3.9 9^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A3.1-B3 σταδίων

Το 9^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό των αναερόβιων συστημάτων UASB και της Νιτρωδοποίησης – Αναμμοξ B3. Στους Πίνακες 3.26 και 3.27 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.8 και 3.9 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 9^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 5% και 1.7% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 3% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.28 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 441.6 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.59 kWh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.27 kWh/ m³.

Πίνακας 3.26: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.1 σταδίου 9^{ου} συστήματος

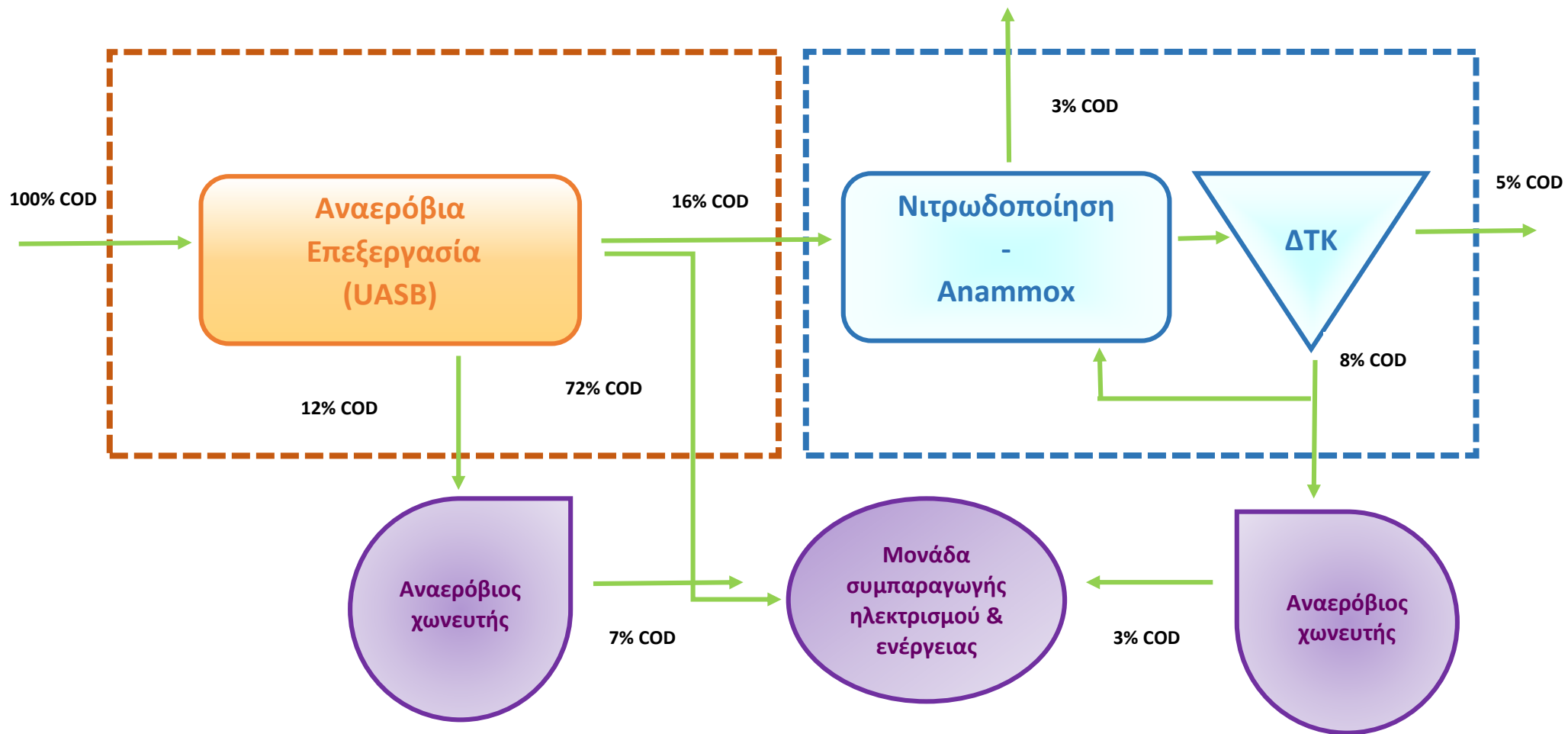
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	720.7
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	84
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	119
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	0.34

Πίνακας 3.27: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 9^{ου} συστήματος

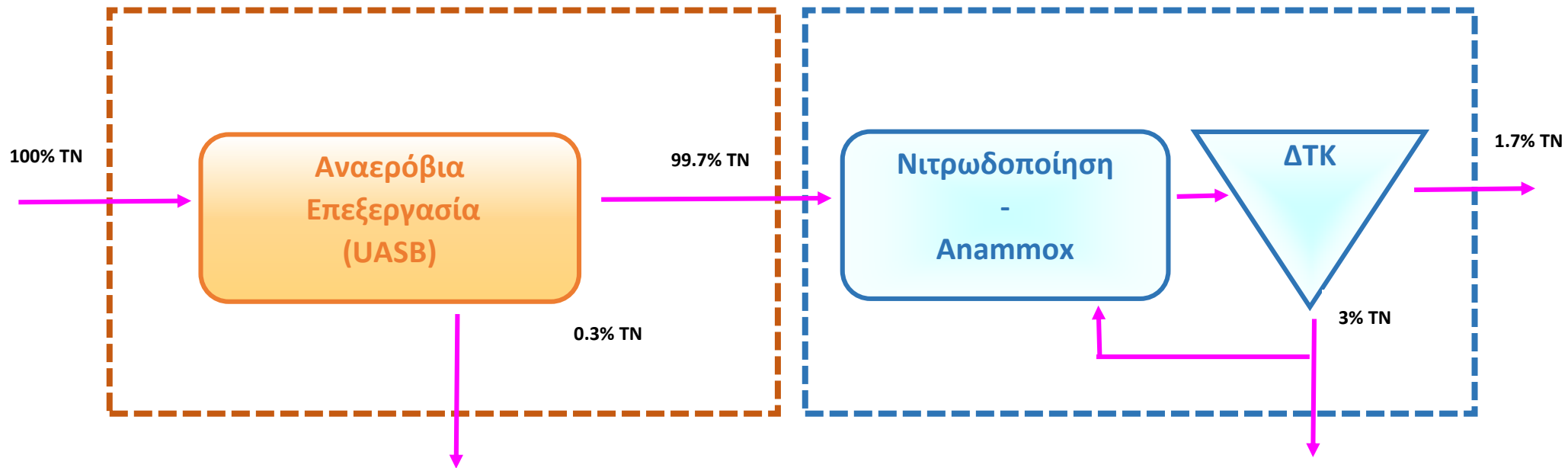
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	50
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	30
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	1.7
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	1.0
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο των βακτηρίων Αναπνοχ}	mg VSS /mg COD	0.50
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	55
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	78.1

Πίνακας 3.28: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 9^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	441.6
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.69
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.59
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.10
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	156.72
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	313.44
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/d	78.36
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/m ³	0.05
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.27



Σχήμα 3.24: Ισοζύγιο COD 9^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB και Νιτρωδοποίηση - Αναμμοξ B3)



Σχήμα 3.25: Ισοζύγιο TN 9^{ου} συστήματος (Αναερόβια συστήματα UASB και Νιτροδοποίηση – Αναμμοχ Β3)

3.3.10 10^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A3.2-B1 σταδίων

Το 10^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό των Αναερόβιων αντιδραστήρων μεμβρανών (AnMBR) A3.2 και της Νιτροποίησης – απονιτροποίησης B1. Στους Πίνακες 3.29 και 3.30 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.8 και 3.9 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 10^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 4% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.31 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 436 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.59 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.28 kwh/ m³.

