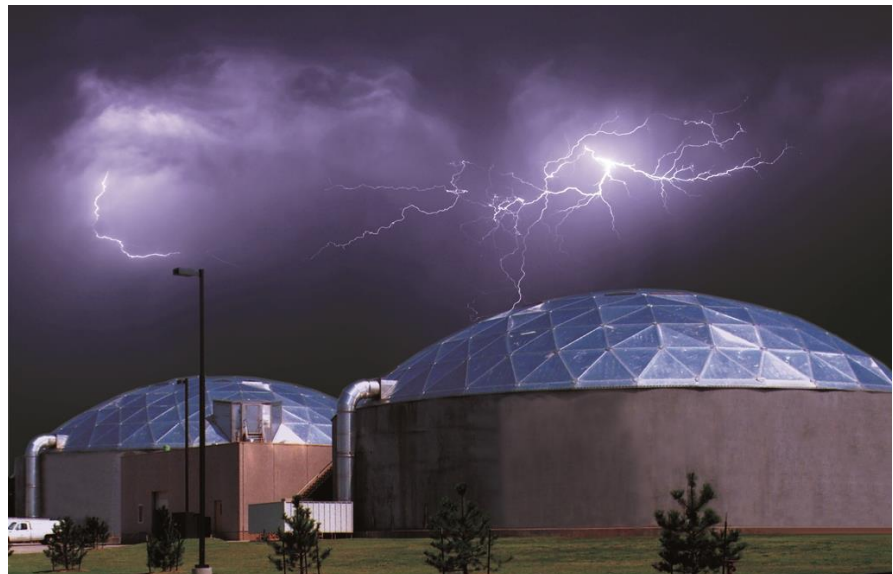




**ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ**  
**ΣΧΟΛΗ ΠΟΛΙΤΙΚΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ**  
**ΤΟΜΕΑΣ ΥΔΑΤΙΚΩΝ ΠΟΡΩΝ & ΠΕΡΙΒΑΛΛΟΝΤΟΣ**

**ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ ΕΝΑΛΛΑΚΤΙΚΩΝ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ**  
**ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ ΣΤΡΑΓΓΙΔΙΩΝ**  
**ΜΕΣΩ ΝΙΤΡΩΔΟΠΟΙΗΣΗΣ - ΑΠΟΝΙΤΡΩΔΟΠΟΙΗΣΗΣ**



Εικόνα: Αντιδραστήρες εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (SBR). Πηγή: Google.

**Διπλωματική**  
**Εργασία**

**Βέργου Θεοδότη**

**Αθήνα 2015**

**Επιβλέπων: Δ. Μαμάης, Αναπληρωτής Καθηγητής**



**ΕΘΝΙΚΟ ΜΕΤΣΟΒΙΟ ΠΟΛΥΤΕΧΝΕΙΟ**  
**ΣΧΟΛΗ ΠΟΛΙΤΙΚΩΝ ΜΗΧΑΝΙΚΩΝ**  
**ΤΟΜΕΑΣ ΥΔΑΤΙΚΩΝ ΠΟΡΩΝ & ΠΕΡΙΒΑΛΛΟΝΤΟΣ**

**ΑΞΙΟΛΟΓΗΣΗ ΕΝΑΛΛΑΚΤΙΚΩΝ ΣΥΣΤΗΜΑΤΩΝ ΕΠΕΞΕΡΓΑΣΙΑΣ**  
**ΣΤΡΑΓΓΙΔΙΩΝ**  
**ΜΕΣΩ ΝΙΤΡΩΔΟΠΟΙΗΣΗΣ - ΑΠΟΝΙΤΡΩΔΟΠΟΙΗΣΗΣ**

*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.*

**Βέργου Θεοδότη**

**Αθήνα, 2015**

**Επιβλέπων: Δ. Μαμάης, Αναπληρωτής Καθηγητής**



*Αφιερώνεται στα  
«Δύσκολα Βράδια Της Σχολής»...*



## Αντί Προλόγου

Με την ολοκλήρωση της παρούσας διπλωματικής εργασίας κλείνει με τη βοήθεια του Θεού και της Παναγίας που ευχαριστώ από τα βάθη της ψυχής μου, ένα κεφάλαιο της ζωής μου που ξεκίνησε ακριβώς πριν από πέντε χρόνια, ο κύκλος των προπτυχιακών μου σπουδών στη Σχολή Πολιτικών Μηχανικών του Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου. Μια πορεία γεμάτη γνώσεις, περιπέτειες, εμπειρίες που αφενός σε καταρτίζουν ως Μηχανικό αφετέρου δε σε οπλίζουν με χαλύβδινη θέληση, υπομονή και αγωνιστικότητα για το μέλλον. Οι κοινωνικοοικονομικές αντιξοότητες που εντάθηκαν κυρίως τα τελευταία δύο χρόνια τόσο για τη σχολή όσο και για τη χώρα μέσα από αρκετή προσπάθεια και πίστη δεν κατάφεραν να σταθούν εμπόδιο σε στόχους που στην αρχή φάνταζαν ουτοπικοί.

Αρχικά νιώθω την ανάγκη να ευχαριστήσω τον επιβλέποντα Καθηγητή μου κ. Δανιήλ Μαμάη, Αναπληρωτή Καθηγητή για την πλήρη στήριξη, καθοδήγηση, βοήθεια και συμπαράσταση κατά τη διάρκεια εκπόνησης της εργασίας.

Ιδιαίτερα ευχαριστίες θέλω να εκφράσω προς τον κ. Νουτσόπουλο Κωνσταντίνο, Επίκουρο Καθηγητή αφενός για την παράλληλη καθοδήγηση, στήριξη, παραχώρηση βιβλιογραφικού υλικού κατά τη διάρκεια της μελέτης των συστημάτων αφετέρου δε για τη συμμετοχή του στην εξεταστική επιτροπή.

Επιπρόσθετα θα ήθελα να ευχαριστήσω και την κ. Τσουκαλά Βασιλική, Επίκουρο Καθηγήτρια για τη συμμετοχή της στην εξεταστική επιτροπή.

Θερμά ευχαριστώ τον κ. Μαλαμή Σίμο, Λέκτορα για την παραχώρηση πλούσιου βιβλιογραφικού υλικού, τον κ. Ηλιάκη Αλέξανδρο από το Τμήμα Βιβλιοθηκονομικής Επεξεργασίας και Ανάπτυξης Συλλογών της Κεντρικής Βιβλιοθήκης Ε.Μ.Π. για την άμεση εξυπηρέτηση του στην προσπάθεια εύρεσης υποστηρικτικού υλικού, τον κ. Κοτζαγιώργη Γεώργιο, διευθυντή του τμήματος απασχόλησης μου στην εταιρεία ENVECO A.E. για την εξασφάλιση ικανού χρόνου ενασχόλησης με τη διπλωματική μου εργασία.

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 και κυρίως στο διάστημα των τελευταίων επτά ετών.

Βέργου Θεοδότη

Αθήνα, Οκτώβριος 2015





## Περίληψη

Τα στραγγίδια μιας Εγκατάστασης Επεξεργασίας Λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) προέρχονται από τις μονάδες επεξεργασίας της Ιλύος όπως την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος (ΠΠΙ), την Πάχυνση της Βιολογικής Ιλύος (ΠΒΙ), την Αφυδάτωση της Ιλύος (ΑΙ) και την Ξήρανση της Ιλύος (ΞΙ) όταν η τελευταία πραγματοποιείται εντός της εγκατάστασης επεξεργασίας.

Στο πλαίσιο της διπλωματικής εργασίας εξετάζονται συστήματα επεξεργασίας στραγγιδίων που προέρχονται από τις διεργασίες της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος και της Αφυδάτωσης της Ιλύος, μιας τυπικής Ε.Ε.Λ. με δυνατότητα εξυπηρέτησης 1 000 000 ισοδύναμων κατοίκων. Στόχος της επεξεργασίας είναι η απομάκρυνση του αζώτου που περιέχεται στα στραγγίδια σε ποσοστό 10-30% επί του συνολικού αζώτου της εγκατάστασης μέσω της διαδικασίας της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης.

Η νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση συνιστά αποτέλεσμα μιας σημαντικής ερευνητικής προσπάθειας που γίνεται προκειμένου να παρακαμφθεί η νιτριοποίηση-απονιτριοποίηση κατά τη νιτροποίηση-απονιτροποίηση. Το αμμωνιακό άζωτο οξειδώνεται σε νιτρώδη (νιτρωδοποίηση) και ακολούθως μετατρέπεται σε αέριο άζωτο (απονιτρωδοποίηση). Τα νιτρωδοποιητικά βακτήρια (ΑΟΒ) που είναι υπεύθυνα για τη νιτρωδοποίηση, έχουν μεγαλύτερη ταχύτητα ανάπτυξης και μικρότερο χρόνο παραμονής στο σύστημα έναντι των νιτριοποιητικών βακτηρίων (ΝΟΒ) που ευθύνονται για τη νιτριοποίηση, με αποτέλεσμα να καθίσταται δύσκολη η ανάπτυξη των ΝΟΒ αφού ξεπλένονται άμεσα από το σύστημα. Η εφαρμογή της μεθόδου έχει πολλαπλά οικονομικά και ενεργειακά οφέλη καθώς επιτυγχάνεται εξοικονόμηση σε οξυγόνο κατά 25%, σε προστιθέμενη πηγή άνθρακα κατά 40%, σε παραγόμενη βιομάζα κατά 75% ενώ ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης αυξάνεται κατά 63%.

Η επεξεργασία των στραγγιδίων δίνει στο κεντρικό σύστημα επεξεργασίας της εγκατάστασης τη δυνατότητα επεξεργασίας μεγαλύτερων μαζών ακάθαρτων λυμάτων αφού τα στραγγίδια που εισέρχονται στην αρχή της εγκατάστασης κατάντη των έργων προεπεξεργασίας δεν φορτίζουν με άζωτο το σύστημα.

Πιο συγκεκριμένα μελετώνται δύο διαφορετικές διατάξεις αντιδραστήρων των οποίων η λειτουργία στηρίζεται στη μέθοδο ενεργού ιλύος: οι αντιδραστήρες συνεχούς ροής (Continuous Stirred Tank Reactors) και οι αντιδραστήρες διαλείποντος έργου ή εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (Sequencing Batch Reactors). Τα συστήματα συνεχούς ροής αποτελούνται από τη δεξαμενή αερισμού, την ανοξική δεξαμενή (όπου εφαρμόζεται απονιτρωδοποίηση), τη Δεξαμενή Τελικής Καθίζησης και τα συστήματα επανακυκλοφορίας. Τα συστήματα διαλείποντος έργου πραγματοποιούν όλες τις διεργασίες των αντίστοιχων επιμέρους δεξαμενών του συστήματος συνεχούς ροής στον ίδιο χώρο, σε ένα αντιδραστήρα με χρονική εναλλαγή των μεθόδων.

Σε κάθε ένα από τα δύο συστήματα διερευνώνται τέσσερα διαφορετικά σενάρια τα οποία διαφοροποιούνται ως προς την εφαρμογή της διεργασίας (μόνο νιτρωδοποίηση, συνδυασμός νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης), ως προς το είδος των στραγγιδίων που εισέρχονται στο σύστημα επεξεργασίας (στραγγίδια προερχόμενα από την αφυδάτωση ή από την πάχυνση της πρωτοβάθμιας ιλύος και την αφυδάτωση) και ως προς το βαθμό απόδοσης του συστήματος που αφορά στην ποιότητα της παραγόμενης εκροής. Πιο συγκεκριμένα τα τέσσερα σενάρια έχουν ως εξής.

Το *πρώτο σενάριο* αφορά στην επεξεργασία μόνο των στραγγιδίων που προέρχονται από την Αφυδάτωση της Ιλύος μέσω νιτρωδοποίησης.

Το *δεύτερο σενάριο* διαφοροποιείται από το πρώτο καθώς η επεξεργασία περιλαμβάνει εκτός από τη διεργασία της νιτρωδοποίησης και την απονιτρωδοποίηση.

Το *τρίτο σενάριο* επεξεργάζεται τόσο τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης όσο και της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος που είναι «πλούσια» σε οργανικό άνθρακα μέσω νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Τα στραγγίδια από τον ΠΠΙ καθιστούν ταχύτερη και οικονομικότερη τη διεργασία της απονιτρωδοποίησης. Στην προκειμένη περίπτωση γίνεται η παραδοχή ότι τα φορτία αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών είναι ίσα με του προηγούμενου σεναρίου. Στόχος αυτής της ενδεχόμενης εφαρμογής αποτελεί η ελαχιστοποίηση του ανοξικού όγκου του συστήματος.

Το *τέταρτο σενάριο* επεξεργάζεται και αυτό τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης και Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος μέσω νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Το εν λόγω σενάριο στοχεύει στην ελαχιστοποίηση της συγκέντρωσης του αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών στην έξοδο του συστήματος επεξεργασίας. Κατά την επεξεργασία τα νιτρώδη απονιτρωδοποιούνται πλήρως. Ωστόσο στην έξοδο του συστήματος λαμβάνεται μια ελάχιστη τιμή της συγκέντρωσης της ελεύθερης αμμωνίας (περίπου 5 mg/L) προκειμένου να εξασφαλίζεται αναχαίτηση των βακτηρίων NOB.

## Abstract

The sludge liquor of a Wastewater Treatment Plant (WTP) come from individual sludge treatment plants such as Primary Thickener, Activated Sludge Thickener, Dewatering of Sludge and Drying of Sludge when the latter takes place within the WTP.

In the thesis are examined sludge liquor treatment systems that are treated sludge liquor come from the Primary Thickener and the Dewatering of Sludge of a typical WWTP which has facility capacity of 1 000 000 population equivalents. The aim of treatment is the removal of nitrogen contained in the sludge liquor in an amount of 10-30% of the total nitrogen load of the WTP via the process of nitritation -denitritation.

The nitritation -denitritation is the result of a significant research effort in order to bypass the nitrification – process. The ammoniacal nitrogen is oxidized to nitrite (nitritation) and then converted to nitrogen gas (denitritation). The ammonium oxidizing bacteria (AOB) that are responsible for the nitritation have a higher growth rate and lower solid retention time (SRT) in the system against the nitrate oxidizing bacteria (NOB) which makes the NOB's development difficult since they wash out directly from the system. The NOB are responsible for the process of denitritation. However the method has several economic and energy savings as well as savings achieved in oxygen of 25%, in external carbon source of 40%, at biomass production by 75% while the denitritation rate increases by 63%.

The treatment of sludge liquor enables the main plant to treat larger masses of wastewater since the treated sludge liquor are entered at the beginning of the main plant downstream of preliminary treatment works without charging the treatment with any external nitrogen load.

More specifically are studied two different configurations of reactors which operate based on the method of activated sludge: the Continuous Stirred Tank Reactors and the Sequencing Batch Reactors. The CSTR are comprised of the aeration tank, the anoxic tank (where takes place denitritation), the Secondary Clarifier tank and recirculation systems. The SBR perform all processes of the tanks of the CSTR system in the same place in a reactor with a time switch methods.

Four different scenarios are explored in each of the systems that differ in application process (only nitritation, combination of nitritation-denitritation), in type of sludge liquor that are treated (sludge liquor from Dewatering or sludge liquor from Primary Thickener and Dewatering) and in the efficiency of the system relating to the quality of the produced effluent. Thus the four scenarios are as follows.

The first scenario relates to the treatment of sludge liquor derived from Dewatering of sludge via nitritation.

The second scenario distinct from the first one because the sludge liquor is treated via nitritation-denitritation.

The third scenario relates to the treatment of sludge liquor derived from Dewatering of sludge Primary Thickener which is 'rich' in organic carbon via nitritation-denitritation. The sludge liquor of Primary Thickener make the denitritation faster and more economical as process. In this case it is assumed that the ammoniacal nitrogen's and nitrites' loads are equal to the previous scenario. The aim of this possible application is to minimize the anoxic volume of the system.

The fourth scenario relates to the treatment of sludge liquor derived from Dewatering of sludge Primary Thickener via nitritation-denitritation, too. This scenario aims to minimize the concentration of ammonia nitrogen and nitrites at the exit of the treatment system. During the treatment nitrites convert fully to nitrogen. However the output of the system obtained a minimum value of the concentration of free ammonia (about 5 mg/L) in order to ensure inhibition of bacteria NOB.

## Περιεχόμενα

Αντί Προλόγου.....	iii
Περίληψη .....	v
Abstract .....	vii
Περιεχόμενα.....	ix
Περιεχόμενα εικόνων.....	xiii
Περιεχόμενα πινάκων .....	xv
Περιεχόμενα σχημάτων .....	xix
1 Εισαγωγή.....	1
2 Βιβλιογραφική αναφορά .....	3
2.1 Φορτία αζώτου και φωσφόρου στα αστικά λύματα .....	3
2.1.1 Το άζωτο.....	3
2.1.1.1 Ο κύκλος του αζώτου .....	3
2.1.1.2 Ο Αναθεωρημένος κύκλος του αζώτου .....	4
2.1.1.3 Μέθοδοι απομάκρυνσης .....	6
2.1.2 Ο φώσφορος .....	15
2.1.2.1 Ο κύκλος του φωσφόρου .....	16
2.1.2.2 Ο φώσφορος στην επεξεργασία λυμάτων .....	17
2.1.2.3 Μέθοδοι απομάκρυνσης .....	18
2.1.3 Ποιοτικά χαρακτηριστικά στραγγιδίων .....	22
2.2 Μέθοδοι επεξεργασίας στραγγιδίων για την απομάκρυνση αζώτου .....	25
2.2.1 Η μέθοδος της νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης.....	25
2.2.2 Παράμετροι που επηρεάζουν τη διαδικασία .....	27
2.2.2.1 Διαλυμένο οξυγόνο (Dissolved Oxygen, DO).....	27
2.2.2.2 Θερμοκρασία .....	29
2.2.2.3 pH και δυναμικό οξειδοαναγωγής ORP .....	34
2.2.3 Περιγραφή της Κινητικής της νιτρωδοποίησης - απονιτρωδοποίησης .....	35
2.2.3.1 Μοντέλο νιτρωδοποίησης .....	36
2.2.3.2 Προσδιορισμός των διάφορων παραμετρικών τιμών της κινητικής .....	38
2.2.3.3 Κινητικές Παράμετροι νιτρωδοποίησης από πειράματα σε SBR.....	39
2.2.3.4 Κινητικές Παράμετροι νιτρωδοποίησης από πειράματα σε SBR.....	42
2.2.4 Παρεμπόδιση της νιτροποίησης από ανόργανες και οργανικές ουσίες.....	43
2.2.4.1 Γενικά περί παρεμπόδισης .....	43

2.2.4.2	Ουσίες που παρεμποδίζουν την νιτροποίηση.....	44
2.2.4.3	Μηχανισμοί που παρεμποδίζουν τη νιτροποίηση.....	48
2.2.4.4	Μοντέλα που περιγράφουν την παρεμπόδιση .....	54
2.2.5	Τεχνολογίες .....	55
2.2.5.1	Σημαντικές τεχνολογίες για το μετασχηματισμό του αζώτου .....	55
2.2.5.2	Συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος.....	56
2.2.5.3	Σύστημα Sequencing batch reactors (SBR)= Αντιδραστήρες διαλείποντος έργου ή αντιδραστήρες εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας.....	57
2.2.5.4	Σύστημα Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite (SHARON) .....	62
2.2.5.5	Σύστημα Νιτρωδοποίηση – ANAMMOX (nitritation – ANAMMOX) .....	65
2.2.5.6	Σύστημα SHARON – ANAMMOX.....	67
2.2.5.7	Σύστημα Deammonification (DEMON).....	69
2.2.5.8	Απονιτροποιητική οξείδωση της αμμωνίας – Denitrifying ammonium oxidation (DEAMOX) .....	71
2.2.5.9	Σύστημα Bio –Augmentation .....	71
2.2.5.10	Σύστημα Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite (CANON) . .....	76
2.2.5.11	Σύστημα Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification (OLAND) .....	76
2.2.6	Σύγκριση τεχνολογιών και επιλογή της κατάλληλης σε κάθε περίπτωση .....	77
2.2.6.1	Βασικά κριτήρια επιλογής της κατάλληλης σε κάθε περίπτωση τεχνολογίας απομάκρυνσης αζώτου .....	77
2.2.6.2	Σύγκριση μεταξύ αντιδραστήρων SBR-SHARON .....	79
2.2.6.3	Επιλογή ενός μόνου ή δύο αντιδραστήρων .....	80
2.2.6.4	Σύγκριση των βασικών τεχνολογιών απομάκρυνσης αζώτου .....	81
3	Διαστασιολόγηση συστήματος.....	87
3.1	Παρουσίαση της λειτουργίας του συνόλου της εγκατάστασης .....	87
3.1.1	Βασικές παράμετροι σχεδιασμού .....	87
3.1.2	Περιγραφή λειτουργίας της εγκατάστασης.....	88
3.1.3	Υγειονολογικοί υπολογισμοί της εγκατάστασης .....	92
4	Υγειονολογικοί υπολογισμοί συστημάτων επεξεργασίας στραγγιδίων .....	111
4.1	Βασικά στοιχεία σχεδιασμού του συστήματος επεξεργασίας των στραγγιδίων ...	111
4.2	Σύστημα αντιδραστήρα συνεχούς ροής (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR)	115
4.3	Σύστημα αντιδραστήρα διαλείποντος έργου ή αντιδραστήρα εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (Sequencing Batch Reactor, SBR).....	133

5	Συμπεράσματα.....	147
6	Βιβλιογραφικές αναφορές.....	153
6.1	Ελληνικές αναφορές.....	153
6.2	Ξενόγλωσσες αναφορές.....	154
	Παράρτημα.....	163





## Περιεχόμενα εικόνων

Εικόνα 2.1: Φωτογραφίες από ηλεκτρονικό μικροσκόπιο όπου διακρίνονται οι μορφολογικές δομές του βακτηρίου <i>Nitrosomonas</i> αριστερά και του βακτηρίου <i>Nitrosococcus mobilis</i> δεξιά. Πηγή: Δοκιανάκης (2006).....	9
Εικόνα 2.2: Φωτογραφίες από ηλεκτρονικό μικροσκόπιο όπου διακρίνονται οι μορφολογικές δομές διάφορων νιτρικοποιητικών βακτηρίων. Πηγή: Δοκιανάκης (2006).....	9
Εικόνα 2.3: Κρύσταλλοι στρουβίτη. Πηγή: Ροντογιάννη (2012) .....	20
Εικόνα 2.4: Έμφραξη αγωγών από στρουβίτη. Πηγή: Ροντογιάννη (2012) .....	21
Εικόνα 2.5: Μονάδα ανάκτησης φωσφόρου στην Ε.Ε.Λ. Westerbork στην Ολλανδία. Πηγή: <a href="http://www.nhm.ac.uk">www.nhm.ac.uk</a> .....	22
Εικόνα 2.6: Άποψη της Εγκατάστασης Επεξεργασίας Λυμάτων της πόλης Sjöunda στη Σουηδία. Πηγή: Google. ....	26
Εικόνα 2.7: Επίδραση της ταυτόχρονης οξειδωσης του μεθανίου από την αμμωνιακή μονοοξυγενάση. ΗΑΟ είναι η οξειδοαναγωγή της υδροξυλαμίνης, Δοκιανάκης 2006 .....	49
Εικόνα 2.8: Δομές ισχυρών παρεμποδιστών της νιτροποίησης που περιέχουν άζωτο στο δακτύλιο τους, Δοκιανάκης 2006 .....	53
Εικόνα 2.9: Επεξεργασία λυμάτων με αντιδραστήρες SBR στην Ε.Ε.Λ. Key Largo στη Φλόριδα, Πηγή: Google.....	61
Εικόνα 2.11: Εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων του Dokhaven στο Ρότερνταμ της Ολλανδίας. Πηγή: van Loosdrecht (2008).....	68
Εικόνα 2.12: Αριστερά άποψη της Εγκατάστασης Επεξεργασίας Λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) της πόλης Garmerwolde στην Ολλανδία και δεξιά αντιδραστήρας SHARON στην ίδια εγκατάσταση. Πηγή: van Loosdrecht (2008) .....	75



## Περιεχόμενα πινάκων

Πίνακας 2.1: Βιβλιογραφικά δεδομένα για τη σταθερά ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου στη διεργασία της νιτρωδοποίησης. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.....	29
Πίνακας 2.2: Εξάρτηση του μέγιστου ρυθμού ανάπτυξης $\mu_{Nmax}$ από τη θερμοκρασία. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή. ....	29
Πίνακας 2.3: Βιβλιογραφικά δεδομένα κινητικών σταθερών σε διεργασίες ενεργού ιλύος για τα νιτρωδοποιητικά βακτήρια. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.....	30
Πίνακας 2.4: Βιβλιογραφικά δεδομένα κινητικών σταθερών σε διεργασίες ενεργού ιλύος για τα νιτρικοποιητικά βακτήρια. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.....	30
Πίνακας 2.5: Βιβλιογραφικά δεδομένα για το μέγιστο ειδικό ρυθμό ανάπτυξης και τη σταθερά κορεσμού για τους νιτρωδοποιητές. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή .....	32
Πίνακας 2.6: Βιβλιογραφικά δεδομένα για το μέγιστο ειδικό ρυθμό ανάπτυξης και τη σταθερά κορεσμού των NOB. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.....	33
Πίνακας 2.7: Αναχαίτιση των βακτηρίων Nitrobacter, Nitrosomonas λόγω FA και FNA. Προέλευση: Vadivelu et al. (2006 a,b) μετά από προσαρμογή .....	46
Πίνακας 2.8: Βιολογικές αντιδράσεις μεταξύ των μορφών του αζώτου, L. Gut 2006 μετά από προσαρμογή.....	55
Πίνακας 2.9: Σύγκριση συστήματος SHARON-ANAMMOX με συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή .....	69
Πίνακας 2.10: Τιμές απομάκρυνσης αμμωνιακού αζώτου σε συστήματα που εφαρμόζεται χαμηλή συγκέντρωση οξυγόνου. Προέλευση: Caruno (2007) μετά από προσαρμογή .....	82
Πίνακας 2.11: Πίνακας επιλογής μεθόδου στην Ε.Ε.Λ. Beverwijk. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή. ....	83
Πίνακας 2.12: Απομάκρυνση αζώτου η οποία επιτυγχάνεται από διαφορετικά συστήματα, Gustavsson 2010 μετά από προσαρμογή .....	83
Πίνακας 2.13: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή .....	84
Πίνακας 2.14: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis et al. (2015) μετά από προσαρμογή. ....	85
Πίνακας 3.1: Υπολογισμός μέγιστης ημερήσιας παροχής ( $Q_H$ ) και παροχής αιχμής ( $Q_d$ ) Ε.Ε.Λ. ....	87
Πίνακας 3.2: Συγκεντρώσεις επιμέρους παραμέτρων της Ε.Ε.Λ. ....	88
Πίνακας 3.3: Υγειονομολογικοί υπολογισμοί Δεξαμενής Πρωτοβάθμιας Καθίζησης .....	92
Πίνακας 3.4: Χρόνος παραμονής στερεών για τους ετεροτροφικούς μικροοργανισμούς .....	93
Πίνακας 3.5: Χρόνος παραμονής στερεών αυτοτροφικών νιτροποιητικών βακτηριδίων .....	94
Πίνακας 3.6: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο BA - ΔTK.....	98
Πίνακας 3.7: Υπολογισμός της συγκέντρωσης του φωσφόρου που απομακρύνεται από τη ΔTK .....	99
Πίνακας 3.8: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για τον υπολογισμό της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού .....	99
Πίνακας 3.9: Παράμετροι σχεδιασμού ΔTK.....	100
Πίνακας 3.10: Βελτιστοποίηση σχεδιασμού Δεξαμενών Αερισμού και Δεξαμενών Τελικής Καθίζησης.....	102
Πίνακας 3.11: Στοιχεία σχεδιασμού ΔΑ-ΔTK από βελτιστοποίηση.....	103

Πίνακας 3.12: Παράμετροι ισοζυγίου μάζας αζώτου στο σύστημα.....	104
Πίνακας 3.13: Παράμετροι σχεδιασμού ανοξικού όγκου ΒΑ.....	104
Πίνακας 3.14: Υπολογισμός ολικού χρόνου παραμονής στερεών .....	105
Πίνακας 3.15: Απομάκρυνση περίσσειας ιλύος από ΔΤΚ (7) .....	105
Πίνακας 3.16: Υγειονολογικοί υπολογισμοί Παχυντή Πρωτοβάθμιας Ιλύος.....	107
Πίνακας 3.17: Υγειονολογικοί υπολογισμοί Παχυντή Βιολογικής Ιλύος.....	108
Πίνακας 3.18: Υγειονολογικοί υπολογισμοί Χωνευτή Ιλύος .....	108
Πίνακας 3.19: Υγειονολογικοί υπολογισμοί στην Αφυδάτωση της Ιλύος.....	109
Πίνακας 3.20: Χαρακτηριστικά στραγγιδίων .....	109
Πίνακας 3.21: Υπολογισμός BOD <sub>5</sub> στραγγιδίων ΠΠΙ.....	110
Πίνακας 3.22: Υπολογισμός BOD <sub>5</sub> στραγγιδίων ΑΙ .....	110
Πίνακας 4.1: Τιμές συντελεστών παρεμπόδισης των ΑΟΒ λόγω FA .....	116
Πίνακας 4.2: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων ΑΟΒ.....	119
Πίνακας 4.3: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος .....	119
Πίνακας 4.4: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα.....	119
Πίνακας 4.5: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου .....	120
Πίνακας 4.6: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔΤΚ συστήματος .....	120
Πίνακας 4.7: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα.....	120
Πίνακας 4.8: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR πρώτου σεναρίου .....	121
Πίνακας 4.9: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων ΑΟΒ.....	123
Πίνακας 4.10: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος.....	123
Πίνακας 4.11: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα.....	123
Πίνακας 4.12: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου .....	124
Πίνακας 4.13: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔΤΚ συστήματος .....	124
Πίνακας 4.14: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος.....	125
Πίνακας 4.15: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα.....	125
Πίνακας 4.16: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR δεύτερου σεναρίου .....	125
Πίνακας 4.17: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων ΑΟΒ.....	126
Πίνακας 4.18: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος.....	127
Πίνακας 4.19: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα.....	127
Πίνακας 4.20: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου .....	127
Πίνακας 4.21: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔΤΚ συστήματος .....	128
Πίνακας 4.22: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος.....	128
Πίνακας 4.23: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα.....	128
Πίνακας 4.24: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος τρίτου σεναρίου .....	129
Πίνακας 4.25: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων ΑΟΒ.....	130
Πίνακας 4.26: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος.....	130
Πίνακας 4.27: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα.....	130

Πίνακας 4.28: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου .....	131
Πίνακας 4.29: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔTK συστήματος .....	131
Πίνακας 4.30: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος .....	131
Πίνακας 4.31: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα .....	132
Πίνακας 4.32: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR τέταρτου σεναρίου .....	132
Πίνακας 4.33: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος .....	135
Πίνακας 4.34: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος .....	135
Πίνακας 4.35: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος	136
Πίνακας 4.36: Πίνακας ελέγχου μεθόδου .....	137
Πίνακας 4.37: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος πρώτου σεναρίου .....	137
Πίνακας 4.38: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος .....	138
Πίνακας 4.39: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος .....	138
Πίνακας 4.40: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος	138
Πίνακας 4.41: Πίνακας ελέγχου μεθόδου .....	139
Πίνακας 4.42: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR δεύτερου σεναρίου .....	139
Πίνακας 4.43: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος .....	140
Πίνακας 4.44: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος .....	140
Πίνακας 4.45: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος	141
Πίνακας 4.46: Πίνακας ελέγχου μεθόδου .....	141
Πίνακας 4.47: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR τρίτου σεναρίου .....	142
Πίνακας 4.48: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος .....	143
Πίνακας 4.49: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος .....	143
Πίνακας 4.50: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος	144
Πίνακας 4.51: Πίνακας ελέγχου μεθόδου .....	144
Πίνακας 4.52: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR τέταρτου σεναρίου .....	145
Πίνακας 5.1: Συγκεντρωτικός πίνακας διαστασιολόγησης συστημάτων .....	148



## Περιεχόμενα σχημάτων

Σχήμα 2.1: Ο κύκλος του αζώτου. Πηγή: Νταρακάς (2014).....	4
Σχήμα 2.2: Οι σημαντικότερες διεργασίες μετατροπής του αζώτου στο πλαίσιο της λειτουργίας της Ε.Ε.Λ. πλην της διεργασίας στερέωσης του αζώτου (1), (2) αποδόμηση του οργανικού υλικού, π.χ. αναερόβια χώνευση, (3) αφομοίωση, (4+5) αερόβια οξείδωση του αμμωνίου ή νιτρωδοποίηση, (6) νιτρικοποίηση, (7-10) απονιτροποίηση και συγκεκριμένα (7) απονιτρικοποίηση, (8-10) απονιτρωδοποίηση και (11) αναερόβια οξείδωση αμμωνιακών (Anammox). Προέλευση: Gustavsson (2010) μετά από προσαρμογή .....	5
Σχήμα 2.3: Μορφές και συμβολισμοί αζώτου. Προέλευση: Νταράκας 2014 μετά από προσαρμογή.....	6
Σχήμα 2.4: Σχηματική αναπαράσταση νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Προέλευση: Φλέσσια (2006) μετά από προσαρμογή .....	12
Σχήμα 2.5: Ο κύκλος του φωσφόρου. Πηγή: Νταρακάς (2014) .....	18
Σχήμα 2.6: Η μετατροπή της νιτρωδοποίησης σε νιτροποίηση λόγω παρατεταμένου αερισμού. Πηγή: Gao et al. (2009).....	28
Σχήμα 2.7: Συσχέτιση pH, ORP με το χρόνο και τις συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου Πηγή: Gao et al.(2009) .....	34
Σχήμα 2.8: Συσχέτιση μεταξύ των θεωρητικών (με την εφαρμογή του μοντέλου) και των πειραματικών αποτελεσμάτων του ρυθμού νιτροποίησης. Πηγή: Gao et al. (2010).....	40
Σχήμα 2.9: Μεταβολή της συγκέντρωσης του αζώτου χωρίς παρεμπόδιση της νιτροποίησης. Προέλευση: Anthonisen et al., 1976.....	45
Σχήμα 2.10: Μεταβολή της συγκέντρωσης του αζώτου με παρεμπόδιση της νιτρικοποίησης. Προέλευση: Anthonisen et al., 1976.....	46
Σχήμα 2.11: Όρια τιμών της ελεύθερης αμμωνίας (FA) και ελεύθερου νιτρώδους οξέος (FNA) που προκαλούν παρεμπόδιση AOB και NOB. Προέλευση: Anthonisen et al. (1976) μετά από προσαρμογή.....	47
Σχήμα 2.12: Απεικόνιση κύκλου SBR. Πηγή: Google. ....	59
Σχήμα 2.13: Συμβολή των διεργασιών και του εξοπλισμού του αντιδραστήρα SHARON στην τελική τιμή της θερμοκρασίας του. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή .....	64
Σχήμα 2.14: Διαμόρφωση κόστους στην κατασκευή και λειτουργία ενός αντιδραστήρα SHARON. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	64
Σχήμα 2.15: Σχηματική αναπαράσταση της μεθόδου DeAmmon, Πηγή: Ιντερνετ.....	65
Σχήμα 2.16: Σχηματική διάταξη του αντιδραστήρα νιτρωδοποίησης (αριστερά) και της αναερόβιας οξείδωσης της αμμωνίας (δεξιά). Πηγή: Ποθουλάκη (2011).....	66
Σχήμα 2.17: Σχηματική αναπαράσταση της αυτοτροφικής απομάκρυνσης του αζώτου σε βιοφιλμ συστήματα. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	68
Σχήμα 2.18: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα INTRI στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	72
Σχήμα 2.19: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα BAR στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	73
Σχήμα 2.20: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα BABE στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	74
Σχήμα 2.21: Διάγραμμα ροής για την επιλογή μεθόδου επεξεργασίας στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.....	78

Σχήμα 2.22: Συνάρτηση υδραυλικού χρόνου παραμονής (HRT) με τη συγκέντρωση του εισερχόμενου αμμωνιακού αζώτου των στραγγιδίων σε αντιδραστήρες SHARON και SBR με νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση (Gustavsson, 2010) .....	79
Σχήμα 3.1: Κατανομή του οργανικού φορτίου στα στραγγίδια της Ε.Ε.Λ.....	90
Σχήμα 3.2: Κατανομή του αμμωνιακού φορτίου στα στραγγίδια της Ε.Ε.Λ. ....	90
Σχήμα 3.3: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. χωρίς σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων .....	91
Σχήμα 3.4: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων .....	91
Σχήμα 4.1:Ροϊκό διάγραμμα εγκατάστασης επεξεργασίας στραγγιδίων μέσω νιτρωδοποίησης, (CSTR)118	
Σχήμα 4.2: Ροϊκό διάγραμμα εγκατάστασης επεξεργασίας στραγγιδίων μέσω νιτρωδοποίησης – σπονιτρωδοποίησης (CSTR) .....	122
Σχήμα 5.1:Όγκοι αντιδραστήρων ανά σενάριο λειτουργίας .....	149
Σχήμα 5.2: Ζήτηση σε οξυγόνο αντιδραστήρων ανά σενάριο λειτουργίας .....	150



# 1 Εισαγωγή

Τα συστήματα ενεργού ιλύος χρησιμοποιήθηκαν επιτυχώς για την απομάκρυνση του άνθρακα από τα λύματα περίπου για έναν ολόκληρο αιώνα. Τις τελευταίες δεκαετίες εμφανίστηκαν, ελέγχθηκαν και έγιναν ευρέως γνωστά συστήματα ενεργού ιλύος που στοχεύουν στην απομάκρυνση των θρεπτικών ουσιών όπως το άζωτο και ο φώσφορος. Η ολοένα αυξανόμενη ανησυχία των πολιτών για την προστασία του περιβάλλοντος ώθησε στην εφαρμογή νέων μέτρων, προτύπων και τεχνολογιών με στόχο την παραγωγή επεξεργασμένων εκροών υψηλής ποιότητας από τις οποίες γίνεται κυρίως συστηματική προσπάθεια αφαίρεσης του αζώτου. Το γεγονός αυτό έχει ως αποτέλεσμα την αναβάθμιση και την επέκταση των υφιστάμενων μονάδων επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.). Ωστόσο, την τελευταία δεκαετία πραγματοποιείται ένα σύνολο μελετών με σκοπό την εφαρμογή των νέων τεχνολογιών στις ήδη κατασκευασμένες μονάδες χωρίς όμως την ανάγκη για περαιτέρω επέκταση τους. Η εφαρμογή της επεξεργασίας στις εσωτερικές ροές που παρουσιάζουν υψηλή συγκέντρωση αμμωνιακού φορτίου αποτελεί ένα νέο εγχείρημα για τα υπό αναβάθμιση συστήματα. Στις εσωτερικές ροές μιας εγκατάστασης συγκαταλέγεται το σύστημα των στραγγιδίων που ξεκινά από την πάχυνση και την αφυδάτωση της ιλύος και καταλήγει στο φρεάτιο πριν από το κτίριο προεπεξεργασίας των λυμάτων. Τα στραγγίδια περιέχουν άζωτο σε ποσοστό 10-30% του συνολικού αζώτου της εγκατάστασης (van Loosdrecht, 2008).

Στο πλαίσιο της ανά χείρας διπλωματικής εργασίας παρουσιάζεται ο σχεδιασμός συστημάτων επεξεργασίας των στραγγιδίων που στηρίζονται στη μέθοδο της ενεργού ιλύος από το οποίο γίνεται απομάκρυνση του αζώτου είτε με αντιδραστήρα συνεχούς ροής CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor), είτε με αντιδραστήρα διαλείποντος έργου ή εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας SBR (Sequencing Batch Reactor). Εφαρμόζεται η μέθοδος της **νιτρωδοποίησης - απονιτρωδοποίησης**, γνωστής στην αγγλική βιβλιογραφία και με τους όρους nitrification-denitrification, short-cut nitrification (SCN)–denitrification (SCDN), nitrification – denitrification, nitrogen removal over nitrite που αποτελεί τμήμα της νιτροποίησης-απονιτροποίησης ενώ τα στραγγίδια που συμμετέχουν στην επεξεργασία είναι αυτά που προέρχονται από την Αφυδάτωση της Ιλύος και σε κάποιες περιπτώσεις και από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος.

Το σύστημα αυτό παίζει σημαντικό ρόλο σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) που βρίσκονται στο τέλος της περιόδου σχεδιασμού τους καθώς η επεξεργασία των στραγγιδίων εξοικονομεί «χώρο», δίνοντας έτσι τη δυνατότητα επεξεργασίας μεγαλύτερων μαζών κα παροχών ακαθάρτων.

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

Στο δεύτερο κεφάλαιο γίνεται βιβλιογραφική ανασκόπηση των φυσικοχημικών και βιολογικών μεθόδων απομάκρυνσης του αζώτου και του φωσφόρου από τα λύματα αστικού χαρακτήρα. Ακολούθως γίνεται σαφής αναφορά σε διάφορες τεχνολογίες επεξεργασίας των στραγγιδίων. Δίνεται ιδιαίτερη έμφαση στη μέθοδο της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης και στους παράγοντες που την επηρεάζουν όπως η θερμοκρασία, το pH, το διαλυμένο οξυγόνο και η πιθανή αναχαίτηση της από διάφορες παρεμποδιστικές ουσίες.

Στο τρίτο κεφάλαιο παρουσιάζονται οι υγειονομολογικοί υπολογισμοί της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας που πραγματοποιούνται με στόχο την εξαγωγή κάποιων ποιοτικών χαρακτηριστικών των στραγγιδίων όπως της παροχής και της μάζας τους.

Στο τέταρτο κεφάλαιο γίνεται μια σαφής διάκριση τριών υποκεφαλαίων. Στο πρώτο υποκεφάλαιο (4.1) περιγράφονται ακροθιγώς οι βασικές αρχές λειτουργίας των συστημάτων επεξεργασίας των στραγγιδίων, τα σενάρια μελέτης και υπολογισμοί που αφορούν και τα δύο είδη συστημάτων επεξεργασίας των στραγγιδίων. Ακολουθούν στα υποκεφάλαια (4.2) και (4.3) η διαστασιολόγηση και οι υγειονομολογικοί υπολογισμοί των τεσσάρων σεναρίων επεξεργασίας του συστήματος συνεχούς ροής (CSTR) και του συστήματος διακοπτόμενου έργου γνωστού και ως εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (SBR) αντίστοιχα.

Τέλος (κεφάλαιο 5) παρουσιάζονται κάποια συμπεράσματα που αφορούν τόσο στην επιλογή της μεθόδου νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης όσο και στην αξιολόγηση των συστημάτων και των σεναρίων λειτουργίας μέσω της κατάρτισης συγκεντρωτικού πίνακα αποτελεσμάτων.

## 2 Βιβλιογραφική αναφορά

### 2.1 Φορτία αζώτου και φωσφόρου στα αστικά λύματα

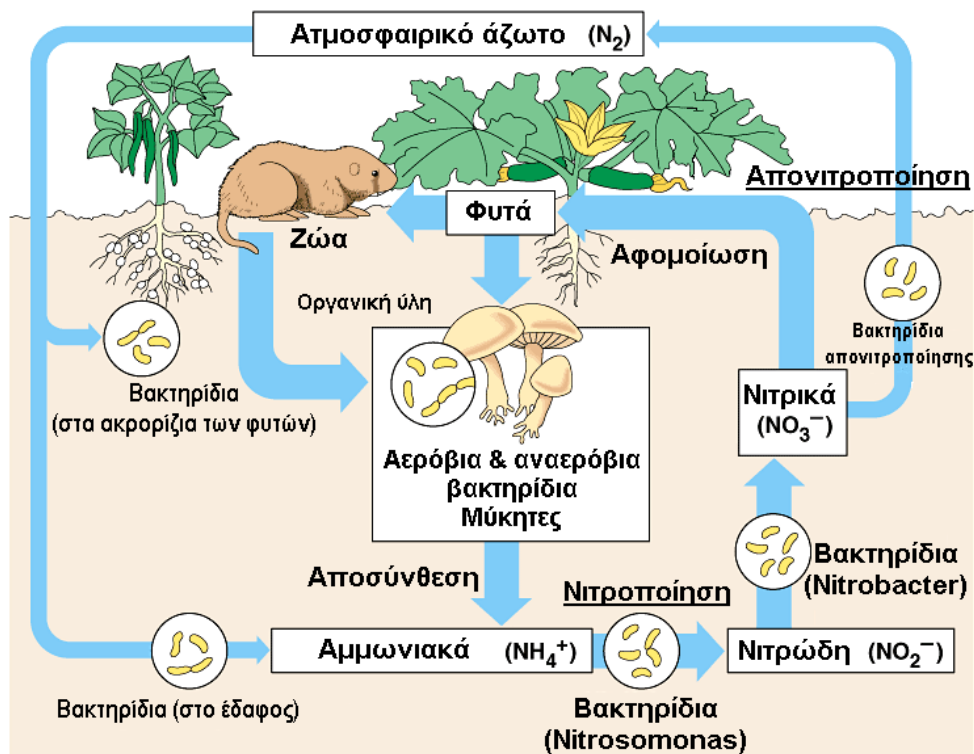
#### 2.1.1 Το άζωτο

Το άζωτο αποτελεί σημαντικό στοιχείο για τη ζωή καθώς είναι συστατικό πολλών βιομορίων όπως των νουκλεϊκών οξέων και των πρωτεϊνών. Παρά το γεγονός ότι εντοπίζεται στην ατμόσφαιρα σε ποσοστό ίσο με 78% είναι χημικά αδρανές και δεν μπορεί να χρησιμοποιηθεί από τους παραγωγούς στη μορφή του μοριακού αζώτου που βρίσκεται. Οι περισσότεροι παραγωγικοί οργανισμοί μπορούν να απορροφήσουν μόνο τις δεσμευμένες μορφές του αμμωνιακού αζώτου ( $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ) και του νιτρικού αζώτου ( $\text{NO}_3^-\text{-N}$ ). Γι' αυτό το άζωτο πρέπει να μετατραπεί βιολογικά από βακτήρια ώστε να εισέλθει στην τροφική αλυσίδα ως τμήμα του κύκλου του αζώτου.

##### 2.1.1.1 Ο κύκλος του αζώτου

Η είσοδος του ατμοσφαιρικού αζώτου στις τροφικές αλυσίδες ξεκινά με την αζωτοδέσμευση που αποτελεί και το πρώτο βήμα του βιογεωχημικού του κύκλου (Σχήμα 2.1). Η αζωτοδέσμευση διακρίνεται σε ατμοσφαιρική (φυσική), σε βιολογική και σε τεχνητή. Κατά την ατμοσφαιρική αζωτοδέσμευση, το ατμοσφαιρικό άζωτο αντιδρά είτε με τους υδρατμούς σχηματίζοντας αμμωνία ( $\text{NH}_3$ ), είτε με το οξυγόνο της ατμόσφαιρας σχηματίζοντας νιτρικά ιόντα ( $\text{NO}_3^-$ ). Η απαραίτητη ενέργεια που απαιτείται για τις παραπάνω χημικές αντιδράσεις εξασφαλίζεται από τις ηλεκτρικές εκκενώσεις. Στη συνέχεια η αμμωνία και τα νιτρικά ιόντα μεταφέρονται μέσω κατακρημνίσεων στο έδαφος. Η βιολογική αζωτοδέσμευση πραγματοποιείται από ετεροτροφικούς αλλά και από κάποιους αυτοτροφικούς-φωτοσυνθετικούς μικροοργανισμούς. Χαρακτηριστική είναι η περίπτωση του ριζόβιου που αναπτύσσεται συμβιωτικά στις ρίζες των ψυχανθών (τριφύλλι, σόγια, φακή, μπιζελιά, φασολιά) σε ειδικά εξογκώματα, τα φυμάτια. Αυτά έχουν την ικανότητα μετατροπής του ατμοσφαιρικού αζώτου σε νιτρικά ιόντα. Υπάρχουν επίσης μη συμβιωτικά βακτήρια όπως το αερόβιο βακτήριο και το αναερόβιο κλωστρίδιο που πραγματοποιούν αυτού του είδους τη δέσμευση. Τέλος μια κατηγορία κυανοφυκών, τα κυανοβακτήρια, μπορούν να μετατρέψουν το ατμοσφαιρικό άζωτο σε αμμωνία ( $\text{NH}_3$ ) και αμμωνιακά άλατα ( $\text{NH}_4^+$ ). Τα φυτά χρησιμοποιούν τα νιτρικά ιόντα που προσλαμβάνουν από το έδαφος για να συνθέσουν τις αζωτούχες ενώσεις τους όπως τις πρωτεΐνες και τα νουκλεϊκά οξέα. Όσο αφορά στην τεχνητή αζωτοδέσμευση αποτελεί μια σύγχρονη εφεύρεση και πραγματοποιείται με τη βιομηχανική παραγωγή τεχνητών λιπασμάτων. Σημαντική τεχνητή αζωτοδέσμευση προκαλείται από τις εκπομπές οξειδίων του αζώτου από κινητήρες εσωτερικής καύσης και από βιομηχανίες. Αυτά αφενός μεν αποτελούν σοβαρό ατμοσφαιρικό ρύπο αφετέρου δε οξειδώνονται προς νιτρικά και καταλήγουν στα νερά και στο έδαφος. Το άζωτο που περιέχεται στις ουσίες αυτές κινείται μέσω των τροφικών αλυσίδων στις διάφορες τάξεις καταναλωτών προκειμένου να αξιοποιηθεί για την παραγωγή πρωτεϊνών. Ωστόσο όλα τα έμβια όντα εγκαταλείπουν στο έδαφος νεκρή οργανική ύλη που περιέχει άζωτο καθώς και αζωτούχα προϊόντα του μεταβολισμού τους όπως είναι η ουρία, το ουρικό οξύ και τα περιττώματα. Διάφοροι ειδικευμένοι αποσυνθέτες διασπούν τις αζωτούχες ενώσεις της νεκρής ύλης οργανικής ύλης με αποτέλεσμα το μεγαλύτερο μέρος αυτού του αζώτου να παραμένει στο έδαφος ή στα νερά με μορφή νιτρικών ή αμμωνιακών αλάτων τα οποία ακολούθως ξαναχρησιμοποιούνται από τα φυτά. Ένα μικρό μέρος ελευθερώνεται ως αέριο άζωτο μέσω της δράσης των απονιτροποιητικών βακτηρίων στην ατμόσφαιρα (Αδαμαντιάδου κ.α., 2010; Νταρακάς,

2014). Τέλος κάποιες ποσότητες αζώτου βγαίνουν από τον κύκλο διότι καταλήγουν ως ιζήματα στο βυθό των ωκεανών. Υπάρχει εξάλλου μικρός εμπλουτισμός της ατμόσφαιρας με άζωτο από την ηφαιστειακή δραστηριότητα.

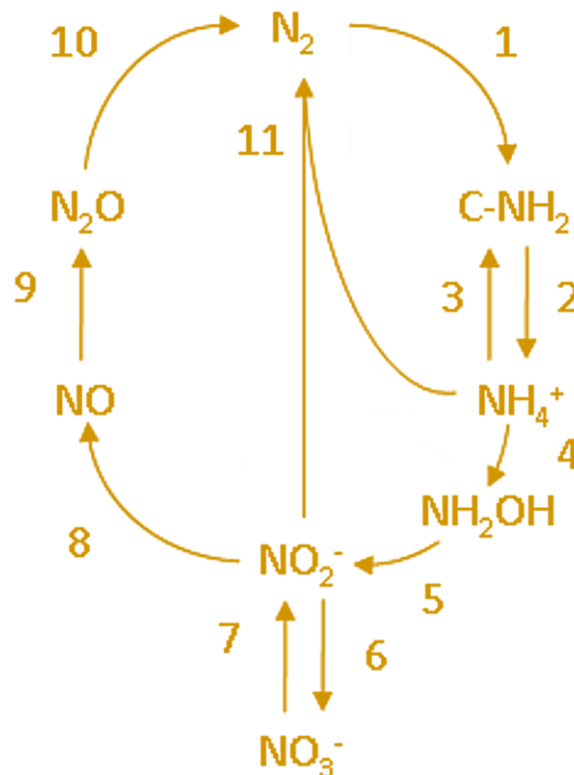


Σχήμα 2.1: Ο κύκλος του αζώτου. Πηγή: Νταρακάς (2014)

### 2.1.1.2 Ο Αναθεωρημένος κύκλος του αζώτου

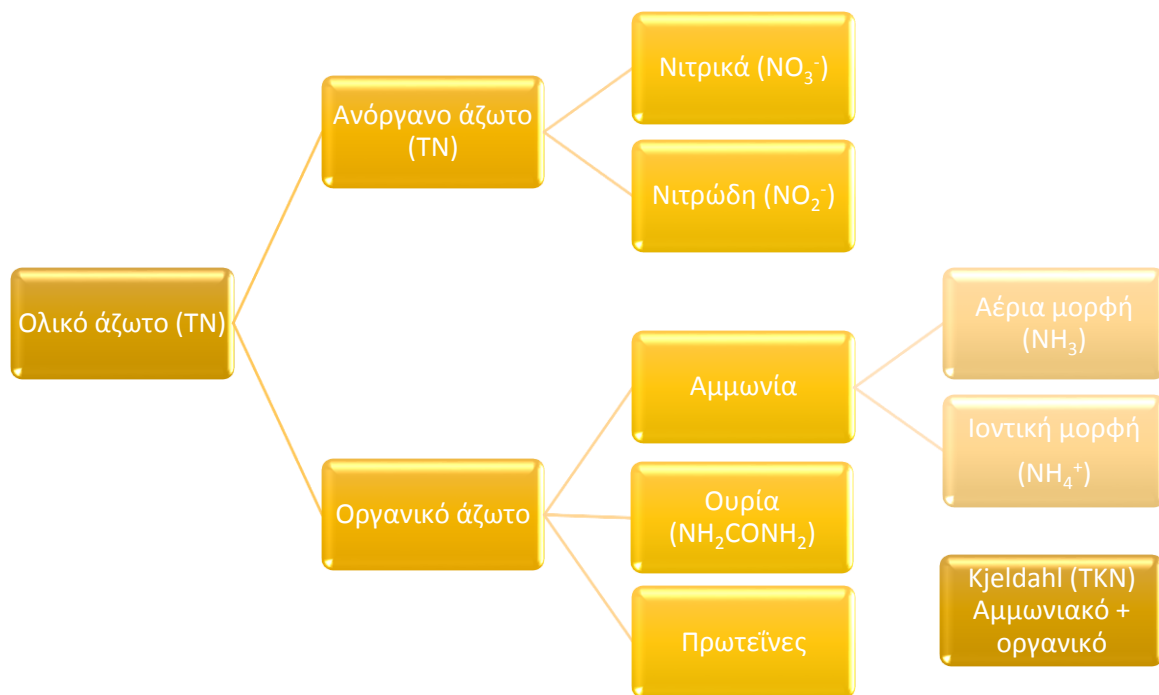
Η ανακάλυψη νέων οργανισμών διεύρυνε τον κύκλο του αζώτου δίνοντάς του μια πιο πολύπλοκη μορφή (Σχήμα 2.2). Ο γνωστός κύκλος του αζώτου στον οποίο έγινε εκτενής αναφορά στην υποενότητα 2.1.1.1 περιλαμβάνει εν ολίγοις τη νιτροποίηση, την απονιτροποίηση και τη στερέωση του αζώτου. Με μια πιο «μηχανική» ματιά γίνεται εύκολα αντιληπτό ότι θα ήταν προτιμότερο για τα νιτρικά να μην αποτελούν μέρος του κύκλου. Πρόσφατα βρέθηκε ότι τα συμβατικά βακτήρια που οξειδώνουν την αμμωνία μπορούν να συμμετέχουν και σε άλλες διαδικασίες. Σύμφωνα με τον Bock (1995), όταν το οξυγόνο είναι περιορισμένο (μικρο-αεροφιλικές συνθήκες) τα βακτήρια που οξειδώνουν την αμμωνία σε νιτρώδη και συγκεκριμένα τα βακτήρια του γένους *Nitrosomonas* μπορούν να συνδυάσουν την υδροξυλαμίνη με τα νιτρώδη και να παράγουν υποξείδιο του αζώτου ( $N_2O$ ) (van Loosdrecht, 2008). Αυτή η διαδικασία από τους Hirpen *et al.* (1997) καλείται αερόβια deammonification. Όπως αναφέρουν οι Schmidt *et al.* (2002) κάτω από ανοξικές συνθήκες παρουσία διοξειδίου του αζώτου ( $NO_2$ ) οι οργανισμοί μπορούν να μετατρέψουν τα αμμωνιακά με  $NO_2$  σε μονοξείδιο του αζώτου  $NO$ . Όλες οι μετατροπές στοχεύουν στην απομάκρυνση των αμμωνιακών από την υδατική φάση. Ωστόσο τα παραγόμενα προϊόντα δεν είναι επιθυμητά σε όλες τις περιπτώσεις καθώς άλλα παρουσιάζουν τοξικότητα και άλλα συμβάλλουν στην όξυνση του φαινομένου του θερμοκηπίου. Επιπρόσθετα η ανακάλυψη των βακτηρίων *Anammox* (Anaerobic AMMonium OXidizers) που έχουν τη δυνατότητα οξείδωσης της αμμωνίας κάτω από αναερόβιες συνθήκες αποτέλεσε σημαντική εξέλιξη για τη σύγχρονη

επιστήμη καθώς προέκυψαν αξιόλογες εφαρμογές (Mulder *et al.*, 1995). Οξειδώνουν την αμμωνία σε αέριο άζωτο ( $N_2$ ) χρησιμοποιώντας ως δέκτες ηλεκτρονίων κατά τις αντιδράσεις τους τα νιτρώδη υπό αναερόβιες συνθήκες. Το 50% ή και μεγαλύτερο ποσοστό της φυσικής απονιτροποίησης πραγματοποιείται με τη δράση των βακτηρίων Anammox. Η νιτροποίηση-απονιτροποίηση μέσω νιτρωδών (short cut nitrification, SCN – short cut denitrification, SCDN) γνωστή και ως νιτρωδοποίηση – απονιτρωδοποίηση (nitritation – denitritation) ανακαλύφθηκε πρόσφατα και εφαρμόζεται αξιοποιώντας τα βακτήρια των γνωστών, συμβατικών διαδικασιών (van Loosdrecht, 2008).



Σχήμα 2.2: Οι σημαντικότερες διεργασίες μετατροπής του αζώτου στο πλαίσιο της λειτουργίας της Ε.Ε.Λ. πλην της διεργασίας στερέωσης του αζώτου (1), (2) αποδόμηση του οργανικού υλικού, π.χ. αναερόβια χώνευση, (3) αφομοίωση, (4+5) αερόβια οξείδωση του αμμωνίου ή νιτρωδοποίηση, (6) νιτρικοποίηση, (7-10) απονιτροποίηση και συγκεκριμένα (7) απονιτρικοποίηση, (8-10) απονιτρωδοποίηση και (11) αναερόβια οξείδωση αμμωνιακών (Anammox). Προέλευση: Gustavsson (2010) μετά από προσαρμογή

Το άζωτο αποτελεί ένα από τα πιο βασικά στοιχεία για τη σύνθεση των πρωτεϊνών και οι γνώσεις για τη μορφή και την αντίστοιχη συγκέντρωση στην οποία βρίσκεται στα υγρά απόβλητα είναι απαραίτητη προκειμένου να καταστεί δυνατή η αξιολόγηση της αποτελεσματικότητας των βιολογικών διεργασιών που εφαρμόζονται για την επεξεργασία τους. Όπως απεικονίζεται και στο Σχήμα 2.3 το ολικό άζωτο (Total Nitrogen, TN) κατανέμεται σε ανόργανο άζωτο (Total Inorganic Nitrogen, TIN) στο οποίο ανήκουν τα νιτρικά ( $NO_3^-$ ) και τα νιτρώδη ( $NO_2^-$ ) καθώς και σε οργανικό άζωτο (Total Organic Nitrogen, TON). Το οργανικό άζωτο περιλαμβάνει την αμμωνία στην αέρια μορφή της ( $NH_3$ ) ή στην ιοντική ( $NH_4^+$ ), την ουρία ( $NH_2CONH_2$ ) και το άζωτο που περιέχουν οι πρωτεΐνες. Το αμμωνιακό και το οργανικό άζωτο αποτελούν το άζωτο Kjeldahl (Total Kjeldahl Nitrogen, TKN).



Σχήμα 2.3: Μορφές και συμβολισμοί αζώτου. Προέλευση: Νταράκας 2014 μετά από προσαρμογή

Το οργανικό κλάσμα του αζώτου που εντοπίζεται στα λύματα και ως εκ τούτου και στα στραγγίδια αποτελείται κυρίως από αμινοξέα, αμινοσακχαρίτες, πρωτεΐνες και ουρία ( $\text{NH}_2\text{CONH}_2$ ). Σε σπάνιες περιπτώσεις που το φορτίο του αζώτου είναι χαμηλό στα αστικά λύματα απαιτείται η προσθήκη εξωτερικού φορτίου προκειμένου να διευκολυνθεί η επεξεργασία τους.

Η κατανομή της αμμωνίας και των αμμωνιακών ιόντων στα υγρά απόβλητα εξαρτώνται από την τιμή του pH. Σε απόβλητα με χαμηλό pH κυριαρχεί το άζωτο με τη μορφή αμμωνιακών ιόντων ( $\text{NH}_4^+$ ) ενώ σε υψηλότερες τιμές pH κυριαρχεί η αμμωνία ( $\text{NH}_3$ ). Για τιμή pH ίση με εννιά επικρατεί ισορροπία μεταξύ του ποσοστού των αμμωνιακών ιόντων και της αμμωνίας. Τα νιτρώδη ιόντα ( $\text{NO}_2^-$ ) τα οποία είναι ιδιαίτερα τοξικά και αποτελούν δείκτη προϋπάρχουσας ρύπανσης στα φυσικά νερά, σπάνια απαντώνται σε υψηλή συγκέντρωση στα υγρά απόβλητα. Η επικράτηση των νιτρικών ιόντων ( $\text{NO}_3^-$ ) τα οποία αποτελούν την πιο οξειδωμένη μορφή του αζώτου στα υγρά απόβλητα υποδηλώνει την σταθεροποίησή τους όσο αφορά στην κάλυψη των απαιτήσεων τους σε οξυγόνο. Το αζωτούχο (TKN) ρυπαντικό φορτίο των φρέσκων ανεπεξεργαστων λυμάτων κυμαίνεται μεταξύ των τιμών 35-100 mg/L ή 10 gr/κάτοικο-d. Οι φυσικοί αποδέκτες επεξεργασμένων εκροών που χαρακτηρίζονται ως ευαίσθητοι απαιτούν την απομάκρυνση του αζώτου ( $\text{N}_{\text{tot}} < 3.0 \text{ mg/L}$ ) από τα υγρά απόβλητα καθώς τόσο το άζωτο όσο και ο φώσφορος αποτελούν θρεπτικά στοιχεία τα οποία προκαλούν το φαινόμενο του ευτροφισμού με αποτέλεσμα την αποξυγόνωση των υδατινών σωμάτων (Νταράκας, 2014).

### 2.1.1.3 Μέθοδοι απομάκρυνσης

Οι μέθοδοι απομάκρυνσης μπορούν να καταταχθούν στις φυσικοχημικές και στις βιολογικές μεθόδους. Ωστόσο οι φυσικοχημικές μέθοδοι περιγράφονται για λόγους πληρότητας καθώς δε βρίσκουν εφαρμογή στην επεξεργασία των στραγγιδίων λόγω του αυξημένου κόστους,

της μεγάλης παραγωγής λύσος, της υψηλής ενεργειακής κατανάλωσης και κάποιων δυσλειτουργιών που οφείλονται στην ενανθράκωση (van Loosdrecht, 2008).

## 1. Φυσικοχημικές μέθοδοι

### i. Απογύμνωση αμμωνίας (Ammonia stripping)

Η μέθοδος εφαρμόζεται όταν το σύνολο του αζώτου που βρίσκεται στα λύματα είναι με τη μορφή της αμμωνίας. Αποτελεί την οικονομικότερη από τις φυσικοχημικές μεθόδους ενώ σε σύγκριση με τις βιολογικές είναι ακριβότερη. Στα λύματα για τις συνηθισμένες τιμές  $pH=6-8$  και οι δύο μορφές βρίσκονται σε σημαντικές συγκεντρώσεις ενώ για  $pH=11$ , σε θερμοκρασία  $25^{\circ}C$  το ποσοστό της αμμωνίας ανέρχεται σε ποσοστό της τάξης του 98%. Βασική επομένως προϋπόθεση για την εφαρμογή της μεθόδου είναι η ανύψωση της τιμής του  $pH$  των λυμάτων σε υψηλές τιμές ( $pH=10-11$ ). Η ανύψωση αυτή πραγματοποιείται με προσθήκη ασβέστη. Τα αλκαλικά λύματα διέρχονται μέσα από ειδικούς πύργους απογύμνωσης όπου έρχονται σε επαφή με τον ατμοσφαιρικό αέρα και η αμμωνία διαφεύγει στην ατμόσφαιρα. Ωστόσο η μέθοδος εμφανίζει σημαντικά μειονεκτήματα τα οποία περιγράφονται ακολούθως. Όπως ήδη προαναφέρθηκε λόγω της εφαρμογής της μεθόδου το  $pH$  των λυμάτων ανυψώνεται πριν το βιολογικό καθαρισμό του. Το γεγονός αυτό δημιουργεί την ανάγκη για επαναταπείνωση της τιμής του  $pH$  πριν από τη βιολογική επεξεργασία ή την απόρριψη της επεξεργασμένης εκροής στον αποδέκτη. Η διαδικασία που χρησιμοποιείται για τον σκοπό αυτό καλείται επανανθράκωση και αποτελεί ένα επιπλέον στάδιο που επιβαρύνει οικονομικά την όλη εγκατάσταση καθαρισμού. Ακόμη ο ασβέστης που χρησιμοποιείται για την ανύψωση της τιμής του  $pH$  προσροφά διοξείδιο του άνθρακα ( $CO_2$ ) από την ατμόσφαιρα δημιουργώντας ως ίζημα το ανθρακικό ασβέστιο ( $CaCO_3$ ) που επιλιθώνει τον πύργο και τους αγωγούς τροφοδοσίας με συνέπεια την εντατική επίβλεψη και συντήρηση της εγκατάστασης. Επιπρόσθετα η αμμωνία που διαφεύγει στην ατμόσφαιρα μέσω των κατακρημνίσεων μπορεί να αποτελέσει σημαντικό ρύπο των υδάτινων μαζών κυρίως σε περιοχές που παρουσιάζουν υψηλή τιμή του συντελεστή απορροής π.χ. πόλεις ή κοντά σε θάλασσες ή λίμνες. Σε τέτοιες περιπτώσεις πριν τη διοχέτευση της αμμωνίας στην ατμόσφαιρα είναι αναγκαία η απορρόφηση της από όξινα διαλύματα με αποτέλεσμα το σχηματισμό αλάτων του αμμωνίου μέσω μιας διαδικασίας ιδιαίτερα δαπανηρής. Τέλος η μέθοδος της απογύμνωσης είναι ιδιαίτερα ευαίσθητη σε μεταβολές της θερμοκρασίας καθώς με τη μείωση της η διαλυτότητα της αμμωνίας αυξάνεται. Για θερμοκρασίες του αέρα μικρότερες από  $0^{\circ}C$  τα λύματα παγοποιούνται στην περιοχή εισόδου του αέρα (Ανδρεαδάκης, 1986).

### ii. Χλωρίωση

Με τη χλωρίωση το αμμωνιακό άζωτο των λυμάτων αντιδρά με το χλώριο και μετατρέπεται σε ελεύθερο αέριο άζωτο ( $N_2$ ). Οι εγκαταστάσεις που απαιτούνται για τη συγκεκριμένη διαδικασία είναι σχετικά απλές. Ωστόσο η μέθοδος απαιτεί μεγάλες ποσότητες χλωρίου ( $Cl_2$ ) καθιστώντας τη ιδιαίτερα δαπανηρή ( $7.6 \text{ grCl}_2/1 \text{ grNH}_3\text{-N}$ ). Γι' αυτό το λόγο η εφαρμογή της διαδικασίας θεωρείται καταλληλότερη για την απομάκρυνση μικρών συγκεντρώσεων αμμωνιακού αζώτου (Ανδρεαδάκης, 1986).

### iii. Ιονοανταλλαγή

Ιονοανταλλαγή είναι η διαδικασία κατά την οποία ορισμένου είδους ιόντα του νερού αντικαθιστούν ιόντα κατάλληλου ιονοανταλλακτικού στερεού σώματος με αποτέλεσμα να απομακρύνονται έτσι από το νερό. Αρκετές φυσικές ύλες έχουν σημαντικές ιονοανταλλακτικές ιδιότητες. Ένας συγκεκριμένος τύπος Ζεόλιθου που αποτελεί μια κατηγορία αργιλοπυριτικών αλάτων είναι σε ικανοποιητικό βαθμό εκλεκτικός προς τα αμμωνιακά ιόντα.

Η συγκεκριμένη διαδικασία είναι συνήθως συνεχής. Το νερό ή το λύμα διέρχεται συνεχώς από τη στήλη επεξεργασίας που παρέχει το ιονοανταλλακτικό μέσο. Τον κορεσμό του μέσου αυτού ακολουθεί η αναγέννηση του που αποτελεί συνήθως ένα αρκετό δαπανηρό μέσο στη φάση λειτουργίας. Ακόμη οι οργανικές ύλες που περιέχονται στα λύματα δημιουργούν προβλήματα στη στήλη επεξεργασίας κατά τη διέλευση τους. Το κόστος της μεθόδου είναι λίγο μεγαλύτερο από το κόστος της απογύμνωσης. Είναι σχετικά μια νέα μέθοδος που δεν εφαρμόζεται σε μεγάλες εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων (Ανδρεαδάκης, 1986).

## 2. Βιολογικές μέθοδοι

### i. Συμβατική νιτροποίηση–απονιτροποίηση (nitrification – denitrification) (μέσω νιτρικών)

Ο όρος **νιτροποίηση** χρησιμοποιείται για να περιγράψει τη βιολογική διεργασία δύο σταδίων. Κατά το πρώτο στάδιο η αμμωνία οξειδώνεται σε νιτρώδη ( $\text{NO}_2^-$ ) ενώ στο επόμενο στάδιο τα νιτρώδη οξειδώνονται περαιτέρω σε νιτρικά ( $\text{NO}_3^-$ ).

Στο πρώτο στάδιο, το οποίο καλείται νιτρωδοποίηση (nitritation), μια ομάδα αυτότροφων βακτηρίων οξειδώνει την αμμωνία σε νιτρώδη. Τα βακτήρια AOB (ammonium oxidizing bacteria) ή τα νιτρωδοβακτήρια λαμβάνουν την ενέργεια τους από τον καταβολισμό της μη ιονισμένης αμμωνίας (Suzuki *et al.*, 1974)

Κατά τη διάρκεια του δεύτερου σταδίου, της νιτριοποίησης (nitrification) τα NOB (nitrate oxidizing bacteria) ή νιτριοβακτήρια μετατρέπουν τα νιτρώδη σε νιτρικά. Η αντίδραση που αφορά το πρώτο στάδιο της νιτροποίησης (εξωγενής) απελευθερώνει περίπου τετραπλάσια ενέργεια σε σχέση με αυτή που περιγράφει το δεύτερο στάδιο.

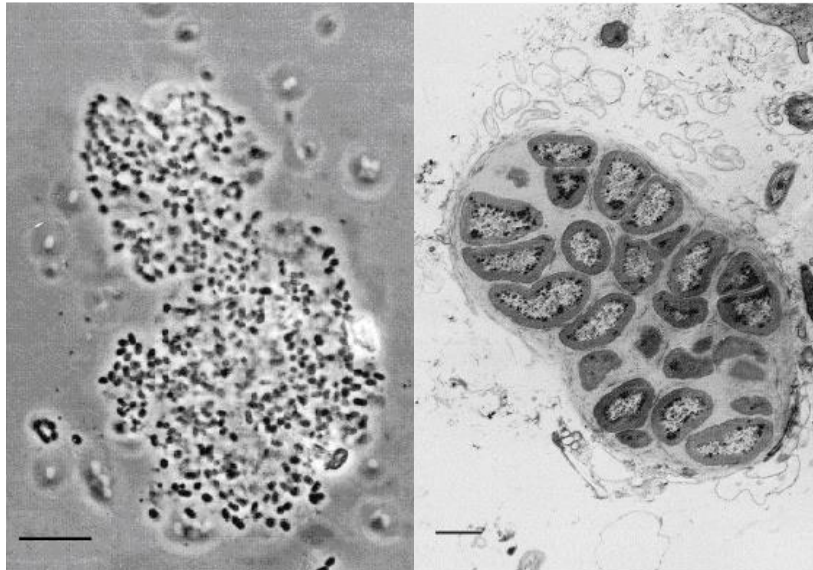
Ακολούθως παρατίθενται οι εξώθερμες αντιδράσεις **(2.1)** και **(2.2)** που λαμβάνουν χώρα σε καθένα από τα παραπάνω στάδια.



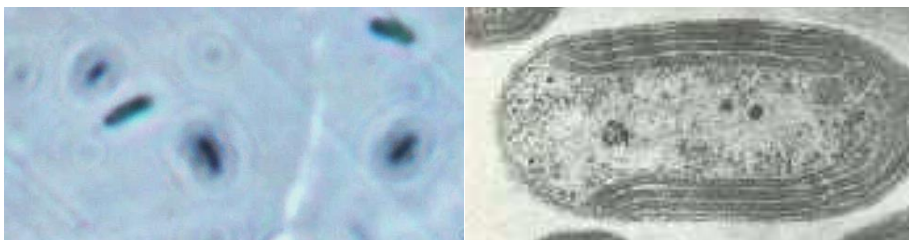
Πιο συγκεκριμένα τα βακτήρια που συμμετέχουν στο στάδιο της νιτρωδοποίησης είναι τα γένη Nitrosomonas, Nitrosococcus, Nitrospira, Nitrosolobus, Nitrosovibrio, (Εικόνα 2.2) ενώ αυτά του δευτέρου σταδίου είναι τα βακτήρια που ανήκουν στα γένη Nitrobacter, Nitrococcus, Nitrospira και Nitrospina (Εικόνα 2.3). Όλα τα βακτήρια της οικογένειας Nitrobacter είναι αρνητικά κατά χρώση Gram, χημοαυτότροφα γνωστά επίσης και ως λιθότροφα. Τα χημοαυτότροφα βακτήρια χαρακτηρίζονται από την ικανότητα να χρησιμοποιούν ένα ανόργανο χημικό υπόστρωμα (όπως  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{Fe}_2^+$ ) ως πηγή ηλεκτρονίων για την ακινητοποίηση του ανόργανου άνθρακα ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{HCO}_3^-$ ) μέσα στη βιομάζα. Αυτή η ανεξάρτητη πηγή ενέργειας βοηθάει στη δέσμευση του άνθρακα, στην αφομοίωση των μονομερών σε πρόδρομους μεταβολίτες και στο



διαδοχικό πολυμερισμό των μακρομορίων. Οι χημοαυτότροφοι μικροοργανισμοί είναι αερόβιοι και χρησιμοποιούν συνήθως το οξυγόνο ως τελικό δέκτη ηλεκτρονίων. Μερικοί ετερότροφοι οργανισμοί είναι ικανοί να οξειδώσουν οργανικά δεσμευμένο άζωτο με μια διεργασία που καλείται συμεταβολισμός και δε συνδέεται με την παραγωγή ενέργειας. Ακόμη κατά την ετερότροφη νιτροποίηση σχηματίζεται μεγάλη ποικιλία τελικών προϊόντων. Το σχήμα των νιτροποιητικών βακτηρίων ποικίλλει. Μπορεί να είναι κυλινδρικό, σφαιρικό, ραβδοειδές ή σπειροειδές. Μέσα στο κυτταρόπλασμα συχνά παρουσιάζονται συμπλέγματα μεμβρανών (Δοκιανάκης, 2006).



