

2186

İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**YÜKSEK KONSANTRASYONDA AMONYAK İÇEREN
ATIK SULARIN DÖNER DİSKLER İLE NİTRİFİKASYONU**

İ.T.Ü. FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜNCE

" DOKTOR "

Ünvanının verilmesi için kabul edilen tezdur.

Yük. Müh. H. Oktar TİMUR

Tezin Fen Bilimleri Ens. Verildiği Tarih : 15. 5 1985

Tezin Savunulduğu Tarih : 22. 10. 1985

Doktorayı Yöneten Öğretim Üyesi : Doç. Dr. Derin ORHON

Diğer Jüri Üyeleri : Doç. Dr. İ. Ethem GÖNENÇ

Doç. Dr. Kriton Curi

EKİM 1985

V. G.
Yükseköğretim Kurulu
Dokümanleşme Merkezi

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	III
SUMMARY	IV
SEMBOLLER	XI
BÖLÜM 1- GİRİŞ	1
1.1. Çalışmanın önemi ve tanıtılması	1
1.2. Çalışmanın amacı ve kapsamı	4
BÖLÜM 2- NİTRİFİKASYON KONUSUNDA DAHA ÖNCE YAPILAN ÇALIŞMALARIN İNCELENMESİ	6
2.1. Nitrifikasyonun mikrobiyolojisi	6
2.2. Uçuculuk	8
2.3. Nitrifikasyon reaksiyonunun stokiometrisi	11
2.4. Nitrifikasyon reaksiyonu üzerine çevresel koşulların etkisi	13
2.5. İnhibisyon çalışmalarına genel bakış	20
2.6. İnhibisyona etki eden faktörler	20
BÖLÜM 3- BİYOFİLM KİNETİĞİ VE BİYOFİLM SİSTEMLERİ	22
3.1. Biyofilm teorisi	23
3.2. Biyofilm sistemleri	30
BÖLÜM 4- DÖNER DİSK SİSTEMLERİNDE NİTRİFİKASYON SÜRECİ İLE İLGİLİ EVVELCE YAPILMIŞ ÇALIŞMALAR	32
4.1. Düşük konsantrasyonda azot içeren atık suların döner disklerde nitrifikasyonu ile ilgili çalışmalar	32
4.2. Yüksek konsantrasyonda azot içeren atık suların döner disklerde nitrifikasyonu ile ilgili çalışmalar	39
BÖLÜM 5- DÖNER DİSKLERDE AZOT GİDERİLMESİNE KAVRAMSAL YAKLAŞIM	48
5.1. Biyofilm kabulleri	48
5.2. Oksijenin etkisinin giderilmesi	50
5.3. Biyofilm kalınlığı	50
5.4. Geçiş halleri	52
5.5. İnhibisyonun etkisi	57
BÖLÜM 6- DENEYSEL YAKLAŞIM	58
6.1. Kullanılan sistem ve özellikleri	58
6.2. Atıksuyun özellikleri	59
6.3. Ölçüm ve analizler	59
6.4. Çevresel koşullar	59
6.5. Deneylerin planlanması ve deney programı	60

	<u>Sayfa</u>
BÖLÜM 7. BULGULAR VE TARTIŞMA	63
7.1. Nitrifikasyon yeteneği	63
7.2. Reaksiyon mertebesi ve geçiş halleri	70
7.3. Hidrolik yükleme ve giriş konsantrasyonunun etkisi	73
7.4. İnhibisyon	76
7.5. Kademeli besleme	78
 BÖLÜM 8. SONUÇLAR	 80
KAYNAKLAR	81
TEŞEKKÜR	86
ÖZGEÇMİŞİ	87



Ö Z E T

Azotun çeşitli türlerinin yüzeysel sularda oluşturduğu olumsuz etkiler arasında, ikinci kademe olarak da tanımlanan oksijen ihtiyacı önemli bir yer tutmaktadır. Azotun sebep olduğu ötrofikasyon, zehirlilik v.b. gibi bitkiler ve hayvanlar üzerindeki kötü etkiler, azot türlerinin alıcı ortama deşarj edilmeden önce mutlaka yeterli bir oranda arıtılması gerektiğini ortaya çıkarmıştır. Azotun arıtılmasında konvansiyonel sistemlerin yüksek oranlarda verimlilik sağlayamaması biyolojik nitrifikasyon sürecini en önemli seçeneklerden biri olarak günümüze getirmiştir.

Bu çalışmada yüksek konsantrasyonda amonyak içeren atık suların döner diskler ile arıtılmasının incelenmesi yanı sıra, reaktöre yüksek konsantrasyonlarda amonyak beslemesi nedeni ile ortaya çıkabilecek olan amonyak ve/veya nitrit inhibisyonunun sınırlarını tesbit etmek olmuştur. Tesbit edilen bu inhibisyon sınırı reaktör kademeli olarak beslenmek suretiyle daha yukarı bir seviyeye çıkarılmıştır.

Birinci bölümde çalışmanın önemi vurgulanarak amaç ve kapsamı belirtilmiştir.

İkinci bölümde nitrifikasyon konusunda daha evvel yapılmış çalışmalar genel bir çerçeveye içerisinde ele alınmıştır. Bu bölümde amonyakın fiziksel ve kimyasal özellikleri dolayısıyla sahip olduğu uçuculuk üzerinde durulmuş ve bu hususun yüksek amonyak konsantrasyonda amonyak içeren atık suların nitrifikasyonunda önemli bir yeri olduğu vurgulanmıştır.

Üçüncü bölümde biyofilmin genel bir tanımlaması yapılarak, yüzeyde gelişen sistemlerin askıda gelişen sistemlere göre farklılıkları belirtilmiş ve giderim mekanizması hakkında bilgi verilmiştir.

Dördüncü bölümde döner disk sistemlerinde nitrifikasyon süreci ile ilgili daha evvel yapılmış çalışmalar iki bölüm halinde incelenmiştir. Düşük ve yüksek konsantrasyon tanımlı içinde birinci kısımda 85 mg/lt'ye kadar amonyak içeren atıksuların nitrifikasyonu, ikinci kısımda ise yüksek konsantrasyon olarak tanımladığımız 85 mg/lt'nin üzerinde amonyak içeren atıksuların nitrifikasyon sürecine etki eden parametreler incelenmiştir.

Beşinci bölümde döner disklerde azot giderilmesine kavramsal olarak yaklaşılmış ve sistem için yapılan biyofilm kalınlığının giderim hızı üzerinde etkili olduğu gösterilmeye çalışılmıştır.

Altıncı bölümde deneylerde kullanılan sistem belirtilerek deneylerde kullanılan atık suyun bileşimi de verilmiştir. Ayrıca çalışmalar sırasındaki çevresel koşullar belirtilerek ölçüm ve analizlerin nasıl yapıldığı açıklanmıştır.

Yedinci bölümde çalışmalar sonunda elde edilen bulgular ve tartışmalar yer almaktadır. Bu bölümde sistemin nitrifikasyon yeteneğinden bahsedilmiş ve giriş amonyak konsantrasyonunun artmasıyla sistemin nitrifikasyon yeteneğinin azaldığı bulunmuştur. Sistemde giderim hızı üzerinde etkili olan hidrolik yükleme ve amonyak yüklemesi ile giriş konsantrasyonunun sistemi nasıl etkilediğine ait bulgular ve tartışma bu bölümde yer almaktadır.

NITRIFICATION OF STRONG AMMONIA WASTES BY ROTATING DISCS

The Compounds of nitrogen play an important role in the life processes, therefore it is of a major interest to environment engineering. An examination of the nitrogen cycle reveals the vital function of nitrogen compounds in the growth of various life forms and their interrelations through the continuous conversions of nitrogenous compounds. The complexity of the interrelations between the nitrogen forms, also constitutes a critical balance in terms of their amounts in certain media and transformation rates. This balance has been threatened by pollution and its shift has lead to undesirable consequences. Entrophication, toxicity to aquatic life and men, oxygen depletion in water courses are amogn the important results of pollution caused by nitrogenous matter carrying wastes. As the amount of nitrogen compounds being discharged to natural waters, in creased due to both industrial activities and population expansions, treatment of such discharges beyond the levels provided by conventional treatment shemes has become necessary. Ammonia is the most commonly encountered form of the nitrogen compounds. It is also the end product of organic nitrogen through chemical and biological reaction. While ammonia is one of the easily digestible form by the microorganisms, it is quite toxic to higher organisms. Ammonia exerts oxygen demand through the biological oxidation to nitrate. Based one this biological oxidation, a process

termed nitrification is developed. Nitrification process is one of the most commonly applied method of the treatment of ammonia containing wastewaters.

In this study, the treatability of wastes that contain high concentrations of ammonia by the nitrification process carried out in the rotating biological contactors, is investigated. Within this context, ammonia and nitrite inhibitions which frequently occur in case of treatment of high concentrations, is also studied. Studies involve in experimental part in which a pilot scale rotating biological contactor is used. Study covers the modeling and prediction of ammonia removal, determination of the basic and operational parameters of the process and their limitations.

In the first chapter description of the problem of concern is outlined and the scope and purpose of the study is given. Scope of the study can be summarized as follows:

- 1- To investigate the nitrification of wastewaters containing ammonia concentrations in the range of 85-1000 mg/l $\text{NH}_3\text{-N}$ which is considered high concentrations of ammonia, within the fixed film growth and its kinetics. For this purpose to use a pilot scale RBC unit which is fed with the high concentrations of ammonia defined above, and to apply hydraulic loadings in the range $0.0022\text{-}0.0400 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-day}$. Assessment of the effect of hydraulic loading and influent

concentrations on the removal rate. To find out the effect of high ammonia concentrations on the nitrification process at various hydraulic loadings.

2- To assess the threshold concentrations for the ammonia and/or nitrite inhibition employing high ammonia loadings and to observe the effect of such inhibition on the system.

3- To investigate the applicability of ammonia concentrations higher than the inhibition thresholds by feeding the influent to different compartment of the reactor which are connected in series.

In the second chapter a review of literature concerning the subject is given. Chemical and physical characteristics of ammonia is studied. Volatility of ammonia and its importance for the high concentration ammonia containing wastewater nitrification is pointed out. Wastes that contain high concentrations of ammonia has a high pH and under these circumstances a part of ammonia can be lost to the atmosphere through volatilization. This will make it difficult to determine the net amount removed by the nitrification to account for the ammonia losses during the nitrification process a series of experiments are conducted. In these experiments the volatile part of ammonia of different concentrations and at different pH values are determined. In the nitrification process environmental factors, such as pH, temperature,

dissolved oxygen play an important role. These variables and their effects to the process are studied and optimum conditions for the experiments are chosen. Inhibition of ammonia and nitrite are also studied.

In the third chapter a general definition of the bio-film and mechanisms of biological removal within the biofilms are given and a comparison with the suspended culture is made. The theory of substrate removal theory is summarized and reaction and diffusion mechanisms are illustrated. The removal of substrates in fixed films are expressed for zero order, first order and half order reaction kinetics. A comparison of these reaction kinetics with the Monod expression is also made. Different modes of fixed film systems and their similarities and dissimilarities to biodisc system are briefly mentioned.

In the fourth chapter, literature concerning the nitrification process is reviewed in two parts. In the first part the treatment of the wastes containing ammonia concentrations of less than 85 mg/l is considered and pertinent literature is reviewed to find out the mechanisms involved. A discrepancy between the removal rates given in the literature is pointed out. Another point that merits to note that the high removal rates have been measured for the systems in which the substrate are synthetic wastewaters prepared in the laboratory.

In the second part the nitrification processes with high ammonia concentration are taken on and their characteristics are evaluated in terms of operational parameters such as ammonia loading, hydraulic loading, influent ammonia concentration.

In the fifth chapter the mechanisms of nitrogen removal in biodiscs are reviewed. The assumptions of uniformity of biofilm on the disc surface and completely mixed regime of reactor are discussed. The effect of biofilm thickness on the removal rate is pointed out. The theoretical basis of the transition between the zero, half and first order kinetics are considered and illustrated.

In the sixth chapter the characteristics of pilot scale biodisc reactor in which the experiments are carried out, are given. Biodisc reactor is a four-compartment tank whose total volume is 25 l. There are 5 discs in each compartment. Discs are all the same size with 30 cm diameter. Total surface area of discs is 2.84 m^2 . Total disc surface area to water volume ratio is $113 \text{ m}^2/\text{m}^3$. A synthetic wastewater is used in experiments. Environmental conditions in which the experiments are run are specified. Experimental procedures and methods are also explained.

In the seventh chapter results of the study are evaluated and discussed. The results can be summarized as follows.

Nitrification efficiency is decreasing with the increasing influent ammonia concentrations. Conversion provided by the nitrification is 1:1 up to 200 mg/l $\text{NH}_3\text{-N}$ and deviations are observed at higher concentrations.

Influent ammonia concentrations of up to 800 mg/l $\text{NH}_3\text{-N}$ could be treated with the efficiencies over 90 % at one day retention time by the RBC. Higher concentrations will require longer retention times for efficient treatment.

Dissolved oxygen concentration in the wastewater is found to be rate limiting at the high ammonia concentration feeding experiments.

Two factors of importance affecting the removal rate are hydraulic loading and influent concentration. Hydraulic loading is found to have a pronounced effect at low values and this effect diminishes after a certain value. Similarly the effect of influent ammonia concentration decreases with the increasing concentrations.

Biofilm thickness is decreasing through the compartments being maximum in the first compartment. This can be explained with the fact that ammonia concentration of the treated wastewater in the compartments is decreasing beginning with the first compartment. Each compartment has a completely mixed flow regime. Therefore, biofilm thickness can be considered as a function of influent concentration. Because of

the variation of the biofilm thickness the removal rate which is estimated employing the zero order model, is not a constant value but is rather a distribution. This can explain the different values for the removal rates encountered in the literature which has been attributed only to the use of wastewaters of different origine.

Inhibition of nitrification is occurred in the treatment of high ammonia concentration influent in the first and second compartments where the ammonia loading is $24.8 \text{ g/m}^2\text{-day}$. By dividing the influent line into two equal separate lines and feeding one line to the first and the other to the third compartment, the beginning of inhibition is observed at the loading of $28.0 \text{ g/m}^2\text{-day}$.

Above conclusions are presented in the eighth chapter

SEMBOLLER

A	Disk yüzey alanı, L^2
C	Konsantrasyon, ML^{-3}
C*	Sıvı kütlesi içindeki konsantrasyon, ML^{-3}
C_{N_0}	Amonyak giriş konsantrasyonu, ML^{-3}
C_N	Amonyak çıkış konsantrasyonu, ML^{-3}
C_{O_2}	Oksijen konsantrasyonu, ML^{-3}
D	Difüzyon katsayısı, L^2T^{-1}
D_n	Amonyanın difüzyon katsayısı, L^2T^{-1}
D_o	Oksijenin difüzyon katsayısı, L^2T^{-1}
S	Substrat konsantrasyon, ML^{-3}
N_o	Biyofilm içine akı, $ML^{-2}T^{-1}$
L	Biyofilm kalınlığı, M
L_o	Oksijeninin penetrasyon kalınlığı, L
L_n	Amonyanın penetrasyon kalınlığı, L
r_f	Hacımsal birim giderim hızı, $ML^{-3}T^{-1}$
r_a	Yüzeysel birim giderim hızı, $ML^{-2}T^{-1}$
k_s	Yarı doyumluk sabiti, ML^{-3}
k_{of}	Hacımsal giderim hız sabiti, $ML^{-3}T^{-1}$
k_{nf}	Amonyak giderim hız sabiti, $ML^{-3}T^{-1}$
k_1	1. mertebe reaksiyon hız sabiti, $M.T^{-1}$
$k_{1/2}$	1/2. mertebe reaksiyon hız sabiti, $M^{1/2}.L^{-1/2}.T^{-1}$
k_{o_a}	Sıfırıncı mertebe reaksiyon hızı sabiti, $ML^{-2}T^{-1}$
T	Sıcaklık, $^{\circ}C$
k_t	Sıcaklık sabiti, $^{\circ}C^{-1}$
θ	Sıcaklık düzeltme faktörü, —
V	Reaktör hacmi, L^3

Y	Dönüşüm oranı, —
β	Penetrasyon sabit, —
C_f	Konsantrasyon oranı, —
Σ	Uzunluk oranı,
Q	Atıksu debisi, $L^3 T^{-1}$
X	Mikroorganizma konsantrasyonu, ML^{-3}
μ	Mikroorganizma birim çoğalma hızı, T^{-1}
$\hat{\mu}$	Mikroorganizma maksimum çoğalma hızı, T^{-1}
α	Biyofilm sabiti, —
ε	Biyofilimde 1. mertebe verimliliği, —

BÖLÜM 1 - GİRİŞ

1.1. ÇALIŞMANIN ÖNEMİ VE TANITILMASI

Azotun yüzeysel sularda oluşturduğu olumsuz etkiler konusundaki klasik yaklaşım, azotun kendi başına oluşturduğu ve ikinci kademe olarak da tanımlanan oksijen ihtiyacıdır; Günümüzde bu klasik kriter önceliğini, azot ve fosfor gibi besi maddelerinin neden olduğu "Ötrofikasyon"a bırakmıştır. Bilindiği gibi yüzeysel su kaynaklarının (akarsu, göl v.b.) yaşlanması ötrofikasyon olarak tanımlanır. Bu tür su kaynaklar kalıcı değildirler ve büyük birer çökeltme havuzu gibi davranarak, organik ve inorganik kökenli çökeltilerle dolarlar. Azot ve fosfor içeren atıklar bu süreci alglerin üremesini teşvik ederek hızlandırırlar. Nitekim bu esasa bağlı olarak oluşan sorunlara içme suyu eldesi proseslerinde oldukça sık rastlanmaktadır (Izgaraların tıkanması, klorlama ve koagülasyon için kimyasal madde gereğinin artması v.b.). Yüzeysel sularda, fosfor alg bünyesinde depolanabildiğinden, azotun ötrofikasyonun gelişimini belirleyen etken olduğu öne sürülmüştür(1). Biyolojik üretkenliğe yönelik olarak yapılan araştırmalarda Wisconsin göllerinde 0,3 mg/lt inorganik azotun bile alg üremesi için yeterli olduğu saptanmıştır(2).