Πίνακας 3.29: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.2 σταδίου 10^{ου} συστήματος

Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	150
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	90
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	99.8
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	59.8
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	729.3
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	85
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	121
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN ^A _{ιλύος}	kg COD/d	0.26

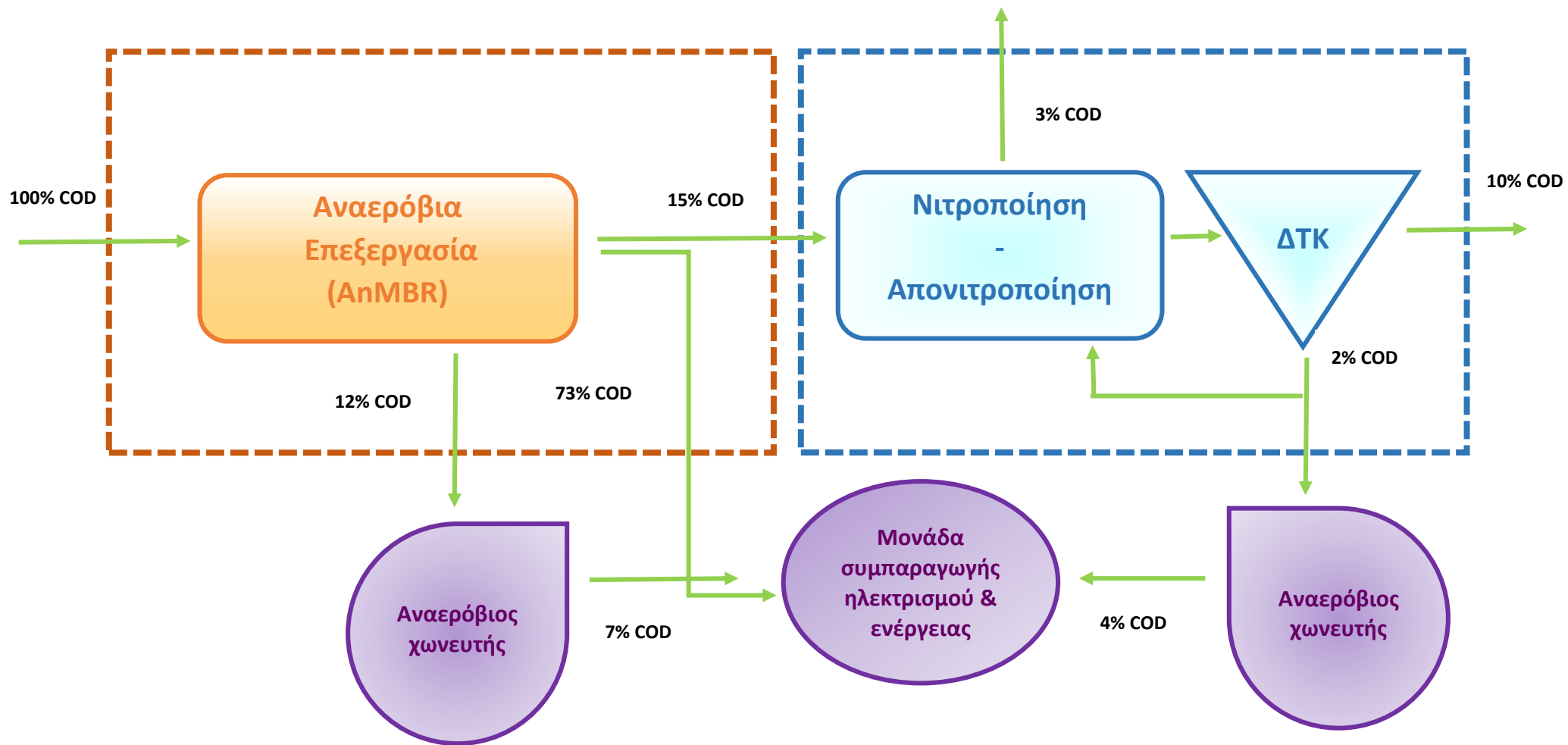
Πίνακας 3.30: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B1 σταδίου 10^{ου} συστήματος

Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100

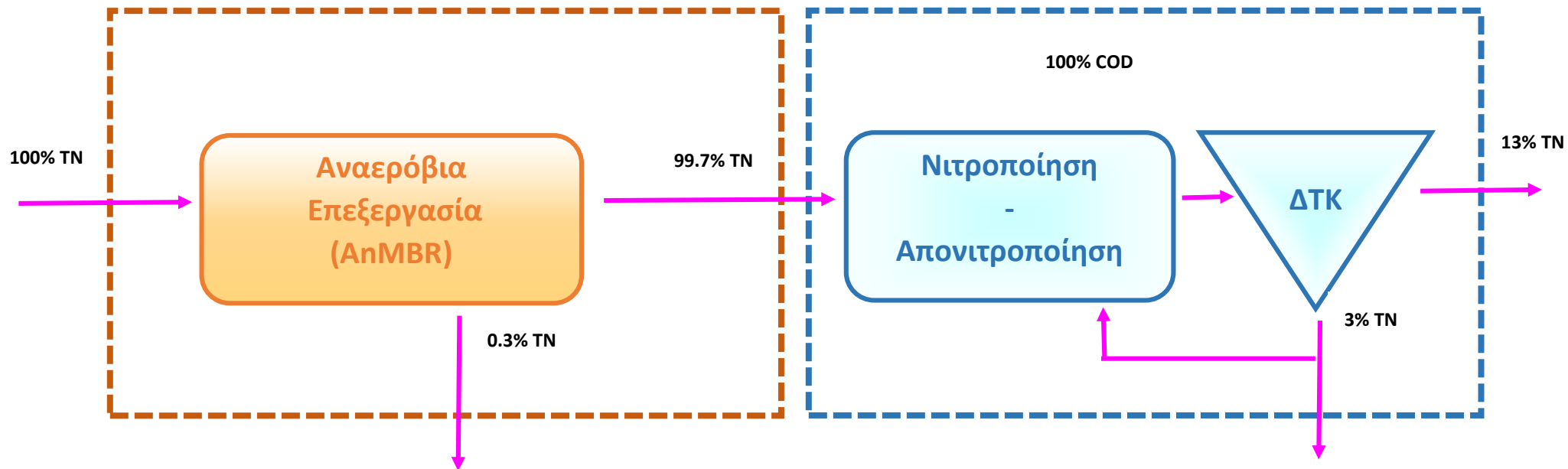
Συγκέντρωση $COD^B_{εξόδου}$	mg/l	60
Μάζα $TN^B_{εξόδου}$	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση $TN^B_{εξόδου}$	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υπαρατηρούμενο	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος $VSS^B_{ιλύος}$	kgVSS/d	15
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα $COD^B_{ιλύος}$	kg COD/d	21.3

Πίνακας 3.31: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 10^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	436
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.67
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.59
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.09
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	173.13
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	346.25
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	86.56
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.05
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	28.7
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	57.4
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	14.35
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.01
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.28



Σχήμα 3.26: Ισοζύγιο COD 10⁰⁰ συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)



Σχήμα 3.27: Ισοζύγιο TN 10^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτροποίηση – απονιτροποίηση B1)

3.3.11 11^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό Α3.2-Β2 σταδίων

Το 11^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό Αναερόβιων αντιδραστήρων μεμβρανών (AnMBR) Α3.2 και της Νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης Β2. Στους Πίνακες 3.32 και 3.33 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.28 και 3.29 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 11^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 10% και 13% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 2% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.34 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 436 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.59 kwh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.28 kwh/ m³.

Πίνακας 3.32: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN Α3.2 σταδίου 11^{ου} συστήματος

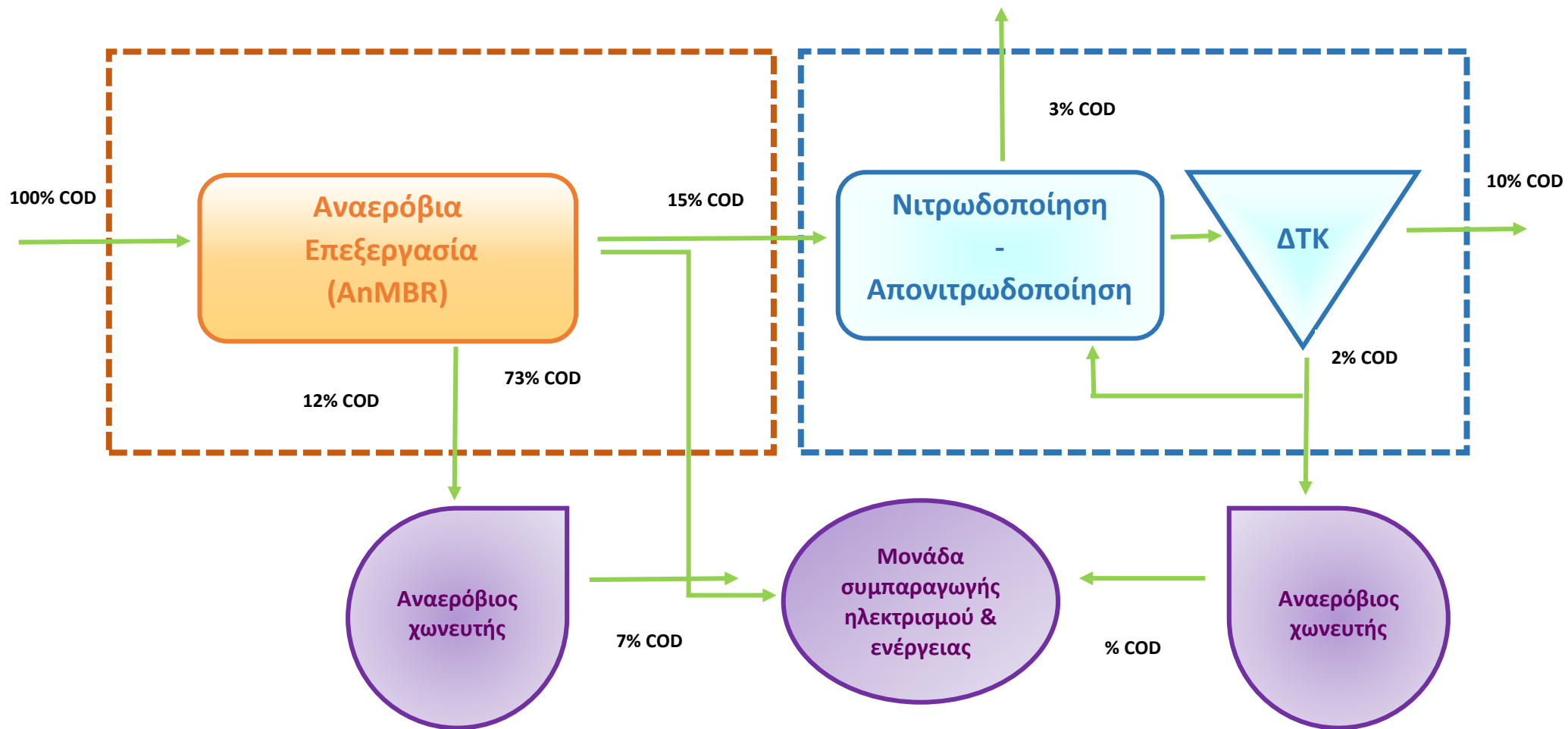
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	150
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	90
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	99.8
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	59.8
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	729.3
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	85
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	121
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	0.26