Εικόνα 2.1: Φωτογραφίες από ηλεκτρονικό μικροσκόπιο όπου διακρίνονται οι μορφολογικές δομές του βακτηρίου *Nitrosomonas* αριστερά και του βακτηρίου *Nitrosococcus mobilis* δεξιά. Πηγή: Δοκιανάκης (2006)



Εικόνα 2.2: Φωτογραφίες από ηλεκτρονικό μικροσκόπιο όπου διακρίνονται οι μορφολογικές δομές διάφορων νιτροποιητικών βακτηρίων. Πηγή: Δοκιανάκης (2006)

Όπως αναφέρει ο Δοκιανάκης (2006) τα περισσότερα βακτήρια που οξειδώνουν την αμμωνία ανήκουν στη β-υποκατηγορία της οικογένειας των πρωτεοβακτηρίων ή πορφυρών βακτηρίων (Kowalchuk & Stephen, 2001). Υπάρχουν όμως και κάποιες ομάδες που ανήκουν στα γ-πρωτεοβακτήρια. Β-νιτροδοποιητές αποτελούν τα βακτήρια *Nitrosomonas* και *Nitrospira* (Bateman, 1997), ενώ στο γένος των γ-πρωτεοβακτηρίων ανήκει το βακτήριο *Nitrosococcus* (Steinert *et al.*, 1997). Τα μέλη των οικογενειών των βακτηρίων αυτών, που επικρατούν τόσο στις διάφορες μονάδες βιολογικής επεξεργασίας των υγρών αποβλήτων όσο και στα φυσικά οικοσυστήματα,

ποικίλουν (Juretschko *et al.*, 1998; Schramm *et al.*, 1998; Gieseke *et al.*, 2001; De Bie *et al.*, 2001; Kowalchuk *et al.*, 1998; Kowalchuk *et al.*, 2000; Nold *et al.*, 2000).

Το βακτήριο *Nitrosomonas europaea* είναι το πιο ευρέως διαδεδομένο νιτρωδοποιητικό βακτήριο για το οποίο έχουν πραγματοποιηθεί οι περισσότερες μελέτες. Τα βακτήρια αυτά έχουν το σχήμα μικρών ράβδων (0.8 x 1-2 μm), είναι ακίνητα και απαντώνται ευρέως στα χώματα (Watson, 1971). Άλλα είδη του *Nitrosomonas* βρίσκονται σε «καθαρό» νερό και σε θαλάσσια ιζήματα (Johnstone & Jones, 1988). Σύμφωνα με τους Smorezewski & Schmidt (1991) το βακτήριο *N. europaea* έχει χαρακτηριστεί ως το επικρατέστερο γένος σε μέρη στα οποία υπάρχουν μεγάλες διακυμάνσεις στο περιεχόμενο του οξυγόνου (Φλέσσια, 2006). Συγκεντρώσεις μπορούν να βρεθούν στην επιφάνεια των ιζημάτων, όπου υπάρχουν αλληλεπιδράσεις οξικών ανοξικών συνθηκών και η πηγή ενέργειας προέρχεται από την αποσύνθεση των οργανικών που έχουν καθιζάνει (Eriksson, 1986). Η κυτταρική μεμβράνη ξεδιπλώνεται σε μεγάλο βαθμό από μέσα προς τα έξω, είναι ασυνήθιστα πλούσια σε κυτόχρωμα και μεταδίδει ένα σκούρο καφέ χρώμα σε πυκνές καλλιέργειες (Hooper, 1989; Watson *et al.*, 1989). Οι Ehrlich *et al.* (1995) αναφέρουν σχετικά με τα βακτήρια που οξειδώνουν τα νιτρώδη ότι τα *Nitrobacter* και *Nitrococcus* ανήκουν στα άλφα-πρωτεοβακτήρια, ενώ τα *Nitrospira* δεν έχουν σχετιστεί φυλογενετικά με κάποια άλλα καλλιεργούμενα είδη οπότε αποτελούν μία ξεχωριστή κατηγορία (Φλέσσια, 2006).

Το πρώτο βήμα της **απονιτροποίησης**, η απονιτροποίηση (denitrification) καταλύεται από ένα ένζυμο που περιέχει μολυβδένιο, τη νιτρική αναγωγάση (nitrate reductase), η οποία είναι μια διαλυτή πρωτεΐνη καταπιεζόμενη από την αμμωνία που συμμετέχει στην αφομοίωση των νιτρικών. Αντίθετα η νιτρική αναγωγάση που συμμετέχει στον καταβολισμό των νιτρικών είναι πρωτεΐνη δεσμευμένη στη μεμβράνη της οποίας η σύνθεση καταπιέζεται από το οξυγόνο, γι' αυτό συντίθεται μόνο κάτω από ανοξικές συνθήκες. Ως εκ τούτου στα περισσότερα βακτήρια που έχουν εξεταστεί η απονιτροποίηση αποτελεί μια αυστηρά ανοξική διεργασία, ενώ αντίθετα η αφομοίωση των νιτρικών μπορεί να πραγματοποιηθεί και κάτω από πλήρως αερόβιες συνθήκες. Η αφομοίωση των νιτρικών απαντάται σε όλα τα φυτά στους περισσότερους μύκητες και σε αρκετούς προκαρυωτικούς οργανισμούς. Αντίθετα ο καταβολισμός των νιτρικών περιορίζεται μεταξύ των προκαρυωτικών κυττάρων αν και μια μεγάλη ποικιλία τέτοιων οργανισμών μπορεί να φέρει εις πέρας τη διεργασία (Madigan, 1997).

Ένα άλλο ένζυμο, η νιτρώδης αναγωγάση (nitrite reductase) είναι υπεύθυνη για το δεύτερο βήμα της διεργασίας, την απονιτρωδοποίηση (denitrification) που συνίσταται στην αναγωγή των νιτρωδών. Στην καταβολική διεργασία υπάρχουν δύο πιθανοί δρόμοι, ένας που οδηγεί στην παραγωγή αμμωνίας και ένας άλλος που προκαλεί την παραγωγή αέριου αζώτου. Η πορεία προς την αμμωνία ακολουθείται από ένα μεγάλο αριθμό αλλά δεν παρουσιάζει ιδιαίτερο ενδιαφέρον. Άλλωστε υπάρχουν βακτήρια που δεν ανάγουν τα νιτρικά αλλά τα νιτρώδη προς αμμωνία. Αυτό μπορεί να αποτελέσει ένα μηχανισμό προστασίας των κυττάρων από την τοξικότητα που προκαλούν τα νιτρώδη (Madigan, 1997).

Υπάρχουν δύο βασικοί τύποι του ενζύμου της νιτρώδους αναγωγάσης. Ο ένας τύπος είναι μια αιμοπρωτεΐνη του κυτοχρώματος *cd* και απαντάται στα βακτήρια *Ps*.

denitrificans, *Ps. aeruginosa* (Shimada & Orii, 1975) και *Ps. perfectomarinus* και ο άλλος είναι μια μεταλλοφλαβινοπρωτεΐνη που περιέχει χαλκό και συναντάται στα βακτήρια *Ps. denitrificans* και *R. sphaeroides* f. sp. *denitrificans* (Sawada & Satoh, 1980). Σχεδόν όλες οι μελέτες δείχνουν ότι η νιτρώδης αναγωγή και των δύο τύπων είναι ένα διαλυτό ένζυμο, η θέση του οποίου είναι στον περιπλασματικό χώρο των κυττάρων, γεγονός που συμφωνεί με τα ευρήματα ότι το ένζυμο αυτό δεν σχετίζεται με την παραγωγή ενέργειας (Φλέσσια, 2006).

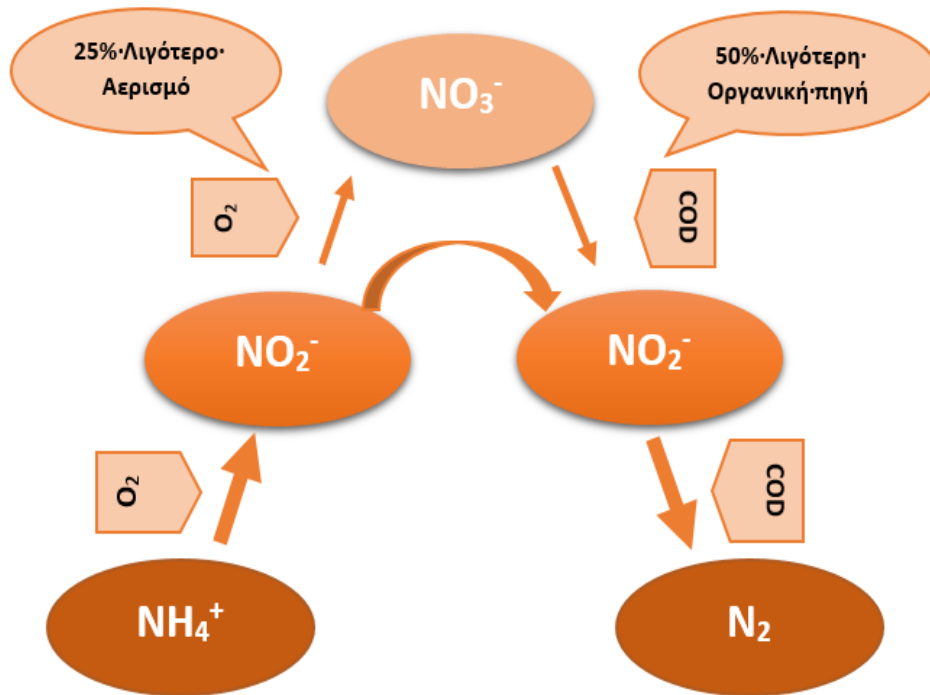
Μελέτες με καθαρή νιτρώδη αναγωγή από διάφορα βακτήρια δείχνουν ότι από την αναγωγή των νιτρωδών παράγεται μονοξείδιο του αζώτου (NO) ως κύριο προϊόν της αντίδρασης και υποξείδιο του αζώτου (N<sub>2</sub>O) ως δευτερεύον. Το μονοξείδιο του αζώτου (NO) δύναται να λειτουργεί ως τελικός αποδέκτης ηλεκτρονίων (ανάγεται προς N<sub>2</sub>O) και μέσω της αναγωγής του να σχετίζεται με την παραγωγή ενέργειας. Η αντίδραση αυτή καταλύεται από το ένζυμο αναγωγής του νιτρικού οξειδίου (nitric oxide reductase), το οποίο είναι ένα διαλυτό ένζυμο (Payne, 1973). Η αναγωγή του N<sub>2</sub>O σε N<sub>2</sub>, επίσης σχετίζεται με την παραγωγή ATP αφού έχει παρατηρηθεί ότι συνοδεύεται από μετατόπιση πρωτονίων και παραγωγή δυναμικού στη μεμβράνη του κυττάρου. Η αναγωγή του υποξειδίου του αζώτου (nitrous oxide reductase) είναι το υπεύθυνο ένζυμο για την αναγωγή του N<sub>2</sub>O σε N<sub>2</sub>, που είναι δεσμευμένο στην μεμβράνη (Payne, 1973). Η βιοχημεία της καταβολικής αναγωγής των νιτρικών έχει μελετηθεί με λεπτομέρεια στο βακτήριο *Escherichia coli*, ένα μικροοργανισμό ικανό να πραγματοποιήσει μόνο το πρώτο βήμα της απονιτροποίησης, την απονιτροποίηση (αναγωγή των νιτρικών προς νιτρώδη). Το ένζυμο νιτρική αναγωγή είναι δεσμευμένο στην κυτταρική μεμβράνη και δέχεται ηλεκτρόνια από ένα κυτόχρωμα b όταν υπάρχει απουσία οξυγόνου από το περιβάλλον (Φλέσσια, 2006).

Κατά την απονιτροποίηση προκαλείται αύξηση της τιμής του pH. Έτσι ο ανόργανος άνθρακας (CO<sub>2</sub> + CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> + HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) είναι κυρίως με τη μορφή CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> και γι' αυτό το λόγο δημιουργείται ανθρακικό ασβέστιο (CaCO<sub>3</sub>) υπό την παρουσία ιόντων ασβεστίου. Στις περισσότερες των περιπτώσεων η απονιτροποίηση συνδυάζεται με την νιτροποίηση. Στην περίπτωση της επεξεργασίας βιομηχανικών αποβλήτων με υψηλές συγκεντρώσεις σε αμμωνία, το ποσό σε ανθρακικό νάτριο (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) ή σε υδροξείδιο του νατρίου (NaOH) που προστίθεται θα πρέπει να μειωθεί λόγω της ανακύκλωσης του ανθρακικού ασβεστίου που περιέχει η λάσπη από την απονιτροποίηση (Δοκιανάκης, 2006).

## ii. **Νιτροποίηση-απονιτροποίηση μέσω νιτρωδών γνωστή ως νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση (nitritation-denitritation)**

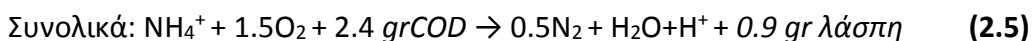
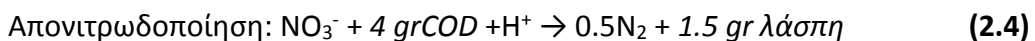
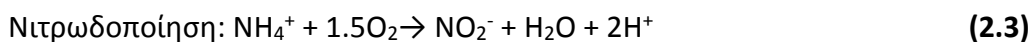
Τα τελευταία χρόνια γίνεται σημαντική ερευνητική προσπάθεια να παρακαμφθεί το στάδιο της νιτροποίησης. Είναι επιθυμητό η αμμωνία να οξειδώνεται σε νιτρώδη και μετά να λαμβάνει χώρα απευθείας η απονιτροποίηση παρά να γίνεται πρώτα η μετατροπή σε νιτρικά στα συστήματα απομάκρυνσης του αζώτου (Σχήμα 2.4). Θεωρητικά εξοικονομείται 25% σε δέκτη ηλεκτρονίων (οξυγόνο) και 40% σε δότη ηλεκτρονίων (πηγή άνθρακα). Ο ρυθμός απονιτροποίησης 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 παράκαμψη αυτή πραγματοποιείται με κατάλληλη ρύθμιση της θερμοκρασίας, του διαλυμένου οξυγόνου και του pH (Φλέσσια, 2006).

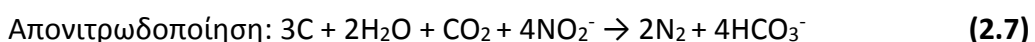
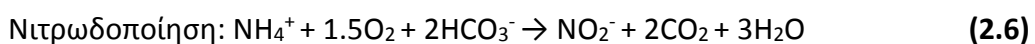


Σχήμα 2.4: Σχηματική αναπαράσταση νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης. Προέλευση: Φλέσσια (2006) μετά από προσαρμογή

Σύμφωνα με το Mark C.M. van Loosdrecht οι χημικές εξισώσεις (2.3), (2.4) και (2.5) αποτελούν τις στοιχειομετρικές αντιδράσεις που περιγράφουν τη διαδικασία:



ενώ οι L. Gut (2006) περιγράφουν τη διαδικασία με βάση τις χημικές Εξισώσεις (2.6), (2.7):



Για να ακολουθήσει η βιολογική μετατροπή την οδό της νιτροδοποίησης 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.

Η απονιτρωδοποίηση δεν είναι απαραίτητη κατά την επεξεργασία των στραγγιδίων όταν έχει ως στόχο την τη μείωση του αμμωνιακού φορτίου της επεξεργασμένης εκροής (van Loosdrecht, 2008).

### iii. **Αυοτροφική απομάκρυνση του αζώτου (ANAMMOX)**

Η αναερόβια οξείδωση της αμμωνίας (Anammox, ANaerobic AMMonia OXidation) αποτελεί μια πλήρως αυοτροφική 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. 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<sub>2</sub>) 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).

Η μειωμένη ζήτηση σε ενέργεια και σε δέκτη ηλεκτρονίων συμβάλλει στην αύξηση της αιφορίας 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 (οξειδωση 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 οξειδωση 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<sub>4</sub>). 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 μονοξειδίο του αζώτου (NO). Τέλος παρόλο που σε όλες τις αντιδράσεις που συμμετέχουν τα συνήθη απονιτροποιητικά βακτήρια το υποξείδιο του αζώτου (N<sub>2</sub>O) 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 δραστηριότητάς 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<sup>-1</sup> (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

Αναμμοξ 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 Αναμμοξ 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 Αναμμοξ βακτήρια σχηματίζουν μικρούς κόκκους με μεγαλύτερη πυκνότητα στην κροκιδωμένη ιλύ (Wett *et al.*, 2006). Τα βακτήρια Αναμμοξ 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 Αναμμοξ 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 Αναμμοξ για το νιτρώδες υπόστρωμα αλλά η διαθεσιμότητα του εύκολα βιοδιασπώμενου COD κατά την επεξεργασία των στραγγιδίων είναι πολύ περιορισμένη ειδικά κάτω από ανοξικές συνθήκες. 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 Αναμμοξ βακτήρια δεν οξειδώσουν τα νιτρώδη ιόντα σε νιτρικά. Τα βακτήρια Αναμμοξ 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 Αναμμοξ 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 Αναμμοξ (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.

### **2.1.2 Ο φώσφορος**

Ο φώσφορος είναι ένα ουσιώδες θρεπτικό συστατικό για τα φυτά και τα ζώα στη μορφή των ιόντων  $PO_4^{3-}$  και  $HPO_4^{2-}$ . Αποτελεί μέρος των μορίων του DNA, μορίων που αποθηκεύουν τις απαραίτητες ποσότητες ενέργειας (ATP και ADP, δηλαδή της τρι-φωσφορικής και δι-φωσφορικής αδενοσίνης) και των λιπών της κυτταρικής μεμβράνης. Αποτελεί επίσης θεμέλιο λίθο βασικών τμημάτων των έμβιων όντων όπως των οστών και των οδόντων τους. Ο φώσφορος εντοπίζεται στα νερά, στα ιζήματα, στα εδάφη και στα ορυκτά. Στην ατμόσφαιρα υπάρχει σε απειροελάχιστες ποσότητες με τη μορφή πολύ μικρών σωματιδίων σκόνης καθώς

σε κανονικές συνθήκες θερμοκρασίας και πίεσης απαντάται σε υγρή μορφή (Νταρακάς, 2014).

#### **2.1.2.1 Ο κύκλος του φωσφόρου**

Ο φώσφορος είναι σημαντικό συστατικό της ζωντανής ύλης και η σχετική σπανιότητα του τον καθιστά περιοριστικό παράγοντα για την ανάπτυξη των οργανισμών. Η παραγωγή πολλών οικοσυστημάτων ελέγχεται σε μεγάλο βαθμό από το φώσφορο και ως εκ τούτου θεωρείται ο μεγάλος ρυθμιστής των άλλων βιογεωχημικών κύκλων. Από αρκετούς επιστήμονες ο φώσφορος θεωρείται ο «αδύνατος κρίκος» στην αλυσίδα της ζωής και αυτό γιατί ο κύκλος του (Σχήμα 2.5) είναι σχετικά ατελής και ανοικτός (Χατζημπίρος, 2007).

Στις περισσότερες περιπτώσεις ο φώσφορος εντοπίζεται στη λιθόσφαιρα με τη μορφή πετρωδών σχηματισμών και ιζηματογενών πετρωμάτων στα βάθη των ωκεανών. Τα φωσφορικά άλατα εισέρχονται στην κυκλοφορία της Βιόσφαιρας είτε μέσω της έκπλυσης του εδάφους από τις κατακρημνίσεις είτε λόγω της αποσάθρωσης των ορυκτογενών σχηματισμών και της διάλυσης τους σε μαλακά ιζήματα. Μέσω της ροής του νερού απλώνονται στα χερσαία και στα υδατικά οικοσυστήματα και απορροφώνται από τα φυτά και στη συνέχεια μέσω των τροφικών αλυσίδων εισέρχονται στους καταναλωτές. Όπως και στους άλλους βιογεωχημικούς κύκλους, οι διάφοροι αποσυνθέτες στο έδαφος ή στο νερό διασπούν την νεκρή οργανική ύλη και παράγουν ανόργανο φώσφορο διαθέσιμο για τα φυτά. Χρησιμοποιείται από τους παραγωγικούς οργανισμούς με τη μορφή κατά κανόνα των διαλυτών ορθοφωσφορικών. Η μετατροπή των αδιάλυτων ενώσεων του σε ορθοφωσφορικά πραγματοποιείται από μικροοργανισμούς. Η αποσύνθεση των νεκρών οργανισμών και των απορριμμάτων τους στο έδαφος αποδίδει το φώσφορο πίσω στο περιβάλλον με τη μορφή ορθοφωσφορικών, τα οποία ωστόσο σχηματίζουν εύκολα ενώσεις αδιάλυτες με ιόντα ασβεστίου και αργιλίου που εντοπίζονται σε μεγάλο βαθμό στο έδαφος.

Η ανακύκλωση είναι σχεδόν πλήρης στα χερσαία οικοσυστήματα καθώς οι σκελετοί των νεκρών ζώων αποσυντίθεται και ο περιεχόμενος φώσφορος γίνεται εκ νέου εκμεταλλεύσιμος. Κάτι αντίστοιχο συμβαίνει και στα γλυκά νερά ή στις ρηχές θάλασσες όπου οι αποθέσεις επανέρχονται εύκολα στις τροφικές αλυσίδες. Αντίθετα στους ωκεανούς, στις αβύσσους και γενικότερα στα μεγάλα βάθη που αποτελούν και το 85% της θαλάσσιας επιφάνειας παρατηρείται διαρκής απώλεια φωσφόρου εξαιτίας της συσσώρευσης της οργανικής ύλης, νεκρών σωμάτων και οστών. Τα ανοδικά θαλάσσια ρεύματα που εμπλουτίζουν με θρεπτικά άλατα τα ρηχά νερά των υφαλοκρηπίδων, δε μπορούν να επαναφέρουν τις βαθιές αποθέσεις στον κύκλο του φωσφόρου. Ωστόσο η ανακύκλωσή τους μπορεί αν πραγματοποιηθεί μέσω τεκτονικών κινήσεων των ιζημάτων αλλά σε γεωλογική πλέον κλίμακα στην πάροδο δεκάδων ή εκατομμυρίων χρόνων. Έτσι λοιπόν ο κύκλος αυτός παραμένει εν μέρει και βραχυπρόθεσμα ανοικτός.

Ένα σημαντικό μέρος του φωσφόρου επιστρέφει από τη θάλασσα στη στεριά μέσω των απεκκρίσεων των θαλάσσιων πουλιών. Αυτού του είδους οι μετακινήσεις δεν είναι ικανές να αντισταθμίσουν τις απορροές από τη στεριά προς τη θάλασσα.

Η ανθρώπινη δραστηριότητα επιβαρύνει την ατέλεια του κύκλου του φωσφόρου εξαιτίας της εξόρυξης των φυσικών αποθεμάτων της λιθόσφαιρας τα οποία μετατρέπονται σε φωσφορικά άλατα από τη βιομηχανία λιπασμάτων ή απορρυπαντικών και τελικά καταλήγουν στην υδρόσφαιρα και εν μέρει στο βυθό των ωκεανών.

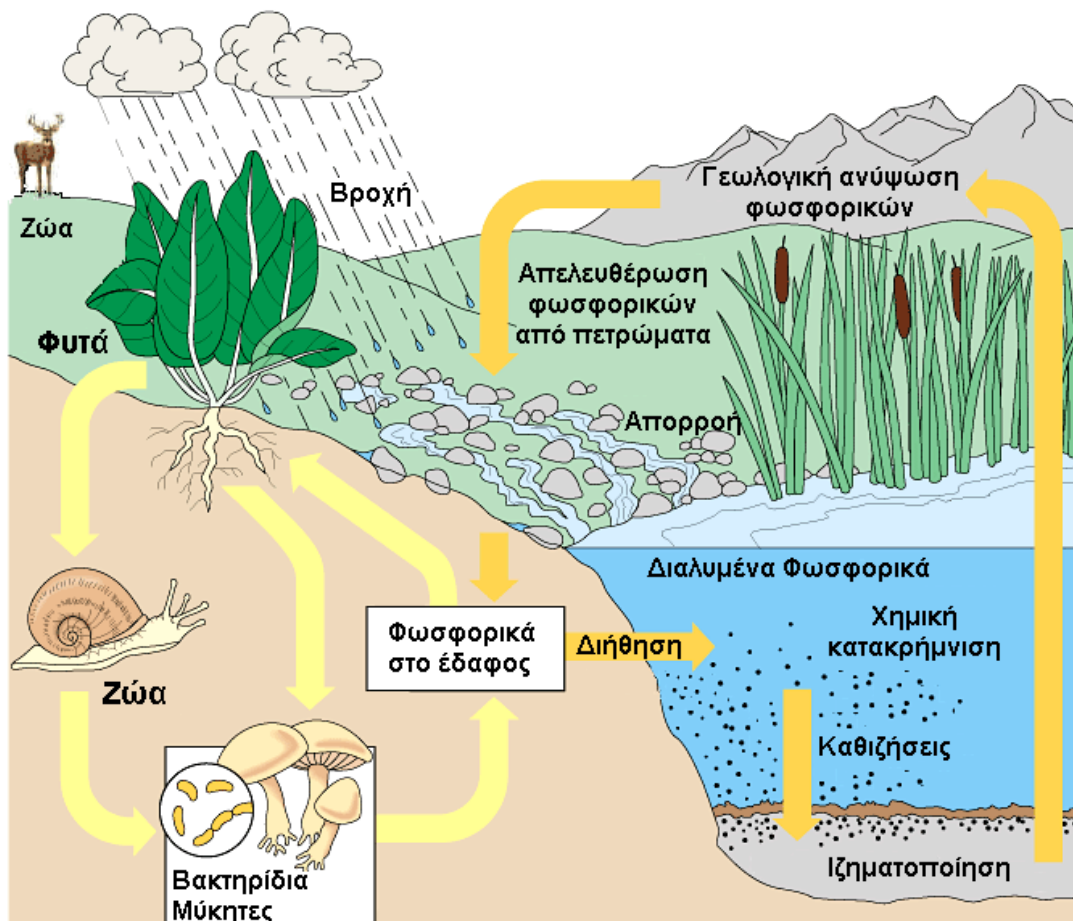


Ο φωσφόρος φαίνεται ότι αποτελεί περιοριστικό παράγοντα σε περισσότερες περιπτώσεις από κάθε άλλο στοιχείο. Μία αιτία είναι η ευκολία σχηματισμού αδιάλυτων ενώσεων πράγμα που παρεμποδίζει την απόληψη του από τα φυτά και την μεταφορά του με τα επιφανειακά και τα υπόγεια νερά. Μια άλλη αιτία είναι ότι δε σχηματίζει στο φυσικό περιβάλλον αέριες ενώσεις, πράγμα που στερεί τη δυνατότητα της ατμοσφαιρικής κυκλοφορίας.

Η παρουσία φωσφόρου στα υγρά απόβλητα αποτελεί αιτία προχωρημένων ευτροφικών καταστάσεων στα υδάτινα σώματα. (Χατζημήτρος, 2007)

### **2.1.2.2 Ο φώσφορος στην επεξεργασία λυμάτων**

Η συγκέντρωση του φωσφόρου ο οποίος αποτελεί βασικό συστατικό του κυτταρικού ιστού των μικροοργανισμών στα φρέσκα αστικά λύματα κυμαίνεται από 5-30 mg/L κυρίως λόγω της εκτεταμένης χρήσης απορρυπαντικών αλλά και των φωσφορούχων λιπασμάτων. Στις οργανικές ενώσεις των λυμάτων ανήκει περίπου το 75% του συνολικά υπάρχοντος φωσφόρου ενώ το υπόλοιπο 25% βρίσκεται στα υγρά απόβλητα με τη μορφή ορθοφωσφορικών ( $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{HPO}_4^{2-}$ ,  $\text{H}_2\text{PO}_4^-$ ,  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) διαλυτών ιόντων από 70–90% και πολυφωσφορικών ( $\text{P}_2\text{O}_7^{2-}$ ) ιόντων τα οποία είναι περίπλοκα μόρια αλλά και με τη μορφή άλλων οργανικών φωσφορικών ενώσεων. Ο οργανικά δεσμευμένος φώσφορος δεν έχει ιδιαίτερη σημασία για τα αστικά λύματα, τα δε ορθοφωσφορικά ιόντα χρησιμεύουν για το βιολογικό μεταβολισμό χωρίς περαιτέρω διάσπαση. Το φορτίο επιβάρυνσης των λυμάτων με φώσφορο υπολογίζεται συνολικά με τιμές περίπου 2.0–4.0 gr/κάτοικο·d. Ένα ποσοστό της τάξης του 10% έως 30% της εισερχόμενης ποσότητας φωσφόρου απομακρύνεται από τους μικροοργανισμούς κατά τη διάρκεια της βιολογικής επεξεργασίας στις δεξαμενές αερισμού, ενώ το σύνολο σχεδόν των φωσφορικών ενώσεων μετατρέπεται σε διαλυτά ορθοφωσφορικά ιόντα. Λόγω των φαινομένων ευτροφισμού που δημιουργεί ο φώσφορος στα επιφανειακά νερά πρέπει να απομακρυνθεί από τα υγρά απόβλητα. Η συγκέντρωσή του στην εκροή των Ε.Ε.Λ. καθορίζεται από το χαρακτηρισμό και τις ωφέλιμες χρήσεις του αποδέκτη όπως ισχύει και για τους άλλους ρύπους. Αυτό σημαίνει ότι ο βαθμός απόδοσης του συστήματος και η διαδικασία επεξεργασίας που επιλέγεται είναι άμεσα συνυφασμένη με τον αποδέκτη και τις χρήσεις του. Σε γενικές γραμμές όταν πρόκειται για ευαίσθητους αποδέκτες, δηλαδή γλυκά επιφανειακά νερά, θεωρείται ικανοποιητική η ποσότητα του φωσφόρου στην απορροή όταν αυτή δεν υπερβαίνει τα 2.0 mg/L. Η πρακτική που ακολουθείται εφόσον αποφασιστεί απομάκρυνση του φωσφόρου είναι της τάξης 90-95% (Νταρακάς, 2014).



Σχήμα 2.5: Ο κύκλος του φωσφόρου. Πηγή: Νταρακάς (2014)

### 2.1.2.3 Μέθοδοι απομάκρυνσης

Οι μέθοδοι απομάκρυνσης μπορούν να καταταχθούν στις φυσικοχημικές μεθόδους και στις βιολογικές μεθόδους:

#### 1. Φυσικοχημικές μέθοδοι

Με την προσθήκη των κροκιδωτικών οι ενώσεις του φωσφόρου δημιουργούν ιζήματα που καθιζάνουν. Από τις ενώσεις του φωσφόρου τα ορθοφωσφορικά απομακρύνονται με μεγαλύτερη ευκολία σε αντίθεση με τα πολυφωσφορικά.

Τα συνηθέστερα χρησιμοποιούμενα κροκιδωτικά είναι ο ασβέστης, τα αργιλικά άλατα και τα άλατα του σιδήρου. Σε ένα σύστημα βιολογικής επεξεργασίας λυμάτων τα κροκιδωτικά μπορούν να προστεθούν είτε κατά την πρωτοβάθμια καθίζηση, είτε στη δεξαμενή αερισμού, είτε στα φρεάτια μερισμού πριν ή μετά τη δευτεροβάθμια καθίζηση. Εξαιρεση αποτελεί ο ασβέστης ο οποίος είναι υπεύθυνος για την αύξηση του pH των λυμάτων με συνέπεια η προσθήκη του να πρέπει να γίνει μόνο στη δεξαμενή πρωτοβάθμιας καθίζησης. Ωστόσο η αύξηση του pH μέχρι ενός ορίου (π.χ. 8.5-9.0) δημιουργεί ευνοϊκές συνθήκες για νιτροποίηση, σε περίπτωση που η επεξεργασία των λυμάτων περιλαμβάνει και την απομάκρυνση του αζώτου.

Η απομάκρυνση του φωσφόρου με προσθήκη κροκιδωτικών κατά τη πρωτοβάθμια καθίζηση έχει το πλεονέκτημα ότι υποβοηθά την καθίζηση των αιωρούμενων στερεών και μπορεί να

συνδυαστεί με την εφαρμογή χημικά υποβοηθούμενης καθίζησης. Τα λύματα στο στάδιο αυτό περιέχουν σημαντικές ποσότητες πολυφωσφορικών και οργανικού φωσφόρου τα οποία με τη βιολογική επεξεργασία μετατρέπονται σε ορθοφωσφορικά. Επειδή τα πολυφωσφορικά απομακρύνονται με μεγαλύτερη δυσκολία από τα ορθοφωσφορικά απαιτούνται μεγαλύτερες ποσότητες (περίπου διπλάσιες) κροκιδωτικών από αυτές που χρειάζονται αν η κροκίδωση πραγματοποιηθεί στη δεξαμενή αερισμού ή στην τελική καθίζηση και αυτό αποτελεί σοβαρό μειονέκτημα της κροκίδωσης κατά την πρωτοβάθμια καθίζηση.

Η προσθήκη των κροκιδωτικών στη δεξαμενή αερισμού ή κατά την τελική καθίζηση, πέρα από την εξοικονόμηση κροκιδωτικών υποβοηθά την διαδικασία της τελικής καθίζησης με αποτέλεσμα την βελτίωση της ποιότητας της επεξεργασμένης εκροής.

Η προσθήκη κροκιδωτικών και ιδίως του ασβέστη έχει ως αποτέλεσμα την αύξηση της ποσότητας της περισσεύουσας ιλύος, λόγω προσθήκης της χημικής ιλύος, με αποτέλεσμα την οικονομική επιβάρυνση των διαδικασιών επεξεργασίας και διάθεσης της.

Οι φυσικοχημικές μέθοδοι επιτυγχάνουν βαθμούς απομάκρυνσης της τάξης του 80-90% (Ανδρεαδάκης, 1986).

## 2. Βιολογικές μέθοδοι

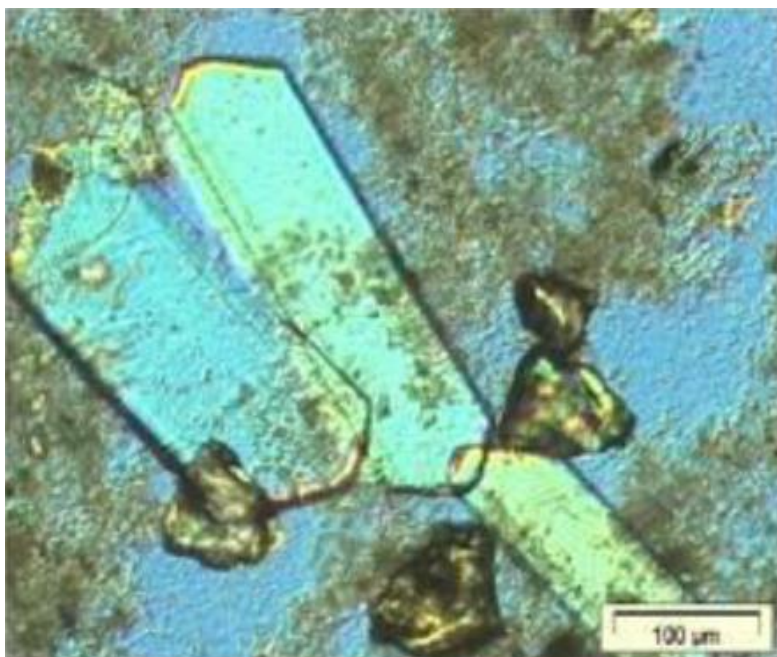
Οι δύο μέθοδοι που παρουσιάζονται ακολούθως περιλαμβάνουν την ταυτόχρονη απομάκρυνση των δύο θρεπτικών συστατικών αζώτου και φωσφόρου.

- i. Ανάκτηση φωσφόρου και αζώτου με την κατακρήμνιση του ως στρουβίτης (Magnesium Ammonium Phosphate, MAP)

Αποτελεί μια εναλλακτική μέθοδος που επιτυγχάνει ταυτόχρονα απομάκρυνση αζώτου και φωσφόρου. Γενικότερα η αναλογία P/N είναι τέτοια ώστε ο φώσφορος να μπορεί να αφαιρεθεί χωρίς την προσθήκη κροκιδωτικών. Προκειμένου όμως να αφαιρεθεί ταυτόχρονα και το άζωτο πρέπει να προστεθούν άλατα μαγνησίου και φωσφόρου καθώς και ταυτόχρονη ρύθμιση του pH με αποτέλεσμα τη δημιουργία ενός ανόργανου κρυσταλλικού στερεού, του εξαένυδρου εναμμώνιου φωσφορικού μαγνησίου ή στρουβίτη ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ) (van Loosdrecht, 2008). Το ορυκτό αυτό πήρε το όνομα του από το όνομα ενός Ρώσου ορυκτολόγου του H.C.G. Struve, ο οποίος και τον ανακάλυψε γύρω στον 13<sup>ο</sup> αιώνα (Schuling & Andrade, 1999). Ο στρουβίτης  $MgNH_4PO_4$  αποτελείται από ιόντα  $Mg^{2+}$ ,  $NH_4^+$  και  $PO_4^{3-}$  σε μοριακή αναλογία 1:1:1. Συχνά η σύνθεση του στρουβίτη αναφέρεται και ως MAP (Magnesium Ammonium Phosphate) και σχηματίζεται σύμφωνα με τη χημική Εξίσωση **(2.8)**:



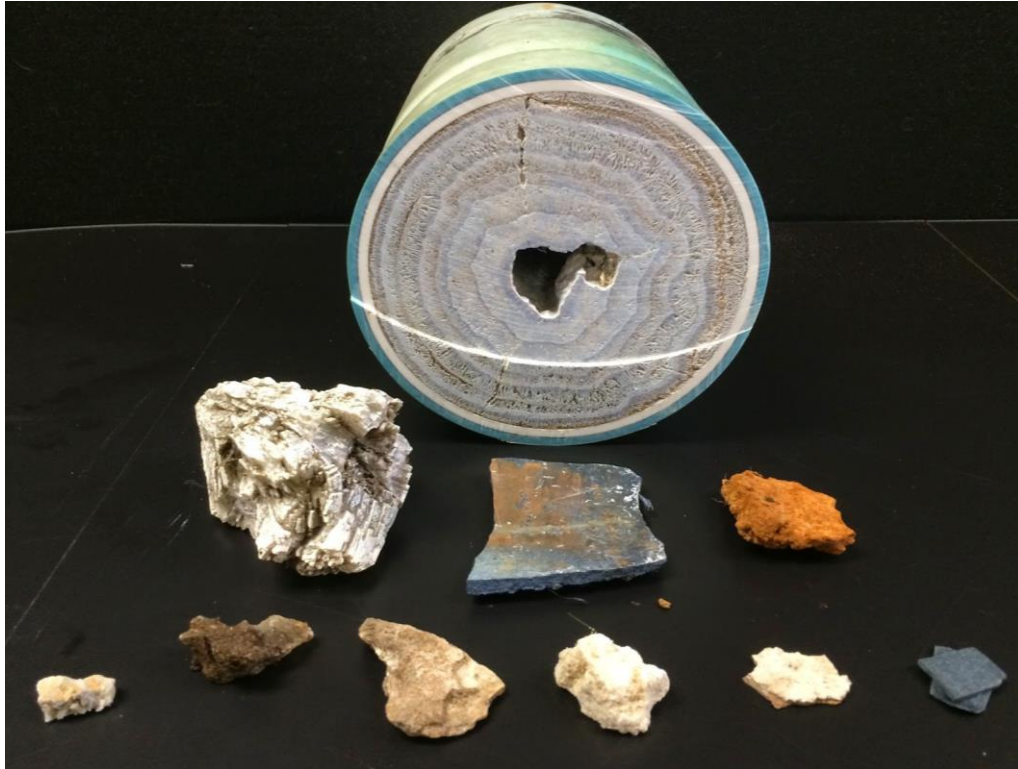
Οι κρύσταλλοι του στρουβίτη εμφανίζουν ορθογώνιο σχήμα όπως αυτό φαίνεται στην Εικόνα 2.4.



Εικόνα 2.3: Κρύσταλλοι στρουβίτη. Πηγή: Ροντογιάννη (2012)

Ο στρουβίτης χαρακτηρίζεται από πολύ χαμηλή διαλυτότητα στο νερό και επομένως κατακρημνίζεται. Η ανάκτηση φωσφόρου και αζώτου ως στρουβίτη πρέπει να συνδυαστεί με διεργασίες απομάκρυνσης αζώτου των στραγγιδίων καθώς ο λόγος  $\text{NH}_4\text{-N}/\text{PO}_4\text{-P}$  είναι πολύ υψηλός ενώ η αναλογία αζώτου/φωσφόρου στον στρουβίτη είναι μόλις 14 g αζώτου/31 g φωσφόρου. Για παράδειγμα, η ανάκτηση θρεπτικών ως στρουβίτη μπορεί να συνδυαστεί είτε με τη νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση είτε με την αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου. Πιο συγκεκριμένα ο στρουβίτης περιέχει 9.9% μαγνήσιο, 5.7% άζωτο, 12.6% φώσφορο και μπορεί να χρησιμοποιηθεί ως λίπασμα στην αγροτική παραγωγή (Renzi *et al.*, 2015). Όπως αναφέρει ο Borgerding (1972), η δημιουργία του στρουβίτη δεν αποτελεί σύγχρονο πρόβλημα, αφού το κρυστάλλινο αυτό υλικό έκανε την εμφάνιση του στις γραμμές κυκλοφορίας χωνεμένης ιλύος από το 1939. Παρόμοια προβλήματα έκαναν την εμφάνιση τους το 1963 όταν σημειώθηκαν εναποθέσεις στρουβίτη σε εγκατάσταση επεξεργασίας του *Hyperion*. Οι εργαζόμενοι στην εγκατάσταση παρατήρησαν κρυστάλλινες αποθέσεις στο κόσκινο του μεταπαχυντή. Στη συνέχεια και αφού σημειώθηκε αραιώση της ιλύος το πρόβλημα ξεπεράστηκε για πέντε ολόκληρα χρόνια μέχρις ότου η ροή της λάσπης (λόγω βαρύτητας) έφτασε σε οριακό σημείο ώστε να απαιτηθεί η χρήση αντλιών. Η διάμετρος των σωληνώσεων μειώθηκε από τις 12 στις 6 inches (Ροντογιάννη, 2012).

Παρόμοια περιστατικά έμφραξης των σωληνώσεων λόγω της συσσώρευσης στρουβίτη έχουν αναφερθεί και σε άλλες εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων. Ο σχηματισμός στρουβίτη έχει επηρεάσει τόσο εγκαταστάσεις επεξεργασίας αστικών λυμάτων όσο και εγκαταστάσεις επεξεργασίας βιομηχανικών λυμάτων (από βιομηχανικές και γεωργικές εγκαταστάσεις). Στην Εικόνα 2.5 παρουσιάζονται τα τυπικά προβλήματα που δημιουργούνται στις σωληνώσεις από το σχηματισμό στρουβίτη εντός αυτών (Ροντογιάννη, 2012).



Εικόνα 2.4: Έμφραξη αγωγών από στρουβίτη. Πηγή: Ροντογιάννη (2012)

Οι βιομηχανικές μέθοδοι απομάκρυνσης του φωσφόρου από μονάδες επεξεργασίας λυμάτων αφορούν είτε την κρυσταλλοποίηση και την κατακρήμνιση είτε την εφαρμογή κατάλληλων υγρών χημικών μεθόδων. Οι μέθοδοι με την καλύτερη και αποδοτικότερη λειτουργία είναι οι AirPrex, Ostara Pearl και Phosnix όπου και ανακτάται ο φώσφορος ως στρουβίτης από τη λυματολάσπη της υγρής φάσης. Η μέθοδος Crystalactor όπου γίνεται κρυσταλλοποίηση του φωσφορικού ασβεστίου αντιμετώπισε κάποια προβλήματα ως προς την βιωσιμότητά της λόγω της πολυπλοκότητας του αντιδραστήρα. Τέλος πρέπει να σημειωθεί η νέα μέθοδος Seaborne που για να ευδοκιμήσει απαιτεί την εφαρμογή της σε ακόμα μεγαλύτερης κλίμακας εγκαταστάσεις και θα πρέπει να παρέλθει ικανό χρονικό διάστημα μέχρι να δοθεί η δυνατότητα εξαγωγής αξιόπιστων αποτελεσμάτων. Στην Εικόνα 2.5 παριστάνεται η μονάδα ανάκτησης φωσφόρου της Ε.Ε.Λ. στην πόλη Westerbork της Ολλανδίας.

Όλες οι μέθοδοι είναι τοποθετημένες σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων όπου και χρησιμοποιείται αναερόβια χώνευση. Η ανάκτηση φωσφόρου (κατά κύριο λόγο) και αζώτου ως στρουβίτη κρίνεται ως μια βιώσιμη λύση για την ανάκτηση υλικών από στραγγίδια σε μια Ε.Ε.Λ.. Το τελικό προϊόν της επεξεργασίας πωλείται συνήθως στην βιομηχανία παραγωγής λιπασμάτων. Ο ρυθμός παραγωγής του στρουβίτη είναι 1 κιλό ανά 100 κυβικά μέτρα επεξεργαζόμενων λυμάτων (Shu *et al.*, 2006), όταν στην ροή υπάρχει συγκέντρωση φωσφόρου περίπου 100 mg/l PO<sub>4</sub>-P.

Ωστόσο σε ορισμένες χώρες (Μεγάλη Βρετανία, Ιταλία) η εθνική νομοθεσία δεν επιτρέπει τη διάθεση του στρουβίτη που προέρχεται από απόβλητα στη γεωργία (Ροντογιάννη, 2012).



Εικόνα 2.5: Μονάδα ανάκτησης φωσφόρου στην Ε.Ε.Λ. Westerbork στην Ολλανδία. Πηγή: [www.nhm.ac.uk](http://www.nhm.ac.uk).

ii. Denitrifying phosphorus removal, DPRN

Η απομάκρυνση του αζώτου είτε μέσω της νιτροποίησης-απονιτροποίησης είτε μέσω της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης μπορεί να συνδυαστεί με την απομάκρυνση φωσφόρου από το σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων. Πρόκειται για μια βιολογική διεργασία γνωστή ως Denitrifying phosphorus removal, DPRN που μελέτησαν ιδιαίτερα οι Frison *et al.*, 2013 με εκπόνηση πειραμάτων σε αντιδραστήρα SBR.

Κατά τη βιολογική απομάκρυνση του φωσφόρου μπορούν να χρησιμοποιηθούν ως δέκτες ηλεκτρονίων τα νιτρώδη ή το οξυγόνο. Κύριο ρόλο στη διαδικασία παίζουν τα πολυφωσφορικά (phosphate accumulating organisms, PAOs) που παρουσιάζουν δυνατότητα πρόσληψης μεγαλύτερης ποσότητας φωσφόρου σε σχέση με τα άλλα είδη βακτηρίων. Σύμφωνα με τους Carvalho *et al.*, 2007 υπάρχουν απονιτροποιητικά πολυφωσφορικά βακτήρια (denitrifying phosphorus accumulating organics – DPAOs) τα οποία χρησιμοποιούν τα νιτρικά ή νιτρώδη ως δέκτες ηλεκτρονίων αντί του οξυγόνου. Αυτό επιτυγχάνεται με την εναλλαγή αναερόβιων-ανοξικών συνθηκών ενώ απαιτούνται και αερόβιες συνθήκες για την παραγωγή των νιτρικών-νιτρωδών. Τα DPAOs διακρίνονται σε δύο κατηγορίες ανάλογα με το είδος του αποδέκτη ηλεκτρονίων που χρησιμοποιούν: τα DPAOs που μπορούν να χρησιμοποιήσουν μόνο τα νιτρώδη ως δέκτη ηλεκτρονίων και τα DPAOs που μπορούν να χρησιμοποιήσουν τόσο τα νιτρικά όσο και τα νιτρώδη ως δέκτη.

### **2.1.3 Ποιοτικά χαρακτηριστικά στραγγιδίων**

Τα στραγγίδια σε μια εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) προκύπτουν από τις διεργασίες της Πάχυνσης και της Αφυδάτωσης τόσο της Πρωτοβάθμιας όσο και της

Βιολογικής Ιλύος. Ακόμη στραγγίδια προέρχονται και από την Ξήρανση της Ιλύος στην περίπτωση που αυτή πραγματοποιείται μέσα στην εγκατάσταση. Το φορτίο του αζώτου στα στραγγίδια αποτελεί το 15-30% του συνολικού φορτίου αζώτου που εισέρχεται προς επεξεργασία στην εγκατάσταση. Στις γραμμές επεξεργασίας των στραγγιδίων ωστόσο καταλήγει μόνο το 1% της συνολικής ροής των υγρών αποβλήτων της εγκατάστασης (van Loosdrecht, 2008).

Η διάσπαση των πρωτεϊνών κατά τη διάρκεια της χώνευσης της ιλύος έχει ως αποτέλεσμα την παραγωγή διαλυμένων αμμωνιακών ιόντων ( $\text{NH}_4^+$ ) και όξινων ανθρακικών ή διττανθρακικών ιόντων ( $\text{HCO}_3^-$ ) που λειτουργούν ως αντισταθμιστικά ιόντα. Οι Van Loosdrecht & Salem (2006) παρατήρησαν ότι αν τα στραγγίδια που προέρχονται από τη θερμική ξήρανση της ιλύος οδηγηθούν και αυτά στην μονάδα επεξεργασίας των στραγγιδίων ως αντισταθμιστικά ιόντα του αμμωνίου θα μπορούσαν να λειτουργήσουν τα οξικά ( $\text{CH}_3\text{COO}^-$  ή  $\text{C}_2\text{H}_3\text{O}_2^-$ ) αντί των διττανθρακικών ( $\text{HCO}_3^-$ ). Η γραμμομοριακή αναλογία που παρατηρείται μεταξύ των αμμωνιακών και των διττανθρακικών είναι περίπου ίση με τη μονάδα. Η συνχώνευση με εξωτερικά υποστρώματα συχνά αυξάνει το φορτίο του αζώτου αν και υποστρώματα πολύ πλούσια σε υδατάνθρακες ή λίπη μπορεί να μειώσουν την περιεκτικότητα του αμμωνίου λόγω της αυξημένης παραγωγής βιομάζας στους χωνευτές. Η συνήθης συγκέντρωση αμμωνίου στα στραγγίδια κυμαίνεται μεταξύ 500-1 500 mg  $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ . Πρέπει να σημειωθεί ότι η λάσπη που φτάνει στο χωνευτή μετά από πάχυνση σε υψηλό βαθμό παρουσιάζει ιδιαίτερα αυξημένη συγκέντρωση αμμωνίου (Gustavsson, 2010).

Τα στραγγίδια χαρακτηρίζονται επίσης από υψηλή θερμοκρασία (25-35°C) λόγω της χώνευσης που διενεργείται κάτω από μεσόφιλες ή θερμόφιλες συνθήκες. Η χωνεμένη λάσπη δεν ψύχεται μέσω εναλλακτών θερμότητας σε θερμοκρασία χαμηλότερη από την μεσοφιλική θερμοκρασία ακόμα και αν η ψύξη της θα μπορούσε να αποτρέψει τη μετα-χώνευση (περαιτέρω χώνευση) μειώνοντας ως εκ τούτου τις ανεπιθύμητες εκπομπές μεθανίου και οσμών. Μείωση της θερμοκρασίας προκαλείται επίσης λόγω της αφυδάτωσης, π.χ. με τη χρήση φυγόκεντρων ή δεξαμενών αποθήκευσης των στραγγιδίων.

Τέλος, τα στραγγίδια χαρακτηρίζονται από χαμηλή αναλογία COD:TKN (< 1.0) λόγω της διάσπασης του οργανικού φορτίου στους χωνευτές. Επομένως για την απονιτροποίηση κρίνεται απαραίτητη η προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα εφόσον το βιοδιασπάσιμο οργανικό φορτίο δεν επαρκεί (Gustavsson, 2010).

Σύμφωνα με στοιχεία της Εθνικής Βάσης Δεδομένων των Εγκαταστάσεων Επεξεργασίας Λυμάτων του Υπουργείου Περιβάλλοντος & Ενέργειας, από το σύνολο των εγκαταστάσεων που πραγματοποιούν απομάκρυνση θρεπτικών διαπιστώνεται ότι κύριο μέλημα της επεξεργασίας λυμάτων είναι η απομάκρυνση του αζώτου έναντι του φωσφόρου. Συγκεκριμένα 185 μονάδες διαθέτουν συστήματα απομάκρυνσης του αζώτου και 126 συστήματα απομάκρυνσης φωσφόρου. Κατά αντιστοιχία στο πλαίσιο της ανά χειρας διπλωματικής εργασίας εξετάζονται και αξιολογούνται συστήματα επεξεργασίας των στραγγιδίων που στοχεύουν στην απομάκρυνση του αζώτου. Η διαδικασία της νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης αποτελεί μια πρωτοποριακή, πολλά υποσχόμενη μέθοδο στην επεξεργασία των στραγγιδίων που μπορεί να ανταγωνιστεί επιτυχώς ακόμη και τη μέθοδο Anammox καθώς τα βακτήρια AOB έχουν μικρότερους χρόνους εγκλιματισμού, ταχύτερη ανάπτυξη. Τα συστήματα που λειτουργούν με βάση τη νιτροδοποίηση – απονιτροδοποίηση παρουσιάζουν ακόμη ευκολία και κατά τη φάση εμβολιασμού στον αντιδραστήρα που εκτελεί την επεξεργασία των στραγγιδίων.





## 2.2 Μέθοδοι επεξεργασίας στραγγιδίων για την απομάκρυνση αζώτου

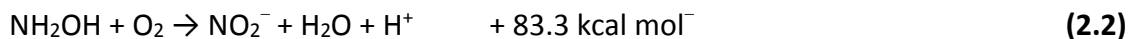
### 2.2.1 Η μέθοδος της νιτροδοποίησης – απονιτροδοποίησης

Η πλήρης οξείδωση της αμμωνίας στις μονάδες επεξεργασίας στραγγιδίων δεν είναι πάντα αναγκαίο να πραγματοποιηθεί. Εξαρτάται από την ποιότητα της εκροής των λυμάτων της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας λυμάτων καθώς και από τα ποιοτικά χαρακτηριστικά των εισερχόμενων προς επεξεργασία λυμάτων στην κεντρική μονάδα. Η αναγκαιότητα για ξεχωριστή επεξεργασία των στραγγιδίων ποικίλλει κατά τη διάρκεια του έτους. Η επαρκής νιτροποιητική ικανότητα της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας κάποιες περιόδους του έτους μπορεί να αποτελέσει την αιτία μείωσης του ποσοστού οξείδωσης της αμμωνίας και ως εκ τούτου τη μειωμένη ζήτηση εξωτερικής πηγής άνθρακα (Gustavsson, 2010).

Η νιτροδοποίηση 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 (2.1).



Η ενεργοποίηση του ενζύμου της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης απαιτεί ενέργεια και γι' αυτό το κύτταρο δεν αποκομίζει κάποια ενέργεια από την αντίδραση (2.1) (Hooper, 1989). Στη συνέχεια η υδροξυλαμίνη (NH<sub>2</sub>OH) 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 (2.1) χρειάζεται απευθείας οξυγόνο (Hollocher *et al.*, 1981), ενώ η Εξίσωση (2.2) είναι από μόνη της συστατικό αφυδρογόνωσης που ακολουθείται από πολλές ανταλλαγές ηλεκτρονίων. Το οξυγόνο δεν συμμετέχει απευθείας στη δημιουργία των νιτρώδων 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<sup>+</sup> + e<sup>-</sup>), ή απλά ως ηλεκτρόνια (e<sup>-</sup>) (Bock *et al.*, 1991) σύμφωνα με τη χημική Εξίσωση (2.3).



Τα αναγωγικά ισοδύναμα σχηματίζονται σε ζευγάρια (2.4) και (2.5) 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 υδρογονο-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 νιτροποίηση παράγονται δύο moles κατιόντων υδρογόνου ( $H^+$ ) ενώ τα στραγγίδια περιλαμβάνουν 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 νιτροδοποιητικών 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 απονιτροποίησης από τη στιγμή που παράγεται ένα mole αλκαλικότητας για κάθε mole νιτροδών. 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 νιτροποίησης με την οξείδωση του 50% των αμμωνιακών. Παρόλο που η απονιτροποίηση είναι οικονομικά προτιμότερη σε σχέση με την εξωτερική προσθήκη αλκαλικού διαλύματος. Σύμφωνα με τους Gustavsson *et al.* (2008) η λειτουργία της νιτροποίησης είναι μια απλή και ευέλικτη μέθοδος και η πιλοτική εφαρμογή της σε πλήρη κλίμακα εντοπίζεται στην Ε.Ε.Λ. στην πόλη Sjölanda της Σουηδίας (Εικόνα 2.6) (Gustavsson, 2010).



Εικόνα 2.6: Άποψη της Εγκατάστασης Επεξεργασίας Λυμάτων της πόλης Sjölanda στη Σουηδία. Πηγή: Google.

## **2.2.2 Παράμετροι που επηρεάζουν τη διαδικασία**

Η ταχεία μετατροπή των νιτρωδών σε νιτρικά μέσω των νιτροκοινοτικών βακτηρίων αποτελεί σημαντικό πρόβλημα που χρήζει αντιμετώπισης προκειμένου να επιτευχθεί η περάτωση μόνο του πρώτου βήματος της νιτροποίησης, η νιτρωδοποίηση. Ακόμη και σε περιπτώσεις που ο λόγος  $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NO}_x\text{-N}$  είναι μεγαλύτερος από 96% και η συγκέντρωση των νιτρικών μικρότερη από 1 mg/L είναι σπάνια η επιτυχία της μεθόδου και αυτή πραγματοποιείται υπό προϋποθέσεις όπως με τη ρύθμιση κατάλληλων τιμών του διαλυμένου οξυγόνου, της θερμοκρασίας και του pH.

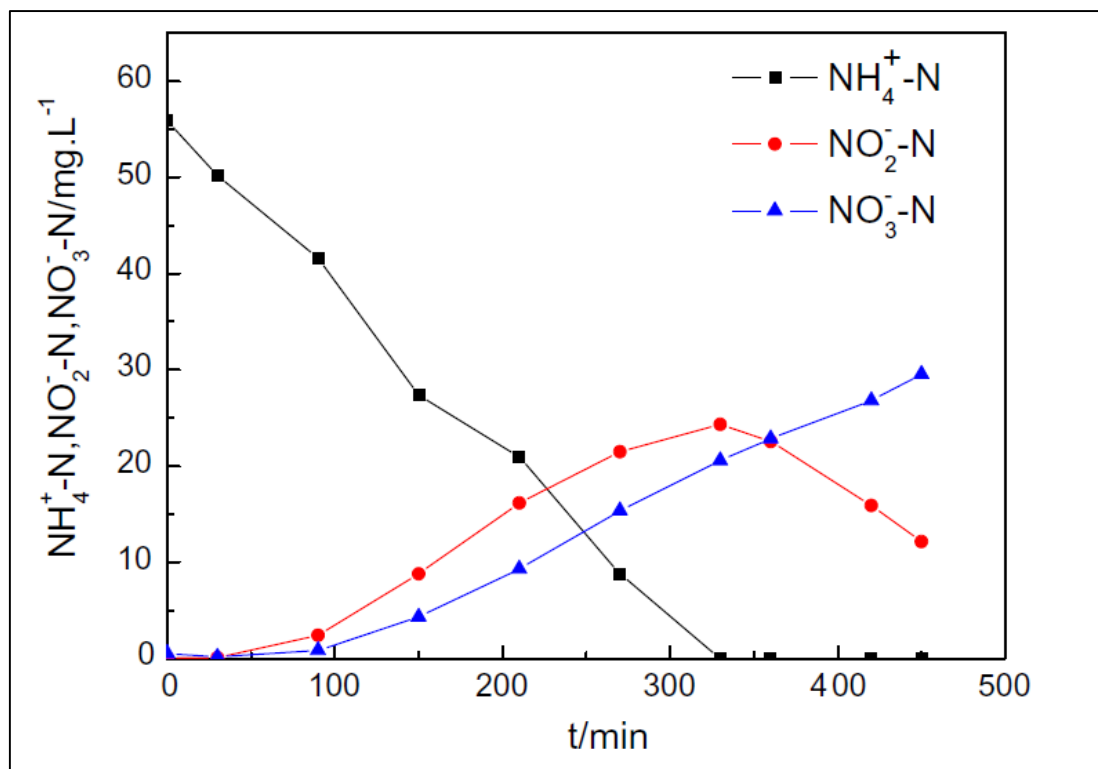
### **2.2.2.1 Διαλυμένο οξυγόνο (Dissolved Oxygen, DO)**

Στα συστήματα επεξεργασίας ακόμη και στην περίπτωση όπου τα νιτρώδη υπερτερούν σε σημαντικό βαθμό έναντι των νιτρικών εξακολουθούν να υπάρχουν νιτροκοινοτικά βακτήρια NOB τα οποία κάτω από συνθήκες παρατεταμένου χρόνου αερισμού μπορούν να οδηγήσουν τη διαδικασία σε πλήρη νιτροποίηση και απονιτροποίηση (Wang *et al.*, 2004).

Οι Hanaki *et al.* (1990) κατόρθωσαν να ελέγξουν την απαιτούμενη συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO κατά τη νιτρωδοποίηση σε θερμοκρασία 25°C με τη χρήση υποστρώματος αμμωνιακών συγκέντρωσης 80 mg/L. Για συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου ίση με 0.5 mg/L δεν προέκυψε καμία δυσμενής επίδραση στην οξείδωση του  $\text{NH}_4^+$  ωστόσο συγκέντρωση νιτρωδών ίση με 60 mg/L προκάλεσε την αναστολή της οξείδωσης τους προς νιτρικά.

Οι Gao *et al.* (2009) διερεύνησαν την επίδραση του χρόνου αερισμού στη νιτρωδοποίηση με τη διεξαγωγή μιας μελέτης σε έναν αντιδραστήρα SBR. Η περίοδος αερισμού διήρκησε περίπου 6.5-8.0 ώρες κάτω από σταθερές συνθήκες ελέγχου. Στο διάστημα αυτό παρατηρήθηκε διακύμανση της συγκέντρωσης του διαλυμένου οξυγόνου μεταξύ των τιμών 0.2 mg/L και 7.2 mg/L. Με την αύξηση του αριθμού των κύκλων λειτουργίας του αντιδραστήρα κάτω από την επίδραση παρατεταμένου αερισμού, η συγκέντρωση των νιτρικών άρχισε να αυξάνεται σταδιακά με την πάροδο του χρόνου. Στο τέλος του 13<sup>ου</sup> κύκλου λειτουργίας του αντιδραστήρα, η συγκέντρωση των νιτρικών που καταγράφηκε στην εκροή ήταν πολύ μεγαλύτερη της συγκέντρωσης των νιτρωδών. Επιπλέον, ο λόγος  $\text{NO}_2\text{-N}/\text{NO}_x\text{-N}$  μειώθηκε από 96% που ήταν η αρχική του τιμή σε 29%, υποδεικνύοντας ότι η νιτρωδοποίηση μετατράπηκε σε πλήρη νιτροποίηση. Το πείραμα πιστοποίησε την αρνητική επίπτωση του υπερβολικού (παρατεταμένου) αερισμού στη μέθοδο της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης (Σχήμα 2.6).

Επιπρόσθετα οι Butt & Lees (1960) διαπίστωσαν με χρήση της τεχνικής Warbung ότι οι χαμηλές συγκεντρώσεις διαλυμένου οξυγόνου παρεμποδίζουν την ανάπτυξη του βακτηρίου *Nitrobacter winogradskyi* που συμμετέχει στην οξείδωση των αμμωνιακών σε νιτρικά. Με παρόμοια πειράματα οι Boon & Laudelout (1962) ανέφεραν ότι η ανάπτυξη του βακτηρίου *Nitrobacter winogradskyi* παρεμποδίζοταν σε χαμηλές συγκεντρώσεις διαλυμένου οξυγόνου για θερμοκρασίες που κυμαίνονταν μεταξύ 20–35°C. Πιο συγκεκριμένα για συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου ίση με 1 mg/L ο σχετικός ρυθμός ανάπτυξης παρεμποδίστηκε κατά 21, 20, 30 και 42% για θερμοκρασίες 20, 23.7, 29 και 35°C αντίστοιχα (Δοκιανάκης, 2006).



Σχήμα 2.6: Η μετατροπή της νιτροδοποίησης σε νιτροποίηση λόγω παρατεταμένου αερισμού. Πηγή: Gao *et al.* (2009).

Για τα βακτήρια *Nitrosomonas* παρουσιάζονται διαφοροποιήσεις μεταξύ των ελάχιστων τιμών του διαλυμένου οξυγόνου που πρέπει να εφαρμοστούν σε ένα σύστημα καθώς και μεταξύ των τιμών της σταθεράς ημικορεσμού, όπως μπορεί να διαπιστωθεί και από τον Πίνακα 2.1. Το γεγονός αυτό οφείλεται σε πολλούς διαφορετικούς παράγοντες. Στις διεργασίες ενεργού ιλύος οι νιτροποιητικοί μικροοργανισμοί είναι αναμεμιγμένοι με μεγάλες κροκίδες (flocs) μαζί με ετερότροφα βακτήρια οπότε η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου μέσα στην κροκίδα μπορεί να είναι πολύ μικρότερη σε σχέση με αυτή του διαλύματος. Αυτού του είδους τα φαινόμενα μελετήθηκαν από τους Wuhrman (1963) και Kossen (1979). Μερικοί από τους παράγοντες από τους οποίους εξαρτάται η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου στην κροκίδα είναι η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου στο διάλυμα, το μέγεθος και το σχήμα της κροκίδας, η ένταση της ανάδευσης και οι ρυθμοί κατανάλωσης του οξυγόνου από τα ετερότροφα βακτήρια. Τα τελευταία χρόνια τα φαινόμενα αυτά έχουν μοντελοποιηθεί από αρκετούς ερευνητές όπως: Stenstrom & Poduska, 1980; Benefield & Randall, 1980; Eckenfelder, 1990; Stenstrom & Song, 1991; Bakti & Dick, 1992. Από το σύνολο των θεωρήσεων το βασικό συμπέρασμα που προκύπτει είναι ότι ενώ η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου μπορεί να παραμένει σταθερή στο διάλυμα, μολταυτά λόγω των μηχανισμών μεταφοράς και κατανάλωσης η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου στην κροκίδα θα είναι μικρότερη (Δοκιανάκης, 2006).

Οι Ruiz *et al.* (2003) κατέληξαν στο συμπέρασμα ότι ιδανική τιμή της συγκέντρωσης του διαλυμένου οξυγόνου για την πραγματοποίηση της νιτροδοποίησης–απονιτροδοποίησης θεωρείται η συγκέντρωση 0.7 mg/L κατά την οποία παρατηρείται συσσώρευση νιτροδών ίση με 65% (Zhang *et al.*, 2009).

Πίνακας 2.1: Βιβλιογραφικά δεδομένα για τη σταθερά ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου στη διεργασία της νιτροδοποίησης. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.

Αναφορά	Συνθήκες	K <sub>o</sub> (mg/L)
Loveless και Painter (1968)	20°C, καθαρή καλλιέργεια	0.30
Peeters <i>et al.</i> (1969)	καθαρή καλλιέργεια	0.25
Laudelout <i>et al.</i> (1974)	καθαρή καλλιέργεια	0.50

### 2.2.2.2 Θερμοκρασία

Η θερμοκρασία των 30°C είναι η καταλληλότερη για την πραγματοποίηση της νιτροποίησης. Ωστόσο για την πραγματοποίηση της νιτροδοποίησης επιλέγονται θερμοκρασίες μεγαλύτερες από 30°C καθώς αυτές ευνοούν την ανάπτυξη των βακτηρίων AOB σε αντίθεση με τα βακτήρια NOB που αναπτύσσονται σε χαμηλότερες (Hellings *et al.*, 1998). Πρέπει να σημειωθεί ότι δεν παρατηρείται καμία δραστηριότητα για θερμοκρασίες μικρότερες των 5°C και μεγαλύτερες των 40°C (Mitchell, 1974; Painter, 1970). Διάφοροι ερευνητές έχουν ασχοληθεί με τη μελέτη της εξάρτησης του μέγιστου ρυθμού ανάπτυξης  $\mu_{N,max}$  και της σταθεράς ημικορεσμού  $K_N$  από τη θερμοκρασία. Τα αποτελέσματα των ερευνών παρουσιάζονται στον Πίνακα 2.2 (Δοκιανάκης, 2006).

Πίνακας 2.2: Εξάρτηση του μέγιστου ρυθμού ανάπτυξης  $\mu_{N,max}$  από τη θερμοκρασία. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.

Αναφορά	Σχέση $\mu_{n,max}$ με θερμοκρασία T°C	$\mu_{n,max}$		
		10°C	15°C	20°C
Downing (1964a)	$(0.47)e^{0.098(T-15)}$	0.29	0.47	0.77
Downing (1964b)	$(0.18)e^{0.116(T-15)}$	0.10	0.18	0.32
Hultman (1971)	$(0.50)10^{0.033(T-20)}$	0.23	0.34	0.50
Barnard (1975)	$(0.33)(1.127)^{(T-20)}$	0.10	0.18	0.37
Painter (1983)	$(0.18)e^{0.0729(T-15)}$	0.12	0.18	0.26

Οι διαφορές μεταξύ των τιμών που παρουσιάζονται στον Πίνακα 2.2 οφείλονται στο γεγονός ότι διάφοροι παράγοντες όπως η ένταση της ανάδευσης στον αντιδραστήρα, το μέγεθος των κροκίδων της ενεργού ιλύος, το pH και το διαλυμένο οξυγόνο DO επηρεάζουν τις τελικά μετρούμενες τιμές. Καταλληλότερες θεωρούνται οι τιμές που κυμαίνονται μεταξύ 0.3 και 0.5 d<sup>-1</sup> σε θερμοκρασία 20°C.

Για την εξάρτηση της σταθεράς ημικορεσμού  $K_N$  από τη θερμοκρασία, οι Knowles *et al.*(1965) έχουν προτείνει την ακόλουθη έκφραση (2.6).

$$K_N = 10^{0.051T-1.148} \quad (2.6)$$

Με εφαρμογή της σχέσης (2.6) προκύπτουν για τη σταθερά  $K_N$  οι τιμές 0.23, 0.41 και 0.74 mg/L σε θερμοκρασίες 10, 15 και 20°C αντίστοιχα ενώ οι Chudoba *et al* (1985) αναφέρουν την τιμή 0.41 mg/L σε θερμοκρασία 20°C (Δοκιανάκης, 2006).

Στον Πίνακα 2.3 παρατίθενται οι τιμές που έχουν αναφερθεί στη βιβλιογραφία για τη μέγιστη ειδική ταχύτητα ανάπτυξης  $\mu_{n,max}$ , τη σταθερά ημικορεσμού  $K_N$  και για τον συντελεστή μετατροπής βιομάζας  $Y$  των νιτρωδοποιητικών βακτηρίων ενώ στον πίνακα 2.5 παρουσιάζονται βιβλιογραφικά δεδομένα για το μέγιστο ειδικό ρυθμό ανάπτυξης  $\mu_{n,max}$  και τη σταθερά ημικορεσμού  $K_N$  αυτών των βακτηρίων σε διάφορες θερμοκρασίες και περιβάλλοντα. Κατά αντιστοιχία δεδομένων παρουσιάζονται οι Πίνακες 2.4 και 2.6 για τα νιτροκοποιητικά βακτήρια.

Πίνακας 2.3: Βιβλιογραφικά δεδομένα κινητικών σταθερών σε διεργασίες ενεργού ιλύος για τα νιτρωδοποιητικά βακτήρια. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.

Αναφορά	$\mu_{n,max}$	$Y$ (mg VSS/mg $NH_3-N$ )	$K_n$ (mg/L)
Melamed <i>et al.</i> (1970)	0.17		0.37
Knowles <i>et al.</i> (1965)			0.20-1.70
Stratton & McCarty (1967)			1.25-5.59
Painter (1970)			10
Yantarasri (1989)	0.5055	0.15	0.16
Barnes & Bliss (1983)	0.46-2.2		0.06-5.60
Saxton & Brune (1985)	0.525		0.50
Loehr <i>et al.</i> (1973)	0.71		
Keen & Prosser (1987)	0.936, 0.408		
Bakti (1988)	1.50		
McCarty (1974)		0.265	
Lawrence & McCarty (1970)	0.33	0.05	1.0
Poduska & Andrews (1974)	1.08	0.05	0.063
Harleman (1978)	1.20	0.05	0.60
Williamson & McCarty (1970)	0.24		

Πίνακας 2.4: Βιβλιογραφικά δεδομένα κινητικών σταθερών σε διεργασίες ενεργού ιλύος για τα νιτροκοποιητικά βακτήρια. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή.