Birleşik Amerika'da yüzeysel sulara boşaltılan azotun % 46-79'nun kentsel ve tarımsal kullanımdan oluştuğu belirlenmiştir. Bu değer in % 33'lük kısmı evsel nitelikli kanalizasyondan, % 51'i tarımsal sulama ve hayvan yemleştiriciliği yapılan çiftliklerden, % 5'i de kentsel drenaj sularından oluşmaktadır(3). Başka bir incelemede, evsel atıklarda kişi başına 4-6 kg-Azot/yıl içerdiği öne sürülmüştür(4). Endüstriyel atıksu kaynaklarındaki azot içeriğinin İsveç ölçeğindeki bir taraması Tablo 1.1'de verilmiştir(5).

TABLO 1.1. İsveç'te Yıllık Endüstriyel Kaynaklı Azot Boşaltımının Dökümü

Kaynak	Azot Ton/Yıl	%
Orman ürünleri işleme endüstrisi	4000	39
Gübre endüstrisi	800	8
Diğer kimya endüstrileri	1700	
Madencilik, demir-çelik endüstrisi	2400	23
Tekstil ve deri endüstrisi	500	5
Gıda endüstrisi-	1000	9

İsveç'te ve B.Amerika'da global olarak yapılan incelemelerde yüzeysel sulara azot boşaltımının kaynaklara göre dağılımı Tablo 1.2'de verilmiştir(5).

Besin maddelerinin, ülkemiz bünyesinde oluşturduğu güncel sorunlara çarpıcı bir örnek olarak, İzmit Körfezi'nde İğsaş ve Yarımca gübre gibi gübre endüstrileri ağırlıklı olmak üzere, yoğun azot ve fosfor içeren atık suların boşaltımı sonucu, ötrofikasyon belirtisi olarak, "Dinoflagellat" türü mikroorganizmaların oluşturduğu kırmızı dalgalanmalar olayı verilebilir(6).

TABLO 1.2. İsveç ve B.Amerika'da Değişik Kaynaklardan Azot Taşınımı

Kaynak (İsveç)	Azot Ton/Yıl	%
Doğal kaynaklar	58000	44
Ormansal deşarj	2000	1
Tarımsal sulama	45000	34
Evsel atıklar	17000	13
Endüstriyel atıklar	10000	8
TOPLAM	132000	100

Kaynak (B.Amerika)	Azot Milyon (kg / Yıl)	Olağan Konsantrasyon (mg/lt)
Evsel Atıklar	500-730	18-20
Endüstriyel atıklar	>450	0-1000
Kırsal drenaj:		
Tarımsal alan	680-6800	1-70
Tarım dışı alan	180-860	0,1-0,5
Hayvancılık atıkları	>450	-
Kentsel drenaj	50-500	1-10
Yağmur	10-270	0,1-2,0

İnorganik azotu içeren temel mikrobiyolojik proses; amonyak, N₂, ve nitratın hücre sentezi için asimilasyonu, nitrat ve nitrifikasyon reaksiyonu ile disimilasyonu veya solunumu; amonyanın nitrifikasyon reaksiyonu ile hücre sentezi için enerji sağlamak üzere nitrit üzerinden nitrate yükseltgenmesidir(7).

Bu esaslar dahilinde azot çevrimi Şekil 1.1'de verilmiştir.

Azotun yüzeysel sularda oluşturduğu olumsuz etkiler arasında zehirlilik önemli bir yer tutmaktadır. Bu konuda aşağıdaki bağıntı verilmektedir(8).

$$T_C = a + \frac{NH_3-N(mg/lt)}{b} + \frac{Deterjan(mg/lt)}{c}$$

Bu denkleme dayanılarak yapılan deneysel çalışmalar sonucunda aşağıdaki ifade elde edilmiştir.

$$T_C = 0,74 + \frac{NH_3-N(mg/lt)}{46} + \frac{Deterjan(mg/lt)}{8}$$

Bu denklemde, 0,74 katsayısı metal ve benzeri zehirli maddeler gibi ölçülemeyen unsurlara bağlanmıştır. Örneğin, 0,5 mg/lt NH₃-N konsantrasyonunda dahi balıklar üzerinde olumsuz etkiler gözlenmiştir.

Bu yönde yapılan çalışmalarda, Haliç sularında evsel sular nedeniyle oluşan zehirliliğin % 60'nın NH₃-N konsantrasyonundan geldiği görülmüştür(9). Nitekim son yıllarda, amonyak içeren atıkların, birinci dereceden öncelikli atıklar grubunda değerlendirilmesi eğilimi ağırlık kazanmaktadır.

TABLO 1.3. Karbon ve Amonyak Oksidasyonu İlişkisi(10)

	Aritım Öncesi (mg/lt)	Aritım Sonrası (mg / lt)
Organik madde	250	25
Organik kökenli oksijen ihtiyacı	375	37
NH ₃ -N	25	20
NH ₃ -N kökenli oksijen ihtiyacı	112	90
Toplam oksijen ihtiyacı	487	127
NH ₃ -N kökenli oksijen ihtiyacı yüzdesi	22	71

Nitrifikasyon reaksiyonu son ürün olan nitratın içme sularında 45 mg/lt konsantrasyonundan yüksek bulunması özellikle 6 aylığa kadar olan çocuklarda "Methomoglobinemia"ya yol açmaktadır. Ayrıca yüksek nitrat konsantrasyonlarının çeşitli kanser türlerinin nedeni olduğuna yönelik bulgular saptanmıştır. Benzer sorunlar, hayvanların kalp damarlarında ve davranışlarında bozukluklar biçiminde gözlenmiştir. Özellikle nitratların sulara oluşturduğu nitrozamin bileşiklerinin kanser yapıcı niteliği kanıtlanmıştır. Ülkemizde de, T.S. 266 değeri alarak Dünya Sağlık Teşkilatı tarafından önerilen 45 mg/lt NO₃-N değeri içme suyu standartlarında üst limit sınırı kabul edilmiştir. Bu nedenle nitrifikasyonun meydana geldiği arıtım ünitelerinden çıkan suların, denitrifikasyona tabi tutularak son ürün olan N₂ gazına çevrilmelidir.

Yukardaki bulguların incelenmesi, azotun çeşitli türlerinin yüzeysel sulara kontrolsüz boşaltılması sonucunda önemli boyutlarda olumsuz etkileri olduğu ve ekolojik dengesizliklerin görüldüğü vurgulanmaktadır. Bu nedenle bilhassa yüksek konsantrasyondaki azotlu bileşiklerin özellikle noktasal kaynak bazında yüzeysel sulara boşaltılması öncesi kesinlikle arıtılması gerekmektedir.

Klasik teknoloji çerçevesinde, arıtma tekniklerine bakıldığında, ön arıtma ve klorlama ile azot yükünde ancak % 15-20 bir giderme sağlandığını(11) aktif çamur sistemlerinde ise arıtma veriminin % 20-50 dolaylarında kaldığı görülmektedir(12). Bu nedenle atık sulardan azot giderimi, tümüyle başlıbaşına bir kirleticisi olarak yorumlanmalı ve kendine özgü teknolojiler demeti göz önüne alınmalıdır.

1.2. ÇALIŞMANIN AMACI VE KAPSAMI

Bu çalışmanın ana amacı döner biyolojik diskler ile yüksek konsantrasyonda NH₃-N içeren endüstriyel atık suların arıtılmasının incelenip değerlendirilmesidir.

Bu inceleme sırasında nitrifikasyon olayı, bir model çerçevesinde ele alınmıştır. Amonyak yüklemesi ve hidrolik yükleme gibi giderim hızına etki eden faktörler bu çerçevede incelenmiştir. PH, sıcaklık çözünmüş oksijen konsantrasyonu gibi çevresel faktörlerin nitrifikasyon hızı üzerindeki etkisi incelenmediği için bunlar literatürde verilen optimum değerler arasında tutulmuştur. Çalışmanın yürütülmesi ve sonuçlandırılmasında elde edilen bilgiler pratik uygulanabilirlik bazına indirgenmeye çalışılmıştır. Ayrıca araştırmamızın diğer bir bölümü olan ve yüksek konsantrasyonda NH₃-N içeren endüstriyel atık suların arıtımında görülebilecek olan inihi

bisyon, sistem özel olarak yüksek amonyak ve hidrolik yüklemelerde beslenerek gözlenmiş ve inhibisyonun başlangıç sınırları belirtilmiştir. Bunun yanı sıra kademeli beslemenin sistem üzerindeki etkisinin ne olacağı incelenerek sonuçları tartışılmıştır.

Bu temel amaçlar çerçevesinde çalışma aşağıda gösterildiği şekildedir.

- 1- Yüksek amonyak konsantrasyonu olarak tanımlanan 85-800 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu arasında amonyak içeren atıksuların nitrifikasyonu ve biyofilm kinetiğinin uygulanması. Reaktör yukarda tanımlanan amonyak konsantrasyonları arasındaki çeşitli değerlerde ve 0,0022-0,0400 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ arasında değişen farklı hidrolik yüklemelerde beslenerek giriş konsantrasyonunun ve hidrolik yüklemenin giderim hızı üzerindeki etki ve nedenleri belirtilmeye çalışılmıştır. Ayrıca yüksek amonyak giriş konsantrasyonunun hidrolik yüklemeye bağlı olarak sistemin nitrifikasyon yeteneği üzerindeki etkisinin ne olacağı belirtilmiştir.
- 2- Amonyak yüklemesine bağlı olarak görülebilecek olan amonyak ve/veya nitrit inhibisyonu, reaktör yüksek amonyak yüklemelerinde çalıştırılarak inhibisyonun başlangıç sınırları belirtilmeye çalışılmıştır. Buna bağlı olarakta sistem üzerindeki etkileri incelenmiştir.
- 3- Sistem 1. bölmeye ilaveten 3. bölmenin başından da beslenerek kademeli bir besleme şekli uygulanmış ve bu şekildeki çalışma tarzıyla reaktörde görülen inhibisyon sınırının daha üst seviyelere çıkarılması mümkün olmuştur.

Döner disklerde yüksek konsantrasyonlarda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren suların nitrifikasyon sürecinin incelenmesinde mühendislik uygulamalarında kullanılacak ana parametrelerin geliştirilmesi deneysel verilere dayanan bir modelde amaçlanmıştır. Böyle bir reaktörün yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ atıklarının atılmasında reaktör türü seçenğinde mühendislik uygulamalarına yönelik araştırmalara ışık tutacağı inancındayım.

BÖLÜM 2 - NİTRİFİKASYON KONUSUNDA DAHA ÖNCE YAPILAN ÇALIŞMALARIN İNCELENMESİ

2.1. NİTRİFİKASYONUN MİKROBİYOLOJİSİ

Nitrifikasyonun iki ayrı grup mikroorganizma tarafından meydana getirildiği bilinmektedir. Amonyak genelde ototrofik nitrifikasyon bakterileri vasıtasıyla nitrit ve nitrata oksitlenir. Bu sebeple nitrifikasyon süreci iki kademeli bir süreçtir. Nitrifikasyonu meydana getiren iki cins mikroorganizma vardır.

- Amonyağı nitrite okside eden mikroorganizmalar,
- Nitriti nitrata okside eden mikroorganizmalar

Nitrifikasyonda, amonyak yukarıda bahsedilen ototrofik mikroorganizmalar vasıtasıyla son ürün olan nitrata kadar okside olurken, bu tip mikroorganizmalar hücre sentezi için enerjilerini karbon bileşiklerinin oksidasyonundan değil, amonyanın ve nitritin oksidasyonundan temin ederler. Karbon kaynağı olarak CO_2 , HCO_3^- , CO_3^{2-} gibi inorganik karbon kaynaklarını kullanırlar. Amonyağı nitrite okside edebilen 5 grup ve nitriti nitrata okside edebilen 2 grup mikroorganizma vardır(13). Ancak bunlar içinde en çok rastlanan türleri amonyağı nitride okside eden nitrosomonaslar ve nitriti nitrata okside eden nitrobakterlerdir.

Nitrifikasyon mikroorganizmalarının gelişme sabitleri

Monod(14) tarafından önerilen kinetik denklemler nitrifikasyon mikroorganizmalarının biyolojik gelişme kinetiklerinin tanımında da kullanılmıştır.

$$\mu = \bar{\mu} \frac{s}{K_s + s}$$

2.

Burada;

μ : Mikroorganizmaların birim çoğalma hızı, $gün^{-1}$

$\bar{\mu}$: Mikroorganizmaların maksimum birim çoğalma hızı, $gün^{-1}$

K_s : Yarı doygunluk sabiti, mg/l

s : Sübstrat konsantrasyonu, $mg-NH_3/l$

Nitrobakterlerin maksimum gelişme hızları, nitrosomonasların maksimum gelişme hızlarından büyük olduğundan ve her iki mikroorganizma grubu için K_s değeri 0,5-2 $mg-NH_3/l$ civarında olduğundan, denge şartları altında biyolojik arıtma sistemlerinde nitrit büyük miktarlarda birikmez. Bu sebepten nitrifikasyon mikroorganizmalarının gelişme hızları, amonyanın nitrite dönüşümü hızı kısıtlayıcı adım olarak ele alındığında denklem 2.1 ile ifade edilebilir(15)(16). Nitrifikasyon mikroorganizmalarından nitrosomonas ve nitrobakterlerin gelişme sabitleri aşağıda Tablo 2.1 ve 2.2 de verilmektedir. Ayrıca Tablo 2.3 de çeşitli sıcaklıklarda nitrifikasyon mikroorganizmalarının maksimum gelişme hızları ve Tablo 2.4'de çeşitli sıcaklıklarda nitrifikasyon mikroorganizmalarının yarı doygunluk sabitleri gösterilmektedir.

rilmiştir(17).