Πίνακας 3.33: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B2 σταδίου 11^{ου} συστήματος

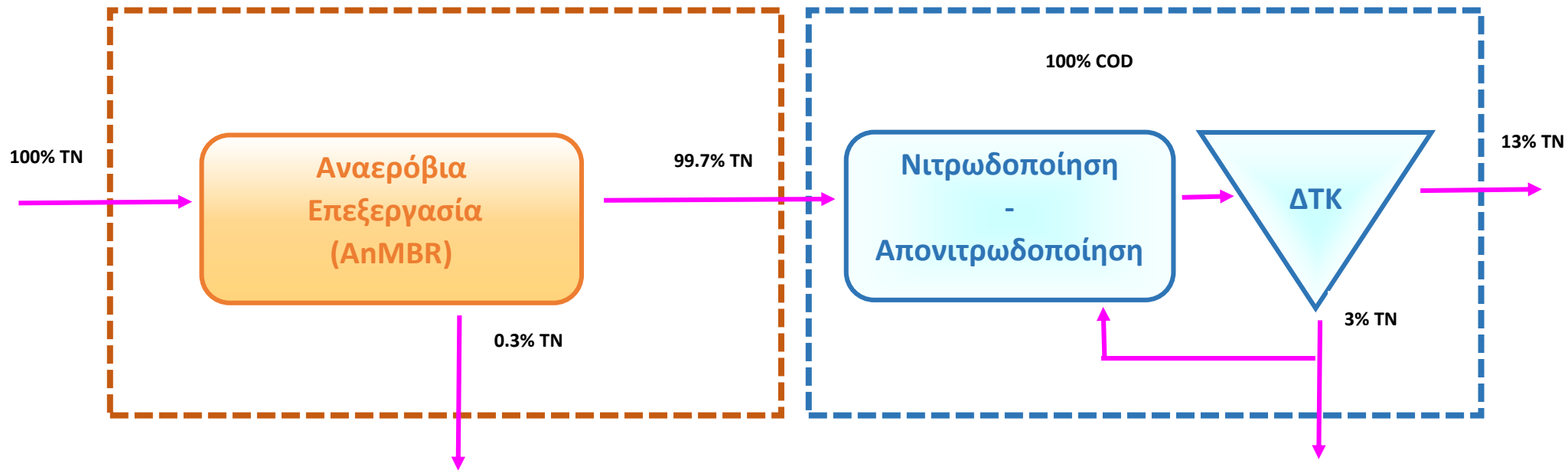
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	60
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	13.3
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	8
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y	mg VSS /mg COD	0.45
Ειδική ταχύτητα φθοράς b	d ⁻¹	0.05
Χρόνος παραμονής στερεών θc	d	10
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.30
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	15
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	21.3

Πίνακας 3.34: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 11^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	436
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.67
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.59
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.09
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (OTR)	kg/d	158.88
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση TN (SOTR)	kg/d	317.77
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/d	79.44
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση TN	kwh/m ³	0.05
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (OTR)	kg/d	28.7
	Απαίτηση σε οξυγόνο για οξείδωση οργ C (SOTR)	kg/d	57.4
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/d	14.35
	Κατανάλωση Β σταδίου για οξείδωση οργ C	kwh/m ³	0.01
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.28



Σχήμα 3.28: Ισοζύγιο COD 11^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)



Σχήμα 3.29: Ισοζύγιο TN 11^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση B2)

3.3.12 12^ο Σύστημα επεξεργασίας με συνδυασμό A3.2-B3 σταδίων

Το 12^ο Σύστημα επεξεργασίας περιλαμβάνει το συνδυασμό Αναερόβιων αντιδραστήρων μεμβρανών (AnMBR) A3.2 και της Νιτρωδοποίησης – Anammox B3. Στους Πίνακες 3.35 και 3.36 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις και οι μάζες του COD και TN της εισροής, της εκροής και της ιλύος του κάθε σταδίου αντίστοιχα. Στα Σχήματα 3.30 και 3.31 γίνεται διαγραμματική απεικόνιση των αντίστοιχων ποσοστών από όπου προκύπτει ότι στην εκροή του 12^{ου} συστήματος τα ποσοστά του COD και του TN ανέρχονται σε 5% και 2% αντίστοιχα. Από το Α' στάδιο επεξεργασίας καταλήγει στη μονάδα συμπαραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας το 7% του COD και από το Β' στάδιο επεξεργασίας το 2% αντίστοιχα. Οι ενεργειακοί υπολογισμοί παρουσιάζονται στον Πίνακα 3.37 από όπου προκύπτει ότι το παραγόμενο βιοαέριο ανέρχεται σε 448.3 m³/d, η ηλεκτρική παραγόμενη ενέργεια σε 0.60 kWh/ m³ και οι συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις της εγκατάστασης σε 0.27 kWh/ m³.

Πίνακας 3.35: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN A3.2 σταδίου 12^{ου} συστήματος

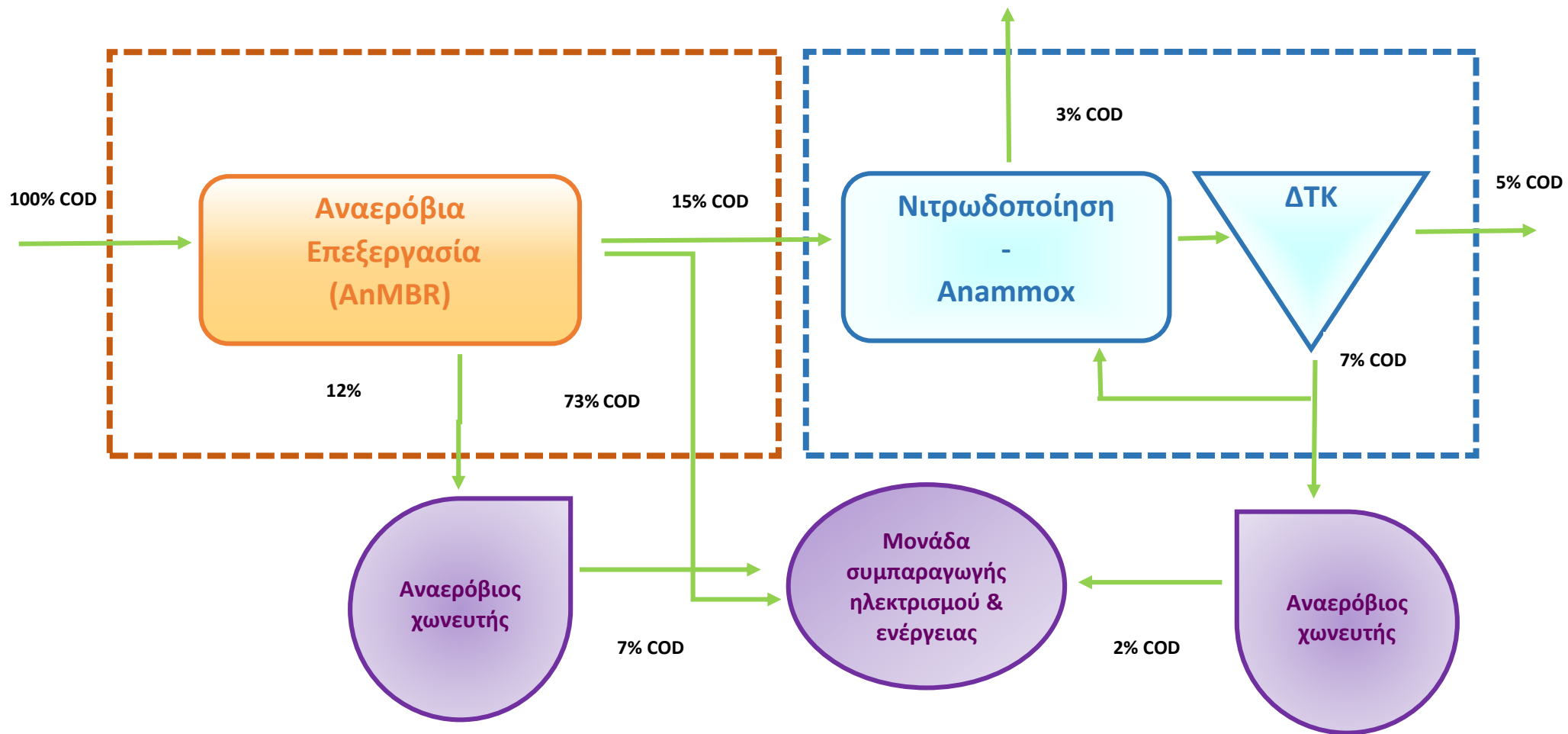
Είσοδος Α' σταδίου		
Παροχή Q	m ³ /s	1 667
Μάζα COD ^A _{εισόδου}	Kg/d	1 000
Συγκέντρωση COD ^A _{εισόδου}	mg/l	600
Μάζα TN ^A _{εισόδου}	Kg/d	100
Συγκέντρωση TN ^A _{εισόδου}	mg/l	60
Έξοδος Α' σταδίου		
Μάζα COD ^A _{εξόδου}	Kg/d	150
Συγκέντρωση COD ^A _{εξόδου}	mg/l	90
Μάζα TN ^A _{εξόδου}	Kg/d	99.8
Συγκέντρωση TN ^A _{εξόδου}	mg/l	59.9
Υπολογισμός παραγόμενου βιοαερίου Α' σταδίου		
Μάζα COD^A_{βιοαερίου}	kg COD/d	729.3
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Α' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο}	mg VSS /mg COD	0.1
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^A _{ιλύος}	kg VSS/d	85
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^A_{ιλύος}	kg COD/d	121
Ποσοστό απομάκρυνσης NH ₄ -N στην ιλύ	kg NH ₄ -N/kg VSS	6%
Μάζα TN^A_{ιλύος}	kg COD/d	0.26