Αναφορά	$\mu_{n,max}$	$Y$ (mg VSS/mg $NH_3-N$ )	$K_n$ (mg/L)
Melamed <i>et al.</i> (1970)			0.25
Knowles <i>et al.</i> (1965)			0.18-0.25
Stratton & McCarty (1967)			1.25-5.59
Painter (1970)			5.0, 8.4

<b>Αναφορά</b>	<b><math>\mu_{n,max}</math></b>	<b>Y (mg VSS/mg NH<sub>3</sub>-N)</b>	<b>K<sub>n</sub> (mg/L)</b>
Yantarasri (1989)	0.2046		0.027
Barnes & Bliss (1983)	0.28-1.44		0.06-8.4
Bakti (1988)	6.41		
McCarty (1974)		0.077	
Lawrence & McCarty (1970)	0.14	0.02	2.1
Poduska & Andrews (1974)	1.44	0.02	0.16
Harleman (1978)	1.80	0.02	1.7

Πίνακας 2.5: Βιβλιογραφικά δεδομένα για το μέγιστο ειδικό ρυθμό ανάπτυξης και τη σταθερά κορεσμού για τους νιτροδοποιητές. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή

Αναφορά	Περιβάλλον	8 °C	12 °C	15 °C	16 °C	20 °C	21 °C	23 °C	25 °C	30 °C
		μ <sub>n,max</sub> (d <sup>-1</sup> ) στη συγκεκριμένη θερμοκρασία (°C)								
Gujer & Jenkins (1974)	Ενεργός ιλύς		0.40				0.85			
Gujer & Jenkins (1974) (model)			0.34				0.65			
Wuhrman (1968)					0.57					
Melamed <i>et al.</i> (1970)									0.17	
Balakrishnan & Eckenfelder (1969)								0.37		
Loehr <i>et al.</i> (1973)							0.71			
Lawrence & McCarty (1970)				0.21		0.48			0.55	
Poduska & Andrews (1974)								1.08		
Lawrence & Brown (1973)			0.25				0.50			
K <sub>n</sub> (mg N/L) στη συγκεκριμένη θερμοκρασία (°C)										
Melamed <i>et al.</i> (1970)	Ενεργός ιλύς								0.37	
Stratton & McCarty (1967)	Γλυκό νερό			2.80		3.60			3.40	
Hoffman & Lees (1953)	Εργαστηριακές καλλιέργειες									10.00
Haug & McCarty (1971)				0.50-1.00		0.50-1.00				
Ulken (1963)									3.50	
Loveless & Painter (1968)						1.00				
Williamson & McCarty (1974)						0.50				

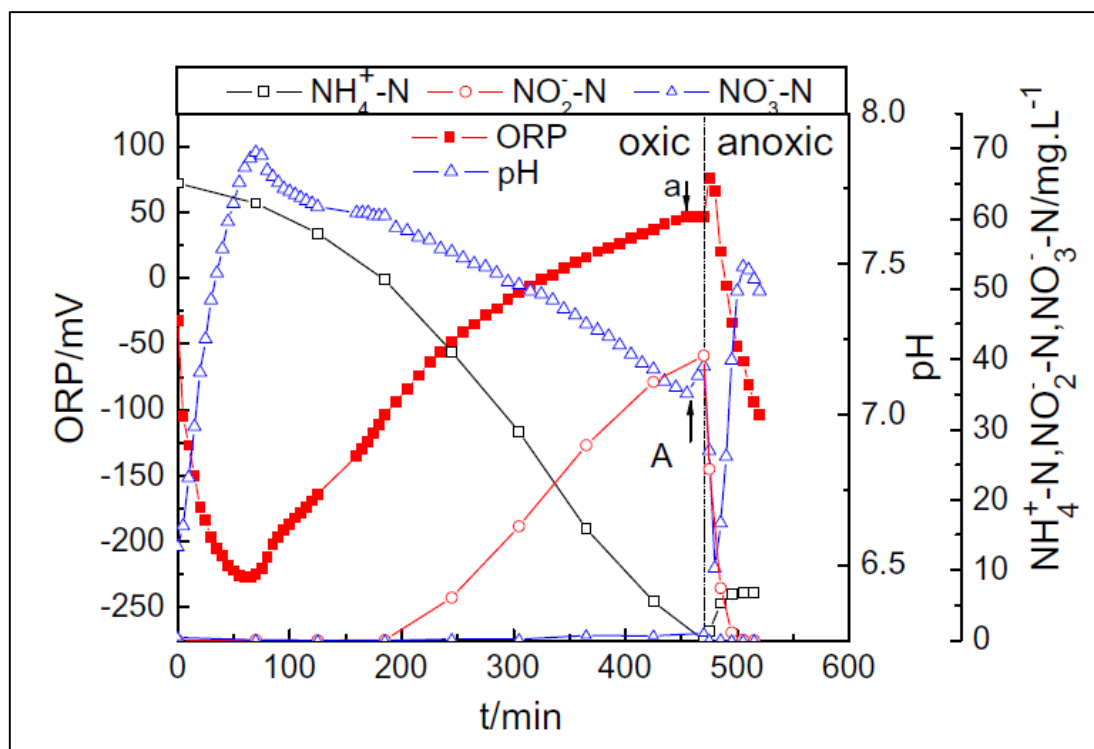


Πίνακας 2.6: Βιβλιογραφικά δεδομένα για το μέγιστο ειδικό ρυθμό ανάπτυξης και τη σταθερά κορεσμού των NOB. Προέλευση: Δοκιανάκης (2006) μετά από προσαρμογή

Αναφορά	Περιβάλλον	15°C	20 °C	21 °C	23 °C	25 °C	28 °C	30 °C	32 °C
		$\mu_{n,max}$ (d <sup>-1</sup> ) στη συγκεκριμένη θερμοκρασία (°C)							
Stratton και McCarty (1967)	Γλυκό νερό	0.28		0.34		0.53			
Lawrence και McCarty (1970)									
Poduska και Andrews (1974)	Ενεργός ιλύς				1.44				
$K_n$ (mg N/L) στη συγκεκριμένη θερμοκρασία (°C)									
Melamed <i>et al.</i> (1970)	Ενεργός ιλύς					0.25			
Stratton & McCarty (1967)	Γλυκό νερό	0.70		1.10		0.70			
Lawrence και McCarty (1970)									
Gould και Lees (1960)	Εργαστηριακές καλλιέργειες						5.00		
Ulken (1963)						5.00			
Lees και Simpson (1957)								6.00	
Laudelot και van Tichelen (1960)									8.4
Williamson και McCarty (1974)				0.07					

### 2.2.2.3 pH και δυναμικό οξειδοαναγωγής ORP

Σύμφωνα με μελέτη που διεξήγαγαν οι Zhang *et al.* (2015) σε αντιδραστήρα SBR γίνεται ευρέως αποδεκτό ότι η βέλτιστη τιμή του pH για τα νιτροδοποιητικά βακτήρια AOB και για τα νιτρικοποιητικά βακτήρια NOB κυμαίνεται μεταξύ των τιμών 7.0-8.5 και 6.0-7.5 αντίστοιχα. Επιπλέον επαληθεύθηκε ο ισχυρισμός προηγούμενων ερευνητών (Hellings *et al.*, 1999; van Dongen *et al.*, 2001) με βάση των οποίων για τιμές του pH μικρότερες του 6.5 αναστέλλεται πλήρως η διαδικασία της νιτροποίησης καθώς αναχαιτίζεται από υψηλές συγκεντρώσεις ελεύθερης αμμωνίας, ελεύθερου νιτρώδους οξέος και νιτρωδών. Πρέπει ακόμη να σημειωθεί ότι κατά την επεξεργασία των στραγγιδίων είναι απαραίτητη η διατήρηση του pH σε σταθερή τιμή.



Σχήμα 2.7: Συσχέτιση pH, ORP με το χρόνο και τις συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου Πηγή: Gao *et al.* (2009)

Ακόμη οι Gao *et al.* (2009) στο πλαίσιο της έρευνας που πραγματοποίησαν με χρήση αντιδραστήρα SBR μελέτησαν την επίδραση του pH και του δυναμικού οξειδοαναγωγής (Oxidation Reduction Potential, ORP) για χρονικό διάστημα δύο μηνών με τη μέθοδο της νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης. Στο Σχήμα 2.7 παρουσιάζεται η διακύμανση των τιμών του pH και του δυναμικού οξειδοαναγωγής ORP σε συνάρτηση με το χρόνο και τις συγκεντρώσεις των διαφορετικών μορφών του αζώτου (αμμωνιακού αζώτου, νιτρωδών, νιτρικών) που εμφανίζονται κατά τη νιτροδοποίηση στον αντιδραστήρα SBR σε θερμοκρασία δωματίου. Η εμφάνιση του σημείου A στην καμπύλη του pH σηματοδοτεί το τέλος της νιτροδοποίησης αφού το pH που αρχικά έχει πολύ χαμηλές τιμές παρουσιάζει απότομη αύξηση. Η καμπύλη των τιμών οξειδοαναγωγής «κινείται» περίπου όπως η καμπύλη των νιτρωδών παρουσιάζοντας βέβαια η τελευταία μια χρονική υστέρηση. Το σημείο a υποδεικνύει το τέλος της περιόδου αερισμού που επέρχεται με στόχο την αποφυγή της νιτρικοποίησης λόγω υπερβολικού αερισμού. Η συνεχής καταγραφή των τιμών του pH και

του ORP μπορούν να λειτουργήσουν ως παράμετροι ελέγχου για την παροχέτευση της κατάλληλης ποσότητας οξυγόνου που επιτρέπει μόνο στη νιτρωδοποίηση να πραγματοποιείται. Η εν λόγω μελέτη αποδεικνύει την υψηλή αποδοτικότητα της χρήσης ORP και pH για να επιτευχθεί αποτελεσματικά η νιτρωδοποίηση σε κανονικές συνθήκες λειτουργίας.

### 2.2.3 Περιγραφή της Κινητικής της νιτρωδοποίησης - απονιτρωδοποίησης

Κινητικές ονομάζονται οι σχέσεις οι οποίες περιγράφουν το ρυθμό ανάπτυξης των μικροοργανισμών και κατανάλωσης υποστρώματος, συναρτήσει του χρόνου. Συγκεκριμένα, οι κινητικές ανάπτυξης τύπου Monod μπορούν να εκφράσουν με ακρίβεια τον ειδικό ρυθμό ανάπτυξης, για ένα συγκεκριμένο βακτήριο, συναρτήσει της συγκέντρωσης του υποστρώματος (π.χ. αμμωνιακό άζωτο), με μια μόνο μορφή υποστρώματος, η συγκέντρωση του οποίου μάλιστα αποτελεί περιοριστικό παράγοντα ανάπτυξης. Η γενική μορφή της εξίσωσης παίρνει τη μορφή της (2.7):

$$\mu_n = \left( \frac{\mu_{nm} \cdot S}{k_n + S} \right) - k_{dn} \quad (2.7)$$

όπου:

$\mu_n$ = ειδικός ρυθμός ανάπτυξης του εξεταζόμενου μικροοργανισμού (g νέων κυττάρων/g κυττάρων·d)

$\mu_{nm}$ = μέγιστος ειδικός ρυθμός ανάπτυξης του εξεταζόμενου μικροοργανισμού (g νέων κυττάρων/g κυττάρων·d)

S= συγκέντρωση της συγκεκριμένης τροφής που καταναλώνουν τα βακτηρίδια (g/m<sup>3</sup>)

$K_s$ = σταθερά ημιταχύτητας, η συγκέντρωση του υποστρώματος (τροφής) όταν  $\mu_n/\mu_{nm}=0.5$  (g/m<sup>3</sup>)

$K_{dn}$ = συντελεστής ενδογενούς αποσύνθεσης για τους μικροοργανισμούς (gVSS/gVSS·d)

Οι Gao *et al.* (2010) διεξήγαγαν μια μελέτη προκειμένου να περιγράψουν το μοντέλο της κινητικής Monod προσαρμοσμένο κατάλληλα για τη μέθοδο της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Για το σκοπό αυτό χρησιμοποίησαν έναν αντιδραστήρα διαλείποντος έργου SBR (Sequencing Batch Reactor) του οποίου το άνω τμήμα ήταν κυλινδρικό και το κατώτερο τμήμα είχε μορφή κώνου ύψους 70cm και διαμέτρου 30cm. Ο ωφέλιμος όγκος του αντιδραστήρα ανήλθε σε 38L και η θερμοκρασία διατηρήθηκε στους  $26 \pm 0.5$ oC. Κάθε κύκλος λειτουργίας περιλάμβανε την πλήρωση (0.25h), τον αερισμό (6.5-8.0 h), την ανοξική μίξη (2.0 h), την καθίζηση (2.0 h), την εκκένωση (1.0 h). Η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου στον αντιδραστήρα κυμάνθηκε μεταξύ των τιμών 0.5-3.5 mg/L και το COD μεταξύ των τιμών 400-800 mg/L. Η συγκέντρωση της αμμωνίας στην εισροή του αντιδραστήρα ήταν περίπου 50-65 mg/L με παροχέτευση αμμωνιακού χλωρίου (NH<sub>4</sub>Cl). Για την εξασφάλιση της αλκαλικότητας μεταξύ των τιμών 280-300 mg/L και του pH στην τιμή 6.5 προστέθηκε NaHCO<sub>3</sub>. Η ποσότητα του προς επεξεργασία υγρού προήλθε από την εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) της πόλης Harbin της Κίνας. Κατά τη διάρκεια της λειτουργίας γινόταν on line καταγραφή των τιμών του διαλυμένου οξυγόνου (DO), του δυναμικού οξειδοαναγωγής (ORP) και του pH. Το ανάμικτο υγρό (MLSS) του αντιδραστήρα διατηρήθηκε μεταξύ 3.5-4.0 gSS/L.

### 2.2.3.1 Μοντέλο νιτρωδοποίησης

Με βάση τις παρατηρήσεις του παραπάνω πειράματος διατυπώθηκε το μοντέλο της νιτρωδοποίησης το οποίο στηρίζεται στις ακόλουθες παραδοχές:

1. Η ποσότητα και η ποιότητα του εισρέοντος προς επεξεργασία υγρού πρέπει να είναι συνεχής και σταθερή.
2. Το γέμισμα του αντιδραστήρα πρέπει να γίνεται σε μικρό χρονικό διάστημα. Με αυτό τον τρόπο δεν αποδομείται το υπόστρωμα από τους μικροοργανισμούς κατά τη φάση πλήρωσης του.
3. Η βιομάζα βρίσκεται σε συνθήκες πλήρους μίξης.
4. Κατά τη διάρκεια της νιτρωδοποίησης τα βακτήρια AOB δεν βρίσκονται στη φάση της ενδογενούς αναπνοής. Αυτό σημαίνει ότι ο συντελεστής φθοράς  $b$  ισούται με μηδέν.
5. Τα χαρακτηριστικά του μεταβολισμού των βακτηρίων AOB είναι σταθερά.
6. Η κινητική της νιτρωδοποίησης βασίζεται στην Εξίσωση Monod.

Στην αντίδραση της νιτρωδοποίησης το αμμωνιακό άζωτο λειτουργεί ως υπόστρωμα. Το ισοζύγιο μάζας του αμμωνιακού αζώτου (2.8) περιλαμβάνει: την μεταβολή του αμμωνιακών που συνίσταται στην παραγωγή αμμωνιακών από την αποσύνθεση του οργανικού υλικού με άζωτο (ammonified), τα αμμωνιακά που αφομοιώνονται κατά την κυτταρική σύνθεση (assimilated) και τα αμμωνιακά που μετατρέπονται σε νιτρώδη (nitrated). Το ισοζύγιο μάζας για το σύνολο του αμμωνιακού φορτίου γράφεται ως εξής.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = \left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{ammonified} + \left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{assimilated} + \left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{nitrated} \quad (2.8)$$

Τα ετεροτροφικά βακτήρια προτιμούν το οργανικό άζωτο για τις αναβολικές και τις καταβολικές αντιδράσεις. Στα περισσότερα συστήματα επεξεργασίας αποβλήτων ανάλογα με το ποσοστό σύνθεσης του άνθρακα, του αζώτου και του φωσφόρου το οργανικό άζωτο αποτελείται από μια μικρή ποσότητα πηγής αζώτου καθώς η μεγαλύτερη του ποσότητα που περιέχεται στις πρωτεΐνες απομακρύνεται κατά την πρωτοβάθμια καθίζηση και τα υγρά στραγγίδια περιλαμβάνουν αμμωνιακά κατά κύριο λόγο. Ως εκ τούτου μπορεί να γίνει η θεώρηση ότι στην επεξεργασία αυτού του είδους των λυμάτων που η μάζα των αμμωνιακών προέρχεται από την αποσύνθεση του οργανικού υλικού μπορεί να αμεληθεί (2.9).

$$\left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{ammonified} \cong 0 \quad (2.9)$$

Κατά τη διάρκεια της αποσύνθεσης του οργανικού υλικού τα ετεροτροφικά βακτήρια χρησιμοποιούν το οργανικό άζωτο ως πηγή τροφής αντί των αμμωνιακών ιόντων. Έτσι η αξιοποίηση της βιομάζας των ετεροτροφικών βακτηρίων για την αφομοίωση του αμμωνιακού αζώτου είναι επίσης αμελητέα. Τα αυτοτροφικά βακτήρια μπορούν να συνθέσουν κυτταρικό υλικό κατά την οξείδωση της αμμωνίας στην διαδικασία της νιτροποίησης.

Κατά την αντίδραση της νιτρωδοποίησης η μοριακή μάζα των αμμωνιακών που χρησιμοποιούν τα βακτήρια AOB για την κυτταρική σύνθεση είναι λιγότερη κατά 2% της

συνολικής τους μάζας. Για την απλοποίηση του μοντέλου η αφομοίωση των αμμωνιακών λαμβάνεται ίση με μηδέν **(2.10)**.

$$\left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{assimilation} \cong 0 \quad (2.10)$$

Με αντικατάσταση των Εξισώσεων **(2.9)** και **(2.10)** στην **(2.8)** προκύπτει η Σχέση **(2.11)**:

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = \left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{nitritation} \quad (2.11)$$

Οι Gao *et al.* (2010) στο πλαίσιο της μελέτης τους εφάρμοσαν συγκεντρώσεις οξυγόνου μικρότερες από 1mg/L προκειμένου να διασφαλιστεί η ανάπτυξη μόνο των βακτηρίων AOB που συμμετέχουν στην νιτρωδοποίηση. Η ανάπτυξη των NOB καταστέλλεται και γι' αυτό ο αντίστοιχος όρος στην εξίσωση αμελείται. Έτσι προκύπτει η Εξίσωση **(2.12)**.

$$\left(\frac{dS_{NO}}{dt}\right)_{nitritation} = - \left(\frac{dS_{NH}}{dt}\right)_{nitritation} \quad (2.12)$$

Με βάση την κινητική Monod, η Εξίσωση **(2.13)** δίνει τη σχέση ανάμεσα στον ειδικό ρυθμό ανάπτυξης των βακτηρίων AOB και των συγκεντρώσεων του διαλυμένου οξυγόνου DO και των αμμωνιακών.

$$\mu_{AOB} = \mu_A \frac{S_{NH}}{K_{A,NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{A,O} + S_O} \quad (2.13)$$

Η ανάπτυξη των μικροοργανισμών σχετίζεται με την αποδόμηση του υποστρώματος, τη σχέση ανάμεσα στην μικροβιακή ανάπτυξη και στην κατανάλωση των αμμωνιακών μπορεί να εκφραστεί ως  $d_{S_{NH}}$  (κατανάλωση νιτρικών) και ως  $d_{X_A}$  (αύξηση των μικροοργανισμών AOB) στις **(2.17)**, **(2.15)**, **(2.16)**, **(2.17)**.

$$Y_A = -\frac{dX_A}{dS_{NH}} = -\frac{\frac{dX_A}{dt}}{\frac{dS_{NH}}{dt}} = -\frac{r}{u} = \frac{\frac{r}{X_A}}{\frac{u}{X_A}} = -\frac{\mu_{AOB}}{q_{ammonia}} \quad (2.14)$$

όπου

$$r = \frac{dX_A}{dt} \quad (2.15)$$

$$u = \frac{dS_{NH}}{dt} \quad (2.16)$$

$$q_{ammonia} = \frac{u}{X_A} \quad (2.17)$$

Με επίλυση της Εξίσωσης **(2.14)** προκύπτει η **(2.18)**:

$$\mu_{AOB} = -Y_A \cdot q_{ammonia} = -Y_A \cdot \frac{u}{X_A} = -Y_A \cdot \frac{dS_{NH}}{X_A dt} \quad (2.18)$$

Με αντικατάσταση της **(2.18)** στην Εξίσωση **(2.13)** προκύπτει:

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \cdot \mu_A \cdot \frac{S_{NH}}{K_{A,NH}+S_{NH}} \cdot \frac{S_O}{K_{A,O}+S_O} \cdot X_A \quad (2.19)$$

Υποθέτοντας ότι το ποσοστό των AOB σε ένα αντιδραστήρα SBR είναι σταθερό για ένα μικρό χρονικό διάστημα της διαδικασίας της νιτροδοποίησης προκύπτει και ο λόγος **(2.20)** σταθερός.

$$\frac{X_A}{X} = M \quad (2.20)$$

Με εφαρμογή του στην Εξίσωση **(2.19)** προκύπτει η Εξίσωση **(2.21)**:

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -\frac{1}{Y_A} \cdot \mu_A \cdot \frac{S_{NH}}{K_{A,NH}+S_{NH}} \cdot \frac{S_O}{K_{A,O}+S_O} \cdot M \cdot X \quad (2.21)$$

στην οποία οι όροι  $Y_A$ ,  $\mu_A$ ,  $K_{A,NH}$ ,  $K_{A,O}$ , και  $M$  είναι σταθεροί κάτω από συγκεκριμένες συνθήκες λειτουργίας ενώ οι όροι  $S_{NH} = S_{NH}(t)$ ,  $S_O = S_O(t)$ , και  $X = X(t)$  μεταβάλλονται συναρτήσει του χρόνου.

### 2.2.3.2 Προσδιορισμός των διάφορων παραμετρικών τιμών της κινητικής

Όταν η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου ( $S_O$ ) είναι σταθερή ο όρος  $(S_O)/(K_{A,O} + S_O)$  παραλείπεται. Λόγω της αργής ανάπτυξης των βακτηρίων AOB η ποσότητα της βιομάζας των AOB μπορεί να θεωρηθεί σταθερή κατά τη διάρκεια ενός κύκλου λειτουργίας του αντιδραστήρα SBR. Στην Εξίσωση **(2.19)** μπορεί να χρησιμοποιηθεί η μέση τιμή της συγκέντρωσης της βιομάζας  $X$ . Η Εξίσωση **(2.21)** μπορεί να απλοποιηθεί από τη στιγμή που η ποσότητα των βακτηρίων AOB είναι αμετάβλητη και η παροχέτευση του διαλυμένου οξυγόνου συνεχής, έτσι γράφεται με τη μορφή της **(2.22)**.

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -A \cdot \frac{S_{NH}}{K_{A,NH} + S_{NH}} \quad (2.22)$$

στην οποία το  $A$  δίνεται από την Εξίσωση **(2.23)**.

$$A = \frac{1}{Y_A} \cdot \mu_A \cdot M \cdot X \cdot \frac{S_O}{K_{A,O}+S_O} \quad (2.23)$$

Με αντιστροφή της Εξίσωσης **(2.22)** προκύπτει η Εξίσωση **(2.24)**:

$$\frac{dt}{dS_{NH}} = -\frac{1}{A} \cdot \frac{K_{A,NH}+S_{NH}}{S_{NH}} \quad (2.24)$$

Με ολοκλήρωση της Εξίσωσης **(2.24)** προκύπτει η Εξίσωση **(2.25)**:

$$\begin{aligned}
t &= \int -\frac{1}{A} \cdot \frac{K_{A,NH} + S_{NH}}{S_{NH}} dS_{NH} \\
&= -\frac{1}{A} \cdot \int \left(1 + \frac{K_{A,NH}}{S_{NH}}\right) dS_{NH} \\
&= -\frac{1}{A} \cdot (S_{NH} + K_{A,NH} \cdot \ln S_{NH}) + C
\end{aligned} \tag{2.25}$$

όπου οι τιμές A και C είναι σταθερές και η παράμετρος and t εκπροσωπεί το χρόνο της νιτροδοποίησης. Προκειμένου η Εξίσωση (2.25) να παρουσιάζει τη μεταβολή της συγκέντρωσης της αμμωνίας σε συνάρτηση με το χρόνο θα πρέπει η προβλεπόμενη τιμή να μη διαφέρει κατά πολύ της μετρούμενης πειραματικά τιμής. Με χρήση της μεθόδου των ελάχιστων τετραγώνων βρέθηκαν οι τιμές των μεταβλητών A, C. Για τον προσδιορισμό αυτών των δύο κινητικών παραμέτρων χρησιμοποιήθηκαν οι ακόλουθες παραδοχές: Πρώτον, επιλέχθηκε μια υψηλή συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου στον αντιδραστήρα. Κάτω από αυτές τις συνθήκες ισχύει  $S_O \gg K_{A,O}$ , οπότε η Εξίσωση (2.23) απλοποιείται καθώς από τις παραδοχές προκύπτουν οι σχέσεις (2.26) και (2.27):

$$\frac{S_O}{K_{A,O} + S_O} \cong 1 \tag{2.26}$$

$$A \cong \frac{\mu_A}{Y_A} \cdot M \cdot X \tag{2.27}$$

Εφόσον η τιμή  $M \cdot X$  παραμένει σταθερή μπορεί εύκολα να προσδιοριστεί το πηλίκο  $\mu_A/Y_A$ . Επειδή η συγκέντρωση του οξυγόνου παρέμεινε σταθερή σε χαμηλό επίπεδο, ήταν εύκολος ο προσδιορισμός της τιμής του  $K_{A,O}$ .

### 2.2.3.3 Κινητικές Παράμετροι νιτροδοποίησης από πειράματα σε SBR

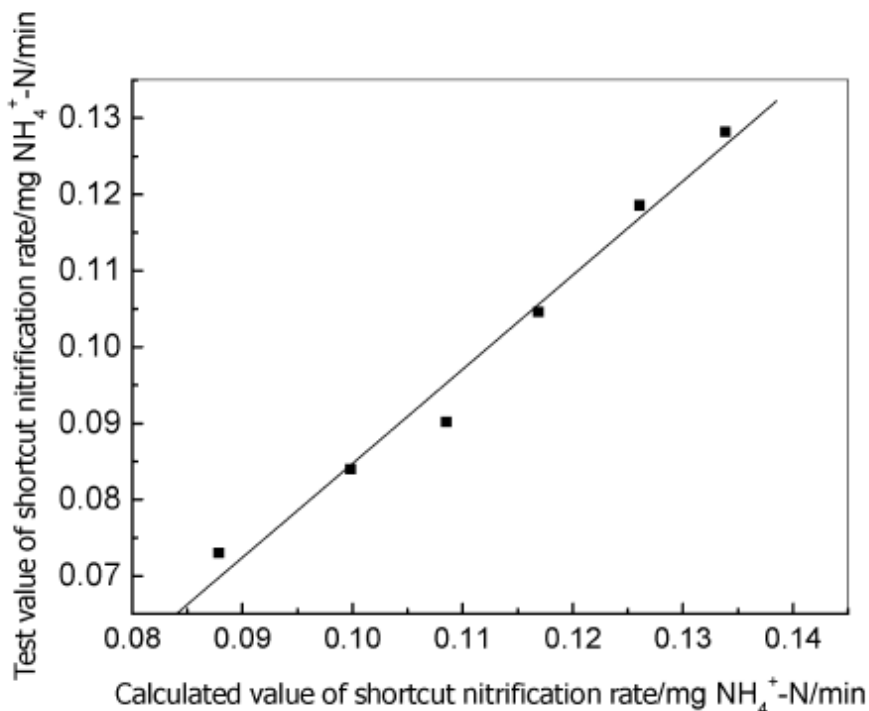
Κατά τη διάρκεια του πρώτου πειράματος της νιτροδοποίησης η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου DO στον αντιδραστήρα SBR διατηρήθηκε σταθερή στην τιμή 3.5 mg/L πριν από τη δοκιμή. Στη συνέχεια ακολούθησε συνεχής καταγραφή των αμμωνιακών, των νιτροδών και των νιτρικών κατά τη διάρκεια των κύκλων λειτουργίας. Χρησιμοποιώντας την αρχή των ελάχιστων τετραγώνων και τις πειραματικές μετρήσεις προσδιορίστηκαν οι τιμές των μεταβλητών  $A=0.317$ ,  $C=139.55$ , και  $K_{A,NH}=1.35$  mg/L. Η τιμή του  $K_{A,NH}$  είναι κοντά στην εμπειρική τιμή 1.0 mg/L που προκύπτει και από την εφαρμογή ενός χαρακτηριστικού μοντέλου, του ASM3 σε θερμοκρασία 20°C. Στο προηγούμενο πείραμα η τιμή της συγκέντρωσης του οξυγόνου ήταν αρκετά μεγαλύτερη από την τιμή  $K_{A,O}$ , οπότε η Εξίσωση (2.23) παίρνει τη μορφή (2.28).

$$A \cong \frac{1}{Y_A} \cdot \mu_A \cdot M \cdot X \tag{2.28}$$

Έχοντας λάβει σταθερή τη συγκέντρωση της βιομάζας των βακτηρίων AOB και  $M \cong 5\%$ , η συγκέντρωση της βιομάζας X μετρήθηκε στην τιμή 5.106 gSS/L και ο ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής της βιομάζας  $Y_A \cong Y_{A,παρατηρούμενο} = 0.26$  mg SS/mg  $NH_4^+-N$ . Η τιμή της

ειδικής ανάπτυξης των αυτοτροφικών νιτροδοποιητικών βακτηρίων λαμβάνεται ίση με  $\mu_A=0.0193 \text{ h}^{-1}$  ενώ η αντίστοιχη τιμή που προκύπτει από την εφαρμογή του μοντέλου ASM3 είναι  $\mu_A=0.042 \text{ h}^{-1}$ . Η μεγάλη διαφορά μεταξύ των τιμών οφείλεται στο γεγονός ότι κατά την εφαρμογή του μοντέλου ASM3 η τιμή αφορά τόσο στα βακτήρια AOB όσο και στα NOB ενώ η τιμή που προέκυψε από την πειραματική διαδικασία εκπροσωπεί την ανάπτυξη των AOB κατά τη νιτροδοποίηση (παραγωγή νιτρωδών σε ποσοστό μεγαλύτερο από 95%). Ακολούθως πραγματοποιήθηκε ένα δεύτερο πείραμα εφαρμόζοντας συγκέντρωση οξυγόνου ίση με 0.5 mg/L. Το σύστημα σταθεροποιήθηκε μετά από την παρέλευση 2-3 κύκλων λειτουργίας. Με βάση τα νέα πειραματικά δεδομένα προέκυψαν οι ακόλουθες τιμές για τις μεταβλητές:  $A=0.1962$ ,  $C=343.0173$  και  $K_{A,O}=0.307 \text{ mg DO/L}$ . Η τιμή του  $K_{A,O}$  προέκυψε μικρότερη από αυτή του μοντέλου ASM3 που εφαρμόστηκε  $K_{A,O}=0.5 \text{ mgDO/L}$  σε θερμοκρασία 20°C, αλλά μεγαλύτερη από τη συγκέντρωση κορεσμού των ετεροτροφικών βακτηρίων  $K_O=0.2 \text{ mgDO/L}$  (σε θερμοκρασία 20°C). Η μικρότερη τιμή  $K_{A,O}$  οφείλεται στην επικράτηση των βακτηρίων AOB μέσα στον αντιδραστήρα SBR και αυτό γιατί η επίδραση του διαλυμένου οξυγόνου είναι ισχυρότερη στα βακτήρια NOB σε σχέση με τα βακτήρια AOB κατά τη νιτροποίηση. Επειδή τα βακτήρια AOB έχουν μεγαλύτερη τιμή από τα AOB η εφαρμογή χαμηλής συγκέντρωσης διαλυμένου οξυγόνου βοηθά την επικράτηση των AOB. Με βάση τα παραπάνω η Εξίσωση (2.21) παίρνει την τελική μορφή της Εξίσωσης (2.29).

$$\frac{dS_{NH}}{dt} = -0.074 \cdot \frac{S_{NH}}{1.35+S_{NH}} \cdot \frac{S_O}{0.31+S_O} \cdot M \cdot X \quad (2.29)$$



Σχήμα 2.8: Συσχέτιση μεταξύ των θεωρητικών (με την εφαρμογή του μοντέλου) και των πειραματικών αποτελεσμάτων του ρυθμού νιτροποίησης. Πηγή: Gao *et al.* (2010)

Οι πειραματικές τιμές που προέκυψαν παρουσίασαν καλή συσχέτιση με τις θεωρητικά προβλεπόμενες τιμές όπως φαίνεται από το Σχήμα 2.8 (συντελεστής συσχέτισης  $R=0.9902$ ).



Αυτό υποδεικνύει ξεκάθαρα ότι η Εξίσωση (2.29) μπορεί να χρησιμοποιηθεί για την προσομοίωση της νιτρωδοποίησης σε αντιδραστήρα SBR.

Οι παραδοχές του μοντέλου απονιτρωδοποίησης όπως μελετήθηκαν με βάση το εργαστηριακό πείραμα που διεξήγαγαν οι Gao *et al.* (2010) είχαν ως εξής.

1. Η πλήρωση του οργανικού υλικού ως δέκτη ηλεκτρονίου πρέπει να γίνεται σε σύντομο χρονικό διάστημα.
2. Η βιομάζα βρίσκεται σε συνθήκες πλήρους μίξης.
3. Κατά τη διάρκεια της απονιτρωδοποίησης τα απονιτρωδοποιητικά βακτήρια DNB (denitrifying bacteria) δε βρίσκονται στη φάση της ενδογενούς αναπνοής. Αυτό σημαίνει ότι ο συντελεστής φθοράς  $b$  ισούται με μηδέν.
4. Τα χαρακτηριστικά του μεταβολισμού των βακτηρίων DNB είναι σταθερά.
5. Η κινητική της απονιτρωδοποίησης στηρίζεται στην κινητική Monod.

Σε ένα σύστημα SBR μετά το τέλος της απονιτρωδοποίησης δεν υπάρχει ούτε εισροή ούτε εκροή νιτρωδών. Επομένως υπάρχει ισορροπία νιτρωδών στον αντιδραστήρα όπως περιγράφεται από την Εξίσωση (2.30).

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \left(\frac{dS_{NO}}{dt}\right)_{assimilated} + \left(\frac{dS_{NO}}{dt}\right)_{denitrated} \quad (2.30)$$

Για την απλοποίηση του μοντέλου ο όρος που περιγράφει την αφομοίωση (2.31) κατά τη απονιτρωδοποίηση μπορεί να παραληφθεί.

$$\left(\frac{dS_{NO}}{dt}\right)_{assimilated} = 0 \quad (2.31)$$

Με αντικατάσταση της (2.31) στην Εξίσωση (2.30) προκύπτει η (2.32):

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \left(\frac{dS_{NO}}{dt}\right)_{denitrated} \quad (2.32)$$

Με χρήση της εξίσωσης Monod η σχέση ανάμεσα στα νιτρώδη και στον οργανικό δέκτη ηλεκτρονίων γράφεται στη μορφή της Εξίσωσης (2.33).

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -\frac{1}{Y_N} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \cdot \frac{S}{K_S+S} \cdot N \cdot X \quad (2.33)$$

όπου  $N = \frac{X_H}{X}$ ,

είναι το πηλίκο των απονιτρωδοποιητικών βακτηρίων προς τη συνολική βιομάζα (όπως τα αιωρούμενα στερεά MLSS). Δεδομένου ότι αμελείται η μεγαλύτερη ποσότητα των νιτρωδών που καταναλώνεται για την κυτταρική σύνθεση η απομάκρυνση των νιτρωδών μπορεί να απλοποιηθεί λόγω της απονιτρωδοποίησης. Ο ειδικός ρυθμός απονιτρωδοποίησης εκφράζεται μέσω της Εξίσωσης (2.34).

$$-\frac{1}{X_H} \cdot \frac{dS_{NO}}{dt} = q_N \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \cdot \frac{S}{K_S+S} \quad (2.34)$$

#### 2.2.3.4 Κινητικές Παράμετροι νιτρωδοποίησης από πειράματα σε SBR

Για τον προσδιορισμό των δύο αγνώστων παραμέτρων της Εξίσωσης (2.34) δηλαδή της  $S_{NO}$  και της  $S$  (σε mgCOD/L) ακολουθούνται ορισμένες παραδοχές που αναπτύσσονται ακολούθως καθώς η άμεση ολοκλήρωση δεν είναι δυνατή.

Πρώτον κατά τη διάρκεια της απονιτρωδοποίησης οι σχετικές συγκεντρώσεις νιτρωδών είναι ιδιαίτερα αυξημένες (>15 mg/L) καθώς επίσης και το οργανικό υλικό (>100 mgCOD/L) που είναι αρκετά μεγαλύτερο σε σύγκριση με τις μέγιστες συγκεντρώσεις κορεσμού. Ως εκ τούτου ο βαθμός απονιτρωδοποίησης είναι ανεξάρτητος από τις συγκεντρώσεις των νιτρωδών και του οργανικού υλικού.

Στην Εξίσωση (2.34) όταν  $S_{NO} \gg K_{NO}$ ,  $S \gg K_S$  έχουμε:

$$\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \cdot \frac{S}{K_S+S} = 1 \quad (2.35)$$

Με αντικατάσταση της (2.35) στην (2.34) έπεται η Εξίσωση (2.36):

$$-\frac{1}{X_H} \cdot \frac{dS_{NO}}{dt} = q_N \quad (2.36)$$

Στο πλαίσιο της μελέτης η θερμοκρασία στον αντιδραστήρα διατηρήθηκε σταθερή στους  $26 \pm 0.5^\circ\text{C}$ . Με τη χρήση δεδομένων από πέντε κύκλους λειτουργίας του αντιδραστήρα (batch tests) προέκυψε ένα σύνολο τιμών για τις συγκεντρώσεις των νιτρωδών συναρτήσει του χρόνου. Η συγκεκριμένη διαδικασία είχε ως τελικό στόχο τον προσδιορισμό της τιμής του μέγιστου ειδικού ρυθμού απονιτρωδοποίησης  $q_N = 0.0275 \text{ h}^{-1}$ . Η τιμή που προέκυψε ήταν εντός του εύρους τιμών που δίνονται από τη βιβλιογραφία για την απονιτρωδοποίηση ( $q_N = 0.0083-0.0333 \text{ h}^{-1}$ ). Αυτό δείχνει ότι ο μέγιστος ρυθμός της απονιτρωδοποίησης κυμαίνεται στα ίδια περίπου επίπεδα με τη συμβατική απονιτροποίηση όταν υπάρχει υψηλή συγκέντρωση οργανικού υλικού.

Δεύτερον κρίθηκε απαραίτητη η μεταβολή στις συνθήκες διενέργειας των πειραμάτων προκειμένου να προσδιοριστεί η συγκέντρωση ημικορεσμού του οργανικού υλικού ( $K_S$ ). Για συγκεντρώσεις νιτρωδών μεγαλύτερες από τις συγκεντρώσεις κορεσμού με περιορισμένη ποσότητα οργανικού υλικού, η απονιτρωδοποίηση εξαρτάται από τις συγκεντρώσεις του οργανικού υλικού οπότε η τιμή της  $K_S$  μπορεί να παρασταθεί όπως και στην Εξίσωση (2.34). Για  $S_{NO} \gg K_{NO}$  ισχύει η (2.37):

$$\frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \approx 1 \quad (2.37)$$

και με αντικατάσταση της (2.37) στην (2.34) παίρνει την απλοποιημένη μορφή της (2.38) όπου ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης επηρεάζεται μόνο από την παρουσία του οργανικού υλικού (COD)

$$-\frac{1}{X_H} \cdot \frac{dS_{NO}}{dt} = q_N \cdot \frac{S}{K_S+S} \quad (2.38)$$

Με εισαγωγή των τιμών των συγκεντρώσεων του COD που καταγράφηκαν από την πειραματική διαδικασία και επιλογής της τιμής της συγκέντρωσης των νιτρωδών ίσης με 35 mg/L καθώς και του ειδικού ρυθμού απονιτρωδοποίησης  $q_N$  προέκυψε η τιμή της σταθεράς  $K_S = 9.98$  mg/L. Αυτή η τιμή είναι ελαφρώς διαφοροποιημένη σε σχέση με την αντίστοιχη του μοντέλου ASM3. Αυτό οφείλεται στη προσθήκη διαφορετικής ποιότητας οργανικού υλικού.

Τρίτον παρουσίασε ιδιαίτερη σημασία η μέγιστη συγκέντρωση ημικορεσμού της απονιτρωδοποίησης. Ομοίως και σε αυτή την περίπτωση χρησιμοποιήθηκε μια τιμή συγκέντρωσης οργανικού υλικού πολύ μεγαλύτερη από την τιμή  $K_S$  και μια σχετικά χαμηλή συγκέντρωση νιτρωδών προκειμένου ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης να εξαρτάται από τη συγκέντρωση των νιτρωδών κατά τον προσδιορισμό του  $K_{NO}$

Στην Εξίσωση (2.34) όταν  $S \gg K_S$  ισχύει η (2.39)

$$\frac{S}{K_S+S} \approx 1 \quad (2.39)$$

και με αντικατάσταση της στην (2.34) προκύπτει η Εξίσωση (2.40):

$$-\frac{1}{X_H} \cdot \frac{dS_{NO}}{dt} = q_N \cdot \frac{S_{NO}}{K_{NO}+S_{NO}} \quad (2.40)$$

Με εισαγωγή των πειραματικών τιμών που προκύπτουν για τη συγκέντρωση των νιτρωδών καθώς και της αρχικής υψηλής συγκέντρωσης του COD=400 mg/L υπολογίστηκε η τιμή  $K_{NO}=0.72$  σε συναρτήσε των τιμών  $q_N$ . Με εφαρμογή όλων των τιμών των παραμέτρων που υπολογίστηκαν στην Εξίσωση (2.34) προκύπτει τελικά η Εξίσωση (2.41) για θερμοκρασία  $26 \pm 0.5^\circ\text{C}$  και για απόβλητα που προέρχονται από εργοστάσιο επεξεργασίας σόγιας.

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = -0.0275 \cdot \frac{S_{NO}}{0.72+S_{NO}} \cdot \frac{S}{9.98+S} \cdot X_H \quad (2.41)$$

Η Εξίσωση (2.41) δείχνει ότι η απονιτρωδοποίηση τείνει να μένει ανεπηρέαστη από τις μεταβολές των τιμών της συγκέντρωσης των νιτρωδών για συγκεντρώσεις νιτρωδών μεγαλύτερες των 3.0 mg/L και COD > 20-30 mg/L λόγω των χαμηλών τιμών που παίρνουν οι σταθερές  $K_S$  και  $K_{NO}$ .

## 2.2.4 Παρεμπόδιση της νιτροποίησης από ανόργανες και οργανικές ουσίες

### 2.2.4.1 Γενικά περί παρεμπόδισης

Η ανάγκη για τη διερεύνηση των ουσιών που παρεμποδίζουν την νιτροποίηση αρχικά είχε επικεντρωθεί στην εύρεση κάποιων ουσιών που θα μπορούν να παρεμποδίζουν την νιτροποίηση στα χώματα (χερσαίες εκτάσεις), έτσι ώστε να ρυθμίζεται η τύχη του αζώτου στη γεωργία. Η νιτροποίηση είναι μία βασική διεργασία στα γεωργικά οικοσυστήματα, επειδή η μετατροπή της αμμωνίας σε νιτρικά, μπορεί να οδηγήσει σε απώλεια του αζώτου μέσω των στραγγισμάτων ή μέσω της απονιτροποίησης. Όπως προαναφέρθηκε εκτενώς, είναι πολύ

σημαντικό οι βιολογικές διεργασίες απομάκρυνσης αζώτου να μην διαταράσσονται. Επειδή είναι περιορισμένος ο αριθμός των βακτηρίων, τα οποία είναι υπεύθυνα για τη διεκπεραίωση των διεργασιών αυτών και επειδή η ανάπτυξή τους είναι αρκετά αργή (Grüttner *et al.*, 1994) με χρόνο διπλασιασμού γύρω στις 7-8 ώρες (Watson, 1971; Bock *et al.*, 1970), ο οποίος είναι μεγαλύτερος κατά μία τάξη μεγέθους σε σχέση με τα αερόβια ετερότροφα βακτήρια, γι' αυτό πρέπει να δίνεται ιδιαίτερο βάρος στο να αποφευχθούν τυχόν παρεμπόδισεις στη διεργασία αυτή. Συνήθως αιτία παρεμπόδισης της νιτροποίησης αποτελούν οι τοξικές ουσίες, οι οποίες περιέχονται σε τροφοδοσίες μονάδων βιολογικής επεξεργασίας. Η επίδραση των ουσιών αυτών μπορεί να εμφανιστεί με διάφορους τρόπους στη διεργασία της νιτροποίησης. Μπορεί να είναι παρεμποδιστική για τους νιτροποιητικούς μικροοργανισμούς, έτσι ώστε να συνεχίζουν να αναπτύσσονται και να οξειδώνουν αμμωνιακό και νιτρώδες άζωτο, αλλά με σημαντικά μειωμένους ρυθμούς. Μπορεί να είναι αντιστρεπτή, έτσι ώστε η νιτροποίηση να σταματήσει προσωρινά και να εκκινήσει εκ νέου μετά την απομάκρυνση ή την αραίωση του τοξικού παράγοντα. Μπορεί τέλος, να είναι αρκετά τοξική έτσι ώστε να θανατώσει τους νιτροποιητικούς μικροοργανισμούς και να σταματήσει τη νιτροποίηση, έως ότου απομακρυνθεί ο τοξικός παράγοντας και η ανάπτυξη ξεκινήσει εκ νέου. Σύμφωνα με μία πρόσφατη μελέτη σε 38 μονάδες βιολογικής επεξεργασίας στη Δανία (Laurson & Jansen, 1995), βρέθηκε ότι στο ένα τρίτο από αυτές λάμβανε χώρα σημαντική παρεμπόδιση της διεργασίας της νιτροποίησης. Το φαινόμενο αυτό αναφέρθηκε και για ένα σημαντικό αριθμό μονάδων στην Σουηδία, με αποτέλεσμα να χρειαστεί επανεκκίνηση της νιτροποίησης, η οποία είναι αρκετά χρονοβόρα ιδιαίτερα σε ψυχρές κλιματολογικές συνθήκες (Jönsson *et al.*, 1996). Οι Blum & Spreese (1991) ανέφεραν ότι τα νιτροποιητικά βακτήρια παρεμποδίζονται αρκετά περισσότερο από τα ετερότροφα από τοξικές ουσίες. Επίσης σε πολλές περιοχές οι μονάδες βιολογικής επεξεργασίας δέχονται και αστικά αλλά και βιομηχανικά λύματα. Τα βιομηχανικά λύματα είναι ιδιαίτερα επιβαρυμένα με ουσίες, οι οποίες είναι είτε τοξικές, είτε παρεμποδιστικές για την νιτροποίηση (Δοκιανάκης, 2006).

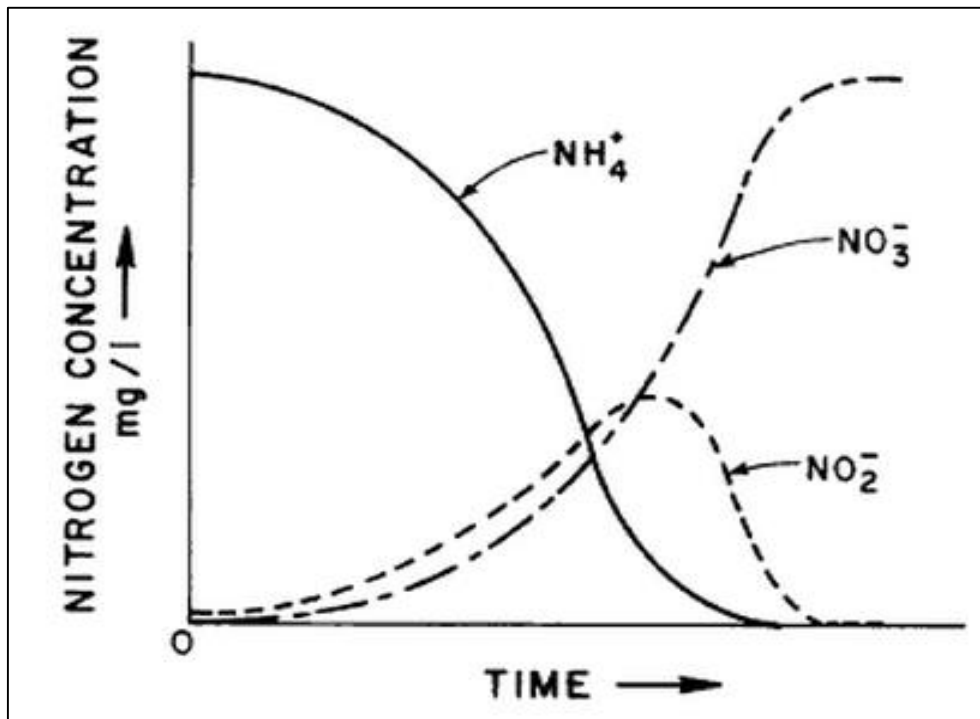
#### **2.2.4.2 Ουσίες που παρεμποδίζουν την νιτροποίηση**

Τα νιτρώδη αν και είναι προϊόν της οξείδωσης του αμμωνιακού, εντούτοις μπορούν να δράσουν και ως μέσο παρεμπόδισης της νιτροποίησης. Πολλοί ερευνητές προσπάθησαν να μοντελοποιήσουν την παρεμπόδιση αυτή χρησιμοποιώντας είτε συναγωνιστικά, είτε μη συναγωνιστικά μοντέλα (Anthonisen *et al.*, 1976; Nyhuis, 1985). Πιο συγκεκριμένα οι Anthonisen *et al.* (1976) ανακάλυψαν ότι η παρεμπόδιση οφειλόταν στις μη ιονισμένες μορφές του αμμωνιακού αζώτου και του νιτρώδους αζώτου, δηλαδή στην ελεύθερη αμμωνία (Free Ammonia, FA,  $\text{NH}_3$ ) και στο ελεύθερο ή μη ιονισμένο νιτρώδες οξύ (Free Nitrous Acid, FNA,  $\text{HNO}_2$ ). Συγκεκριμένα αναφέρουν ότι η αναχαίτηση των νιτροποιητικών βακτηρίων AOB και των νιτροποιητικών βακτηρίων NOB πραγματοποιείται για συγκεντρώσεις ελεύθερης αμμωνίας που κυμαίνονται μεταξύ των τιμών 10-150 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$  ενώ των βακτηρίων NOB για τιμές ελεύθερης αμμωνίας μεταξύ 0.1-1.0 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$  και ελεύθερου νιτρώδους οξέους μεγαλύτερες των 2.8 mg  $\text{HNO}_2/\text{L}$ . Ακόμη οι Abeling & Seyfried (1992) διαπίστωσαν ότι κατά τη νιτροποίηση τα βακτήρια NOB παρεμποδίζονται από συγκεντρώσεις ελεύθερης αμμωνίας που κυμαίνονται μεταξύ των τιμών 1-5 mg  $\text{NH}_3/\text{L}$  κάτι που δεν παρατηρείται κατά τη νιτροποίηση (Vadivelu *et al.*, 2007). Ουσιαστικά όμως η παρεμπόδιση οφείλεται στο pH, αφού αυτό επηρεάζει την ιονική κατανομή των δύο αυτών ενώσεων. Στα Σχήματα 2.9 και 2.10 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις του αμμωνιακού

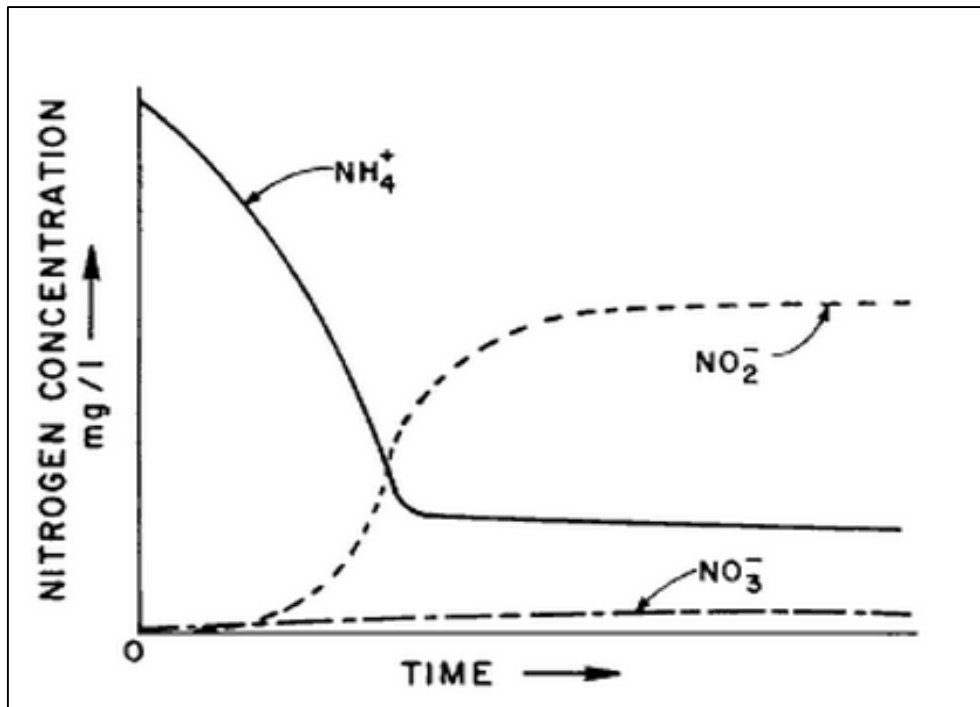
αζώτου, των νιτρωδών και των νιτρικών συναρτήσει του χρόνου χωρίς να παρεμποδίζεται η νιτροποίηση και με παρεμπόδιση της νιτρικοποίησης αντίστοιχα.

Οι Vadivelu *et al.* (2006 a, b) στο πλαίσιο της μελέτης τους σχετικά με την παρεμπόδιση της ανάπτυξης των βακτηρίων *Nitrobacter* και *Nitrosomonas* λόγω της ελεύθερης αμμωνίας (FA) και του ελεύθερου νιτρώδους οξέος (FNA) κατέληξαν στη σύνταξη του Πίνακα 2.7.

Στο Σχήμα 2.11 παρουσιάζονται σύμφωνα με τους Anthonisen *et al.* (1976) βασικές τιμές της ελεύθερης αμμωνίας και του ελεύθερου νιτρώδους οξέος συναρτήσει των τιμών του pH με αποτέλεσμα να προκύπτουν τέσσερις διαφορετικές Ζώνες ως εξής: Παρεμπόδιση των βακτηρίων NOB και AOB λόγω της ελεύθερης αμμωνίας (Ζώνη 1), παρεμπόδιση μόνο των NOB λόγω ελεύθερης αμμωνίας (Ζώνη 2), Πλήρης νιτροποίηση χωρίς καμία παρεμπόδιση (Ζώνη 3) και Παρεμπόδιση των NOB λόγω ελεύθερου νιτρώδους οξέος (Ζώνη 4).



Σχήμα 2.9: Μεταβολή της συγκέντρωσης του αζώτου χωρίς παρεμπόδιση της νιτροποίησης. Προέλευση: Anthonisen *et al.*, 1976



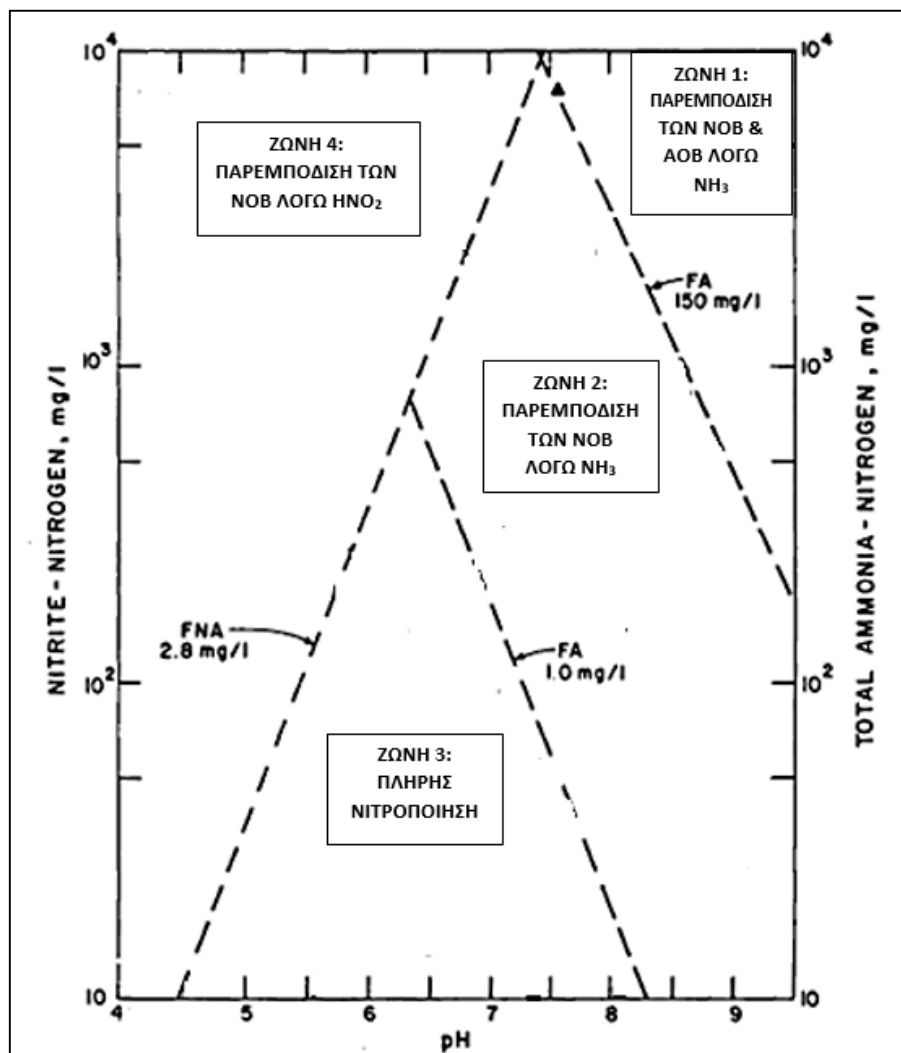
Σχήμα 2.10: Μεταβολή της συγκέντρωσης του αζώτου με παρεμπόδιση της νιτρίκοποίησης. Προέλευση: Anthonisen et al., 1976

Πίνακας 2.7: Αναχαίτιση των βακτηρίων Nitrobacter, Nitrosomonas λόγω FA και FNA. Προέλευση: Vadivelu et al. (2006 a,b) μετά από προσαρμογή

Βακτήρια	Nitrobacter		Nitrosomonas	
	Αναβολικές	Καταβολικές	Αναβολικές	Καταβολικές
<b>FNA</b>	Πιθανή πλήρης αναχαίτιση σε συγκέντρωση 0.02 mg HNO <sub>2</sub> -N/L	Χωρίς αναχαίτιση για συγκεντρώσεις έως και 0.04 mg HNO <sub>2</sub> -N/L	Πιθανή πλήρης αναχαίτιση σε συγκέντρωση 0.40 mg HNO <sub>2</sub> -N/L	Αναχαίτιση σε ποσοστό 50% μεταξύ των συγκεντρώσεων 0.40-0.63 mg HNO <sub>2</sub> -N/L
<b>FA</b>	Πιθανή πλήρης αναχαίτιση για συγκεντρώσεις >6.0 mg NH <sub>3</sub> -N/L	Αναχαίτιση σε ποσοστό 12% μεταξύ των συγκεντρώσεων 6.0-9.0 mg NH <sub>3</sub> -N/L	Χωρίς αναχαίτιση για συγκεντρώσεις έως και 16.0 mg NH <sub>3</sub> -N/L	Χωρίς αναχαίτιση για συγκεντρώσεις έως και 16.0 mg NH <sub>3</sub> -N/L

Ωστόσο η μελέτη του μηχανισμού που προκαλεί την αναχαίτιση των βακτηρίων NOB βρίσκεται σε πρώιμο στάδιο και δεν έχει διαλευκανθεί πλήρως η λειτουργία του. Όπως

γίνεται άλλωστε αντιληπτό τα βακτήρια του γένους *Nitrosomonas* παρουσιάζουν μεγαλύτερη ανθεκτικότητα στις συγκεντρώσεις της ελεύθερης αμμωνίας και του ελεύθερου νιτρώδους οξέος σε σύγκριση με αυτά του γένους *Nitrobacter* συμβάλλοντας με αυτό τον τρόπο στην εξάλειψη των τελευταίων από τα συστήματα στραγγιδίων που στοχεύουν στην απομάκρυνση του αζώτου. Οι τυπικές συγκεντρώσεις της αμμωνίας και των νιτρωδών σε ένα τέτοιο σύστημα κυμαίνεται μεταξύ των τιμών 300-600 mg N/L (Hellinga *et al.*, 1999; Fux *et al.*, 2003). Λαμβάνοντας υπόψη τη μεταβολή του pH μεταξύ των τιμών 6.5-8.0, οι τιμές για την ελεύθερη αμμωνία FA και για το ελεύθερο νιτρώδες οξύ FNA εντοπίζονται μεταξύ των τιμών 4.0–30 mg NH<sub>3</sub>-N/L και 0.04–0.30 mg HNO<sub>2</sub>-N/ L αντίστοιχα. Ως εκ τούτου τόσο η ελεύθερη αμμωνία όσο και το ελεύθερο νιτρώδες οξύ μπορούν να παρεμποδίσουν την ανάπτυξη των βακτηρίων NOB. Κατά την έναρξη λειτουργίας των συστημάτων η δραστηριότητα των NOB εμποδίζεται λόγω της υψηλής γι' αυτά συγκέντρωσης της αμμωνίας με αποτέλεσμα τη συσσώρευση των νιτρωδών. Μια ακόμη υψηλότερη τιμή της συγκέντρωσης της αμμωνίας προκαλεί πλήρη αναχαίτηση της ανάπτυξης των NOB.



Σχήμα 2.11: Όρια τιμών της ελεύθερης αμμωνίας (FA) και ελεύθερου νιτρώδους οξέος (FNA) που προκαλούν παρεμπόδιση AOB και NOB. Προέλευση: Anthonisen *et al.* (1976) μετά από προσαρμογή

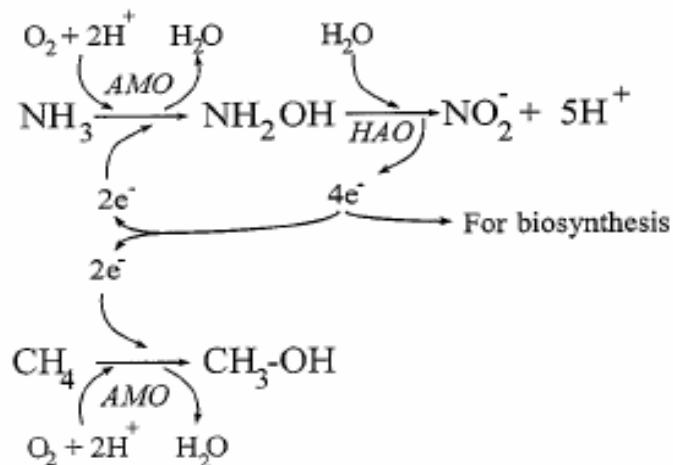
Στο σημείο αυτό πρέπει να ληφθεί υπόψη η ικανότητα των βακτηρίων να προσαρμόζονται στα χημικά στοιχεία και τις ενώσεις που προκαλούν την αναχαίτηση της ανάπτυξης τους. Σύμφωνα με μελέτες που έχουν διεξαχθεί τα βακτήρια NOB αναπτύσσουν ανθεκτικότητα σε ορισμένες συγκεντρώσεις της ελεύθερης αμμωνίας (Villaverde *et al.*, 2000). Για παράδειγμα, οι Wong Chong & Loehr (1978) αναφέρουν ότι τα βακτήρια Nitrobacter μετά από ικανό διάστημα προσαρμογής μπορούν να αναπτυχθούν σε συγκέντρωση ελεύθερης αμμωνίας ακόμη και ίση με 40 mg NH<sub>3</sub>/L ενώ αρχικά αναχαιτίζονταν σε συγκέντρωση ίση με 3.5 mg NH<sub>3</sub>/L. Ωστόσο σύμφωνα με τη βιβλιογραφία και τα δεδομένα που καταγράφονται μέχρι στιγμής δεν αναφέρεται δυνατότητα προσαρμογής και ανάπτυξης των NOB σε υψηλά επίπεδα συγκέντρωσης του ελεύθερου νιτρώδους οξέος και γι' αυτό ακριβώς το ελεύθερο νιτρώδες οξύ θεωρείται ο κύριος παρεμποδιστής τους.

Οι νιτροποιητικοί μικροοργανισμοί είναι πιο ευάλωτοι σε παρεμπόδιση από τα βαρέα μέταλλα σε σχέση με τους ετερότροφους (Stoveland *et al.*, 1979). Οι Anderson *et al.* (1988) έχουν αναφερθεί εκτενώς στην επίδραση των βαρέων μετάλλων στην διεργασία της ενεργού ιλύος. Οι Juliastuti *et al.* (2003) κατέληξαν στο συμπέρασμα ότι ο χαλκός και ο ψευδάργυρος επηρεάζουν σημαντικά την νιτροποίηση, με σταθερές παρεμπόδισης για 50% μείωση στο ρυθμό κατανάλωσης υποστρώματος (IC50, "Inhibition Constant 50", μία παράμετρος η οποία είναι σημαντική για την τοξικότητα μίας ουσίας καθώς όσο μικρότερη είναι τόσο πιο τοξική είναι η ουσία) 0.08 mg/L για τον χαλκό (Cu) και 0.35 mg/L για τον ψευδάργυρο (Zn). Οι Skinner & Walker (1961) υπολόγισαν τις συγκεντρώσεις ορισμένων μετάλλων οι οποίες προκαλούν πλήρη παρεμπόδιση για το νικέλιο (Ni), το χρώμιο (Cr) και το χαλκό (Cu) και τις βρήκαν ίσες με 0.25, 0.25, 0.1-0.5 mg/L αντίστοιχα. Οι Beg *et al.* (1982) εξέτασαν την παρεμπόδιση της νιτροποίησης από το αρσενικό, το χρώμιο και το φθόριο. Και αυτοί με τη σειρά τους έδειξαν ότι η νιτροποίηση παρεμποδίζεται από αυτά τα στοιχεία σε διαφορετικές συγκεντρώσεις. Επίσης πιο πρόσφατα οι Carrera *et al.* (2003) συμπέραναν ότι η επίδραση του φθορίου στη νιτροποίηση μπορεί να μοντελοποιηθεί με ένα μη ανταγωνιστικό μοντέλο. Τα χλωριώδη ιόντα είναι ισχυρός παρεμποδιστής της νιτροποίησης και της νιτροποίησης (Hynes & Knowles, 1983). Οι Kumar & Nicholas (1982) παρατήρησαν ότι η ανόργανη ένωση NaN<sub>3</sub> (τριαζίδιο του νατρίου) παρεμποδίζει την νιτροποίηση. Πιο πρόσφατα οι Völsch *et al.* (1990) συμπέραναν ότι το υποχλωρικό νάτριο (NaOCl) παρεμποδίζει την νιτροποίηση. Πολλές οργανικές ενώσεις έχουν βρεθεί (Painter, 1970) να δρουν παρεμποδιστικά στη νιτροποίηση. Μεταξύ των πιο γνωστών κατατάσσονται η θειουρία, η αλλυλθειουρία, η σαλικιλαδοξίνη και η ιστιδίνη (Δοκιανάκης, 2006).

#### **2.2.4.3 Μηχανισμοί που παρεμποδίζουν τη νιτροποίηση**

Ένα γενικό χαρακτηριστικό των ενζύμων της μονοοξυγενάσης είναι ότι μπορούν να οξειδώσουν μία μεγάλη γκάμα υποστρωμάτων (Gunsalus *et al.*, 1975). Πιο συγκεκριμένα η αμμωνιακή μονοοξυγενάση είναι ένα ένζυμο το οποίο ακολουθεί απόλυτα αυτόν τον κανόνα. Υπάρχουν αρκετές ακόμη ενώσεις οι οποίες μπορούν να δράσουν ως εναλλακτικά υποστρώματα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης και να παρεμποδίσουν πλήρως της οξείδωση της αμμωνίας. Η κινητική τέτοιου είδους παρεμπόδισης είναι αρκετά πολύπλοκη από την ανάγκη για περιγραφή της ταυτόχρονης οξείδωσης της αμμωνίας και του εναλλακτικού υποστρώματος (Εικόνα 2.7).





Εικόνα 2.7: Επίδραση της ταυτόχρονης οξείδωσης του μεθανίου από την αμμωνιακή μονοοξυγενάση. HAO είναι η οξειδοαναγωγή της υδροξυλαμίνης, Δοκιανάκης 2006

Αυτή η ταυτόχρονη ανάγκη για ισοδύναμα μπορεί να καλυφθεί χρησιμοποιώντας το  $\text{N}_2\text{H}_4$  ως εναλλακτική πηγή (Keener & Arp, 1993). Το βακτήριο *Nitrosomonas europaea* μπορεί να οξειδώσει φαινολικές ενώσεις, κυκλοεξάνια, και αλκάνια που έχουν μέχρι 8 άνθρακες. Τα εναλλακτικά υποστρώματα μπορούν να επηρεάσουν την ενεργότητα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης με τρεις διαφορετικούς μηχανισμούς:

1. με απευθείας δέσμευση και αλληλεπίδραση με την αμμωνιακή μονοοξυγενάση,
2. με παρεμβολή στην παροχή των απαιτούμενων αναγωγικών που χρειάζεται το ένζυμο και
3. με την οξείδωση των εναλλακτικών υποστρωμάτων μπορούν να δημιουργηθούν προϊόντα, τα οποία έχουν την ικανότητα να απενεργοποιούν την αμμωνιακή μονοοξυγενάση ή κάποια άλλα ένζυμα (Keener & Arp, 1993).

Κάνοντας λεπτομερή κινητική ανάλυση της παρεμπόδισης της οξείδωσης της αμμωνίας από υδρογονάνθρακες και χλωριωμένους υδρογονάνθρακες, οι Keener & Arp (1993) έδειξαν ότι αυτού του είδους τα εναλλακτικά υποστρώματα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης παρουσίασαν διακύμανση στην κινητική από συναγωνιστική σε μη συναγωνιστική. Έτσι πρότειναν πως ανάλογα με το υπόστρωμα υπάρχουν δύο τοποθεσίες όπου μπορεί να δημιουργηθεί δεσμός με την αμμωνιακή μονοοξυγενάση. Για ανταγωνιστικά υποστρώματα η δέσμευση και η οξείδωση θα συμβούν στο ενεργό μέρος που χρησιμοποιείται για την οξείδωση της αμμωνίας, ενώ για τα μη συναγωνιστικά υποστρώματα η οξείδωση θα λάβει χώρα σε κάποιο διαφορετικό σημείο. Για μία σειρά υδρογονανθράκων από  $\text{C}_1$  μέχρι  $\text{C}_4$  βρήκαν ότι η μεταβολή από συναγωνιστική σε μη συναγωνιστική παρεμπόδιση αύξανε με αύξηση του μοριακού μεγέθους. Οι Rasche *et al.* (1990) σύγκριναν τους ρυθμούς οξείδωσης μιας σειράς μονοαλογονωμένων αιθανίων και βρήκαν ότι ο μέγιστος ρυθμός οξείδωσης μειωνόταν με την αύξηση του ατομικού βάρους του αλογόνου. Ένα άλλο συμπέρασμα που προέκυψε από αυτή την έρευνα ήταν ότι η κατάλληλη συγκέντρωση υποστρώματος άλλαζε σε υψηλότερες τιμές καθώς μειωνόταν το ατομικό βάρος του αλογόνου. Αυτά τα

συμπεράσματα μπορούν να μεταφραστούν σε όρους πολυπλοκότητας της αλληλεπίδρασης μεταξύ της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης και των αλογονωμένων αιθανίων, η οποία διαφέρει ανάλογα με το αλογόνο. Σε μία σειρά από  $n$ -χλωριωμένους υδρογονάνθρακες με μήκος ανθρακικής αλυσίδας από  $C_1$  σε  $C_4$  βρέθηκε ότι το χλωροαιθάνιο οξειδωνόταν γρηγορότερα από το χλωρομεθάνιο. Όμως με αύξηση του μήκους της ανθρακικής αλυσίδας από  $C_2$  σε  $C_4$  ο ρυθμός της αποχλωριωποίησης μειωνόταν δραματικά (Rasche *et al.*, 1990). Επίσης αυτά που προκύπτουν μπορούν να συγκριθούν με συμπεράσματα από μία άλλη έρευνα (Hyman *et al.*, 1988) όπου σε μη υποκαταστημένους υδρογονάνθρακες ο ρυθμός οξείδωσης αυξανόταν με την αύξηση της ανθρακικής αλυσίδας από  $C_2$  σε  $C_4$ .

Οι χλωριωμένοι υδρογονάνθρακες που είναι υποστρώματα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης μπορούν να χωριστούν σε δύο κατηγορίες ανάλογα με την ικανότητα τους να βιοαποδομηθούν και τη δυνατότητα να απενεργοποιούν την αμμωνιακή μονοοξυγενάση ως εξής:

1. ενώσεις οι οποίες οξειδώνονται ταυτόχρονα και έχουν μικρή ή καθόλου επίδραση στους οργανισμούς και
2. ενώσεις που οξειδώνονται ταυτόχρονα από τα βακτήρια και δημιουργούν μία απενεργοποίηση της οξείδωσης της αμμωνίας (Rasche *et al.*, 1991).

Ένα παράδειγμα της δεύτερης κατηγορίας είναι το 1,1,1 τριχλωροαιθυλένιο (TCE) με το οποίο απενεργοποιείται η αμμωνιακή μονοοξυγενάση. Αυτό συμβαίνει σε πολλές πρωτεΐνες οι οποίες για να περιγραφούν χρειάζονται προσθήκη 14C-TCE (Rasche *et al.*, 1991).

Οι παρεμπόδιστες του μηχανισμού δράσης ενός ενζύμου μπορούν να χαρακτηριστούν ως τα συστατικά που η παρεμπόδισή τους βασίζεται στον κανονικό καταλυτικό κύκλο του ενζύμου, παράγοντας ένα παρεμπόδιστικό προϊόν από το συστατικό. Συνήθως αυτής της μορφής η παρεμπόδιση εμπεριέχει μη αντιστρέψιμη απενεργοποίηση του ενζύμου μέσω ομοιοπολικής αλλαγής από το προϊόν της κατάλυσης. Η πρώτη πειστική απόδειξη αυτού του τύπου της παρεμπόδισης για την αμμωνιακή μονοοξυγενάση παρουσιάστηκε από τους Hyman & Wood (1985). Χρησιμοποιώντας  $14C-C_2H_2$ , έδειξαν ότι μία πρωτεΐνη προσδιορίστηκε ισοτοπικά ως αποτέλεσμα της παρεμπόδισης της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης από το  $C_2H_2$  και η διαδικασία του ισοτοπικού προσδιορισμού ήταν απόλυτα εξαρτώμενη από τον καταλυτικό κύκλο της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης. Υποθετικά το προϊόν της ισοτοπικά προσδιορισμένης πρωτεΐνης ήταν τουλάχιστον ένα συστατικό της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης. Αργότερα βρέθηκε πως άλλα συστατικά όπως το αλλυλσουλφίδιο και το 1,1,1 τριχλωροαιθυλένιο δημιουργούσαν παρεμπόδιση στο μηχανισμό και σε μερικές περιπτώσεις πολλές πρωτεΐνες δημιούργησαν ομοιοπολικούς δεσμούς με το προϊόν της κατάλυσης. Ο βαθμός στον οποίος συμβαίνει αυτό εξαρτάται από την αντιδραστικότητα του προϊόντος που σχηματίζεται κατά την οξείδωση. Για το ακετυλένιο, το προϊόν που σχηματίζεται από την ενεργότητα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης, είναι ένα πολύ αντιδραστικό ακόρεστο εποξειδίο με ημίσεια ζωή τέτοια ώστε να κάνει ομοιοπολικούς δεσμούς μόνο με την πρωτεΐνη που καταλύει την οξείδωση (Δοκιανάκης, 2006).