TABLO 2.1. Nitrosomonasların 20°C ta Gelişme Sabitleri

Dönüşüm Oranı $Y(\frac{grVSS}{gr.NH_3-N})$	Maksimum birim gelişme hızı μ (gün ⁻¹)	Yarı doygunluk sabit k_s (mg/lt)	Kaynak
0.04 - 0.13 ⁺	0,46-2.20	0.06-5.60 ⁺⁺	(17)
0.29*	-	0.30-1.30**	(17)
0.08	0.50	0.5-1.1	(18)
0.05	3.00	1.00	(19)
0.29	-	3.26	(19)
-	-	0.50	(20)

+Karışık kültürlerde deney

++Elek. alıcısı

*Saf kültürler. teorik

**Enerji subs.

TABLO 2.2. Nitrobakterlerin 20°C ta Gelişme Sabitleri

Dönüşüm Oranı $Y(\frac{grVSS}{gr.NO_2-N})$	Maksimum birim gelişme hızı μ (gün ⁻¹)	Yarı doygunluk sabit k_s (mg/lt)	Kaynak
0.02-0.07	0.28-1.44	0.06-8.40	(17)
0.084	-	0.25-1.30	(17)
0.030	0.80	1.00	(18)
0.020	7.20	2.10	(19)
0.084	-	0.70	(19)
-	-	0.30	(20)

TABLO 2.3. Çeşitli Sıcaklıklarda Nitrifikasyon Organizmalarının Maksimum Gelişme Hızları(17)

Organizma	μ (gün ⁻¹), °C								Çevre
	8	12	15	16	20	21	23	25	
Nitrosomonas		0.40				0.85			Aktif çamur
		0.34				0.65			Aktif çamur
				0.57					Aktif çamur
								0.17	Aktif çamur
							0.37		Aktif çamur
					0.71				Aktif çamur
			0.21		0.48			0.55	Sentetik
									nehir suyu
							1.08		Aktif çamur
									Aktif çamur
Nitrobakter	0.25				0.50				Sentetik
			0.28			0.34		0.53	nehir suyu
							1.44		Aktif çamur

TABLO 2.4. Çeşitli Sıcaklıklarda Nitrifikasyon Mikroorganizmalarının Yarı Doygunluk Sabitleri(17)

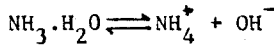
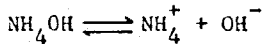
Organizma	k_s (mg/lc), °C						Çevre
	15	20	25	28	30	32	
<u>Nitrosomonas</u>	2.8	3.6	0.3 3.4				Aktif çamur
							Sentetik
	0.5-1.0	0.5-1.0					nehir suyu
			3.5				Warburg ana-
		1.0					liz
<u>Nitrobakter</u>		0.5					Laborat kül.
			0.2				Lab.kültür v
	0.7	1.1	0.7				Aktif çam.
							Lab.kültür
							Aktif çamur
							Sentetik ne-
							hir suyu
					6.0		Lab.kültür
				5.0			Lab.kültür
			5.0			8.4	Lab.kültür
		0.07					Lab.kültür

2.2. UÇUCULUK

Nitrifikasyonda önemli olan bir husus, amonyanın fiziksel ve kimyasal özellikleri dolayısıyla sahip olduğu uçuculuktur.

Aritma sistemlerinde çok rastlanan azot, element halinde inert bir gazdır ve arıtım bakış açısından incelendiğinde azot bileşikleri suda çözünür özelliktedir(5).

Amonyak çözelti içinde NH_4^+ (amonyum iyonu) ve iyonlaşmamış amonyak şeklinde mevcuttur ve aşağıdaki gibi ifade edilebilir.



Yukardaki denklemlerde de görüldüğü gibi bu bir denge reaksiyonudur. Burada NH_3 'e serbest amonyak veya iyonlaşmamış amonyak denmektedir (FA).

İster biyodisk sistemlerinde olsun ister aktif çamur sistemlerinde atıksu içinde mevcut olan amonyanın bir kısmı havalanmayla belli bir oranda uçmaktadır. Diğer taraftan bu uçuş miktarı, yukarıda gösterildiği gibi reaksiyon bir denge reaksiyonu olduğu için suyun PH, sıcaklık ve içerdigi amonyak konsantrasyonuna bağlı olarak değişir. İyonlaşmamış amonyak uçmaya karşı eğilimi olan amonyak demektir. PH ve sıcaklığın artmasıyla birlikte denge sola doğru kayar. Dolayısıyla ortamdaki serbest amonyak konsantrasyonu artar ve uçuculuk fazlalır. Amonyanın giderilmesinde kullanılan ancak korozyon, işletme masrafları vb. gibi çeşitli mahzurları olan ve sıyırma prosesinin esasını teşkil eden bu prensibin ilk bakışta biyolojik sistemlere uygulanabilirliği açısından da sakınca yarattığı görülebilir.

Çünkü nitrifikasyon belli bir PH ve sıcaklık aralığında meydana gelmektedir.

Çeşitli araştırmacılar tarafından yapılan deneysel çalışmalar sonunda sulu çözeltide serbest amonyak konsantrasyonunun PH, sıcaklık ve konsantrasyona bağlı olarak aşağıdaki formülle hesaplanabileceği ortaya konulmuştur(21).

$$\text{Serbest } \text{NH}_3\text{-N(mg/lt)} = \frac{17}{14} \times \frac{\text{NH}_3\text{-N(mg/lt)} \times 10^{\text{PH}}}{\frac{k_b}{k_w} + 10^{\text{PH}}} \quad 2.2$$

Burada;

kb: Amonyakın baz sabiti: $1,8 \cdot 10^{-5}$ mol/lt

kw: Suyun iyonizasyon sabiti: 10^{-14} mol/lt

Bu denklem düzenlenirse,

$$\text{Serbest } \text{NH}_3\text{-N(mg/lt)} = \frac{17}{14} \times \frac{\text{NH}_3\text{-N(mg/lt)} \times 10^{\text{PH}}}{e^{6344/273+0^\circ\text{C}} + 10^{\text{PH}}} \quad 2.3$$

elde edilir.

Sürekli yapılan çalışmalarda herhangi bir amonyak çözeltisi içinde mevcut olan iyonlaşmamış amonyak miktarını hesaplamakta güç olan bu hesaplama şekliinden kurtulmak için denklem (2.2) den faydalanarak ve sıcaklığı 20°C ta sabit kabul ederek; toplam amonyak konsantrasyonu ve PH arasında bir grafik düzenlenmiştir. A.C.Anthonisen ve arkadaşları(21) tarafından verilen grafik Şekil 2.1'de verilmiştir.

Diğer taraftan uçuculukla ilgisi olmamasına karşın nitrifikasyonun inhibisyonu üzerinde önemli bir etkisi olan ve düşük PH'larda meydana gelen serbest nitroz asidinin (FNA) stokiometrik olarak hesaplanmasında bir formül geliştirilmiştir(21).

$$\text{Serbest Nitroz asidi (mg/lt)} = \frac{46}{14} \times \frac{\text{NO}_2\text{-N(mg/lt)}}{K_a \times 10^{\text{PH}}} \quad 2.4$$

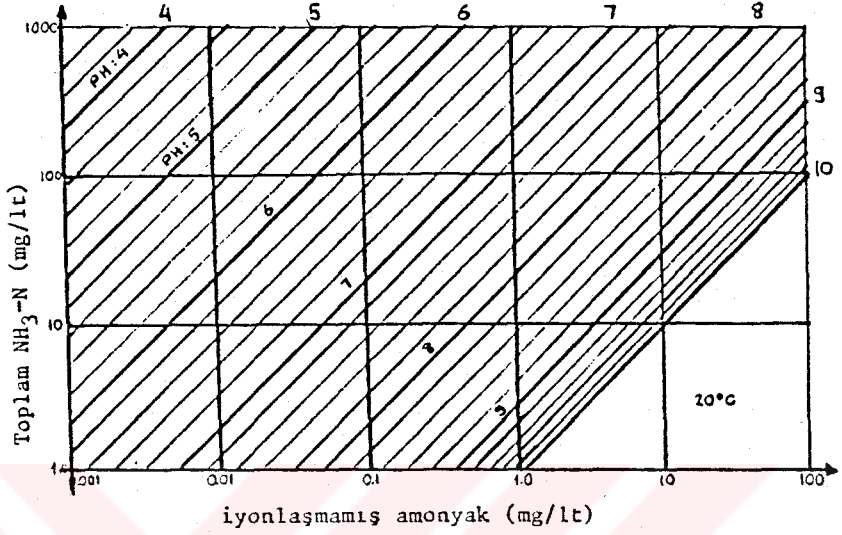
Burada,

K_a : HNO_2 nin iyonizasyon sabiti'dir.

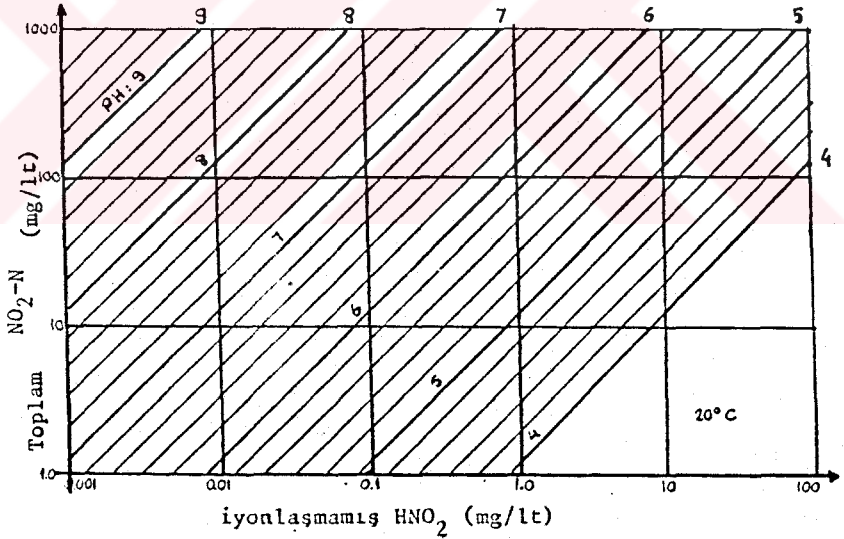
K_a sıcaklığa bağlıdır ve $K_a = e^{(-2.300/273+0^\circ\text{C})}$

ifadesi ile verilmektedir.

Yine FNA nın kolayca hesaplanabilmesi için sıcaklığı 20°C ta sabit kabul edilip PH ve FNA arasında bir grafik çizilmiştir(21). Bu grafik Şekil 2.2'de verilmiştir.



ŞEKİL 2.1. İyonlaşmamış amonyakı hesaplama şekli

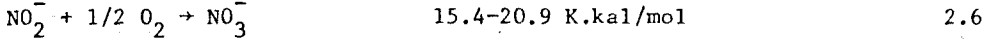
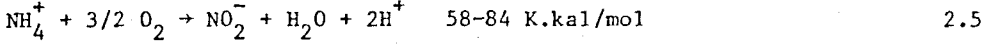


ŞEKİL 2.2. İyonlaşmamış HNO_2 hesaplama şekli

Yüksek konsantrasyonda amonyak içeren atık suların nitrifikasyonu üzeri de çalışıldığında, ortamdan havalanmayla uçabilecek olan amonyak miktar fazla olacağından bu miktarın bilinmesinde yarar vardır. Aksi takdirde hangi sistem kullanılırsa kullanılsın elde edilen giderim hızlarında uçulduğun sebep olduğu sapmalara rastlanacak ve yüksek giderim hızları elde edilecektir.

2.3. NİTRİFİKASYON REAKSİYONUNUN STOKİOMETRİSİ

Nitrifikasyon reaksiyonunda oksijen elektron alıcı olarak vazife görür. Nitrifikasyon reaksiyonu 2 kademeli bir prosestir. İlk kademede amonyak, amonyağı okside eden mikroorganizmalar yardımıyla $\text{NO}_2\text{-N}$ ye, ikinci kademede de nitriti okside eden mikroorganizmalar yardımıyla $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e okside olur.



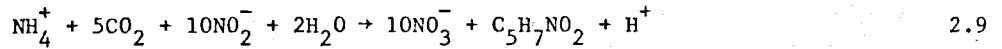
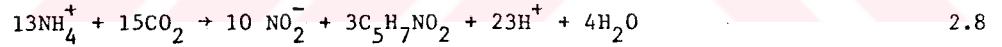
Tüm reaksiyon



Tüm reaksiyon için gerekli oksijen miktarı stokiometrik olarak oksitlenen mg $\text{NH}_3\text{-N}$ başına 4.57 mg O_2 dir. Bu miktar birinci kademe için 3.43 mg O_2 ve ikinci kademe için 1.14 mg O_2 dir.

Ancak proseste bir miktarda oksijen üretilmektedir. Wezernak and Gannon(47) tarafından yapılan deneysel çalışmalarda mg $\text{NH}_3\text{-N}$ 'i, $\text{NO}_2\text{-N}$ 'e okside edebilmek için 3.22 ve mg $\text{NO}_2\text{-N}$ 'i, $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e okside edebilmek için 1,11 mg O_2 ihtiyaç olduğunu belirtmişlerdir. Toplam olarak ise 4.33 mg oksijene ihtiyaç vardır.

Ototrofik mikroorganizmaların hücre yapısını $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$ amprik formülüyle gösterilebileceğini kabul ederek nitrifikasyon mikroorganizmaları için sentez reaksiyonları şu şekilde yazılabilir.



Hücre sentezi için kullanılan inorganik karbon, aynı zamanda denklem 2.5, 2.8 ve 2.9'da görüldüğü gibi ortaya çıkan asiditenin nötralleştirilmesi için de harcanmaktadır.

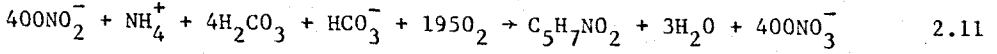
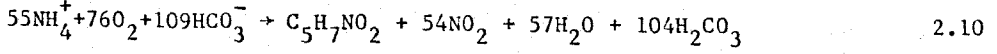
Yüzeyde çoğalma sistemlerinde olduğu kadar, askıda gelişme sistemlerinde de nitrate oksitlenen mg $\text{NH}_3\text{-N}$ başına 6.0-7.4 mgr alkalinite gerekli olduğu yapılan çalışmalarda bulunmuştur(23,24,25,26,27,28). Tablo 2.5'de bu değerler görülmektedir.

TABLO 2.5. Birim Amonyak İçin Gerekli Alkalinite Miktarı

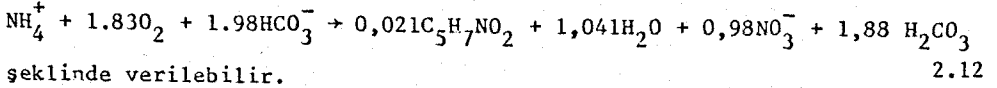
Sistem	mg alkalinite*	Kaynak
	Okside edilen mg NH ₃ -N	
Askıda Gelişme	6.4	(23)
Askıda Gelişme	6.0	(24)
Askıda Gelişme	7.1	(25)
Yüzeyde Çoğalma	6.5	(26)
Yüzeyde Çoğalma	6.3-7.4	(27)
Yüzeyde Çoğalma	7.3	(28)

* CaCO_3 olarak.

Enerji reaksiyonları (Denklem 2.5 ve 2.6) ile organizma sentezi için sentez reaksiyonları (Denklem 2.8 ve 2.9) birleştirilerek tüm sentez-oksidasyon eşitlikleri denklem 2.10 ve 2.11 de görülebilir.



(2.10) ve (2.11) denklemlerini kullanarak tüm reaksiyon,



Nitrite okside edilen mg $\text{NH}_3\text{-N}$ başına ortaya çıkan serbest enerji, NO_3^- 'e okside edilen mg NO_2^- başına ortaya çıkan serbest enerjiden daha fazladır (Denklem 2.5, 2.6). Bu sebepten nitrosomonasların dönüşüm oranı, nitrobakterlerin dönüşüm oranından daha fazladır. Deneysel olarak yapılan çalışmalarda(14) bu değerler nitrosomonaslar için 0,04-0,13 grVSS/gr $\text{NH}_3\text{-N}$ ve nitrobakterler için ise 0,02-0,07 grVSS/gr $\text{NO}_2\text{-N}$ dir. Termodinamik teoriye dayanan değerlere göre ise bu sırasıyla nitrosomonas ve nitrobakter için 0,29 ve 0,084 dir.

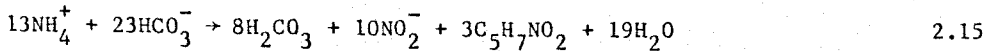
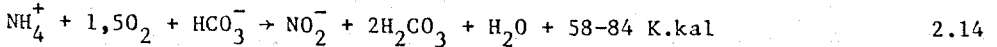
İnorganik karbon kaynağı olarak kullanılan CO_2 'in sudaki çözünürlüğü çok fazladır. Karbonik asit-bikarbonat dengesi denklem 2.13'e göre yürür.



veya

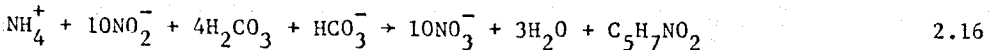


2.5, 2.8 ve 2.9 no.lu denklemlere göre reaksiyonlarda üretilen serbest asit (H^+), 2.13 no.lu eşitlikle birleştirilerek yazılacak olursa amonyagi okside eden mikroorganizmaların oksidasyon ve sentez reaksiyonları için



elde edilirken

nitriti okside eden mikroorganizmaların sentez reaksiyonları için



denklemini elde edilir.