Πίνακας 3.36: Υπολογισμοί συγκέντρωσης - μάζας εισόδου, εξόδου και ιλύος COD και TN B3 σταδίου 12^{ου} συστήματος

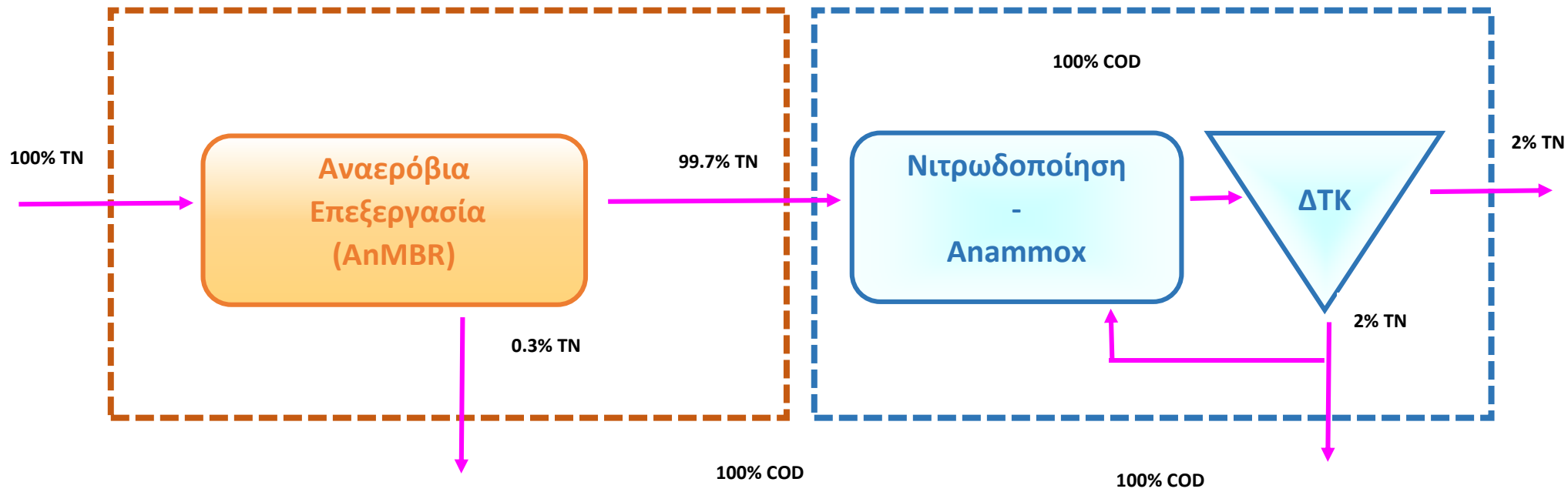
Έξοδος Β' σταδίου		
Μάζα COD ^B _{εξόδου}	Kg/d	50
Συγκέντρωση COD ^B _{εξόδου}	mg/l	30
Μάζα TN ^B _{εξόδου}	Kg/d	1.7
Συγκέντρωση TN ^B _{εξόδου}	mg/l	1.0
Υπολογισμός παραγόμενης ιλύος Β' σταδίου		
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Υ _{παρατηρούμενο} των βακτηρίων Αναπνοχ	mg VSS /mg COD	0.50
Μάζα πτητικών ιλύος VSS ^B _{ιλύος}	kgVSS/d	50
Συντελεστής μετατροπής από όρους VSS σε όρους COD	mg VSS /mg COD	1.42
Μάζα COD^B_{ιλύος}	kg COD/d	71

Πίνακας 3.37: Υπολογισμοί ημερήσιας παραγωγής και κατανάλωσης ενέργειας 12^{ου} συστήματος

Παραγωγή ενέργειας			
Παραγόμενο βιοαέριο		m ³ /d	448.3
Συνολική παραγόμενη ενέργεια		kwh/m ³	1.72
Ηλεκτρική ενέργεια		kwh/m ³	0.60
Θερμική ενέργεια		kwh/m ³	1.12
Κατανάλωση ενέργειας			
OTR/SOTR			0.5
Κατανάλωση συστήματος διάχυτου αερισμού		kgO ₂ /kwh	4.0
A ΣΤΑΔΙΟ	Δεν υπάρχουν απαιτήσεις αερισμού.		
B ΣΤΑΔΙΟ	Απαίτηση σε οξυγόνο (OTR)	kg/d	156.85
	Απαίτηση σε οξυγόνο (SOTR)	kg/d	313.70
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/d	78.42
	Κατανάλωση B σταδίου	kwh/m ³	0.05
Κατανάλωση ενέργειας για λοιπά έργα εγκατάστασης		kwh/m ³	0.22
Συνολικές ενεργειακές απαιτήσεις		kwh/m ³	0.27



Σχήμα 3.30: Ισοζύγιο COD 12^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτροδοποίηση - Αναμμοχ B3)



Σχήμα 3.31: Ισοζύγιο TN 12^{ου} συστήματος (Αναερόβιοι αντιδραστήρες μεμβρανών AnMBR A3.2 και Νιτρωδοποίηση – Αναμμοχ B3)

4 ΣΥΜΠΕΡΑΣΜΑΤΑ

Η «επεξεργασία των 2 σταδίων» αποτελεί μια πρωτοποριακή και πολλά υποσχόμενη μέθοδο που θα καταστήσει τις εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων ενεργειακά αυτόνομες και πολύ πιθανόν και ενεργειακά κέντρα παραγωγής μιας «ανανεώσιμης» μορφής ενέργειας.

Στον Πίνακα 4.1 που ακολουθεί δίνονται τα αποτελέσματα για τα δώδεκα συστήματα που αφορούν στις ενεργειακές απαιτήσεις, στη συνολική παραγόμενη ενέργεια που επιμερίζεται σε ηλεκτρική και θερμική και στο ενεργειακό προσημό που αποτελεί τη διαφορά των ενεργειακών αναγκών του κάθε συστήματος από την παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια του σε ημερήσια βάση.

Πρέπει να ληφθεί υπόψη ότι οι συνδυασμοί των συστημάτων που εξετάστηκαν όταν λειτουργούν κανονικά, ικανοποιούν τα κριτήρια εκροής που επιβάλλει η Ευρωπαϊκή Νομοθεσία (91/271 ΕΚ). Ωστόσο, η ευκολία επίτευξης σωστής λειτουργίας δεν είναι ίδια για όλα τα συστήματα ούτε τόσο εύκολη όπως στην περίπτωση των συμβατικών και δεν αποτέλεσε παράμετρο εξέτασης στην παρούσα μελέτη.