Η παρεμπόδιση αυτού του είδους που προκαλεί ομοιοπολική αλλαγή στις πρωτεΐνες ενός οργανισμού, έχει ως αποτέλεσμα την απενεργοποίηση της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης. Για την επανεργοποίηση του ενζύμου αυτού σε πληθυσμό νιτροποιητικών μικροοργανισμών χρειάζεται σύνθεση της πρωτεΐνης από την αρχή (*de novo*). Ο ρυθμός αυτής της ανάκαμψης εξαρτάται από την έκταση της ζημιάς στο μεταβολικό μηχανισμό του οργανισμού. Μία μόνο

πρωτεΐνη είναι υπεύθυνη για την παρεμπόδιση στις περιπτώσεις των C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> (Hyman & Wood, 1985; Hyman & Agr, 1992) και του αλλυλσουλφιδίου (Juliette *et al.*, 1993a), ενώ στο 1,1,1 τριχλωροαιθυλένιο, πολλά κυτταρικά συστατικά (και η αμμωνιακή μονοοξυγενάση) εμφανίζουν ομοιοπολικούς δεσμούς με το προϊόν της κατάλυσης. Η ανάκαμψη από την παρεμπόδιση που προκάλεσε το 1,1,1 τριχλωροαιθυλένιο ήταν πολύ πιο αργή σε σχέση με αυτή που προκάλεσε το C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> (Hyman *et al.*, 1995). Ο βαθμός κατά τον οποίο τα όποια κυτταρικά συστατικά (εκτός της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης) εμφανίζουν ομοιοπολική αλλαγή είναι μία συνάρτηση της σταθερότητας του ενδιαμέσου που σχηματίζεται κατά την διάρκεια της οξείδωσης. Για το 1,1,1 τριχλωροαιθυλένιο, το προϊόν οξείδωσης (εποξειδίο του 1,1,1 τριχλωροαιθυλενίου) έχει ένα χρόνο ημίσειας ζωής 20s, ο οποίος είναι αρκετός για τη διάχυση του προϊόντος στο ενεργό μέρος και μπορεί να δεσμευτεί με άλλα πολυπεπτίδια. Αντίθετα το προϊόν οξείδωσης του C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> έχει πολύ μικρό χρόνο ζωής και η παρουσία του μπορεί μόνο έμμεσα να υποτεθεί (Hyman & Agr, 1992). Στην περίπτωση του αλλυλσουλφιδίου, προτάθηκε ότι η απενεργοποίηση της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης οφείλεται στην οξείδωση του τμήματος του σουλφενυλίου με το φαινομενικό σχηματισμό ενός πολύ ασταθούς προϊόντος το οποίο δεσμεύεται γρήγορα με την αμμωνιακή μονοοξυγενάση (Δοκιανάκης, 2006).

Η νιτραπυρίνη έχει βρεθεί, πως είναι ένα εναλλακτικό υπόστρωμα της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης και προφανώς ένας αδύναμος παρεμποδιστής αυτού του ενζύμου, με μεγάλους και «πολύπλοκους» δεσμούς του προϊόντος με τις πρωτεΐνες της κυτταρικής μεμβράνης (Δοκιανάκης, 2006).

Μία μεγάλη γκάμα συστατικών που περιέχουν θείο παρεμποδίζουν την νιτροποίηση συμπεριλαμβανομένων θειοσουλφικών, θειοανθρακικών, ξανθικών, αμινοξέων που περιέχουν θείο και πολλών μικροβιοκτόνων και μυκητοκτόνων καθώς και των συστατικών που περιέχουν την ομάδα CS<sub>2</sub> (θειουρία, αλλυλθειουρία, θειοανθρακικό νάτριο, κλπ) (Hauck, 1980). Πρόσφατα προστέθηκαν στη λίστα αυτή και ενώσεις που έχουν το δεσμό (P=S), όπως το θειοφωσφορλικό τριαμίδιο, το οποίο έχει προταθεί ως διπλός παρεμποδιστής της ουρεάσης και της νιτροποίησης (Radel *et al.*, 1992).

Ο μηχανισμός που προτάθηκε αρχικά για την παρεμπόδιση της οξείδωσης της αμμωνίας από τις ενώσεις που περιέχουν θείο, όπως η θειουρία, βασίστηκε στο ότι το ένζυμο που καταλύει την οξείδωση της αμμωνίας περιέχει χαλκό. Όμως όπως έδειξαν οι Hyman *et al.*, 1990, η θειουρία γενικά εκτιμάται ότι είναι ένα μη εξειδικευμένο αντιδρών το οποίο μπορεί να σχηματίσει σύμπλοκα με πολλά μέταλλα και επίσης δρα ως ουσία που απομακρύνει τις υδροξυλομάδες και τις ομάδες υπεροξειδίων. Σε μια παλαιότερη έρευνα (Bremner & Bundy, 1974) όπου μελετήθηκε το φαινόμενο της παρεμπόδισης από τις ενώσεις με θείο στη νιτροποίηση, βρέθηκε ότι τα πτητικά συστατικά που περιέχουν θείο όπως τα CS<sub>2</sub>, διμεθυλοδισουλφίδιο, διμέθυλο-σουλφίδιο και H<sub>2</sub>S, παρεμποδίζουν την οξείδωση της αμμωνίας. Επίσης βρήκαν ότι τα αμινοξέα που περιείχαν θείο, παρεμποδίζαν την νιτροποίηση μέσω του σχηματισμού πτητικών συστατικών με θείο όπως το CS<sub>2</sub>. Περαιτέρω έρευνα του μηχανισμού παρεμπόδισης του CS<sub>2</sub> στην νιτροποίηση παρουσίασε πολύ ενδιαφέροντα συμπεράσματα. Οι Hyman *et al.* (1990) ανέφεραν ενδείξεις ότι ο μηχανισμός δράσης του CS<sub>2</sub> βασίζεται στην αλληλεπίδραση με ένα νουκλεόφιλο αμινοξύ με σχηματισμό ενός συμπλόκου που μπορεί να σχηματίσει δακτύλιο μεταλλικού ιόντος με το χαλκό. Αυτό το συμπέρασμα βασίστηκε στα ακόλουθα:

1. το CS<sub>2</sub> έχει τη δυνατότητα για τέτοιου είδους αλληλεπιδράσεις,

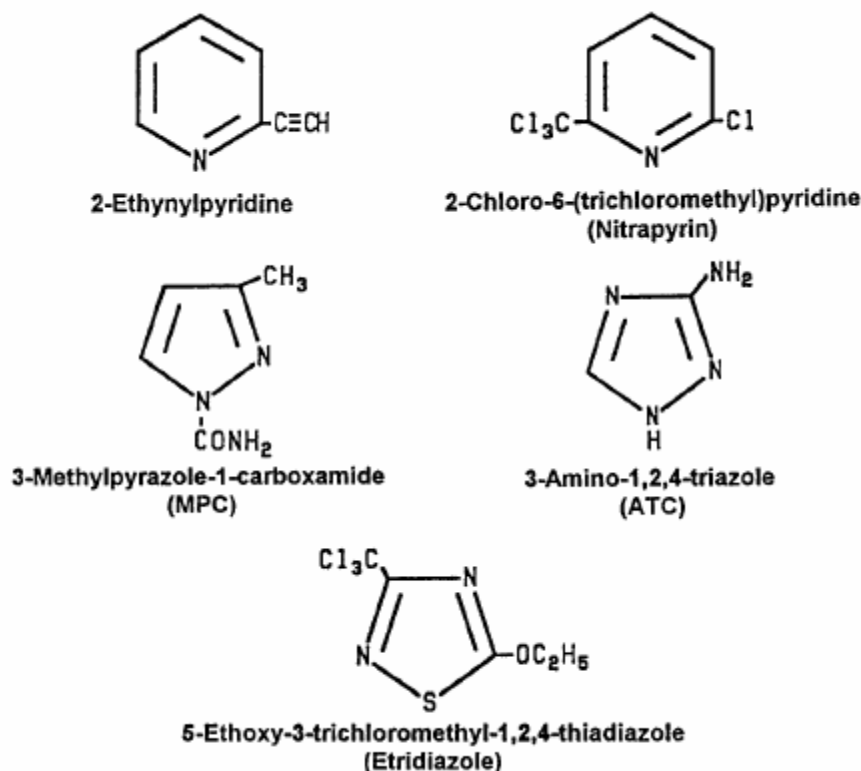
2. η παρεμπόδιση δεν ήταν ανταγωνιστική σε σχέση με την αμμωνία,
3. η παρεμπόδιση δεν απαιτούσε επιστροφή της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης (όπως στις περιπτώσεις που αναφέρθηκαν προηγουμένως) και
4. το CS<sub>2</sub> μείωνε το ρυθμό της επιστροφής της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης χωρίς να επηρεάζει τον καταλυτικό μηχανισμό.

Έτσι πρότειναν αυτόν τον θεωρητικό μηχανισμό δράσης του CS<sub>2</sub>, ο οποίος μπορεί να γενικευτεί για ενώσεις που περιέχουν δεσμό C=S όπως η θειουρία, ή αλλυλθειουρία, το θειοακεταμίδο και το αιθυλοξανθικό. Όμως οι αξιοσημείωτες διαφορές στην κινητική της παρεμπόδισης αυτών των ενώσεων έδειξαν ότι μπορεί να γίνει διάκριση στις ενώσεις που έχουν εσωτερικό το δεσμό C=S και σε αυτές που τον έχουν ως τερματικό δεσμό. Η παρεμπόδιση στην αμμωνιακή μονοοξυγενάση από τέτοιες ενώσεις μπορεί να εμπεριέχει το σχηματισμό ενός συμπλόκου με το ενεργό μέρος του χαλκού, όπου ο τερματικός δεσμός C=S θα εμπεριέχει σχηματισμό δακτυλιδιού ιόντων με διαθέσιμα αντιδρώντα, ενώ ο εσωτερικός δεσμός C=S θα αλληλεπιδρά μόνο με μονοθέσια αντιδρώντα. Μία άλλη μελέτη για τα φαινόμενα παρεμπόδισης των θειο-αιθέρων στην οξειδωση της αμμωνία από τον N. euroraea έδειξε ότι αυτές οι ενώσεις οξειδώνονται στα αντίστοιχα σουλφοξείδια (Juliette *et al.*, 1993b). Σε αυτή την περίπτωση το άτομο του θείου είναι αυτό που οξειδώνεται από την αμμωνιακή μονοοξυγενάση, οπότε ενεργεί ως εναλλακτικό υπόστρωμα όπως περιγράφηκε εκτενώς προηγούμενα (Δοκιανάκης, 2006).

Έχει βρεθεί πως ισχυροί παρεμποδιστές της οξειδωσης της αμμωνίας είναι πολλές ετεροκυκλικές ενώσεις. Αυτές οι ενώσεις μπορούν να ταξινομηθούν ανάλογα με την ετεροκυκλική δομή του δακτυλίου. Αυτή η ταξινόμηση περιέχει ενώσεις όπως η νιτραπυρίνη, η ετριδιαζόλη, η 2-αιθυνυλ-πυριδίνη, η 3αμινο-1,2,4-τριαζόλη και η 3 μεθυλπυραζόλη-1-καρβοξυαμίδιο (Εικόνα 2.8). Ο μηχανισμός της παρεμπόδισης αυτού του είδους των ουσιών δεν έχει διαλευκανθεί πλήρως και λόγω της σημασίας των ενώσεων αυτών ως παρεμποδιστών στη νιτροποίηση, πρέπει να θεωρηθούν ως μία ιδιαίτερη ομάδα.

Μία πλήρης επισκόπηση της επίδρασης των ετεροκυκλικών ενώσεων που περιέχουν άζωτο στην νιτροποίηση (McCarty & Bremner, 1989) έδειξε ότι μία ξεχωριστή ομάδα 38 των ενώσεων αυτών προκάλεσε αξιοσημείωτη επίδραση στη νιτροποίηση. Η σύγκριση της επίδρασης 12 μη υποκαταστημένων ετεροκυκλικών ενώσεων που περιέχουν άζωτο στη νιτροποίηση, έδειξε ότι οι ενώσεις οι οποίες περιείχαν δύο ή τρία γειτονικά άτομα του αζώτου στο δακτύλιο (πυραζόλη, 1,2,4-τριαζόλη, πυριδιαζίνη, βενζοτριαζόλη και ινδαζόλη) παρουσίαζαν σημαντική παρεμπόδιση στη νιτροποίηση, ενώ οι ενώσεις που περιείχαν δύο ή τρία μη γειτονικά άτομα αζώτου στο δακτύλιο (πυριμιδίνη, ιμιδιαζόλη, s-τριαζίνη και βενζιμιδαζόλη) ή μόνο με ένα άτομο αζώτου (πυρόλη, πυριδίνη και ινδόλη) είχαν πολύ μικρή ή ανύπαρκτη επίδραση. Επίσης έχει βρεθεί ότι πολλές υποκαταστημένες πυραζόλες, 1,2,4-τριαζόλες, πυριδίνες και θειοδιαζόλες παρεμποδίζουν την νιτροποίηση (McCarty & Bremner, 1989).

Πολλές από τις ετεροκυκλικές ενώσεις που περιέχουν άζωτο και βρέθηκαν να παρεμποδίζουν την νιτροποίηση είναι δομικά παρόμοιες με αυτές που περιέχουν χλώριο και τριχλωρομεθυλικές (CCl<sub>3</sub>) ομάδες υποκαταστημένες σε άτομα άνθρακα που είναι γειτονικά σε άτομο αζώτου του δακτυλίου (νιτραπυρίνη, ετριδιαζόλη, 2-χλωροπυριδίνη, 2,6-διχλωροπυριδίνη, 6-χλώρο-2-πικολίνη και 3,4-διχλωρο-1,3,4-θειοδιαζόλη).



Εικόνα 2.8: Δομές ισχυρών παρεμποδιστών της νιτροποίησης που περιέχουν άζωτο στο δακτύλιο τους, Δοκιανάκης 2006

Οι McCarty & Bremner (1989) παρατήρησαν ότι ενώ η 2-χλωροπυριδίνη και η 2-χλώρο-6-πικολίνη παρουσίαζαν σημαντική επίδραση στη νιτροποίηση, εντούτοις η πυριδίνη και η 3-χλωροπυριδίνη είχαν μικρή έως ανύπαρκτη επίδραση. Έτσι υπέθεσαν ότι υποκαταστάσεις των ισχυρών ομάδων που αφαιρούν ηλεκτρόνια, όπως οι χλωρομάδες, σε άτομα του άνθρακα που είναι γειτονικά με αυτά του αζώτου στο δακτύλιο μπορούν να ενισχύουν την παρεμπόδιση στη νιτροποίηση με δύο πιθανούς τρόπους:

1. τα άτομα του χλωρίου ενεργοποιούνται για νουκλεόφιλη υποκατάσταση και
2. η σταθερά οξύτητας  $pK_A$  του γειτονικού ατόμου του αζώτου μικραίνει κατά πολύ.

Οι Takahashi *et al.* (1997) χρησιμοποιώντας το μοντέλο των ποσοτικών και δομικών σχέσεων ενεργότητας (quantitative structure activity relations, QSAR) με συστηματική αποτίμηση των χαρακτηριστικών 52 υποκαταστημένων  $CCl_3$  1,3,5-τριαζινών να κάνουν δυνατή την παρεμπόδιση της νιτροποίησης σε δύο είδη του βακτηρίου *Nitrosomonas*. Από αυτή τη μοντελοποίηση προέκυψε ότι η σταθερά υδροφοβικότητας (σταθερά κατανομής οκτανόλης νερού) ήταν ένας σημαντικός παράγοντας που προσδιόριζε την επίδραση αυτών των τριαζινών, με βέλτιστη τιμή το 4. Αυτό το συμπέρασμα έρχεται σε συμφωνία με την υπόθεση ότι η υδροφοβικότητα των ενώσεων είναι ένας καθοριστικός παράγοντας για να προσδιοριστεί και η συγγένεια με το ενεργό μέρος της αμμωνιακής μονοοξυγενάσης και η ικανότητα να παρεμποδίζουν την ενεργότητα της (Δοκιανάκης, 2006).

#### 2.2.4.4 Μοντέλα που περιγράφουν την παρεμπόδιση

Σύμφωνα με το Δοκιανάκη (2006) στις περισσότερες περιπτώσεις για να περιγραφεί η επίδραση που έχει μια παρεμποδιστική ουσία στους μικροοργανισμούς, χρησιμοποιούνται κάποιες σταθερές παρεμπόδισης που ενσωματώνονται στην εξίσωση Monod. Όταν η παρεμπόδιση είναι αντιστρέψιμη, τα μοντέλα που προτείνονται για να περιγράψουν το φαινόμενο είναι τριών τύπων: συναγωνιστικά Εξίσωση (2.42), μη συναγωνιστικά Εξίσωση (2.43), ανταγωνιστικά Εξίσωση (2.47). Ο ειδικός ρυθμός κατανάλωσης υποστρώματος ( $\mu$ ) δίνεται από τις εξισώσεις:

$$\text{Συναγωνιστικά: } \mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{K_S \cdot \left(1 + \frac{I}{K_I}\right) + S} \quad (2.42)$$

$$\text{Ανταγωνιστικά: } \mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{K_S + S \cdot \left(1 + \frac{I}{K_I}\right)} \quad (2.43)$$

$$\text{Μη ανταγωνιστικά: } \mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{(K_S + S) \cdot \left(1 + \frac{I}{K_I}\right)} \quad (2.47)$$

όπου

I: η συγκέντρωση του παρεμποδιστή

K<sub>I</sub>: ο συντελεστής παρεμπόδισης

$\mu_{max}$ : ο μέγιστος ειδικός ρυθμός κατανάλωσης υποστρώματος

S: η συγκέντρωση του υποστρώματος

K<sub>S</sub>: η σταθερά ημικορεσμού.

Είναι εύκολο να παρατηρηθεί, πως η συναγωνιστική παρεμπόδιση επιδρά στην τιμή της σταθεράς κορεσμού, η ανταγωνιστική επιδρά στον μέγιστο ειδικό ρυθμό κατανάλωσης ενώ η μη συναγωνιστική επιδρά και στις δυο κινητικές παραμέτρους. Μια ειδική περίπτωση της μη συναγωνιστικής παρεμπόδισης είναι όταν το υπόστρωμα είναι ταυτόχρονα και παρεμποδιστής. Τότε η Εξίσωση των ανταγωνιστικών μοντέλων για I=S οδηγεί στην Εξίσωση (2.44) Haldane (ή μοντέλο Andrews):

$$\mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{\left(S + K_S + \frac{S^2}{K_I}\right)} \quad (2.44)$$

Παραλλαγή του παραπάνω μοντέλου αποτελεί η γενικευμένη Εξίσωση Haldane (2.45) για μη συναγωνιστική παρεμπόδιση υποστρώματος:

$$\mu = \frac{\mu_{max} \cdot S}{S + K_S + \left(\frac{S}{K_I}\right)^n} \quad (2.45)$$

## 2.2.5 Τεχνολογίες

### 2.2.5.1 Σημαντικές τεχνολογίες για το μετασχηματισμό του αζώτου

Υπάρχουν πολλές διαφορετικές χημικές και βιοχημικές διαδρομές για τη μετατροπή των ενώσεων του αζώτου σε αέριο άζωτο. Στον Πίνακα 2.8 απεικονίζονται οι πλέον σημαντικές διεργασίες για την επεξεργασία του φορτίου του αζώτου στις εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων στις οποίες και βασίζονται η λειτουργία όλων των τεχνολογιών βιολογικής απομάκρυνσης αζώτου. 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 (N<sub>2</sub>O). 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 απομάκρυνσης αζώτου και των φυσικών συστημάτων (Ποθουλάκη, 2011).

Πίνακας 2.8: Βιολογικές αντιδράσεις μεταξύ των μορφών του αζώτου, L. Gut 2006 μετά από προσαρμογή

	Αντίδραση	Διεργασία	Μικροοργανισμοί	Αναφορές
1a	$C_5H_7O_2N + 4H_2O \rightarrow 2.5CH_4 + 1.5CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+$	αμμωνιοποίηση (αναερόβια)	βακτήρια	Rittmann & McCarty (2001); Henze et al. (2002)
1b	$C_5H_7O_2N + 5O_2 \rightarrow 4CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+ + H_2O$	αμμωνιοποίηση (αναερόβια)	βακτήρια	
2	$NH_4^+ + OH^- \rightarrow NH_3 + H_2O$	Ισοζύγιο αμμωνίου/αμμωνίας	Όχι, χημική απομάκρυνση	
3	$4CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+ + H_2O \rightarrow C_5H_7O_2N + 5O_2$	Assimilation	βακτήρια, Άλγη (ανάπτυξη)	
4	$NH_4^+ + 1.5O_2 + 2HCO_3^- \rightarrow NO_2^- + 2CO_2 + 3H_2O$	Νιτρωδοποίηση (nitritation)	Nitrosomonas (N. eutropha, N. Europea), Nitrosospira	
5	$NO_2^- + 0.5O_2 \rightarrow NO_3^-$	Νιτρικοποίηση (nitrification)	Nitrobacter (N. agilis, Nitrospira, Nitrococcus, Nitrosocystis)	
4+5	$NH_4^+ + 2O_2 + 2HCO_3^- \rightarrow NO_3^- + 2CO_2 + 3H_2O$	Νιτροποίηση	Νιτροποιητικά βακτήρια	

	<b>Αντίδραση</b>	<b>Διεργασία</b>	<b>Μικροοργανισμοί</b>	<b>Αναφορές</b>
6	$C+2NO_3^- \rightarrow 2NO_2^-+CO_2$	denitratation	Απονιτροποιητικά ετερότροφα βακτήρια	
7	$3C+2H_2O+CO_2+ 4NO_2^- \rightarrow 2N_2+4HCO_3^-$	denitritation	Απονιτροποιητικά ετερότροφα βακτήρια	
6+7	$5C+2H_2O+4NO_3^- \rightarrow 2N_2 + 4HCO_3^-+CO_2$	Απονιτροποίηση	Ετερότροφα: Pseudomonas, Bacillus, Alcaligenes	
8	$NH_4^++0.75O_2+ HCO_3^- \rightarrow 0.5NH_4^+ + 0.5NO_2^-+CO_2+1.5H_2O$	Μερική νιτροδοποίηση (Partial nitritation)	Ammonium-oxidizing bacteria	van Dongen <i>et al.</i> (2001a)
9a	$NH_4^++NO_2^- \rightarrow N_2+2H_2O$	Anammox (without cell synthesis)	Planctomycetales	
9b	$NH_4^++1.32NO_2^- + 0.066HCO_3^- \rightarrow 1.02N_2+0.26NO_3^- + 0.066CH_2O+0.5N+0.15+2.03+H_2O$	Anammox (with cell synthesis)	Planctomycetales	
4+7	$NH_4^++6O_2+3C+ 4HCO_3^- \rightarrow 2N_2+7CO_2+10H_2O$	Modified nitrogen removal	Βακτήρια	Rittmann & McCarty (2001); Henze <i>et al.</i> (2002)
4+5+6+7	$NH_4^++8O_2+5C+4HCO_3^- \rightarrow 2N_2+9CO_2+10H_2O$	Traditional nitrogen removal	Βακτήρια	
4+9	$NH_3+0.85O_2 \rightarrow 0.11NO_3^- +0.44N_2+0.14H^++ 1.43H_2O$	CANON	Νιτροποιητικά βακτήρια Planctomycetales	Sliekers <i>et al.</i> (2002)
10	$NH_4^++0.75O_2 \rightarrow 0.5N_2+H^++1.5H_2O$	OLAND	Nitrosomonas	Verstraete & Philips (1998)
11	$3NH_4^++3O_2+3[H] \rightarrow 1.5N_2+3H^++6H_2O$	NOx μέθοδος	Nitrosomonas	Schmidt <i>et al.</i> (2003)

### 2.2.5.2 Συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος

Τα τελευταία χρόνια, οι πιο διαδεδομένες τεχνολογίες για τη βιολογική απομάκρυνση του αζώτου από τα υγρά απόβλητα βασίζονται στη διεργασία της ενεργού ιλύος (activated sludge). Η τυπική συγκέντρωση του χημικά απαιτούμενου οξυγόνου (COD) στα αστικά λύματα είναι ίση με 300 mg/L, ενώ του αμμωνιακού αζώτου 40 mg/L. Έτσι, λοιπόν, πρέπει να λυθούν ταυτόχρονα τρία προβλήματα:

1. η απομάκρυνση του άνθρακα,



2. η νιτροποίηση και
3. η απονιτροποίηση για σχετικά υψηλές τιμές παροχών (300 000 m<sup>3</sup>/d) με ένα οικονομικό τρόπο.

Υπάρχουν δύο διαφορετικοί τρόποι που μπορεί να επιτευχθεί αυτό, είτε με διεργασία ενός σταδίου, είτε με διεργασία δύο σταδίων.

Η διεργασία ενός σταδίου για την ταυτόχρονη απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα και του αμμωνιακού αζώτου στις μονάδες βιολογικής επεξεργασίας λυμάτων συνήθως λαμβάνει χώρα σε ένα οβάλ «χαντάκι» (τάφρος) με παρατεταμένο αερισμό, χρησιμοποιώντας «σκούπες αερισμού» (brush aerators), οι οποίες εξασφαλίζουν οριζόντια ροή για την απαιτούμενη ανακυκλοφορία. Λόγω της μεγάλης ηλικίας λάσπης (> 10d), οι νιτροποιητικοί μικροοργανισμοί δεν ξεπλένονται με αποτέλεσμα η νιτροποίηση να πραγματοποιείται ταυτόχρονα με την αερόβια απομάκρυνση του άνθρακα. Για την απονιτροποίηση απαιτείται μείωση οξυγόνου, η οποία μπορεί να επιτευχθεί με περιορισμένο αερισμό και ικανοποιητική απόσταση μεταξύ δύο συστημάτων περιστροφής των ελικών (rotors). Έτσι, δημιουργούνται ζώνες τόσο αερόβιες όσο και ανοξικές με αποτέλεσμα να επιτυγχάνονται ταυτόχρονα όλες οι διεργασίες. Η διεργασία πρέπει να ελέγχεται αλλάζοντας την ταχύτητα ή το βάθος του βυθισμένου τμήματος της αντλίας αερισμού.

Σε μεγάλες μονάδες βιολογικής επεξεργασίας λυμάτων η ανοξική ζώνη λαμβάνει χώρα συχνά σε ξεχωριστή δεξαμενή από την αερόβια. Δύο διαφορετικές διεργασίες είναι διαδεδομένες:

1. το ανοξικό στάδιο να ακολουθείται από μία δεξαμενή αερισμού (προαπονιτροποίηση) ή
2. το αερόβιο στάδιο να ακολουθεί το ανοξικό (μετααπονιτροποίηση).

Στην πρώτη διεργασία, μέρος του νιτροποιημένου λύματος πρέπει να ανακυκλώνεται στο ανοξικό στάδιο, έτσι ώστε να παρέχεται ικανοποιητική ποσότητα δέκτη ηλεκτρονίων (νιτρικά) στα αναερόβια απονιτροποιητικά βακτήρια. Αυτού του είδους η διαδικασία χρησιμοποιείται πιο συχνά.

Στη δεύτερη περίπτωση, μέρος του αρχικού λύματος πρέπει να οδηγείται στη δεξαμενή απονιτροποίησης με σκοπό να παρέχονται στα απονιτροποιητικά βακτήρια οργανικά ως δότες ηλεκτρονίων. Λόγω του ότι απαιτείται μικρή συγκέντρωση σε βιοχημικά απαιτούμενο οξυγόνο (BOD) στην έξοδο του συστήματος, πρέπει να ρυθμίζεται συνεχώς η παροχή του αρχικού λύματος, ελέγχοντας συνεχώς την συγκέντρωση των νιτρικών στην είσοδο του ανοξικού σταδίου (Δοκιανάνκης, 2006).

### **2.2.5.3 Σύστημα *Sequencing batch reactors (SBR)*= Αντιδραστήρες διαλείποντος έργου ή αντιδραστήρες εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας**

Τα συστήματα SBR χρησιμοποιούνται ως παραλλαγή της μεθόδου της ενεργού ιλύος για την επεξεργασία τόσο των αστικών λυμάτων όσο και των βιομηχανικών αποβλήτων με υψηλό οργανικό, κατά κύριο λόγο, φορτίο. Αποτελούν ωστόσο πολύ διαδεδομένη μέθοδο για την επεξεργασία των στραγγιδίων σε συνδυασμό με τη μέθοδο της κοκκώδους ιλύος (Jardin *et al.*, 2006), ενώ συνιστώνται και για εγκαταστάσεις σε βορειότερα κλίματα όπου λόγω της χαμηλής θερμοκρασίας αντιμετωπίζονται προβλήματα με την ποιότητα της εκροής και την αποτελεσματική λειτουργία του μηχανισμού καθίζησης (Ντάνου, 2012). Οι περισσότερες από τις μονάδες αυτού του είδους λειτουργούν με τη διαδικασία της νιτροποίησης-απονιτροποίησης. Ωστόσο επειδή σε αρκετές από τις μονάδες παρατηρείται συσσώρευση

νιτρωδών κατά διαστήματα, εφαρμόζεται νιτρωδοποίηση–απονιτρωδοποίηση παρόλο που αυτή η μέθοδος εφαρμόστηκε για πρώτη φορά σε αντιδραστήρα τύπου SHARON (Gustavsson, 2010).

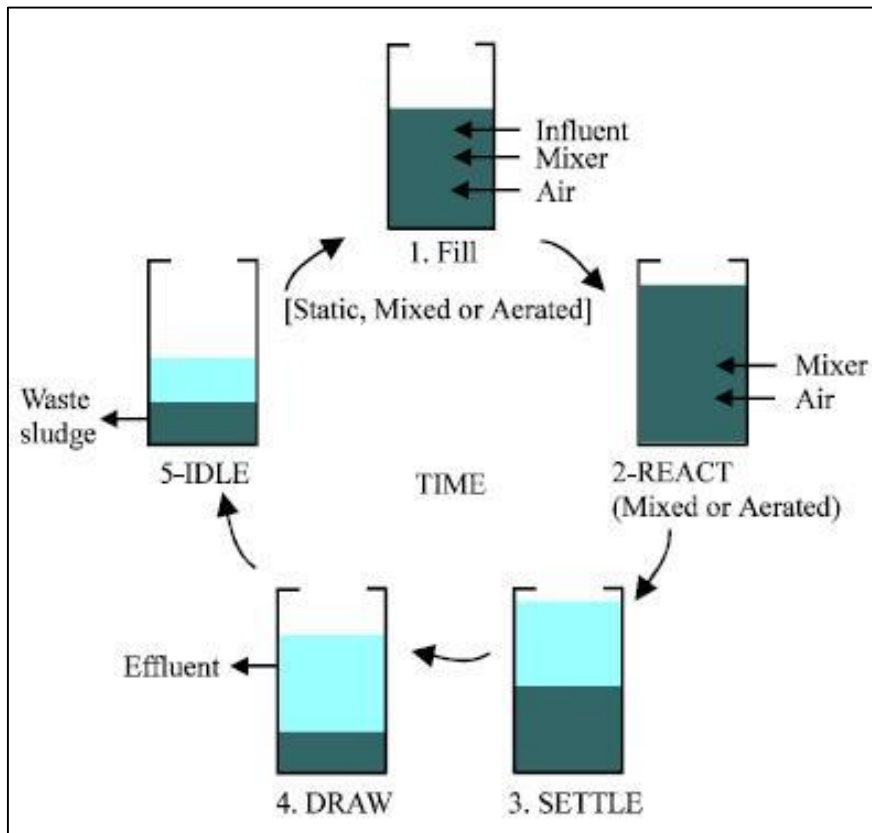
Στα τέλη της δεκαετίας του '60 ερευνητές με επικεφαλής τον Robert Irvine ύστερα από ένα σύνολο ερευνών, το 1969 κατάφεραν να περιγράψουν τη λειτουργία των συγκεκριμένων αντιδραστήρων διατυπώνοντας μια ενιαία ορολογία (Ντάνου, 2012). Πρόκειται για ένα σύστημα ενεργού ιλύος το οποίο λειτουργεί σε διαφορετικούς χρόνους και στον ίδιο χώρο, δηλαδή οι φάσεις της επεξεργασίας χωρίζονται χρονικά και όχι χωρικά καθώς τα στάδια της τροφοδοσίας, της εξισορρόπησης, του αερισμού και της καθίζησης διαδέχονται το ένα το άλλο. Οι αντιδραστήρες SBR χρησιμοποιούνται κατά την επεξεργασία υγρών χαμηλής ή διακεκομμένης (ημισυνεχούς) ροής. Προκειμένου να βελτιστοποιηθεί η απόδοση του συστήματος μπορεί να χρησιμοποιηθούν δύο ή περισσότεροι αντιδραστήρες σε μια προκαθορισμένη αλληλουχία λειτουργιών (Νταρακάς, 2014). Ο μεγάλος όγκος της κύριας δεξαμενής ενός συστήματος SBR πρέπει να εξασφαλίζει ικανοποιητικές συνθήκες αερισμού, υψηλά ποσοστά αραίωσης των εισερχόμενων φορτίων καθώς επίσης και υψηλή αντοχή σε ανάπτυξη συνθηκών που δύναται να διαταράξουν την ισορροπία του συστήματος (Κρομμύδας, 2005).

Η λειτουργία όλων των συστημάτων SBR βασίζεται στη διαδοχική εφαρμογή πέντε σταδίων (Σχήμα 2.12). Συγκεκριμένα κάθε κύκλος περιλαμβάνει:

- i. Στάδιο πλήρωσης (fill step), στη διάρκεια του οποίου λαμβάνει χώρα η τροφοδοσία του προς επεξεργασία υγρού σε συνθήκες πλήρους μίξης με ή χωρίς αερισμό. Πιο συγκεκριμένα τα λύματα εισέρχονται σε ένα μερικώς γεμάτο αντιδραστήρα που περιέχει βιομάζα και έχει εγκλιματιστεί στα συστατικά των λυμάτων από προηγούμενους κύκλους. Συνήθως η πλήρωση γίνεται πολύ γρήγορα αν και η συνεχής τροφοδοσία του αντιδραστήρα έχει παρατηρηθεί ότι αυξάνει τη σταθερότητα της διαδικασίας και επιταχύνει τους ρυθμούς αντίδρασης (Fux *et al.*, 2006).
- ii. Στάδιο αντίδρασης (react step), στη διάρκεια του οποίου λαμβάνει χώρα η κατανάλωση του οργανικού υποστρώματος από την ενεργό βιομάζα υπό ελεγχόμενες συνθήκες περιβάλλοντος. Αποτελείται από εναλλασσόμενες αερόβιες και ανοξικές φάσεις με διοχέτευση ή όχι οξυγόνου κατά αντιστοιχία.
- iii. Στάδιο καθίζησης (settle step), στη διάρκεια του οποίου λαμβάνει χώρα ο διαχωρισμός των στερεών από το επεξεργασμένο υγρό απόβλητο από τις συνθήκες πλήρους ηρεμίας, με αποτέλεσμα την παραγωγή διαυγούς υπερκειμένου υγρού.
- iv. Στάδιο εκκένωσης (draw/decant step), στη διάρκεια του οποίου λαμβάνει χώρα η απόρριψη του παραγόμενου επεξεργασμένου υγρού από τον αντιδραστήρα ως εκροή.
- v. Στάδιο ηρεμίας (idle step) που χρησιμοποιείται ως χρόνος αναμονής μεταξύ των διαδοχικών σταδίων εκκένωσης και πλήρωσης σε συστήματα πολλαπλών δεξαμενών. Ως εκ τούτου η χρήση του συχνά παραλείπεται.

Η πλήρωση του αντιδραστήρα μπορεί να γίνει και στο στάδιο της καθίζησης και της εκκένωσης προκειμένου να αποφευχθεί δεξαμενή εξισορρόπησης της εισροής των στραγγιδίων. Απαιτείται μια δεξαμενή εξισορρόπησης για την εκροή προκειμένου να

ισορροπήσει το φορτίο στην κύρια μονάδα των στραγγιδίων, γεγονός που δίνει τη δυνατότητα βελτίωσης της αποδοτικότητας της απομάκρυνσης του αζώτου (Gustavsson, 2010).



Σχήμα 2.12: Απεικόνιση κύκλου SBR. Πηγή: Google.

Στην περίπτωση εισροών με ισχυρό ρυπαντικό φορτίο το στάδιο της πλήρωσης γίνεται κατά τη διάρκεια του σταδίου αντίδρασης προκειμένου να εξασφαλιστεί ισορροπία στο ισοζύγιο του  $O_2$  (απαίτηση-παροχή), να αποφευχθεί τόσο η διατάραξη των μικροοργανισμών της δεξαμενής λόγω των εισερχόμενων στο σύστημα φορτίων όσο και η αναστολή λειτουργίας του συστήματος από ρυπαντικά φορτία (π.χ.  $NH_4-N$ ) (Μπούσουλας, 2010).

Η μέθοδος της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης σε έναν αντιδραστήρα SBR δεν προκύπτει κατά ανάγκη λόγω του ξεπλύματος των βακτηρίων NOB και συγκεκριμένα λόγω του μικρού χρόνου παραμονής τους. Ο χρόνος παραμονής στερεών είναι συνήθως πολύ υψηλός με αποτέλεσμα να επέρχεται σημαντική φθορά των βακτηρίων αυξάνοντας έτσι σημαντικά την εσωτερική πηγή άνθρακα που απαιτείται για την απονιτρωδοποίηση. Επιπλέον ο χρόνος παραμονής στερεών δεν είναι τόσο εύκολο να προσδιοριστεί σε αυτού του είδους τον αντιδραστήρα λόγω της διαφορετικής συνεισφοράς των αιωρούμενων στερεών που περιέχονται στα στραγγίδια. Συνεπώς στη βιβλιογραφία οι ρυθμοί αντίδρασης εκφράζονται ως ογκομετρικοί δείκτες και όχι ως δείκτες ανά SS ή ανά VSS. Η συσσώρευση των νιτρωδών ευνοείται με υψηλές συγκεντρώσεις αμμωνιακών, FNA, χαμηλές συγκεντρώσεις διαλυμένου οξυγόνου, παρεμπόδιση λόγω υδροξυλαμίνης ( $NH_3O$ ) και εφαρμογή διακοπτόμενου αερισμού. Ωστόσο δεν έχει εξακριβωθεί ποιος από τους παραπάνω παράγοντες, σε εφαρμογή πλήρους κλίμακας είναι σημαντικότερος.

Βασικές παράμετροι που υπεισέρχονται στο σχεδιασμό των αντιδραστήρων SBR αποτελούν το μέγεθος της δεξαμενής, ο αριθμός και η διάρκεια των κύκλων λειτουργίας, οι εναλλαγές των συνθηκών μεταξύ αερόβιων και αναερόβιων καθώς και ο χρόνος παραμονής στερεών (SRT), ο οποίος παίζει σημαντικό ρόλο στην πραγματοποίηση ή μη της νιτροποίησης (Ντάνου, 2012).

Το μέγεθος ενός αντιδραστήρα SBR εξαρτάται από το φορτίο του αζώτου, τους ρυθμούς αντίδρασης και τις ιδιότητες καθίζησης. Οι ρυθμοί νιτροδοποίησης συνήθως κυμαίνονται μεταξύ 1.2–1.4 kgN/m<sup>3</sup>·d (Wett *et al.*, 1998; Fux *et al.*, 2003; Gustavsson *et al.*, 2010) και κυρίως επηρεάζονται από τις συγκεντρώσεις του διαλυμένου οξυγόνου (Gustavsson *et al.*, 2008) και του νιτρώδους οξέος καθώς και από τη διαθεσιμότητα της ανόργανης πηγής άνθρακα (Vadivelu *et al.*, 2007). Οι ρυθμοί απονιτροδοποίησης ποικίλλουν ανάλογα με το είδος της προστιθέμενης πηγής άνθρακα, της έλλειψης άνθρακα, της συγκέντρωσης FNA και/ή των νιτρικών οξειδίων (Fux *et al.*, 2006; Gustavsson *et al.*, 2010; Yuan & Pijuan, 2009). Οι συνηθισμένοι ρυθμοί απονιτροδοποίησης σε εφαρμογές πλήρους κλίμακας κυμαίνονται μεταξύ 1.4–2.2 kg N/m<sup>3</sup>·d (Fux *et al.*, 2003; Gustavsson *et al.*, 2010).

Οι ιδιότητες της καθίζησης είναι συνήθως καλές σε αυτού του τύπου τον αντιδραστήρα. Ο αναγκαίος χρόνος καθίζησης και εκκένωσης όπως υποστηρίζουν οι Gustavsson *et al.* (2010) ισούται με 0.16 d, παρόλο που ο χρόνος καθίζησης δεν υπόκειται σε κανενός είδους βελτιστοποίηση. Οι ογκομετρικοί δείκτες απομάκρυνσης του αζώτου υπολογίζονται μεταξύ 0.5–0.8 kg/m<sup>3</sup>·d.

Οι Gustavsson *et al.* (2010) στο πλαίσιο της μελέτης τους προσπάθησαν να βελτιστοποιήσουν την παραγωγή αλκαλικότητας που είναι αναγκαία για την νιτροδοποίηση-απονιτροδοποίηση του αντιδραστήρα SBR και η οποία προκαλεί αναστολή της δραστηριότητας των απονιτροποιητών λόγω των επαναλαμβανόμενων περιόδων που παρουσιάζουν υψηλή συγκέντρωση νιτρώδων και ταυτόχρονα χαμηλό pH λόγω των υψηλών συγκεντρώσεων FNA. Ο μηχανισμός παρεμπόδισης δεν εντοπίστηκε αλλά το ίδιο υπόδειγμα βρέθηκε από τους Fux *et al.* (2006) όπου η συγκέντρωση των νιτρικών οξέων, ενδιάμεσο προϊόν της απονιτροδοποίησης, προκάλεσε τη μείωση των ρυθμών απονιτροδοποίησης. Ο κίνδυνος συσσώρευσης των νιτρικών οξέων εντείνει τις όξινες συνθήκες (Murray & Knowles, 2001) σε υψηλές συγκεντρώσεις νιτρώδων λόγω της άμεσης αναχαίτησης που προκαλείται με την αναγωγή των νιτρικών οξέων από τα νιτρώδη (von Schulthess *et al.*, 1995) και της εφαρμογής του διακοπόμενου αερισμού λόγω της επακόλουθης παρουσίας των ενζύμων σε ανοξικές συνθήκες (Casey *et al.*, 1999). Ωστόσο δεν έχει γίνει γνωστό αν τα νιτρικά οξέα ή η FNA (Yuan & Pijuan, 2009) λειτουργεί ως κύριος παρεμποδιστής (Gustavsson, 2010).

Η διάρκεια λειτουργίας κάθε κύκλου μπορεί να έχει διάρκεια 3-24 ώρες (Κρομμύδας, 2005).

Η απομάκρυνση της λάσπης από το σύστημα SBR γίνεται κατά το στάδιο εκκένωσης ταυτόχρονα με την απομάκρυνση του επεξεργασμένου υγρού ή μετά την ολοκλήρωση του κύκλου λειτουργίας δηλαδή κατά τη διάρκεια του σταδίου της ηρεμίας (Ντάνου, 2012). Ωστόσο συνήθως πραγματοποιείται κατά τη διάρκεια του σταδίου αντίδρασης έτσι ώστε να εξασφαλίζεται ομοιόμορφη απομάκρυνση στερεών από τον αντιδραστήρα. Η συχνότητα και η ποσότητα της ιλύος που απομακρύνεται εξαρτάται από την απόδοση του συστήματος. (Κρομμύδας, 2005). Βέβαια η συχνή απομάκρυνση της ιλύος έχει ως αποτέλεσμα τη διατήρηση του δείκτη μάζας του υποστρώματος των εισρεόντων λυμάτων σχεδόν σταθερή από κύκλο σε κύκλο. Στον εν λόγω αντιδραστήρα δεν απαιτείται σύστημα επανακυκλοφορίας

της ιλύος καθώς ο αερισμός και η καθίζηση πραγματοποιούνται στην ίδια δεξαμενή και επομένως στο στάδιο της αντίδρασης η απώλεια της βιομάζας είναι μηδενική.



Εικόνα 2.9: Επεξεργασία λυμάτων με αντιδραστήρες SBR στην Ε.Ε.Λ. Key Largo στη Φλόριδα, Πηγή: Google.

Εκτός από την απομάκρυνση του αζώτου κατά την απονιτροποίηση στην ανοξική φάση το σύστημα έχει τη δυνατότητα απομάκρυνσης και φωσφόρου. Αυτό γίνεται με την ακολουθία αναερόβιων-ανοξικών-αναερόβιων-αερόβιων συνθηκών κατά τις οποίες ειδική κατηγορία μικροοργανισμών πραγματοποιεί αντίστοιχους κύκλους πρόσληψης-έκλυσης-πρόσληψης φωσφόρου, με την πρόσληψη να υπερτερεί σημαντικά. Τελικά ο φώσφορος απομακρύνεται από το σύστημα με την περίσσεια ιλύ.

Η απόδοση στην απομάκρυνση του BOD κυμαίνεται μεταξύ 85-95% λόγω της εξασφάλισης των υψηλών χρόνων παραμονής στερεών (SRT) σε συνδυασμό με την ικανοποιητική λειτουργία της καθίζησης. Ο βαθμός απομάκρυνσης αζώτου και φωσφόρου μπορεί να επιτύχει μέσες απομακρύνσεις της τάξης του 70-80% ανάλογα με τις εναλλαγές των φάσεων αερισμού, εισροής και λοιπών λειτουργιών.

Μειονέκτημα της μεθόδου αποτελεί η παραγωγή θολής εκροής λόγω πιθανού ανεπαρκούς διαχωρισμού στο στάδιο της καθίζησης.

Τα συστήματα αυτά πλεονεκτούν κυρίως επειδή καταλαμβάνουν σχετικά μικρό χώρο με αποτέλεσμα η τοποθέτησή τους να είναι κατάλληλη σε περιορισμένες εκτάσεις.

Οι εναλλασσόμενοι κύκλοι του συστήματος μπορούν εύκολα να τροποποιηθούν για την απομάκρυνση των θρεπτικών συστατικών ανάλογα με τις επιδιωκόμενες απαιτήσεις της ποιότητας της τελικής εκροής προσδίδοντας ευελιξία στη λειτουργία τους αλλά και στον συνδυασμό τους με επιπλέον συστήματα. Επιπροσθέτως παρουσιάζουν σημαντική εξοικονόμηση ενέργειας, κεφαλαίου, λειτουργικού κόστους και κόστους συντήρησης. Οι

απαιτήσεις σε προσωπικό είναι ελάχιστες καθώς τα συστήματα διαθέτουν αυτοματισμούς (Ντάνου, 2012).

#### **2.2.5.4 Σύστημα *Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite (SHARON)***

Η μέθοδος στηρίζεται στη νιτρωδοποίηση και σχεδιάστηκε με στόχο τη μείωση των υψηλών φορτίων αζώτου της εισροής (1 g NH<sub>4</sub>-N/L) στη μονάδα επεξεργασίας παρά την επίτευξη των επιθυμητών επιπέδων αζώτου στην εκροή.

Στον αντιδραστήρα εφαρμόζεται διακοπτόμενος αερισμός έτσι ώστε να ελέγχεται αποτελεσματικά τόσο η απονιτροποίηση όσο και το pH. Όπως αναφέρουν οι Hellinga *et al.* (1998) επιτυγχάνονται μεγαλύτερες περίοδοι αερόβιων συνθηκών και μικρότερες περίοδοι αναερόβιων (Ποθουλάκη, 2011). Κατά την αναερόβια φάση προστίθεται μεθανόλη και πραγματοποιείται η απονιτροποίηση. Με τη χρησιμοποίηση μεθανόλης ή και οργανικών αποβλήτων για τη δημιουργία αλκαλικού περιβάλλοντος κατά την απονιτροποίηση μειώνεται το λειτουργικό κόστος σε αντίθεση με την πιθανή προσθήκης διττανθρακικών (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>) ή και υδροξειδίου του νατρίου (NaOH). Πρέπει να σημειωθεί ότι δεν είναι απαραίτητη η πλήρης απονιτροποίηση εφόσον η ποιότητα της εκροής δεν υπόκειται σε συγκεκριμένους περιορισμούς, άλλωστε ο βασικός στόχος είναι η απομάκρυνση του αζώτου. Σε σύγκριση με την παραδοσιακή μέθοδο νιτροποίησης-απονιτροποίησης η απαίτηση σε οξυγόνο μειώνεται κατά 40% και η συγκέντρωση του ανέρχεται σε 3.43 gO<sub>2</sub>/gN (Hellinga *et al.*, 1998; Mulder *et al.*, 2001).

Η αξιοποίηση των χαμηλών ρυθμών ανάπτυξης των βακτηρίων *Nitrobacter* σε υψηλές θερμοκρασίες σε αντίθεση με τα βακτήρια *Nitrosomonas* έδωσε τη δυνατότητα εφαρμογής αυτής της νέας πρωτοποριακής μεθόδου. Με χρήση ενός αντιδραστήρα πλήρους μίξης και χαμηλό χρόνο παραμονής στερεών (περίπου 1 ημέρα) σε συνθήκες υψηλών θερμοκρασιών (μεγαλύτερες των 30°C) επιτεύχθηκε έκπλυση των *Nitrobacter*. Η παραγωγή ιλύος βαίνει μειούμενη καθώς με την υψηλή θερμοκρασία των στραγγιδίων ενεργοποιούνται υψηλοί ρυθμοί ανάπτυξης. Για συγκεντρώσεις αζώτου πάνω από 0.4–0.5 g N/L πιο συμφέρουσα οικονομικά λύση αποτελεί η επιλογή του παρατεταμένου αερισμού σε σχέση με το μεγάλο χρόνο παραμονής της ιλύος αφού αυτού του είδους τα συστήματα παρουσιάζουν μικρότερο κόστος συντήρησης. Τα συστήματα τύπου SHARON στηρίζονται κατά βάση στην απομάκρυνση της ιλύος. Αυτός σημαίνει ότι ο χρόνος παραμονής στερεών (SRT) ισούται με τον υδραυλικό χρόνο παραμονής (HRT). Ο υδραυλικός χρόνος παραμονής θα πρέπει να επιλέγεται όσο το δυνατό μικρότερος προκειμένου να είναι μικρότερος και ο όγκος του αντιδραστήρα, ωστόσο πρέπει να αποφεύγεται η έκπλυση των AOB. Σύμφωνα με τους Mulder *et al.* (2006) ο υδραυλικός χρόνος παραμονής πρέπει να κυμαίνεται μεταξύ των τιμών 1.3–1.8 d ενώ ο ανοξικός υδραυλικός χρόνος παραμονής προβλέπεται να είναι μεταξύ των τιμών 0.5–0.75 d ανάλογα με την προστιθέμενη πηγή άνθρακα. Τα ογκομετρικά ποσοστά απομάκρυνσης του αζώτου έχουν υπολογιστεί σε 0.2–0.8 kgN/m<sup>3</sup>·d με συγκεντρώσεις εισροής μεταξύ 500–1 500 mg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/L (Gustavsson, 2010).

Η βασική διαφορά ανάμεσα στα συστήματα που συγκρατούν την ιλύ και σε εκείνα που δε τη συγκρατούν είναι η ευαισθησία που δείχνουν απέναντι στις μεταβολές της συγκέντρωσης της εισροής. Το βασικό κριτήριο σχεδιασμού στα συστήματα που κάνουν κατακράτηση είναι η φόρτιση της ιλύος ενώ στα άλλα συστήματα το ρόλο αυτό παίζει ο ρυθμός ανάπτυξης των βακτηρίων. Διακυμάνσεις των ποσοστών φόρτισης οδηγούν σε ένα μεγάλο εύρος ποσοστών

παραγόμενης ιλύος στον αντιδραστήρα εξασφαλίζοντας έτσι τη συγκέντρωση της εκροής σταθερή και ανεξάρτητη των τιμών της συγκέντρωσης που εισέρχει (van Loosdrecht, 2008).

Όπως ήδη έχει αναφερθεί η ρύθμιση του pH δίνει τη δυνατότητα ελέγχου του συστήματος και συμβάλλει στην απομάκρυνση του αζώτου σε ποσοστό 95%. Το pH διατηρείται σε σταθερές τιμές λόγω της αφαίρεσης του διοξειδίου του άνθρακα ( $\text{CO}_2$ ) από τα στραγγίδια. Γι' αυτό σε μεγάλες δεξαμενές με βάθος μεγαλύτερο από 4-5 m είναι σημαντικότερος ο σχεδιασμός μηχανισμού απομάκρυνσης του διοξειδίου του άνθρακα ( $\text{CO}_2$ ) έναντι της παροχέτευσης οξυγόνου ( $\text{O}_2$ ). Όταν η χημική ισορροπία μεταξύ διττανθρακικών και διοξειδίου του άνθρακα μετατοπίζεται προς τα δεξιά είναι προτιμότερη η διατήρηση του pH σε τιμή μικρότερη ή ίση του 7.0, παρά το γεγονός ότι η βέλτιστη τιμή ανάπτυξης των νιτροποιητών κυμαίνεται μεταξύ των τιμών 7.5–8.0. Ο συνδυασμός της υπερβολικής νιτροποίησης και της περιορισμένης απονιτροποίησης οδηγεί σε μείωση της τιμής του pH, ενώ η υπερβολική απονιτροποίηση έχει ως αποτέλεσμα την αύξηση του pH. Σε συστήματα που παρουσιάζουν μειωμένη ρυθμιστική ικανότητα οιαδήποτε μεταβολή της συγκέντρωσης μπορεί να επιφέρει μεγάλη αλλαγή στην τιμή του pH. Για παράδειγμα μια μεταβολή 7 mg  $\text{NH}_4^+\text{-N}$  παράγει 1Mm πρωτονίων και προκαλεί μείωση του pH κατά 3 μονάδες (van Loosdrecht, 2008).

Το γεγονός ότι οι αντιδράσεις νιτροποίησης και απονιτροποίησης είναι εξώθερμες έχουν σημαντικό αντίκτυπο στη θερμοκρασία του αντιδραστήρα. Αν και ο ακριβής θερμοκρασιακός έλεγχος δεν είναι απαραίτητος, είναι προτιμότερη η λειτουργία του αντιδραστήρα σε θερμοκρασίες της μεσοφιλικής περιοχής και συγκεκριμένα μεταξύ 25–40° C. Στο Σχήμα 2.13 εικονίζεται η συμβολή του εξοπλισμού του αντιδραστήρα και των διεργασιών που πραγματοποιούνται εντός αυτού στη διαμόρφωση της τελικής του θερμοκρασίας (van Loosdrecht, 2008).

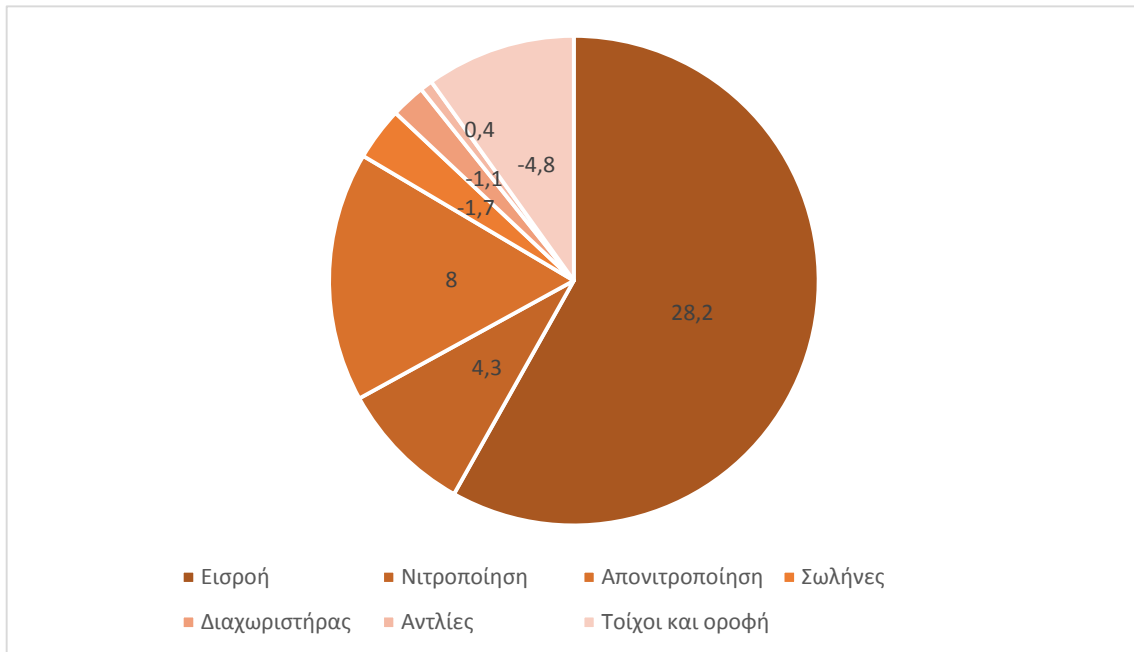
Το συνολικό κόστος ενός αντιδραστήρα SHARON περιλαμβάνει το κόστος λειτουργίας, το ενεργειακό κόστος, το κόστος της εξωτερικής πηγής άνθρακα. Όπως μπορεί να διαπιστωθεί και από το Σχήμα 2.14, το λειτουργικό κόστος κεφαλαίου είναι ιδιαίτερα χαμηλό λόγω της απλής λειτουργίας του αντιδραστήρα όπως και το κόστος κεφαλαίου καθώς δεν απαιτεί ιδιαίτερα πολύπλοκο σχεδιασμό (van Loosdrecht, 2008).

Ένα σύστημα SHARON μπορεί να σχεδιαστεί και με δύο αντιδραστήρες, έναν στον οποίο πραγματοποιείται νιτροποίηση και έναν άλλο στον οποίο λαμβάνει χώρα η απονιτροποίηση με ενδεχόμενο σύστημα ανακυκλοφορίας. Το σύστημα αυτό μπορεί να έχει μεγαλύτερο κατασκευαστικό κόστος, ωστόσο παρουσιάζει μικρότερο κόστος για τις ανάγκες του αερισμού καθώς είναι συνεχής (Gustavsson, 2010).

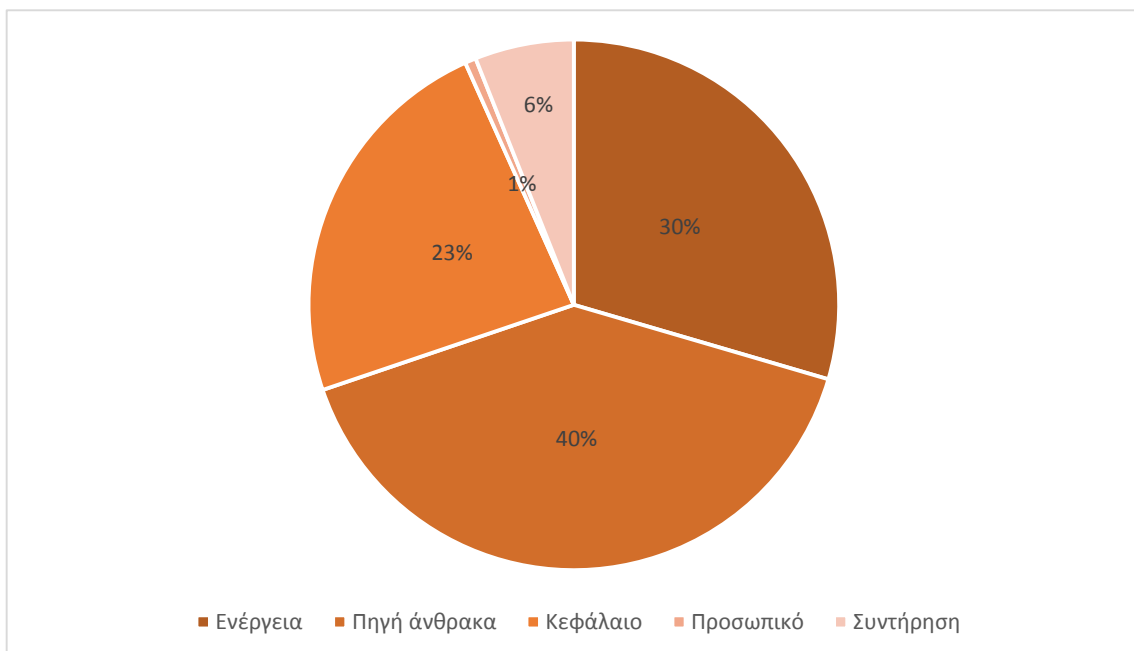
Το πρωτοποριακό αυτό σύστημα εφαρμόζεται πέρα από την επεξεργασία στραγγιδίων και σε άλλες περιπτώσεις επεξεργασίας υγρών αποβλήτων, όπως για τα στραγγίσματα Χώρων Υγειονομικής Ταφής Απορριμμάτων (Χ.Υ.Τ.Α.), για τα απόβλητα από διεργασίες κομποστοποίησης και συμπυκνώματα από την Ξήρανση της Ιλύος.

Η πρώτη πλήρους κλίμακας εγκατάσταση επεξεργασίας στραγγιδίων τύπου SHARON κατασκευάστηκε στην πόλη Utrecht της Ολλανδίας το έτος 1997. Σήμερα σε παγκόσμιο επίπεδο έχουν κατασκευαστεί δέκα παρόμοιες μονάδες (Gustavsson, 2010). Ενδεικτικά αναφέρονται οι μονάδες στις πόλεις Rotterdam, Zwolle, Beverwijk, Garmerwolde και Den Haag, της Ολλανδίας και μια στη Νέα Υόρκη. Τα φορτία αζώτου που εισέρχονται σε αυτές τις

εγκαταστάσεις κυμαίνονται από 400–2 500 kg/d. (van Loosdrecht & Salem, 2005; Ποθουλάκη, 2011)



Σχήμα 2.13: Συμβολή των διεργασιών και του εξοπλισμού του αντιδραστήρα SHARON στην τελική τιμή της θερμοκρασίας του. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή



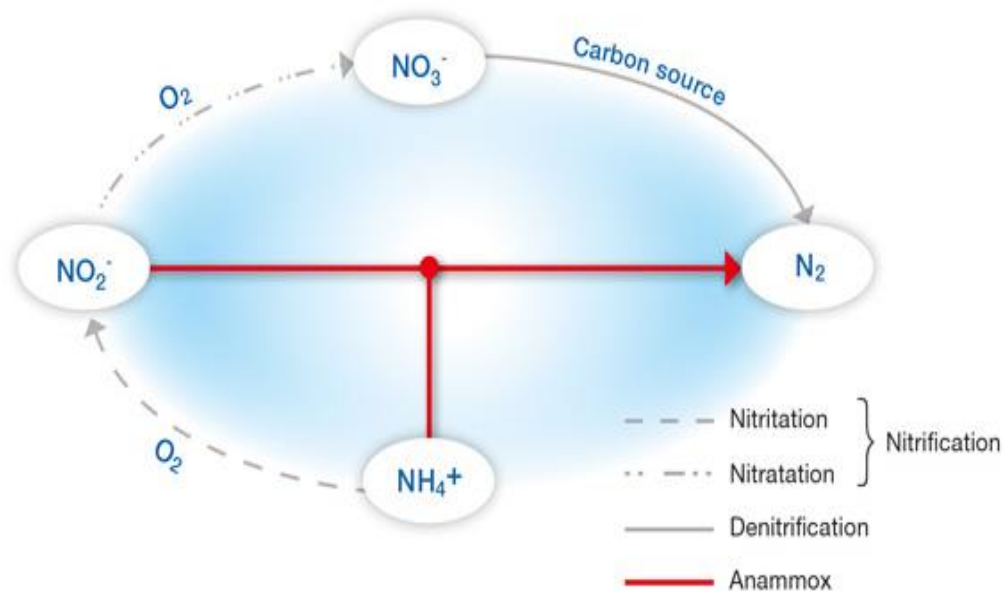
Σχήμα 2.14: Διαμόρφωση κόστους στην κατασκευή και λειτουργία ενός αντιδραστήρα SHARON. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή



### 2.2.5.5 Σύστημα Νιτρωδοποίηση – ANAMMOX (nitritation – ANAMMOX)

Η μέθοδος νιτρωδοποίηση-Αναμμοξ (nitritation – Anammox) γνωστή και με τον αγγλικό όρο DeAmmon βρίσκει εφαρμογή σε συστήματα βιοφιλμ και κοκκώδους ιλύος πλήρους κλίμακας (Σχήμα 2.15). Η διαδικασία μπορεί να πραγματοποιηθεί σε συστήματα ενός ή δύο αντιδραστήρων.

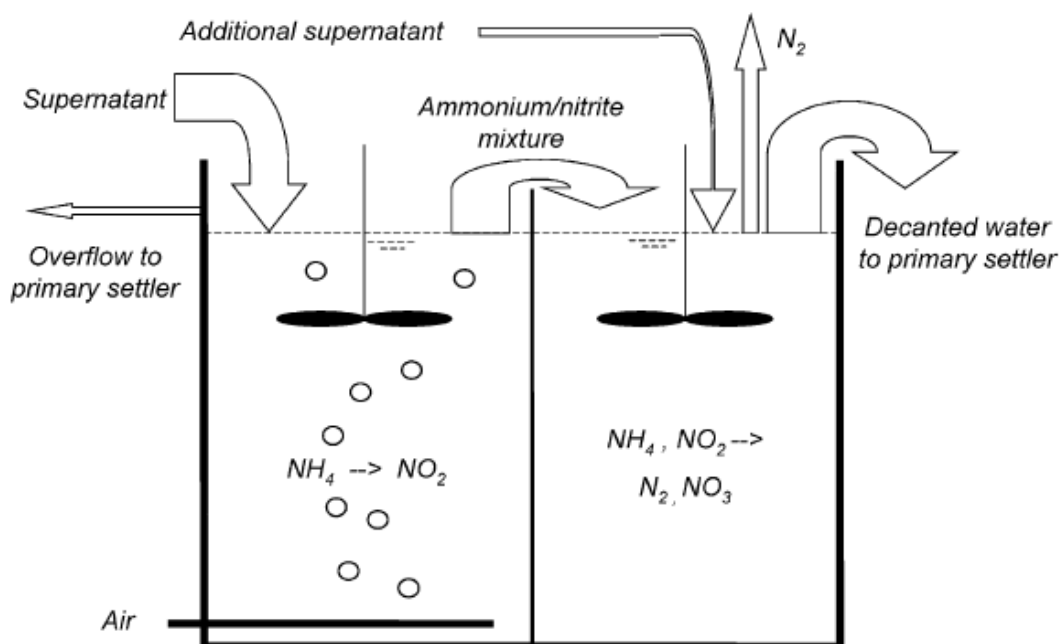
Σημαντικό ρόλο στη λειτουργία παίζει η αξιοποίηση των διαφορετικών ρυθμών ανάπτυξης μεταξύ των νιτροποιητικών βακτηρίων και των βακτηρίων Αναμμοξ. Ο τυπικός μέγιστος ρυθμός ανάπτυξης των αερόβιων βακτηρίων AOB είναι μεγαλύτερος κατά 10 φορές από τα βακτήρια NOB. Γι' αυτό κρίνεται απαραίτητος ο διαχωρισμός των νιτροποιητικών βακτηρίων από τα βακτήρια Αναμμοξ ο οποίος περιγράφεται αναλυτικά από τους Wett *et al.* (2010). Σε συστήματα βιοφιλμ μετακινούμενης κλίνης (MBBR moving bed biofilm reactors) και σε συστήματα κοκκώδους ιλύος όπως για παράδειγμα gas-lift ή upflows αντιδραστήρες (Van Dongen *et al.*, 2001) παρουσιάζεται ένα είδος φυσικού διαχωρισμού του χρόνου παραμονής στερεών κατά τη διαδικασία νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ εξαιτίας της στρωματοποιημένης δομής του αντιδραστήρα βιοφιλμ. Οι νιτροποιητές προτιμούν τις εξωτερικές στρώσεις στις οποίες παρέχεται οξυγόνο ενώ τα βακτήρια Αναμμοξ προτιμούν τις εσωτερικές στρώσεις. Έτσι δεν επηρεάζεται η υψηλή απόδοση του αντιδραστήρα. Από το σύστημα απομακρύνονται φορτία αζώτου της τάξης 5–10 kgN/m<sup>3</sup>·d (van Loosdrecht, 2008).



Σχήμα 2.15: Σχηματική αναπαράσταση της μεθόδου DeAmmon, Πηγή: Ιντερνετ

Η πρώτη μεγάλης κλίμακας μονάδα νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ κατασκευάστηκε στις αρχές του 2001 στην Ε.Ε.Λ. της πόλης Hattingen της Γερμανίας για την εξυπηρέτηση 53 000 ισοδύναμων κατοίκων. Ο αντιδραστήρας για την επεξεργασία των στραγγιδίων ήταν τύπου βιοφιλμ μετακινούμενης κλίνης MBBR (Moving Bed Biofilm Reactor) που περιείχε σε ποσοστό 40% φορείς Kaldnes K1 ως μέσο για την προσκόλληση της βιομάζας με ειδική επιφάνεια 500 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Τη διάθεση αυτών των αντιδραστήρων στο εμπόριο έκανε η εταιρεία Purac

(Rosenwinkel *et al.*, 2005). Η μονάδα λειτούργησε μόνο για τους πρώτους έξι μήνες μεταβατικής λειτουργίας με τη μέθοδο νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης γι' αυτό και ο αντιδραστήρας είχε αρχικά σχεδιαστεί για την εξυπηρέτηση αυτής της μεθόδου. Ενάμιση χρόνο αργότερα μετά από συνθήκες κανονικής λειτουργίας και εφαρμογής της μεθόδου νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ, το ποσοστό αφαίρεσης του αζώτου κυμαινόταν σε ποσοστό 70-80% και το φορτίο του μεταξύ των τιμών 100-160 kgN/d (Σχήμα 2.16). Ο βασικός σχεδιασμός στόχευε σε ποσοστό απομάκρυνσης αζώτου της τάξης του 80%, φορτίου που αντιστοιχεί σε 120 kgN/d ενώ η ημερήσια παροχή των στραγγιδίων προς επεξεργασία ανερχόταν σε 200 m<sup>3</sup>/d (Gustavsson, 2010). Το 2007, μια δεύτερη μονάδα DeAmmon για την εξυπηρέτηση 260 000 ισοδύναμων κατοίκων ξεκίνησε να λειτουργεί στην πόλη Himmerfjärden της Σουηδίας για φορτίο σχεδιασμού 670 kgN/d και με περιεχόμενο ποσοστό φορέων Kaldnes K1 ίσο με 32%. Δυο υπάρχουσες δεξαμενές πρωτοβάθμιας καθίζησης μετατράπηκαν σε δεξαμενές τύπου MBBR. Με βάση την εμπειρία που αποκτήθηκε από τη λειτουργία της πρώτης μονάδας εφαρμόστηκε σύστημα διακοπτόμενου αερισμού. Ο χρόνος εγκλιματισμού για τις δύο γραμμές επεξεργασίας ήταν 9 και 12 μήνες αντίστοιχα αν και ο Ling (2009) αναφέρει χρονικό διάστημα διάρκειας 6-7 μηνών (πέρα από την καθυστέρηση λόγω προβλημάτων κατά τη διάρκεια της εκκίνησης). Μια νέα μονάδα DeAmmon λειτουργεί σήμερα στην πόλη Dalian της Κίνας με φορτίο σχεδιασμού 2 200 kgN/d (L Kanders) (Gustavsson, 2010). Οι παραπάνω τρεις μονάδες που λειτουργούν με βάση την συγκεκριμένη μέθοδο είναι εγκατεστημένες σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων και αποτελούν τμήμα του συνολικού αριθμού των οκτώ μονάδων αυτού του είδους που έχει εγκαταστήσει η εταιρεία Raques σε παγκόσμια κλίμακα.



Σχήμα 2.16: Σχηματική διάταξη του αντιδραστήρα νιτρωδοποίησης (αριστερά) και της αναερόβιας οξείδωσης της αμμωνίας (δεξιά). Πηγή: Ποθουλάκη (2011)

### 2.2.5.6 Σύστημα SHARON – ANAMMOX

Το 2002, η πρώτη πλήρους κλίμακας μονάδα ANAMMOX ξεκίνησε τη λειτουργία της στο Ρότερνταμ της Ολλανδίας. Η μονάδα επεξεργασίας λυμάτων του Dokhaven (Εικόνα 2.11) παρείχε δυνατότητα εξυπηρέτησης 470 000 ισοδύναμων κατοίκων και επεξεργασία φορτίου αζώτου που ανερχόταν σε 830 kgN/d (van der Star *et al.*, 2007). Στη μονάδα ήταν επίσης εγκατεστημένος ένας αντιδραστήρας τύπου SHARON (Mulder *et al.*, 2001) στον οποίο λάμβανε χώρα η νιτρωδοποίηση, λειτουργώντας ως χημειοστάτης, εξασφαλίζοντας έτσι συνεχή τροφοδότηση και απομάκρυνση του προς επεξεργασία όγκου. Με αυτό τον τρόπο διαπιστώθηκε ότι ήταν ευκολότερος ο έλεγχος του ρυθμού ανάπτυξης των μικροοργανισμών. Στην εν λόγω μονάδα επιλέχθηκε αερόβιος υδραυλικός χρόνος παραμονής ίσος με 1.4 d (Kampschreur *et al.*, 2008). Η εκροή από τον αντιδραστήρα της νιτρωδοποίησης (SHARON) μέσω υπερχειλίσης μεταβαίνει στον αντιδραστήρα τύπου Anammox (Gustavsson, 2010). Στον αντιδραστήρα υπάρχει σύστημα εσωτερικής ανακυκλοφορίας κατάλληλο για συστήματα κοκκώδους ιλύος. Ο αντιδραστήρας χωρίζεται σε τρία διαμερίσματα καθ' ύψος: το κάτω διαμέρισμα, το διαμέρισμα του κυρίως αντιδραστήρα (full reactor) και το άνω διαμέρισμα (Σχήμα 2.17).

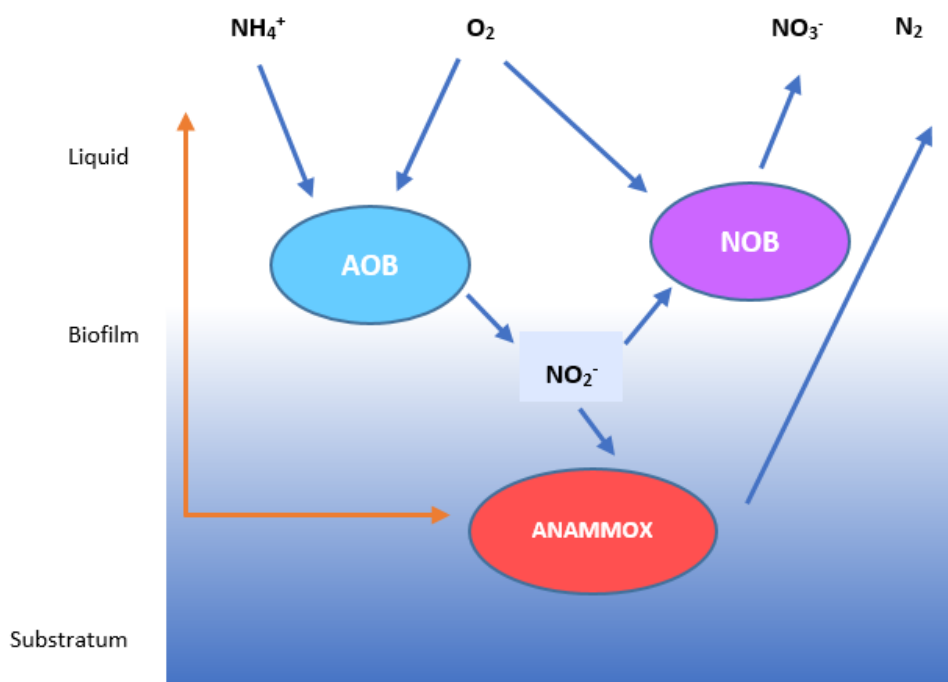
Το κάτω διαμέρισμα αποτελείται από ένα στρώμα λάσπης το οποίο αναμειγνύεται μέσω της λειτουργίας ενός σωλήνα που μεταφέρει αέριο άζωτο που παράγεται και συλλέγεται στο πάνω μέρος αυτού του στρώματος. Με αυτό τον τρόπο οι συγκεντρώσεις των νιτρικών μπορούν να διατηρηθούν σε χαμηλά επίπεδα στο διαμέρισμα του κυρίως αντιδραστήρα παρά τις υψηλές συγκεντρώσεις εισροής. Το πάνω διαμέρισμα περιέχει λάσπη η οποία χρησιμοποιείται κυρίως για την επίτευξη της επιθυμητής ποιότητας της εκροής (van Loosdrecht, 2008).