Yukarıda da bahsedildiği 2.14 no.lu denkleme göre üretilen enerji 2.15 no.lu reaksiyonda kullanılmaktadır. Bu iki denklem tüm oksidasyon-sentéz reaksiyonunu ifade etmek için, eğer amonyagin oksidasyonu için dönüşüm oranı biliniyorsa birleştirilebilir. Aynı şeyler denklem 2.6 ve 2.16 içinde söylenebilir(17).

2.4. NİTRİFİKASYON REAKSİYONU ÜZERİNE ÇEVRESEL KOŞULLARIN ETKİSİ

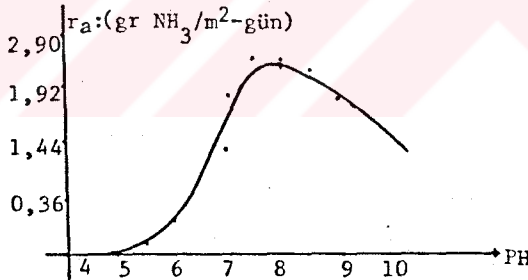
PH, sıcaklık, çözünmüş oksijen konsantrasyonu gibi çeşitli çevresel faktörler nitrifikasyon verimi üzerinde etkili olurlar.

PH Etkisi

PH etkileri için uzun ve kısa vadeler arasında bir ayırım yapmak uygundur. Bu her iki etki PH'nın kısa bir sürede (saatlik, günlük) veya uzun bir sürede (aylık, yıllık) değişimi sebebiyle önemlidir. PH'nın bağlı olduğu bütün incelemeler kısa vadede yapılmıştır.

Nitrifikasyon için optimum PH:8.0-9.0 arasındadır. Nitrifikasyon yapan bakteriler PH<6 ve PH>10 da etkili değildirler(18). Ødegard'a göre nitrifikasyon için optimum PH:8 civarındadır. Fakat nitrifikasyon PH:6,5-9,5 sınırları arasında da yapılabilir. En uygun koşullar PH:7.0-8.3 arasındadır(30). Tam bir nitrifikasyonun olabilmesi için PH oldukça önemlidir. Calvin P.C.Poon ve arkadaşlarının(31) pilot ölçekteki bir biyodisk ünitesinde yaptıkları nitrifikasyon çalışmasında tam bir nitrifikasyon için PH:8,5 ta gerekli hidrolik beketme süresi 1,5 saat'tan, PH:6,5 ta bu süre 7.0 saat'a kadar çıkmıştır.

PH'nın nitrifikasyon hızı üzerindeki etkisi W.A.Pretorius(32) tarafından Şekil 2.3'de gösterildiği gibi bir grafik ile belirtilmiştir. Laboratuvar ölçeğinde bir döner disk sistemi üzerinde yapılan bu çalışmada görülmektedir ki maksimum giderim hızları PH:7-9 arasında elde edilmiştir. Bu çalışmalar sırasında sistem 60 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonu ile beslenmiştir.



ŞEKİL 2.3. PH'nın nitrifikasyon hızı üzerindeki etkisi

Poduska ve Andrews(29), genel olarak PH'nın azalmasının nitroz asidinin artmasına yol açacağını belirtmişlerdir.

PH'nın optimum sınırları 7.5-8'dir, fakat PH:6,5 ta da nitrifikasyon olmaktadır(33).

μ üzerinde, PH değerinin 7.2'nin aşağısındaki etkisinin ifadesi

$$\mu_{\text{PH}} = \mu(7.2) [1 - 0,833(7.2 - \text{PH})]$$

şeklinde verilmektedir(34).

PH=7.2-8.0 sınırları arasında μ sabit olarak alınır.

B.Sharma ve R.C.Ahlert(17) nitrifikasyon üzerinde PH'nın etkisini bir tablo halinde vermişlerdir.

TABLO 2.6. Nitrifikasyon Üzerine PH'nın Etkisi(17)

PH	Inhibisyon Derecesi	Gözlem Çevresi	Referans
8.5.-8.8	Optimum	Saf Nitrosomonas	Metcalf and Eddy, 1973
7.9	% 50		
9.3	% 50		
6.7-8.0	Optimum	Saf Kültür test-tübü	Barritt (1933)
5.5	% 100		
9.2	% 100		
8.0-8.5	Optimum	Saf Nitrosomonas	Buswell ve ark. (1954)
7.2-8.2	Optimum	Saf Nitrobakter	Lees (1954)
7.2-9.2	Optimum	Saf Nitrosomonas	Engel and Alexander (1958)
6.2	% 50		
9.6	% 50		
7.5-8.0	Optimum	Saf Nitrosomonas	Loveless and Painter (196)
7.0-8.0	Optimum	Batık filtreler	Havg and McCarty (1972)
6.1	% 50		
7.45	Optimum	Deniz nitrifikasyon filtreleri	Srna and Baggaley (1975)
8.0	Optimum	Perkolasyon filtresi	Forster (1974)
5.9	% 50	Lab skalası	
8.0-8.8	Optimum	Kesikli Aktif Çamur	Metcalf and Eddy (1973)
7.1	% 50	Lab. çalışması	
9.8	% 50		

Bu tablonun incelenmesinden görülmektedir ki, nitrifikasyon için optimum PH değeri PH:7.7-8.5 arasındadır. % 50 inhibisyon için ise minimum PH değeri 6.5 ve maksimum PH değeri 9.4 dir

Sıcaklığın Etkisi

Mikroorganizmalar, sıcaklıktaki değişmeye reaksiyon hızındaki değişimle cevap verir. Kısa dönemde sıcaklığa olan bağımlılık ile uzun dönemde sıcaklığa olan bağımlılık arasında ayırım yapmak önemlidir. Kısa dönem bağımlılığı, reaksiyon hızının değişimine organizmaların mevcut olan kabiliyetini yansıtır. Uzun dönemde sıcaklık bağımlılığı ise, orijinal olarak mevcut organizmaların adaptasyonu ile yeni sıcaklık şartlarıyla oluşan organizmaların bir bileşimidir.

Matematiksel olarak sıcaklığa olan bağımlılık aşağıdaki üstel ifadeyle verilmektedir.

$$\mu_t = \mu_{20^\circ\text{C}} \cdot 10^{k_t(t-20)}$$

2.18

bu ifade,

$$\bar{\mu}_t = \bar{\mu}_{20^{\circ}\text{C}} \cdot \theta^{(t-20)}$$

2.19

şeklinde de yazılabilir.

Burada;

$\bar{\mu}$: Mikroorganizmaların maksimum birim çoğalma hızı (gün^{-1})

k_t : Sıcaklık sabiti ($^{\circ}\text{C}^{-1}$)

θ : Sıcaklık düzeltme faktörü'dür.

Bu ifade sadece organizmaların minimum sıcaklık sınırından 30-35 $^{\circ}\text{C}$ kadar olan üst sıcaklık sınırları için geçerlidir ki, bu sıcaklıkların üzerinde sıcaklık etkisi nedeniyle mikroorganizmalar ölürler.

Uzun dönemde sıcaklığa olan bağımlılık pratik amaçlar için çok önemlidir.

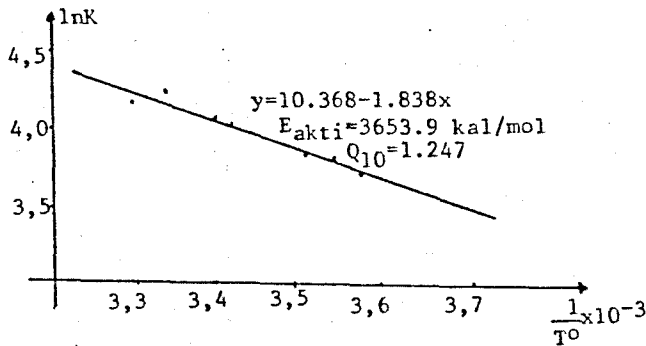
Tablo 2.7'de uzun dönemde sıcaklık sabiti k_t ve θ nın nitrifikasyon prosesleri için değerleri verilmiştir(18).

TABLO 2.7. Uzun Dönemde Nitriye Organizmalar İçin Sıcaklık Sabiti(18)

Proses	$k_t (^{\circ}\text{C}^{-1})$	θ	Sıcaklık Sınırı
Nitrifikasyon			
Askıda gelişme	0,05	1,12	5-20
Yüzeyde çoğalma	0,03	1,08	5-25

W.A.Pretorius(32) laboratuvar ölçeğindeki bir biyodisk sisteminde yaptığı çalışmada, çalışma sıcaklığını 5-30 $^{\circ}\text{C}$ arasında değiştirerek sıcaklıkla nitrifikasyon hızının değişimini incelemiştir.

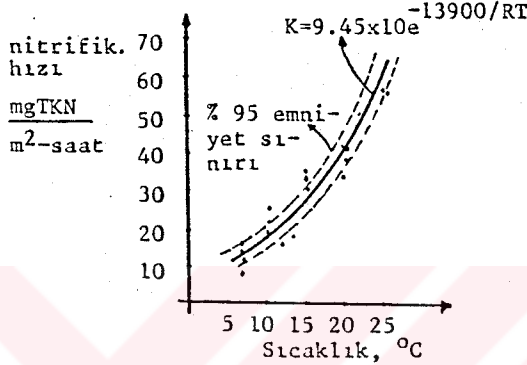
Şekil 2.4'te sıcaklıkla nitrifikasyon hızının değişiminde Arrhenius eğrisinin değişimi görülmektedir.



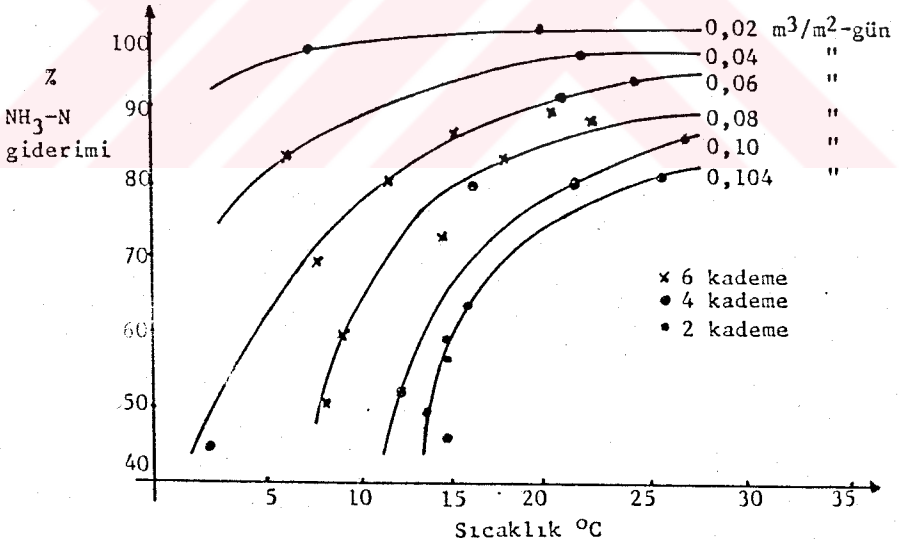
ŞEKİL 2.4. Sıcaklıkla nitrifikasyon hızının değişiminde Arrhenius eğrisinin değişimi

Pretorius(32) kendi biyodisk sistemi için $Q_{10}=(\bar{\mu}_{20}/\bar{\mu}_{10})=1,25$ olarak bulmuştur. Keza sıcaklığın nitrifikasyon hızı ve verimliliği üzerinde kuvvet-

li bir tesiri olduğu ve reaksiyon hız ifadesinin sıcaklığa bağılı olarak Arrhenius ifadesi ile belirtilebileceğı çeşitli araştırmacılar tarafından belirtilmiştir(36)(38). Bu araştırmacılar laboratuvar ölçeğindeki döner disk ünitelerinde yaptıkları çalışmalarda Şekil 2.5 ve 2.6 da gösterildiği gibi sıcaklığın nitrifikasyon hızı üzerindeki etkisini grafiklerle göstermişlerdir.



ŞEKİL 2.5. Sıcaklığın nitrifikasyon hızı üzerindeki etkisi(36)



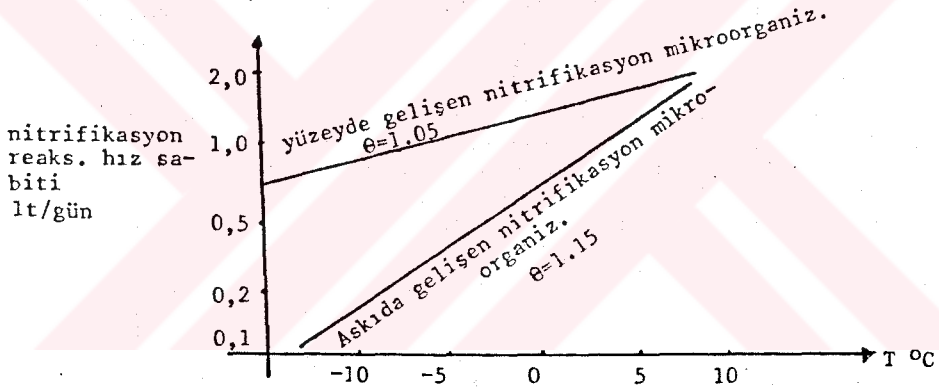
ŞEKİL 2.6. Amonyak azotu giderimi üstünde sıcaklığın etkisi(38)

Nitrifikasyon için optimum sıcaklık 28-36°C olarak bulunmuştur(30). Oysa evsel atıksu arıtma tesisleri bu sıcaklıkta nadiren çalışırlar. Antonie'ye göre nitrifikasyon hızı 15°C üzerinde sabittir, fakat sıcaklığın 15°C in altına düşmesiyle bu reaksiyon hızı azalır. Nitrifikasyon reaksiyonu 30°C kadar Van't-Hoff-Arrhenius kanununu takip eder(46). Bu yüzden nitrifikasyon sıcak mevsimlerde veya şartlarda daha iyi bir şekilde ilerler. Nitrifikasyon yapan bakterilerin büyümeleri için optimum sıcaklığın

28-36°C arasında olması gerektiği belirtilmekle birlikte, nitriti okside eden organizmalar için bunun 42°C kadar olabileceği belirtilmiştir(46).

Saf kültür halindeki nitrosomonaslar için termal ölüm noktası 54-58°C arasında olduğu bulunmuştur. 4°C altında ise nitrifikasyon mikroorganizmalarının gelişmesi hiç yoktur veya çok azdır. Çözünmüş oksijen, PH vb. uygun aralıktaki parametreler arıtma tesislerinin kontrolünde direkt olarak kullanılabilir. Sıcaklık, nitrifikasyon hızı üzerinde oldukça etkili olmasına rağmen işletme açısından kontrolü en güç olanıdır. Kuzey iklimlerinde kışın tam (yeterli) bir nitrifikasyon için gerekli olan bekletme süresi yaz ayları için lazım olandan önemli ölçüde fazladır. Böyle durumlarda aşağıdaki şekillerde çalışmak mümkündür. (I) Değişebilir tank kapasitesi(46), (II) Kış şartlarına göre sistem tasarımı; (III) Ekonomiklik sebebiyle sistemin sadece yazın çalıştırılması(17).

Düşük sıcaklıklarda sabit film biyolojik reaktörlerin, askıda gelişme biyolojik reaktörlerine nazaran daha efektif olduğu belirtilmiştir(35). Şekil 2.7'de yüzeyde ve askıda gelişen nitrifikasyon mikroorganizmalarının sıcaklığa bağımlılığı görülmektedir.