Πίνακας 4.1: Συγκεντρωτικός αποτελέσματα ενεργειακής μελέτης της ΕΕΛ των 12 συστημάτων της «Επεξεργασίας 2 σταδίων»

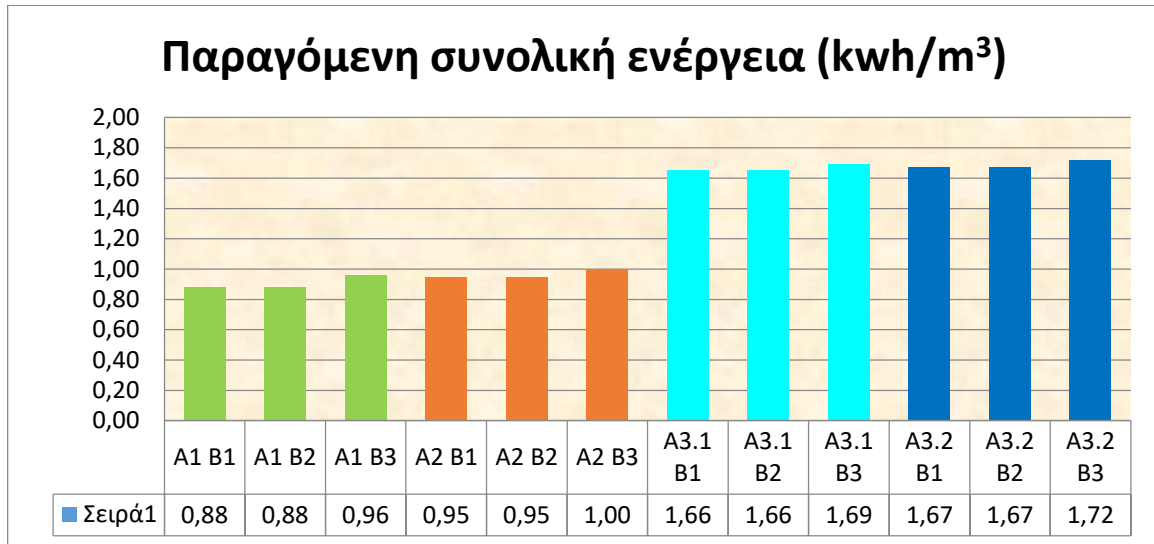
A/A	ΣΥΣΤΗΜΑ	ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΕΣ ΑΠΑΙΤΗΣΕΙΣ (kwh/m ³)	ΕΝΕΡΓΕΙΑΚΟ ΠΡΟΣΗΜΟ (kwh/m ³)	ΗΛΕΚΤΡΙΚΗ Η ΕΝΕΡΓΕΙΑ (kwh/m ³)	ΘΕΡΜΙΚΗ ΕΝΕΡΓΕΙΑ (kwh/m ³)	ΣΥΝΟΛΙΚΗ ΠΑΡΑΓΟΜΕΝΗ (kwh/m ³)
1	A1 B1	0.41	-0.10	0.31	0.57	0.88
2	A1 B2	0.30	0.01	0.31	0.57	0.88
3	A1 B3	0.32	0.02	0.34	0.62	0.96
4	A2 B1	0.31	0.02	0.33	0.61	0.95
5	A2 B2	0.30	0.03	0.33	0.61	0.95
6	A2 B3	0.27	0.08	0.35	0.65	1.00
7	A3.1 B1	0.28	0.30	0.58	1.08	1.66
8	A3.1 B2	0.28	0.30	0.58	1.08	1.66
9	A3.1 B3	0.27	0.33	0.59	1.10	1.69
10	A3.2 B1	0.28	0.31	0.59	1.09	1.67
11	A3.2 B2	0.28	0.31	0.59	1.09	1.67
12	A3.2 B3	0.27	0.34	0.60	1.12	1.72

Η παραγωγή ενέργειας (ηλεκτρικής και θερμικής) από την οξείδωση του μεθανίου μέσω του βιοαερίου για το σύνολο των συστημάτων παρουσιάζεται στο Σχήμα 4.1. Τα συστήματα που χρησιμοποιούν ως Α στάδιο αναερόβια επεξεργασία (10^ο-15^ο) είναι ενεργειακά πιο προσοδοφόρα καθώς το μεγαλύτερο ποσοστό του COD οδηγείται είτε στη μονάδα CHP αφού μετατραπεί σε βιοαέριο, είτε στη γραμμή επεξεργασίας της λάσπης. Βέβαια, τα συστήματα αυτά απαιτούν περισσότερη θερμική ενέργεια για την ανάπτυξη των υψηλών θερμοκρασιών που απαιτούνται. Στο πλαίσιο της μεταπτυχιακής εργασίας γίνεται η παραδοχή με βάση την εμπειρία και τη βιβλιογραφία ότι η ανακτώμενη θερμική ενέργεια από το βιοαέριο επαρκεί για τη θέρμανση των σταδίων της αναερόβιας χώνευσης της ιλύος. Όμως, το ίδιο δεν έχει

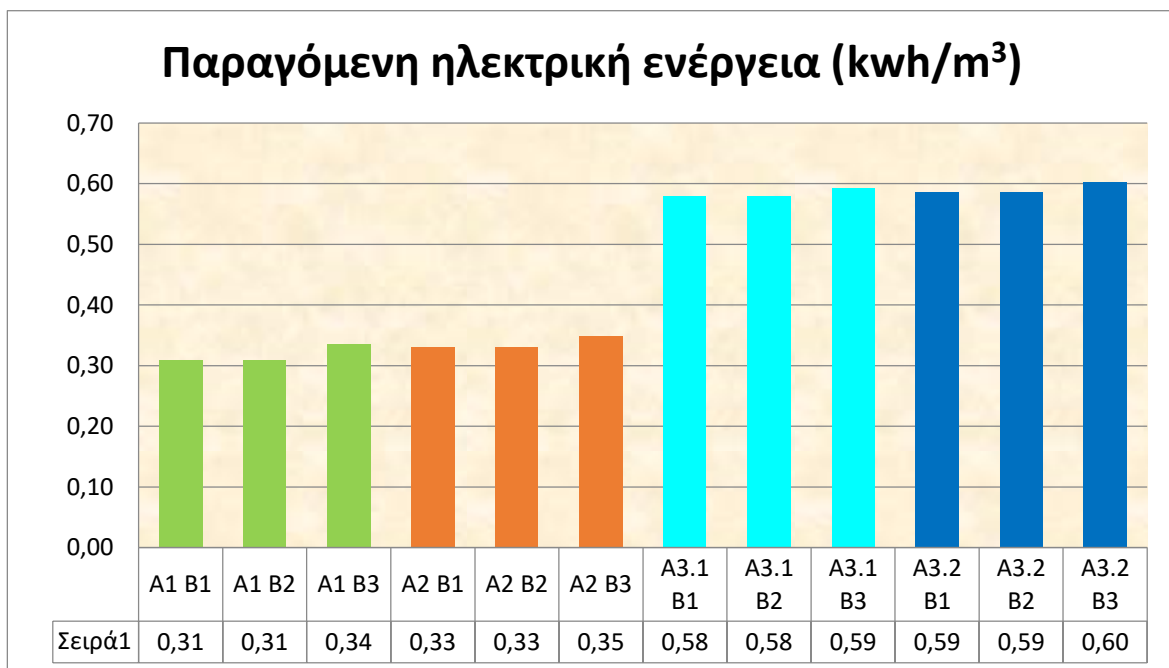
διευκρινιστεί ότι μπορεί να επιτευχθεί και στην περίπτωση της θέρμανσης του σταδίου της αναερόβιας επεξεργασίας των λυμάτων όταν αφορά σε πολύ μεγάλους όγκους.

Τα υπόλοιπα συστήματα (1^ο -6^ο) παράγουν παραπλήσιες μεταξύ τους τιμές συνολικής ενέργειας με μικρό προβάδισμα των συστημάτων που χρησιμοποιούν ως Β' στάδιο τη μέθοδο Νιτρωδοποίησης – Αναπνοχ (3^ο & 6^ο).

Από τη συνολική παραγόμενη ενέργεια ανακτάται το 35% με τη μορφή ηλεκτρικής ενέργειας (Σχήμα 4.2) ενώ η διακύμανση των τιμών μεταξύ των συστημάτων ακολουθεί το προφίλ της συνολικής παραγόμενης ενέργειας.