Οι Lemaire *et al.* (2008) υποστηρίζουν ότι τα συστήματα κοκκώδους ιλύος είναι σύνθετα και παρουσιάζουν πυκνά συσσωματώματα μικροβιακής προέλευσης (κροκίδες) σφαιρικού σχήματος που δεν συσσωματώνονται κάτω από χαμηλή υδροδυναμική διάτμηση και έχουν την δυνατότητα να καθιζάνουν ταχύτερα σε σύγκριση με τα συμβατικά συστήματα ενεργού ιλύος (van Loosdrecht, 2008).

Το σύστημα που συνδυάζει τη λειτουργία των δύο αντιδραστήρων καλείται SHARON-ANAMMOX (Van Dongen *et al.*, 2001) και αναπτύχθηκε από τις εταιρείες Raques και Grontmij σε συνεργασία με το Πανεπιστήμιο του Delft (Gustavsson, 2010).



Εικόνα 2.10: Εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων του Dokhaven στο Ρότερνταμ της Ολλανδίας. Πηγή: van Loosdrecht (2008)



Σχήμα 2.17: Σχηματική αναπαράσταση της αυτοτροφικής απομάκρυνσης του αζώτου σε βιοφιλμ συστήματα. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Στον Πίνακα 2.9 παρουσιάζεται η σύγκριση ενός συστήματος SHARON-ANAMMOX με ένα συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος.

Πίνακας 2.9: Σύγκριση συστήματος SHARON-ANAMMOX με συμβατικό σύστημα ενεργού ιλύος. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Παράμετροι	Μονάδες	Συμβατικό σύστημα επεξεργασίας	SHARON-ANAMMOX
Ισχύς	kWh/KgN	2.8	1.0
Εξωτερική προσθήκη άνθρακα (μεθανόλη)	kg/kgN	3.0	0.0
Παραγωγή ιλύος	KgVSS/kgN	0.5-1.0	0.1
Εκπομπές CO <sub>2</sub>	kg/kgN	>4.7	0.7
Συνολικό κόστος	€/kgN	3.0-5.0	1-2

### 2.2.5.7 Σύστημα Deammonification (DEMON)

Το σύστημα αυτό αποτέλεσε το επόμενο βήμα στην εξέλιξη του σχεδιασμού, μετά τον αντιδραστήρα τύπου SHARON-ANAMMOX, από την εταιρεία Raques. Πρόκειται για μια κατασκευή σε μονάδα επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) στην πόλη Olburgen της Ολλανδίας, ενός αντιδραστήρα κοκκώδους ιλύος στον οποίο εμβολιάστηκε ιλύς προερχόμενη από τον αντιδραστήρα Anammox της μονάδας του Ρότερνταμ. Η λειτουργία της μονάδας που αποτέλεσε παραλλαγή του συστήματος νιτροδοποίησης-Anammox, εισέρχονταν για προεπεξεργασία απόβλητα από κάποια βιομηχανία πατάτας με φορτίο αζώτου που ανερχόταν στην τιμή των 1 200 kgN/d (ABMA *et al.*, 2007 & 2010). Ο χρόνος εγκλιματισμού διήρκεσε περίπου 5 μήνες φθάνοντας φορτίο απομάκρυνσης αζώτου ίσο με 700 kgN/d (ABMA *et al.*, 2007). Ο αντιδραστήρας λειτούργησε ως χημειοστάτης όγκου 600 m<sup>3</sup> και η κατακράτηση της ιλύος γινόταν από ένα διαχωριστή στο πάνω μέρος του αντιδραστήρα (ABMA *et al.*, 2010). Εντός του αντιδραστήρα εξασφαλίστηκαν συνθήκες πλήρους μίξης μέσω διάφορων σωλήνων ανύψωσης (Kampschreur *et al.*, 2009) καθώς και συνεχής παροχέτευση αέρα που προσαρμόζονταν με βάση on line μετρήσεις των συγκεντρώσεων της αμμωνίας και των νιτρικών στην εκροή (Gustavsson, 2010).

Η πρώτη πλήρους κλίμακας μονάδα με αντιδραστήρα SBR αιωρούμενης κοκκώδους ιλύος βασισμένη στη μέθοδο νιτροδοποίησης-Anammox, όγκου 500m<sup>3</sup>, ξεκίνησε τη λειτουργία της στην εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων στην πόλη Strass της Αυστρίας το 2004 με στόχο την εξυπηρέτηση 200 000 ισοδύναμων κατοίκων (Wett, 2006). Πριν από την έναρξη της περιόδου πλήρους λειτουργίας που διήρκεσε έξι μήνες προηγήθηκε μια περίοδος εγκλιματισμού για δύο χρόνια που ξεκίνησε με τον εμβολιασμό μιας ποσότητας 4 L από αντιδραστήρα κατασκευής EAWAG στη Ζυρίχη των 300 L που σταδιακά αυξήθηκε σε 2.4m<sup>3</sup> (Gustavsson, 2010).

Η διαδικασία έχει χαμηλές απαιτήσεις σε διαλυμένο οξυγόνο DO (0.3 mg/L) ενώ εφαρμόζεται διακοπτόμενος αερισμός. Το σύστημα αερισμού λειτουργεί με βάση τη διακύμανση των τιμών του pH που επικρατούν μέσα στον αντιδραστήρα. Η ενεργοποίηση του αερισμού ξεκινά κάθε φορά που η τιμή του pH αποκλίνει από την επιθυμητή κατά 0.01 μονάδες. Κατά

τη διάρκεια του αερισμού η νιτρωδοποίηση μειώνει την τιμή του pH ενώ κατά τη διάρκεια των αναερόβιων συνθηκών τα νιτρώδη καταναλώνονται από τα βακτήρια *Anaerobium*. Η αντίδραση *Anaerobium* παράγει κάποια αλκαλικότητα αλλά η αύξηση της τιμής του pH που συμβαίνει οφείλεται ως επί το πλείστον στη συνεχή πλήρωση του αντιδραστήρα με τα στραγγίδια. Η χαμηλή συγκέντρωση σε διαλυμένο οξυγόνο επιλέγεται προκειμένου να αποφευχθεί η ταχεία συσσώρευση νιτρωδών και να αποφευχθεί η οξείδωσή τους από τα βακτήρια NOB. Η δυνατότητα αναστολής της δράσης τόσο των αερόβιων βακτηρίων AOB όσο και των βακτηρίων *Anaerobium* εξαιτίας της επικράτησης ενός στενού εύρους pH και χαμηλής συγκέντρωσης DO διερευνήθηκε διεξοδικά από τους Wett *et al.* (2007). Το σύστημα αυτό που στηρίζεται κυρίως στον έλεγχο των τιμών του pH ονομάζεται σύστημα deammonification (DEMON) και διατίθεται στην αγορά από τις εταιρείες Grontmij και Cyklar-Stulz. Περιλαμβάνει επίσης μια πατέντα υδροκυκλώνα που τροφοδοτείται με ενεργό ιλύ από αντιδραστήρα SBR (Wett *et al.*, 2010). Οι φυγόκεντρες δυνάμεις που αναπτύσσονται στον υδροκυκλώνα διαιρούν τη λάσπη σε δύο τμήματα καθιστώντας εύκολη την επιλογή του κατάλληλου χρόνου παραμονής στερεών (SRT) για καθεμιά από τις επιθυμητές ομάδες βακτηρίων. Το τμήμα του υγρού που υπερχειλίζει περιλαμβάνει κροκίδες καφέ χρώματος που συντίθενται τόσο από τα βακτήρια AOB όσο και από άλλα βακτήρια που αναπτύσσονται με γοργούς ρυθμούς ενώ το υπόλοιπο υγρό του αντιδραστήρα που στο σύνολό του περιέχει κατά κύριο λόγο κροκίδες βακτηρίων *Anaerobium* κόκκινου χρώματος ανακυκλώνεται μέσα σε αυτόν. Τα μοντέλα προσομοίωσης που χρησιμοποίησαν οι Wett *et al.* (2010) έδειξαν ότι ο χρόνος παραμονής στερεών για τα βακτήρια *Anaerobium* ήταν έξι φορές μεγαλύτερος από τον αντίστοιχο χρόνο των βακτηρίων AOB με την εφαρμογή της πατέντας που αναφέρθηκε (Gustavsson, 2010).

Σήμερα υπάρχουν συνολικά έντεκα μονάδες DEMON που λειτουργούν σε πλήρη κλίμακα σε όλη την Ευρώπη με δυνατότητα επεξεργασίας φορτίου που κυμαίνεται μεταξύ 50–2 400 kgN/d. Οι περισσότερες από αυτές βρίσκονται σε μονάδες επεξεργασίας λυμάτων. Υπάρχουν ωστόσο συστήματα SBR αιωρούμενης κοκκώδους ιλύος ενός αντιδραστήρα που βασίζονται στη μέθοδο νιτρωδοποίησης–*Anaerobium* ωστόσο η λειτουργία τους δεν στηρίζεται στην διακύμανση των τιμών του pH (Joss *et al.*, 2009).

Στην εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων της Ζυρίχης υπάρχουν δύο αντιδραστήρες τύπου SBR που λειτουργούν παράλληλα με τη μέθοδο νιτρωδοποίησης–*Anaerobium* καθεμιά από τις οποίες επεξεργάζεται φορτίο 625 kgN/d. Στον πρώτο αντιδραστήρα έγινε εμβολιασμός από μια μονάδα 8 m<sup>3</sup> τον Οκτώβριο του 2007 ενώ τέθηκε σε συνθήκες πλήρους λειτουργίας μετά την παρέλευση 180 ημερών. Στο δεύτερο αντιδραστήρα εμβολιάστηκε ποσότητα από τον πρώτο και μέχρι τον Ιούνιο του 2008 είχε επιτευχθεί η δυνατότητα επεξεργασίας του φορτίου σχεδιασμού. Η συγκέντρωση του διαλυμένου οξυγόνου είχε ρυθμιστεί στη συγκέντρωση του 1 mgO<sub>2</sub>/L και η διαδικασία ολοκληρωνόταν σε συγκεκριμένη τιμή αμμωνιακών. Η λειτουργία αυτού του αντιδραστήρα στη Ζυρίχη αποτέλεσε μια πολύ καλή ευκαιρία μελέτης διαφορετικών τρόπων λειτουργίας με το σύστημα των παράλληλων αντιδραστήρων (Gustavsson, 2010).

Η σύγκριση μεταξύ του συνεχής και του διακοπτόμενου αερισμού κατά τη φάση λειτουργίας του αντιδραστήρα SBR έδειξε ότι η εφαρμογή συνεχούς αερισμού δίνει τη δυνατότητα ακριβής παρακολούθησης της απόδοσης του αντιδραστήρα μέσω on line καταγραφών χωρίς την ανάγκη ενεργοποίησης και απενεργοποίησης των αεριστήρων, επιτυγχάνοντας έτσι μεγαλύτερη μείωση των ποσοστών αζώτου. Πιο συγκεκριμένα σύμφωνα με τους Joss *et al.*

(2009) οι εκπομπές οξειδίων του αζώτου ανέρχονται σε 0.4% κατά το συνεχή και 0.6% κατά το διακοπτόμενο αερισμό (Gustavsson, 2010).

#### **2.2.5.8 Απονιτροποιητική οξείδωση της αμμωνίας – Denitrifying ammonium oxidation (DEAMOX)**

Στις διαδικασίες απομάκρυνσης αζώτου που περιλαμβάνουν τη δράση των βακτηρίων Anammox συνήθως απαιτούνται νιτρώδη. Στη διαδικασία νιτρωδοποίησης–Anammox τα νιτρώδη προέρχονται από το πρώτο αντιδραστήρα στον οποίο πραγματοποιείται η νιτρωδοποίηση. Σε διαδικασίες απομάκρυνσης του αζώτου παρουσία περιορισμένης ποσότητας οξυγόνου τα βακτήρια AOB του ίδιου αντιδραστήρα ή συστήματος βιοφιλμ παρέχουν νιτρώδη στα βακτήρια Anammox. Πρόσφατα παρουσιάστηκε μια εναλλακτική μέθοδος που στοχεύει στο συνδυασμό της μεθόδου anammox με άλλες μεθόδους απομάκρυνσης του αζώτου που εξασφαλίζουν την παραγωγή νιτρωδών για τις διαδικασίες Anammox.

Η απονιτροποιητική οξείδωση της αμμωνίας, **DE**nitrifying **AM**monium **OX**idation (DEAMOX) περιλαμβάνει τη πραγματοποίηση των αντιδράσεων Anammox κάτω από αυτοτροφικές απονιτροποιητικές συνθήκες χρησιμοποιώντας το θείο ως δότη ηλεκτρονίων προκειμένου να μετατραπούν τα νιτρικά σε νιτρώδη (Kalyuzhnyi *et al.* 2006; Paredes *et al.*, 2007). Αυτή η μέθοδος θεωρείται κατάλληλη για υγρά πλούσια σε αμμωνιακά και θειούχα. Το πρώτο βήμα περιλαμβάνει την προεπεξεργασία των στραγγιδίων που περιλαμβάνουν οργανικό άζωτο και θείο σε έναν αναερόβιο αντιδραστήρα. Η εκροή του αντιδραστήρα που περιλαμβάνει αμμωνιακά και θειούχα τροφοδοτεί έναν άλλο αντιδραστήρα στον οποίο λαμβάνει χώρα η νιτρωδοποίηση. Οι εκροές που προέρχονται από τα δύο είδη αντιδραστήρων καταλήγουν στον αντιδραστήρα τύπου DEAMOX όπου πραγματοποιούνται διαδοχικές αντιδράσεις. Τα νιτρικά μετατρέπονται σε νιτρώδη χρησιμοποιώντας το θείο ως δότη ηλεκτρονίων. Η παρουσία νιτρωδών και αμμωνιακών στον αντιδραστήρα DEAMOX βοηθάει τις αντιδράσεις των βακτηρίων Anammox. Θεωρητικά ο λόγος  $H_2S/NO_3$  εντός του αντιδραστήρα ισούται με 1:4 (Kalyuzhnyi *et al.*, 2006). Η εν λόγω μέθοδος εξετάστηκε πειραματικά σε ότι αφορά στη δραστηριότητα των βακτηρίων Anammox εντός του αντιδραστήρα DEAMOX ύστερα από 410 μέρες βελτιστοποίησης. Ωστόσο επειδή πρόκειται για μια νέα μέθοδο απαιτείται επιπλέον διερεύνηση και μελέτη. Η παρουσία υδροθείου ενδεχομένως να προκαλέσει αναχαίτηση της ανάπτυξης όλων των βακτηριακών κοινωνιών. Επιπλέον σύμφωνα με τους Kalyuzhnyi *et al.* (2006) η τεχνολογία μπορεί να εφαρμόζεται μόνο σε υγρά τα οποία είναι πλούσια σε θειικά άλατα (Caruno, 2007).

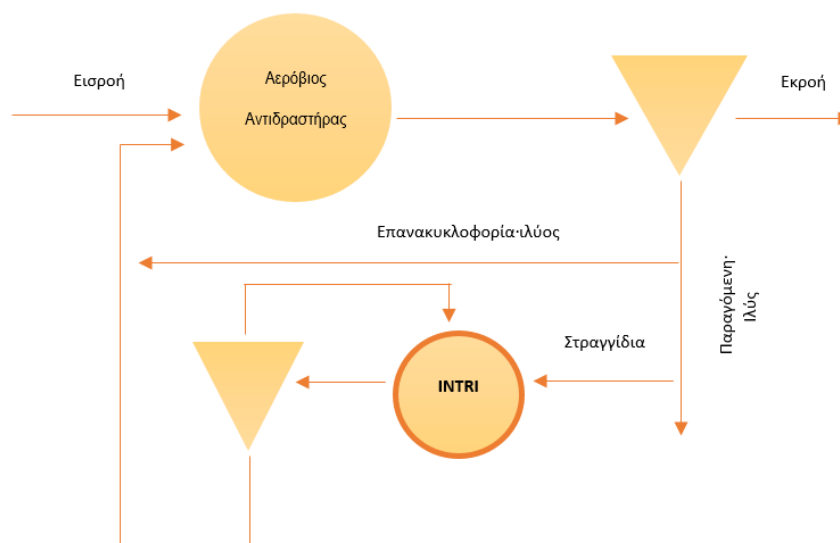
#### **2.2.5.9 Σύστημα Bio –Augmentation**

Το βασικό κριτήριο σχεδιασμού σε μια νιτροποιητική μονάδα επεξεργασίας είναι ο απαιτούμενος αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών (SRT) των νιτροποιητικών βακτηρίων, ο οποίος δύσκολα παρουσιάζει αύξηση σε ψυχρότερα κλίματα. Με την προσθήκη νιτροποιητικών βακτηρίων στο σύστημα ενεργού ιλύος είναι πιθανό να μειωθεί ο απαιτούμενος χρόνος παραμονής. Μπορεί να χρησιμοποιηθεί για συστήματα απονιτροποίησης με υψηλό αμμωνιακό φορτίο ή για την εξοικονόμηση «χώρου» για την πραγματοποίηση της απονιτροποίησης σε καλά συστήματα απονιτροποίησης.

Η μέθοδος Bio-Augmentation μπορεί να πραγματοποιηθεί με εξωτερική καλλιέργεια νιτροποιητικής λάσπης. Η διαδικασία αυτή έχει δύο σοβαρά μειονεκτήματα. Αφενός τα

προστιθέμενα βακτήρια μπορεί να μην αποτελούν τον καταλληλότερο τύπο νιτροποιητών για την συγκεκριμένη εγκατάσταση επεξεργασίας, αφετέρου σε αντιδραστήρα συνεχούς λειτουργίας που αρχικά εμβολιάζεται με λάσπη από τη δεξαμενή αερισμού και τροφοδοτείται από τα στραγγίδια της αφυδάτωσης, οι νιτροποιητές που αναπτύσσονται στη λάσπη με τη μορφή συσσωματωμάτων δεν μπορούν να απομακρυνθούν με τη βοήθεια των πρωτόζων όπως συμβαίνει με τα προστιθέμενα αιωρούμενα στερεά καθώς ανήκουν στο ίδιο το σύστημα. Ωστόσο παρατηρείται μείωση στο φορτίο του αζώτου του συστήματος επεξεργασίας (van Loosdrecht, 2008).

Υπάρχουν τρεις διαφορετικοί τρόποι για να πραγματοποιηθεί η μέθοδος Bio-Augmentation. Η διαδικασία *INTRI* (Kos, 1998) κατά την οποία οι νιτροποιητές αναπτύσσονται στα στραγγίδια της αφυδάτωσης (Σχήμα 2.18). Η συσσωμάτωση επιτυγχάνεται με την εξασφάλιση μεγάλου χρόνου παραμονής της ιλύος. Η εφαρμογή τέτοιων χρόνων σε αυτού του είδους τα συστήματα μπορεί να προκαλέσει προβλήματα καθώς οδηγεί στη μείωση της ποσότητας της παραγόμενης ιλύος και ως εκ τούτου οι νιτροποιητικοί πληθυσμοί που ευθύνονται για τη διαδικασία και εντοπίζονται στη λάσπη δεν μπορούν να αναπτυχθούν επαρκώς. Οι άλλοι δύο τρόποι στηρίζονται στην επανακυκλοφορία της ιλύος. Σε αυτές τις περιπτώσεις δεν είναι αναγκαία η επικράτηση μεγάλων χρόνων παραμονής της ιλύος γιατί τα βακτήρια έχουν ήδη αναπτυχθεί στη λάσπη και το απαιτούμενο COD για την απονιτροποίηση εξασφαλίζεται μέσω της ανακυκλοφορίας της ιλύος. Η απονιτροποίηση είναι απαραίτητη προκειμένου να διατηρηθεί ιδανική η τιμή του pH στον αντιδραστήρα των στραγγιδίων (van Loosdrecht, 2008).

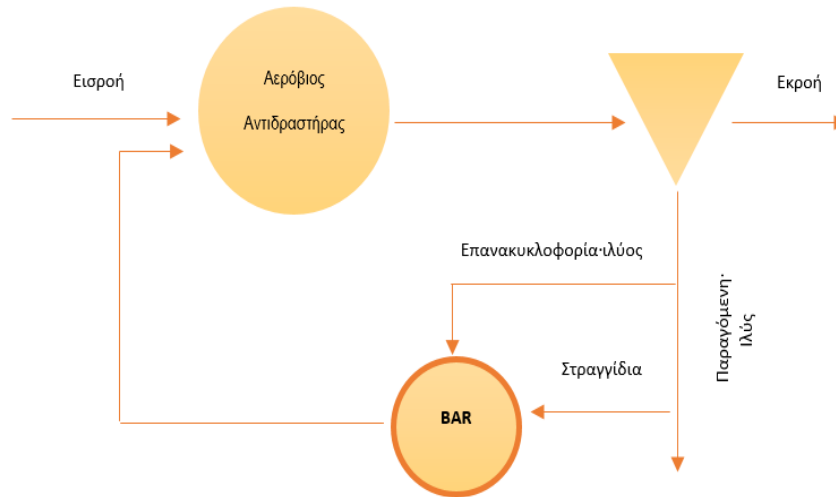


Σχήμα 2.18: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα INTRI στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Η μέθοδος *Bio-Augmentation Regeneration, BAR* (Novak et al., 2003) προέρχεται από μια διαδικασία όπου η λάσπη που επανακυκλοφορεί αερίζεται προκειμένου να επιτευχθεί αδρανοποίηση της ιλύος, με την προσθήκη στραγγιδίων στον αντιδραστήρα με αποτέλεσμα οι νιτροποιητές να παράγονται στο διαμέρισμα του αντιδραστήρα (Σχήμα 2.19).



Σημαντικό μειονέκτημα της διεργασίας είναι η επικράτηση της ίδιας χαμηλής θερμοκρασίας στον αντιδραστήρα και στο σύστημα της ενεργού ιλύος. Ως εκ τούτου είναι προτιμότερο να αναμιγνύεται μια αναλογία της τάξης 1:1 μεταξύ της ανακυκλοφορούμενης ιλύος και των στραγγιδίων υψηλής θερμοκρασίας. Λόγω της αυξημένης θερμοκρασίας και του χαμηλού φορτίου της ιλύος η δεξαμενή πρέπει να σχεδιαστεί με πιο σύνθετο τρόπο (van Loosdrecht, 2008).

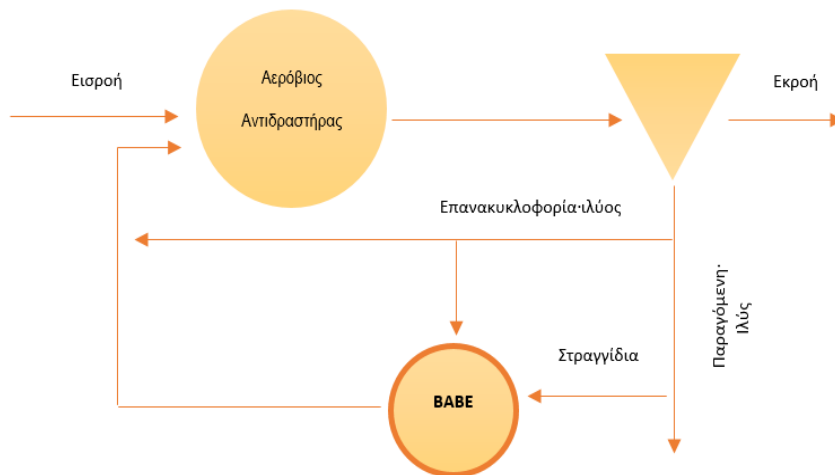


Σχήμα 2.19: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα BAR στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Τελευταία μέθοδο αποτελεί η *Bio-Augmentation Batch Enhanced, BABE* (Zilverentant, 1999) (Σχήμα 2.20). Σε πρώτη φάση λάμβανε χώρα σε αντιδραστήρες τύπου SBR. Αναπτύχθηκε και σχεδιάστηκε χρησιμοποιώντας ως μοντέλα προσομοίωσης αυτά της ενεργού ιλύος (Salem *et al.*, 2003 a,b). Αυτό ήταν εφικτό καθώς στη μέθοδο συμμετέχουν βακτήρια των γνωστών συμβατικών συστημάτων. Τα μοντέλα ήταν αναγκαίο να εφαρμοστούν λόγω της πολυπλοκότητας της μεθόδου και της εξοικονόμησης κόστους που παρέχει η ανάπτυξη της διαδικασίας. Ο αντιδραστήρας των στραγγιδίων επηρεάζει τη νιτροποίηση του αντιδραστήρα του κύριου συστήματος και αντίστροφα. Η νιτροποίηση του αντιδραστήρα των στραγγιδίων πρέπει να αξιολογηθεί με βάση την ποιότητα της εκροής που προκύπτει από την επεξεργασία των λυμάτων. Δεν είναι δυνατό να στηθεί ένα κατάλληλο εργαστήριο ή μια πιλοτική μονάδα από τη στιγμή που η αναλογία όγκου μεταξύ του κύριου αντιδραστήρα της εγκατάστασης και του αντιδραστήρα της επεξεργασίας των στραγγιδίων είναι πολύ μεγαλύτερη της μονάδας (van Loosdrecht, 2008).

Ο ελάχιστος χρόνος παραμονής στερεών προσδιορίζεται συνήθως από τη διαφορά μεταξύ της μέγιστης τιμής των νιτροποιητών μείον την τιμή της φθοράς τους. Στο πλαίσιο της μεθόδου Bio-Augmentation η μέγιστη τιμή ανάπτυξης μπορεί να συνοψιστεί με τον ειδικό ρυθμό προσθήκης (ποσότητα των νιτροποιητών που αυξάνονται ανά μονάδα νιτροποιητών στη μονάδα του χρόνου). Μια διαφορετική προσέγγιση για τις μεθόδους BAR και BABE αποτελεί η εξέταση της λάσπης του αντιδραστήρα επεξεργασίας των στραγγιδίων ως αναπόσπαστο τμήμα του συνόλου της περίσσειας της ιλύος σε συνθήκες παρατεταμένου αερισμού. Για τον προσδιορισμό του ελάχιστου χρόνου παραμονής στερεών πρέπει να

λαμβάνονται υπόψη διαφορετικές συγκεντρώσεις και θερμοκρασίες της ιλύος (van Loosdrecht, 2008).



Σχήμα 2.20: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με αντιδραστήρα BABE στην επεξεργασία στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Όπως είναι γνωστό από τα συστήματα προσομοίωσης της διαδικασίας BABE (Salem 2003) όσο υψηλότερο είναι το ποσοστό του αμμωνίου που εισέρχεται στην εγκατάσταση επεξεργασίας στραγγιδίων τόσο μικρότερη είναι η συκέντρωση του αμμωνίου που εκρέει. Το αποτέλεσμα είναι αξιοσημείωτο όταν ο χρόνος παραμονής στερεών του συστήματος είναι περίπου ίσος ή μικρότερος από τον ελάχιστο χρόνο παραμονής στερεών. Η μεγαλύτερη επίδραση στο σύστημα ενεργού ιλύος παρατηρείται για το 50% της ελάχιστης τιμής του χρόνου παραμονής στερεών. Ωστόσο η επίδραση της θερμοκρασίας στη νιτροποίηση του συστήματος επεξεργασίας στραγγιδίων είναι λιγότερο καταλυτική και ακόμη και σε πολύ χαμηλές θερμοκρασίες οι συγκεντρώσεις του αμμωνίου στην εκροή είναι μειωμένες. Η διαδικασία έχει μεγαλύτερη επίδραση σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας με σημαντικό φορτίο. Η επιπλέον απομάκρυνση του αμμωνίου από την εκροή οφείλεται στην απομάκρυνση του αζώτου από την εκροή του χωνευτή και στην αύξηση των νιτροποιητών στην δεξαμενή αερισμού. Το αποτέλεσμα της αύξησης συνεισφέρει κατά 50-70% στην απομάκρυνση του αζώτου. Σε συστήματα χαμηλής φόρτισης η αύξηση των νιτροποιητών δίνει τη δυνατότητα αύξησης του «χώρου» για απονιτροποίηση κατά 10% του αντίστοιχου συνολικού όγκου των συστημάτων ενεργού ιλύος (van Loosdrecht, 2008).

Ακόμη οι προσομοιώσεις που πραγματοποιήθηκαν στα πλαίσια της μεθόδου έδειξαν ότι δεν απαιτείται η μέγιστη απομάκρυνση του αζώτου στα συστήματα επεξεργασίας στραγγιδίων. Σε κάθε περίπτωση τουλάχιστον υπάρχει μια βέλτιστη μετατροπή του συστήματος επεξεργασίας των στραγγιδίων πέρα από την οποία δεν παρατηρείται καμία αλλαγή στην ποιότητα της εκροής που προέρχεται από την επεξεργασία των λυμάτων παρά μόνο η αύξηση του κόστους επεξεργασίας. Επιπλέον ο χρόνος παραμονής της ιλύος του αντιδραστήρα επεξεργασίας στραγγιδίων μπορεί να βελτιστοποιηθεί. Ένας αυξημένος χρόνος παραμονής ιλύος οδηγεί σε μειωμένα επίπεδα αμμωνιακών στην εκροή της κύριας εγκατάστασης. Ωστόσο αν η παραμονή σε έναν αντιδραστήρα BABE αυξηθεί πέρα από μια συγκεκριμένη βέλτιστη τιμή, η εκροή της κύριας εγκατάστασης θα επιδεινωθεί και πάλι. Αυτό οφείλεται στο γεγονός ότι ο μεγάλος χρόνος παραμονής της ιλύος οδηγεί σε χαμηλότερο ποσοστό

φόρτισης της ιλύος και κατά συνέπεια σε μειωμένη παραγωγή ιλύος. Μπορεί αυτή η τακτική να συνεισφέρει αποτελεσματικά σε ένα κανονικό σύστημα επεξεργασίας λυμάτων, όμως δεν ενδείκνυται για συστήματα επεξεργασίας στραγγιδίων (van Loosdrecht, 2008).

Μια μελέτη που διενεργήθηκε στην εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) στην πόλη Walcheren της Ολλανδίας με 140 000 ισοδύναμους κατοίκους, έδειξε ότι η εφαρμογή της μεθόδου BABE έχει ως αποτέλεσμα τη μείωση των απαιτήσεων αερισμού κατά 50% συγκριτικά με ένα συμβατικό σύστημα (Salem *et al.*, 2002). Η ανάλυση κόστους έδειξε εξοικονόμηση 115 000 €/έτος. Επομένως η εφαρμογή της μεθόδου εξασφαλίζει σημαντικά οικονομικά και ενεργειακά οφέλη. Ωστόσο σε αυτή την περίπτωση για την πλήρη απονιτροποίηση στον αντιδραστήρα BABE είναι απαραίτητη η προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα με τη μορφή μεθανόλης γεγονός που οδηγεί σε αύξηση τόσο της παραγωγής της ιλύος από το σύστημα όσο και του λειτουργικού κόστους. Με την κατασκευή λίγο μεγαλύτερου αντιδραστήρα BABE είναι δυνατή η χρήση ενδογενούς υποστρώματος κατά την επανακυκλοφορία της λάσπης. Σε κάθε περίπτωση μελέτη για την κάθε εγκατάσταση υποδεικνύει την πιο συμφέρουσα σχεδιαστικά λύση (van Loosdrecht, 2008).

Μια πρώτη πιλοτική εφαρμογή πλήρους κλίμακας διενεργήθηκε στην εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) της πόλης Garmerwolde της Ολλανδίας με 100 000 ισοδύναμους κατοίκους (Εικόνα 2.12). Σε αυτή την περίπτωση λόγω της υψηλής φόρτισης λειτούργησαν τρεις παράλληλες γραμμές: μια που δεχόταν το κανονικό φορτίο του αζώτου, μια που λειτουργούσε μόνο για την απομάκρυνση του αζώτου από τα στραγγίδια και μια γραμμή που λειτουργούσε με βάση τη μέθοδο Bio-Augmentation και συγκεκριμένα με βάση την τεχνολογία BABE. Παρατηρήθηκε βελτίωση του βαθμού νιτροποίησης της ιλύος σχεδόν ίσο με 60%. Λόγω όμως του χαμηλού χρόνου παραμονής στερεών που επιβάλλει η μέθοδος BABE η εγκατάσταση δεν μπορούσε να επιτελέσει πλήρη νιτροποίηση τους χειμερινούς μήνες (van Loosdrecht, 2008).



**Εικόνα 2.11: Αριστερά άποψη της Εγκατάστασης Επεξεργασίας Λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) της πόλης Garmerwolde στην Ολλανδία και δεξιά αντιδραστήρας SHARON στην ίδια εγκατάσταση. Πηγή: van Loosdrecht (2008)**

Μια δεύτερη πιλοτική εφαρμογή της μεθόδου σε εγκατάσταση επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) στην πόλη Hertogenbosch της Ολλανδίας λειτούργησε με χρόνο παραμονής στερεών τέτοιο ώστε να παρέχει τη δυνατότητα λειτουργίας και παραγωγής καλής ποιότητας εκροής μόνο τους καλοκαιρινούς μήνες. Τα στραγγίδια που υποβλήθηκαν σε επεξεργασία περιείχαν κατά προσέγγιση το 15% του συνολικού φορτίου αζώτου της εγκατάστασης. Η κατασκευή του αντιδραστήρα BABE καταλάμβανε λιγότερο από το 1% του υπάρχοντος όγκου για τη

διεργασία της ενεργού ιλύος. Με αυτή την εφαρμογή η νιτροποίηση ήταν δυνατό να διεξάγεται και κατά τους χειμερινούς και χωρίς να υπάρχει ανάγκη επέκτασης των συστημάτων ενεργού ιλύος (van Loosdrecht, 2008).

#### **2.2.5.10 Σύστημα *Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite (CANON)***

Αποτελεί μια νέα μέθοδο που πραγματοποιείται από αυτότροφους οργανισμούς και συγκεκριμένα από συνδυασμό νιτροποιητικών πληθυσμών και των βακτηρίων Anammox. Βασίζεται στο συλλογισμό της ταυτόχρονης νιτροποίησης–απονιτροποίησης εντός του ίδιου αντιδραστήρα υπό σταθερές συνθήκες λειτουργίας (Keller *et al.*, 1997; Surmacz-Górska *et al.*, 1997; Helmer & Kunst, 1998; van Benthum *et al.*, 1998; Yoo *et al.*, 1999; van Loosdrecht *et al.*, 2000; Third, 2003). Οι αερόβιοι και αναερόβιοι μικροοργανισμοί οξειδώνουν την αμμωνία προς αέριο άζωτο και σε μικρότερο ποσοστό προς νιτρικό άζωτο. Τα Anammox βακτήρια μετά την ανακάλυψη τους προτάθηκαν να αντικαταστήσουν στο σύνολό τους νιτροποιητικούς πληθυσμούς. Ωστόσο, κρίθηκε απαραίτητη η περιορισμένη παρουσία τους προκειμένου να καταφέρουν να συνεργαστούν αποτελεσματικά οι πληθυσμοί. Η εν λόγω μέθοδος έχει εξεταστεί επιτυχώς σε πειραματικό επίπεδο σε αντιδραστήρες SBR (Third *et al.*, 2001; Sliemers *et al.*, 2002), σε βιοφιλμ στα οποία τα νιτρώδη συγκεντρώνονται στο εξωτερικό αερόβιο τμήμα και η αντίδραση της αναερόβιας οξείδωσης πραγματοποιείται στα εσωτερικά αναερόβια τμήματα (Hao *et al.*, 2002; Hao & van Loosdrecht, 2003) (Ποθουλάκη, 2011). Κατά τη διεργασία δεν παράγονται ατμοσφαιρικοί ρύποι όπως το υποξείδιο του αζώτου (N<sub>2</sub>O) και το μονοξείδιο του αζώτου (NO). Ακόμη δεν απαιτείται προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα. Ετερότροφοι οργανισμοί δεν είναι ενεργοί και δεν παίζουν κάποιο ρόλο στη διεργασία (Κρομμύδας, 2005).

#### **2.2.5.11 Σύστημα *Oxygen Limited Autotrophic Nitrification Denitrification (OLAND)***

Χρησιμοποιείται για απόβλητα πλούσια σε αμμωνία και απαιτεί τον αυστηρό έλεγχο της παροχής του οξυγόνου (Κρομμύδας, 2005). Τη μέθοδο αποκάλεσαν έτσι οι Kuai *et al.* (1998) ενώ οι Hippen *et al.* (1997) περιγράφουν την ίδια μέθοδο χρησιμοποιώντας την ονομασία Aerobic Deammonification.

Η νιτρωδοποίηση και η διαδικασία Anammox μπορεί να συνδυαστεί και να πραγματοποιηθεί εντός του ίδιου αντιδραστήρα. Σε αυτή την περίπτωση κρίνεται αναγκαία η χρήση συστημάτων επεξεργασίας προσκολλημένης βιομάζας λόγω του αργού ρυθμού ανάπτυξης των βακτηρίων Anammox. Δεν μπορεί να εφαρμοστεί το ξέπλυμα των βακτηρίων προκειμένου να ανασταλεί η οξείδωση των νιτρωδών. Είναι ωστόσο πιθανό να απομακρυνθούν τα νιτρικοποιητικά βακτήρια NOB όταν τόσο το οξυγόνο όσο και το άζωτο λειτουργήσουν ως περιοριστικοί παράγοντες (Hao *et al.*, 2002). Λάσπη που περιέχει αυτότροφους νιτροποιητικούς οργανισμούς χρησιμοποιείται ως βιοκαταλύτης κατά την επεξεργασία. Ο ευκολότερος τρόπος για την εφαρμογή της διαδικασίας είναι η χρήση συστημάτων βιοφιλμ ή κοκκώδους ιλύος τα οποία θα βασίζονται στην αυτοτροφική αναερόβια οξείδωση της αμμωνίας έτσι ώστε να είναι δυνατή η οξείδωση των αμμωνιακών σε ποσοστό της τάξης του 50%. Με σταθερό βιοφιλμ αυτομάτως αναπτύσσεται, στα κατώτερα στρώματα του αντιδραστήρα, ένας πληθυσμός βακτηρίων Anammox που πρωταγωνιστεί στις διεργασίες. Ωστόσο αρχικά είχε γίνει η θεώρηση από τους Paynaert *et al.* (2003) και τους Helmer *et al.* (2001) ότι τον κύριο ρόλο των διεργασιών έπαιζαν τα βακτήρια Nitrosomonas (van Loosdrecht, 2008).

## **2.2.6 Σύγκριση τεχνολογιών και επιλογή της κατάλληλης σε κάθε περίπτωση**

### **2.2.6.1 Βασικά κριτήρια επιλογής της κατάλληλης σε κάθε περίπτωση τεχνολογίας απομάκρυνσης αζώτου**

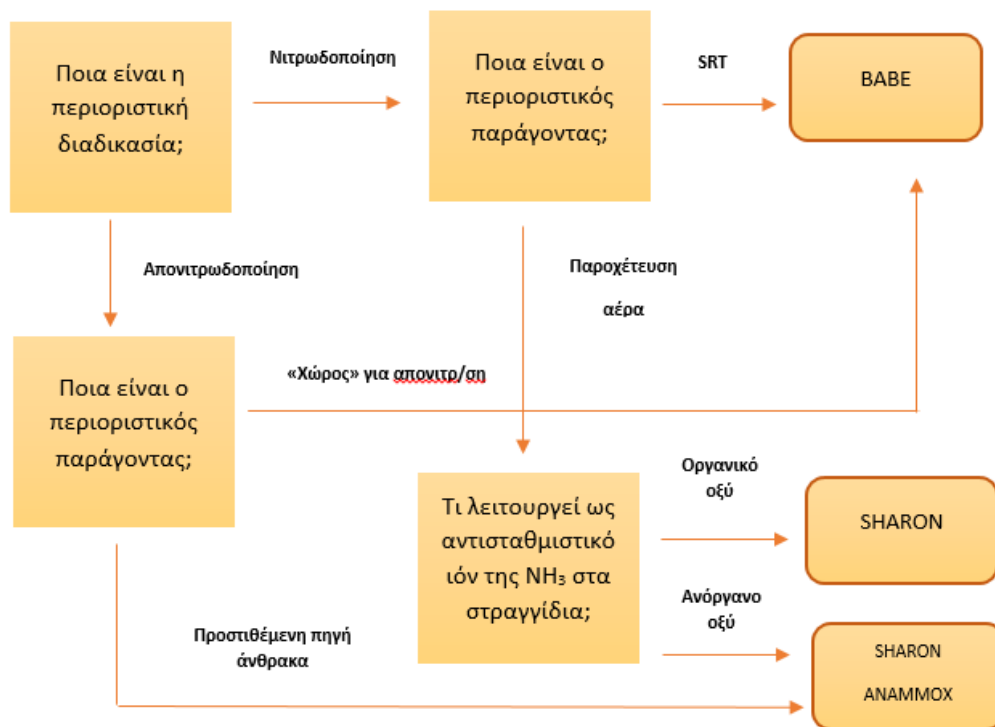
Η πληθώρα των μεθόδων για την επεξεργασία των στραγγιδίων καθιστά κάποιες φορές ιδιαίτερα δύσκολη την επιλογή της κατάλληλης για κάθε περίπτωση. Διαγράμματα ροής για τη επιλογή της μεθόδου επεξεργασίας των στραγγιδίων δίνονται από μελέτη των van Loosdrecht & Salem (2006) και van Loosdrecht (2008), τυπικό χαρακτηριστικό παράδειγμα αποτελεί το Σχήμα 2.19. Η επιλογή της μεθόδου εξαρτάται κυρίως από τους περιορισμούς στους οποίους υπόκειται η μονάδα επεξεργασίας. Ωστόσο είναι πολύ σημαντικό τα κριτήρια που λαμβάνονται για την επιλογή να είναι πολύ συγκεκριμένα και ευδιάκριτα. Σε κάθε περίπτωση λαμβάνεται υπόψη ένα σύνολο απλών κανόνων που έχει προταθεί.

Προβλήματα αποδοτικότητας στη νιτροποίηση μπορούν να προκύψουν είτε λόγω της επιλογής πολύ χαμηλού χρόνου παραμονής στερεών (SRT) οπότε και κρίνεται αναγκαία η εφαρμογή της μεθόδου Bio-Augmentation είτε λόγω της έλλειψης ικανής ποσότητας οξυγόνου για αερισμό οπότε και κρίνεται απαραίτητη η χωριστή επεξεργασία των στραγγιδίων. Εάν ως αντισταθμιστικό ιόν του αμμωνίου λειτουργεί το οξικό τότε κρίνεται κατάλληλη η εφαρμογή της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης, ενώ στην περίπτωση που το ρόλο του αντισταθμιστικού ιόντος παίζει το διττανθρακικό τότε πρέπει να επιλέγεται η μέθοδος νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ. Προβλήματα αποδοτικότητας στην απονιτροποίηση μπορούν να παρουσιαστούν είτε λόγω έλλειψης της προστιθέμενης πηγής άνθρακα οπότε καταλληλότερη κρίνεται η μέθοδος της νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ είτε λόγω έλλειψης ικανού «χώρου» για την πραγματοποίηση των διεργασιών και ως εκ τούτου είναι απαραίτητη η εφαρμογή της μεθόδου Bio-Augmentation.

Πρώτα απ' όλα η επιλογή της χωριστής επεξεργασίας των στραγγιδίων η οποία θα περιλαμβάνει απονιτροποιητές ή βακτήρια Αναμμοξ ανάλογα με το επίπεδο της διαθέσιμης πηγής άνθρακα για την απονιτροποίηση των στραγγιδίων. Η δραστηριότητα των ετεροτροφικών ανταγωνίζεται τη δραστηριότητα των βακτηρίων Αναμμοξ ενώ η ποσότητα της επιπλέον προστιθέμενης πηγής άνθρακα μπορεί να ελαχιστοποιηθεί. Ωστόσο η αναλογία COD:N είναι συνήθως χαμηλή στα στραγγίδια. Επομένως το σύστημα νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ είναι προτιμότερο λόγω του χαμηλότερου ενεργειακού κόστους (όπως για παράδειγμα τα συστήματα κοκκώδους ιλύος), χωρίς να παρουσιάζεται ταυτόχρονα ανάγκη για προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα καθώς και λόγω των χαμηλών εκπομπών νιτρωδών (van Loosdrecht, 2008).

Η διαδικασία της νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ σε σύστημα βιοφιλμ μετακινούμενης κλίνης απαιτεί τη χρήση χημικών για τον έλεγχο του pH προκειμένου να αποφευχθούν φαινόμενα καθίζησης. Το κατασκευαστικό κόστος είναι επίσης πολύ μεγάλο εκτός από την περίπτωση που επιλέγεται η χρήση δύο αντιδραστήρων. Ακόμη πρέπει να ληφθεί υπόψη σε ότι αφορά στην επιλογή ή μη της εξωτερικής προσθήκης άνθρακα η απαιτούμενη αναγωγή, ο χρόνος εγκλιματισμού, η σταθερότητα και η ευελιξία που χαρακτηρίζουν τη λειτουργία. Η ικανότητα απομάκρυνσης του αζώτου είναι θεωρητικά μικρότερη στη μέθοδο της νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ σε σχέση με τη νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση λόγω της παραγωγής νιτρικών (< 89%). Η πραγματική απομάκρυνση σε μονάδες νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ πλήρους κλίμακας σύμφωνα με τη βιβλιογραφία κυμαίνεται μεταξύ των 70-86% με μεγαλύτερη αναγωγή στα συστήματα κοκκώδους βιομάζας. Η απομάκρυνση του αζώτου στα συστήματα

νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης είναι ιδιαίτερα υψηλή και προσεγγίζει ποσοστά απομάκρυνσης της τάξης 90-95%. Το φορτίο σχεδιασμού των κυρίων μονάδων εγκαταστάσεων επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) είναι ικανό να εξυπηρετήσει τη διαφορά της αναγωγικής ικανότητας από τη στιγμή που το φορτίο αζώτου των στραγγιδίων αντιστοιχεί στο σύνηθες ποσοστό 15-20%. Επιπλέον αν είναι επαρκής η διατιθέμενη πηγή άνθρακα της εκροής της κύριας μονάδας εγκατάστασης επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.), τα νιτρικά που απομένουν από τη διαδικασία Anammox μπορούν εύκολα να απομακρυνθούν. Η σταθερότητα των διεργασιών και στις δύο περιπτώσεις μπορεί να εξασφαλιστεί εξίσου καλά με επαρκή επίβλεψη και έλεγχο από τους λειτουργούς (van Loosdrecht, 2008).



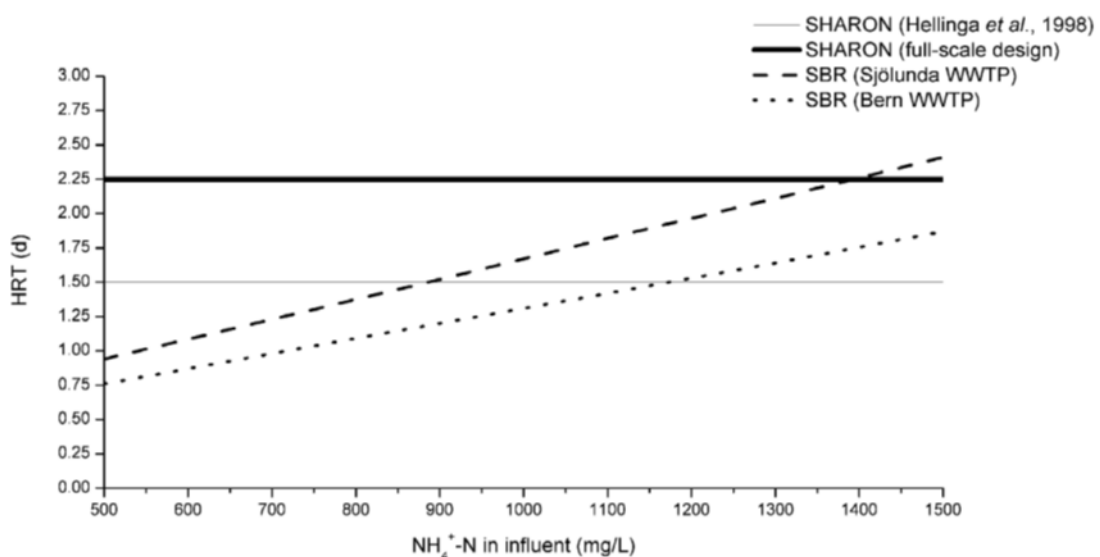
Σχήμα 2.21: Διάγραμμα ροής για την επιλογή μεθόδου επεξεργασίας στραγγιδίων. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή

Η διαφορά έγκειται στην πλήρη αναχαίτηση των βακτηρίων Anammox που είναι ιδιαίτερα σοβαρή σε σύγκριση με την αναχαίτηση των νιτροποιητών και των απονιτροποιητών λόγω του μεγάλου χρόνου διπλασιασμού των βακτηρίων Anammox. Με εμβολιασμό νιτροποιητικής ενεργού ιλύος η διαδικασία της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης είναι δυνατό να εκκινήσει σε διάστημα τριών εβδομάδων ενώ η διαδικασία νιτρωδοποίησης-Anammox χρειάζεται περισσότερες και επαρκέστερες ποσότητες εμβολιασμού από άλλες μονάδες επεξεργασίας που συνήθως βρίσκονται σε μεγάλη απόσταση προκειμένου να πληρωθεί ίδιο ποσοστό αναγωγής όπως πριν συμβεί η αναχαίτηση. Ως εκ τούτου η επίβλεψη του συστήματος της νιτρωδοποίησης-Anammox πρέπει να είναι πιο εκτεταμένη καθώς περιλαμβάνει on line μετρήσεις της αμμωνίας και των νιτρικών και αρκετές εργαστηριακές αναλύσεις. Το σύστημα της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης χαρακτηρίζεται για την ευελιξία του αφού μπορεί να παύσει και αν εκκινήσει σε διάστημα μόνο λίγων εβδομάδων. Για την ένταξη των βακτηρίων Anammox στις διαδικασίες των εγκαταστάσεων επεξεργασίας

λυμάτων είναι απαραίτητη η επιπλέον γνώση και μελέτη τους ενώ η νιτρωδοποίηση και απονιτρωδοποίηση πραγματοποιείται ήδη στις κύριες γραμμές των εγκαταστάσεων επεξεργασίας λυμάτων (Ε.Ε.Λ.). Ο συνολικός αριθμός του απαιτούμενου προσωπικού είναι ο ίδιος και στις δύο περιπτώσεις. Ωστόσο η παραγωγή της ιλύος είναι αρκετά υψηλότερη στην περίπτωση της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης λόγω της ετεροτροφικής ανάπτυξης των απονιτροποιητών γι' αυτό και απαιτούνται περισσότερα θρεπτικά στοιχεία (π.χ. Ρ) και ιχνοστοιχεία (π.χ. Cu) σε σύγκριση με ένα σύστημα συνολικής αυτοτροφικής καλλιέργειας όπως αυτό της νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ. Η παραγωγή θερμότητας κατά την ανάπτυξη των ετεροτροφικών οργανισμών είναι σημαντικά μεγαλύτερη σε σύγκριση με την πλήρη αυτοτροφική ανάπτυξη. Ως εκ τούτου η κάλυψη των μονάδων νιτρωδοποίησης-Αναμμοξ συστήνεται μόνο με στόχο την ελαχιστοποίηση του απαιτούμενου σχεδιαστικού όγκου καθιστώντας ωστόσο την επίβλεψη της διαδικασίας δυσκολότερη (Gustavsson, 2010).

### 2.2.6.2 Σύγκριση μεταξύ αντιδραστήρων SBR-SHARON

Στο Σχήμα 2.22 εικονίζεται η σύγκριση του υδραυλικού χρόνου παραμονής που απαιτείται για τη μείωση σε ποσοστό 95% της συγκέντρωσης των αμμωνιακών στην εκροή ενός συστήματος SHARON και ενός συστήματος SBR. Ο σχεδιασμός και ο πιθανός υδραυλικός χρόνος παραμονής στον αντιδραστήρα τύπου SHARON έχει ιδιαίτερη σημασία καθώς και η συγκέντρωση αμμωνιακών της εισροής. Το μέγεθος ενός αντιδραστήρα SHARON είναι τουλάχιστον διπλάσιο σε σύγκριση με έναν αντιδραστήρα τύπου SBR όπως παρατηρήθηκε κατά το σχεδιασμό της εγκατάστασης επεξεργασίας λυμάτων της Βέρνης με συγκέντρωση εισροής 1 000 mg NH<sub>4</sub><sup>+</sup>-N/L.



Σχήμα 2.22: Συνάρτηση υδραυλικού χρόνου παραμονής (HRT) με τη συγκέντρωση του εισερχόμενου αμμωνιακού αζώτου των στραγγιδίων σε αντιδραστήρες SHARON και SBR με νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση (Gustavsson, 2010)

Ο αντιδραστήρας SHARON παρουσιάζει ευκολία κατά τη λειτουργία καθώς είναι εύκολος ο έλεγχος του υδραυλικού χρόνου παραμονής ενώ η λειτουργία ενός SBR εξαρτάται από πολλές παραμέτρους όπως για παράδειγμα από τη χαμηλή συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου με στόχο να διατηρηθεί σταθερός ο ρυθμός απομάκρυνσης του αζώτου. Στο SHARON δεν συγκεντρώνονται ανεπιθύμητα αιωρούμενα στερεά στα στραγγίδια σε αντίθεση

με τον SBR με αποτέλεσμα να μειώνονται οι απαιτήσεις αερισμού κατά την επεξεργασία των στραγγιδίων. Η εσωτερική υδρόλυση αυτών των στερεών και ο μεγάλος χρόνος παραμονής στερών σε έναν SBR μειώνει την προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα. Η αναλογία  $COD:N_{eliminated}$  ισούται με 2.86 για την απονιτροποίηση και με 1.72 για την απονιτροδοποίηση. Συμπεριλαμβάνοντας την παραγωγή ιλύος οι αναλογίες ανέρχονται σε 4.0 και 2.4 αντίστοιχα (Mulder *et al.*, 2006) σε σχέση πάντα με την προστιθέμενη πηγή άνθρακα. Σε εφαρμογές πλήρους κλίμακας SHARON στην Ολλανδία, η αναλογία  $COD:N$  είναι κάτω από 2.4  $COD_{dosed}/g NO_2^- - N_{eliminated}$  (Mulder *et al.*, 2006) το οποίο αποτελεί ένδειξη ότι πραγματοποιείται απονιτροδοποίηση και όχι πλήρης απονιτροποίηση. Χαμηλότερες αναλογίες που θεωρητικά μπορεί να είναι προτιμότερες μπορεί να προκαλέσουν εσωτερική υδρόλυση, ωστόσο ενέχουν τον κίνδυνο παρεμπόδισης της μεθόδου λόγω συσσώρευσης FNA και λόγω εκπομπών υποξειδίου του αζώτου (Gustavsson, 2010).

Επιπλέον ο αντιδραστήρας SHARON είναι πιο ευαίσθητος στην παρεμπόδιση επειδή το ξέπλυμα των βακτηρίων συμβαίνει πολύ γρήγορα ενώ στον αντιδραστήρα SBR το ξέπλυμα αργεί λόγω της παραμονής της ιλύος. Το start-up ενός SBR πραγματοποιείται σε χρονικό διάστημα τριών εβδομάδων με εμβολιασμό ποσότητας ενεργού ιλύος από την κύρια μονάδα επεξεργασίας και με στόχο να επιτευχθεί σύντομα η απαραίτητη θερμοκρασία για τη λειτουργία χωρίς να παρεμποδίζεται η δραστηριότητα των βακτηρίων AOB. Αυτό επιτυγχάνεται με την αποφυγή πολύ υψηλών συγκεντρώσεων αμμωνιακών και με εφαρμογή συνεχούς αερισμού υψηλής συγκέντρωσης (Gustavsson *et al.*, 2007 & 2010). Το start-up για έναν αντιδραστήρα SHARON διαρκεί περίπου το ίδιο με τον αντιδραστήρα SBR, ωστόσο οι van Kempen *et al.*, 2001 αναφέρουν ότι διαρκεί επτά εβδομάδες. Τα απαραίτητα μέσα ελέγχου του pH και του DO των διαδικασιών είναι τα ίδια. Η διάρκεια της ανοξικής φάσης ελέγχεται με on line μετρήσεις του δυναμικού οξειδοαναγωγής (Gustavsson *et al.*, 2010). Έχει παρατηρηθεί ότι η αγωγιμότητα συσχετίζεται πολύ καλά με την συγκέντρωση των αμμωνιακών (Levlin & Hultman, 2008). Ωστόσο προβλήματα αφρισμού έχουν σημειωθεί και στα δύο είδη αντιδραστήρων (Fux *et al.*, 2003; Mulder *et al.*, 2006; Gustavsson *et al.*, 2010). Οι αντιδραστήρες είναι εξοπλισμένοι με ψεκαστές αλλά και με συστήματα απομάκρυνσης του αφρού (Fux *et al.*, 2003) που δημιουργούν προβλήματα στη διάχυση του οξυγόνου (Gustavsson, 2010).

### **2.2.6.3 Επιλογή ενός μόνου ή δύο αντιδραστήρων**

Η νιτροποίηση και η απονιτροποίηση μπορούν να πραγματοποιηθούν είτε σε ένα σύστημα δύο αντιδραστήρων είτε σε σύστημα ενός μόνου αντιδραστήρα. Το πρώτο περιλαμβάνει μια αερόβια και μια ανοξική δεξαμενή που συνδέονται μεταξύ τους με σύστημα ανακυκλοφορίας ενώ το δεύτερο σύστημα χαρακτηρίζεται από εναλλαγές διαστημάτων εφαρμογής και μη αερισμού. Το σύστημα του ενός αντιδραστήρα είναι κατασκευαστικά φθηνότερο όμως η εγκατάσταση του συστήματος αερισμού είναι ιδιαίτερα δαπανηρή καθώς πρέπει να εξασφαλίζει όλο τον απαιτούμενο αέρα και για το χρονικό διάστημα που ο αερισμός σταματάει ενώ η παροχέτευση του θα πρέπει να είναι ισόποση με το αντίστοιχο σύστημα δύο αντιδραστήρων ίδιων φορτίων σχεδιασμού (van Loosdrecht, 2008). Επιπλέον οι Joss *et al.* (2009) επισήμαναν ότι συστήματα ενός μόνου αντιδραστήρα είναι απλούστερα κατά τη λειτουργία αφού δεν απαιτούν συνεχή έλεγχο (Gustavsson, 2010). Για παράδειγμα για την εξασφάλιση σταθερής συγκέντρωσης διαλυμένου οξυγόνου το σύστημα των δύο



αντιδραστήρων είναι πολυπλοκότερο και λιγότερο ευέλικτο καθώς και στις δύο δεξαμενές πρέπει να δημιουργηθούν σταθερές συνθήκες (van Loosdrecht, 2008).

Οι Joss *et al.* (2009) κατέληξαν ότι οι εκπομπές των οξειδίων του αζώτου στην ατμόσφαιρα είναι μειωμένες με τη χρήση ενός μόνου αντιδραστήρα σε σύγκριση με τις αντίστοιχες μετρήσεις που διεξήγαγαν οι Kamprschreur *et al.* (2008) σε σύστημα δύο αντιδραστήρων στο Ρότερνταμ πιθανόν λόγω των υψηλών συγκεντρώσεων διάφορων ειδών αζώτου κατά τη νιτροδοποίηση (Gustavsson, 2010).

Στην περίπτωση συστήματος δύο αντιδραστήρων που εφαρμόζεται η μέθοδος νιτροδοποίησης-Αναμμοχ, επιλέγεται η διεκπεραίωση κάθε διαδικασίας σε διαφορετικό αντιδραστήρα με αποτέλεσμα την εξασφάλιση καλύτερων συνθηκών σε σύγκριση με τη λειτουργία ενός μόνου αντιδραστήρα (Veys *et al.*, 2010). Αυτό ευνοεί την ευελιξία στη λειτουργία του συστήματος καθώς είναι πολύ σημαντική η σταθερή περιεκτικότητα νιτροδών στην εκροή προκειμένου να μην παρεμποδιστεί η ανάπτυξη και η δράση των βακτηρίων Αναμμοχ στο δεύτερο αντιδραστήρα. Οι πολύ υψηλές συγκεντρώσεις νιτροδών (αρκετές εκατοντάδες  $\text{mgNO}_2\text{-N/L}$ ) στην εισροή του αντιδραστήρα Αναμμοχ πρέπει συνεχώς να ελαττώνονται με την αφαίρεση του συγκεκριμένου αμμωνιακού φορτίου έτσι ώστε να αποφεύγονται προβλήματα προερχόμενα από τη τοξικότητα ενώ ταυτόχρονα πρέπει να εφαρμόζεται μίξη. Μια λύση στην περίπτωση των υψηλών συγκεντρώσεων αποτελεί η παράκαμψη του αντιδραστήρα Αναμμοχ κατά διαστήματα ή η χρήση συστήματος ανακυκλοφορίας (Gustavsson, 2010).

#### **2.2.6.4 Σύγκριση των βασικών τεχνολογιών απομάκρυνσης αζώτου**

Οι νεότερες τεχνολογίες απομάκρυνσης αζώτου πλεονεκτούν σημαντικά έναντι της συμβατικής μεθόδου, της νιτροποίησης-απονιτροποίησης. Η νιτροδοποίηση-απονιτροδοποίηση αν και στηρίζεται στη συμβατική μέθοδο απαιτεί μικρότερη ποσότητα οξυγόνου για την οξείδωση της αμμωνίας προς νιτρώδη. Αυτή η μέθοδος χρησιμοποιεί λιγότερους πόρους, συμπεριλαμβανομένου του μειωμένου οργανικού υλικού προκειμένου να μετατραπούν τα νιτρώδη σε αέριο άζωτο. Η μέθοδος νιτροδοποίηση-Αναμμοχ απαιτεί λιγότερο οξυγόνο και καμία εξωτερική προσθήκη πηγής άνθρακα. Οι μέθοδοι που λαμβάνουν χώρα σε έναν αντιδραστήρα ή σε σύστημα βιοφιλμ παρουσία χαμηλών συγκεντρώσεων οξυγόνου όπως είναι οι τεχνολογίες CANON και OLAND απαιτούν ακόμη λιγότερη παροχέτευση οξυγόνου και καμία προσθήκη εξωτερικής πηγής άνθρακα σε σύγκριση με τις προαναφερθείσες τεχνολογίες νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης και νιτροδοποίησης-Αναμμοχ. Η μέθοδος Deamox παρουσιάζει ιδιαίτερο ενδιαφέρον κατά την εφαρμογή στοχεύοντας στην απομάκρυνση του αζώτου αν και υπάρχει ενδεχόμενο να περιοριστεί μόνο για την επεξεργασία του θείου που ίσως να περιέχεται στα προς επεξεργασία υγρά (Caruno, 2007).

Οι τεχνολογίες απομάκρυνσης του αζώτου που λειτουργούν με εφαρμογή χαμηλών συγκεντρώσεων οξυγόνου πλεονεκτούν αφού λόγω του περιορισμένου οξυγόνου και χωρίς την ανάγκη εξωτερικής προσθήκης άνθρακα διενεργούνται εντός ενός αντιδραστήρα. Σύμφωνα με πρόσφατες έρευνες τα συστήματα βιοφιλμ μετακινούμενης κλίνης και οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι (Rotating Biological Contactors, RBC) θεωρούνται κατάλληλοι για την επεξεργασία στραγγιδίων με εφαρμογή περιορισμένης ποσότητας οξυγόνου. Η απομάκρυνση του αζώτου που καταγράφηκε κυμαινόταν μεταξύ 0.40-2.4  $\text{kg-N/m}^2\text{-d}$ . Στη συγκεκριμένη περίπτωση οι περιστρεφόμενοι βιολογικοί δίσκοι προτιμήθηκαν

καθώς ευνοούν τους χρόνους εγκλιματισμού (start up) σε αντίθεση με τα συστήματα βιοφίλμ μετακινούμενης κλίνης που παρέχουν κατάλληλο χρόνο παραμονής ιλύος, συγκεκριμένη κατανομή των βακτηρίων και ευκολία στη λειτουργία μέσω απλών χειρισμών και χαμηλού κόστους συντήρησης (Pynaert *et al.*, 2004). Επειδή τα βακτήρια *Anaerobes* έχουν πολύ χαμηλούς ρυθμούς ανάπτυξης (ο χρόνος διπλασιασμού τους αντιστοιχεί κατά προσέγγιση σε χρονικό διάστημα δυο εβδομάδων) η αξιολόγηση της μεθόδου μέσω πειραμάτων απαιτεί πολύ χρόνο και γι' αυτό η χρήση ενός μαθηματικού μοντέλου βοηθά στην άμεση μελέτη των διαδικασιών που διενεργούνται (Caruno, 2007). Στον Πίνακα 2.10 παρουσιάζονται βιβλιογραφικά δεδομένα που αφορούν στην απομάκρυνση του αμμωνιακού φορτίου σε συστήματα RBC και MBR.

Πίνακας 2.10: Τιμές απομάκρυνσης αμμωνιακού αζώτου σε συστήματα που εφαρμόζεται χαμηλή συγκέντρωση οξυγόνου. Προέλευση: Caruno (2007) μετά από προσαρμογή

Τύπος αντιδραστήρα	Αμμωνιακό φορτίο	Απομάκρυνση του αμμωνιακού φορτίου	Βιβλιογραφία
RBC	1.4-3.2	0.4-1.2	Siegrist <i>et al.</i> , 1998
	1.5	0.9	Hippen <i>et al.</i> , 2001
	2.3	1.55	Pynaert <i>et al.</i> , 2002
MBR	4.8	2.4	Hippen <i>et al.</i> , 2001

Η διαδικασία επιλογής απεικονίζεται περαιτέρω χρησιμοποιώντας ένα παράδειγμα από την Εγκατάσταση Επεξεργασίας Λυμάτων (Ε.Ε.Λ.) της πόλης Beverwijk της Ολλανδίας, η οποία έχει δυναμικότητα 320 000 ισοδύναμων κατοίκων και φορτίο αζώτου στραγγιδίων ίσο με 1 200 kgN/d. Τα στραγγίδια έχουν προέλθει από αναερόβια χώνευση και θερμική ξήρανση της ιλύος. Σύμφωνα με τη νεότερη νομοθεσία η συγκέντρωση του αζώτου στην εκροή δεν πρέπει να υπερβαίνει την τιμή των 10 mgN/L ή το 75% της συνολικής απομάκρυνσης του αζώτου. Γι' αυτό το λόγο η μονάδα έρχοι να αναβάθμιση προκειμένου να επιτευχθεί το επιθυμητό όριο της εκροής μετά από την επεξεργασία. Ο στόχος μπορούσε να επιτευχθεί απλά και μόνο με την εφαρμογή επεξεργασίας στα στραγγίδια της μονάδας. Το μόνο πρόβλημα που απασχολούσε τους μελετητές ήταν η επιλογή της καταλληλότερης μεθόδου για την επεξεργασία. Διεξάχθηκε μια σύγκριση ανάμεσα σε τρία διαφορετικά συστήματα: σύστημα BABE, σύστημα νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης με χρήση αντιδραστήρα τύπου SHARON και σύστημα νιτροδοποίησης-*Anaerobes*. Το αμμώνιο  $\text{NH}_4^+$  των συγκεκριμένων στραγγιδίων χρησιμοποιούσαν ως αντισταθμιστικό ιόν το οξικό  $\text{CH}_3\text{COO}^-$  που ήταν αναμενόμενο καθώς η ιλύς είχε υποστεί θερμική ξήρανση. Εργαστηριακά πειράματα έδειξαν ότι ο αντιδραστήρας SHARON με αερόβιο χρόνο παραμονής στερεών διάρκειας 1 d χωρίς ρύθμιση της τιμής του pH απέδωσε μέσω της νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης σε ποσοστό μεγαλύτερο από 90%. Εκτός από τα ζητήματα που έχουν καθαρά χαρακτήρα «μηχανικού», ανακύπτουν και άλλα που παίζουν σημαντικό ρόλο στην επιλογή της κατάλληλης μεθόδου όπως οι ενεργειακές απαιτήσεις, η διαχείριση, η κατασκευή του έργου (Schemen *et al.*, 2003) τα οποία αναλυτικότερα παρουσιάζονται στον Πίνακα 2.11 (van Loosdrecht, 2008).

Πίνακας 2.11: Πίνακας επιλογής μεθόδου στην Ε.Ε.Λ. Beverwijk. Προέλευση: van Loosdrecht (2008) μετά από προσαρμογή.

Κριτήριο	Ποσοστό (%)	BABE	SHARON	SHARON - ANAMMOX
Εκμετάλλευση	27	+	++	+
Απομάκρυνση αζώτου	5	++	++	+
Αξιοποίηση ενέργειας	15	-	0	++
Εκπομπές οσμών	1	+	+	+
Διάρκεια διαδικασίας	20	+	+	--
Διαχείριση Management	1	+	++	++
Κατασκευή	1	0	0	0
Ευελιξία	10	-	+	++
Καινοτομία	10	+	+	++
Ενδεχόμενο αστοχίας	10	+	+	-
Σύνολο	100	3.5	4.1	3.5

Σημείωση: ++=5; +=4; 0=3; -=2; ---=1

Μέγιστο 5 πόντοι

Στον Πίνακα 2.12 δίνεται ο ρυθμός απομάκρυνσης αζώτου που επιτυγχάνεται σε συστήματα των οποίων η λειτουργία βασίζεται ως επί το πλείστο στις μεθόδους που αναπτύχθηκαν στην υποενότητα 2.2.5.

Πίνακας 2.12: Απομάκρυνση αζώτου η οποία επιτυγχάνεται από διαφορετικά συστήματα, Gustavsson 2010 μετά από προσαρμογή

Τύπος συστήματος	Απομάκρυνση αζώτου kgN /m <sup>3</sup> -d	Βιβλιογραφία
SHARON-ANAMMOX	0.6	van der Star <i>et al.</i> , 2007; Kampschreur <i>et al.</i> , 2008
ANAMMOX ενός σταδίου	1.1	Abma <i>et al.</i> , 2010
DeAmmon	0.3-0.4	Rosenwinkel <i>et al.</i> , 2005 Ling, 2009
DEMON	0.6	Wett, 2007
SBR Μερική νιτρωδοποίηση/Anammox	0.5	Joss <i>et al.</i> , 2009,

Τύπος συστήματος	Απομάκρυνση αζώτου kgN /m <sup>3</sup> -d	Βιβλιογραφία
SBR Νιτρωδοποίηση/απονιτρωδοποίηση	0.5-0.7	Frison <i>et al.</i> , 2013b

Ο Πίνακας 2.13 συγκρίνει τις διεργασίες της νιτροποίησης-απονιτροποίησης, της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης 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 τις 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 2.14 που σχετίζονται με τον κίνδυνο αναχαίτισης των βακτηρίων Anammox καθώς και η μακρά περίοδος start-up που απαιτείται αποτελούν βασικά μειονεκτήματα της διεργασίας που λαμβάνονται υπόψη.

Πίνακας 2.13: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis *et al.* (2015) μετά από προσαρμογή

Διεργασία	Απαιτήσεις οξυγόνου (kgO <sub>2</sub> /kgN <sub>απομ.</sub> )	Απαιτούμενος οργανικός άνθρακας (kgCOD/kgN <sub>απομ.</sub> )	Περίσσεια ιλύς (kgVSS/kgN <sub>απομ.</sub> )	Ολικό κόστος* (€/kgN <sub>απομ.</sub> )
Νιτροποίηση απονιτροποίηση	4.33	2.86/(1-Y <sub>H</sub> )	0.5-1.0	3.5-5.5
Νιτρωδοποίηση απονιτρωδοποίηση	3.25	1.72/(1-Y <sub>H</sub> )	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 2.14: Σύγκριση βιολογικών διεργασιών απομάκρυνσης αζώτου. Προέλευση: Malamis *et al.* (2015) μετά από προσαρμογή.

Παράμετροι	Νιτροποίηση απονιτροποίηση	Νιτρωδοποίηση απονιτρωδοποίηση	Αυτοτροφική απομάκρυνση αζώτου
Ενεργειακές απαιτήσεις	Υψηλές	Μέτριες	Χαμηλές
Αιτήσεις σε οργανικό άνθρακα	Υψηλές	Μέτριες	Μηδενικές
Παραγωγή περίσσειας ιλύος	Υψηλή	Μέτρια	Πολύ χαμηλή
Start-up	Γρήγορο (3-4 εβδομάδες)	Γρήγορο (3-4 εβδομάδες)	Αργό (6-18 μήνες)
Απαιτούμενες συνθήκες	FA < 1 mg NH <sub>3</sub> /L	FA =1 - 10 mgNH <sub>3</sub> -N/L	DO < 0.5 mg/L στα ανάμμοχ NH <sub>4</sub> -N > 10 mg/L NH <sub>3</sub> = 1 – 10 mg L
Ευνοϊκές συνθήκες λειτουργίας	Θερμοκρασίες 15-20 °C	Βασικό pH (7.5-8.5) Υψηλές θερμοκρασίες (30-40°C)	Βιοφιλμ, κοκκώδης βιομάζα Υψηλές θερμοκρασίες (30- 40°C)



### 3 Διαστασιολόγηση συστήματος

Στο σημείο αυτό παρατίθενται οι υγειονομολογικοί υπολογισμοί της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας καθώς από αυτούς προκύπτουν ορισμένα ποιοτικά χαρακτηριστικά των στραγγιδίων (παροχές, μάζες, συγκεντρώσεις).

#### 3.1 Παρουσίαση της λειτουργίας του συνόλου της εγκατάστασης

##### 3.1.1 Βασικές παράμετροι σχεδιασμού

Σύμφωνα με κοινώς αποδεκτά δεδομένα που αφορούν κατά κύριο λόγο την ελληνική επικράτεια η ειδική κατανάλωση νερού λαμβάνεται ίση με 200 λίτρα/μόνιμο κάτοικο/ημέρα, ενώ η μέση ημερήσια παροχή των λυμάτων εκτιμάται ότι ανέρχεται στο 80% της κατανάλωσης νερού.

Η μέγιστη ημερήσια παροχή ακαθάρτων προκύπτει εφαρμόζοντας συντελεστή 1.5 στη μέση ημερήσια παροχή.