ŞEKİL 2.7. Yüzeyde ve askıda gelişen nitrifikasyon mikroorganizmalarının sıcaklığa bağımlılığı

Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonunun Etkisi

Oksijen, nitrifikasyon yapan mikroorganizmalar tarafından oksidasyon reaksiyonunda kullanılır. Çözünmüş oksijen konsantrasyonu nitrifikasyonun verimliliği üzerinde etkili olur. Bu bir Monod bağıntısı ile tarif edilebilir.

$$\mu = \bar{\mu} \frac{C_{O_2}}{K_o + C_{O_2}}$$

2.20

Burada;

μ = Mikroorganizmaların birim çoğalma hızı (gün⁻¹)

$\bar{\mu}$ = Mikroorganizmaların maksimum birim çoğalma hızı (gün⁻¹)

C_{O_2} = Oksijen konsantrasyonu (mg/lt)

k_o = Oksijen için yarı doyumluk sabiti (mg/lt)

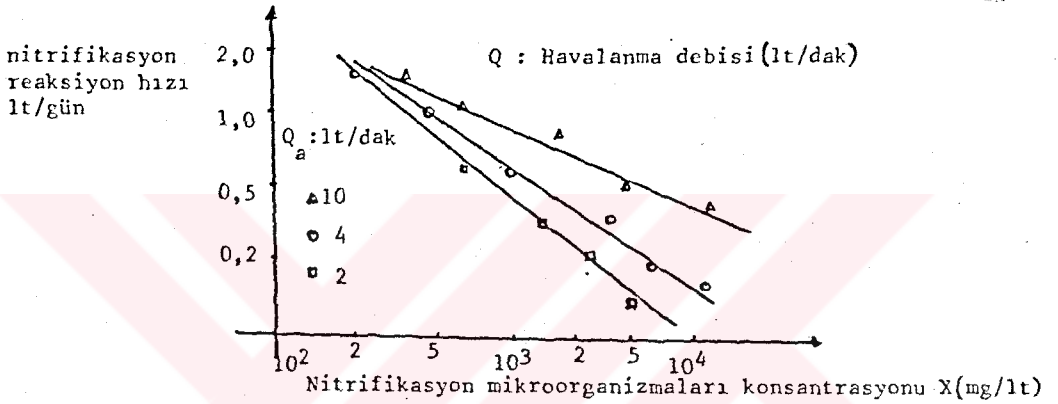
Doygunluk sabiti takriben 1 mg O_2 /lt lik bir değer sahiptir(18). Bu çözülmüş oksijen için doyumluk sabiti (k_o), k_y (hız sabiti) değerine nazaran daha az incelenmiştir. Elde edilen değerler ise 0,3-0,5 mg/lt den 1,3 mg/lt'ye kadar değişmektedir(33). Nitrifikasyona çalışan arıtım tesislerinde oksijen limitasyonundan kaçınmak için oksijen konsantrasyonunun 3-4 mg/lt'de tutulması gerektiği belirtilmiştir(39). Denklem 2-20 ye göre nitrifikasyon düşük oksijen seviyelerinde bile meydana gelecektir ki, bu pratikteki arıtma tesislerinde çok iyi bilinen bir sonuçtur. Düşük oksijen konsantrasyonu, düşük oksitleme kapasitesini gösterir ve değişen azot yükleme şartları altında düşük nitrifikasyon verimine sebep olur. Literatürde her ne kadar aktif çamur tesislerinde düşük oksijen konsantrasyonlarında da (0,5 mg/lt'den az) nitrifikasyonun olabileceği belirtilmişse de çözülmüş oksijen konsantrasyonunun 2 mg/lt'ye kadar yükseltilmesi ile nitrifikasyon hızında muayyen bir iyileşme olduğu bulunmuştur. Ç.O. konsantrasyonu 2 mg/lt'den 8 mg/lt'ye yükseltilmesiyle de nitrifikasyon hızında önemli bir artış olmamıştır(32). Bunun tersine olarak gaz fazdaki oksijen konsantrasyonu arttığı zaman birim giderme oranı önemli ölçüde artmıştır.

Döner disk ünitelerinde havadaki oksijen konsantrasyonu % 21'den % 50'ye çıkarıldığı zaman nitrifikasyon hızında iki misli bir artış olmuştur(32). Ancak nitrifikasyon hızındaki bu artış, çıkış suyundaki çözülmüş oksijen konsantrasyonunda önemli bir artışa sebep olmamıştır. Aşağıda Tablo 2.7'-de çözülmüş oksijen konsantrasyonunun nitrifikasyon üzerindeki etkisi görülmektedir(17).

TABLO 2.7. Çözülmüş Oksijen Konsantrasyonunun Etkisi(17)

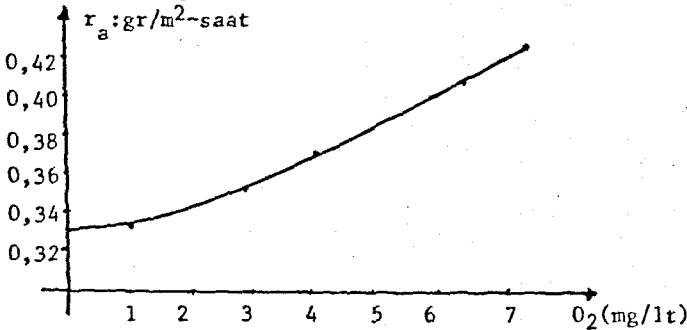
Ç.O.Konsantrasyonu mg/lt	G ö z l e m	Çevre/Gözlem Metodu	Kaynaklar
2	Nitrosomonasların gelişmesi için limit	10 lt kesikli kültür	Knowles, Downing and Barrett (1965)
4	Nitrobakter gelişmesi için limit	10 lt kesikli kültür	
2,4,8	Nitrifikasyon derecesi aynı	Küçük ölçekte tesis	British Ministry of Technology (1965; Cited in Painter, 1970)
3	Limit	Aktif Çamur	Downing and Knowles (1966; cited in Eckenfelder 1967a)
0.5-0.7	Kritik	Aktif Çamur	Downing, Boon and Bayley, (1962, cited in Huang 1973)
1	Limit	Pilot tesis (Aktif Çamur)	Metcalf and Eddy (1973)
0.6-0.7	Limit	Perkolas.Filt.Forster	(1974)
60 kadar	İnhibisyon yok	Batık filtre	Hauf and McCarty (1972)

Nitrifikasyon hızının, nitrifikasyon mikroorganizmalarının konsantrasyonu ve havalanma hızının bir fonksiyonu olduğu belirtilmiştir. Sabit bir biyokitle konsantrasyonunda, havalanma hızının artmasıyla, çözünmüş oksijen konsantrasyonu artar ve ortalama flok büyüklüğü azalır. Sabit bir havalanmada flokülasyon hızı ve ortalama flok büyüklüğünün biyokitle konsantrasyonunun artmasıyla arttığı görülmüştür. Bu sebepten biyokitlenin aktif olmayan kısmı, havalanma hızı azaldıkça artacaktır. Şekil 2.8'de nitrifikasyon mikroorganizmalarının konsantrasyonu, havalanma hızı ve nitrifikasyon hızı arasındaki ilişki gösterilmiştir(35). Çalışma laboratuvar ölçeğindeki bir biyodisk sisteminde yapılmıştır.



ŞEKİL 2.8. Havalanma hızı ve nitrifikasyon mikroorganizmaları konsantrasyonu arasındaki ilişki

Y.Watanabe ve arkadaşlarının(40) yaptıkları diğer bir çalışmada ise çözünmüş oksijen konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisi aşağıda Şekil 2.9'da verilmiştir.



ŞEKİL 2.9. Suyun çözünmüş oksijen konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisi

Şekil 2.8 ve 2.9'un incelenmesinden görülmektedir ki havalanma ve dolayısıyla ortamdaki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun artması giderim hızı üzerinde önemli derecede etkili olmakta ve giderim hızı artmaktadır.

2.5. İNHİBİSYON ÇALIŞMALARINA GENEL BAKIŞ

Genel anlamda bir reaksiyonun oluşumu veya oluşum hızı herhangi bir etkiyle engellenirse bu engelleme olayına inhibisyon engelleyici etkiye de inhibitör adı verilmektedir. Reaksiyonun oluşumunda etkili olan PH, sıcaklık, çözünmüş oksijen konsantrasyonu v.b. fiziksel, kimyasal ve çevresel parametreler inhibitör tanımı çerçevesinde incelenebileceği gibi reaksiyon üzerine herhangi bir şekilde etkili olabilen maddeler de (örneğin: Zehirli maddeler, metaller) aynı şekilde tanımlanabilir. Bu çalışmada engelleme karşılığı olarak inhibisyon, engelleyici karşılığı olarak da inhibitör dayimleri kullanılmıştır. Biyokimyasal reaksiyonların inhibisyonunda en çok karşılaşılan durum, bu reaksiyonların oluşmasını sağlayan enzimlerin aktivitelerinin inhibitörlerce düşürülmesidir(22). Mikroorganizmalar arasındaki inhibitör karşılıklılar dolayısıyla her tür mikroorganizmanın belli bir inhibitör karşısındaki davranışı farklı olmaktadır. Örneğin, belirli bir tür inhibitör bazı türlerin yaşamlarını tamamen durdururken, diğer türler üzerinde pek az etki etmekte veya hiç etki etmemektedir. Bundan başka mikroorganizmaların inhibitörler karşısındaki davranışı inhibitör konsantrasyonuna bağlı olduğu gibi, inhibisyon derecesi besi maddesi konsantrasyonu ile de etkilenmektedir.

Nitrifikasyona çalışan biyolojik sistemler mineralizasyona çalışan sistemlere nazaran çeşitli faktörlerin etkisiyle inhibe olmaya karşı daha duyarlıdırlar.

2.6. İNHİBİSYONA ETKİ EDEN FAKTÖRLER

Diskler üzerinde gelişen ve karışım halinde bulunan nitrosomonas ve nitrobakterlerden, nitrobakterler amonyaka karşı daha hassastırlar ve kolaylıkla etkilenirler. Nitrosomonaslar ise kendi ürünleri olan $\text{NO}_2\text{-N}$ den daha ziyade yüksek konsantrasyonlarda etkilenirler(21). Yüksek hidrolik veya amonyak yüklemelerinde nitrobakterler $\text{NH}_3\text{-N}$ den etkilenerek $\text{NO}_2\text{-N}$ 'nin $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e oksidasyonu yavaşlar veya durur. Sistemde $\text{NO}_2\text{-N}$ birikimi başlar ve belli bir konsantrasyondan sonra nitrosomonaslar nitritten etkilenerek $\text{NH}_3\text{-N}$ 'nin $\text{NO}_3\text{-N}$ 'ye oksidasyonu durur. Sistemde $\text{NO}_2\text{-N}$ birikimi başlar ve belli bir konsantrasyondan sonra nitrosomonaslar nitritten etkilenerek $\text{NH}_3\text{-N}$ 'nin $\text{NO}_2\text{-N}$ 'ye oksidasyonu durur. Sonuçta sistemde giderim hızı düşer. Tablo 2.8'de nitrifikasyon bakterileri ve nitrifikasyon üzerinde amonyak konsantrasyonunun etkisi ve Tablo 2.9'da ise nitrifikasyon bakterileri ve nitrifikasyon üzerinde nitrit konsantrasyonunun etkisi görülmektedir. Hem Nitrosomonas ve hem de nitrobakterlerin kendi sübstratlarına karşı hassas oldukları (Painter, 1970) tarafından belirtilmiştir. Anthonisen'e(21) göre yukardaki gibi inhibisyon derecesi, amonyak-amonyum ve nitrit-nitroz asid dengesine bağlıdır. Diğer araştırmacılarda bu öneriyi desteklemişlerdir ki (Prakasam and Loehr, 1972; Boon and Laudelout, 1962) inhibisyon serbest amonyak veya iyonlaşmamış nitroz asidi sebebiyledir(17).

Aşağıdaki tabloların incelenmesinden görülmektedir ki nitrifikasyon reaksiyonu üzerinde inhibisyon etkisi olabilen hem amonyak ve hem de nitrit konsantrasyonları için kesin bir sınır verilememektedir. Bunun yanısıra PH, sıcaklık vb. çevresel faktörler de göz önüne alındığında daha da karışık bir durum ortaya çıkmaktadır.

TABLO 2.8. Nitrifikasyon Bakterileri ve Nitrifikasyon Üzerine Amonyak Konsantrasyonunun Etkisi(17)

$\text{NH}_3\text{-N}$ Konsantrasyonu mg / lt	Etki/Gözlem	Gözlem Çevresi/ Çalışma Metodu	Kaynaklar
2.5-100	Amonyak oksidasyonu 0. mertebeden reaks.	Film reaktör/Karışık kült.	Huang(1973)
26.4-46.5	Amonyak oksidasyonu 0. mertebeden reaks.	Aktif çamur/Lab.ölçeği	Melcalf and Eddy (1973)
60 mg/lt kadar	Inhibisyon yok		
10 mg/lt kadar	Amonyak oksidasyonu, amonyak konsantrasyonun fonksiyonu	Estik filtreler	Haug and McCarty (1972)
3.5	25°C ta Nitrosomonaslar için Michaelis sabiti	Saf kültür	Ulken (1963, cited in Painter, 1970).
1.0	20°C ta Nitrosomonaslar için Michaelis sabiti	Saf kültür	Loveless and Painter (1968)
0,063	23°C ta Amonyak okside eden bakteriler için Michaelis sabiti	Karışık kültür	Poduska and Andrews (1975)
320	Oksidasyon mümkün	Tavukçuluk end. Atık sul.	Prakasam ve ark. (1974)
600	Oksidasyon mümkün	-	Prakasam and Loehr (1972)
400-500	3270 mg/lt Fenol ve 6370 mg/lt BOD mevcudiyetinde bile oksidasyon mümkün	Aktif Çamur	Adams (1974)
100-1000	Amonyak oksidasyonu 0. mertebe reaksiyonu	Lab. Ölçeği, kesikli çalışma	Wang-Cheng and Loehr (1975)
600	Z 10.1 oksidasyon	Filol Ölçek, aktif çamur	Anthonsen (1974)
6000	Z 8.7 oksidasyon	Çamur	
10-150 serbest amonyak (=170-2556 $\text{NH}_3\text{-N}$ 30°C ve PH:7.8)	Nitrosomonasların aktivitesinde inhibisyon	-	-
0.1-1.0 serbest amonyak (=1.7-17 $\text{NH}_3\text{-N}$ 30°C PH:7.8)	Nitrobakterlerin aktivitesinde inhibisyon	-	-

TABLO 2.9. Nitrifikasyon Bakterileri ve Nitrifikasyon Üzerinde Nitrit Konsantrasyonunun Etkisi

$\text{NO}_2\text{-N}$ Konsantrasyonu mg/lt	Etki/Gözlem	Gözlem Çevresi/ Çalışma Metodu	Kaynaklar
10	Limit	Aktif çamur/Lab.ölçeği	Tamlinson, Boon and Trotman (1966)
140,160,280,700,1400	Oksidasyon hızı 1. mertebede hız ifadesiyle tariflenebilir	Kesikli çalışma	Srma and Baggeley (1975)
500	Bütün PH lardanitrit taksit etkisi var (lag) faz	Kesikli ve saf nitro somonaslar	Pakallus (1963)
1172	Amonyakın oksidasyonu tamamen inhibe olmuyor	Karışık kültür/Oksidasyon havuzu	Prakasam ve ark.(1974)
1400	Nitrobakterlerin aktivitesinde Z 40 inhibisyon	Saf kültür	Boon and Laudelout (1962)
1400	Nitrosomonaslar için Z 36 inhibisyon	-	Meyerhof (1916, cited in painter, 1970)
2500	Tam inhibisyon	Kesikli çalışma/Saf nitrosomonas	Lewis (1959)
2500	Z 50 inhibisyon	-	Pakallus (1963)
1000	Inhibisyon yok	Kesikli çalışma/Saf nitrosomonas	Lovelock and Nicholas (1968)

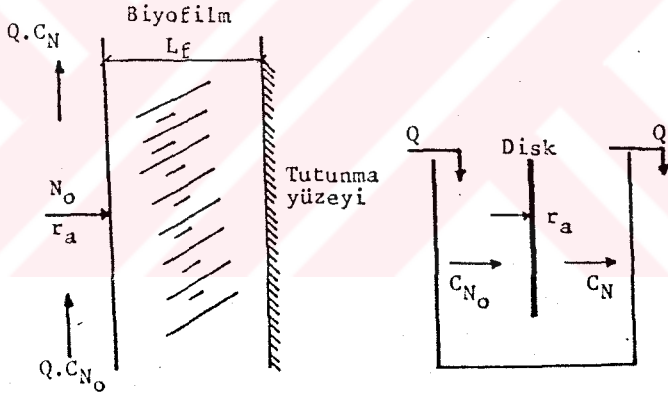
BÖLÜM 3 - BİYOFİLM KİNETİĞİ VE BİYOFİLM SİSTEMLERİ

Biyofilm en genel anlamda bir yüzeye tutunan mikroorganizmaların oluşturduğu bir tabakadır. Wuhrman(12) yaptığı bir takım çalışmalarda yüzey alanı geniş olan doğal su kaynaklarında, düşük besli konsantrasyonlarında mikroorganizmaların % 99'unun bakterilerden oluştuğunu göstermiştir.

Biyofilmden teorik yaklaşımlar için reaksiyon ve difüzyon mekanizması, organik maddenin ve amonyanın biyolojik olarak oksidasyonu ait reaksiyonlar oldukça karışık olduğu için aşağıda gösterildiği şekilde çok genel bir bağlantı yazılabilir.