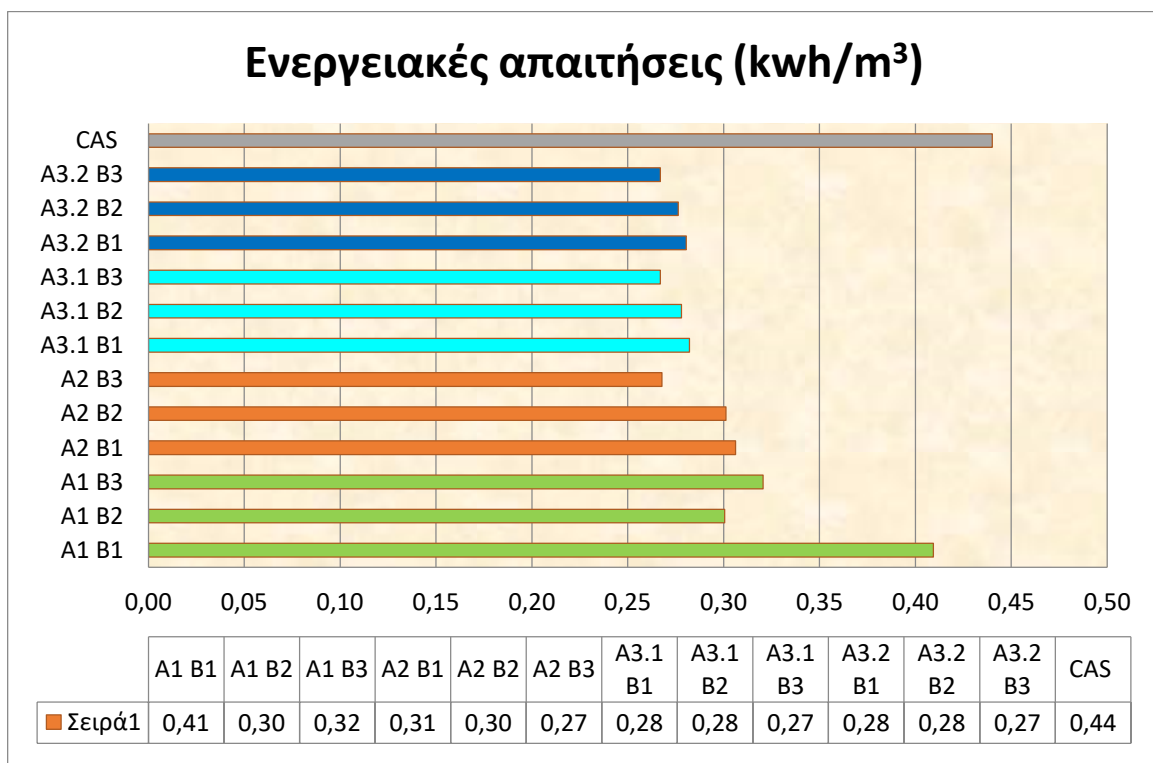


Σχήμα 4.1: Παραγόμενη συνολική ενέργεια (kwh/m³) σε ημερήσια βάση του συνόλου των συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»



Σχήμα 4.2: Παραγόμενη ηλεκτρική ενέργεια (kwh/m³) σε ημερήσια βάση του συνόλου των συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»

Όσο αφορά στις ενεργειακές απαιτήσεις της ΕΕΛ οι οποίες έχουν προκύψει αφενός από την εξασφάλιση του αερισμού όπου απαιτείται (Α΄ ή και Β΄ στάδιο) και αφετέρου από ένα σταθερό -στο πλαίσιο της εργασίας- αντιπροσωπευτικό ποσό κατανάλωσης της τάξης του 0.22 kWh/m³ σε ημερήσια βάση για την κάλυψη των λοιπών απαιτήσεων της μονάδας προκύπτει ότι είναι περίπου 35% μικρότερες σε σύγκριση με του συμβατικού συστήματος ενεργού ιλύος (0.44 kWh/m³ σε ημερήσια βάση). Χαμηλότερη δαπάνη ενέργειας παρουσιάζει το 6^ο σύστημα των σταδίων Α2-Β3 που συνδυάζει τη δεξαμενή υψηλής φόρτισης στην οποία οι ανάγκες αερισμού είναι πολύ μικρές (τυπικά λαμβάνεται ποσοστό της τάξης του 5% του COD που καταναλώνεται) καθώς και τη διαδικασία νιτροδοποίησης – Αναμμοξ στην οποία οι απαιτήσεις αερισμού είναι επίσης σημαντικά περιορισμένες. Παραπλήσιες ή ίδιες τιμές παρουσιάζουν και τα συστήματα των οποίων το Α στάδιο είναι αναερόβια επεξεργασία (1^ο -15^ο). Τόσο αυτά όσο και τα υψηλής φόρτισης κατά το Α στάδιο (4^ο -6^ο) υπερτερούν σημαντικά σε σύγκριση με τα αντίστοιχα που έχουν ως Α στάδιο την υποβοηθούμενη με χημικά καθίζηση (1^ο -3^ο) καθώς πετυχαίνουν στην έξοδο τους μικρότερες συγκεντρώσεις COD είτε λόγω μετατροπής του σε βιοαέριο είτε λόγω οξείδωσης του οργανικού άνθρακα και απομάκρυνσης σημαντικού ποσοστού ιλύος. Πιο ενεργοβόρο και από τα συστήματα της χημικά υποβοηθούμενης πρωτοβάθμιας καθίζησης είναι το Α1-Β1 (1^ο) του οποίου το 2^ο στάδιο χρησιμοποιεί την παραδοσιακή νιτροποίηση – απονιτροποίηση που απαιτεί παρουσία οξυγόνου σε υψηλότερες τιμές συγκρινόμενες με τις νέες μεθόδους νιτροδοποίησης – απονιτροδοποίησης και Αναμμοξ που πετυχαίνουν καταναλώσεις οξυγόνου ελαττωμένες κατά 25% και 57% αντίστοιχα.



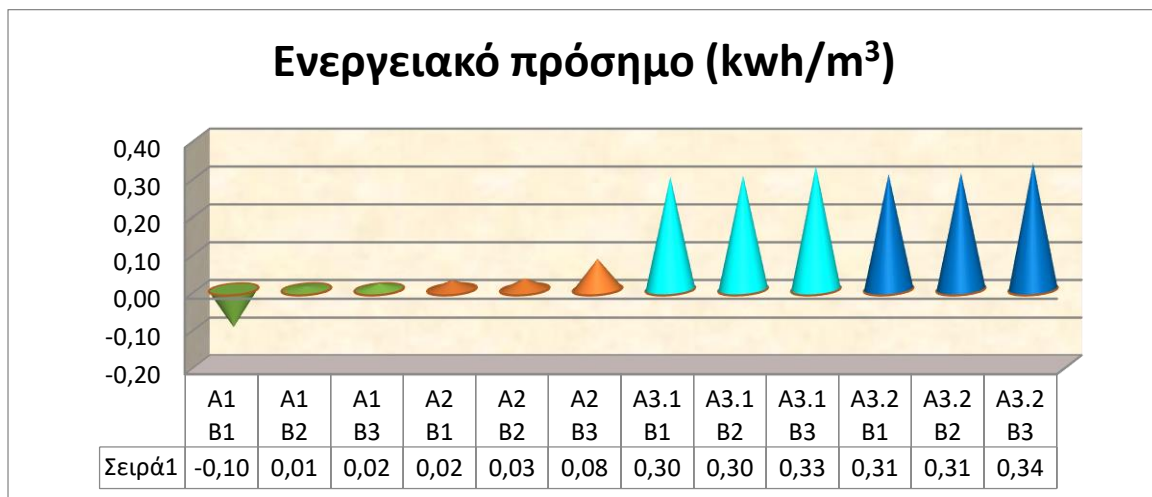
Σχήμα 4.3: Ενεργειακές απαιτήσεις (kwh/m³) σε ημερήσια βάση του συνόλου των συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»

Πρέπει να σημειωθεί ωστόσο ότι ανάλογη μελέτη που αφορά το συνδυασμό του 2^{ου} (Χημικά υποβοηθούμενη καθίζηση & νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση), 5^{ου} (Υψηλή φόρτιση & νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση), και 11^{ου} (Αναερόβιοι βιοαντιδραστήρες μεμβρανών & νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση) συστήματος, των Wan et al. (2016) δίνει παραπλήσιες τιμές αποτελεσμάτων. Τα ποσοστά COD που οδηγούνται στη μονάδα παραγωγής ηλεκτρισμού και ενέργειας με τη μορφή βιοαερίου ανάμεσα στις δύο μελέτες διαφέρουν κατά 5%, 2% και 9% αντίστοιχα.

Με βάση τη διαφορά ηλεκτρικής ενέργειας και ενεργειακών αναγκών καταρτίζεται το ενεργειακό πρόσημο από το οποίο προκύπτει ότι οι μονάδες που χρησιμοποιούν στο Α' στάδιο τα αναερόβια συστήματα έχουν ιδιαίτερο ενδιαφέρον καθώς παράγουν και σημαντικό πλεόνασμα ενέργειας, ωστόσο αυτά τα συστήματα παρουσιάζουν κατά διαστήματα πλήρωση των πόρων των μεμβρανών με αποτέλεσμα να απαιτείται η αντικατάστασή τους και να αυξάνεται το κόστος της λειτουργίας της εγκατάστασης ενώ όπως έχει ήδη προαναφερθεί δεν προσδιορίζεται με ακρίβεια το ποσό της θερμικής ενέργειας που απαιτείται.

Τα συστήματα που χρησιμοποιούν στο Α' στάδιο υποβοηθούμενη χημικά πρωτοβάθμια καθίζηση παρουσιάζουν ενεργειακή αυτονομία πλην του 1^{ου} συστήματος που συνδυάζεται με Νιτροποίηση – Απονιτροποίηση στο Β' στάδιο και το οποίο απεναντίας απαιτεί τη δαπάνη επιπλέον ενέργειας για τη λειτουργία του. Ωστόσο η εκτεταμένη χρήση των πολυηλεκτρολυτών ενδεχομένως να προσθέσει αύξηση του συνολικού κόστους λειτουργίας της εγκατάστασης. Μια επιπρόσθετη ανάλυση που θα συμπεριλαμβάνει την ανάλυση του κόστους της εγκατάστασης θα δώσει την οικονομοτεχνικά βέλτιστη λύση.