Η παροχή αιχμής προκύπτει από το γινόμενο της μέγιστης ημερήσιας παροχής ακαθάρτων με τον συντελεστή αιχμής σύμφωνα με τη Σχέση:

$$P = 1.50 + \frac{2.50}{\sqrt{Q_{max}}} \leq 3 \quad (3.1)$$

Στην παροχή αιχμής προστίθεται ένα ποσοστό της τάξης του 20% της παροχής αιχμής των ακαθάρτων για τον υπολογισμό της αύξησης της παροχής εξαιτίας των διηθήσεων και της εισροής ομβρίων υδάτων στο δίκτυο αποχέτευσης. Η παραδοχή αυτή είναι σύμφωνη με την υπ' αριθ. Α.Π. 121272/03-01-1985 εγκύκλιο της ΕΥΔΑΠ. Κατ' αυτό τον τρόπο προκύπτει η παροχή σχεδιασμού του δικτύου ακαθάρτων που αποτελεί και την παροχή σχεδιασμού της υπό μελέτη Ε.Ε.Λ..

Στον Πίνακα 3.1 παρουσιάζονται οι παροχές που υπολογίστηκαν σύμφωνα με τις παραπάνω εκτιμήσεις και παραδοχές για Εγκατάσταση Επεξεργασίας Λυμάτων με δυνατότητα εξυπηρέτησης 1 000 000 ισοδύναμων κατοίκων.

Πίνακας 3.1: Υπολογισμός μέγιστης ημερήσιας παροχής ( $Q_H$ ) και παροχής αιχμής ( $Q_d$ ) Ε.Ε.Λ.

Μόνιμοι	$Q_E$	$Q_H$	P	$Q_P$	$Q_{Εισρ}$	$Q_d$	$Q_d$	$Q_d$
ι.κ.	$m^3/d$	$m^3/d$		$m^3/d$	$m^3/d$	$m^3/d$	$m^3/h$	$m^3/s$
1 000 000	160 000	240 000	1.51	362 400	72 480	434 880	18 120	5.03

Το φορτίο του οργανικού άνθρακα εκφρασμένο σε όρους BOD και σε όρους COD ανά ισοδύναμο κάτοικο σε ημερήσια βάση ανέρχεται σε 60 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα και σε 120 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα.

Κατά αναλογία οι τιμές για τα ολικά αιωρούμενα στερεά TSS, για το ολικό άζωτο και για το ολικό φώσφορο λαμβάνονται 75 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα, 12 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα και 2.5 gr/μόνιμο κάτοικο/ημέρα.

Για τις παραπάνω παραμέτρους στον Πίνακα 3.2 παρουσιάζονται οι υπολογισμοί της συγκέντρωσης τους που αντιστοιχεί στο σύνολο των ακαθάρτων που προέρχεται από τον εξυπηρετούμενο πληθυσμό.

Πίνακας 3.2: Συγκεντρώσεις επιμέρους παραμέτρων της Ε.Ε.Λ.

<b>BOD</b>	<b>COD</b>	<b>TSS</b>	<b>TN</b>	<b>TP</b>
<b>mg/l</b>	<b>mg/l</b>	<b>mg/l</b>	<b>mg/l</b>	<b>mg/l</b>
250	500	312.50	50	10.42

Στο πλαίσιο των υγειονομικών υπολογισμών που πραγματοποιούνται, οι θερμοκρασίες των λυμάτων και των στραγγιδίων λαμβάνονται ίσες με 21°C και 20°C κατ' αντιστοιχία.

### **3.1.2 Περιγραφή λειτουργίας της εγκατάστασης**

Σύμφωνα με τα Σχήματα 3.3 και 3.4, τα λύματα που συλλέγονται από τα εσωτερικά αποχετευτικά δίκτυα των οικισμών στον Κύριο Αποχετευτικό Αγωγό (ΚΑΑ) καταλήγουν στο φρεάτιο εισόδου προεπεξεργασίας, εντός του οποίου είναι τοποθετημένη χονδροεσχάρα ανοίγματος 50mm η οποία συγκρατεί τα πιο ογκώδη απόβλητα που καταλήγουν στο δίκτυο.

Στη μονάδα προεπεξεργασίας τα λύματα διέρχονται από εσχάρα 8mm στη διάταξη εσχάρωσης και τα εσαρίσματα συλλέγονται σε κάδους για κατάλληλη διάθεση. Μετά την εσχάρωση ακολουθεί η διάταξη εξάμμωσης-απολίπανσης στην οποία γίνεται απομάκρυνση της άμμου και των λιπών από τα λύματα για τη μείωση της φόρτισης του βιολογικού αντιδραστήρα και των αποθέσεων στις διατάξεις. Η τελευταία διάταξη των έργων προεπεξεργασίας είναι ο μετρητής παροχής που λειτουργεί με στόχο τη συνεχή καταγραφή της εισερχόμενης παροχής και ως εκ τούτου τη βελτιστοποίηση λειτουργίας του συστήματος.

Ύστερα από τα έργα προεπεξεργασίας τα λύματα εισέρχονται στο φρεάτιο μερισμού απ' όπου οδεύουν με βαρύτητα προς τα στάδια επεξεργασίας. Απ' το φρεάτιο μερισμού ξεκινάει η διάταξη παράκαμψης της Ε.Ε.Λ. μέσω αγωγού by-pass για την αντιμετώπιση έκτακτων συνθηκών παροχών, φόρτισης ή βλαβών.

Από το φρεάτιο μερισμού τα λύματα οδηγούνται κατά σειρά στις αναερόβιες, ανοξικές και αερόβιες δεξαμενές. Στις αναερόβιες δεξαμενές εισέρχεται και η ανακυκλοφορία της ιλύος από τη δευτεροβάθμια καθίζηση με τη βοήθεια των αντλιών ανακυκλοφορίας ιλύος. Στην ανοξική δεξαμενή εισέρχεται και η ανακυκλοφορία των νιτρικών μέσω του ανάμεικτου υγρού που λαμβάνεται αμέσως πριν την έξοδο των αναερόβιων δεξαμενών μέσω των αντλιών ανακυκλοφορίας νιτρικών.

Το απαιτούμενο οξυγόνο για τις αερόβιες δεξαμενές αποδίδεται μέσω του συστήματος αερισμού με διαχυτήρες στο ανάμεικτο υγρό. Οι φυσητήρες που παρέχουν τον αέρα είναι τοποθετημένοι στο κτίριο φυσητήρων και η ρύθμιση της παροχής οξυγόνου γίνεται μέσω της διάταξης αυτοματισμού.

Ύστερα από τις αερόβιες δεξαμενές το ανάμεικτο υγρό υπερχειλίζει στο φρεάτιο φόρτισης της δευτεροβάθμιας καθίζησης. Η δεξαμενή δευτεροβάθμιας καθίζησης σχεδιάζεται κυκλικής γεωμετρίας με είσοδο του ανάμεικτου υγρού στο κέντρο και περιμετρική υπερχειλίση του διαυγασμένου υγρού. Η ιλύς που καθιζάνει στον πυθμένα, καθοδηγείται

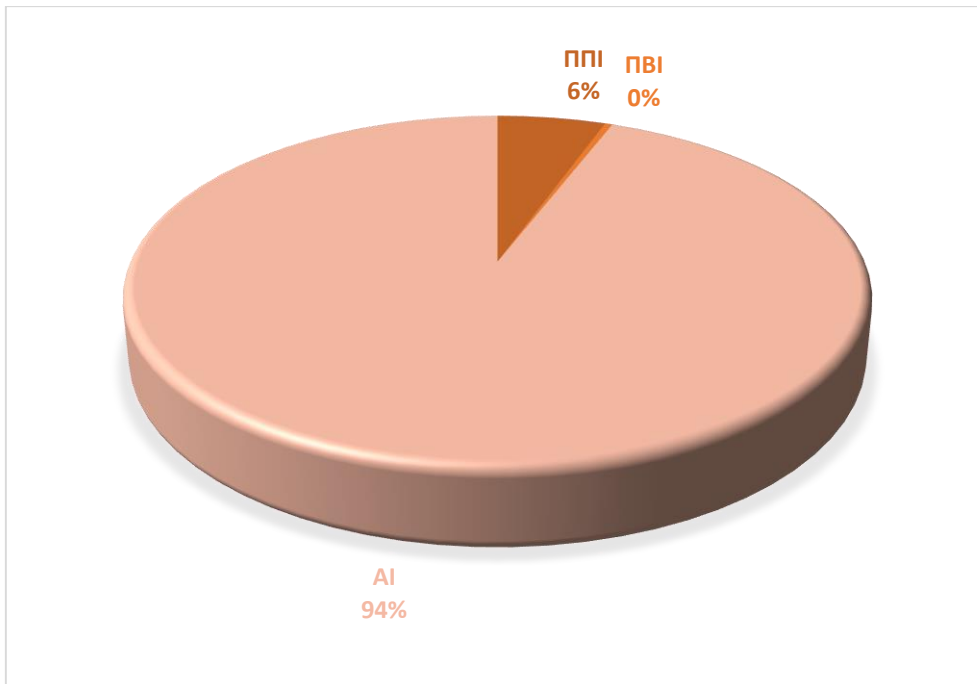


από ηλεκτρική διάταξη πυθμενικού ξέστρου που κινείται περιστροφικά στον κώνο περισυλλογής απ' όπου αντλείται και μέρος της ανακυκλοφορείται με αντλίες στις αναερόβιες δεξαμενές ενώ η περίσσεια απομακρύνεται προς τη δεξαμενή προσωρινής αποθήκευσης. Οι αφροί και τα επιπλέοντα από τη δευτεροβάθμια καθίζηση απομακρύνονται από την επιφάνεια των δεξαμενών με τη βοήθεια επιφανειακών ξέστρων και οδηγούνται στο φρεάτιο συλλογής επιπλεόντων απ' όπου με βυτιοφόρα διατίθενται με ασφαλή τρόπο.

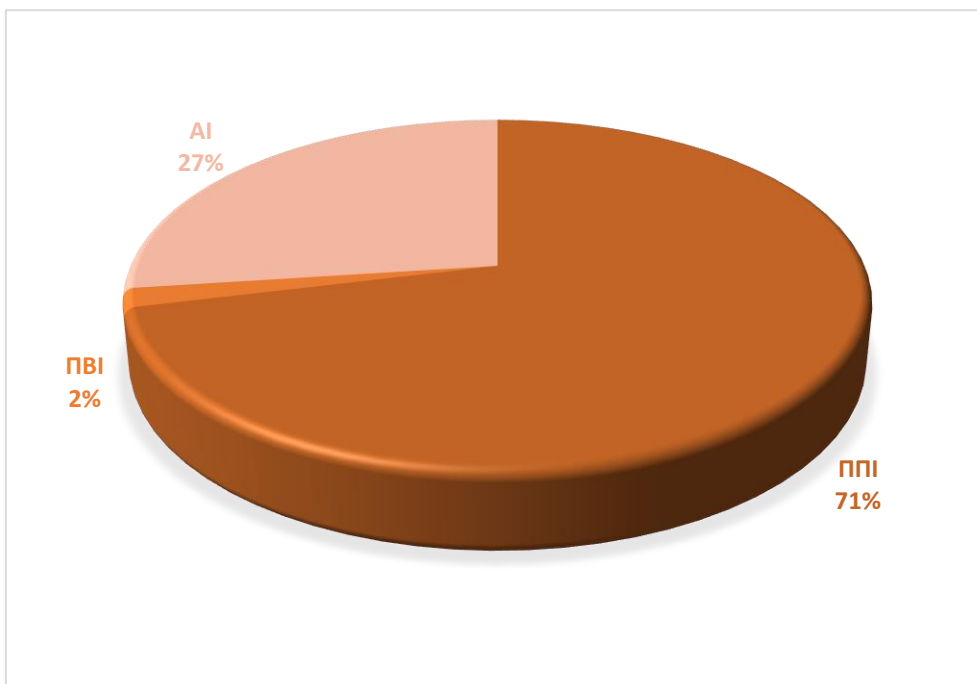
Τα υπερχειλίζοντα διαυγασμένα υγρά της δευτεροβάθμιας καθίζησης οδηγούνται με βαρύτητα στη δεξαμενή χλωρίωσης και στη συνέχεια στον αγωγό τελικής εκροής και στον αποδέκτη.

Η πρωτοβάθμια ιλύς καθώς και η βιολογική ιλύς αφού υποστούν πάχυνση στις αντίστοιχες μονάδες οδηγούνται μέσω καταθλιπτικών αγωγών και αντλιών στον αναερόβιο χωνευτή και εν συνεχεία στο σύστημα αφυδάτωσης. Το σύνολο των συστημάτων επεξεργασίας ιλύος στεγάζεται εντός κλειστού κτιρίου στο οποίο είναι εγκατεστημένη διάταξη απόσμησης. Η αφυδατωμένη ιλύς οδηγείται με κοχλιωτή αντλία τύπου Αρχιμήδη εκτός κτιρίου απ' όπου με φορτηγά θα μεταφέρεται σε χώρο ασφαλούς διάθεσης.

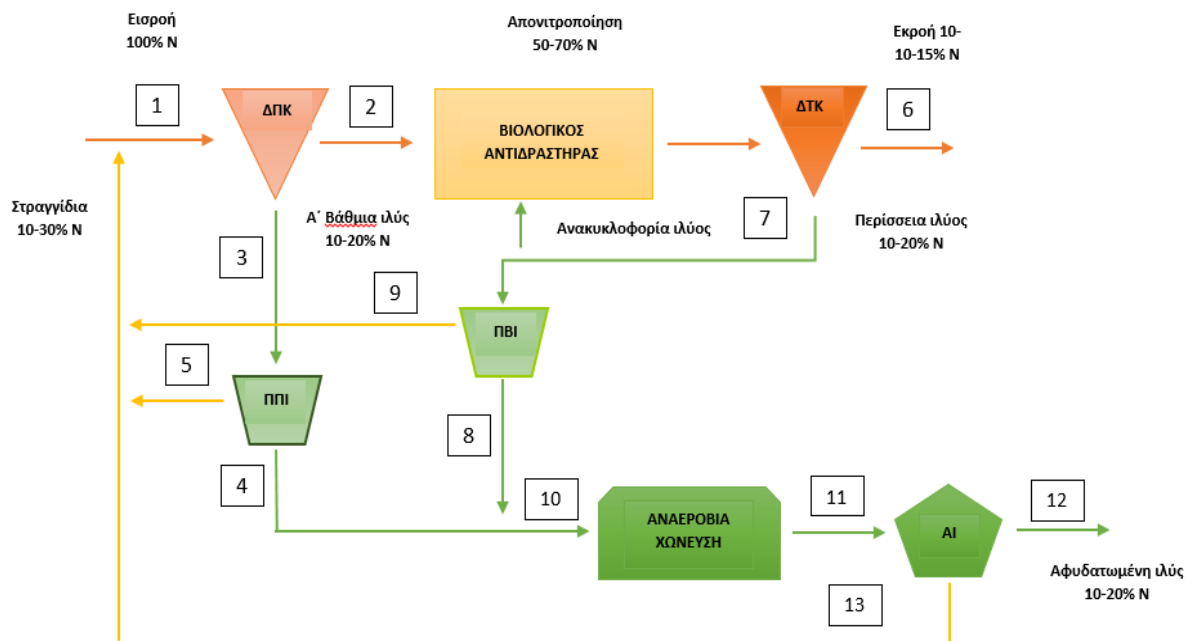
Το σύνολο των στραγγιδίων καταλήγει στην αρχή της εγκατάστασης στο φρεάτιο στο φρεάτιο εισόδου της μονάδας προεπεξεργασίας. Στο πλαίσιο της διπλωματικής εξετάζονται δύο διαφορετικές περιπτώσεις. Η πρώτη προσέγγιση αφορά στην επεξεργασία των στραγγιδίων της αφυδάτωσης με στόχο την ελαχιστοποίηση του φορτίου του αμμωνιακού αζώτου που είναι ιδιαίτερα υψηλό μέσω ενός συστήματος που στηρίζεται στη διαδικασία της νιτρωδοποίησης. Η δεύτερη εντάσσει στην επεξεργασία των στραγγιδίων της αφυδάτωσης και αυτά που προέρχονται μόνο από την πάχυνση της πρωτοβάθμιας ιλύος εφαρμόζοντας τη νιτρωδοποίηση σε συνδυασμό με την απονιτρωδοποίηση που ευνοείται ιδιαίτερα λόγω του «πλούσιου» οργανικού φορτίου των στραγγιδίων της πρωτοβάθμιας πάχυνσης. Τα στραγγίδια που προέρχονται από την επεξεργασία της βιολογικής ιλύος δεν αποτελούν τμήμα του συγκεκριμένου συστήματος επεξεργασίας καθώς περιλαμβάνουν χαμηλό αμμωνιακό και οργανικό φορτίο σε σύγκριση με τα αντίστοιχα φορτία των στραγγιδίων που προέρχονται από την πάχυνση της πρωτοβάθμιας ιλύος που αξιοποιούνται κατά τη διαδικασία της επεξεργασίας. Στα Σχήματα 3.1 και 3.2 γίνεται μια τυπική παρουσίαση των ποσοστιαίων τιμών του αμμωνιακού ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) και του οργανικού (COD) κατ' αντιστοιχία φορτίου που περιλαμβάνεται στα στραγγίδια από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας (ΠΠΙ), από την Πάχυνση της Βιολογικής Ιλύος (ΠΒΙ) και της Αφυδάτωσης της Ιλύος (ΑΙ) στην υπό μελέτη εγκατάσταση.



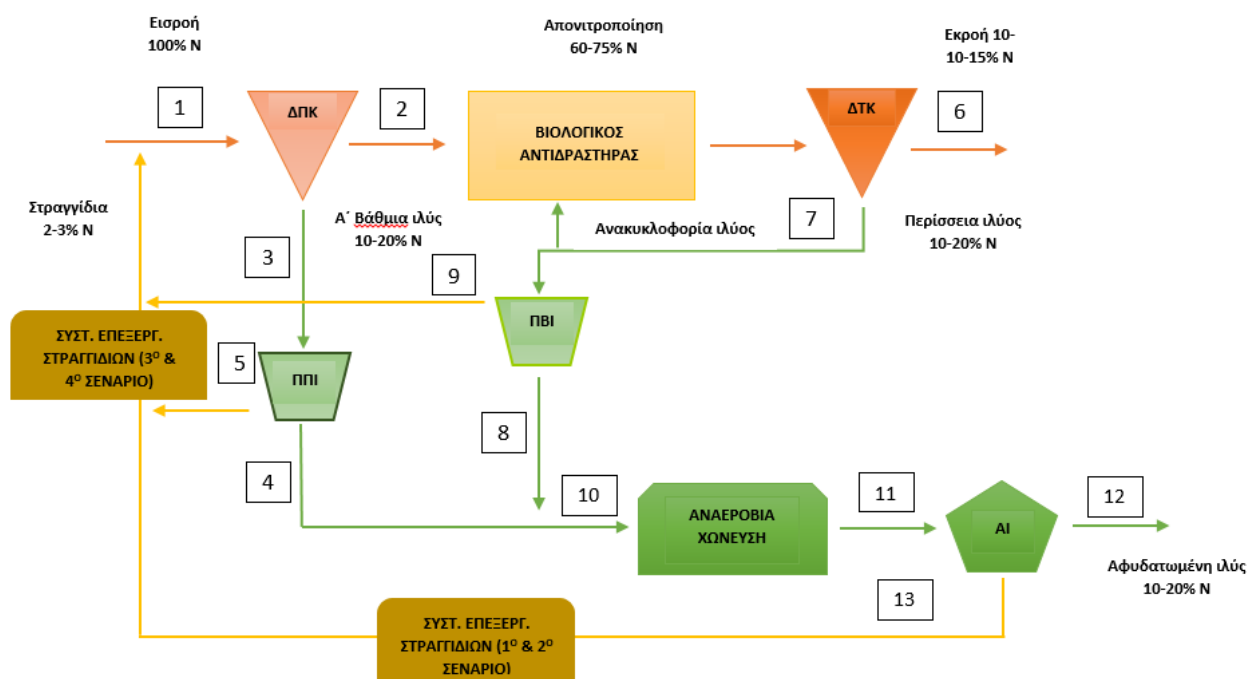
Σχήμα 3.1: Κατανομή του αμμωνιακού φορτίου στα στραγγίδια της Ε.Ε.Λ.



Σχήμα 3.2: Κατανομή του οργανικού φορτίου στα στραγγίδια της Ε.Ε.Λ.



Σχήμα 3.3: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. χωρίς σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων



Σχήμα 3.4: Ροϊκό διάγραμμα Ε.Ε.Λ. με σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων

Οι διεργασίες και δεξαμενές που συμβολίζουν οι συντομογραφίες είναι οι εξής:

Δ.Π.Κ.: Δεξαμενή Πρωτοβάθμιας Καθίζησης

Δ.Τ.Κ.: Δεξαμενή Τελικής Καθίζησης

Π.Π.Ι.: Πάχυνση Πρωτοβάθμιας Ιλύος

Π.Β.Ι.: Πάχυνση Δευτεροβάθμιας Ιλύος

Α.Ι.: Αφυδάτωση Ιλύος

### 3.1.3 Υγειονομολογικοί υπολογισμοί της εγκατάστασης<sup>1</sup>

Η πρωτοβάθμια επεξεργασία αποτελεί το πρώτο και το βασικό στάδιο στο οποίο υπόκεινται τα λύματα μετά την έξοδό τους από τα έργα προεπεξεργασίας. Η επεξεργασία αυτή που λαμβάνει χώρα σε δεξαμενές κυκλικού ή ορθογωνικού τύπου παίζει καθοριστικό ρόλο στην απομάκρυνση του οργανικού φορτίου και του φορτίου των στερεών που στους υπολογισμούς λαμβάνονται ίσα με 30% και 60% κατ' αντιστοιχία. Επιπλέον η πυκνότητα της ιλύος εξαρτάται από το χρόνο παραμονής της στον πυθμένα των δεξαμενών καθίζησης, δηλαδή τη συχνότητα απομάκρυνσης της και κυμαίνεται από 1.5–5% και συγκεκριμένα λαμβάνεται 1.5% ή 15 kg TS/m<sup>3</sup>. Με εφαρμογή του ισοζυγίου μάζας στη Δεξαμενή Πρωτοβάθμιας Καθίζησης προκύπτουν οι τιμές του Πίνακα 3.3.

Πίνακας 3.3: Υγειονομολογικοί υπολογισμοί Δεξαμενής Πρωτοβάθμιας Καθίζησης

<b>Δεξαμενή Πρωτοβάθμιας Καθίζησης (Δ.Π.Κ.)</b>		
<b>Είσοδος ΔΠΚ (1)</b>		
Παροχή Q <sub>1</sub>	m <sup>3</sup> /d	240000
Συγκέντρωση βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD	mg/l	250
Ποσοστό βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD		100.00%
Συγκέντρωση ολικών αιωρούμενων στερεών TSS	mg/l	312.5
Ποσοστό ολικών αιωρούμενων στερεών TSS		100.00%
<b>Έξοδος ΔΠΚ (2)</b>		
Παροχή Q <sub>2</sub>	m <sup>3</sup> /d	240000
Συγκέντρωση βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD	mg/l	175
Ποσοστό βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD		70.00%
Συγκέντρωση ολικών αιωρούμενων στερεών TSS	mg/l	125
Ποσοστό ολικών αιωρούμενων στερεών TSS		40.00%
<b>Ιλύς πρωτοβάθμιας καθίζησης (3)</b>		
Μάζα M <sub>3</sub>	kg TS/d	45000
Συγκέντρωση C <sub>3</sub>	kg TS/m <sup>3</sup>	15
Παροχή Q <sub>3</sub>	m <sup>3</sup> /d	3000
Συγκέντρωση βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD	mg/l	75
Ποσοστό βιοχημικά απαιτούμενου οξυγόνου BOD		30.00%
Συγκέντρωση ολικών αιωρούμενων στερεών TSS	mg/l	187.5
Ποσοστό ολικών αιωρούμενων στερεών TSS		60.00%

<sup>1</sup> Οι Υγειονομολογικοί υπολογισμοί πραγματοποιούνται σύμφωνα με τις Σημειώσεις του μαθήματος της Υγειονομικής Τεχνολογίας 8<sup>ου</sup> εξαμήνου Πολιτικών Μηχανικών ΕΜΠ «Επεξεργασία Λυμάτων-Βιοχημικές Αρχές και Διεργασίες», Α. Ανδρεαδάκη (2011-12).

Ακολούθως τα λύματα εισέρχονται στο βιολογικό αντιδραστήρα και στις δεξαμενές Τελικής Καθίζησης. Οι υπολογισμοί γίνονται ταυτόχρονα καθώς έτσι είναι εφικτή η οικονομοτεχνική βελτιστοποίηση των κατασκευών.

Χαρακτηριστικό γνώρισμα του μοντέλου ενεργού ιλύος αποτελεί η χρησιμοποίηση της παραμέτρου χρόνος παραμονής μικροοργανισμών ( $\theta_c$ ) που είναι ο χρόνος ανανέωσης των μικροοργανισμών του συστήματος και προσεγγίζεται με την Εξίσωση **(3.2)**:

$$\theta_c = \frac{\text{Μάζα μικροοργανισμών στη δεξαμενή αερισμού}}{\text{Ταχύτητα απομάκρυνσης πλεονάζουσας ιλύος}} \quad (3.2)$$

Για τον υπολογισμό του χρόνου παραμονής στερεών υιοθετείται η κινητική Monod για την περιγραφή τόσο της ανάπτυξης των ετεροτροφικών μικροοργανισμών που καταναλώνουν οργανικό άνθρακα όσο και των αυτοτροφικών νιτροποιητικών βακτηρίων που μετατρέπουν στο αμμωνιακό άζωτο σε νιτρικά.

Πιο συγκεκριμένα η Εξίσωση **(3.3)** δίνει την ειδική ταχύτητα ανάπτυξης των ετεροτροφικών μικροοργανισμών που επηρεάζεται από τη θερμοκρασία, τη διαθέσιμη τροφή (F), το διαλυμένο οξυγόνο (DO) και το pH.

$$\mu_H = \mu_{Hm}^{21} \cdot \frac{F}{K_F + F} \cdot \frac{DO}{K_O + DO} \quad (3.3)$$

Η επίδραση της θερμοκρασίας στις συγκεκριμένες βιολογικές διεργασίες εκφράζεται μέσω της Εξίσωσης **(3.4)** στους 21°C που βρίσκονται τα λύματα καθώς από τη βιβλιογραφία είναι γνωστή η αντίστοιχη τιμή στους 20°C.

$$\mu_{Hm}^{21} = \mu_{Hm}^{20} \cdot e^{[k_H \cdot (T - 20)]} \quad (3.4)$$

Με επιλογή των τιμών των παραμέτρων που δίνονται στον Πίνακα 3.4 και χρήση της λειτουργικής Εξίσωσης **(3.5)** προκύπτει ο χρόνος παραμονής στερεών για τους ετεροτροφικούς μικροοργανισμούς.

$$\frac{1}{\theta_c} = \mu - b \quad (3.5)$$

Πίνακας 3.4: Χρόνος παραμονής στερεών για τους ετεροτροφικούς μικροοργανισμούς

Παράμετροι	Μονάδες	Αρχικές τιμές	Τιμές μετά τον επανυπολογισμό
Μέγιστη ειδική ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm} 20$	d <sup>-1</sup>	7.00	7.00
Μέγιστη ειδική ταχύτητα ανάπτυξης στους 21°C $\mu_{nm} 21$	d <sup>-1</sup>	7.51	7.51
Θερμοκρασιακός συντελεστής $k_H$		0.07	0.07
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO	mg/l	2.00	2.00
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	5.25	<b>4.70</b>

Παράμετροι	Μονάδες	Αρχικές τιμές	Τιμές μετά τον επανυπολογισμό
Συντελεστής ημικορεσμού του οξυγόνου $K_o$	mg/l	0.10	0.10
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120.00	120.00
Ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	d <sup>-1</sup>	0.30	0.27
Ταχύτητα φθοράς $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06	0.06
$1/\theta_{CH}$	d <sup>-1</sup>	0.24	0.21
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CH}$	d	4.17	4.85

Αντίστοιχα για τον υπολογισμό του χρόνου παραμονής στερεών των αυτοτροφικών νιτροποιητικών βακτηρίων η Εξίσωση (3.6) δίνει την ειδική ταχύτητα ανάπτυξης τους που επηρεάζεται από τη θερμοκρασία, τη συγκέντρωση του αμμωνιακού αζώτου ( $S_{NH}$ ), του διαλυμένου οξυγόνου (DO) και του pH.

$$\mu_n = \mu_{nm}^{21} \cdot \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \cdot \frac{DO}{K_O + DO} \quad (3.6)$$

Και σε αυτή την περίπτωση με εφαρμογή της Εξίσωσης (3.7) υπολογίζεται η μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης των νιτροποιητών στη θερμοκρασία των λυμάτων, στους 21°C.

$$\mu_{nm}^{21} = \mu_{nm}^{20} \cdot e^{[k_n \cdot (T-20)]} \quad (3.7)$$

Οι νιτροποιητικοί μικροοργανισμοί σε σύγκριση με τους ετεροτροφικούς είναι ιδιαίτερα ευαίσθητοι σε διάφορες τοξικές ουσίες παρουσία των οποίων η ανάπτυξη και η λειτουργία τους αναχαιτίζεται, όπως εκτενώς έχει γίνει αναφορά στην υποενότητα 2.2.4. Για το λόγο αυτό ο χρόνος παραμονής στερεών των νιτροποιητικών μικροοργανισμών προσαυξάνεται μέσω ενός συντελεστή ασφαλείας για να εξασφαλιστούν σε μεγαλύτερο βαθμό κατάλληλες συνθήκες για την ανάπτυξη τους.

Πίνακας 3.5: Χρόνος παραμονής στερεών αυτοτροφικών νιτροποιητικών βακτηριδίων

Παράμετροι	Μονάδες	Αρχικές τιμές	Τιμές μετά τον επανυπολογισμό
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm\ 20}$	d <sup>-1</sup>	0.60	0.60
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 21°C $\mu_{nm\ 21}$	mg/l	0.67	0.67
Θερμοκρασιακός συντελεστής $k_n$	mg/l	0.116	0.116
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO	d <sup>-1</sup>	2.00	2.00
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου $NH_4-N$	mg/l	1.00	0.47
Συντελεστής ημικορεσμού του οξυγόνου $K_o$	mg/l	0.50	0.50
Συντελεστής ημικορεσμού αμμωνιακού αζώτου $K_{sn}$	mg/l	0.50	0.50
Ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_N$	mg/l	0.36	0.26
Ταχύτητα φθοράς $b_N$	d <sup>-1</sup>	0.05	0.05
$1/\theta_{CN}$	d <sup>-1</sup>	0.31	0.21

Παράμετροι	Μονάδες	Αρχικές τιμές	Τιμές μετά τον επανυπολογισμό
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CN}$	$d^{-1}$	3.23	4.85
Συντελεστής ασφάλειας $S_f$		1.5	
Προσαυξημένος χρόνος παραμονής στερεών $\theta'_{CN}$	d	<b>4.85</b>	
<b>Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών <math>\theta_{C\text{αερόβιο}}</math></b>			
	<b>d</b>	<b>4.85</b>	

Ως αερόβιος τελικός χρόνος παραμονής στερεών, δηλαδή χρόνος παραμονής στερεών στη δεξαμενή αερισμού του βιολογικού αντιδραστήρα, λαμβάνεται ο μεγαλύτερος από τους δύο που υπολογίζονται. Στην προκειμένη περίπτωση είναι αυτός των νιτροποιητικών μικροοργανισμών βάσει του οποίου υπολογίζονται εκ νέου οι τιμές των συγκεντρώσεων του οργανικού άνθρακα-τροφής σε όρους BOD και του αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο της ΔTK όπως παρατίθενται στην τελευταία στήλη των Πινάκων 3.4, 3.5 για τη συνέχεια των υγειονομολογικών υπολογισμών.

Βασικό στοιχείο υπολογισμού στη βιολογική βαθμίδα αποτελεί η συγκέντρωση ( $S$ ) των αιωρούμενων στερεών (ανάμικτου υγρού) της δεξαμενής αερισμού η οποία προκύπτει από το άθροισμα των επιμέρους συνιστωσών της Εξίσωσης **(3.8)**:

$$S = X_H + X_{Hd} + S_v + S_f + X_n + S_x \quad (3.8)$$

όπου

$X_H$ : η συγκέντρωση της ετερότροφης βιομάζας

$X_{Hd}$ : η συγκέντρωση της φθοράς της ετερότροφης βιομάζας

$S_v$ : η συγκέντρωση των αδρανών οργανικών στερεών

$S_f$ : η συγκέντρωση των ανόργανων αιωρούμενων στερεών

$X_n$ : η συγκέντρωση των νιτροποιητών

$S_x$ : η συγκέντρωση του φωσφόρου.

Για τον υπολογισμό των παραπάνω στοιχείων είναι απαραίτητη η εφαρμογή του απλοποιημένου μοντέλου της ενεργού ύλης που στηρίζονται στην κατάστροψη των εξισώσεων ισορροπίας του οργανικού άνθρακα (τροφής) και των στερεών στο σύστημα ΔΑ-ΔTK με υιοθέτηση της κινητικής Monod για την περιγραφή της ταχύτητας ανάπτυξης των μικροοργανισμών.

Εφαρμόζοντας την εξίσωση ισορροπίας μάζας για τους μικροοργανισμούς στο σύστημα ΔΑ-ΔTK προκύπτει η **(3.9)**:

$$Q \cdot X_{HO} + \left(\frac{dX_H}{dt}\right) \cdot V = (Q - W) \cdot X_\varepsilon + W \cdot X_{Hu} \cdot Q \quad (3.9)$$

Επειδή οι συγκεντρώσεις βιομάζας στα λύματα είναι κατά κανόνα αμελητέες λαμβάνεται η αρχική συγκέντρωση της ετεροτροφικής βιομάζας ίση με μηδέν ( $X_{HO}=0$ ).

Από τον ορισμό του χρόνου παραμονής στερεών **(3.2)** προκύπτει άμεσα η Εξίσωση **(3.10)**:

$$\theta_c = \frac{V \cdot S_e}{W \cdot S_{su} + (Q - W) \cdot S_e} \quad (3.10)$$

Με διατύπωση της εξίσωσης ισορροπίας μάζας για την τροφή για το σύστημα ΔΑ-ΔΤΚ προκύπτει η Εξίσωση **(3.11)**:

$$Q \cdot F_O = (Q - W) \cdot F + W \cdot F + \left(\frac{dF}{dt}\right) \cdot V \quad (3.11)$$

και με αξιοποίηση επιμέρους Εξισώσεων όπως του βαθμού απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα  $E_H$  **(3.12)** και της συγκέντρωσης της ετερότροφης βιομάζας **(3.13)**,

$$E_H = \frac{F_O - F}{F_O} \quad (3.12)$$

$$X_H = \frac{Y_H \cdot q_F}{\mu_H} \quad (3.13)$$

όπου

$Y_H$ : ο ετεροτροφικός συντελεστής της βιομάζας που εκφράζει τη μάζα των ετεροτροφικών μικροοργανισμών που αναπτύσσεται για κατανάλωση συγκεκριμένης μάζας τροφής (σε όρους BOD<sub>5</sub> ή COD)

$q_F$ : ταχύτητα κατανάλωσης της τροφής

προκύπτουν οι Εξισώσεις **(3.14)** και **(3.15)** ως εξής:

$$Q \cdot E_H \cdot F_O = \left(\frac{dF}{dt}\right) \cdot V \quad (3.14)$$

$$Y_H \cdot E_H \cdot Q \cdot F_O = \mu_H \cdot X_H \cdot V \quad (3.15)$$

Με αντικατάσταση του  $\mu_H$  από τη λειτουργική Εξίσωση **(3.5)** στην Εξίσωση **(3.15)** και με αξιοποίηση της βοηθητικής μεταβλητής  $\lambda$  **(3.16)**, η συγκέντρωση  $X_H$  εκφράζεται σύμφωνα με την Εξίσωση **(3.17)**.

$$\lambda = \frac{\theta}{\theta_c} \quad (3.16)$$

$$X_H = \frac{Y_H \cdot E_H \cdot F_O}{\frac{\theta}{\theta_c} - (1 + b_H \cdot \theta_c)} \quad (3.17)$$

Εφαρμόζοντας με ανάλογο τρόπο την εξίσωση της ισορροπίας μάζας για τα ανόργανα αιωρούμενα στερεά τα οποία δε διασπώνται κατά τις διεργασίες που λαμβάνουν χώρα



προκύπτει η Εξίσωση **(3.18)** που με κατάλληλη χρήση της **(3.10)** καταλήγει στις απλούστερες μορφές **(3.19)**, **(3.20)**

$$Q \cdot S_{fo} = (Q - W) \cdot S_{fe} + W \cdot S_{fu} \quad (3.18)$$

όπου  $S_{fo,ε,u}$  η συγκέντρωση των ανόργανων στερεών στην είσοδο, στην έξοδο και στη λάσπη του συστήματος αντίστοιχα.

$$Q \cdot S_{fo} = \frac{V \cdot S_f}{\theta_c} \quad (3.19)$$

$$S_f = \frac{1}{\lambda} \cdot S_{fo} \quad (3.20)$$

Τα οργανικά πτητικά στερεά των λυμάτων  $S_{vo}$  υδρολύονται σε διαλυμένα οργανικά σε σημαντικό ποσοστό και συνυπολογίζονται ως τροφή  $F_o$ . Ωστόσο υπάρχει ένα μικρό ποσοστό πτητικών αιωρούμενων στερεών που δεν υφίσταται υδρόλυση κατά τη βιολογική διεργασία από τα ένζυμα που παράγει η βιομάζα και παραμένουν αμετάβλητα ως αδρανή οργανικά στερεά. Θεωρώντας ως  $\alpha$  το ποσοστό των μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών τότε κατά αντιστοιχία με τις σχέσεις που περιγράφουν τα ανόργανα αιωρούμενα στερεά προκύπτει η Εξίσωση **(3.21)**.

$$S_v = \frac{1}{\lambda} \cdot S_{vo} \quad (3.21)$$

Κατά τη φθορά των μικροοργανισμών που συντελείται, παράγονται οργανικά στερεά τα οποία πρακτικά δεν υδρολύονται και η παραγωγή τους είναι ανάλογη της ταχύτητας φθοράς της βιομάζας ( $\beta \cdot b_H \cdot X_H \cdot V$ ). Η Εξίσωση ισορροπίας γράφεται ως εξής:

$$\beta \cdot b_H \cdot X_H \cdot V = (Q - W) \cdot X_{Hde} + W \cdot X_{Hdu} \quad (3.22)$$

όπου

$\beta$ : ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών

$b_H$ : ταχύτητα ανάπτυξης ετεροτροφικών μικροοργανισμών

$X_H$ : συγκέντρωση ετεροτροφικών μικροοργανισμών

$X_{Hde,u}$ : παραγόμενα λόγω φθοράς αδρανή (πρακτικά μη βιοδιασπάσιμα) αιωρούμενα στερεά στην έξοδο και στη λάσπη του συστήματος αντίστοιχα.

Με κατάλληλη αξιοποίηση των Εξισώσεων **(3.10)**, **(3.17)** και **(3.22)** μπορεί να υπολογιστεί η συγκέντρωση της φθοράς των μικροοργανισμών όπως παριστάνεται στην επόμενη Εξίσωση **(3.23)**:

$$X_{Hd} = \frac{\beta \cdot b_H \cdot \theta_c}{\lambda \cdot (1 + b_H \cdot \theta_c)} \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_o \quad (3.23)$$

Για τον υπολογισμό του όρου της Εξίσωσης (3.8) που αφορά στη συγκέντρωση των νιτροποιητών ακολουθείται διαδικασία ανάλογη με αυτή του οργανικού άνθρακα, δηλαδή καταστρώνονται τα ισοζύγια μάζας της τροφής (αμμωνιακού αζώτου  $S_{NH}$ ) και των μικροοργανισμών (νιτροποιητών) σε συνδυασμό με την κινητική νιτροποίησης (3.6) οπότε προκύπτει η Σχέση (3.24).

$$X_n = \frac{Y_n \cdot E_n \cdot S_{NH}^0}{\lambda \cdot (1 + b_n \cdot \theta_c)} \quad (3.24)$$

όπου

En: ο βαθμός απόδοσης των νιτροποιητών ο οποίος δίνεται από την Εξίσωση (3.25)

$$E_N = \frac{S_{NH}^0 - S_{NH}}{S_{NH}^0} \quad (3.25)$$

Με χρήση των παραπάνω σχέσεων η Εξίσωση (3.8) παίρνει την μορφή της Εξίσωσης (3.26).

$$MLSS = \frac{Q \cdot \theta_c^{\alpha \epsilon \rho}}{V} \cdot \left[ \left( \frac{1 + \beta \cdot b_H \cdot \theta_c^{\alpha \epsilon \rho}}{1 + b_H \cdot \theta_c^{\alpha \epsilon \rho}} \right) \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_O + \alpha \cdot S_{v0} + S_{f0} + \left( \frac{Y_N \cdot E_N \cdot S_{NH}^0}{1 + b_N \cdot \theta_c^{\alpha \epsilon \rho}} \right) + S_x \right] \quad (3.26)$$

Στους ακόλουθους Πίνακες 3.6, 3.7, 3.8 παρουσιάζονται όλες οι απαραίτητες παράμετροι για τον υπολογισμό της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού. Συγκεκριμένα στον Πίνακα 3.6 με αξιοποίηση του λόγου πτητικών στερεών προς ολικά στερεά, Εξίσωση (3.27).

$$\frac{VSS}{TSS} = 0.7 \quad (3.27)$$

υπολογίζονται τα οργανικά ( $S_{v0}$ ) και τα αδρανή ( $S_{f0}$ ) στερεά που μετρώνται στην επεξεργασμένη εκροή της Δεξαμενής Τελικής Καθίζησης.

Η συγκέντρωση των πτητικών αιωρούμενων στερεών του ανάμικτου υγρού (MLVSS) προκύπτει κατά αντιστοιχία με τη συγκέντρωση των ολικών αιωρούμενων στερεών χωρίς να ληφθούν οι συγκεντρώσεις των αδρανών στερεών και του φωσφόρου όπως αναλυτικά παρουσιάζεται στην Εξίσωση (3.28).

$$MLVSS = \frac{Q \cdot \theta_c}{V} \cdot \left[ \left( \frac{1 + \beta \cdot b_H \cdot \theta_c}{1 + b_H \cdot \theta_c} \right) \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_O + \alpha \cdot S_{v0} + \left( \frac{Y_N \cdot E_N \cdot S_{NH}^0}{1 + b_N \cdot \theta_c} \right) \right] \quad (3.28)$$

Πίνακας 3.6: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο BA - ΔTK

<b>Ολικά στερεά στην είσοδο BA-ΔTK (2)</b> <b>TSS<sub>είσ</sub> (mg/l)</b>	102.8		
<b>Ολικά στερεά στην έξοδο της ΔTK (4)</b> <b>TSS<sub>εξ</sub> (mg/l)</b>	Οργανικά στερεά $S_{v0}$ (mg/l)	70%	71.96
	Ανόργανα στερεά $S_{f0}$ (mg/l)	30%	30.84

Στο σύστημα πραγματοποιείται βιολογική και χημική απομάκρυνση του φωσφόρου. Κατά τη βιολογική επιτυγχάνεται απομάκρυνση του φωσφόρου σε ποσοστό 70%. Για τη χημική απομάκρυνση προστίθεται ως κροκιδωτικό τριχλωριούχος σίδηρος ( $\text{FeCl}_3$ ) ανάντη της ΔΤΚ. Με εφαρμογή του ισοζυγίου του φωσφόρου στο σύστημα δεδομένου ότι η συγκέντρωση του φωσφόρου στην έξοδο του συστήματος ισούται με 1 mg/L προκύπτει η συγκέντρωση του φωσφόρου λόγω χημικών  $S_x$ , όπως αναλυτικά εικονίζονται στον Πίνακα 3.7.

Πίνακας 3.7: Υπολογισμός της συγκέντρωσης του φωσφόρου που απομακρύνεται από τη ΔΤΚ

<b>Απομάκρυνση φωσφόρου (<math>S_x</math>)</b>		
TP εισόδου	mg/l	10.42
TP εξόδου	mg/l	1
<b>Βιολογική απομάκρυνση φωσφόρου</b>		
P β.απ.	%	70.00%
P β.απ.	mg/l	7.294
P απομένει	%	30.00%
P απομένει	mg/l	3.1
<b>Χημική απομάκρυνση φωσφόρου</b>		
$\Delta P_x$	kg P/d	510.24
<b>Προσθήκη κροκιδωτικού <math>\text{FeCl}_3</math>: 12% v/v <math>\text{Fe}^{+3}</math></b>		
Δόση κροκιδωτικού	kg $\text{Fe}^{+3}$ /kgP	2.7
Μάζα κροκιδωτικού	kg $\text{Fe}^{+3}$ /d	1 377.65
kg στερεών στη λάσπη λόγω προσθήκης kg κροκιδωτικού	kg SS/kg $\text{Fe}^{+3}$	2.6
Μάζα στερεών στη λάσπη λόγω προσθήκης κροκιδωτικού	kg SS/d	3 582
Συγκέντρωση κροκιδωτικού $S_x$	mg/l	14.9

Πίνακας 3.8: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για τον υπολογισμό της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού

<b>Παράμετροι</b>	<b>Μονάδες</b>	<b>Τιμές</b>
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.97
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για νιτροποιητές $Y_n$	mgVSS/mg $\text{NH}_4$ -N	0.15
Βαθμός νιτροποίησης $E_n$		0.99
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
MLSS · λ		149.68
MLVSS · λ		103.92

Για το σχεδιασμό των δεξαμενών καθίζησης της βιολογικής ιλύος κρίνεται αναγκαία η εφαρμογή δυο εμπειρικών κριτηρίων: του υδραυλικού φορτίου **(3.29)** και του φορτίου στερεών **(3.30)**.

$$G_{\text{επ.υδρ.}} \geq \frac{Q}{A} \quad (3.29)$$

$$G_{\text{επ.στ.}} \geq \frac{(1+r) \cdot Q \cdot S}{A} \quad (3.30)$$

όπου

$G_{\text{επ.υδρ.}}$ : το μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )

$G_{\text{επ.στ.}}$ : το μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$ )

$r$ : ο συντελεστής επανακυκλοφορίας

$A$ : η επιφάνεια των ΔTK ( $\text{m}^2$ )

$S$ : η συγκέντρωση του ανάμικτου υγρού ( $\text{gr}/\text{l}$ )

$Q$ : η παροχή λυμάτων ( $\text{m}^3/\text{d}$ )

και επιλέγεται τελικά η μεγαλύτερη από τις δύο προκύπτουσες επιφάνειες.

Το υδραυλικό φορτίο επηρεάζει κατά κύριο λόγο τη διαδικασία διαύγασης καθώς σχετίζεται με την ταχύτητα καθίζησης των βιοκροκίδων. Το φορτίο των στερεών επηρεάζει σημαντικά τη διαδικασία συμπύκνωσης. Σε κάθε περίπτωση το επιτρεπόμενο φορτίο εξαρτάται από τα χαρακτηριστικά καθίζησης του ανάμικτου υγρού. Το ελάχιστο πλευρικό βάθος του υγρού αυτών των δεξαμενών σκόπιμο είναι να κυμαίνεται μεταξύ 3-3.5m.

Πίνακας 3.9: Παράμετροι σχεδιασμού ΔTK

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση ιλύος στον πυθμένα της ΔTK $S_{su}$	mg/l	8 000
Πλευρικό βάθος ΔTK $H$	m	4.50
Μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο $G_{\text{επ.υδρ.}}$	$\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	15
Μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών $G_{\text{επ.στρ.}}$	$\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{d}$	100

Η επιλογή της τιμής του  $S$  (MLSS) κατά το σχεδιασμό της δεξαμενής αερισμού επηρεάζει τον όγκο της, είναι δε σκόπιμο από αυτή την άποψη να επιλεγεί μια υψηλή τιμή  $S$  έτσι ώστε να προκύπτει μικρός όγκος δεξαμενής αερισμού. Το ανώτατο όριο της τιμής της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού  $S$  πρέπει να καθοριστεί κατάλληλα προκειμένου να αποφεύγονται προβλήματα μίξης, οξυγόνωσης, ευστάθειας και καθίζησης. Όμως όπως γίνεται αντιληπτό καθώς το  $S$  αυξάνεται, το κριτήριο που θα ισχύει για τη ΔTK θα είναι το κριτήριο φόρτισης στερεών και συνεπώς με την αύξηση του  $S$  θα απαιτείται μεγαλύτερη επιφάνεια ΔTK. Γι' αυτό θα πρέπει να προσδιοριστεί η τιμή του  $S$  που θα βελτιστοποιεί το σύστημα, δηλαδή θα δίνει το μικρότερο συνολικό όγκο δεξαμενής αερισμού και δεξαμενής τελικής καθίζησης. Με στόχο τη βελτιστοποίηση του σχεδιασμού των δύο τύπων δεξαμενών καταρτίζεται ο Πίνακας 3.10

στον οποίο υπολογίζονται οι όγκοι των δεξαμενών αερισμού και καθίζησης για ένα εύρος τιμών του ανάμικτου υγρού που κυμαίνεται 1 500-4 500 mg/l.

Πρέπει να σημειωθεί ότι για τη διατήρηση της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού MLSS στη δεξαμενή αερισμού σε ένα επιθυμητό επίπεδο είναι αναγκαίος ο προσδιορισμός της κατάλληλης παροχής επανακυκλοφορίας  $r \cdot Q$  από τον πυθμένα της ΔTK. Η παροχή αυτή εξαρτάται από τη συγκέντρωση της ιλύος  $S_{su}$  στον πυθμένα της ΔTK καθώς όσο μεγαλύτερη είναι η συγκέντρωση αυτή τόσο μικρότερη παροχή επανακυκλοφορίας απαιτείται για τη διατήρηση σταθερής ταχύτητας μεταφοράς μάζας ιλύος από την ΔTK στη ΔΑ. Η συσχέτιση μεταξύ του συντελεστή επανακυκλοφορίας  $r$  και του βαθμού συμπύκνωσης  $m$  **(3.31)** της ιλύος στη ΔTK προκύπτει από την εφαρμογή της εξίσωσης ισορροπίας στερεών στη ΔTK σύμφωνα με την Εξίσωση **(3.32)**.

$$m = \frac{S_u}{S} \quad (3.31)$$

$$(1 + r) \cdot Q \cdot S = r \cdot Q \cdot S_u + W \cdot S_u + (Q - W) \cdot S_\varepsilon \quad (3.32)$$

Με αξιοποίηση των Εξισώσεων **(3.10)**, **(3.31)**, **(3.33)** η Εξίσωση **(3.32)** απλοποιείται στη μορφή της **(3.34)** από την οποία λαμβάνεται και η τιμή του συντελεστή επανακυκλοφορίας  $r$ .

$$\theta = \frac{V}{Q} = \lambda \cdot \theta_c \quad (3.33)$$

$$r = \frac{1 - \lambda}{m - 1} \quad (3.34)$$

Με αντικατάσταση της Εξίσωσης **(3.34)** στην εξίσωση ισορροπίας στερεών της ΔTK **(3.32)** η παροχή της πλεονάζουσας βιολογικής ιλύος  $W$  δίνεται από την **(3.35)**

$$W = \frac{\lambda \cdot S - S_\varepsilon}{m \cdot S - S_\varepsilon} \cdot Q \quad (3.35)$$

και εάν θεωρηθεί ότι  $S_\varepsilon \gg \lambda \cdot S$  και  $S_\varepsilon \ll m \cdot S$  τότε η Εξίσωση **(3.35)** παίρνει τη μορφή **(3.36)**:

$$W \approx \frac{\lambda}{m} \cdot Q \quad (3.36)$$

Πίνακας 3.10: Βελτιστοποίηση σχεδιασμού Δεξαμενών Αερισμού και Δεξαμενών Τελικής Καθίζησης

MLSS (mg/l)	$\lambda$	m	$\Theta$	r	$V_{\Delta\Delta}$	$A_{\Delta\text{TK}1}$ (m <sup>2</sup> )	$A_{\Delta\text{TK}2}$ (m <sup>2</sup> )	$\max(A_{\Delta\text{TK}1}, A_{\Delta\text{TK}2})$	$V_{\Delta\text{TK}}=H \cdot A_{\Delta\text{TK}}$	$V_{\Delta\Delta} + V_{\Delta\text{TK}}$
1500	0.10	5.33	1.26	0.21	301756	16000	4348	16000	72000	373756
1600	0.09	5.00	1.18	0.23	282896	16000	4710	16000	72000	354896
1700	0.09	4.71	1.11	0.25	266255	16000	5084	16000	72000	338255
1800	0.08	4.44	1.05	0.27	251463	16000	5470	16000	72000	323463
1900	0.08	4.21	0.99	0.29	238228	16000	5868	16000	72000	310228
2000	0.07	4.00	0.94	0.31	226317	16000	6280	16000	72000	298317
2100	0.07	3.81	0.90	0.33	215540	16000	6706	16000	72000	287540
2200	0.07	3.64	0.86	0.35	205743	16000	7146	16000	72000	277743
2300	0.07	3.48	0.82	0.38	196797	16000	7602	16000	72000	268797
2400	0.06	3.33	0.79	0.40	188597	16000	8075	16000	72000	260597
2500	0.06	3.20	0.75	0.43	181054	16000	8564	16000	72000	253054
2600	0.06	3.08	0.73	0.45	174090	16000	9071	16000	72000	246090
2700	0.06	2.96	0.70	0.48	167642	16000	9598	16000	72000	239642
2800	0.05	2.86	0.67	0.51	161655	16000	10145	16000	72000	233655
2900	0.05	2.76	0.65	0.54	156081	16000	10713	16000	72000	228081
3000	0.05	2.67	0.63	0.57	150878	16000	11304	16000	72000	222878
3100	0.05	2.58	0.61	0.60	146011	16000	11920	16000	72000	218011
3200	0.05	2.50	0.59	0.64	141448	16000	12561	16000	72000	213448
3300	0.05	2.42	0.57	0.67	137162	16000	13229	16000	72000	209162
3400	0.04	2.35	0.55	0.71	133128	16000	13926	16000	72000	205128
3500	0.04	2.29	0.54	0.74	129324	16000	14654	16000	72000	201324
3600	0.04	2.22	0.52	0.78	125732	16000	15415	16000	72000	197732
<b>3700</b>	<b>0.040</b>	<b>2.16</b>	<b>0.510</b>	<b>0.83</b>	<b>122334</b>	<b>16000</b>	<b>16212</b>	<b>16212</b>	<b>72953</b>	<b>195287</b>
3800	0.04	2.11	0.50	0.87	119114	16000	17046	17046	76709	195823
3900	0.04	2.05	0.48	0.91	116060	16000	17922	17922	80648	196708
4000	0.04	2.00	0.47	0.96	113158	16000	18841	18841	84783	197942
4100	0.04	1.95	0.46	1.01	110399	16000	19807	19807	89131	199530
4200	0.04	1.90	0.45	1.07	107770	16000	20824	20824	93708	201478
4300	0.03	1.86	0.44	1.12	105264	16000	21896	21896	98532	203796
4400	0.03	1.82	0.43	1.18	102871	16000	23028	23028	103624	206496
4500	0.03	1.78	0.42	1.24	100585	16000	24224	24224	109007	209593

Από τη βελτιστοποίηση του συστήματος ΔΑ-ΔΤΚ προκύπτουν τα στοιχεία που συνοψίζονται στον Πίνακα 3.11.

Πίνακας 3.11:Στοιχεία σχεδιασμού ΔΑ-ΔΤΚ από βελτιστοποίηση

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	3 700
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLVSS	mg/l	2 569
MLVSS/MLSS		0.69
Βοηθητική μεταβλητή λ		0.040
Βαθμός συμπύκνωσης ιλύος m		2.16
Υδραυλικός χρόνος παραμονής Θ	d	0.51
Συντελεστής επανακυκλοφορίας r		0.83
Όγκος δεξαμενής αερισμού V <sub>ΔΑ</sub>	m <sup>3</sup>	122 334
Όγκος δεξαμενής καθίζησης V <sub>ΔΤΚ</sub>	m <sup>3</sup>	72 953

Για τον υπολογισμό του ανοξικού όγκου της βιολογικής βαθμίδας πρέπει αρχικά να καταστρωθεί το ισοζύγιο μάζας του συστήματος για το άζωτο προκειμένου να υπολογιστεί η μάζα που απονιτροποιείται στην ανοξική δεξαμενή μέσω της οποίας προκύπτει ο ανοξικός όγκος.

$$TN_{\text{εισόδου}} - TN_{\text{εξόδου}} - TN_{\text{ιλύος}} - (\Delta NO_3^- - N)_{\text{απονιτροποίησης}} = 0 \quad (3.36)$$

όπου

TN<sub>εισόδου</sub>: μάζα του αμμωνιακού αζώτου που εισέρχεται στην εγκατάσταση η οποία προκύπτει από την τιμή της συγκέντρωσης του αζώτου που δίνεται στον Πίνακα 3.2 πολλαπλασιασμένη με την παροχή σχεδιασμού της εγκατάστασης

TN<sub>εξόδου</sub>: μάζα του αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο του συστήματος με τη μορφή αμμωνίου (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) και του οργανικού αζώτου που περιέχεται στους μικροοργανισμούς και υπολογίζεται με τη βοήθεια των Εξίσωσεων (3.37) και (3.38). Γίνεται η παραδοχή ότι το σύνολο της μάζας των νιτρικών (NO<sub>3</sub><sup>-</sup>) απονιτροποιείται στην ανοξική δεξαμενή του συστήματος με αποτέλεσμα να μην εντοπίζονται συγκεντρώσεις νιτρικών στην έξοδο του συστήματος.

TN<sub>ιλύος</sub>: μάζα αζώτου που περιέχεται στην απομακρυνόμενη ιλύ του συστήματος και δίνεται από την Εξίσωση (3.39).

ΔNO<sub>3</sub><sup>-</sup>-N: μάζα νιτρικών που απονιτροποιούνται στην ανοξική δεξαμενή

$$q_{dn} = A \cdot 10^{10} \cdot e^{\left(-\frac{B}{R \cdot T}\right)} \quad (3.37)$$

Οι συντελεστές A, B εξαρτώνται τόσο από την αφθονία όσο και από τη βιοδιασπασιμότητα του άνθρακα. Για το A οι τιμές κυμαίνονται μεταξύ 4.5-6.4. Παρατηρούνται μεγαλύτερες τιμές του A σχετικά ευκολοδιασπασίμο οργανικό άνθρακα καθώς και στα συστήματα προ-απονιτροποίησης.

$$\text{Οργανικό άζωτο}_{\text{εξόδου}} = q_{dn} \cdot \frac{MLVSS}{MLSS} \cdot S_e \cdot Q \quad (3.38)$$

$$TN_{\text{ιλύος}} = q_{dn} \cdot \frac{MLVSS}{MLSS} \cdot W \quad (3.39)$$

Και με εφαρμογή της Εξίσωσης (3.40) που ακολουθεί προκύπτει ο ανοξικός όγκος του συστήματος

$$(\Delta NO_3^- - N)_{\text{απονιτροποίησης}} = q_{dn} \cdot VSS \cdot V_{\text{ανοξικός}} \quad (3.40)$$

Στη συνέχεια παρατίθενται οι Πίνακες 3.12 και 3.13 οι οποίοι παρουσιάζουν τις τιμές των υπολογισμών που προκύπτουν από την εφαρμογή του ισοζυγίου μάζας για το άζωτο και για την εύρεση του ανοξικού όγκου του συστήματος αντίστοιχα.

Πίνακας 3.12: Παράμετροι ισοζυγίου μάζας αζώτου στο σύστημα

Παράμετροι		Μονάδες	Τιμές
<b>Σε όρους συγκεντρώσεων</b>			
Ολικό άζωτο στην είσοδο TN <sub>είσοδου</sub>		mg N/l	50
Ολικό άζωτο στην έξοδο TN <sub>εξόδου</sub>	NH <sub>4</sub> -N <sub>εξόδου</sub>	mg/l	1
	NO <sub>3</sub> -N <sub>εξόδου</sub>	mg N/l	0
	Οργανικό N <sub>εξόδου</sub> μικροοργανισμών	mg N/l	0.79
Ολικό άζωτο στην ιλύ TN <sub>ιλύος</sub>		mg N/l	0.05
<b>Σε όρους μάζας</b>			
Ολικό άζωτο στην είσοδο TN <sub>είσοδου</sub>		kg N/d	12 000
Ολικό άζωτο στην έξοδο TN <sub>εξόδου</sub>	NH <sub>4</sub> -N <sub>εξόδου</sub>	kg N/d	240
	NO <sub>3</sub> -N <sub>εξόδου</sub>	kg N/d	0
	Οργανικό N <sub>εξόδου</sub> μικροοργανισμών	kg N/d	189.08
Ολικό άζωτο στην ιλύ TN <sub>ιλύος</sub>		kg N/d	4 726.5
ΔNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N για απονιτροποίηση		kg N/d	6 844.39
Παγκόσμια Σταθερά Αερίων R		cal/g·mole·°C	1.987
Σταθερά A			6.40
Σταθερά B			15 880
Θερμοκρασία T		°K (°K=273+°C)	291
Ταχύτητα απονιτροποίησης q <sub>dn</sub>		kg NO <sub>3</sub> -N/ kg VSS-d	0.08
Ταχύτητα απονιτροποίησης q <sub>dn</sub>		mg NO <sub>3</sub> -N/ g VSS-h	3.15

Πίνακας 3.13: Παράμετροι σχεδιασμού ανοξικού όγκου ΒΑ

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
ΔNO <sub>3</sub> <sup>-</sup> -N για απονιτροποίηση	kg NO <sub>3</sub> -N/d	6 844.39



Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μάζα ολικών πτητικών VSS	kg VSS	90 470
Μάζα ολικών στερεών SS	kg SS	130 313
Μάζα ανάμικτου υγρού MLSS	kg SS/m <sup>3</sup>	3.7
Ανοξικός όγκος V <sub>ανοξικός</sub>	m <sup>3</sup>	35 220

Ακολούθως υπολογίζεται με βάση τον αερόβιο και τον ανοξικό όγκο του ΒΑ ο ολικός χρόνος παραμονής στερεών σύμφωνα με την Εξίσωση (3.41). Τα αποτελέσματα παρατίθενται στον Πίνακα 3.14.

$$\theta_c^{\text{ολικό}} = \theta_c^{\text{αερόβιο}} \cdot \frac{V_{\text{ολικό}}}{V_{\text{αερόβιο}}} \quad (3.41)$$

Πίνακας 3.14: Υπολογισμός ολικού χρόνου παραμονής στερεών

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Αερόβιος όγκος V <sub>αερόβιος</sub>	m <sup>3</sup>	122 334
Ανοξικός όγκος V <sub>ανοξικός</sub>	m <sup>3</sup>	35 220
Συνολικός όγκος ΒΑ V <sub>ολικός</sub>	m <sup>3</sup>	157 554
Ολικός χρόνος παραμονής στερεών $\theta_c^{\text{ολικό}}$	d	6.24

Με βάση την Εξίσωση (3.10) υπολογίζεται η παροχή της περίσσειας της βιολογικής ιλύος που εξέρχεται από τον πυθμένα της ΔΤΚ δεδομένου ότι η συγκέντρωση της λαμβάνεται ίση με 0.8% ή 8 kg SS/m<sup>3</sup> (Πίνακας 3.15).

Πίνακας 3.15: Απομάκρυνση περίσσειας ιλύος από ΔΤΚ (7)

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συνολικός χρόνος παραμονής στερεών $\theta_c$	d	6.24
Συνολικός όγκος V <sub>ολ</sub>	m <sup>3</sup>	157 554
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	3 700
Συγκέντρωση ιλύος S <sub>Su</sub>	mg/l	8 000
Συγκέντρωση ολικών στερεών στην έξοδο της ΔΤΚ S <sub>ε</sub>	mg/l	15.00
Παροχή βιολογικής ιλύος W <sub>7</sub>	m <sup>3</sup> /d	11 249
Μάζα βιολογικής ιλύος M <sub>7</sub>	kg TS/d	89 990

Στους Πίνακες 3.16, 3.17, 3.18, 3.19, που ακολουθούν παρουσιάζονται οι τιμές της μάζας, της συγκέντρωσης και της παροχής για κάθε είσοδο και έξοδο του Παχυντή Πρωτοβάθμιας Ιλύος (ΠΠΙ), του Παχυντή Βιολογικής Ιλύος (ΠΒΙ), του Αναερόβιου Χωνευτή (ΧΙ) και του συστήματος Αφυδάτωσης Ιλύος (ΑΙ) αντίστοιχα. Οι τιμές των παροχών, των συγκεντρώσεων και των μαζών των στραγγιδίων χρησιμοποιούνται στη διαστασιολόγηση των συστημάτων επεξεργασίας των στραγγιδίων που μελετώνται.

Σε κάθε μια από τις μονάδες επεξεργασίας της ιλύος εφαρμόζεται ισοζύγιο μάζας και παροχών σύμφωνα με τις Εξισώσεις **(3.42)**, **(3.43)**.

$$Q_{\text{εισερχόμενης ιλύος}} = Q_{\text{εξερχόμενης ιλύος}} + Q_{\text{στραγγιδίων}} \quad (3.42)$$

$$M_{\text{εισερχόμενης ιλύος}} = M_{\text{εξερχόμενης ιλύος}} + M_{\text{στραγγιδίων}} \quad (3.43)$$

που γράφεται και με την μορφή **(3.44)**

$$(Q \cdot C)_{\text{εισερχόμενης ιλύος}} = (Q \cdot C)_{\text{εξερχόμενης ιλύος}} + (Q \cdot C)_{\text{στραγγιδίων}} \quad (3.44)$$

Πιο συγκεκριμένα στην έξοδο του ΠΠΙ λαμβάνεται συγκέντρωση ιλύος 5% ή 50 kgSS/m<sup>3</sup> και μάζα που αντιστοιχεί σε ποσοστό CR=81% της εισερχόμενης στον παχυντή μάζας. Ακόμη για τον υπολογισμό της μάζας των πτητικών και των αδρανών στερεών που περιέχονται σε κάθε περίπτωση αξιοποιείται η Εξίσωση **(3.27)**.

Αντίστοιχα στην έξοδο του ΠΒΙ λαμβάνεται συγκέντρωση ιλύος 5% ή 50 kgSS/m<sup>3</sup> και μάζα που αντιστοιχεί σε ποσοστό CR=98% της εισερχόμενης στον παχυντή μάζας. Για τον υπολογισμό της μάζας των πτητικών και των αδρανών στερεών που περιέχονται σε κάθε περίπτωση αξιοποιείται η τιμή του λόγου MLVSS/MLSS που δίνεται στον Πίνακα 3.11.

Στο XI καταλήγουν και οι δύο γραμμές επεξεργασίας της λάσπης, πρωτοβάθμια και βιολογική. Γίνεται η παραδοχή απομείωσης του οργανικού φορτίου (μάζας πτητικών στερεών) σε ποσοστό 50%, ενώ η τιμή της παροχής της ιλύος διατηρείται σταθερή πριν και μετά την είσοδό της στο χωνευτή.

Τέλος κατά τη διαδικασία της αφυδάτωσης λαμβάνεται συγκέντρωση ιλύος που προορίζεται για διάθεση ίση με 22% ή 220 kgSS/m<sup>3</sup> και μάζα που αντιστοιχεί σε ποσοστό CR=96% της εισερχόμενης για αφυδάτωση μάζας της ιλύος.

Πίνακας 3.16: Υγειονολογικοί υπολογισμοί Παχυντή Πρωτοβάθμιας Ιλύος

<b>Παχυντής Πρωτοβάθμιας Ιλύος (Π.Π.Ι.)</b>		
<b>Είσοδος ΠΠΙ (3)</b>		
Μάζα $M_3$	kg SS/d	45 000
Συγκέντρωση $C_3$	kg SS/m <sup>3</sup>	15
Παροχή $Q_3$	m <sup>3</sup> /d	3 000
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V3}$	kg VSS/d	31 500
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F3}$	kg SS/d	13 500
<b>Έξοδος ΠΠΙ προς ΧΙ (4)</b>		
Ποσοστό παγίδευσης CR	≥	81%
Μάζα $M_4$	kg SS/d	37 972
Συγκέντρωση $C_4$	kg SS/m <sup>3</sup>	50
Παροχή $Q_4$	m <sup>3</sup> /d	759
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V4}$	kg VSS/d	26 580
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F4}$	kg SS/d	11 391
<b>Έξοδος ΠΠΙ (5) - Στραγγίδια</b>		
Μάζα $M_5$	kg SS/d	7 029
Συγκέντρωση $C_5$	kg SS/m <sup>3</sup>	3.14
Παροχή $Q_5$	m <sup>3</sup> /d	2 241
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V5}$	kg VSS/d	4 920
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F5}$	kg SS/d	2 109

Πίνακας 3.17: Υγειονομολογικοί υπολογισμοί Παχυντή Βιολογικής Ιλύος

<b>Παχυντής Βιολογικής Ιλύος (Π.Β.Ι.)</b>		
<b>Είσοδος ΠΒΙ (7)</b>		
Μάζα $M_7$	kg TS/d	89 990
Συγκέντρωση $C_7$	kg TS/m <sup>3</sup>	8.0
Παροχή $Q_7$	m <sup>3</sup> /d	11 249
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V7}$	kg VSS/d	62 476
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F7}$	kg TS/d	27 514
<b>Έξοδος ΠΒΙ προς ΧΙ (8)</b>		
Ποσοστό παγίδευσης CR	≥	98%
Μάζα $M_8$	kg SS/d	88 397
Συγκέντρωση $C_8$	kg SS/m <sup>3</sup>	50
Παροχή $Q_8$	m <sup>3</sup> /d	1 768
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V8}$	kg VSS/d	61 370
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F8}$	kg TS/d	27 027
<b>Έξοδος ΠΒΙ (9) - Στραγγίδια</b>		
Μάζα $M_9$	kg SS/d	1 593
Συγκέντρωση $C_9$	kg SS/m <sup>3</sup>	0.17
Παροχή $Q_9$	m <sup>3</sup> /d	9 481
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V9}$	kg VSS/d	1 106
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F9}$	kg TS/d	487

Πίνακας 3.18: Υγειονομολογικοί υπολογισμοί Χωνευτή Ιλύος

<b>Χωνευτής Ιλύος (Χ.Ι.)</b>		
<b>Είσοδος ΧΙ (10)</b>		
Μάζα $M_{10}$	kg TS/d	126 369
Συγκέντρωση $C_{10}$	kg TS/m <sup>3</sup>	50
Παροχή $Q_{10}$	m <sup>3</sup> /d	2 527
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V10}$	kg VSS/d	87 950
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F10}$	kg TS/d	38 419
<b>Έξοδος ΧΙ (11)</b>		
Μάζα $M_{11}$	kg TS/d	82 394
Συγκέντρωση $C_{11}$	kg TS/m <sup>3</sup>	33
Παροχή $Q_{11}$	m <sup>3</sup> /d	2 527
Μάζα πτητικών στερεών $M_{V11}$	kg VSS/d	43 975
Μάζα αδρανών στερεών $M_{F11}$	kg TS/d	38 419

Πίνακας 3.19: Υγειονολογικοί υπολογισμοί στην Αφυδάτωση της Ιλύος

<b>Αφυδάτωση Ιλύος (Α.Ι.)</b>		
<b>Είσοδος Α. Ι. (11)</b>		
Μάζα M <sub>11</sub>	kg TS/d	82 394
Συγκέντρωση C <sub>11</sub>	kg TS/m <sup>3</sup>	33
Παροχή Q <sub>11</sub>	m <sup>3</sup> /d	2 527
<b>Έξοδος Α.Ι. (12)</b>		
Ποσοστό παγίδευσης CR	≥	96%
Μάζα M <sub>12</sub>	kg SS/d	79 523
Συγκέντρωση C <sub>12</sub>	kg SS/m <sup>3</sup>	220
Παροχή Q <sub>12</sub>	m <sup>3</sup> /d	361
<b>Έξοδος Α.Ι. (13) - Στραγγίδια</b>		
Μάζα M <sub>13</sub>	kg SS/d	2 871
Συγκέντρωση C <sub>13</sub>	kg SS/m <sup>3</sup>	1.33
Παροχή Q <sub>13</sub>	m <sup>3</sup> /d	2 166

Στον Πίνακα 3.20 παρουσιάζονται τα χαρακτηριστικά των στραγγιδίων που προέρχονται από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος και από την Αφυδάτωση της Ιλύος τα οποία χρησιμοποιούνται για τη διαστασιολόγηση των συστημάτων επεξεργασίας των στραγγιδίων όπως προκύπτουν από τους υγειονολογικούς υπολογισμούς της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας που προηγήθηκαν καθώς και από εμπειρικές τιμές που έχουν προσδιοριστεί από πειραματικές μετρήσεις που πραγματοποιούνται ενίοτε στα εργαστήρια.

Πίνακας 3.20: Χαρακτηριστικά στραγγιδίων

Παράμετροι	Στραγγίδια από ΠΠΙ	Στραγγίδια από ΑΙ	Τελικά Στραγγίδια
Παροχή Q (m <sup>3</sup> /d)	2 241	2 166	4 407
COD (mg/l)	1 712	1 077	1 400
BOD <sub>5</sub> (mg/l)	1 113	700	910
S <sub>NH4-Νεισόδου</sub> (mg/l)	71	1 207	629
TSS (mg/l)	3 137	1 326	2 247
Αλκαλικότητα (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	698	4 750	2 690

Από τις εμπειρικές τιμές του COD που λαμβάνονται είναι απαραίτητο να προσδιοριστούν κατά αντιστοιχία και οι τιμές του BOD.

Το ολικό COD των στραγγιδίων μπορεί να διαχωριστεί στα παρακάτω επιμέρους κλάσματα:

$$COD_t = S_{S1} + X_{S1} + X_{I1} + S_{I1} \quad (3.49)$$

όπου

S<sub>S1</sub> : το εύκολα βιοδιασπάσιμο COD

$X_{S1}$ : το δύσκολα βιοδιασπάσιμο COD

$X_{I1}$ : το σωματιδιακό αδρανές COD

$S_{I1}$ : το διαλυτό αδρανές COD

Το BOD προκύπτει από το άθροισμα των δύο πρώτων κλασμάτων δηλαδή του εύκολα και του δύσκολα βιοδιασπάσιμου COD το οποίο πολλαπλασιασμένο επί την τιμή 0.65 δίνει το BOD<sub>5</sub> που χρησιμοποιείται στους υπολογισμούς. Στους Πίνακες 3.21, 3.22 παρατίθενται οι τιμές του οργανικού υλικού σε όρους COD και BOD για τα στραγγίδια της πρωτοβάθμιας πάχυνσης και της αφυδάτωσης.