Organik madde veya amonyak + O_2 + Besi Maddesi → Oksidasyon Ürünleri + Biyokitle

Biyofilmden giderim mekanizmasının nasıl olduğu hakkında fiziksel bir yaklaşım aşağıda Şekil 3.1'de verilmiştir.



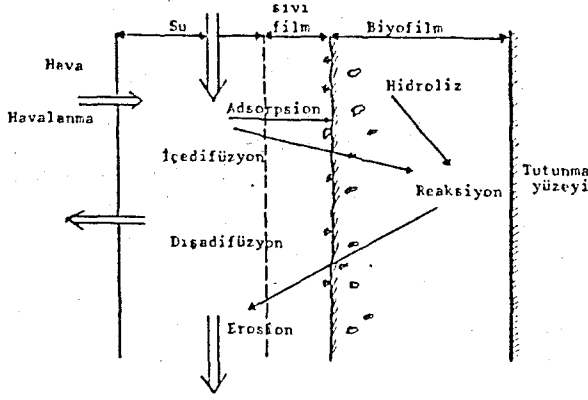
ŞEKİL 3.1. Biyofilmden giderim mekanizması

Şekil 3.1'den görülebileceği gibi biyofilme Q debisi ve C_{N_0} konsantrasyonu ile gelen atıksu biyofilm yüzeyinden biyofilm için N_0 akışı ile difüze olmaktadır. Biyofilm içine N_0 akışı ile difüze olan amonyak burada r_a ile ifade edilen giderim hızıyla uzaklaştırılmaktadır.

Buna göre teorik yaklaşımlar için reaksiyon ve difüzyon mekanizmasını aşağıda Şekil 3.2'deki gibi göstermek yararlı olmaktadır(41).

Biyofilmin sübstrat yararlanma hızını dört adımda incelemek mümkündür.

- 1- Sübstratın sıvı kütlesinden sıvı ile biyolojik film arasındaki ara faz difüzyonu
- 2- Sübstratın biyofilmden bakteriye difüzyonu
- 3- Biyofilm içinde biyokimyasal reaksiyonlar (sübstrat kullanımı)
- 4- Reaksiyon ürünlerinin biyofilmden dışarıya difüzyonu



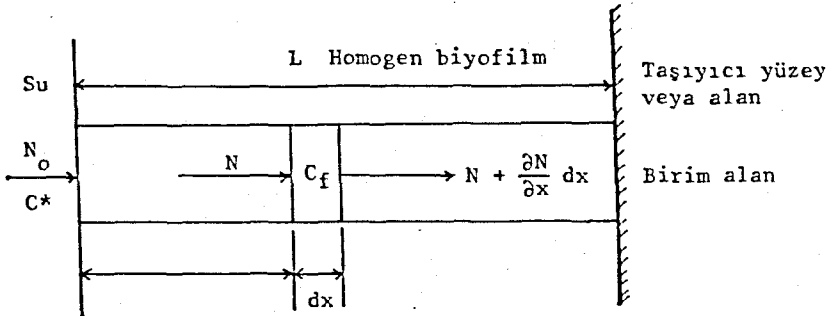
ŞEKİL 3.2. Biyofilmde sübstrat giderimi için reaksiyon ve difüzyon mekanizması(41)

Bu dört olaydan biri reaksiyon için kısıtlayıcı olabilir. Sıvı film difüzyonu ihmal edilmektedir. Çünkü sıvı film difüzyonunun matematik işlemleri değiştirdiği halde geliştirilen matematik modeli etkilemediği Williamson ve McCarty(20) ve P.Harremoes(54) tarafından gösterilmiştir.

Reaksiyon için gerekli olan bütün sübstratlar elektron alıcı ve vericiler ile her bir nutrient çözelti kütlesinden reaksiyonun olduğu biyofilme taşınmalı ve biyokitle hariç reaksiyondan sonra bütün ürünler tekrar dışarı atılmalıdır. Burada meydana gelen olaylar; sıvı film difüzyonu, biyofilm difüzyonu ve biyokimyasal reaksiyonlardır.

3.1. BİYOFİLM TEORİSİ

Biyofilmlerde sübstrat gideriminin teorik incelenmesi için aşağıdaki Şekil 3.3'de bir biyofilmin basitleştirilmiş geometrik durumu gösterilmiştir(18).



ŞEKİL 3.3. Biyofilmin basitleştirilmiş geometrik şekli

Biyokitle homogen olarak kabul edilmektedir. Diğer bir kabulde sadece bir sübstrat "hız kısıtlayıcı" dır. Sıvı kütlesi içindeki bu sübstratın konsantrasyonu C (mg/lt) dir ve bu konsantrasyonun biyokütle ve su kütlesi arasındaki arafazın üzerinde olduğu kabul edilmektedir. Yani sıvı film difüzyonunun prosese etkisi olmadığı düşünülür. Sübstrat, biyofilm içinde r_f (mg/cm³-sn) lik bir hızla giderilir. Burada;

r_f : Hacimsal birim giderme hızı (ağırlık/hacim-zaman) dır. Diğer yandanda sübstrat biyofilm içine difüzyon ile taşınır. Akı, N_0 (mg/cm²-sn) ile gösterecek olursak, bu akı için kütle dengesi;

$$\frac{dN}{dx} = -r_f \quad (3.1) \quad N = -D \frac{dC_f}{dx} \quad (3.2)$$

Burada,

C_f : Biyofilm içindeki konsantrasyon (mg/lt)
 D : Difüzyon katsayısı (cm²/sn)

$C_f = \frac{C_f}{C^*}$ ve $\xi = \frac{x}{L}$ şeklinde bir tanımlama yapılırsa ki burada C_f ve ξ boyutsuz terimlerdir.

C_f = Konsantrasyon oranı ($C_f \leq C^*$)
 ξ = Biyofilm içinde boyutsuz oran ($\xi \leq L$) dir.

Diferansiyel denklemler ile;

$$\frac{d^2 C_f}{d\xi^2} = \frac{r_f \cdot L^2}{D \cdot C^*} \text{ bağıntısı bulunur} \quad (3.3)$$

1. Mertebe reaksiyonu:

$$r_f = k_{1f} \cdot C_f \text{ dir.}$$

k_{1f} : 1. mertebe reaksiyon hız sabiti

$$\frac{d^2 C_f}{d\xi^2} = \frac{k_{1f} \cdot L^2}{D} \cdot C_f \quad (3.4)$$

olur.

$\alpha = \sqrt{\frac{k_{1f} \cdot L^2}{D}}$ şeklinde bir sabit tanımlanırsa bu biyofilm için karakteristik bir sabittir ve "Biyofilm sabiti" olarak isimlendirilir(42) ve

$$\frac{d^2 C_f}{d\xi^2} = \frac{k_{1f} \cdot L^2}{D} \cdot C_f = \alpha^2 \cdot C_f \text{ bulunur} \quad (3.5)$$

Bu denklemin çözümü ile yüzeyde giderme oranı için

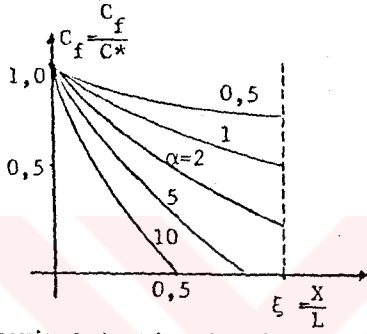
$$r_a = k_{1f} \cdot L \cdot C^* \cdot \epsilon \quad (3.6)$$

elde edilir. Burada:

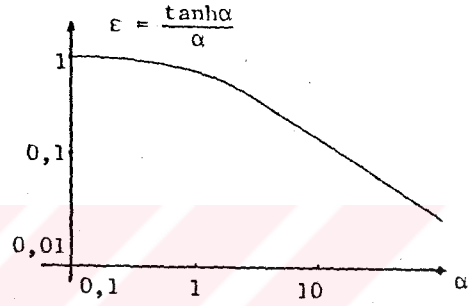
r_a = Birim biyofilmde yüzeysel giderme oranı ($\text{mg}/\text{cm}^2\text{-sn}$)

ϵ = Biyofilm 1. mertebe verimliliğidir. $\epsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha}$

Aşağıdaki Şekil 3.4 ve Şekil 3.5 biyofilm içinde konsantrasyon dağılımı ve biyofilm sabitinin bir fonksiyonu olarak verim görülmektedir.



ŞEKİL 3.4. Biyofilm içinde konsantrasyon dağılımı



ŞEKİL 3.5. Biyofilm sabitinin fonksiyonu olarak verim ifadesi

0. Mertebe reaksiyonu:

$$r_f = k_{of} \quad (3.7)$$

$$\frac{d^2 C_f}{d\xi^2} = \frac{k_{of} \cdot L^2}{D \cdot C^*} \quad (3.8)$$

$$\beta = \sqrt{\frac{2 D C^*}{k_{of} \cdot L^2}}$$

şeklinde boyutsuz bir sabit tanımlanır ve bu penetrasyon sabiti olarak isimlendirilirse;

$$\frac{d^2 C_f}{d\xi^2} = \frac{2}{\beta^2} \quad (3.9)$$

bulunur.

Sınır şartları;

$$\begin{aligned} \xi &= 0 & \xi &= 1 \\ C_f &= 1 & \frac{dC_f}{d\xi} &= 0 \end{aligned}$$

$$C_f = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2 \frac{\xi}{\beta^2} + 1 \text{ dir} \quad (3.10)$$

Sadece $\beta > 1$ için çözümün bir anlamı vardır.

$\beta > 1$ için sınır şartları değişir.

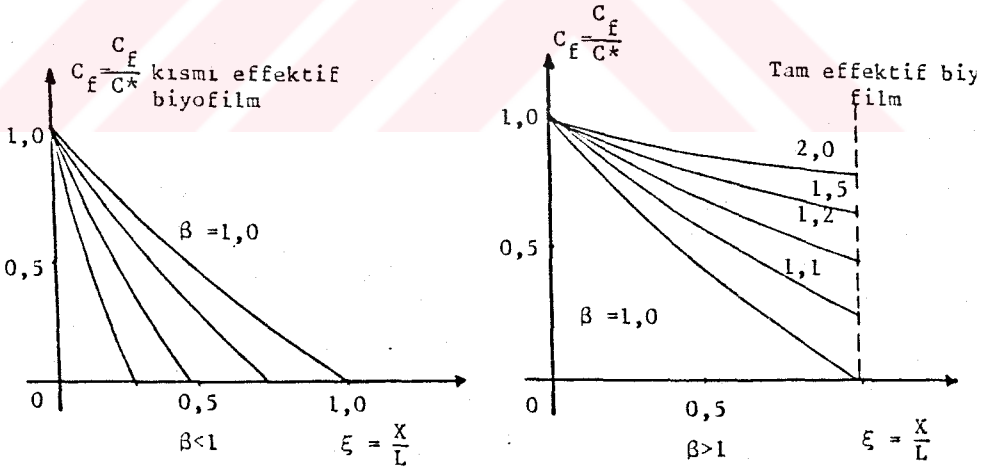
$$\begin{aligned} \xi &= 0 & \xi &= \xi' \\ C_f &= 1 & C_f &= 0 \text{ ve } \frac{dC_f}{d\xi} = 0 \end{aligned}$$

Burada ξ' bütün süstratın tüketildiği biyofilm içindeki relatif uzaklıktır. Bunun çözümü

$$\xi' = \beta$$

$$C_f = \frac{\xi^2}{\beta^2} - 2 \frac{\xi}{\beta} + 1 \text{ dir} \quad (3.11)$$

Biyofilm içindeki konsantrasyon dağılımı aşağıdaki Şekil 3.6'da görülmektedir:



ŞEKİL 3.6. Biyofilm içinde konsantrasyon dağılımı

Bu şekilde konsantrasyon dağılımı da görülmektedir. Bu boyutsuz "penetrasyon sabitinin" seçimini açıklar.

1. mertebe reaksiyonu için α , thiele modüllerine eşittir ($n=1$) ve β sıfırncı mertebe reaksiyonu için thiele modülünün karıştıdır ($n=0$).

Bir biyofilm içindeki sıfırıncı merteye reaksiyonu, biyofilm karakteristiklerine (k_{of} , L , D) ve arafazdaki sübstratın konsantrasyonuna (C^*) bağılı olarak ya kütleli sıfırıncı merteye reaksiyonu veya 1/2. merteye reaksiyonu şeklinde oluştuğuna dikkat edilmelidir(43,44).

Yukarıda açıklanan üç hal içinkütleli reaksiyon sabitleri özetlenecek olursa,

1. Merteye:

$$k_{1a} = k_{1f} \cdot L \cdot \left[\begin{array}{l} \epsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha} \\ \alpha = \sqrt{\frac{k_{1f} \cdot L^2}{D}} \end{array} \right]$$

Sıfırıncı merteye

$$\beta > 1 \quad k_{0a} = k_{of} \cdot L \quad \text{1/2. merteye}$$

$$\beta < 1 \quad k_{(1/2)a} = \sqrt{2D k_{of}} \quad \text{1/2. merteye} \quad \left[\begin{array}{l} \beta = \sqrt{\frac{2DC^*}{k_{of} \cdot L^2}} \end{array} \right]$$

$\beta > 1$ hali tam penetrasyon halini yarı sübstratın tam difüze olabildiği hali belirtmektedir. Bu takdirde reaksiyon sıfırıncı mertebededir ve giderim hızı $r_a = k_{of} \cdot L$ ifadesi ile verilir. Giderim hızı biyofilm kalınlığına bağlıdır.

$\beta < 1$ halinde ise sübstrat biyofilm içine tam difüze olamamaktadır. Kısmi penetrasyon oluşmaktadır. Bu takdirde reaksiyon 1/2. mertebededir ve

$$r_a = \sqrt{2D k_{of}} \cdot C^{1/2}$$

Bu her bir halin uygulanabilirlik sınırını ve aralarındaki geçişleri belirtebilmek için boyutsuz üç konsantrasyon kullanmak uygundur.

$$C_A = \frac{k_{1a} \cdot C^*}{k_{0a}} \quad C_B = \frac{k_{(1/2)a}^2 \cdot C^*}{k_{0a}^2} \quad C_E = \frac{k_{1a}^2 \cdot C^*}{k_{(1/2)a}^2}$$

Bunlar 3 farklı kütle reaksiyon hızı arasındaki oranlardır. Bunların birbiriyle ilişkisi:

$$C_A^2 = C_E \cdot C_B \quad \text{dir} \quad (3.12)$$

Aşağıda Şekil 3.6'da "bulk" konsantrasyonun bir fonksiyonu olarak biyofilmin bulk reaksiyon hızını ve

$$K = \frac{r_a}{k_{0a}} = \frac{r_a}{k_{of} \cdot L} \quad (3.13)$$

bulk konsantrasyondan bağımsız olan ve biyofilm için karakteristik olan C_A/C_B nin bir fonksiyonu olarak biyofilm reaksiyon hızını boyutsuz bir şekilde göstermektedir(45). Şekil 3.7'de reaksiyon hızının konsantrasyona göre boyutsuz ifadesi görülmektedir.

$$C_A = \frac{k_{1a}}{k_{oa}} \cdot C^* = \frac{k_{1f} \cdot C^*}{k_{of}} \cdot \frac{\tanh \alpha}{\alpha} \quad (3.14)$$

Bu oran biyofilm sabiti ile ilgilidir.

$$\frac{C_A}{C_B} = \frac{k_{1a} \cdot k_{oa}}{k_{(1/2)a}^2} = \frac{\alpha}{2} \cdot \tanh \alpha \quad (3.15)$$

1. Mertebeden, 1/2. mertebeye geçiş $C_E = 1$ için olur.

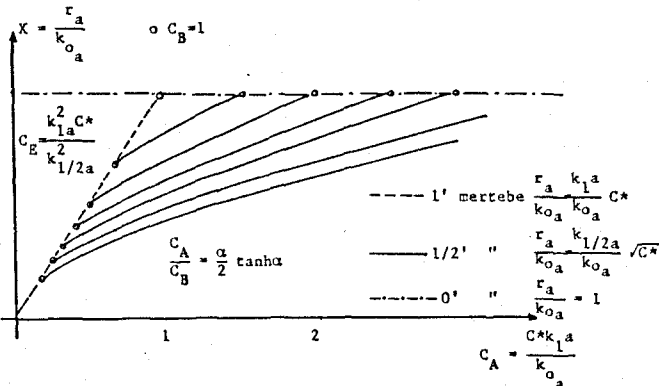
$$C_E = \frac{k_{1a}^2 C^*}{k_{(1/2)a}^2} = \frac{\tanh^2 \alpha}{2} \cdot \frac{k_{1f} \cdot C^*}{k_{of}} \quad (3.16)$$

1/2. mertebeden, sıfırıncı mertebeye geçiş $C_E = 1$ için olur.

$$C_E = \frac{k_{(1/2)a}^2 \cdot C^*}{k_{oa}^2} = \beta^2 \quad (3.17)$$

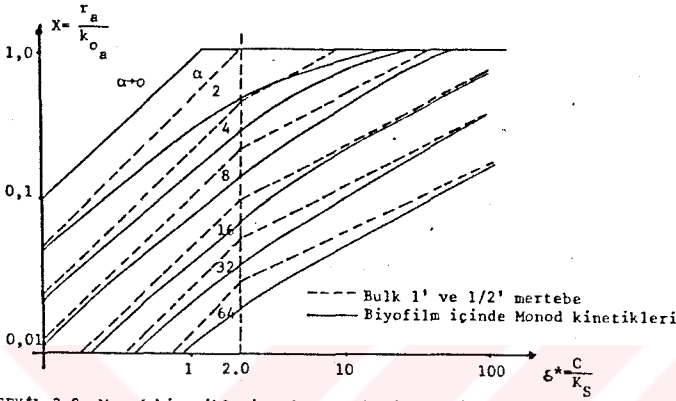
$$\frac{C_A}{C_B} = \frac{\alpha}{2} \tanh \alpha \leq 1 \quad \text{veya} \quad \alpha < 2 \text{ için,}$$

hiçbir 1/2. mertebe reaksiyonu mümkün değildir ve 1. mertebeden, sıfırıncı mertebe reaksiyonuna geçiş $C_A = 1$ için meydana gelir.