Τέλος ιδιαίτερο ενδιαφέρον παρουσιάζουν τα συστήματα που στο Α' στάδιο χρησιμοποιούν επεξεργασία υψηλής φόρτισης γιατί πετυχαίνουν ενεργειακή αυτονομία αξιοποιώντας διατάξεις παραπλήσιες του παραδοσιακού συμβατικού συστήματος ενεργού ιλύος. Πιθανή μελλοντική πειραματική εργασία ενδεχομένως να βεβαιώσει τη δυνατότητα εφαρμογής της σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων σε εκτεταμένη κλίμακα και στον ελληνικό χώρο.



Σχήμα 4.4: Ενεργειακό πρόσημο σε ημερήσια βάση του συνόλου των συστημάτων «επεξεργασίας 2 σταδίων»

5 ΒΙΒΛΙΟΓΡΑΦΙΚΕΣ ΑΝΑΦΟΡΕΣ

5.1 Ελληνικές αναφορές

- Αναστασίου Μ.(2011).Φυσικοχημικές και βιοτεχνολογικές μέθοδοι επεξεργασίας για τον καθαρισμό νερού και υγρών αποβλήτων από βαρέα μέταλλα. Πτυχιακή εργασία. Τμήμα Τεχνολογίας Πετρελαίου και Φυσικού Αερίου Τ.Ε.Ι. Καβάλας, Καβάλα.
- Ανδρεαδάκης Α. (1986). Σημειώσεις Εγκαταστάσεις Επεξεργασίας και Διάθεσης Αστικών Αποβλήτων. Τομέας Υδατικών Πόρων Υδραυλικών και Θαλάσσιων Έργων, Τμήμα Πολιτικών Μηχανικών Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Ανδρεαδάκης Α. (2011-12). Σημειώσεις Μαθήματος Υγειονομική Τεχνολογία, Επεξεργασία Λυμάτων-Βασικές Αρχές και Διεργασίες. Τομέας Υδατικών Πόρων και Περιβάλλοντος, Τμήμα Πολιτικών Μηχανικών Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Δημοπούλου (2011). Συγκριτική αξιολόγηση ενεργειακής κατανάλωσης και εκπομπών αερίων θερμοκηπίου σε εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών Πόρων» .Αθήνα
- Δοκιανάκης Σ. (2006). Επίδραση ξενοβιοτικών ουσών και του διαλυμένου οξυγόνου στη διεργασία της νιτροποίησης και βελτιστοποίηση της απομάκρυνσης αζώτου από αστικά λύματα. Διδακτορική εργασία. Τμήμα Χημικών Μηχανικών Πανεπιστημίου Πατρών, Πάτρα.
- Κρομμύδας Δ. (2005). Βιολογική απομάκρυνση του αζώτου από υγρά απόβλητα με παράκαμψη της παραγωγής νιτρικών. Διπλωματική εργασία. Τμήμα Χημικών Μηχανικών Πανεπιστημίου Πατρών, Πάτρα.
- Λουπασάκη Ε. (2014). Επεξεργασία υγρών αποβλήτων με αναερόβιο αντιδραστήρα UASB και συστήματα προσκολλημένης ανάπτυξης. Μεταπτυχιακή εργασία ΠΜΣ «Περιβαλλοντική και Υγειονομική Μηχανική», Τμήμα Μηχανικών Περιβάλλοντος, Πολυτεχνείο Κρήτης.
- Λυμπεράτος Γ. (2001). Μηχανική υγρών αποβλήτων. Τμήμα Χημικών Μηχανικών Πανεπιστημίου Πατρών, Πάτρα.
- Ποθουλάκη Δ. (2011). Εφαρμογή της αναερόβιας οξειδωσης της αμμωνίας (anammox) σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων. Μεταπτυχιακή Εργασία. ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών Πόρων» Τομέας Υδατικών Πόρων και Περιβάλλοντος, Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Φλέσσα Γ. (2006). Βιολογική απομάκρυνση του αζώτου από υγρά απόβλητα μέσω παράκαμψης της παραγωγής νιτρικών σε αντιδραστήρα SBR. Μεταπτυχιακή Εργασία. Τμήμα Χημικών Μηχανικών Πανεπιστημίου Πατρών, Πάτρα.

5.2 Ξενόγλωσσες αναφορές

- Aksu Z., (2005). Application of biosorption for the removal of organic pollutants: a review. *Process Biochemistry* 40, 997-1026.
- Bock E., Koops H.P. & Ahlers B. (1991). The biochemistry of nitrifying organisms. In: Variations in Autotrophic Life. pp. 171-200, Shively J.M. and Barton L.L., Eds., Academic Press Limited, San Diego, CA.

- Bunch, B., Griffin, D.M., (1987). Rapid removal of colloidal substrate from domestic wastewaters. *Water Pollution Control Federation* 59, 957-963.
- Bohnke B.(1977). Das adsorptions-belebungsverfahren. *Korrespondenz Abwasser* 24 (2), 33–42.
- Bohnke, B., Diering, B., Zuckut, S.W., (1997). Cost-effective wastewater treatment process for removal of organics and nutrients II. *Water Eng. Manage.* 144 (7), 18–21.
- Cech, J.S., Chudoba, J., (1982). Influence of accumulation capacity of activated sludge microorganisms on kinetics of glucose removal. *Water Research* 17, 659-666.
- Cervantes Francisco J; Spyros G Pavlostathis; Adrianus C van Haandel, (2006). *Advanced biological treatment processes for industrial wastewaters: principles and applications.* London. *Integrated environmental technology series.*
- Chagnon F. & R. F. Harleman d. (2001). *An Introduction to Chemically Enhanced Primary Treatment.*
- Chang Feng-Yung, Chiu-Yue Lin, (2003) Biohydrogen production using an up & flow anaerobic sludge blanket reactor *International Journal of Hydrogen Energy* 29 (2004) 33 – 39
- Chua, A.S.M., Takabatake, H., Satoh, H., Mino, T., (2003). Production of polyhydroxyalkanoates (pha) by activated sludge treating municipal wastewater: effect of ph, sludge retention time (srt), and acetate concentration in influent. *Water Res* 37, 3602-3611. doi:10.1016/S0043-1354(03)00252-5.
- Chudoba, J., Grau, P., Ottova, V., (1973). Control of activated-sludge filamentous bulking – II. Selection of microorganisms by means of a selector. *Water Res.* 7 (10), 1389–1398.
- D. Jeison, J.B. Van Lier (2007). Thermophilic treatment of acidified and partially acidified wastewater using an anaerobic submerged MBR: factors affecting long-term operational flux, *Water Res.* 41 3868–3879.
- D. Jeison, J.B. Van Lier, Cake formation and consolidation: main factors governing the applicable flux in anaerobic submerged membrane bioreactors (AnSMBRs) treating acidified wastewaters, *Sep. Purif. Technol.* 56 (2007) 71–78.
- D.W. Gao, T. Zhang, C.Y.Y. Tang, W.M. Wu, C.Y. Wong, Y.H. Lee, D.H. Yeh, C.S. Criddle (2010). Membrane fouling in an anaerobic membrane bioreactor: differences in relative abundance of bacterial species in the membrane foulant layer and in suspension, *J. Membr. Sci.* 364 331–338.
- Daigger, G.T., Grady Jr., C.P.L., 1982. The dynamics of microbial growth on soluble substrates: a unifying theory. *Water Res.* 16 (4), 365–382.
- Focht D. D., Chang A. C. (1975). Nitrification and denitrification processes related to wastewater treatment. *Adv. Appl. Microbiol.*, 20, 631.
- Frijlink M.J., Abee T., Laanbroek H.J., de Boer W., Konings W.N. (1992). The bioenergetics of ammonia and hydroxylamine oxidation in *Nitrosomonas europaea* at acid and alkaline pH. *Arch. Microbiol.* 157:194-199