Πίνακας 3.21: Υπολογισμός BOD<sub>5</sub> στραγγιδίων ΠΠΙ

Υπολογισμός BOD <sub>5</sub> στραγγιδίων ΠΠΙ				
Εύκολα βιοδιασπάσιμο COD	% COD ολικού	16.40%	mg/l	371.30
Δύσκολα βιοδιασπάσιμο COD	% COD ολικού	59.20%	mg/l	1 340.29
Διαλυτό Αδρανές COD	% COD ολικού	6.60%	mg/l	149.42
Σωματιδιακό Αδρανές COD	% COD ολικού	17.80%	mg/l	402.99
Ολικό COD	% COD ολικού	100.00%	mg/l	2 264
COD <sub>t</sub>	mg/l		1 711	
BOD <sub>5</sub>	mg/l		1 113	

Πίνακας 3.22: Υπολογισμός BOD<sub>5</sub> στραγγιδίων ΑΙ

Υπολογισμός BOD <sub>5</sub> στραγγιδίων ΑΙ				
Εύκολα βιοδιασπάσιμο COD	% COD ολικού	4.40%	mg/l	107.23
Δύσκολα βιοδιασπάσιμο COD	% COD ολικού	39.80%	mg/l	969.93
Διαλυτό Αδρανές COD	% COD ολικού	21.20%	mg/l	516.64
Σωματιδιακό Αδρανές COD	% COD ολικού	34.60%	mg/l	843.20
Ολικό COD	% COD ολικού	100.00%	mg/l	2 437
COD <sub>t</sub>	mg/l		1 077	
BOD <sub>5</sub>	mg/l		700	

## 4 Υγειονολογικοί υπολογισμοί συστημάτων επεξεργασίας στραγγιδίων

### 4.1 Βασικά στοιχεία σχεδιασμού του συστήματος επεξεργασίας των στραγγιδίων

Στο παρόν κεφάλαιο επιχειρείται η διαστασιολόγηση εναλλακτικών συστημάτων επεξεργασίας στραγγιδίων μέσω νιτρωδοποίησης – απονιτρωδοποίησης για την απομάκρυνση του αζώτου. Ο σχεδιασμός των συστημάτων βασίζεται στη μέθοδο της ενεργού ιλύος. Μελετώνται τέσσερα διαφορετικά σενάρια επεξεργασίας τόσο με σύστημα συνεχούς ροής (CSTR) όσο και με σύστημα αντιδραστήρα διαλείποντος έργου ή εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (SBR).

Μια τυπική μονάδα επεξεργασίας στραγγιδίων ανάλογα με τα κριτήρια που έχει σχεδιαστεί μπορεί να περιλαμβάνει: αντλιοστάσιο τροφοδοσίας της μονάδας (με δεξαμενή εξισορρόπησης), δεξαμενές αερισμού-νιτρωδοποίησης, δεξαμενές απονιτρωδοποίησης (ανοξικές), σύστημα αερισμού, δεξαμενές τελικής καθίζησης, αντλίες απομάκρυνσης περίσσειας ιλύος, συστήματα επανακυκλοφορίας, σύστημα ρύθμισης του pH στην δεξαμενή αερισμού, σωληνώσεις και εξαρτήματα καθώς και σύστημα ελέγχου και παρακολούθησης της λειτουργίας. Πρέπει να σημειωθεί ότι ένα σύστημα SBR συνδυάζει σε μια δεξαμενή τις λειτουργίες των δεξαμενών αερισμού-νιτρωδοποίησης, απονιτρωδοποίησης (ανοξικές) και τελικής καθίζησης ενώ δεν κρίνεται απαραίτητη η προσθήκη συστήματος επανακυκλοφορίας.

Όσο αφορά στα σενάρια που μελετώνται με στόχο τη διαστασιολόγηση των συστημάτων έχουν ως εξής:

Το *πρώτο σενάριο* αφορά στην επεξεργασία μόνο των στραγγιδίων που προέρχονται από την Αφυδάτωση της Ιλύος των οποίων η συγκέντρωση σε άζωτο είναι ιδιαίτερα αυξημένη όπως εικονίζεται και στο Σχήμα 3.2. Στο σύστημα θα λαμβάνει χώρα μόνο η νιτρωδοποίηση.

Το *δεύτερο σενάριο* διαφοροποιείται από το πρώτο καθώς η επεξεργασία περιλαμβάνει τόσο τη διεργασία της νιτρωδοποίησης όσο και την απονιτρωδοποίησης.

Σύμφωνα με το *τρίτο σενάριο* το σύστημα που λειτουργεί με νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση επεξεργάζεται τα στραγγίδια της αφυδάτωσης και της πάχυνσης που είναι «πλούσια» σε οργανικό άνθρακα (Σχήμα 3.1) καθιστώντας ταχύτερη και οικονομικότερη τη διεργασία της απονιτρωδοποίησης. Ωστόσο στην προκειμένη περίπτωση γίνεται η παραδοχή ότι τα φορτία αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών είναι ίσα με του προηγούμενου σεναρίου. Στόχος αυτής της ενδεχόμενης εφαρμογής είναι η ελαχιστοποίηση του ανοξικού όγκου του συστήματος.

Το *τέταρτο σενάριο* λειτουργεί με νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση και επεξεργάζεται και αυτό τα στραγγίδια αφυδάτωσης και πάχυνσης. Το εν λόγω σενάριο στοχεύει στην ελαχιστοποίηση της συγκέντρωσης του αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών στην έξοδο του συστήματος επεξεργασίας. Κατά την επεξεργασία τα νιτρώδη απονιτρωδοποιούνται πλήρως. Ωστόσο πρέπει να ληφθεί υπόψη στην έξοδο του συστήματος μια ελάχιστη τιμή της συγκέντρωσης της ελεύθερης αμμωνίας (περίπου 5 mg/L) προκειμένου να εξασφαλίζεται αναχαίτηση των βακτηρίων NOB.

Σε όλα τα σενάρια πλην του τέταρτου η συγκέντρωση των νιτρωδών στην έξοδο του συστήματος επεξεργασίας λαμβάνεται ίση με το μισό της συγκέντρωσης των νιτρωδών που

εισέρχεται προς επεξεργασία κάθε φορά. Η επιλογή αυτή γίνεται καθώς είναι επιθυμητή η διατήρηση της τιμής του pH στο σύστημα. Συγκεκριμένα κατά τη νιτρωδοποίηση όπως έχει ήδη αναφερθεί στην υποπαράγραφο 2.2.1 για κάθε mol αμμωνιακού αζώτου που νιτρωδοποιείται παράγονται δύο moles κατιόντων υδρογόνου σύμφωνα με την αντίδραση. Τα στραγγίδια ωστόσο περιλαμβάνουν ένα mole αλκαλικότητας για κάθε ιόν αμμωνιακού αζώτου. Για την εξασφάλιση της αλκαλικότητας του συστήματος το σύστημα ρυθμίζεται με τέτοιο τρόπο ώστε να νιτρωδοποιείται η μισή ποσότητα του αμμωνιακού αζώτου και η άλλη μισή να λειτουργεί ως αντισταθμιστικό μέσο για την εξουδετέρωση της οξύτητας που προσδίδεται από την παρουσία των υδρογονο-κατιόντων. Επιπλέον αλκαλικότητα μπορεί να προκύψει και από τη διαδικασία της απονιτρωδοποίησης αφού για κάθε mol νιτρωδών που απονιτρωδοποιείται παράγεται ένα mol αλκαλικότητας.

Πιο αναλυτικά, το αμμωνιακό άζωτο που εισέρχεται στο σύστημα επεξεργασίας των στραγγιδίων έχει τη μορφή αμμωνίας που βρίσκεται σε ισορροπία με τα ιόντα αμμωνίου όπως φαίνεται από την χημική αντίδραση **(4.1)**



και η εξίσωση ισορροπίας της **(4.1)** γράφεται ως εξής **(4.2)**:

$$\frac{[NH_3] \cdot [H^+]}{[NH_4^+]} = K_A \quad (4.2)$$

όπου η σταθερά διάσπασης αμμωνιακού ιόντος  $K_A = 10^{-9.2}$ .

Στα συστήματα επεξεργασίας που εξετάζονται η τιμή του pH με κατάλληλα όργανα ρύθμισης διατηρείται σταθερή στην τιμή 8. Με επίλυση της Εξίσωσης **(4.2)** προκύπτει η συγκέντρωση των κατιόντων υδρογόνου  $[H^+] = 10^{-8}$ .

$$pH = -\log[H^+] \quad (4.3)$$

Με εφαρμογή των τιμών των όρων  $K_A$  και  $[H^+]$  στη **(4.2)** προκύπτει η Εξίσωση **(4.4)** μεταξύ των συγκεντρώσεων των αμμωνιακών ιόντων και της αμμωνίας.

$$\frac{[NH_3]}{[NH_4^+]} = 10^{-1.2} \quad (4.4)$$

Απαραίτητη προϋπόθεση για τη λειτουργία των συστημάτων είναι η παροχέτευση των αερόβιων δεξαμενών ή φάσεων με επαρκή ποσότητα οξυγόνου. Η ζήτηση του οξυγόνου μπορεί να υπολογιστεί με βάση το εισερχόμενο οργανικό φορτίο, τη νιτρωδοποίηση (η τιμή 3.25 προέρχεται από τον Πίνακα 2.13) το κέρδος σε απαιτήσεις οξυγόνου από την απονιτρωδοποίηση (1 gr  $NO_2^-$ -N ισοδυναμεί με 1.72 gr  $O_2$ ) και λόγω ενδογενούς αναπνοής. Η ζήτηση σε οξυγόνο δίνεται στους Πίνακες και έχει προκύψει από τις Εξισώσεις **(4.5)**, **(4.6)**.

$$R = \left[ f - \frac{k_e \cdot Y_H}{1 + b_H \cdot \theta_c} \right] \cdot E_H \cdot Q \cdot F_O + 3.25 \cdot Q \cdot E_n \cdot S_{NH}^0 - 1.72 \cdot Q \cdot (\Delta NO_2^-)_{dn} \quad (4.5)$$



$$R = 0.59 \cdot E_H \cdot Q \cdot F_O + 3.25 \cdot Q \cdot E_n \cdot S_{NH}^o - 1.72 \cdot Q \cdot (\Delta NO_2^-)_{dn} + 0.024 \cdot V \cdot S \cdot R_{et} \quad (4.6)$$

όπου

R: η ζήτηση οξυγόνου (kg/d)

f: BOD<sub>u</sub>/BOD<sub>5</sub>

K<sub>e</sub>: ισοδύναμο σε BOD<sub>u</sub> της μάζας των μικροοργανισμών

S: συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού

R<sub>et</sub>: ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου λόγω ενδογενούς αναπνοής (grO<sub>2</sub>/Kg στερεών ανάμικτου υγρού, S), για θερμοκρασία 20°C στην οποία βρίσκονται τα στραγγίδια επιλέγεται η τιμή R<sub>e</sub> = 3.0 grO<sub>2</sub>/Kg MLSS.

Πρέπει να σημειωθεί ότι στο πρώτο σενάριο επειδή δεν πραγματοποιείται απονιτρωδοποίηση ο τρίτος όρος των Εξισώσεων (4.5), (4.6) αμελείται.

Στο σύστημα συνεχούς ροής για τον υπολογισμό της ζήτησης του οξυγόνου κατά την ενδογενή αναπνοή λαμβάνεται ο συνολικός όγκος (αερόβιος και ανοξικός) και κατά αντιστοιχία στο σύστημα διακοπτόμενου έργου ο συνολικός χρόνος αντίδρασης (αερόβιος και ανοξικός). Αυτό προκύπτει από τη θεώρηση ότι το σύνολο των νιτρωδών χρησιμοποιούνται κατά την απονιτρωδοποίηση για την κατανάλωση του BOD παρόλο που στην πραγματικότητα ένα μέρος τους χρησιμοποιείται και κατά την ενδογενή αναπνοή.

Η εφαρμογή της Εξίσωσης (4.6) δίνει ορθότερα αποτελέσματα στην περίπτωση που ο χρόνος παραμονής στερεών είναι μεγαλύτερος από 5 ημέρες. Ωστόσο στο πλαίσιο των υπολογισμών που εκτελούνται για κάθε σενάριο λαμβάνονται μικρότεροι χρόνοι παραμονής με αποτέλεσμα να προκύπτουν μη αμελητέες διαφορές στη ζήτηση του οξυγόνου κατά την εφαρμογή των Εξισώσεων (4.5) και (4.6). Ως εκ τούτου ως ζήτηση οξυγόνου λαμβάνεται ο μέσος όρος των δύο τιμών που προκύπτουν από τις Εξισώσεις (4.5) και (4.6).



## 4.2 Σύστημα αντιδραστήρα συνεχούς ροής (Continuous Stirred Tank Reactor, CSTR)

Το σύστημα περιλαμβάνει δεξαμενή αερισμού, ανοξική δεξαμενή, δεξαμενή τελική καθίζησης και σύστημα εξωτερικής ανακυκλοφορίας που τροφοδοτεί την ιλύ από τη δεξαμενή τελικής καθίζησης στην είσοδο του συστήματος. Η τοποθέτηση συστήματος εσωτερικής ανακυκλοφορίας στα υπό μελέτη συστήματα δεν κρίνεται απαραίτητη καθώς η απαιτούμενη ποσότητα των νιτρωδών που εισέρχονται στην ανοξική δεξαμενή για απονιτρωδοποίηση εξασφαλίζεται μέσω του συστήματος εξωτερικής ανακυκλοφορίας.

Το σύστημα επεξεργασίας που αντιστοιχεί στο πρώτο σενάριο μελέτης δεν περιλαμβάνει ανοξική δεξαμενή αλλά ούτε και σύστημα εσωτερικής ανακυκλοφορίας νιτρωδών.

Στον αερόβιο αντιδραστήρα η ανάπτυξη και η δράση των νιτρωδοποιητικών βακτηρίων (AOB) είναι απαραίτητη για να πραγματοποιηθεί η διεργασία της νιτρωδοποίησης. Με βάση λοιπόν τα νιτρωδοποιητικά βακτήρια επιλέγεται και ο αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών σύστημα. Η ανάπτυξη των νιτρικοποιητικών βακτηρίων (NOB) αναστέλλεται λόγω των υψηλών συγκεντρώσεων αμμωνίας με αποτέλεσμα την άμεση έκπλυση τους από το σύστημα και την εξασφάλιση των ιδανικών συνθηκών για την πραγματοποίηση της νιτρωδοποίησης. Ταυτόχρονα με την ανάπτυξη των AOB συντελείται και η ανάπτυξη των ετεροτροφικών βακτηρίων σε μικρότερο ωστόσο βαθμό.

Η ταχύτητα ανάπτυξης των βακτηρίων AOB εξαρτάται από τη θερμοκρασία, από τη συγκέντρωση του αμμωνιακού αζώτου ( $S_{NH_4-N}$ ), της αμμωνίας ( $S_{NH_3}$ ), του διαλυμένου οξυγόνου (DO) και το pH όπως περιγράφεται στην Εξίσωση (4.7). Ακολούθως μέσω της λειτουργικής Εξίσωσης (3.5) των συστημάτων ενεργού ιλύος προκύπτει ο χρόνος παραμονής στερεών των βακτηρίων AOB. Οι τιμές που επιλέχτηκαν για τις διάφορες παραμέτρους της Εξίσωσης (4.7) δίνονται αναλυτικά για κάθε σενάριο σε πινακοποιημένη μορφή.

$$\mu_{AOB} = \mu_{AOBm}^{20} \cdot \theta^{(T-20)} \cdot \frac{S_{NH_4-N}}{K_{NH_4-N} + S_{NH_4-N}} \cdot \frac{K_{I,AOB}}{K_{I,AOB} + S_{NH_3}} \cdot \frac{DO}{K_{O,AOB} + DO} \cdot \frac{S_{ALK}}{K_{ALK} + S_{ALK}} \quad (4.7)$$

όπου

$\mu_{AOBm}$ : η μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C

T: θερμοκρασία στραγγιδίων

$\theta$ : θερμοκρασιακός συντελεστής

$S_{NH_4-N}$ : Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου

$S_{NH_3}$ : Συγκέντρωση αμμωνίας

$S_{ALK}$ : Συγκέντρωση αλκαλικότητας

DO: Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου

$K_{NH_4-N}$ : συντελεστής ημικορεσμού του αμμωνιακού αζώτου

$K_{I,AOB}$ : Συντελεστής παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB

$K_{ALK,AOB}$ : Συντελεστής ημικορεσμού της αλκαλικότητας

$K_{O,AOB}$ : Συντελεστής ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου

Η επιλογή του συντελεστή παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB που εκφράζει την πιθανή αναχαίτηση τους λόγω αυξημένης συγκέντρωσης της ελεύθερης αμμωνίας στηρίχτηκε στη μελέτη των Baquerizo *et al.* (2005).

Σύμφωνα με αυτή καταρτίζεται ο Πίνακας Α του Παραρτήματος στον οποίο παρουσιάζονται τιμές του συντελεστή  $K_{i,AOB}$  για ένα εύρος συγκεντρώσεων αμμωνιακού αζώτου που κυμαίνονται μεταξύ των τιμών 20-600 mg/l.

Για τον υπολογισμό του συντελεστή μέσω της Σχέσης (4.10) είναι απαραίτητη η εφαρμογή Εξισώσεων από τις οποίες προκύπτουν ο συντελεστής αναχαίτισης της ανάπτυξης των AOB λόγω FA σε όρους αμμωνιακού αζώτου (4.8), το ποσοστό αναχαίτισης της ανάπτυξης των AOB λόγω FA (4.9) καθώς και τιμές άλλων βοηθητικών σταθερών που δίνονται στον Πίνακα 4.5. Τελικά η τιμή  $K_{i,AOB}=80$  επιλέγεται συντηρητικά με στόχο να ανταποκρίνεται στις συγκεντρώσεις του αμμωνιακού αζώτου που επεξεργάζεται το σύστημα.

$$K_{I,NH_4-N} = \frac{14}{17} \cdot (K_{A,FA} \cdot 10^{pH})^{-1} \cdot K_{I,FA} \quad (4.8)$$

$$A = 1 - \left( \frac{S_{NH_4-N}}{K_{S,NH_4-N} + S_{NH_4-N} + \frac{S_{NH_4-N}^2}{K_{I,NH_4-N}}} \right) \quad (4.9)$$

$$K_{I,AOB} = \frac{S_{NH_3} \cdot \left( \frac{S_{NH_4-N}}{K_{S,NH_4-N} + S_{NH_4-N} + \frac{S_{NH_4-N}^2}{K_{I,NH_4-N}}} \right)}{A} \quad (4.10)$$

Πίνακας 4.1: Τιμές συντελεστών παρεμπόδισης των AOB λόγω FA

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συντελεστής αναχαίτισης λόγω FA $K_{i,FA}$	mg/l	116
Σταθερά διάσπασης αμμωνιακού ιόντος $K_{A,FA}$	mg/l	$10^{-9.2}$
Συντελεστής αναχαίτισης λόγω FA σε όρους $NH_4-N$ $K_{I,NH_4-N}$	mg/l	1514
Συντελεστής ημικορεσμού αμμωνίας $K_{S,NH_3}$	mg/l	4.80

Επιπλέον πρέπει να σημειωθεί ότι σε κάθε περίπτωση η τιμή της συγκέντρωσης της αμμωνίας ( $S_{NH_3}$ ) προκύπτει από την Εξίσωση (4.4).

Για τον υπολογισμό του αερόβιου όγκου της βιολογικής βαθμίδας, σε αντιστοιχία με το σύστημα της κεντρικής επεξεργασίας των λυμάτων, είναι απαραίτητος ο προσδιορισμός όλων των στοιχείων που υπεισέρχονται στην Εξίσωση υπολογισμού της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού (MLSS) που στην προκειμένη περίπτωση προκύπτει από το άθροισμα των επιμέρους συνιστωσών της Εξίσωσης (4.11)

$$S(MLSS) = X_H + X_{Hd} + S_v + S_f + X_{AOB} \quad (4.11)$$

όπου

$X_H$ : η συγκέντρωση της ετερότροφης βιομάζας

$X_{Hd}$ : η συγκέντρωση της φθοράς της ετερότροφης βιομάζας

$S_v$ : η συγκέντρωση των αδρανών οργανικών στερεών

$S_f$ : η συγκέντρωση των ανόργανων αιωρούμενων στερεών

$X_{AOB}$ : η συγκέντρωση των μικροοργανισμών AOB

Με βάση όσα ήδη αναπτύχθηκαν στην υποπαράγραφο 3.1.3 η Εξίσωση (4.11) μπορεί να πάρει τη μορφή (4.12).

$$MLSS = \frac{Q \cdot \theta_c^{AOB}}{V \alpha \epsilon \rho} \cdot \left[ \left( \frac{1 + \beta \cdot b_H \cdot \theta_c^{AOB}}{1 + b_H \cdot \theta_c^{AOB}} \right) \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_O + \alpha \cdot S_{vo} + S_{fo} + \left( \frac{Y_{AOB} \cdot E_{n,AOB} \cdot S_{NH_4-N}^0}{1 + b_{AOB} \cdot \theta_c^{AOB}} \right) \right] \quad (4.12)$$

Ο βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού φορτίου ( $E_H$ ) σύμφωνα με τη Εξίσωση (3.12) είναι απαραίτητος ο προσδιορισμός της συγκέντρωσης της τροφής στην έξοδο του συστήματος μέσω της σχέσης της ταχύτητας ανάπτυξης των ετεροτροφικών βακτηρίων (3.3) και της λειτουργικής εξίσωσης (3.5) με ταυτόχρονη αξιοποίηση του χρόνου παραμονής στερεών των AOB σε θερμοκρασία 20°C. Κατά αναλογία ο βαθμός απόδοσης της νιτρωδοποίησης δίνεται από την Εξίσωση (4.13).

$$E_{n,AOB} = \frac{S_{NH_4-N}^0 - S_{NH_4-N}}{S_{NH_4-N}^0} \quad (4.13)$$

Επιπλέον με αξιοποίηση του λόγου πτητικών στερεών προς ολικά στερεά, Εξίσωση (3.27), υπολογίζονται τα οργανικά ( $S_{vo}$ ) και τα αδρανή ( $S_{fo}$ ) στερεά που μετρώνται στην επεξεργασμένη εκροή της Δεξαμενής Τελικής Καθίζησης με στόχο τον προσδιορισμό των πτητικών στερεών του ανάμικτου υγρού (MLVSS) μέσω της Εξίσωσης (4.14).

$$MLVSS = \frac{Q \cdot \theta_c^{AOB}}{V \alpha \epsilon \rho} \cdot \left[ \left( \frac{1 + \beta \cdot b_H \cdot \theta_c^{AOB}}{1 + b_H \cdot \theta_c^{AOB}} \right) \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_O + \alpha \cdot S_{vo} + \left( \frac{Y_{AOB} \cdot E_{n,AOB} \cdot S_{NH_4-N}^0}{1 + b_{AOB} \cdot \theta_c^{AOB}} \right) \right] \quad (4.14)$$

Με επιλογή μιας τυπικής τιμής για τη συγκέντρωση των αιωρούμενων στερεών (ανάμικτου υγρού) του βιολογικού αντιδραστήρα  $MLSS=5\ 000\ \text{mg/l}$  γίνεται υπολογισμός της βοηθητικής μεταβλητής λ Εξίσωση (3.16), του βαθμού συμπύκνωσης της λύσης στον πυθμένα της ΔΤΚ του συστήματος Εξίσωση (3.31), του υδραυλικού χρόνου παραμονής Θ Εξίσωση (3.33) και του συντελεστή επανακυκλοφορίας r Εξίσωση (3.34).

Ο όγκος της δεξαμενής καθίζησης του συστήματος προκύπτει εύκολα από την εφαρμογή των εμπειρικών κριτηρίων: του υδραυλικού φορτίου (3.29) και (3.30). του φορτίου στερεών. Επιλέγεται η μεγαλύτερη από τις προκύπτουσες τιμές της επιφάνειας της ΔΤΚ.

Για τον υπολογισμό του ανοξικού όγκου του συστήματος σε όλα τα σενάρια που γίνεται απονιτρωδοποίηση (πλην του πρώτου) υπολογίζεται η μάζα των νιτρωδών που απονιτρωδοποιούνται. Για το σκοπό αυτό και σύμφωνα με τη βιβλιογραφία επιλέγεται η τιμή του λόγου  $COD/N = 2.5$ . Με χρησιμοποίηση της Εξίσωσης (4.15) προκύπτει ο όγκος της ανοξικής δεξαμενής.

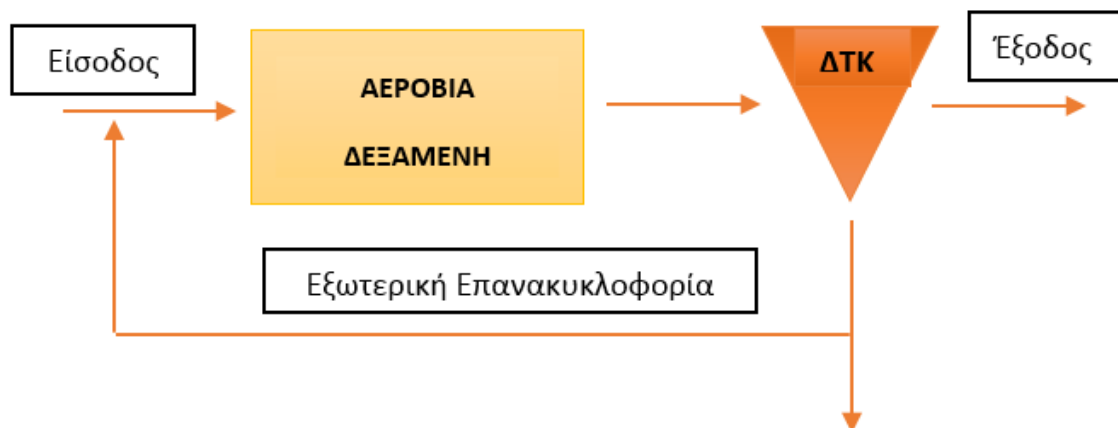
$$(\Delta\text{NO}_2^- - \text{N})_{\text{απονιτρωδοποίησης}} = q_{\text{dn}} \cdot \text{MLVSS} \cdot V_{\text{ανοξικός}} \quad (4.15)$$

Ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης  $q_{\text{dn}}$  αυξάνεται σημαντικά στο τρίτο και τέταρτο σενάριο που η επεξεργασία περιλαμβάνει τα στραγγίδια που προέρχονται από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος. Αυτό συμβαίνει λόγω του υψηλού φορτίου οργανικού άνθρακα (COD) και συγκεκριμένα της υψηλής περιεκτικότητας σε εύκολα διασπάσιμο οργανικό υλικό που περιέχουν, σε σύγκριση με τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης, με αποτέλεσμα την επιτάχυνση του ρυθμού της απονιτρωδοποίησης.

Με εφαρμογή των Εξισώσεων, των παραδοχών και των εκτιμήσεων που αναπτύσσονται στις παραγράφους 3.1 και 3.2 παρατίθενται ανά σενάριο το σύνολο των υγειονολογικών υπολογισμών του συστήματος.

### 1. Πρώτο σενάριο

Το σύστημα επεξεργασίας δέχεται μόνο τα στραγγίδια από την Αφυδάτωση της Ιλύος που έχουν ιδιαίτερα υψηλό αμμωνιακό φορτίο και αρκετά χαμηλότερο οργανικό φορτίο. Όπως γίνεται άμεσα αντιληπτό από το τυπικό διάγραμμα ροής της συγκεκριμένης μονάδας επεξεργασίας (Σχήμα 4.1) στο σύστημα πραγματοποιείται μόνο νιτρωδοποίηση εντός του όγκου της αερόβιας δεξαμενής. Στους Πίνακες 4.2-4.6 παρουσιάζονται όλες οι απαραίτητες τιμές που υπολογίζονται με εφαρμογή των παραπάνω εξισώσεων από όπου προκύπτει ο αερόβιος όγκος  $V_{\Delta\text{A}} = 1\,889\text{ m}^3$  και ο όγκος της ΔTK  $V_{\Delta\text{TK}} = 957\text{ m}^3$ . Στον Πίνακα 4.7 δίνονται οι τιμές των συγκεντρώσεων των διάφορων μορφών αζώτου (αμμωνιακό άζωτο, νιτρώδη) στην είσοδο και στην έξοδο του συστήματος. Δεδομένης της ανάγκης για διατήρηση σταθερής τιμής pH (=8) κατά τη διάρκεια της επεξεργασίας ο σχεδιασμός στηρίζεται στην παραδοχή ότι η τιμή του αμμωνιακού αζώτου της εξόδου αποτελεί το ήμισυ της αντίστοιχης συγκέντρωσης στην είσοδο του συστήματος με αποτέλεσμα να νιτρωδοποιείται η μισή ποσότητα του αμμωνιακού αζώτου. Ακόμη η ζήτηση του οξυγόνου υπολογίζεται  $R = 5\,649$  (Πίνακας 4.8).



Σχήμα 4.1:Ροϊκό διάγραμμα εγκατάστασης επεξεργασίας στραγγιδίων μέσω νιτρωδοποίησης, (CSTR)

Πίνακας 4.2: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων AOB

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{AOBm}$	d <sup>-1</sup>	0.5
Θερμοκρασία T	°C	20
Θερμοκρασιακός συντελεστής $\theta$		0.12
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου $S_{NH4+-N}$	mg/l	603.5
Συγκέντρωση αμμωνίας $S_{NH3}$	mg/l	35.82
Συγκέντρωση αλκαλικότητας $S_{ALK}$	mmol	9
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO	mg/l	2
Συντελεστής ημικορεσμού του αμμωνιακού αζώτου $K_{NH4^+-N}$	mg/l	1
Συντελεστής παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB $K_{i,AOB}$	mg/l	80
Συντελεστής ημικορεσμού της αλκαλικότητας $K_{ALK,AOB}$	mmol/l	0.4
Συντελεστής ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου $K_{O,AOB}$	mg/l	0.5
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης των AOB $\mu_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.26
Ειδική ταχύτητα φθοράς των AOB $b_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.05
$1/\theta_{CAOB}$	d <sup>-1</sup>	0.21
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CAOB}$	d	4.68

Πίνακας 4.3: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CH}$	d	4.68
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	d <sup>-1</sup>	0.27
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm 20}$	d <sup>-1</sup>	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	4.89

Πίνακας 4.4: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα

Ολικά στερεά στην είσοδο του συστήματος $TSS_{Eισ} (mg/l)$	1326		
Ολικά στερεά στην έξοδο του συστήματος $TSS_{Eξ} (mg/l)$	Οργανικά στερεά $S_{vo} (mg/l)$	70%	928.20
	Ανόργανα στερεά $S_{fo} (mg/l)$	30%	397.80

Πίνακας 4.5: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.99
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{n,AOB}$		0.50
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
MLSS · λ		932.21
MLVSS · λ		534.00
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	5 000
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLVSS	mg/l	2 866
MLVSS/MLSS		0.57
Βοηθητική μεταβλητή λ		0.19
Βαθμός συμπύκνωσης ιλύος m		1.60
Υδραυλικός χρόνος παραμονής $\Theta$	d	0.87
Συντελεστής επανακυκλοφορίας r		1.36
Όγκος δεξαμενής αερισμού $V_{\Delta A}$	m <sup>3</sup>	1 889

Πίνακας 4.6: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔTK συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση ιλύος στον πυθμένα της ΔTK $S_{su}$	mg/l	8 000
Πλευρικό βάθος ΔTK H	m	4.50
Μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο $G_{\text{επ.υδρ.}}$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	15
Μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών $G_{\text{επ.στρ.}}$	kg/m <sup>2</sup> -d	120
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο υδραυλικού φορτίου A	m <sup>2</sup>	144
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο φόρτισης στερεών A	m <sup>2</sup>	213
Τελική επιφάνεια ΔTK	m <sup>2</sup>	213
Όγκος δεξαμενής καθίζησης $V_{\Delta TK}$	m <sup>3</sup>	957

Πίνακας 4.7: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα

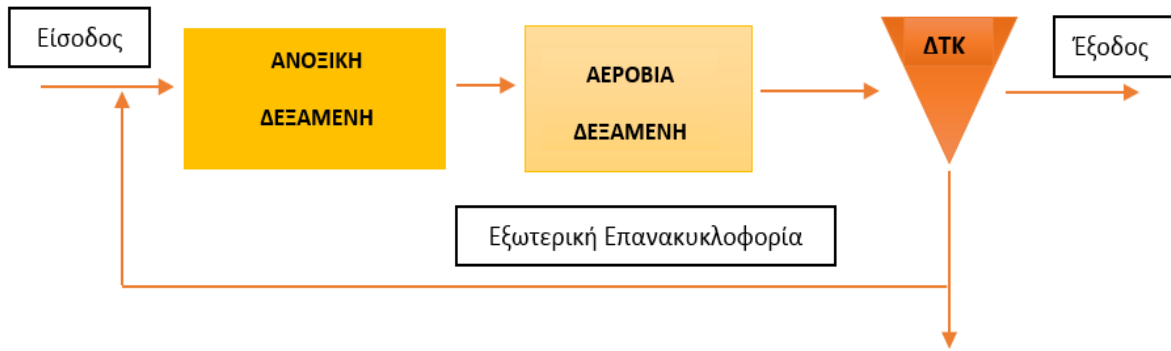
Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην είσοδο $S_{NH4-N, \text{εισ}}$	mg/l	1 207
Συγκέντρωση νιτρωδών στην έξοδο $S_{NO2-N, \text{εξ}}$	mg/l	603.50



Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο $S_{NH_4-N,εξ}$	mg/l	603.50
Συγκέντρωση αμμωνίας στην έξοδο $S_{NH_3,εξ}$	mg/l	35.82

Πίνακας 4.8: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR πρώτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	2 166
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών b <sub>H</sub>	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y <sub>H</sub>	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών E <sub>H</sub>		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών Θ <sub>c</sub>	d	4.68
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.70
Βαθμός νιτροδοποίησης E <sub>NH<sub>4</sub>-N</sub>		0.50
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	1.21
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	5 480
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C R <sub>ε20</sub>	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενών V <sub>ΔΑ</sub>	m <sup>3</sup>	1 889
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	5.00
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	5 817



Σχήμα 4.2: Ροϊκό διάγραμμα εγκατάστασης επεξεργασίας στραγγιδίων μέσω νιτροδοποίησης – σπονιτροδοποίησης (CSTR)

## 2. Δεύτερο σενάριο

Το δεύτερο σενάριο ακολουθεί το ροϊκό διάγραμμα που εικονίζεται στο Σχήμα 4.2. Επεξεργάζεται και αυτό μόνο τα στραγγίδια που προέρχονται από την Αφυδάτωση της Ιλύος. Σε αυτό το σύστημα επεξεργασίας η απομάκρυνση του αζώτου πραγματοποιείται μέσω νιτροδοποίησης-απονιτροδοποίησης. Η νιτροδοποίηση πραγματοποιείται στον όγκο της αερόβιας δεξαμενής και η απονιτροδοποίηση στην ανοξική δεξαμενή. Κατά την έναρξη λειτουργίας του συστήματος πραγματοποιείται αρχικά νιτροδοποίηση στη δεύτερη κατά σειρά δεξαμενή (αερόβια) και ακολούθως απονιτροδοποίηση στην πρώτη δεξαμενή (ανοξική). Τα παραγόμενα νιτρώδη μεταφέρονται από την αερόβια δεξαμενή στην ανοξική μέσω του συστήματος της εξωτερικής επανακυκλοφορίας. Οι όγκοι των δεξαμενών που προκύπτουν έχουν ως εξής: αερόβιος όγκος  $V_{\Delta A} = 1\ 581\ m^3$ , όγκος ΔΤΚ  $V_{\Delta TK} = 948\ m^3$  και  $V_{\text{ΑΝΟΧ}} = 9\ 045\ m^3$  ενώ στους Πίνακες 4.9-4.14 παρουσιάζονται οι τιμές όλων των ενδιάμεσων απαιτούμενων παραμέτρων που απαιτούνται για τον υπολογισμό τους. Πρέπει να σημειωθεί ότι για τον υπολογισμό του ανοξικού όγκου (Πίνακας 4.14) επιλέγεται χαμηλή τιμή του συντελεστή  $A$  και γι' αυτό προκύπτει και χαμηλή ταχύτητα απονιτροδοποίησης σύμφωνα με εφαρμογή της Εξίσωσης (3.37) για την απονιτροδοποίηση, καθώς σύμφωνα με τον Πίνακα 3.22 τα υπό επεξεργασία στραγγίδια περιέχουν χαμηλό ποσοστό οργανικού άνθρακα και συγκεκριμένα ευκολοδιασπάσιμο οργανικού άνθρακα. Και σε αυτή την περίπτωση είναι αναγκαία η διατήρηση της τιμής του pH οπότε νιτροδοποιείται η μισή ποσότητα εισερχόμενου αμμωνιακού αζώτου στη δεξαμενή αερισμού. Οι συγκεντρώσεις των διάφορων μορφών αζώτου σε ορισμένες θέσεις του συστήματος δίνονται στον Πίνακα 4.15. Ακόμη η ζήτηση του οξυγόνου υπολογίζεται  $R = 6\ 371$  (Πίνακας 4.16).

Πίνακας 4.9: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων AOB

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{AOBm}$	d <sup>-1</sup>	0.5
Θερμοκρασία T	°C	20
Θερμοκρασιακός συντελεστής $\theta$		0.12
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου $S_{NH4+-N}$	mg/l	172.64
Συγκέντρωση αμμωνίας $S_{NH3}$	mg/l	10.89
Συγκέντρωση αλκαλικότητας $S_{ALK}$	mmol	5
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO	mg/l	2
Συντελεστής ημικορεσμού του αμμωνιακού αζώτου $K_{NH4^+-N}$	mg/l	1
Συντελεστής παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB $K_{i,AOB}$	mg/l	80
Συντελεστής ημικορεσμού της αλκαλικότητας $K_{ALK,AOB}$	mmol/l	0.4
Συντελεστής ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου $K_{O,AOB}$	mg/l	0.5
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης των AOB $\mu_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.32
Ειδική ταχύτητα φθοράς των AOB $b_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.05
$1/\theta_{CAOB}$	d <sup>-1</sup>	0.27
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CAOB}$	d	3.65

Πίνακας 4.10: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CH}$	d	3.65
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	d <sup>-1</sup>	0.33
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm 20}$	d <sup>-1</sup>	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	6.01

Πίνακας 4.11: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα

Ολικά στερεά στην είσοδο του συστήματος $TSS_{Eισ} (mg/l)$	1 326		
Ολικά στερεά στην έξοδο του συστήματος $TSS_{Eξ} (mg/l)$	Οργανικά στερεά $S_{vo} (mg/l)$	70%	928.20
	Ανόργανα στερεά $S_{fo} (mg/l)$	30%	397.80

Πίνακας 4.12: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.99
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_n, AOB$		0.86
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
MLSS · λ		1 000.20
MLVSS · λ		602.40
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	5 000
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLVSS	mg/l	3 011
MLVSS/MLSS		0.60
Βοηθητική μεταβλητή λ		0.20
Βαθμός συμπύκνωσης ιλύος m		1.60
Υδραυλικός χρόνος παραμονής $\Theta$	d	0.73
Συντελεστής εξωτερικής επανακυκλοφορίας R		1.33
Όγκος δεξαμενής αερισμού $V_{DA}$	m <sup>3</sup>	1 581

Πίνακας 4.13: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔTK συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση ιλύος στον πυθμένα της ΔTK $S_{su}$	mg/l	8 000
Πλευρικό βάθος ΔTK H	m	4.50
Μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο $G_{επ.υδρ.}$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	15
Μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών $G_{επ.στρ.}$	kg/m <sup>2</sup> -d	120
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο υδραυλικού φορτίου A	m <sup>2</sup>	144
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο φόρτισης στερεών A	m <sup>2</sup>	213
Τελική επιφάνεια ΔTK	m <sup>2</sup>	213
Όγκος δεξαμενής καθίζησης $V_{ΔTK}$	m <sup>3</sup>	948

Πίνακας 4.14: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
COD/N		2.5
Μάζα νιτρωδών για απονιτρωδοποίηση $M_{NH4-N}$ απ.	kg/d	933.25
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	gNO <sub>2</sub> -N/ kgVSS-h	1.50
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	kgNO <sub>2</sub> -N/ kgVSS-d	0.036
Ανοξικός όγκος $V_{ανοξ.}$	m <sup>3</sup>	9 045

Πίνακας 4.15: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην είσοδο $S_{NH4-N, εισ}$	mg/l	1 207
Συγκέντρωση νιτρωδών στην είσοδο αερόβιας $S_{NO2-N, εισ}$	mg/l	1 034.36
Συγκέντρωση νιτρωδών στην έξοδο $S_{NO2-N, εξ}$	mg/l	603.50
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο $S_{NH4-N, εξ}$	mg/l	172.64
Συγκέντρωση αμμωνίας στην έξοδο $S_{NH3, εξ}$	mg/l	10.89

Πίνακας 4.16: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR δεύτερου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	2 166
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών $E_H$		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών $\theta_c$	d	3.65
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.70
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{NH4-N}$		0.86
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	1.21
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	4 602
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C $R_{ε20}$	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενών	m <sup>3</sup>	10 626
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	5.00
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	8 140

### 3. Τρίτο σενάριο

Και το τρίτο σενάριο ακολουθεί το Σχήμα 4.2. Στο σημείο αυτό εξετάζεται η επεξεργασία και των στραγγιδίων που προέρχονται από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος σε συνδυασμό με τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης. Για τον υπολογισμό του ανοξικού όγκου πλέον (Πίνακας 4.22) επιλέγεται μεγαλύτερη τιμή της σταθεράς  $A$  και κατά αντιστοιχία με την Εξίσωση (3.37) προκύπτει αυξημένη τιμή της ταχύτητας απονιτρωδοποίησης. Η επιλογή αυτή επιτρέπεται καθώς τα στραγγίδια της Πρωτοβάθμιας Πάχυνσης περιέχουν μεγαλύτερο ποσοστό ευκολοδιασπάσιμο οργανικού άνθρακα (Πίνακας 3.21). Ο λόγος που προστίθενται στο σύστημα τα συγκεκριμένα στραγγίδια διαφοροποιώντας το δεύτερο από το τρίτο σενάριο είναι το πλούσιο οργανικό υλικό (Σχήμα 3.1) που αξιοποιείται ως πηγή άνθρακα κατά την απονιτρωδοποίηση επιταχύνοντας και διευκολύνοντας τη διεργασία. Άλλωστε τα στραγγίδια της Πρωτοβάθμιας Πάχυνσης δεν περιέχουν σημαντικό φορτίο αμμωνιακού αζώτου (Σχήμα 3.2). Στους Πίνακες 4.17-4.22 παρατίθενται όλα τα ενδιάμεσα και απαραίτητα αποτελέσματα των υγειονομικών υπολογισμών του συστήματος επεξεργασίας προκειμένου να διαστασιοποιηθεί. Έτσι προκύπτουν οι όγκοι: αερόβιος όγκος  $V_{DA} = 4\ 206\ m^3$ , όγκος  $\Delta TK\ V_{\Delta TK} = 1\ 817\ m^3$  και  $V_{ANOX} = 3\ 780\ m^3$ . Στον Πίνακα 4.23 παρουσιάζονται οι συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου σε χαρακτηριστικές θέσεις του συστήματος. Να σημειωθεί ότι στην έξοδο του συστήματος διατηρούνται ίσες φορτίσεις αμμωνιακού αζώτου και νιτρωδών με αυτές του δευτέρου σεναρίου. Η εφαρμογή αυτή στοχεύει στον κατά το δυνατό μικρότερο ανοξικό όγκο. Ακόμη η ζήτηση του οξυγόνου υπολογίζεται  $R = 7\ 821$  (Πίνακας 4.24).

Πίνακας 4.17: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων AOB

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{AOBm}$	$d^{-1}$	0.5
Θερμοκρασία $T$	°C	20
Θερμοκρασιακός συντελεστής $\theta$		0.12
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου $S_{NH4+-N}$	mg/l	84.85
Συγκέντρωση αμμωνίας $S_{NH3}$	mg/l	5.03
Συγκέντρωση αλκαλικότητας $S_{ALK}$	mmol	5
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου $DO$	mg/l	2
Συντελεστής ημικορεσμού του αμμωνιακού αζώτου $K_{NH4^+-N}$	mg/l	1
Συντελεστής παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB $K_{i,AOB}$	mg/l	80
Συντελεστής ημικορεσμού της αλκαλικότητας $K_{ALK,AOB}$	mmol/l	0.4
Συντελεστής ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου $K_{O,AOB}$	mg/l	0.5
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης των AOB $\mu_{AOB}$	$d^{-1}$	0.34
Ειδική ταχύτητα φθοράς των AOB $b_{AOB}$	$d^{-1}$	0.05
$1/\theta_{CAOB}$	$d^{-1}$	0.29
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CAOB}$	d	3.40

Πίνακας 4.18: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CH}$	d	3.40
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	$d^{-1}$	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	$d^{-1}$	0.35
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm\ 20}$	$d^{-1}$	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	6.40

Πίνακας 4.19: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα

Ολικά στερεά στην είσοδο του συστήματος $TSS_{εισ}$ (mg/l)	2 247		
Ολικά στερεά στην έξοδο του συστήματος $TSS_{εξ}$ (mg/l)	Οργανικά στερεά $S_{vo}$ (mg/l)	70%	1 572.84
	Ανόργανα στερεά $S_{fo}$ (mg/l)	30%	674.07

Πίνακας 4.20: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.99
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_H, AOB$		0.87
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
MLSS · λ		1 404.70
MLVSS · λ		731.00
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	5 000
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLVSS	mg/l	2 601
MLVSS/MLSS		0.52
Βοηθητική μεταβλητή λ		0.28
Βαθμός συμπύκνωσης ιλύος m		1.60
Υδραυλικός χρόνος παραμονής $\theta$	d	0.95
Συντελεστής εξωτερικής επανακυκλοφορίας r		1.20

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Όγκος δεξαμενής αερισμού $V_{\Delta\Delta}$	$m^3$	4 206

Πίνακας 4.21: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔTK συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση ιλύος στον πυθμένα της ΔTK $S_{su}$	mg/l	8 000
Πλευρικό βάθος ΔTK H	m	4.50
Μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο $G_{\text{επ.υδρ.}}$	$m^3/m^2-d$	15
Μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών $G_{\text{επ.στρ.}}$	$kg/m^2-d$	120
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο υδραυλικού φορτίου A	$m^2$	294
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο φόρτισης στερεών A	$m^2$	404
Τελική επιφάνεια ΔTK	$m^2$	404
Όγκος δεξαμενής καθίζησης $V_{\Delta TK}$	$m^3$	1 817

Πίνακας 4.22: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
COD/N		2.5
Θεωρητική μάζα νιτρωδών για απονιτρωδοποίηση $M_{NH4-N \text{ απ.}}$	kg/d	2 467.75
Δυνατή μάζα νιτρωδών για απονιτρωδοποίηση $M_{NH4-N \text{ απ.}}$	kg/d	1 179.35
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	$gNO_2-N/ kgVSS-h$	5.00
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	$kgNO_2-N/ kgVSS-d$	0.12
Ανοξικός όγκος $V_{\text{ανοξ.}}$	$m^3$	3 780

Πίνακας 4.23: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην είσοδο $S_{NH4-N, \text{ εισ}}$	mg/l	629
Συγκέντρωση νιτρωδών στην είσοδο αερόβιας $S_{NO2-N, \text{ εισ}}$	mg/l	892.68
Συγκέντρωση νιτρωδών στην έξοδο $S_{NO2-N, \text{ εξ}}$	mg/l	297
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο $S_{NH4-N, \text{ εξ}}$	mg/l	84.85
Συγκέντρωση αμμωνίας στην έξοδο $S_{NH3, \text{ εξ}}$	mg/l	5.04



Πίνακας 4.24: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος τρίτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	4 407
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών b <sub>H</sub>	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y <sub>H</sub>	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών E <sub>H</sub>		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών Θc	d	3.40
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.91
Βαθμός νιτρωδοποίησης E <sub>NH4-N</sub>		0.87
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	0.63
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	6 745
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C R <sub>e20</sub>	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενών	m <sup>3</sup>	7 986
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	5.00
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	8 896

#### 4. Τέταρτο σενάριο

Το τέταρτο σενάριο επεξεργάζεται στραγγίδια που προέρχονται από την Αφυδάτωση και την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος όπως αναλυτικά διατυπώθηκε και στο τρίτο σενάριο. Στόχος του σεναρίου αυτού είναι η επίτευξη της μέγιστης δυνατής απόδοσης του συστήματος όσο αφορά στην απομάκρυνση του αζώτου. Γι' το λόγο θεωρείται ότι όλη η μάζα των νιτρωδών απονιτρωδοποιείται στο σύστημα. Το αμμωνιακό άζωτο στην έξοδο δεν είναι μηδέν καθώς θα πρέπει να εξασφαλιστεί μια ελάχιστη συγκέντρωση ελεύθερης αμμωνίας της τάξης των 5 mg/L που θα αναχαιτίζουν τη δράση των βακτηρίων NOB προκειμένου να μπορεί το σύστημα να δουλέψει μέσω της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Αναλυτικά οι συγκεντρώσεις των διάφορων μορφών του αζώτου στον Πίνακα 4.31. Στους Πίνακες 4.26-4.30 παρουσιάζεται το σύνολο των υγειονομολογικών υπολογισμών του συστήματος που πραγματοποιούνται προκειμένου να υπολογιστούν οι όγκοι του συστήματος που προκύπτουν ως εξής: αερόβιος όγκος V<sub>ΔΑ</sub> = 4 204 m<sup>3</sup>, όγκος ΔTK V<sub>ΔTK</sub> = 1 817 m<sup>3</sup> και V<sub>ΑΝΟΧ</sub> = 7 697 m<sup>3</sup>. Ακόμη η ζήτηση του οξυγόνου υπολογίζεται R = 8 532 (Πίνακας 4.32).

Πίνακας 4.25: Χρόνος παραμονής στερεών βακτηρίων AOB

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{AOBm}$	d <sup>-1</sup>	0.5
Θερμοκρασία T	°C	20
Θερμοκρασιακός συντελεστής $\theta$		0.12
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου $S_{NH4+-N}$	mg/l	84.24
Συγκέντρωση αμμωνίας $S_{NH3}$	mg/l	5.00
Συγκέντρωση αλκαλικότητας $S_{ALK}$	mmol	5
Συγκέντρωση διαλυμένου οξυγόνου DO	mg/l	2
Συντελεστής ημικορεσμού του αμμωνιακού αζώτου $K_{NH4^+-N}$	mg/l	1
Συντελεστής παρεμπόδισης της ανάπτυξης των AOB $K_{i,AOB}$	mg/l	80
Συντελεστής ημικορεσμού της αλκαλικότητας $K_{ALK,AOB}$	mmol/l	0.4
Συντελεστής ημικορεσμού του διαλυμένου οξυγόνου $K_{O,AOB}$	mg/l	0.5
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης των AOB $\mu_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.34
Ειδική ταχύτητα φθοράς των AOB $b_{AOB}$	d <sup>-1</sup>	0.05
$1/\theta_{CAOB}$	d <sup>-1</sup>	0.29
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CAOB}$	d	3.40

Πίνακας 4.26: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{CH}$	d	3.40
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	d <sup>-1</sup>	0.35
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm 20}$	d <sup>-1</sup>	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	6.40

Πίνακας 4.27: Ολικά αιωρούμενα στερεά (TSS) στο σύστημα

Ολικά στερεά στην είσοδο του συστήματος $TSS_{Eισ} (mg/l)$	2 247		
Ολικά στερεά στην έξοδο του συστήματος $TSS_{Eξ} (mg/l)$	Οργανικά στερεά $S_{vo} (mg/l)$	70%	1 572.84
	Ανόργανα στερεά $S_{fo} (mg/l)$	30%	674.07

Πίνακας 4.28: Τιμές ορισμένων παραμέτρων της Σχέσης 3.55 για υπολογισμό του αερόβιου όγκου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.99
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_n, AOB$		0.87
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
MLSS · λ		1 404.81
MLVSS · λ		731.00
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	5 000
Συγκέντρωση πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού MLVSS	mg/l	2 601
MLVSS/MLSS		0.52
Βοηθητική μεταβλητή λ		0.28
Βαθμός συμπύκνωσης ιλύος m		1.60
Υδραυλικός χρόνος παραμονής $\Theta$	d	0.95
Συντελεστής εξωτερικής επανακυκλοφορίας r		1.20
Όγκος δεξαμενής αερισμού $V_{\Delta A}$	m <sup>3</sup>	4 204

Πίνακας 4.29: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ΔTK συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση ιλύος στον πυθμένα της ΔTK $S_{su}$	mg/l	8 000
Πλευρικό βάθος ΔTK H	m	4.50
Μέγιστο επιτρεπόμενο υδραυλικό φορτίο $G_{\text{επ.υδρ.}}$	m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> -d	15
Μέγιστο επιτρεπόμενο φορτίο στερεών $G_{\text{επ.στρ.}}$	kg/m <sup>2</sup> -d	120
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο υδραυλικού φορτίου A	m <sup>2</sup>	294
Επιφάνεια ΔTK από κριτήριο φόρτισης στερεών A	m <sup>2</sup>	404
Τελική επιφάνεια ΔTK	m <sup>2</sup>	404
Όγκος δεξαμενής καθίζησης $V_{\Delta TK}$	m <sup>3</sup>	1 817

Πίνακας 4.30: Τιμές παραμέτρων σχεδιασμού ανοξικού όγκου συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
COD/N		2.5
Θεωρητική μάζα νιτρωδών για απονιτρωδοποίηση $M_{NH_4-N \text{ απ.}}$	kg/d	2 467.75
Δυνατή μάζα νιτρωδών για απονιτρωδοποίηση $M_{NH_4-N \text{ απ.}}$	kg/d	2 402.21

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	gNO <sub>2</sub> -N/ kgVSS-h	5,00
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	kgNO <sub>2</sub> -N/ kgVSS-d	0.12
Ανοξικός όγκος $V_{ανοξ}$ .	m <sup>3</sup>	7 697

Πίνακας 4.31: Συγκεντρώσεις διάφορων μορφών αζώτου στο σύστημα

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην είσοδο $S_{NH4-N, εισ}$	mg/l	629
Συγκέντρωση νιτρωδών στην είσοδο αερόβιας $S_{NO2-N, εισ}$	mg/l	1 189.29
Συγκέντρωση νιτρωδών στην έξοδο $S_{NO2-N, εξ}$	mg/l	297
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου στην έξοδο $S_{NH4-N, εξ}$	mg/l	84.24
Συγκέντρωση αμμωνίας στην έξοδο $S_{NH3, εξ}$	mg/l	5.00

Πίνακας 4.32: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος CSTR τέταρτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων $Q$	m <sup>3</sup> /d	4 407
$f$	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
$k_e$	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών $E_H$		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών $\Theta_c$	d	3.40
Συγκέντρωση τροφής $F$ εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.91
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{NH4-N}$		0.87
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	0.63
Ζήτηση οξυγόνου $R$	kg/d	6 755
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C $R_{ε20}$	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενών	m <sup>3</sup>	11 901
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	5.00
Ζήτηση οξυγόνου $R$	kg/d	8 532

### 4.3 Σύστημα αντιδραστήρα διαλείποντος έργου ή αντιδραστήρα εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας (Sequencing Batch Reactor, SBR)

Το σύστημα του αντιδραστήρα εναλλασσόμενων κύκλων λειτουργίας στηρίζεται στη μέθοδο της ενεργού υλός. Η βασική διαφορά με το σύστημα του αντιδραστήρα συνεχούς ροής που παρουσιάζεται στην παράγραφο 4.2 είναι ότι τα στάδια επεξεργασίας των στραγγιδίων πραγματοποιούνται στον ίδιο χώρο (δεξαμενή) στην πάροδο του χρόνου και όχι σε διαφορετικούς χώρους (δεξαμενές). Κάθε κύκλος λειτουργίας του αντιδραστήρα περιλαμβάνει το στάδιο πλήρωσης, αντίδρασης, καθίζησης, εκκένωσης και ηρεμίας. Στο πλαίσιο της συγκεκριμένης μελέτης πραγματοποιούνται  $m = 2$  κύκλοι λειτουργίας του συστήματος κατά τη διάρκεια του 24 ώρου συνολικής διάρκειας  $T_{total} = 12h$  ο καθένας. Συγκεκριμένα λαμβάνεται ο χρόνος πλήρωσης  $t_F=0.5h$ , ο χρόνος καθίζησης  $t_S=1h$ , ο χρόνος εκκένωσης  $t_D=0.5h$  ενώ ο χρόνος ηρεμίας παραλείπεται. Κατά το στάδιο αντίδρασης παρουσιάζεται εναλλαγή αερόβιων και ανοξικών συνθηκών. Ο χρόνος αντίδρασης  $t_R$  γνωστός και ως  $T_{effective}$  είναι το άθροισμα του αερόβιου  $T_{αεβ}$  και του ανοξικού  $T_{ανοξ}$  χρόνου. Επομένως ο χρόνος  $T_{effective} = 22h$ , ενώ η διάρκεια των λοιπών χρονικών περιόδων προκύπτουν από τους υγειονομολογικούς υπολογισμούς.

Στον αντιδραστήρα SBR είναι η απαραίτητη η εξασφάλιση σταθερού όγκου  $V_{stationary}$  κάτω από τη στάθμη που γίνεται η εκκένωση μέσω της κατάλληλης δικλείδας.

Ο συνολικός όγκος ( $V_T$ ) του αντιδραστήρα αποτελείται από το άθροισμα του σταθερού όγκου ( $V_S$ ) και του όγκου των στραγγιδίων που εισέρχονται προς επεξεργασία σε κάθε κύκλο λειτουργίας ( $V_F$ ) σύμφωνα με τη Εξίσωση (4.16).

$$V_T = V_S + V_F \quad (4.16)$$

Για την εύρεση του σταθερού όγκου πρέπει αρχικά να οριστεί ως αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών  $\theta_c$ , αερόβιο ο χρόνος ανάπτυξης των βακτηρίων AOB που προκύπτει από την ταχύτητα ανάπτυξης των νιτρωδοποιητικών βακτηρίων σύμφωνα με τις Εξισώσεις (4.7) και (3.5). Δηλαδή ισχύει η (4.17):

$$\theta_c^{aer} = \theta_c^{AOB} \quad (4.17)$$

Ακολούθως προσδιορίζεται ο χρόνος παραμονής στερεών που αντιστοιχεί στο στάδιο αντίδρασης λόγω αερόβιων και ανοξικών συνθηκών,  $\theta_c^{effective}$  σύμφωνα με τη Σχέση (4.18)

$$\theta_c^{eff} = \frac{\theta_c^{aer}}{1 - \frac{T_{ανοξ}}{T_{eff}}} \quad (4.18)$$

όπου ο λόγος  $T_{ανοξ}/T_{eff}$  λαμβάνει αρχικά σε κάθε σενάριο μια τυπική τιμή μεταξύ των τιμών 30-35% και μετά το πέρας των υπολογισμών προσδιορίζεται μέσα από μια επαναληπτική διαδικασία.

Επόμενο βήμα αποτελεί η εξαγωγή της τιμής του συνολικού χρόνου παραμονής στερεών και Εξίσωση (4.19) και ο υπολογισμός της μάζας σε  $gr$  του ανάμικτου υγρού που εισέρχεται προς επεξεργασία στον αντιδραστήρα σύμφωνα με την Εξίσωση (4.20).

$$\theta_c^{tot} = \theta_c^{eff} \frac{T_{tot}}{T_{eff}} \quad (4.19)$$

$$M_x = Q \cdot \theta_c^{tot} \cdot \left[ \left( \frac{1+\beta \cdot b_H \cdot \theta_c^{eff}}{1+b_H \cdot \theta_c^{eff}} \right) \cdot Y_H \cdot E_H \cdot F_O + \alpha \cdot S_{vo} + S_{fo} + \left( \frac{Y_{AOB} \cdot E_{n,AOB} \cdot S_{NH_4-N}^0}{1+b_{AOB} \cdot \theta_c^{AOB}} \right) \right] \quad (4.20)$$

Τέλος με εφαρμογή της τιμής της μάζας του ανάμικτου υγρού στην Εξίσωση (4.21) προκύπτει ο σταθερός όγκος του αντιδραστήρα σε κυβικά μέτρα (m<sup>3</sup>)

$$V_S = S_F \cdot M_x \cdot SVI \cdot 10^{-6} \quad (4.21)$$

όπου

S<sub>F</sub>: συντελεστής ασφαλείας

M<sub>x</sub>: μάζα ανάμικτου υγρού σε gr

SVI (Sludge Volume Index): Δείκτης Καθιζησιμότητας Ιλύος .

Ο όγκος των στραγγιδίων που εισέρχεται στο στάδιο της πλήρωσης V<sub>F</sub> δίνεται από την Εξίσωση (4.22)

$$V_F = \frac{Q}{m} \quad (4.22)$$

όπου

Q: η παροχή των στραγγιδίων στο σύστημα

m: αριθμός των κύκλων λειτουργίας του συστήματος.

Στο σημείο αυτό πρέπει να σημειωθούν δύο έλεγχοι των υφιστάμενων υπολογισμών προκειμένου να προκύψει ο τελικός όγκος του αντιδραστήρα SBR.

Η τιμή της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού που προκύπτει να είναι μικρότερη από την αντίστοιχη τιμή (MLSS = 5 000 mg/l) βάσει της οποίας λειτουργεί το σύστημα του αντιδραστήρα συνεχούς ροής που μελετάται παράλληλα στην παράγραφο 4.2. Σε αντίθετη περίπτωση κρίνεται απαραίτητη η αύξηση της τιμής του συντελεστή ασφαλείας ο οποίος δίνει τη δυνατότητα ρύθμισης του σταθερού όγκου στο κατάλληλο ύψος ώστε και να επιτυγχάνεται επαρκής συμπύκνωση της ιλύος προκειμένου να εξέρχεται από το σύστημα διαυγασμένο υγρό.

Στο σημείο αυτό γίνεται έλεγχος της υπόθεσης του λόγου Tapox/Teff. Προκειμένου να γίνει επιλογή της βέλτιστης τιμής πρέπει η μάζα που πρέπει να απονιτρωδοποιηθεί να είναι μικρότερη ή ίση με το γινόμενο της μάζας των πτητικών αιωρούμενων στερεών του ανάμικτου υγρού πολλαπλασιαζόμενο με την ταχύτητα απονιτρωδοποίησης του σταδίου της αντίδρασης στον αντιδραστήρα (q<sub>dn</sub><sup>effective</sup>) όπως παρατηρείται στην ανισοτική Σχέση (4.23).

$$\frac{M_{COD}}{\left(\frac{COD}{N}\right)} \leq M_{Vx} \cdot q_{dn}^{eff} \quad (4.23)$$

Και σε αυτή την περίπτωση ο ρυθμός απονιτροδοποίησης  $q_{dn}$  αυξάνεται σημαντικά στο τρίτο και τέταρτο σενάριο που η επεξεργασία περιλαμβάνει τα στραγγίδια που προέρχονται από την Πάχυνση της Πρωτοβάθμιας Ιλύος. Αυτό συμβαίνει λόγω του υψηλού φορτίου οργανικού άνθρακα (COD) και συγκεκριμένα του ευκολοδιασπάσιμου οργανικού άνθρακα που περιέχουν με αποτέλεσμα την επιτάχυνση του ρυθμού της απονιτροδοποίησης.

Οι συγκεντρώσεις του αμμωνιακού αζώτου στην είσοδο και στην έξοδο των αντιδραστήρων SBR είναι ίσες με αυτές του αντιδραστήρα συνεχούς ροής (Πίνακες 4.7, 4.15, 4.23, 4.31) υπεισέρχονται στους υπολογισμούς για την εξαγωγή του αερόβιου χρόνου παραμονής δηλαδή του χρόνου παραμονής των βακτηρίων NOB. Συνεπώς δε συντρέχει λόγος επανυπολογισμού.

Αναλυτικά τα αποτελέσματα των υγειονομολογικών υπολογισμών δίνονται ακολούθως για κάθε σενάριο σε πινακοποιημένη μορφή.

### 1. Πρώτο σενάριο

Σε αυτό το σύστημα μόνο τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης υπόκεινται στην επεξεργασία μέσω νιτροδοποίησης. Επομένως δεν παρουσιάζονται εναλλαγές αερόβιων και ανοξικών συνθηκών κατά τη διάρκεια του σταδίου αντίδρασης, αφού δεν γίνεται απονιτροδοποίηση. Ο ανοξικός χρόνος λαμβάνεται ίσος με το μηδέν ( $T_{anox} = 0$ ) και από τις Σχέσεις (4.17) και (4.18) προκύπτει η ισότητα (4.19).

$$\theta_c^{aer} = \theta_c^{AOB} = \theta_c^{eff} \quad (4.19)$$

Ο αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών δίνεται από τον Πίνακα 4.2 του αντιδραστήρα συνεχούς ροής και της Εξίσωσης (4.19) υπολογίζεται ο συνολικός χρόνος παραμονής στερεών (Πίνακας 4.33).

Από τους υγειονομολογικούς υπολογισμούς του συστήματος προκύπτει ο συνολικός όγκος του αντιδραστήρα  $V_{tot} = 3\,729\text{ m}^3$ , ενώ η ζήτηση του οξυγόνου δίνεται  $R = 3\,193$  (Πίνακας 4.37).

Πίνακας 4.33: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
$\theta_{caer} = \theta_{CAOB} = \theta_{Ceff}$	d	4.87
$\theta_{Ctotal}$	d	5.84
$T_{effective}$	h	22

Για τον υπολογισμό της τροφής (Πίνακας 4.34) που καταναλώνεται από τους ετεροτροφικούς μικροοργανισμούς του συστήματος χρησιμοποιείται η τιμή του  $\theta_{Ceff}$  που στη συγκεκριμένη περίπτωση ισούται με τον αερόβιο χρόνο του συστήματος που αναπτύσσονται τα βακτήρια AOB.

Πίνακας 4.34: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{Ceff}$	d	4.87

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	$d^{-1}$	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	$d^{-1}$	0.27
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm\ 20}$	$d^{-1}$	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	4.73

Οι τιμές των οργανικών και των ανόργανων στερεών του συστήματος δίνονται από τον Πίνακα 4.4 του συστήματος συνεχούς ροής.

Στον Πίνακα 4.35 παρουσιάζονται οι τιμές των όγκων του συστήματος SBR για αυτό το σενάριο.

Πίνακας 4.35: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		0.99
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{n,AOB}$		0.50
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπασιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
Μάζα στερεών ανάμικτου υγρού $M_x$	gr	11758763.08
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	3 154
Συντελεστής ασφάλειας $S_f$		1.5
Δείκτης Καθιζησιμότητας Ιλύος SVI	ml/ g SS	150
Σταθερός όγκος $V_s$	m <sup>3</sup>	2 646
Όγκος πλήρωσης $V_F$	m <sup>3</sup>	1 083
Ολικός όγκος $V_{tot}$	m <sup>3</sup>	3 729

Κατά την πραγματοποίηση των απαιτούμενων ελέγχων (Πίνακας 4.36) λόγω της λειτουργίας του αντιδραστήρα SBR μόνο με νιτρωδοποίηση εφαρμόζεται μόνο ο έλεγχος που αφορά στην οριακή τιμή της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού του αντιδραστήρα.



Πίνακας 4.36: Πίνακας ελέγχου μεθόδου

<b>1<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
MLSS (mg/l)	3 154	<5 000
<b>2<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
Δεν απαιτείται έλεγχος γιατί στο σύστημα πραγματοποιείται μόνο νιτρωδοποίηση.		

Πίνακας 4.37: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος πρώτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	2 166
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών b <sub>H</sub>	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y <sub>H</sub>	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών E <sub>H</sub>		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών Θ <sub>c</sub>	d	4.68
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.70
Βαθμός νιτρωδοποίησης E <sub>NH4-N</sub>		0.50
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	1.21
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	2 962
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C R <sub>e20</sub>	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος V	m <sup>3</sup>	3 729
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	3.15
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	3 424

## 2. Δεύτερο σενάριο

Το σύστημα επεξεργάζεται τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης μέσω νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης λαμβάνοντας υπόψη όλες τις παραδοχές που είχαν γίνει για τον αντιδραστήρα συνεχούς ροής. Ο αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών δίνεται από τον Πίνακα 4.9 του αντιδραστήρα συνεχούς ροής και αξιοποιείται για τον υπολογισμό όλων των απαραίτητων τιμών των χρόνων παραμονής του συστήματος (Πίνακας 4.38). Οι τιμές των οργανικών και των ανόργανων στερεών του συστήματος δίνονται από τον Πίνακα 4.11 του συστήματος συνεχούς ροής. Στους Πίνακες 4.39, 4.40 παρουσιάζονται οι τιμές των απαραίτητων στοιχείων για τη διαστασιολόγηση του συστήματος. Με βάση τους ελέγχους του Πίνακα 4.41 προκύπτει ο λόγος του ανοξικού προς το συνολικό χρόνο αντίδρασης ( $T_{\text{anox}}/T_{\text{eff}}$ ) με αποτέλεσμα ο ανοξικός χρόνος να υπερτερεί σημαντικά έναντι του αερόβιου κατά τη διάρκεια ενός κύκλου λειτουργίας.

Από τους υπολογισμούς προκύπτει ο συνολικός όγκος του αντιδραστήρα SBR  $V_{tot} = 13\ 980\ m^3$  ενώ η ζήτηση του οξυγόνου δίνεται  $R = 6\ 252$  (Πίνακας 4.42).

Πίνακας 4.38: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
$\theta_{Caer} = \theta_{CAOB}$	d	3.65
$\theta_{Ceff}$	d	26.06
$\theta_{Ctotal}$	d	31.27
$T_{anox}/T_{eff}$		0.86
$T_{anox}$	h	18.92
$T_{aer}$	h	3.08

Πίνακας 4.39: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{Ceff}$	d	26.06
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	$d^{-1}$	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	$d^{-1}$	0.10
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm\ 20}$	$d^{-1}$	7
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	1.71

Πίνακας 4.40: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		1.00
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτροδοποίησης $E_{n,AOB}$		0.86
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
Μάζα στερεών ανάμικτου υγρού $M_x$	gr	57321447.96
Μάζα πηκτικών στερεών ανάμικτου υγρού $M_{nx}$	gr	30377820.51
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	4 100
Συντελεστής ασφάλειας $S_f$		1.5
Δείκτης Καθιζησιμότητας Ιλύος SVI	ml/ g SS	150

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Σταθερός όγκος $V_s$	$m^3$	12 897
Όγκος πλήρωσης $V_F$	$m^3$	1 083
Ολικός όγκος $V_{tot}$	$m^3$	13 980

Πίνακας 4.41: Πίνακας ελέγχου μεθόδου

1 <sup>ος</sup> έλεγχος		
MLSS (mg/l)	4 100	<5 000
2 <sup>ος</sup> έλεγχος		
Μάζα που πρέπει να απονιτρωδοποιηθεί $M_1$	kg/d	933.25
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	g $NO_2$ -N/ kg VSS-h	1.5
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	kg $NO_2$ -N/ kg VSS-d	0.036
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}^{eff}$	kg $NO_2$ -N/ kg VSS-d	0.031
Μάζα που μπορεί να απονιτρωδοποιηθεί $M_2$	kg/d	940.50
Ο έλεγχος $M_2 > M_1$ ικανοποιείται για $T_{αποχ}/T_{αερ} = 0.86$ .		

Πίνακας 4.42: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR δεύτερου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)		
Παροχή στραγγιδίων $Q$	$m^3/d$	2 166
$f$	$BOD_u/BOD_5$	1.54
$k_e$	kg $O_2$ /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών $b_H$	$d^{-1}$	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών $E_H$		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών $\theta_c$	d	3.65
Συγκέντρωση τροφής $F$ εισόδου σε όρους BOD	kg/ $m^3$	0.70
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{NH_4-N}$		0.86
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου $NH_4-N$	kg/ $m^3$	1.21
Ζήτηση οξυγόνου $R$	kg/d	4 766

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C $R_{ε20}$	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος V	m <sup>3</sup>	13 980
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	4.10
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	7 738

### 3. Τρίτο σενάριο

Σε αναλογία με το σύστημα συνεχούς ροής οι φορτίσεις αμμωνιακού αζώτου και νιτρικών είναι ίσες με αυτές του δεύτερου σεναρίου. Στην επεξεργασία υπόκεινται τα στραγγίδια τόσο της Αφυδάτωσης της Ιλύος όσο και της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος με αποτέλεσμα την αύξηση της ταχύτητας απονιτροδοποίησης. Ο αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών δίνεται από τον Πίνακα 4.17 του αντιδραστήρα συνεχούς ροής και χρησιμοποιείται για την εξαγωγή των υπόλοιπων χρόνων παραμονής στερεών του συστήματος όπως παρατίθενται στον Πίνακα 4.43 σε συνδυασμό με τη διάρκεια του ανοξικού και του αερόβιου χρόνου κατά το στάδιο της αντίδρασης. Οι τιμές των οργανικών και των ανόργανων στερεών του συστήματος δίνονται από τον Πίνακα 4.19 του συστήματος συνεχούς ροής. Στους Πίνακες 4.44, 4.45 παρουσιάζονται οι τιμές των απαραίτητων στοιχείων για τη διαστασιολόγηση του συστήματος. Με βάση τους ελέγχους του Πίνακα 4.46 προκύπτει ο λόγος του ανοξικού προς το συνολικό χρόνο αντίδρασης ( $T_{anox}/T_{eff}$ ). Σε αυτή την περίπτωση ο αερόβιος χρόνος είναι πολύ μεγαλύτερος του ανοξικού. Άλλωστε κατά την εφαρμογή του σεναρίου αυτού σε σύστημα συνεχούς ροής προκύπτει ο ελάχιστος δυνατός όγκος γεγονός που βρίσκεται σε συμφωνία με την εναλλαγή αερόβιου και ανοξικού χρόνου στο στάδιο της αντίδρασης του συστήματος SBR.

Συγκεκριμένα από τους υπολογισμούς προκύπτει ο συνολικός όγκος του αντιδραστήρα SBR  $V_{tot} = 12\ 187\ m^3$  ενώ η ζήτηση του οξυγόνου δίνεται  $R = 7\ 315$  (Πίνακας 4.47)

Πίνακας 4.43: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
$\theta_{C_{aer}} = \theta_{C_{AOB}}$	d	3.40
$\theta_{C_{eff}}$	d	6.18
$\theta_{C_{total}}$	d	7.41
$T_{anox}/T_{eff}$		0.45
$T_{anox}$	h	9.90
$T_{aer}$	h	12.10

Πίνακας 4.44: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{C_{eff}}$	d	6.18
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	d <sup>-1</sup>	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	d <sup>-1</sup>	0.22

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους 20°C $\mu_{nm\ 20}$	d <sup>-1</sup>	7
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	3.93

Πίνακας 4.45: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		1.00
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{n,AOB}$		0.87
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
Μάζα στερεών ανάμικτου υγρού $M_x$	gr	44369030.06
Μάζα πηκτικών στερεών ανάμικτου υγρού $M_{nx}$	gr	22351765.24
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	3640
Συντελεστής ασφάλειας $S_f$		1.5
Δείκτης Καθιζησιμότητας Ιλύος SVI	ml/ g SS	150
Σταθερός όγκος $V_s$	m <sup>3</sup>	9 983
Όγκος πλήρωσης $V_F$	m <sup>3</sup>	2 204
Ολικός όγκος $V_{tot}$	m <sup>3</sup>	12 187

Πίνακας 4.46: Πίνακας ελέγχου μεθόδου

<b>1<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
MLSS (mg/l)	3 640	< 5 000
<b>2<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
Θεωρητική μάζα για απονιτρωδοποίηση	kg/d	2 467.51
Μάζα που πρέπει να απονιτρωδοποιηθεί $M_1$	kg/d	1 179.35
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	g NO <sub>2</sub> -N/kg VSS-h	5
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	kg NO <sub>2</sub> -N/kg VSS-d	0.12

Ταχύτητα απονιτροδοποίησης $q_{dn}^{eff}$	kg NO <sub>2</sub> -N/kg VSS-d	0.054
Μάζα που μπορεί να απονιτροδοποιηθεί $M_2$	kg/d	1 207.00
Ο έλεγχος $M_2 > M_1$ ικανοποιείται για $T_{αποχ}/T_{αερ} = 0.45$ .		