ŞEKİL 3.7. Reaksiyon hızının konsantrasyona göre boyutsuz ifadesi(45)

Şekil 3.8'de ise Biyofilm kinetiğinin 1/2. merteye yaklaşımı ile karşılaştırıldığında Monod kinetiklerine dayanarak difransiyel denklemlerin çözümü görülmektedir.



ŞEKİL 3.8. Monod kinetiklerine dayanarak difransiyel denklemlerin çözümü

Difüzyon ve Reaksiyon

Sıvı film difüzyonun olmadığı biyofilm içeren reaktörlerin kinetik incelenmesi ile 3 kinetik sabitin tayini mümkün olmuştur.

$$1- k_{oa} = k_{of} \cdot L$$

$$2- k_{(1/2)a} = \sqrt{2D k_{of}}$$

$$3- k_{la} = k_{lf} \cdot L \cdot \epsilon$$

$$4- \epsilon = \frac{\tanh \alpha}{\alpha}$$

$$5- \alpha = \sqrt{\frac{k_{lf} \cdot L^2}{D}}$$

Burada 5 denklem ve 6 bilinmeyen vardır. Bu sebepten ya difüzyon katsayısı biliniyor olarak kabul edilir ya da biyofilm kalınlığı ölçülmelidir. Eğer 1/2. merteye reaksiyonunun olayla ilişkisi yoksa (k_s küçük ise), k_{of} ve D ilk iki denklemden hesaplanabilir.

Verilen bir reaksiyon için, belli bir sıcaklıkta k_{of} , k_{lf} ve D parametrelerini sabit olarak kabul etmek mümkündür. Biyofilm kalınlığı, taşıyıcı ortamın geometrisinin ve ara fazdan geçen akı sebebiyle, biyofilm üzerinde ortaya çıkan hidrodinamik kaymanın bir fonksiyonudur. Kütle reaksiyonu, reaksiyon hızıyla mukayese edildiğinde sıcaklıkla az bir bağımlılık gösteren moleküler difüzyon katsayısının ve gerçek sıfırıncı merteye reaksiyon hızının çarpımının kare köküyle orantılıdır (Denklem 2).

Bu eğilim nitrifikasyon ve denitrifikasyon için verilen verilerde daha kolay görülür.

Biyofilm teorisinin geliştirilmesinde, bir süre için monod kinetiklerini kullanmak alışıl gelmiş bir uygulamaydı.

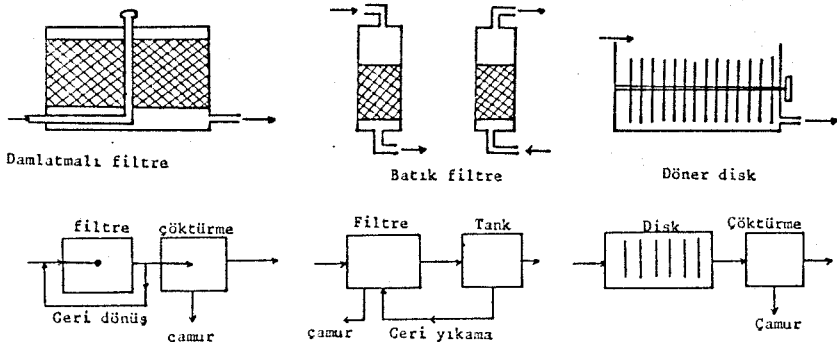
$$r_f = k_{of} \cdot \frac{C_f}{k_s + C_f}$$

Burada C_f bakterilere (biyofilme) komşu bir anlık konsantrasyon olarak ifade edilir. Gaudy bu kavramı araştırmış ve C_f nin deneylerin başlangıcında mikroorganizmaların maraz kaldığı başlangıç konsantrasyonu olarak yorumlanması gerektiğini öne sürmüştür. Bu kavram La Motta(44) tarafından biyofilm reaksiyonlarının açıklanmasında kullanılmıştır. Mikroorganizmalar çevre konsantrasyonundaki değişikliklerle ilgili olarak reaksiyona cevap verebilmek için bir gecikme süresi (time-lag) gösterirler, fakat başlangıç konsantrasyonunun olayı yeterli bir şekilde açıkladığına dair bir güvence yoktur.

Williamson ve McCarty(20) birim biyokütle başına reaksiyon hızının, saf nitrifikasyon kültürlerinden yapay olarak hazırlanmış biyofilmlerde de aynı olduğunu gözlemişlerdir. Yoğunluk değişmesi Hoehn(18) tarafından araştırılmış, biyofilm kalınlığının artmasıyla dansitenin arttığı ve tam penetrasyondan kısmi penetrasyona geçişte bir maksimuma ulaştığı ve bundan sonra azaldığı bulunmuştur.

3.2. BİYOFİLM SİSTEMLERİ

Aşağıda belirtilen 3 tip biyofilm reaktörü atıksu arıtımında kullanılmaktadır. Bunlar, damlatmalı filtreler, batık filtreler ve döner disklerdir. Şekil 3.9 da bunların şematik görünümü verilmiştir.



ŞEKİL 3.9. Atıksu arıtımında kullanılan biyofilm reaktörleri

Damlatmalı filtreler, suyun sabit inert bir taşıyıcı malzeme üzerinden yerçekimi ile serbest bir yüzey akımı şeklinde aktığı 3 fazlı sistemlerdir. Yüksek hızda çalışan damlatmalı filtrelerde, taşıyıcı ortam üzerinde

gelişmiş olan biyofilm hidrolik olarak sıyrılarak kontrol edilebilir. Düşük hızda çalışan damlatmalı filtrelerde biyofilm kontrolü, biyofilmin anaerobik bozunması ile yapılır.

Batık filtreler iki fazlı sistemlerdir. Bu filtreler uygulama için sınırlıdır. Çünkü gaz halindeki substratlar filtreye girmeden önce su içinde çözülmüş olabilir. Hidrolik çalışma şekline göre üç tip batık filtre mevcuttur. Bu tip reaktörlerin çoğunda inert taşıyıcı bir ortam üzerinde tutunmuş olan biyofilmde reaksiyonlar meydana gelir ve askıdaki bakteriler ortamdaki yıkanarak dışarı atılır.

Döner diskler üç fazlı sistemlerdir. Fakat burada damlatmalı filtrelerin aksine olarak taşıyıcı faz diğer iki fazın içinden geçerek hareket eder.

Sıvı veya gaz şeklinde ihtiyaç duyulan substratın yeterli bir şekilde sağlanması biyofilmin dönme sırasındaki diğer iki fazla temas etme süresinin değiştirilmesi ile elde edilir. Yani sonuçta biyofilm disklerin dönme hızıyla kontrol edilmektedir.

BÖLÜM 4 - DÖNER DİSK SİSTEMLERİNDE NİTRİFİKASYON SÜRECİ İLE İLGİLİ EVVELCE YAPILMIŞ ÇALIŞMALAR

Çalışmaların başında yüksek konsantrasyonda amonyak içeren suların, düşük konsantrasyonda amonyak içeren sulara göre nitrifikasyonunun muhtemelen farklılık göstereceği beklendiğinden bunlarla ilgili literatür çalışmasının iki alt bölüm halinde yapılmasında fayda görülmüştür. Diğer yandan düşük konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren suların nitrifikasyonu üzerinde geniş bir literatür birikimine rastlanırken, yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren suların nitrifikasyonu konusunda oldukça az literatür bulunabilmiştir. Bunun yanı sıra bu çalışmalarda rastlanan % giderim ifadeleri çalışmalarımıza göre bir anlam ifade etmemekle birlikte konu hakkında fikir vermesi açısından enteresandır. Bu bakımdan incelenen çalışmaların bir çoğunda birimler bizim ifadelerimize göre düzenlenmiş ve bu şekilde verilmiştir.

4.1. DÜŞÜK KONSANTRASYONDA AZOT İÇEREN ATIK SULARIN DÖNER DİSKLERDE NİTRİFİKASYONU İLE İLGİLİ ÇALIŞMALAR

Evsel atık suların tipik bileşimine bakıldığında, atık suyun kuvvetine göre toplam azotun 20-85 mg/lt arasında değiştiği görülmektedir. Bu değer içinde organik azot 8-35 mg/lt arasında yer tutarken, serbest amonyak 12-50 mg/lt sınırları arasındadır(46). Evsel atık sularında bulunan organik azotun yaklaşık 20 mg/lt'lik böl-mü üre'den kaynaklanmaktadır. Ancak lağ suyu içinde bulunan bu üre'nin hidrolizi nispeten yavaştır ve amonyaka hidrolizinin tamamlanması takribi 20 saat sürer(33). Bununla beraber biyolojik arıtma tesislerinde üre, amonyaka hızlı bir şekilde hidroliz olur. Dolayısıyla biyolojik atıksu arıtma tesisine gelen evsel atıksu 22-60 mg lt serbest amonyak içerir.

Başta gübre ve havagazı üretimi yapan fabrikalar olmak üzere deri endüstrisi, et endüstrisi v.b. gibi çeşitli endüstrilerin atık sularında değişik konsantrasyonlarda organik azot, nitrit, nitrat ve amonyak mevcuttur. Çalışmamızda düşük konsantrasyonda amonyak deyimiyle daha sonradan da açıklandığı gibi 85 mg/lt'ye kadar $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atık sular kastedilmektedir.

Burada kısaca şuna da değinmek gerekir ki nitrifikasyon yapabilmek için biyolojik ve kimyasal olarak indirgenebilir madde miktarının belli bir değerden aşağı olması gerekmektedir(30,48). Biyodiskler yüzeyde çoğalma sistemi oldukları ve giderim yüzeyde olduğundan giderim hızı ifadesinde alan terimi kullanılmaktadır.

Biyodisk sistemlerinin incelenmesi ve tasarlanmasında önemli olan veya kullanılan tanımlar ve parametreler ve nasıl hesaplanacakları aşağıda kısaca gösterilmiştir.

- Q : Debi ($\text{m}^3/\text{gün}$)
- A : Yüzey alanı (m^2)
- CN_0 : Giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu (gr/m^3)
- CN : Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu (gr/m^3)
- r_a : Giderim hız ($\text{gr}/\text{m}^2\text{-gün}$)

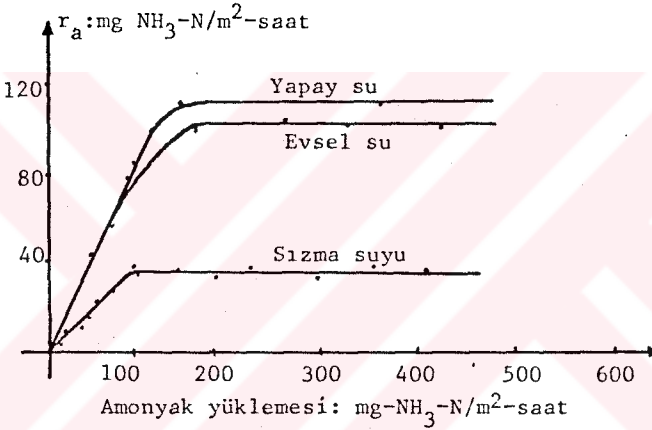
Biyodisklerde önemli olan parametreler

Hidrolik yükleme : Q/A (m^3/m^2 -gün)

Amonyak yüklemesi : $Q/A \cdot C_{N_0}$ (gr/m^2 -gün)

Giderim hızı : $r_a = Q/A (C_{N_0} - C_N)$ (gr/m^2 -gün)

H.Ødegaard ve B.Rusten(30) laboratuvar ölçeğindeki biyodisk sisteminde amonyak azotu içeren değişik kaynaklı sularla yaptıkları çalışmalarda amonyak yüklemesinin 100-150 $mg NH_3-N/m^2$ -saat değerlerinde elde edilen nitrifikasyon hızının maksimum olduğunu belirtmişlerdir. Ayrıca bu yüklemenin üstünde nitrifikasyon hızının artmadığını da öne sürmüşlerdir. Bu çalışmayla ilgili olarak Şekil 4.1'de değişik kaynaklı sularda amonyak yüklemesine karşı nitrifikasyon hızı görülmektedir.

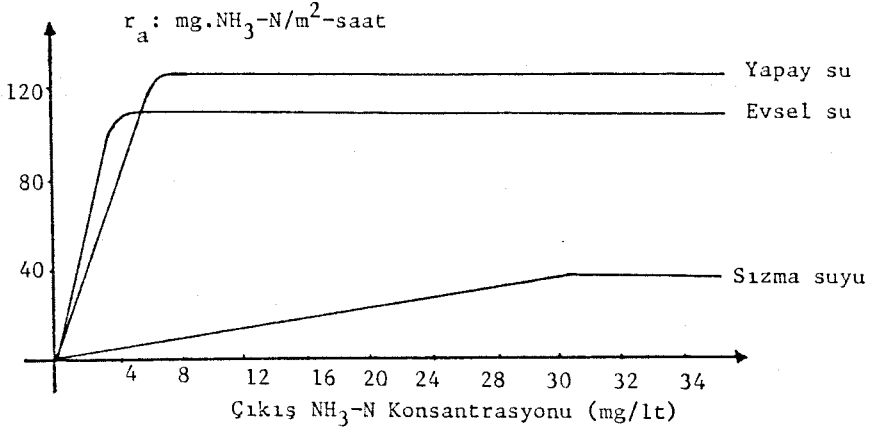


ŞEKİL 4.1. Amonyak yüklemesine karşı nitrifikasyon hızı(30)

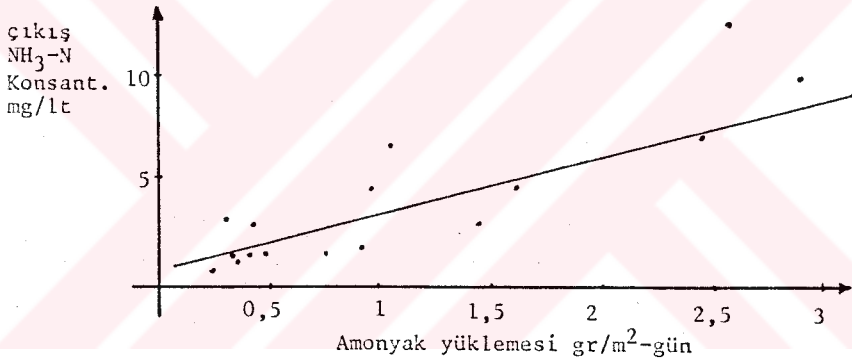
Şekil 4.1'de elde edilen giderim hızına göre dönüm noktalarındaki bu farklılık atıksu kaynaklarındaki değişiklik sebebiyledir. Diğer yandan çıkış NH_3-N konsantrasyonuna karşı giderim hızı çizildiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 4.2'de verilmiştir.

Bu çalışmadan görülmektedirki NH_3-N içeren değişik kaynaklı atık sulara göre nitrifikasyon reaksiyonu, 3-30 mg/lt çıkış NH_3-N konsantrasyonundan sonra reaksiyon sıfırıncı merteye reaksiyonunu takip etmektedir.