- Fukuzaki Y., Nakamura Y., Kawakubo Y., Watanabe T., (2015). Energy self-sufficient wastewater treatment technologies by anaerobic ammonium oxidation. Meiden review series No 164.
- Gibbs M. & Schiff J. (1960). *Plant Physiology, A Treatise*, Vol. IB: Photosynthesis and Chemosynthesis. Steward FC (ed), Academic Press, New York (LCCC no.: 59-7689).
- Guellil, A., Thomas, F., Block1, J., I Bersillon, Ginestet, P., (2001). Transfer of organic matter between wastewater and activated sludge ocs. *Water Research* 35, 143{150.
- Gujer, W., Jenkins, D., (1975). The contact stabilization activated sludge process oxygen utilization, sludge production and efficiency. *Water Res.* 9 (5–6), 553 560.
- Gundersen K., Mountain C.W. (1973). Oxygen utilization and pH change in the ocean resulting from biological nitrate formation. *Deep-Sea Res.* 20:1083-1091.
- Gustavsson D. J.I. (2010). Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants – a review. *Vatten* 66: 179-192
- Güven A., Dapena B., Kartal M.C., Schmid B., Maas K., Van de Pas Schoonen S., Sozen R., Mendez H.J.M., Op den Camp M.S.M., Jetten M., Strous I., Schmidt I. (2005). Propionate oxidation by and methanol inhibition of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria. *Appl. Environ. Microbiol.* 71:1066–1071.
- Haandel A. C. & Lettinga G.(1994). *Anaerobic Sewage Treatment*. Wiley.
- Hao X., Heijnen J.J. and van Loosdrecht M.C.M. (2002). Sensivity analysis of a biofilm model describing a one-stage completely autotrophic nitrogen removal (CANON) process. *Biotech. Bioeng.* 77(3), 266-277.
- Harleman D.R.F& S. Murcott. (1997). *Low Cost Nutrient Removal Demonstration Study Report on ETIG Bench Scale Tests Rio de Janeiro, Brasil*. Unpublished Report. MIT. Harleman, D.R.F. and Murcott, S. (1999).The Role of Physical-Chemical Wastewater Treatment in the Mega-Cities of the Developing World. *Wat. Env. Tech.*, Vol. 40, No. 4-5.
- Hellinga C., Schellen A.A.J.C., Mulder J.W., van Loosdrecht M.C.M. και Heijnen, J.J. (1998). The SHARON process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium rich wastewater. *Wat. Sci. Tech.* 37(9):135–142.
- Hollocher T.C., Tate M.E., Nicholas D.J.D. (1981). Oxidation of ammonia by *Nitrosomonas europaea*. Definitive 18O-tracer evidence that hydroxylamine formation involves a monooxygenase. *J. Biol. Chem.* 256:10834–10836.
- Hooper, A. B. (1989). Biochemistry of the nitrifying lithoautotrophic bacteria, p. 239-265. In H. G. Schlegel, and B. Bowien (ed.), *Autotrophic bacteria*. Sci. Tech. Publishers, Madison, Wis.
- Huang, J.-C., Li, L., (2000). An innovative approach to maximize primary treatment performance. *Water Sci. Technol.* 42 (12), 209–222.
- J. Ho, S. Sung (2010). Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBRs) treating synthetic municipal wastewater. *Bioresour. Technol.* 101, 2191–2196.
- J. Kim, K. Kim, H. Ye, E. Lee, C. Shin, P.L. McCarty, J. Bae (2011). Anaerobic fluidised bed membrane bioreactor for wastewater treatment, *Environ. Sci. Technol.* 45 576–581.

- J.W.J. Gao, H.J. Lin, K.T. Leung, B.Q. Liao (2010). Influence of elevated pH shocks on the performance of a submerged anaerobic membrane bioreactor, *Process Biochem.* 45 1279–1287.
- Jonasson Malin, (2007). *Energy Benchmark for Wastewater Treatment Processes a comparison between Sweden and Austria.* Dept. of Industrial Electrical Engineering and Automation Lund University.
- Lester, J., Jefferson, B., Eusebi, A. L., McAdam, E. & Cartmell, E. (2013). Anaerobic treatment of fortified municipal wastewater in temperate climates. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 88, 1280–1288.
- Majone, M., Dircks, K., Beun, J.J., (1999). Aerobic storage under dynamic conditions in activated sludge processes. state of the art. *Water Science and Technology* 39, 61{73.
- Mamais D., C. Noutsopoulos, A. Dimopoulou, A. Stasinakis and T. D. Lekkas (2014) Wastewater treatment process impact on energy savings and greenhouse gas emissions. *Water Science & Technology* | 71.2 | 2015.
- Meerburg Francis A., Nico Boon, Tim Van Winckel, Jensen A.R. Vercamer, Ingmar Nopens, Siegfried E. Vlaeminck (2014). Toward energy-neutral wastewater treatment: A high-rate contact stabilization process to maximally recover sewage organics. *Bioresource Technology* 179 (2015) 373–381
- Metcalf & Eddy (2003). *Wastewater Engineering: treatment and reuse*, Fourth ISBN 960-418-108-4. Edition revised by Tchobanoglou G., Burton F., Stensel D., McGraw-Hill
- Metcalf & Eddy, (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, fourth ed. McGraw-Hill, New York.
- Mike R. Bourke Jr. (2000). *Full Scale Study of Chemically Enhanced Primary Treatment in Riviera de Sao Lourenco, Brazil*, Massachusetts Institute of Technology.
- Morrissey S.P. (1990). *Chemically-Enhanced Wastewater Treatment.* Department of Civil and Environmental Engineering, Massachusetts Institute of Technology.
- P.J. Van Zyl, M.C. Wentzel, G.A. Ekama, K.J. Riedel (2008). Design and start-up of a high rate anaerobic membrane bioreactor for the treatment of a low pH, high strength, dissolved organic wastewater, *Water Sci. Technol.* 57 291–295.
- Pauels Koen (2015). Optimization of the high-load contact stabilization process to maximize chemical energy recovery from sewage. *Gent Univeriteit.*
- Remde A. και Conrad R. (1990). Production of nitric oxide in *Nitrosomonas europaea* by reduction of nitrite. *Arch. Microbiol.* 154:187– 191.
- Remy C, Lesjean B, Hartmann A (2011) Die Methodik der Ökobilanz zur ganzheitlichen Erfassung des Energieverbrauchs in der Abwasserreinigung, *Korrespondenz Abwasser, Abfall* 58 (6), 572-576.
- Skouteris G, Hermosilla D, Patricio L, Negro C, Blanco A. (2012). Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. *Chemical Engineering Journal.*
- Strous M., Kuenen J. G. and Jetten M. S. M. (1999). Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. *Applied and Environmental Microbiology*, 65(7):3248–3250.

- Tagawa T., Takahashi H., Sekiguchi Y. Ohashi A. & Harada H. (2002). Pilot-plant study on anaerobic treatment of a lipid and a protein- rich food industrial wastewater by a thermophilic multi- staged UASB reactor. *Water Science & Technology*, vol. 45, no 10, pp 225 – 230.
- Tan, K.N., Chua, H., (1997). COD adsorption capacity of the activated sludge - its determination and application in the activated sludge process. *Environmental Monitoring and Assessment* 44, 211{217.
- Trigo C., Campos J. L., Garrido J. M. and Méndez R. (2006). Start-up of the Anammox process in a membrane bioreactor. *Journal of Biotechnology*, 126(4):475–487.
- Van de Graaf A.A., Mulder A., de Bruijin P., Jetten M.S.M., Robertson I.A. and Kuenen J.G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium oxidizing microorganisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology* 142:2187-2196.
- Van der Star, W.R.L., Abma, W.R., Blommers, D., Mulder, J.-W., Tokutomi, T., Strous, M., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M.C.M. (2007). Start-up of reactors for anoxic ammonium oxidation: Experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Res.* 41:4149 – 4163.
- Van Loosdrecht M.C.M. (2008). Innovative nitrogen removal. In: *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*. Eds. Henze M., van Loosdrecht M. C. M., Ekama G. and Brdjanovic D., pp. 139–153. IWA Publishing. London UK.
- Vijayaraghavan, K., Yun, Y.S., (2008). Bacterial biosorbents and biosorption. *Biotechnology Advances* 26, 266{291.
- Wan Junfeng, Jun Gu, Qian Zhao & Yu Liu, (2016). COD capture: a feasible option towards energy self-sufficient domestic wastewater treatment. *Scientific Reports* | 6:25054 | DOI: 10.1038/srep25054.
- Wett B., Hell M., Nyhuis G., Puempel T., Takacs I., Murthy S. (2010). Syntrophy of aerobic and anaerobic ammonia oxidisers. *Water Science and Technology*, 61(8):1915–1922.
- Wett, B. (2006). Solved upscaling problems for implementing deammonification of rejection water. *Water Sci. Technol.* 53:121–128.
- Wett, B., Buchauer, K., Fimml, C., (2007). Energy self-sufficiency as a feasible concept for wastewater treatment systems. IWA Leading Edge Technology Conference, Sept. 2007, Singapore ,pp. 21–24.
- Winckel T V, (2014). Development of high-rate activated sludge processes for energy efficient wastewater treatment. Gent Univeriteit.
- Wood H.G. και Clark J.E. (1988). Biological aspects of inorganic polyphosphates. *Annu Rev Biochem* 57: 235-260.
- Z. Huang, S.L. Ong, H.Y. Ng (2008). Feasibility of submerged anaerobic membrane bioreactor (SAMBR) for treatment of low-strength wastewater. *Water Sci. Technol.* 58 1925–1931.
- Zhao, W., Ting, Y.P., Chen, J.P., Xing, C.H., Shi, S.Q., (2000). Advanced primary treatment of waste water using a bio-flocculation-adsorption sedimentation process. *Acta Biotechnol.* 20 (1), 53–64.

<http://www.thembrsite.com/suppliers/adi-systems-inc-industrial-wastewater-treatment/>
(τελευταία πρόσβαση 15/10/2017)