Πίνακας 4.47: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR τρίτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	4 407
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών b <sub>H</sub>	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y <sub>H</sub>	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών E <sub>H</sub>		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών Θc	d	3.40
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.91
Βαθμός νιτροδοποίησης E <sub>NH4-N</sub>		0.87
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	0.63
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	6 182
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C R <sub>ε20</sub>	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενής αερισμού V <sub>ΔΑ</sub>	m <sup>3</sup>	12 187
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	3.64
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	8 448

#### 4. Τέταρτο σενάριο

Το σύστημα στοχεύει στην παραγωγή της καλύτερης ποιότητας της εκροής όσο αφορά στην απομάκρυνση του αζώτου. Στην επεξεργασία υπόκεινται τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης και της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος. Σε κάθε περίπτωση εξασφαλίζεται στην έξοδο του συστήματος μιας ελάχιστη συγκέντρωση ελεύθερης αμμωνίας η οποία παρεμποδίζει την ανάπτυξη των NOB. Ο αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών δίνεται από τον Πίνακα 4.25 του αντιδραστήρα συνεχούς ροής ενώ οι υπόλοιποι χρόνοι παραμονής του συστήματος δίνονται στον Πίνακα 4.48 σε συνδυασμό με τις τιμές του ανοξικού χρόνου που υπερτερεί σημαντικά σε σύγκριση με του αερόβιου κατά τη διάρκεια ενός κύκλου λειτουργίας του συστήματος και προκύπτουν από την εφαρμογή των ελέγχων του Πίνακα 4.51. Στους Πίνακες 4.49, 4.50 παρουσιάζονται οι τιμές των απαραίτητων στοιχείων για τη διαστασιολόγηση του συστήματος. Οι τιμές των οργανικών και των ανόργανων στερεών του συστήματος δίνονται από τον Πίνακα 4.27 του συστήματος συνεχούς ροής.

Από τους υγειονομολογικούς υπολογισμούς προκύπτει ο συνολικός όγκος του αντιδραστήρα SBR  $V_{tot} = 16\,974\text{ m}^3$  ενώ η ζήτηση του οξυγόνου δίνεται  $R = 8\,024$  (Πίνακας 4.47).

Πίνακας 4.48: Υπολογισμός χρόνων παραμονής και χρόνων κατά το στάδιο αντίδρασης συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
$\theta_{Caer} = \theta_{CAOB}$	d	3.40
$\theta_{Ceff}$	d	9.43
$\theta_{Ctotal}$	d	11.32
$T_{anox}/T_{eff}$		0.64
$T_{anox}$	h	14.08
$T_{aer}$	h	7.92

Πίνακας 4.49: Υπολογισμός συγκέντρωσης τροφής F σε όρους BOD στην έξοδο του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Χρόνος παραμονής στερεών $\theta_{Ceff}$	d	9.43
Ειδική ταχύτητα φθοράς $b_H$	$d^{-1}$	0.06
Ειδική ταχύτητα ανάπτυξης $\mu_H$	$d^{-1}$	0.17
Μέγιστη ταχύτητα ανάπτυξης στους $20^\circ\text{C}$ $\mu_{nm\ 20}$	$d^{-1}$	7.00
Συντελεστής ημικορεσμού της τροφής $K_F$	mg/l	120
Συγκέντρωση τροφής F σε όρους BOD	mg/l	2.92

Πίνακας 4.50: Τιμές ορισμένων παραμέτρων για υπολογισμό του όγκου του συστήματος

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
Ετεροτροφικός συντελεστής μετατροπής βιομάζας $Y_H$	mgVSS/mgBOD	0.65
Βαθμός απόδοσης ως προς την απομάκρυνση του οργανικού άνθρακα $E_H$		1.00
Συντελεστής μετατροπής βιομάζας για τα βακτήρια AOB $Y_{AOB}$	mgCOD/mgNH <sub>4</sub> -N	0.20
Συντελεστής μετατροπής από όρους COD σε BOD	mgTSS/mgCOD	1.42
Βαθμός νιτρωδοποίησης $E_{n,AOB}$		0.87
Ποσοστό αδρανούς υλικού που παράγεται κατά τη φθορά των μικροοργανισμών $\beta$		0.20
Ποσοστό μη βιοδιασπάσιμων οργανικών στερεών $\alpha_1$		0.10
Μάζα στερεών ανάμικτου υγρού $M_x$	gr	65647414.21
Μάζα πτητικών στερεών ανάμικτου υγρού $M_{nx}$	gr	32023263.08
Συγκέντρωση στερεών ανάμικτου υγρού MLSS	mg/l	3867
Συντελεστής ασφάλειας $S_f$		1.5
Δείκτης Καθιζησιμότητας Ιλύος SVI	ml/ g SS	150
Σταθερός όγκος $V_s$	m <sup>3</sup>	14 771
Όγκος πλήρωσης $V_F$	m <sup>3</sup>	2 204
Ολικός όγκος $V_{tot}$	m <sup>3</sup>	16 974

Πίνακας 4.51: Πίνακας ελέγχου μεθόδου

<b>1<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
MLSS (mg/l)	3 867	<5 000
<b>2<sup>ος</sup> έλεγχος</b>		
Θεωρητική μάζα για απονιτρωδοποίηση	kg/d	2 467.51
Μάζα που πρέπει να απονιτρωδοποιηθεί $M_1$	kg/d	2 402.21
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	g NO <sub>2</sub> -N/ kg VSS-h	5.00
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}$	kg NO <sub>2</sub> -N/ kg VSS-d	0.12
Ταχύτητα απονιτρωδοποίησης $q_{dn}^{eff}$	kg NO <sub>2</sub> -N/ kg VSS-d	0.077
Μάζα που μπορεί να απονιτρωδοποιηθεί $M_2$	kg/d	2 459.37
Ο έλεγχος $M_2 > M_1$ ικανοποιείται για $T_{anox}/T_{aer} = 0.64$ .		



Πίνακας 4.52: Ζήτηση οξυγόνου συστήματος SBR τέταρτου σεναρίου

Παράμετροι	Μονάδες	Τιμές
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.5)</b>		
Παροχή στραγγιδίων Q	m <sup>3</sup> /d	4 407
f	BOD <sub>u</sub> /BOD <sub>5</sub>	1.54
ke	kg O <sub>2</sub> /kg VSS	1.42
Ταχύτητα φθοράς ετεροτροφικών b <sub>H</sub>	d <sup>-1</sup>	0.06
Ετεροτροφικός συντελεστής βιομάζας Y <sub>H</sub>	mgVSS/mgBOD <sub>5</sub>	0.65
Βαθμός απόδοσης ετεροτροφικών E <sub>H</sub>		0.99
Αερόβιος χρόνος παραμονής στερεών Θc	d	3.40
Συγκέντρωση τροφής F εισόδου σε όρους BOD	kg/m <sup>3</sup>	0.91
Βαθμός νιτροδοποίησης E <sub>NH4-N</sub>		0.87
Συγκέντρωση αμμωνιακού αζώτου εισόδου NH <sub>4</sub> -N	kg/m <sup>3</sup>	0.63
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	6 192
<b>Εφαρμογή Εξίσωσης (4.6)</b>		
Ειδική ταχύτητα ζήτησης οξυγόνου στους 20°C R <sub>e20</sub>	grO <sub>2</sub> /kg MLSS	3.00
Όγκος δεξαμενής αερισμού V <sub>ΔΑ</sub>	m <sup>3</sup>	16 974
Συγκέντρωση ανάμικτου υγρού MLSS	kg/m <sup>3</sup>	3.87
Ζήτηση οξυγόνου R	kg/d	9 856



## 5 Συμπεράσματα

Η μέθοδος της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης αποτελεί επιστέγασμα μιας συντονισμένης ερευνητικής προσπάθειας που πρόσφατα ξεκίνησε να τίθεται σε εφαρμογή στην επεξεργασία στραγγιδίων κατά κύριο λόγο στην Ευρώπη (π.χ Ολλανδία) και στην Αμερική. Στον ελλαδικό χώρο έχει πρόσφατα κατασκευαστεί ένα μικρό σύστημα επεξεργασίας στραγγιδίων στο Κέντρο Επεξεργασίας Λυμάτων (ΚΕΛ) Θριασίου με δυναμικότητα 200 m<sup>3</sup>/d στην Α' φάση λειτουργίας και δυνατότητα διπλασιασμού της στη Β' φάση, ενώ μελετάται η κατασκευή ενός ακόμη σημαντικά μεγαλύτερης δυναμικότητας στο Κέντρο Επεξεργασίας Λυμάτων (ΚΕΛ) της Ψυττάλειας.

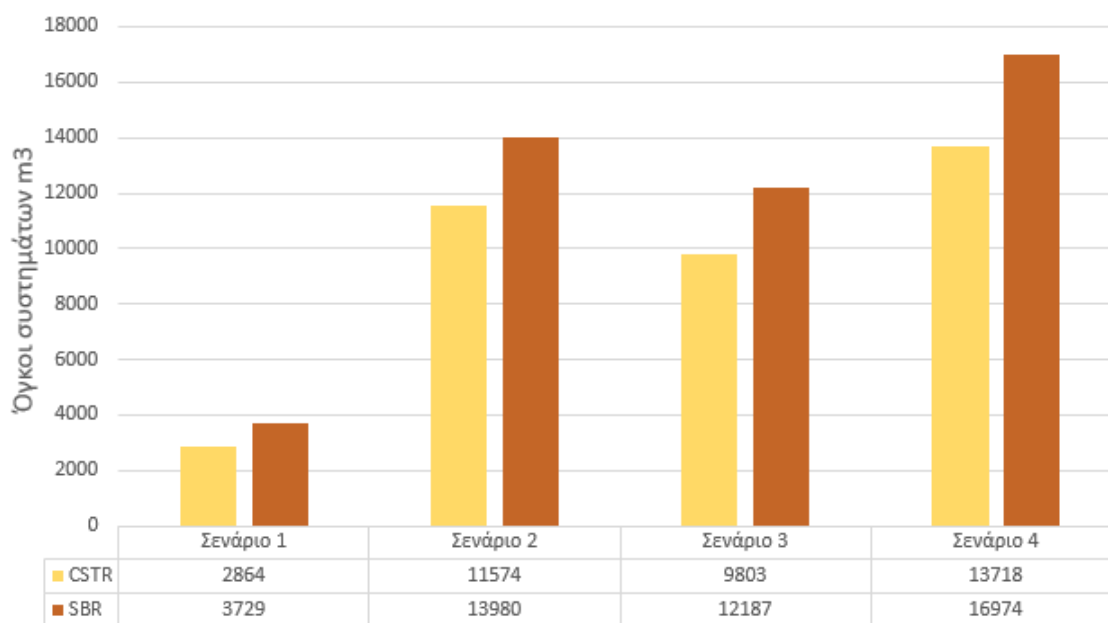
Η μέθοδος της νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης παρέχει σημαντικά οφέλη κατά τη εφαρμογή της με αποτέλεσμα να βρίσκεται σε ανταγωνιστική θέση σε σχέση με τις υπόλοιπες τεχνολογίες που παρουσιάζονται. Με την εφαρμογή της επιτυγχάνεται απομάκρυνση του αζώτου σε ποσοστό 90-95%, εξοικονόμηση οξυγόνου κατά 25%, μειωμένη ζήτηση σε προστιθέμενη εξωτερική πηγή άνθρακα κατά 40%, σε παραγόμενη βιομάζα κατά 75% ενώ και ο ρυθμός απονιτρωδοποίησης αυξάνεται κατά 63%. Το σύστημα παρουσιάζει ευελιξία καθώς τίθεται σχετικά εύκολα και γρήγορα σε λειτουργία. Ο εμβολιασμός του νέου αντιδραστήρα μπορεί να γίνει από τα συστήματα της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας και ο χρόνος εγκλιματισμού (start-up) διαρκεί συνήθως τρεις εβδομάδες. Τα συστήματα αυτού του είδους βρίσκονται σε πλεονεκτικότερη θέση τουλάχιστον για τον ελλαδικό χώρο σε σύγκριση με τα συστήματα Anammox καθώς δίνουν λύση σε δύο βασικά μειονεκτήματά τους: στους μεγάλους χρόνους εγκλιματισμού (start-up) των νέων μονάδων που οφείλονται στην αργή ανάπτυξη των βακτηρίων Anammox και στην αδυναμία εμβολιασμού των νέων αντιδραστήρων από αντίστοιχους υφιστάμενους σε λειτουργία. Έχουν καταγραφεί χρόνοι εγκλιματισμού των αντιδραστήρων Anammox διάρκειας 5 μηνών έως και μερικών ετών σε περιπτώσεις που δεν πραγματοποιείται εμβολιασμός. Η περίπτωση του εμβολιασμού είναι ιδιαίτερα δύσκολη καθώς πρέπει να γίνει από αντιδραστήρες ίδιου τύπου σε μικρή σχετικά απόσταση. Δεδομένου ότι στην Ελλάδα δε λειτουργεί αντιδραστήρας Anammox είναι πρακτικά αδύνατη η εφαρμογή αυτής της τακτικής.

Για τους λόγους αυτούς στο πλαίσιο της διπλωματικής εργασίας μελετήθηκαν τα συστήματα επεξεργασίας των στραγγιδίων με εφαρμογή της μεθόδου νιτρωδοποίησης-απονιτρωδοποίησης. Στον Πίνακα 5.1 που παρατίθεται δίνεται το σύνολο των τιμών των όγκων που υπολογίστηκαν για όλα τα σενάρια μελέτης. Για τη διαστασιολόγηση του συστήματος συνεχούς ροής ήταν αναγκαίος ο προσδιορισμός των όγκων της αερόβιας δεξαμενής, της ανοξικής δεξαμενής και της Δεξαμενής Τελικής Καθίζησης για όλα τα σενάρια πλην του πρώτου που παραλείπεται ο υπολογισμός του ανοξικού όγκου καθώς το σύστημα επιτελεί μόνο νιτρωδοποίηση. Όσο αφορά στη διαστασιολόγηση του συστήματος διακοπτόμενων κύκλων λειτουργίας προσδιορίζεται ένας ολικός όγκος αντιδραστήρα μέσα στον οποίο πραγματοποιούνται με χρονική εναλλαγή όλες οι επιμέρους διεργασίες: αερόβια φάση, ανοξική φάση, καθίζηση. Σε αυτούς τους αντιδραστήρες είναι χρήσιμος ο προσδιορισμός δύο επιμέρους όγκων: του όγκου πλήρωσης και του σταθερού όγκου. Ο όγκος πλήρωσης αφορά στον όγκο των στραγγιδίων που εισρέουν για επεξεργασία στο σύστημα ενώ ο σταθερός όγκος είναι αυτός που επιδιώκεται να παραμένει στον αντιδραστήρα κάτω από τη στάθμη που γίνεται η εκκένωση του, σε όλα τα στάδια

Πίνακας 5.1: Συγκεντρωτικός πίνακας διαστασιολόγησης συστημάτων

<b>Πρώτο Σενάριο</b>			
<b>CSTR</b>	Αερόβιος όγκος	$m^3$	1 889
	Όγκος ΔTK		957
	Συνολικός όγκος		2 846
<b>SBR</b>	Σταθερός όγκος		2 646
	Όγκος πλήρωσης		1 083
	Συνολικός όγκος		3 729
<b>Δεύτερο Σενάριο</b>			
<b>CSTR</b>	Αερόβιος όγκος	$m^3$	1 581
	Ανοξικός όγκος		9 045
	Όγκος ΔTK		948
	Συνολικός όγκος		11 574
<b>SBR</b>	Σταθερός όγκος		12 897
	Όγκος πλήρωσης		1 083
	Συνολικός όγκος		13 980
<b>Τρίτο Σενάριο</b>			
<b>CSTR</b>	Αερόβιος όγκος	$m^3$	4 206
	Ανοξικός όγκος		1 817
	Όγκος ΔTK		3 780
	Συνολικός όγκος		9 803
<b>SBR</b>	Σταθερός όγκος		9 983
	Όγκος πλήρωσης		2 204
	Συνολικός όγκος		12 187
<b>Τέταρτο Σενάριο</b>			
<b>CSTR</b>	Αερόβιος όγκος	$m^3$	4 204
	Ανοξικός όγκος		1 817
	Όγκος ΔTK		7 697
	Συνολικός όγκος		13 718
<b>SBR</b>	Σταθερός όγκος		14 771
	Όγκος πλήρωσης		2 204
	Συνολικός όγκος		16 974

## Όγκοι αντιδραστήρων CSTR -SBR



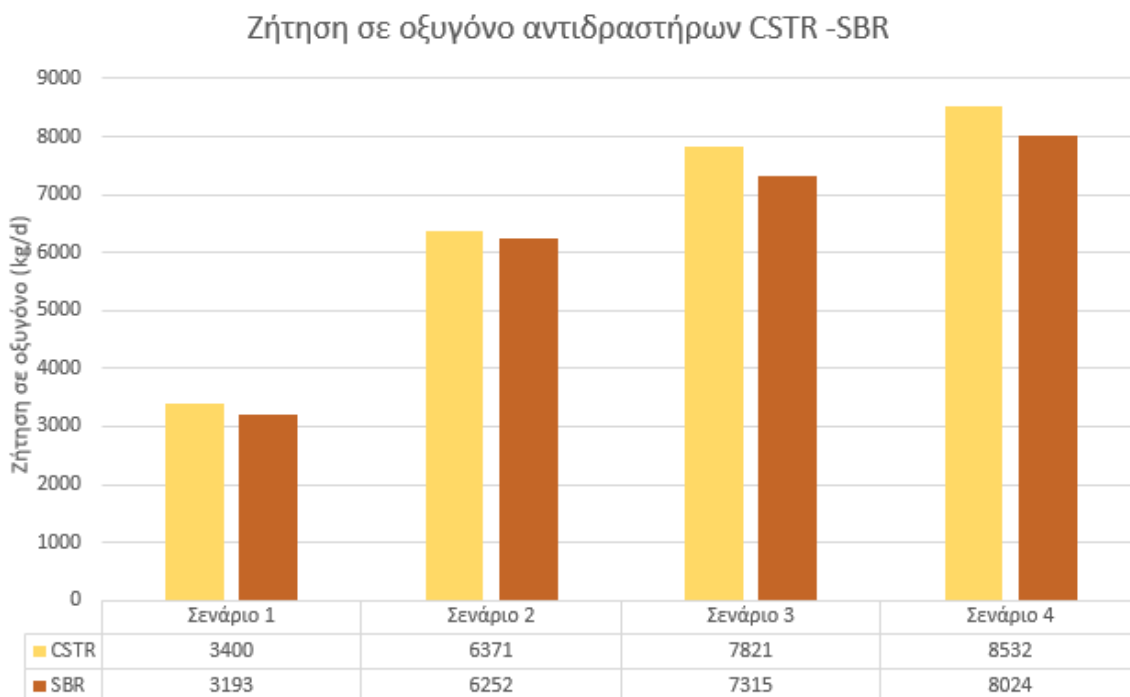
Σχήμα 5.1: Όγκοι αντιδραστήρων ανά σενάριο λειτουργίας

επεξεργασίας με στόχο την παραγωγή διαυγασμένου υγρού στην εκροή μέσω της εξασφάλισης της λειτουργίας της καθίζησης.

Όπως είναι προφανές από την παράθεση του συνόλου των αποτελεσμάτων (Πίνακας 5.1 και Σχήμα 5.1 οι όγκοι των δεξαμενών του συστήματος διακοπτόμενων κύκλων λειτουργίας (SBR) είναι περίπου κατά 20% μεγαλύτεροι από τους αντίστοιχους όγκους του συστήματος συνεχούς ροής (CSTR). Το πρώτο σενάριο και τις δύο περιπτώσεις δίνει το μικρότερο όγκο που είναι αερόβιος καθώς αποτελεί τη μοναδική περίπτωση που πραγματοποιείται νιτρωδοποίηση και αποφεύγεται η απονιτρωδοποίηση. Το σύστημα αυτό επεξεργάζεται στραγγίδια που προέρχονται από την Αφυδάτωση της Ιλύος ενώ παρουσιάζει τη μεγαλύτερη συγκέντρωση νιτρικών στην έξοδο σε σύγκριση με όλα τα υπόλοιπα συστήματα. Συγκεκριμένα η συγκέντρωση των νιτρικών εξόδου είναι ίση με το ήμισυ της αντίστοιχης συγκέντρωσης στην είσοδο προκειμένου να εξασφαλίζεται σταθερή η τιμή του pH που αποτελεί απαραίτητη προϋπόθεση για την ομαλή λειτουργία όλων των συστημάτων που μελετώνται. Με αυτό τον τρόπο εξασφαλίζεται ικανή ποσότητα αλκαλικότητας που εξουδετερώνει την οξύτητα που προσδίδει η νιτρωδοποίηση. Αλκαλικότητα προσδίδεται στα συστήματα και μέσω της απονιτρωδοποίησης. Το τρίτο σενάριο στοχεύει στην εξασφάλιση του μικρότερου ανοξικού όγκου. Για το σκοπό αυτό τα φορτία του αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών λαμβάνονται ίσα με αυτά του δεύτερου σεναρίου. Στην επεξεργασία αυτού του συστήματος εισέρχονται και τα στραγγίδια της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος που αποτελούν σημαντική πηγή άνθρακα με αποτέλεσμα τη διευκόλυνση της απονιτρωδοποίησης που λαμβάνει χώρα. Από την εφαρμογή του συγκεκριμένου σεναρίου προκύπτουν οι μικρότεροι όγκοι δεξαμενών από τα τρία σενάρια που συνδυάζουν τη νιτρωδοποίηση-απονιτρωδοποίηση, ενώ το αμμωνιακό άζωτο και τα νιτρώδη στην έξοδο του συστήματος επεξεργασίας δεν είναι ιδιαίτερα υψηλά. Το τέταρτο σενάριο στοχεύει στην καλύτερη δυνατή ποιότητα της εκροής του συστήματος ως προς την απομάκρυνση του αζώτου. Τα νιτρώδη απονιτρωδοποιούνται πλήρως και το αμμωνιακό άζωτο της εξόδου

λαμβάνει μια ελάχιστη τιμή προκειμένου η ελεύθερη αμμωνία να είναι σε κατάλληλες συγκεντρώσεις προκαλώντας αναχαίτιση των βακτηρίων NOB. Και σε αυτό το σενάριο συνδράμουν τα στραγγίδια της Πάχυνσης της Πρωτοβάθμιας Ιλύος. Ωστόσο οι όγκοι των δεξαμενών που προκύπτουν είναι οι μεγαλύτεροι δυνατοί. Τέλος το δεύτερο σενάριο είναι αυτό που συνδυάζει τη μέθοδο της νιτρωδοποίησης- απονιτρωδοποίησης και επεξεργάζεται μόνο τα στραγγίδια της Αφυδάτωσης της Ιλύος. Οι όγκοι των δεξαμενών που προκύπτουν (μεγαλύτεροι του τρίτου σεναρίου) σε συνδυασμό με τις αυξημένες σχετικά τιμές των συγκεντρώσεων αμμωνιακού αζώτου και νιτρικών στην έξοδο του συστήματος (μεγαλύτερες του τέταρτου σεναρίου) το καθιστούν δύσκολα επιλέξιμο κατασκευαστικά. Το συγκεκριμένο σενάριο λειτουργεί βοηθητικά σε μελετητικό επίπεδο καθώς οι τιμές των φορτίων του αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών που προκύπτουν στην έξοδο χρησιμοποιούνται για το σχεδιασμό του τρίτου σεναρίου.

Όσο αφορά στη ζήτηση οξυγόνου όπως φαίνεται και από το Σχήμα 5.2 τα συστήματα δεν παρουσιάζουν μεγάλες διαφορές. Προηγούνται με μικρή διαφορά τα συστήματα CSTR έναντι των συστημάτων SBR. Μικρότερη ζήτηση σε οξυγόνο παρουσιάζει η επεξεργασία βάσει του πρώτου σεναρίου ενώ τη μεγαλύτερη η επεξεργασία βάσει του τέταρτου σεναρίου.



**Σχήμα 5.2: Ζήτηση σε οξυγόνο αντιδραστήρων ανά σενάριο λειτουργίας**

Πρέπει να σημειωθεί ότι το σύνολο των υγειονομικών υπολογισμών για τα εναλλακτικά σενάρια του συστήματος συνεχούς ροής (CSTR) πραγματοποιήθηκε με μια τυπική για την επεξεργασία λυμάτων τιμή της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού που ισούται με 5 000 mg/L. Η τιμή αυτή αποτέλεσε όριο ελέγχου της συγκέντρωσης του ανάμικτου υγρού και για τα αντίστοιχα σενάρια του συστήματος διακοπτόμενου έργου (SBR). Ωστόσο δεν είναι απαραίτητο να ληφθεί και στην περίπτωση της επεξεργασίας των στραγγιδίων αφενός γιατί οι συγκεντρώσεις οργανικού φορτίου και ολικών αιωρούμενων στερεών είναι χαμηλότερες σε σύγκριση με τις αντίστοιχες της κεντρικής μονάδας επεξεργασίας, αφετέρου δε γιατί η

επεξεργασία των στραγγιδίων στοχεύει στην ελαχιστοποίηση των συγκεντρώσεων του αμμωνιακού αζώτου και των νιτρωδών στην έξοδο του συστήματος και όχι στην μείωση των ολικών αιωρούμενων στερεών. Επομένως η επιλογή διαφορετικής τιμής μεγαλύτερης της επιλεγείσας π.χ. 6000 mg/L θα προκαλέσει μείωση των όγκων των δεξαμενών σε ποσοστό περίπου 17%. Σε κάθε περίπτωση πρέπει να επιλεγεί τιμή λίγο μικρότερη από τη συγκέντρωση της ύλης της Δεξαμενής Τελικής Καθίζησης ( $S_{su} = 8\ 000\ \text{mg/L}$ ) έτσι ώστε να πραγματοποιείται η καθίζηση χωρίς προβλήματα.





## 6 Βιβλιογραφικές αναφορές

### 6.1 Ελληνικές αναφορές

- 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.
- Αδαμαντιάδου Σ., Γεωργάτου Μ., Γιαπιτζάκης Χ., Λάκκα Λ., Νοταράς Δ., Φλωρεντίν Ν., Χατζηγεωργίου Γ. (2010) *Βιολογία Γενικής Παιδείας Γ' Λυκείου*, Οργανισμός Εκδόσεων Διδακτικών Βιβλίων, 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.
- Ειδική Γραμματεία Υδάτων, Εγκαταστάσεις Επεξεργασίας Λυμάτων Βάση Δεδομένων Παρακολούθησης Λειτουργίας, (<http://astikalimata.ypeka.gr/Services/Pages/Browse.aspx>) [τελευταία πρόσβαση 29/10/2015]
- Κρομμύδας Δ. (2005). *Βιολογική απομάκρυνση του αζώτου από υγρά απόβλητα με παράκαμψη της παραγωγής νιτρικών*. Διπλωματική εργασία. Τμήμα Χημικών Μηχανικών Πανεπιστημίου Πατρών, Πάτρα.
- Μπούσουλας Α. (2010). *Εφαρμογή μαθηματικής προσομοίωσης για τον σχεδιασμό και τον έλεγχο λειτουργίας εγκαταστάσεων επεξεργασίας λυμάτων με απομάκρυνση θρεπτικών*. Μεταπτυχιακή Εργασία. ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών Πόρων» Τομέας Υδατικών Πόρων και Περιβάλλοντος, Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Ντάνου Κ. (2012). *Διερεύνηση του φαινομένου της νηματοειδούς διόγκωσης σε συστήματα SBR μέσω μαθηματικής προσομοίωσης*. Μεταπτυχιακή Εργασία. ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών Πόρων» Τομέας Υδατικών Πόρων και Περιβάλλοντος, Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Νταρακάς Ε. (2014). *Διεργασίες επεξεργασίας υγρών αποβλήτων (Τεχνική Περιβάλλοντος)*. Τομέας Υδραυλικής & Τεχνικής Περιβάλλοντος, Τμήμα Πολιτικών Μηχανικών, Αριστοτέλειο Πανεπιστήμιο Θεσσαλονίκης.
- Ποθουλάκη Δ. (2011). *Εφαρμογή της αναερόβιας οξείδωσης της αμμωνίας (anammox) σε εγκαταστάσεις επεξεργασίας λυμάτων*. Μεταπτυχιακή Εργασία. ΔΠΜΣ «Επιστήμη & Τεχνολογία Υδατικών Πόρων» Τομέας Υδατικών Πόρων και Περιβάλλοντος, Εθνικού Μετσόβιου Πολυτεχνείου, Αθήνα.
- Ροντογιάννη Ε. (2012). *Ανάκτηση αζώτου και φωσφόρου σε εγκατάσταση 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.

Χατζημπίρος Κ. (2007). *Οικολογία, Οικοσυστήματα και προστασία του περιβάλλοντος*. Εκδόσεις Συμμετρία, Έκδοση Γ' Αναθεωρημένη-Επαυξημένη. Αθήνα.

## 6.2 Ξενόγλωσσες αναφορές

Abeling U., Seyfried C.F. (1992). Anaerobic-aerobic treatment of high-strength ammonium wastewater—nitrogen removal via nitrite. *Water Sci. Technol.* 26 (5 and 6):1007–1015.

Anderson K., Koopman B. και Bitton G. (1988). Evaluation of INT-dehydrogenase assay for heavy metal inhibition of activated sludge. *Water Res.* 22:349-353.S.R.

Anthonisen A. C., R. C. Loehr, T. B. S. Prakasam, E. G. Srinath (1975). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid, *J. WPCF* 1976, 46, 835–852.

Bateman A. (1997). The structure of a domain common to Archaeobacteria and the homocystinuria disease protein. *Trends Biochem. Sci.* 22:12-13.

Baquerizo G., Maestre J., Sakumab T., Deshusses M., Gamisans X., Gabriel D. Lafuente J. (2005). A detailed model of a biofilter for ammonia removal: Model parameters analysis and model validation. *Chemical Engineering Journal* 113, 205–214.

Beg S.A., Siddiqi R.H. και Ilias S. (1982). Inhibition of nitrification by arsenic, chromium and fluoride *J. Water Pollut. Control Fed.* 54:482.

Blum D.J.W. και Speece R.E. (1991). A database of chemical toxicity to environmental bacteria and its use in interspecies comparisons and correlations. *Research journal of the Water Pollution Control Federation* 63(3):198-207.

Bremner J.M. & Bundy L.G. (1974). Inhibition of nitrification in soils by volatile sulfur compounds. *Soil. Biol. Biochem.* 6:161-165.

Bock E. (1970). Untersuchungen über die Wechselwirkung zwischen Licht und Chemosynthese am Beispiel von *Nitrobacter winogradskyi* *Arch. Mikrobiol.* 70:217–239.

Bock E., Koops H.P. και 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.

Boon B. & Laudelout H. (1962). Kinetics of nitrite oxidation by *Nitrobacter winogradskzi*. *Biochem. J.* 85:440–447.

Butt W.D. & Lees H. (1960). Nitrite oxidation by *Nitrobacter* in the presence of certain nitrophenols. *Nature* 188:147–148.

Capuno R.E. (2007): *Mathematical Modeling for Nitrogen Removal via a Nitritation: Anaerobic Ammonium Oxidation-Coupled Biofilm in a Hollow Fiber Membrane Bioreactor and a Rotating Biological Contactor*. Master of Science in Environmental Engineering. Blacksburg, Virginia.

- Carrera J., Baeza J., Vicent T. και Lafuente J. (2003). Biological nitrogen removal of high strength ammonium industrial wastewater with two-sludge system. *Water Research*. 37:4211-4221
- Carvalho G., Lemos, P.C., Oehmen, A., Reis M.A.M. (2007). Denitrifying phosphorus removal: Linking the process performance with the microbial community structure. *Water Res.* 41, 4383–4396.
- Chudoba J., Cech J.S. και Chudoba P.(1985). The Effect of Aeration Tank Configuration on Nitrification Kinetics. *JWPCF* 57(11):1078-1083.
- De Bie M.J.M., Speksnijder A.G.C.L., Kowalchuk G.A., Schuurman T., Zwart G., Stephen J.R., Diekmann O.E. και Laanbroek H.J. (2001). Shifts in the dominant 358 populations of ammonia oxidizing  $\beta$ -subclass Proteobacteria along the eutrophic Schelde estuary. *Aquat Microb Ecol* 23:225–236.
- Enoksson V. (1986). Nitrification Rates in the Baltic Sea: Comparison of Three Isotope Techniques. *Appl Environ Microbiol.* 51(2):244–250.
- 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
- Frison, N., Katsou, E., Malamis, S., Bolzonella, D., Fatone, F. (2013). Biological nutrients removal via nitrite from the supernatant of anaerobic co-digestion using a pilot-scale sequencing batch reactor operating under transient conditions. *Chem. Eng. J.* 230, 595–604.
- Fux C., Lange K., Faessler A., Huber P., Grueniger B., Siegrist H. (2003). Nitrogen removal from digester supernatant via nitrite—SBR or SHARON? *Water Sci. Technol.* 48, 9–18.
- Fux C., Siegrist H. (2004). Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitritation/anammox: environmental and economical considerations. *Water Sci. Technol.* 50, 19–26.
- Fux C., Velten S., Carozzi V., Soley D., Keller J. (2006). Efficient and stable nitritation and denitritation of ammonium-rich sludge dewatering liquor using an SBR with continuous loading. *Water Res.* 40, 2765-2775.
- Gao D., Peng Y., Li B., Liang H. (2009). Shortcut nitrification–denitrification by real-time control strategies. *Bioresource Technology* 100, 2298–2300.
- Gao D. & Wu W. (2010). Kinetic Model for Biological Nitrogen Removal Using Shortcut Nitrification-Denitrification Process in Sequencing Batch Reactor. *Environ. Sci. Technol.*, 44:5015–5021.
- 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).
- Gieseke A., Purkhold U., Wagner M., Amann R., Schramm A. (2001). Community structure and activity dynamics of nitrifying bacteria in a phosphatere moving biofilm. *Appl Environ Microbiol* 67:1351–1362.

- Grüttner H., Winther-Nielsen M., Jorgensen L., Bogebjerg P., Sinkjaer O. (1994) Inhibition of the nitrification process in municipal wastewater treatment plants by industrial discharges. *Water Science and Technology* 29(9):69-77.
- 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.
- Gunsalus I.C., Pederson T.C., Sligar S.G. (1975). Oxygenase-catalyzed biological hydroxylations. *Annu Rev Biochem* 44:377-407.
- Gustavsson D. J. I., Nyberg U., la Cour Jansen J. (2008). Operation for nitritation of sludge liquor in a full-scale SBR. *Water Science and Technology*, 58(2), 439–444.
- Gustavsson D. J.I. (2010). Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants – a review. *Vatten* 66: 179-192
- Gut L. (2006). *Assessment of a Partial Nitritation/Anammox system for nitrogen removal*. PhD Thesis, TRITA-LWR Licentiate Thesis 2034, ISSN 1650-8629, ISRN KTH/LWR/LIC 2034-SE, ISBN 91-7178-167-6.
- 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.
- Hanaki, K., Wantawin, C., Ohgaki, S., 1990. Nitrification at low levels of dissolved oxygen with and without loading in a suspended growth reactor. *Water Res.* 24, 297–302.
- 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.
- Hauck R.D. (1980). Mode of action of nitrification inhibitors. In: Meisinger JJ(ed.) nitrification inhibitors – potential and limitations. *American Society of Agronomy, Madison, Wis.*, pp. 19-32.
- 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.
- Hellinga C., Van Loosdrecht M.C.M., Heijnen J.J. (1999) Model based design of a novel process for nitrogen removal from concentrated flows. *Math Comput Model Dyn* 5(4):351–371
- Hippen A., Rosenwinkel K.-H., Baumgarten G. and Seyfried C. F. (1997) Aerobic deammonification: a new experience in the treatment of Wastewater. *Wat.Sci. Tech.* 35(10), 111-120.
- Hyman M.R. και Wood P.M. (1985). Suicidal inactivation and labeling of ammonia mono-oxygenase by acetylene. *Biochem. J.* 227:719–726.
- Hyman M.R., Murton I.B. και Arp D.J. (1988). Interaction of Ammonia Monooxygenase from *Nitrosomonas europaea* with Alkanes, Alkenes, and Alkynes. *Applied Environmental Microbiology* 54:3187-3190.

- Hyman M.R., Russell S.R., Ely R.L., Williamson K., Arp D.J. (1995). Inhibition, inactivation, and recovery of ammonia-oxidizing activity in cometabolism of trichloroethylene by *Nitrosomonas europaea*. *Appl. Environ. Microbiol.* 61:1480-1487.
- Hynes R.K. & Knowles R. (1978). Inhibition by acetylene of ammonia oxidation in *Nitrosomonas europaea*. *FEMS Microbiol. Lett.* 4:319-321.
- Hollocher T.C., Tate M.E., Nicholas D.J.D. (1981). Oxidation of ammonia by *Nitrosomonas europaea*. Definitive <sup>18</sup>O-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.
- Jardin N., Thöle D. and Wett B. (2006). Treatment of sludge return liquors: experiences from the operation of full-scale plants. In: *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2006*, pp. 5237–5255.
- Ji, Z., Chen, Y. (2010). Using sludge fermentation liquid to improve wastewater short-cut nitrification-denitrification and denitrifying phosphorus removal via nitrite. *Environ. Sci. Technol.* 44, 8957–8963.
- Johnstone B.H. και Jones R.D. (1988). Physiological effects of long-term energy source deprivation on the survival of a marine chemolithotrophic ammonia-oxidizing bacterium. *Mar. Ecol. Prog. Ser.* 49:295–303.
- Jönsson K., Magnusson P., Jönsson L.E., Hellström B.G. και Jansen J. la C. (1996). Identifying and fighting inhibition of nitrification at Öresundsverket. *Water Science and Technology* 33(12):29–38.
- Joss, A., Salzgeber, D., Eugster J., König, R., Rottermann, K., Burger, S., Fabijan, P., Leumann, S., Mohn, J., Siegrist, H. (2009). Full-Scale nitrogen removal from digester liquid with partial nitrification and anammox in one SBR, *Environ. Sci. Technol.* 43, 5301-5306.
- Juliastuti S.R., Baeyens J., Creemers C., Bixio D. και Lodewyckx E. (2003). The inhibitory effects of heavy metals and organic compounds on the net maximum specific growth rate of the autotrophic biomass in activated sludge. *Journal of Hazardous Materials* B100:271–283.
- Juliette L.Y., Hyman M.R. και Arp D.J. (1993a). Mechanism – based inactivation of ammonia monooxygenase in *Nitrosomonas europaea* by allylsulfide. *Appl. Environ. Microbiol.* 59:3728–3735.
- Juretschko S., Timmermann G., Schmid M., Schleifer K.H., Pommering-Röser A., Koops H.P. και Wagner, M. (1998). Combined molecular and conventional analyses of nitrifying bacterium diversity in activated sludge: *Nitrosococcus mobilis* and *Nitrospira* like bacteria as dominant populations. *Appl. Environ. Microbiol.* 64: 3042-3051.
- Keener W.K., Arp D.J. (1993). Kinetic studies of ammonia monooxygenase inhibition in *Nitrosomonas europaea* by hydrocarbons and halogenated hydrocarbons in an optimized whole-cell assay. *Appl. Environ. Microbiol.* 59:2501-2510.

- Kampschreur M. J., van der Star W. R. L., Wienders H. A., Mulder J. W., Jetten M. S. M. and van Loosdrecht M. C. M. (2008). Dynamics of nitric oxide and nitrous oxide emission during full-scale reject water treatment. *Water Research*, 42(3):812–826.
- Kowalchuk G.A., Bodelier P.L.E., Heilig G.H.J., Stephen J.R. και Laanbroek H.J. (1998). Community analysis of ammoniaoxidising bacteria, in relation to oxygen availability in soils and root-oxygenated sediments, using PCR, DGGE and oligonucleotide probe hybridisation. *FEMS Microbiol Ecol* 27:339–350.
- Kowalchuk G.A., Steinstra A.W., Heilig G.H., Stephen J.R. και Woldendorp, J.W. (2000). Molecular analysis of ammonia-oxidizing bacteria in soil of successional grasslands of the Drentsche A (the Netherlands). *FEMS Microbiol. Ecol.* 31:207– 215.
- Kowalchuk G.A. & Stephen J.R. (2001). Ammonia-oxidizing bacteria: A model for molecular microbial ecology. *Annual Review of Microbiology* (55):485-529.
- Kuai L.P. & Verstraete W. (1998) Ammonium removal by the oxygen-limited autotrophic nitrification-denitrification system. *Appl. Env. Micr.*, 64:4500-4506.
- Kumar S. & Nicholas D.J.D. (1982). A proton motive force-dependent adenosine-5' triphosphate synthesis in spheroplasts of *Nitrosomonas europaea* *FEMS Microbiol. Lett.* 14:21–25.
- Laursen K.D. και Jansen J. la C. (1995). Are 50% of the Danish wastewater treatment plants inhibited. *Stad- og havneingeniøren* 2:41-43 (in Danish).
- Madigan M.T., Martinko J.M., Parker J. (1997). *Biology of Microorganisms*. 8<sup>th</sup> edition. Pentice-Hall, New Jersey.
- Malamis, S., Katsou, E., Fatone, F. (2015). Integration of energy efficient processes in carbon and nutrient removal from sewage, in: Tsagarakis K.P., Stamatelatou K., eds. *Sewage Treatment Plants: Economic Evaluation of Innovative Technologies for Energy Efficiency*. Elsevier.
- McCarty G.W. & Bremner J.M. (1989). Inhibition of nitrification in soil by heterocyclic nitrogen compounds. *Biol. Fertil. Soils* 8:204–211.
- Mitchell R. (1974). *Introduction to environmental microbiology*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.
- Mulder A., Van de Graaf A. A., Robertson L. A., Kuenen J. G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactors. *FEMS Microb. Ecology*, 16(3):177-184.
- Mulder J.W., van Loosdrecht M.C.M., Hellinga C., Van Kempen R. (2001). Full scale application of the SHARON process for treatment of reject water of digested sludge dewatering. *Wat. Sci. Tech.* 43(11):127-134.
- Natural History Museum of London (<http://www.nhm.ac.uk/research-curation/research/projects/phosphate-recovery/crystalct.htm>) [τελευταία πρόσβαση 10/09/2015].
- Nold S.C., Zhou J., Devol A.H. και Tiedje J.M. (2000). Pacific Northwest marine sediments contain ammonia-oxidizing bacteria in the beta subdivision of the Proteobacteria. *Appl. Environ. Microbiol.* 66:4532–4535.

- Nyhuis G. (1985). Beitrag zu den Möglichkeiten der Abwasserbehandlung bei Abwässern mit erhöhten Stickstoffkonzentrationen. Veröffentlichungen des Instituts für Siedlungswasserwirtschaft und Abfalltechnik der Universität Hannover, Heft 61.
- Painter H.A. (1970). A Review of Literature on Inorganic Nitrogen Metabolism in Microorganisms. *Water Research*. 4:393-450.
- Payne W.J. (1981). *Denitrification*. John Wiley and Sons, New York.
- Pecsock/Shields/Cairns/McWilliam. (1980). Σύγχρονες Μέθοδοι στη Χημική Ανάλυση. απόδοση στα ελληνικά Σ. Βολιώτης. 2η έκδοση.
- Radel R.J., Randle A.A., Gauney J., Boak B.R. και Williams H.M. (1992). Thiophosphoryl triamide: a dual purpose urease/nitrification inhibitor. *Fert. Res.* 31:275-280.
- Rasche M.E., Hicks R.E., Hyman M.R. και Arp D.J. (1990). Oxidation of monohalogenated ethanes and n-chlorinated alkanes by whole cells of *Nitrosomonas europaea*. *J Bacteriol.* 172(9):5368–5373.
- Rasche M.E., Hyman M.R. και Arp D.J. (1991). Factors limiting aliphatic chlorocarbon degradation by *Nitrosomonas europaea*: cometabolic inactivation of ammonia monooxygenase and substrate specificity. *Appl. Environ. Microbiol.* 57:2986–2994.
- Remde A. και Conrad R. (1990). Production of nitric oxide in *Nitrosomonas europaea* by reduction of nitrite. *Arch. Microbiol.* 154:187– 191.
- Renzi, D., Longo, S., Frison, N., Malamis, S., Katsou, E., Fatone, F. (2015). Short-cut enhanced nutrient removal from anaerobic supernatants: pilot scale results and full scale development of the S.C.E.N.A. process, 16 in: Tsagarakis K.P., Stamatelatou K., eds. Sewage Treatment Plants: Economic Evaluation of Innovative Technologies for Energy Efficiency. Elsevier.
- Sawada E. & Satoh T. (1980) Periplasmic location of dissimilatory nitrate and nitrite reductases in a denitrifying phototrophic bacterium, *Rhodo-pseudomonas sphaeroides* forma sp. *Denitrificans*. *Plant Cell Physiol.* 21:205-210.
- Schmidt I., Hermelink C., de Pas-Schoonen K., Strous M., den Camp H.J.O., Kuenen J.G., Jetten M.S.M. (2002). Anaerobic ammonia oxidation in the presence of nitrogen oxides (NO<sub>x</sub>) by two different lithotrophs. *Appl. Env. Micr.* 68(11):5351-5357.
- Schramm A., de Beer D., Wagner M. και Amann, R. (1998). Identification and activities in situ of *Nitrosospira* and *Nitrospira* spp. as dominant populations in a nitrifying fluidized bed reactor. *Appl. Environ. Microbiol.* 64: 3480-3485.
- Shu L., Schneider P., Jegatheesan V., Johnson J. (2006). An economic evaluation of phosphorus recovery as struvite from digester supernatant. *Bioresource Technology* 97:2211–2216.
- Shimada H. & Orii Y. (1975). The nitric oxide compounds of *Pseudomonas aeruginosa* nitrite reductase and their probable participation in the nitrite reduction. *FEBS* 54:237-240.
- Siegrist H. και Gujer W. (1987). Demonstration of mass transfer and pH effects in a nitrifying biofilm. *Wat. Res.* 21:1481-1487.
- Skinner F.A. και Walker N. (1961). Growth of *Nitrosomonas europaea* in batch and continuous culture. *Arch Microbiol.* 38:339-349.

- Steinert K., Wagner V., Kroth – Pancic P.G., Bickel – Sandkotter S. (1997). Characterization and subunit structure of the ATP synthase of the halophilic archaeon 387 *Haloferax volcanii* and organization of the ATP synthase genes. *J. Biol. Chem.* 272:6261-6269.
- Stoveland S., Perry R., Lester J.N. (1979). The influence of nitrilotriacetic acid on heavy metal transfer in the activated sludge process. II. at varying and shock loadings. *Water Res.* 13:1043-1053.
- Strous M., Heijnen J. J., Kuenen, J. G., Jetten, M. S. M. (1998). The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 50(5):589–596.
- 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.
- Suzuki I., Dular U. και Kwok S.C. (1974). Ammonia or ammonium ion as substrate for oxidation by *Nitrosomonas europaea* cells and extracts. *J. Bacteriol.* 120:556-558.
- 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.
- Vadivelu V, Keller J, Yuan Z (2007). Free ammonia and free nitrous acid inhibition on the anabolic and catabolic processes of *Nitrosomonas* and *Nitrobacter*. *Water Sci Technol* 56(7):89–97.
- Vadivelu V.M., Yuan Z., Fux C., Keller J., 2006a. The inhibitory effects of free nitrous acid on the energy generation and growth processes of an enriched *Nitrobacter* culture. *Environ. Sci. Technol.* 40 (14), 4442–4448.
- Vadivelu V.M., Yuan Z., Fux C., Keller J., 2006b. Stoichiometric and kinetic characterization of *Nitrobacter* in mixed culture by decoupling the growth and energy generation processes. *Biotechnol. Bioeng.* 94 (6), 1176–1188.
- Van de Graaf A.A., Mulder A., de Bruijn 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 Dongen I.G.J.M., Jetten M.S.M. and van Loosdrecht M.C.M. (2001). *The combined SHARON/Anammox process: A sustainable method for N-removal from sludge water*. STOWA. Utrecht.
- Van Loosdrecht M.C.M. and Salem S. (2005) Biological treatment of sludge digester liquids. In: *Proceedings of the IWA Specialized Conference “Nutrient Management in Wastewater Treatment Processes and Recycle Streams”*, 19-21 September 2005, Kraków, Poland, 13-22.
- Van Loosdrecht M.C.M. and Salem S. (2006). Biological treatment of sludge digester liquids. *Water Science and Technology*, 53(12):11–20.



- 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.
- Völsch A., Nader W.F., Geiss H.K., Sonntag H.G. και Birr C. (1990). Test zur Bestimmung der Aktivität von nitrifizierenden Bakterien im Belebtschlamm. *GWF Wasser Abwasser* 131:301–306.
- Villaverde S., Fdz-Polanco F., Garcia P.A. (2000). Nitrifying biofilm acclimation to free ammonia in submerged biofilters. Start-up influence. *Water Res.* 34 (2):602–610.
- Watson S.W. (1971). Taxonomic considerations of the family *Nitrobacteriaceae* Buchanan. Request for opinions. *Int. J. Syst. Bacteriol.* 21:254-270.
- Wang S.Y., Gao D.W., Peng Y.Z., Wang P., Yang Q., (2004). Nitrification–denitrification via nitrite for nitrogen removal from high nitrogen soybean wastewater with on-line fuzzy control. *Water Sci. Technol.* 49 (5–6):121–127.
- Watson S.W., Bock E., Harms H., Koops H.P. και A. B. Hooper, (1989). *Nitrifying bacteria* In: J. T. Staley, M. P. Bryant, N. Pfennig, and J. G. Holt (Eds.) *Bergey's Manual of Systematic Bacteriology* Williams and Wilkins Baltimore, MD vol. 3, 1808–1834.
- Wett, B. (2006). Solved upscaling problems for implementing deammonification of rejection water. *Water Sci. Technol.* 53:121–128.
- 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.
- Wong Chong, G.M., Loehr, R.C., 1978. Kinetics of microbial nitrification—nitrite-nitrogen oxidation. *Water Res.* 12 (8):605–609.
- Wood H.G. και Clark J.E. (1988). Biological aspects of inorganic polyphosphates. *Annu Rev Biochem* 57: 235-260.
- Wuhrman K. (1963). Effect of oxygen tension on biochemical reactions in sewage purification plants. Proc 3rd Manhattan Conf., Advances in Biological Waste Treatment, McMillan N.Y.
- Zhang C., Zhang S., Zhang L., Rong H., Zhan K. (2015). Effects of constant pH and unsteady pH at different free ammonia concentrations on shortcut nitrification for landfill leachate treatment. *Appl Microbiol Biotechnol* 99:3707–3713



## Παράρτημα

Πίνακας Α: Επιλογή συντελεστή παρεμπόδισης των ΑΟΒ

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_i, AOB$
20	0.80	20%	1.26	4.98
21	0.80	20%	1.33	5.47
22	0.81	19%	1.39	5.96
23	0.82	18%	1.45	6.48
24	0.82	18%	1.51	7.02
25	0.83	17%	1.58	7.56
26	0.83	17%	1.64	8.13
27	0.84	16%	1.70	8.71
28	0.84	16%	1.77	9.30
29	0.84	16%	1.83	9.91
30	0.85	15%	1.89	10.53
31	0.85	15%	1.96	11.16
32	0.85	15%	2.02	11.80
33	0.86	14%	2.08	12.45
34	0.86	14%	2.15	13.11
35	0.86	14%	2.21	13.78
36	0.86	14%	2.27	14.46
37	0.87	13%	2.33	15.14
38	0.87	13%	2.40	15.83
39	0.87	13%	2.46	16.53
40	0.87	13%	2.52	17.24
41	0.87	13%	2.59	17.95
42	0.88	12%	2.65	18.66
43	0.88	12%	2.71	19.38
44	0.88	12%	2.78	20.10
45	0.88	12%	2.84	20.82
46	0.88	12%	2.90	21.54
47	0.88	12%	2.97	22.27
48	0.88	12%	3.03	23.00
49	0.88	12%	3.09	23.72
50	0.89	11%	3.15	24.45
51	0.89	11%	3.22	25.18
52	0.89	11%	3.28	25.91
53	0.89	11%	3.34	26.63
54	0.89	11%	3.41	27.35
55	0.89	11%	3.47	28.08
56	0.89	11%	3.53	28.80
57	0.89	11%	3.60	29.51
58	0.89	11%	3.66	30.23
59	0.89	11%	3.72	30.94
60	0.89	11%	3.79	31.65
61	0.89	11%	3.85	32.35
62	0.89	11%	3.91	33.05
63	0.89	11%	3.98	33.74
64	0.90	10%	4.04	34.43
65	0.90	10%	4.10	35.12
66	0.90	10%	4.16	35.80
67	0.90	10%	4.23	36.48
68	0.90	10%	4.29	37.15
69	0.90	10%	4.35	37.81
70	0.90	10%	4.42	38.47
71	0.90	10%	4.48	39.12
72	0.90	10%	4.54	39.77
73	0.90	10%	4.61	40.41
74	0.90	10%	4.67	41.05

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
75	0.90	10%	4.73	41.68
76	0.90	10%	4.80	42.30
77	0.90	10%	4.86	42.92
78	0.90	10%	4.92	43.53
79	0.90	10%	4.98	44.14
80	0.90	10%	5.05	44.73
81	0.90	10%	5.11	45.32
82	0.90	10%	5.17	45.91
83	0.90	10%	5.24	46.49
84	0.90	10%	5.30	47.06
85	0.90	10%	5.36	47.63
86	0.90	10%	5.43	48.18
87	0.90	10%	5.49	48.74
88	0.90	10%	5.55	49.28
89	0.90	10%	5.62	49.82
90	0.90	10%	5.68	50.35
91	0.90	10%	5.74	50.88
92	0.90	10%	5.80	51.40
93	0.90	10%	5.87	51.91
94	0.90	10%	5.93	52.42
95	0.90	10%	5.99	52.92
96	0.90	10%	6.06	53.41
97	0.90	10%	6.12	53.90
98	0.90	10%	6.18	54.38
99	0.90	10%	6.25	54.85
100	0.90	10%	6.31	55.32
101	0.90	10%	6.37	55.79
102	0.90	10%	6.44	56.24
103	0.90	10%	6.50	56.69
104	0.90	10%	6.56	57.14
105	0.90	10%	6.63	57.58
106	0.90	10%	6.69	58.01
107	0.90	10%	6.75	58.44
108	0.90	10%	6.81	58.86
109	0.90	10%	6.88	59.27
110	0.90	10%	6.94	59.68
111	0.90	10%	7.00	60.09
112	0.90	10%	7.07	60.49
113	0.90	10%	7.13	60.88
114	0.89	11%	7.19	61.27
115	0.89	11%	7.26	61.65
116	0.89	11%	7.32	62.03
117	0.89	11%	7.38	62.40
118	0.89	11%	7.45	62.77
119	0.89	11%	7.51	63.13
120	0.89	11%	7.57	63.49
121	0.89	11%	7.63	63.84
122	0.89	11%	7.70	64.19
123	0.89	11%	7.76	64.53
124	0.89	11%	7.82	64.87
125	0.89	11%	7.89	65.20
126	0.89	11%	7.95	65.53
127	0.89	11%	8.01	65.86
128	0.89	11%	8.08	66.18
129	0.89	11%	8.14	66.49
130	0.89	11%	8.20	66.80
131	0.89	11%	8.27	67.11
132	0.89	11%	8.33	67.41
133	0.89	11%	8.39	67.71

$S_{NH_4^+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH_3}$	$K_{i, AOB}$
134	0.89	11%	8.45	68.01
135	0.89	11%	8.52	68.30
136	0.89	11%	8.58	68.58
137	0.89	11%	8.64	68.86
138	0.89	11%	8.71	69.14
139	0.89	11%	8.77	69.42
140	0.89	11%	8.83	69.69
141	0.89	11%	8.90	69.96
142	0.89	11%	8.96	70.22
143	0.89	11%	9.02	70.48
144	0.89	11%	9.09	70.74
145	0.89	11%	9.15	70.99
146	0.89	11%	9.21	71.24
147	0.89	11%	9.28	71.49
148	0.88	12%	9.34	71.73
149	0.88	12%	9.40	71.97
150	0.88	12%	9.46	72.21
151	0.88	12%	9.53	72.44
152	0.88	12%	9.59	72.67
153	0.88	12%	9.65	72.90
154	0.88	12%	9.72	73.12
155	0.88	12%	9.78	73.34
156	0.88	12%	9.84	73.56
157	0.88	12%	9.91	73.78
158	0.88	12%	9.97	73.99
159	0.88	12%	10.03	74.20
160	0.88	12%	10.10	74.41
161	0.88	12%	10.16	74.61
162	0.88	12%	10.22	74.81
163	0.88	12%	10.28	75.01
164	0.88	12%	10.35	75.21
165	0.88	12%	10.41	75.40
166	0.88	12%	10.47	75.59
167	0.88	12%	10.54	75.78
168	0.88	12%	10.60	75.97
169	0.88	12%	10.66	76.15
170	0.88	12%	10.73	76.33
171	0.88	12%	10.79	76.51
172	0.88	12%	10.85	76.69
173	0.88	12%	10.92	76.86
174	0.88	12%	10.98	77.04
175	0.87	13%	11.04	77.21
176	0.87	13%	11.10	77.38
177	0.87	13%	11.17	77.54
178	0.87	13%	11.23	77.71
179	0.87	13%	11.29	77.87
180	0.87	13%	11.36	78.03
181	0.87	13%	11.42	78.19
182	0.87	13%	11.48	78.34
183	0.87	13%	11.55	78.50
184	0.87	13%	11.61	78.65
185	0.87	13%	11.67	78.80
186	0.87	13%	11.74	78.95
187	0.87	13%	11.80	79.09
188	0.87	13%	11.86	79.24
189	0.87	13%	11.93	79.38
190	0.87	13%	11.99	79.52
191	0.87	13%	12.05	79.66
192	0.87	13%	12.11	79.80

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
193	0.87	13%	12.18	79.93
194	0.87	13%	12.24	80.07
195	0.87	13%	12.30	80.20
196	0.87	13%	12.37	80.33
197	0.87	13%	12.43	80.46
198	0.87	13%	12.49	80.59
199	0.87	13%	12.56	80.72
200	0.86	14%	12.62	80.84
201	0.86	14%	12.68	80.97
202	0.86	14%	12.75	81.09
203	0.86	14%	12.81	81.21
204	0.86	14%	12.87	81.33
205	0.86	14%	12.93	81.45
206	0.86	14%	13.00	81.56
207	0.86	14%	13.06	81.68
208	0.86	14%	13.12	81.79
209	0.86	14%	13.19	81.90
210	0.86	14%	13.25	82.01
211	0.86	14%	13.31	82.12
212	0.86	14%	13.38	82.23
213	0.86	14%	13.44	82.34
214	0.86	14%	13.50	82.45
215	0.86	14%	13.57	82.55
216	0.86	14%	13.63	82.65
217	0.86	14%	13.69	82.76
218	0.86	14%	13.75	82.86
219	0.86	14%	13.82	82.96
220	0.86	14%	13.88	83.06
221	0.86	14%	13.94	83.16
222	0.86	14%	14.01	83.25
223	0.86	14%	14.07	83.35
224	0.86	14%	14.13	83.44
225	0.85	15%	14.20	83.54
226	0.85	15%	14.26	83.63
227	0.85	15%	14.32	83.72
228	0.85	15%	14.39	83.81
229	0.85	15%	14.45	83.90
230	0.85	15%	14.51	83.99
231	0.85	15%	14.58	84.08
232	0.85	15%	14.64	84.17
233	0.85	15%	14.70	84.25
234	0.85	15%	14.76	84.34
235	0.85	15%	14.83	84.42
236	0.85	15%	14.89	84.50
237	0.85	15%	14.95	84.59
238	0.85	15%	15.02	84.67
239	0.85	15%	15.08	84.75
240	0.85	15%	15.14	84.83
241	0.85	15%	15.21	84.91
242	0.85	15%	15.27	84.98
243	0.85	15%	15.33	85.06
244	0.85	15%	15.40	85.14
245	0.85	15%	15.46	85.21
246	0.85	15%	15.52	85.29
247	0.85	15%	15.58	85.36
248	0.85	15%	15.65	85.43
249	0.84	16%	15.71	85.51
250	0.84	16%	15.77	85.58
251	0.84	16%	15.84	85.65

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
252	0.84	16%	15.90	85.72
253	0.84	16%	15.96	85.79
254	0.84	16%	16.03	85.86
255	0.84	16%	16.09	85.93
256	0.84	16%	16.15	85.99
257	0.84	16%	16.22	86.06
258	0.84	16%	16.28	86.13
259	0.84	16%	16.34	86.19
260	0.84	16%	16.40	86.26
261	0.84	16%	16.47	86.32
262	0.84	16%	16.53	86.38
263	0.84	16%	16.59	86.45
264	0.84	16%	16.66	86.51
265	0.84	16%	16.72	86.57
266	0.84	16%	16.78	86.63
267	0.84	16%	16.85	86.69
268	0.84	16%	16.91	86.75
269	0.84	16%	16.97	86.81
270	0.84	16%	17.04	86.87
271	0.84	16%	17.10	86.93
272	0.84	16%	17.16	86.98
273	0.83	17%	17.23	87.04
274	0.83	17%	17.29	87.10
275	0.83	17%	17.35	87.15
276	0.83	17%	17.41	87.21
277	0.83	17%	17.48	87.26
278	0.83	17%	17.54	87.32
279	0.83	17%	17.60	87.37
280	0.83	17%	17.67	87.43
281	0.83	17%	17.73	87.48
282	0.83	17%	17.79	87.53
283	0.83	17%	17.86	87.58
284	0.83	17%	17.92	87.63
285	0.83	17%	17.98	87.68
286	0.83	17%	18.05	87.73
287	0.83	17%	18.11	87.78
288	0.83	17%	18.17	87.83
289	0.83	17%	18.23	87.88
290	0.83	17%	18.30	87.93
291	0.83	17%	18.36	87.98
292	0.83	17%	18.42	88.03
293	0.83	17%	18.49	88.07
294	0.83	17%	18.55	88.12
295	0.83	17%	18.61	88.17
296	0.83	17%	18.68	88.21
297	0.82	18%	18.74	88.26
298	0.82	18%	18.80	88.30
299	0.82	18%	18.87	88.35
300	0.82	18%	18.93	88.39
301	0.82	18%	18.99	88.44
302	0.82	18%	19.05	88.48
303	0.82	18%	19.12	88.52
304	0.82	18%	19.18	88.56
305	0.82	18%	19.24	88.61
306	0.82	18%	19.31	88.65
307	0.82	18%	19.37	88.69
308	0.82	18%	19.43	88.73
309	0.82	18%	19.50	88.77
310	0.82	18%	19.56	88.81

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
311	0.82	18%	19.62	88.85
312	0.82	18%	19.69	88.89
313	0.82	18%	19.75	88.93
314	0.82	18%	19.81	88.97
315	0.82	18%	19.88	89.01
316	0.82	18%	19.94	89.05
317	0.82	18%	20.00	89.09
318	0.82	18%	20.06	89.12
319	0.82	18%	20.13	89.16
320	0.82	18%	20.19	89.20
321	0.82	18%	20.25	89.24
322	0.81	19%	20.32	89.27
323	0.81	19%	20.38	89.31
324	0.81	19%	20.44	89.34
325	0.81	19%	20.51	89.38
326	0.81	19%	20.57	89.42
327	0.81	19%	20.63	89.45
328	0.81	19%	20.70	89.48
329	0.81	19%	20.76	89.52
330	0.81	19%	20.82	89.55
331	0.81	19%	20.88	89.59
332	0.81	19%	20.95	89.62
333	0.81	19%	21.01	89.65
334	0.81	19%	21.07	89.69
335	0.81	19%	21.14	89.72
336	0.81	19%	21.20	89.75
337	0.81	19%	21.26	89.78
338	0.81	19%	21.33	89.82
339	0.81	19%	21.39	89.85
340	0.81	19%	21.45	89.88
341	0.81	19%	21.52	89.91
342	0.81	19%	21.58	89.94
343	0.81	19%	21.64	89.97
344	0.81	19%	21.70	90.00
345	0.81	19%	21.77	90.03
346	0.80	20%	21.83	90.06
347	0.80	20%	21.89	90.09
348	0.80	20%	21.96	90.12
349	0.80	20%	22.02	90.15
350	0.80	20%	22.08	90.18
351	0.80	20%	22.15	90.21
352	0.80	20%	22.21	90.24
353	0.80	20%	22.27	90.27
354	0.80	20%	22.34	90.29
355	0.80	20%	22.40	90.32
356	0.80	20%	22.46	90.35
357	0.80	20%	22.53	90.38
358	0.80	20%	22.59	90.40
359	0.80	20%	22.65	90.43
360	0.80	20%	22.71	90.46
361	0.80	20%	22.78	90.48
362	0.80	20%	22.84	90.51
363	0.80	20%	22.90	90.54
364	0.80	20%	22.97	90.56
365	0.80	20%	23.03	90.59
366	0.80	20%	23.09	90.61
367	0.80	20%	23.16	90.64
368	0.80	20%	23.22	90.66
369	0.80	20%	23.28	90.69



$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
370	0.80	20%	23.35	90.71
371	0.79	21%	23.41	90.74
372	0.79	21%	23.47	90.76
373	0.79	21%	23.53	90.79
374	0.79	21%	23.60	90.81
375	0.79	21%	23.66	90.84
376	0.79	21%	23.72	90.86
377	0.79	21%	23.79	90.88
378	0.79	21%	23.85	90.91
379	0.79	21%	23.91	90.93
380	0.79	21%	23.98	90.95
381	0.79	21%	24.04	90.97
382	0.79	21%	24.10	91.00
383	0.79	21%	24.17	91.02
384	0.79	21%	24.23	91.04
385	0.79	21%	24.29	91.06
386	0.79	21%	24.35	91.09
387	0.79	21%	24.42	91.11
388	0.79	21%	24.48	91.13
389	0.79	21%	24.54	91.15
390	0.79	21%	24.61	91.17
391	0.79	21%	24.67	91.19
392	0.79	21%	24.73	91.22
393	0.79	21%	24.80	91.24
394	0.79	21%	24.86	91.26
395	0.79	21%	24.92	91.28
396	0.79	21%	24.99	91.30
397	0.78	22%	25.05	91.32
398	0.78	22%	25.11	91.34
399	0.78	22%	25.18	91.36
400	0.78	22%	25.24	91.38
401	0.78	22%	25.30	91.40
402	0.78	22%	25.36	91.42
403	0.78	22%	25.43	91.44
404	0.78	22%	25.49	91.46
405	0.78	22%	25.55	91.48
406	0.78	22%	25.62	91.50
407	0.78	22%	25.68	91.51
408	0.78	22%	25.74	91.53
409	0.78	22%	25.81	91.55
410	0.78	22%	25.87	91.57
411	0.78	22%	25.93	91.59
412	0.78	22%	26.00	91.61
413	0.78	22%	26.06	91.63
414	0.78	22%	26.12	91.64
415	0.78	22%	26.18	91.66
416	0.78	22%	26.25	91.68
417	0.78	22%	26.31	91.70
418	0.78	22%	26.37	91.71
419	0.78	22%	26.44	91.73
420	0.78	22%	26.50	91.75
421	0.78	22%	26.56	91.77
422	0.78	22%	26.63	91.78
423	0.77	23%	26.69	91.80
424	0.77	23%	26.75	91.82
425	0.77	23%	26.82	91.83
426	0.77	23%	26.88	91.85
427	0.77	23%	26.94	91.87
428	0.77	23%	27.00	91.88

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
429	0.77	23%	27.07	91.90
430	0.77	23%	27.13	91.92
431	0.77	23%	27.19	91.93
432	0.77	23%	27.26	91.95
433	0.77	23%	27.32	91.96
434	0.77	23%	27.38	91.98
435	0.77	23%	27.45	92.00
436	0.77	23%	27.51	92.01
437	0.77	23%	27.57	92.03
438	0.77	23%	27.64	92.04
439	0.77	23%	27.70	92.06
440	0.77	23%	27.76	92.07
441	0.77	23%	27.83	92.09
442	0.77	23%	27.89	92.10
443	0.77	23%	27.95	92.12
444	0.77	23%	28.01	92.13
445	0.77	23%	28.08	92.15
446	0.77	23%	28.14	92.16
447	0.77	23%	28.20	92.18
448	0.77	23%	28.27	92.19
449	0.76	24%	28.33	92.21
450	0.76	24%	28.39	92.22
451	0.76	24%	28.46	92.23
452	0.76	24%	28.52	92.25
453	0.76	24%	28.58	92.26
454	0.76	24%	28.65	92.28
455	0.76	24%	28.71	92.29
456	0.76	24%	28.77	92.30
457	0.76	24%	28.83	92.32
458	0.76	24%	28.90	92.33
459	0.76	24%	28.96	92.34
460	0.76	24%	29.02	92.36
461	0.76	24%	29.09	92.37
462	0.76	24%	29.15	92.38
463	0.76	24%	29.21	92.40
464	0.76	24%	29.28	92.41
465	0.76	24%	29.34	92.42
466	0.76	24%	29.40	92.44
467	0.76	24%	29.47	92.45
468	0.76	24%	29.53	92.46
469	0.76	24%	29.59	92.47
470	0.76	24%	29.65	92.49
471	0.76	24%	29.72	92.50
472	0.76	24%	29.78	92.51
473	0.76	24%	29.84	92.52
474	0.76	24%	29.91	92.54
475	0.76	24%	29.97	92.55
476	0.76	24%	30.03	92.56
477	0.75	25%	30.10	92.57
478	0.75	25%	30.16	92.58
479	0.75	25%	30.22	92.60
480	0.75	25%	30.29	92.61
481	0.75	25%	30.35	92.62
482	0.75	25%	30.41	92.63
483	0.75	25%	30.48	92.64
484	0.75	25%	30.54	92.65
485	0.75	25%	30.60	92.67
486	0.75	25%	30.66	92.68
487	0.75	25%	30.73	92.69

$S_{NH4+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH3}$	$K_{i, AOB}$
488	0.75	25%	30.79	92.70
489	0.75	25%	30.85	92.71
490	0.75	25%	30.92	92.72
491	0.75	25%	30.98	92.73
492	0.75	25%	31.04	92.74
493	0.75	25%	31.11	92.76
494	0.75	25%	31.17	92.77
495	0.75	25%	31.23	92.78
496	0.75	25%	31.30	92.79
497	0.75	25%	31.36	92.80
498	0.75	25%	31.42	92.81
499	0.75	25%	31.48	92.82
500	0.75	25%	31.55	92.83
501	0.75	25%	31.61	92.84
502	0.75	25%	31.67	92.85
503	0.75	25%	31.74	92.86
504	0.74	26%	31.80	92.87
505	0.74	26%	31.86	92.88
506	0.74	26%	31.93	92.89
507	0.74	26%	31.99	92.90
508	0.74	26%	32.05	92.91
509	0.74	26%	32.12	92.92
510	0.74	26%	32.18	92.93
511	0.74	26%	32.24	92.94
512	0.74	26%	32.31	92.95
513	0.74	26%	32.37	92.96
514	0.74	26%	32.43	92.97
515	0.74	26%	32.49	92.98
516	0.74	26%	32.56	92.99
517	0.74	26%	32.62	93.00
518	0.74	26%	32.68	93.01
519	0.74	26%	32.75	93.02
520	0.74	26%	32.81	93.03
521	0.74	26%	32.87	93.04
522	0.74	26%	32.94	93.05
523	0.74	26%	33.00	93.06
524	0.74	26%	33.06	93.07
525	0.74	26%	33.13	93.08
526	0.74	26%	33.19	93.08
527	0.74	26%	33.25	93.09
528	0.74	26%	33.31	93.10
529	0.74	26%	33.38	93.11
530	0.74	26%	33.44	93.12
531	0.74	26%	33.50	93.13
532	0.74	26%	33.57	93.14
533	0.73	27%	33.63	93.15
534	0.73	27%	33.69	93.16
535	0.73	27%	33.76	93.16
536	0.73	27%	33.82	93.17
537	0.73	27%	33.88	93.18
538	0.73	27%	33.95	93.19
539	0.73	27%	34.01	93.20
540	0.73	27%	34.07	93.21
541	0.73	27%	34.13	93.21
542	0.73	27%	34.20	93.22
543	0.73	27%	34.26	93.23
544	0.73	27%	34.32	93.24
545	0.73	27%	34.39	93.25
546	0.73	27%	34.45	93.26

$S_{NH_4^+}$	1-A	Ποσοστό αναχίτησης (A)	$S_{NH_3}$	$K_{i, AOB}$
547	0.73	27%	34.51	93.26
548	0.73	27%	34.58	93.27
549	0.73	27%	34.64	93.28
550	0.73	27%	34.70	93.29
551	0.73	27%	34.77	93.30
552	0.73	27%	34.83	93.30
553	0.73	27%	34.89	93.31
554	0.73	27%	34.96	93.32
555	0.73	27%	35.02	93.33
556	0.73	27%	35.08	93.34
557	0.73	27%	35.14	93.34
558	0.73	27%	35.21	93.35
559	0.73	27%	35.27	93.36
560	0.73	27%	35.33	93.37
561	0.73	27%	35.40	93.37
562	0.72	28%	35.46	93.38
563	0.72	28%	35.52	93.39
564	0.72	28%	35.59	93.40
565	0.72	28%	35.65	93.40
566	0.72	28%	35.71	93.41
567	0.72	28%	35.78	93.42
568	0.72	28%	35.84	93.42
569	0.72	28%	35.90	93.43
570	0.72	28%	35.96	93.44
571	0.72	28%	36.03	93.45
572	0.72	28%	36.09	93.45
573	0.72	28%	36.15	93.46
574	0.72	28%	36.22	93.47
575	0.72	28%	36.28	93.47
576	0.72	28%	36.34	93.48
577	0.72	28%	36.41	93.49
578	0.72	28%	36.47	93.50
579	0.72	28%	36.53	93.50
580	0.72	28%	36.60	93.51
581	0.72	28%	36.66	93.52
582	0.72	28%	36.72	93.52
583	0.72	28%	36.78	93.53
584	0.72	28%	36.85	93.54
585	0.72	28%	36.91	93.54
586	0.72	28%	36.97	93.55
587	0.72	28%	37.04	93.56
588	0.72	28%	37.10	93.56
589	0.72	28%	37.16	93.57
590	0.72	28%	37.23	93.58
591	0.72	28%	37.29	93.58
592	0.71	29%	37.35	93.59
593	0.71	29%	37.42	93.60
594	0.71	29%	37.48	93.60
595	0.71	29%	37.54	93.61
596	0.71	29%	37.61	93.61
597	0.71	29%	37.67	93.62
598	0.71	29%	37.73	93.63
599	0.71	29%	37.79	93.63
600	0.71	29%	37.86	93.64