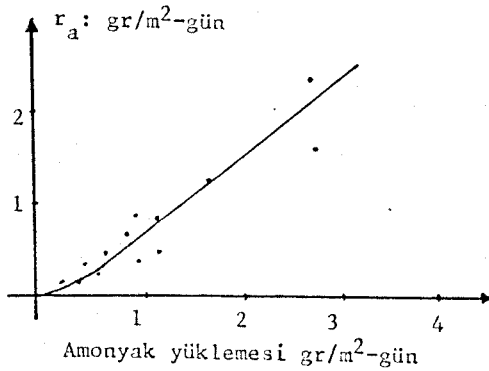
Pilot ölçekte bir biyodisk sisteminde yapılan çalışmada(31) amonyak yüklemesine karşı çıkıştaki amonyak konsantrasyonunun ve yine amonyak yüklemesine karşı nitrifikasyon hızındaki değişimler incelenmiştir. Şekil 4.3 amonyak yüklemesine karşı elde edilen çıkış amonyak konsantrasyonunu ve Şekil 4.4'de amonyak yüklemesine karşı elde edilen giderim hızlarını göstermektedir.



ŞEKİL 4.2. Çıkış amonyak konsantrasyonuna karşı nitrifikasyon hızı(30)

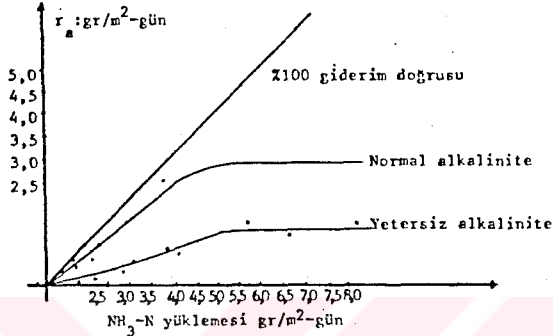


ŞEKİL 4.3. Amonyak yüklemesine karşı çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu(31)



ŞEKİL 4.4. Amonyak yüklemesine karşı elde edilen giderim hızı(31)

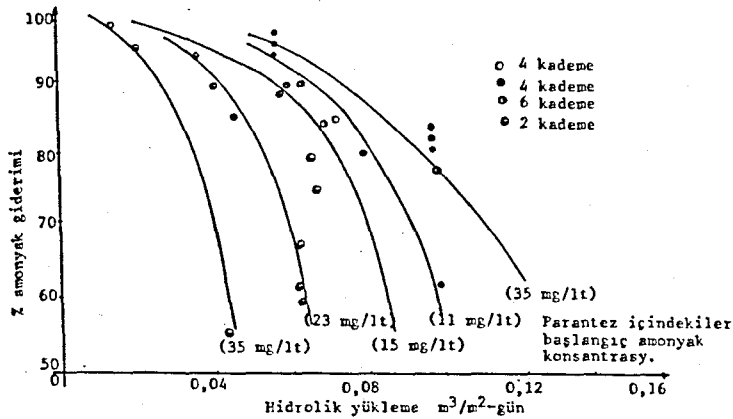
Diğer yandan bu çalışmada giriş konsantrasyonları belirtilmemesine rağmen yüksek amonyak yüklemelerinde elde edilen giderim hızları da Şekil 4.5'de belirtilmiştir. Ayrıca yetersiz alkalinite çalışmada elde edilen giderim hızları da aynı şekil üzerinde belirtilmiştir. Şekil 4.5'in incelenmesinden Ødegaard'ın bulduğu sonuçlara paralel olarak belli bir amonyak yüklemesinin üstünde nitrifikasyon hızı sabit kalmaktadır. Yani amonyak yüklemesinden bağımsızdır.



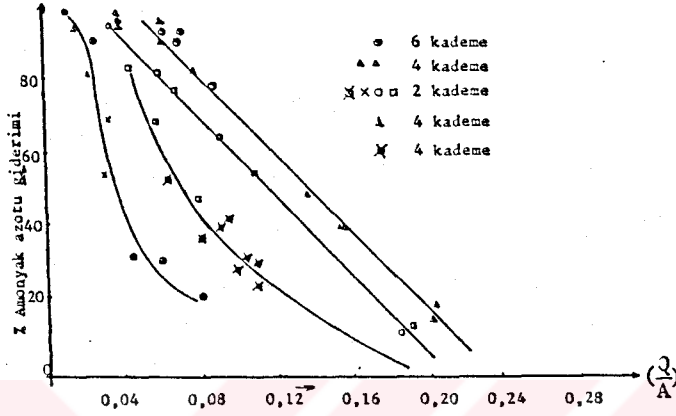
ŞEKİL 4.5. Yüksek amonyak yüklemesine karşı elde edilen giderim hızı(31)

Shankha K.Banerji(38) pilot ölçekte bir biyodisk sisteminde yaptığı çalışmada giriş amonyak konsantrasyonunun ve amonyak yüklemesinin % amonyak giderimi üzerinde etkisini incelemiştir.

Şekil 4.6'da başlangıç amonyak konsantrasyonunun % amonyak azotu giderimi üzerindeki etkisi; Şekil 4.7'de ise hidrolik yüklemenin % amonyak azotu giderimi üzerindeki etkisi aşağıdaki şekillerde gösterilmiştir(38).

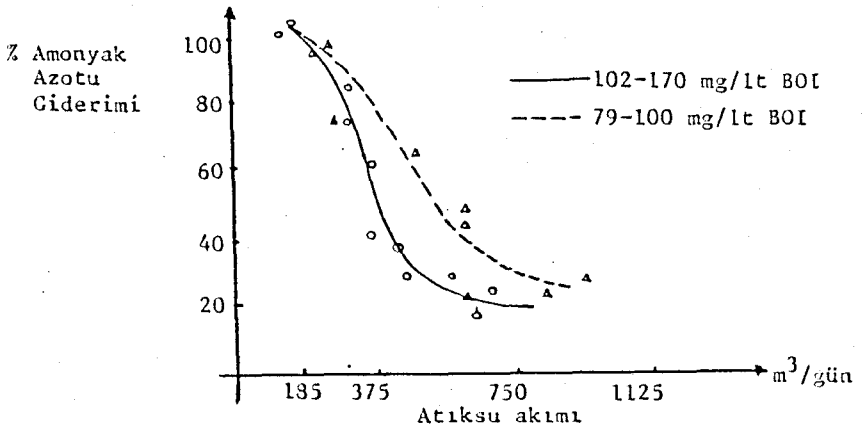


ŞEKİL 4.6. Başlangıç amonyak kons. çeşitli hidrolik yüklemelerde % amonyak azot giderimi üzerine etkisi

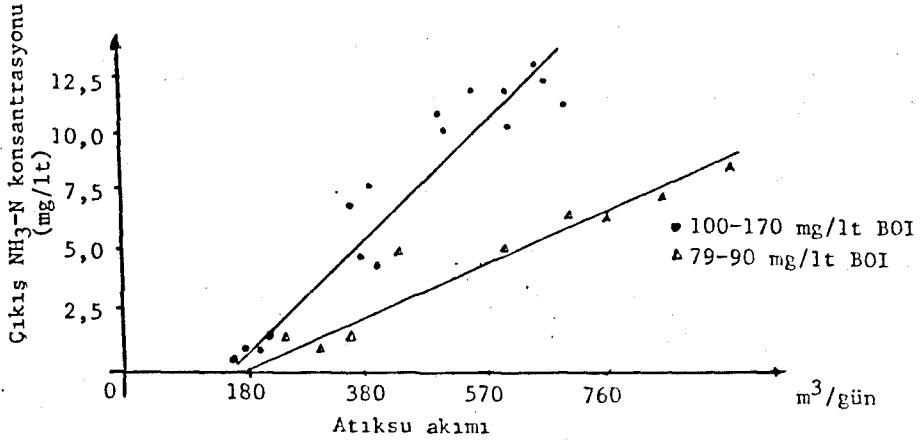


ŞEKLİ 4.7. Hidrolik yüklemesinin, amonyak azotu giderimi üzerindeki etkisi(38)

R.L.Antonie ve arkadaşları(49) tam ölçekteki bir biyodisk sisteminde yaptıkları araştırmada amonyak konsantrasyonu ortalama 15 mg/lit olan evsel atık su ile çalışmışlardır. Bu araştırmacılar hidrolik yüklemenin proses tasarımı için esas kriter olduğunu öne sürmüşlerdir. 0,0243 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ hidrolik yüklemde tam bir nitrifikasyon elde edilirken, 0,0384 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ hidrolik yüklemde % 90 civarında bir nitrifikasyon elde etmişlerdir. Şekil 4.8'de atıksu akımının amonyak azotu giderimi üzerindeki etkisi görülmektedir. Ancak BOI nin nitrifikasyon üzerindeki etkisi olduğu belirtildiği için Şekil 4.8 üzerinde gösterilmiştir. Bunun yanı sıra atıksu akımının dolayısıyla amonyak yüklemesinin, çıkış amonyak konsantrasyonu üzerindeki etkisi de Şekil 4.9'da görülmektedir.

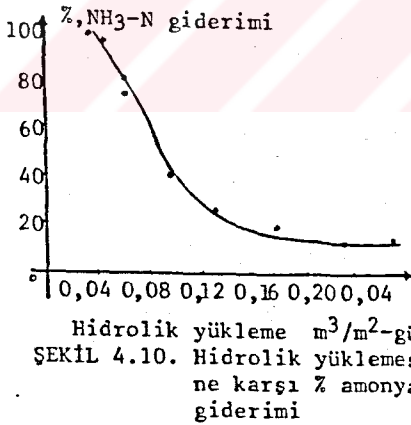


ŞEKLİ 4.8. Atıksu akımının nitrifikasyon üzerindeki etkisi(49)

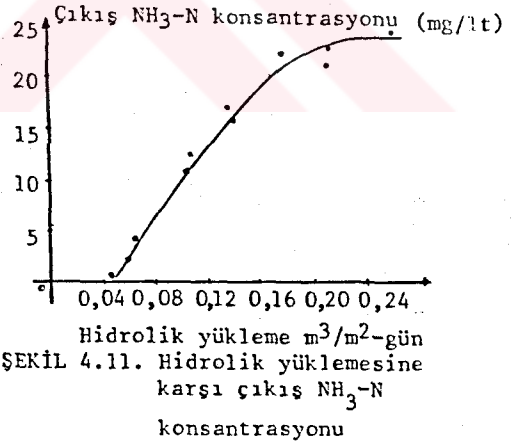


ŞEKİL 4.9. Atıksu akımının çıkış amonyak konsantrasyonu üzerinde etkisi(49)

Yine R.L.Antonie(48) Pilot ölçekte bir biyodisk sistemi üzerinde yaptığı çalışmada amonyak yüklemesinin, amonyak azotu giderimi ve çıkış amonyak konsantrasyonu üzerindeki etkisini incelemiştir. Çalışm-da bir arıtma tesisinden çıkan evsel atık su incelenmiştir. Şekil 4.10 ve Şekil 4.11 bu çalışmanın sonuçlarını göstermektedir.



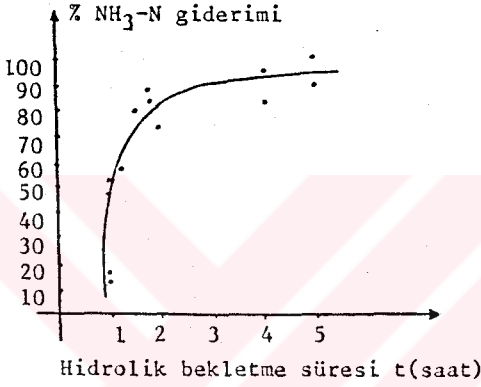
Hidrolik yükleme m³/m²-gün
ŞEKİL 4.10. Hidrolik yüklemesine karşı % amonyak giderimi



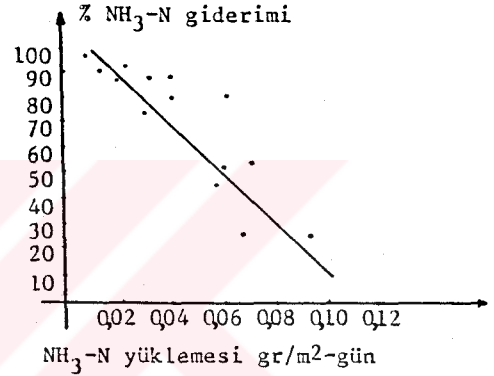
Hidrolik yükleme m³/m²-gün
ŞEKİL 4.11. Hidrolik yüklemesine karşı çıkış NH₃-N konsantrasyonu

Şekil 4.10 incelenmesinden hidrolik yüklemenin artmasıyla % amonyak gideriminde azalmalar olduğu görülmektedir. Ayrıca Şekil 4.11 den de yine hidrolik yüklemenin artmasıyla çıkış NH₃-N konsantrasyonun süratli bir şekilde arttığı görülmektedir. Ancak giriş konsantrasyonu hakkında maalesef bir bilgiye rastlanamamıştır.

David R.Zenz ve arkadaşları(59) pilot ölçekteki bir biyodisk ünitesi üzerinde yaptıkları çalışmada hidrolik bekletme süresinin $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi üzerindeki etkisine değinilmiş ve HBS nin azaltılması (Hidrolik yükün arttırılması) ile amonyak giderimin azaldığı ve çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun arttığı bulunmuştur (Şekil 4.12). Ayrıca amonyak yüklemesinin de $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi üzerindeki etkisi de incelenmişve bunun $\text{NH}_3\text{-N}$ yüklemesinin artmasıyla azaldığı ortaya konulmuştur. Keza bunun tersi de, hidrolik bekletme süresinin arttırılması ile % amonyak gideriminin arttığı belirtilmiştir (Şekil 4.13).

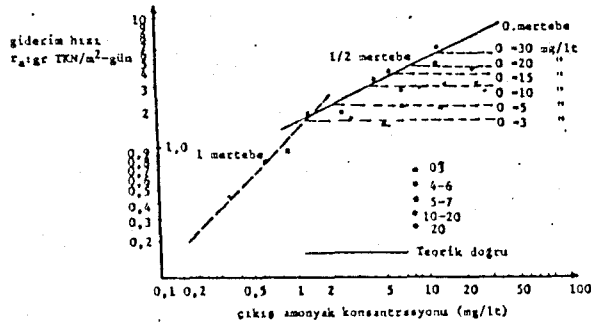


ŞEKİL 4.12. HBS ne karşı % $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi



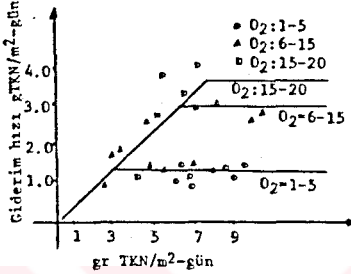
ŞEKİL 4.13. $\text{NH}_3\text{-N}$ yüklemesine karşı % $\text{NH}_3\text{-N}$ giderimi

İ.E.Gönenç(50) pilot ölçekli bir biyodisk sisteminde yaptığı çalışmada çözünmüş oksijen konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisi yanı sıra çıkış amonyak konsantrasyonuna karşı nitrifikasyon hızını incelemiştir. Şekil 4.14'de çıkış amonyak konsantrasyonuna karşı nitrifikasyon hızı görülmektedir. Şekil 4.14'den ortamdaki oksijen konsantrasyonunun artmasıyla giderim hızının arttığı görülmektedir. Ayrıca 10 mg/lit O_2 konsantrasyon ile çalışıldığında, çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 4-5 mg/lit den sonra reaksiyon sıfırdan bir mertebeden olmaktadır.

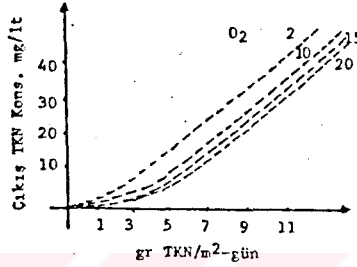


ŞEKİL 4.14. Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ kons. karşı nitrifikasyon hızı

Bu çalışmada belli bir amonyak çıkış konsantrasyonuna kadar reaksiyon 1. mertebededir. Daha sonra oksijen konsantrasyonunun etkisiyle de ilgili olarak belli çıkış konsantrasyonlarına kadar 1/2. mertebeden ve nihayet sıfırdan itibaren meydana gelmektedir. Diğer yandan TKN yüklemesine karşı elde edilen giderim hızları ile çıkış TKN konsantrasyonları da incelenmiştir. Sonuçlar Şekil 4.15 ve 4.16'da verilmiştir.



ŞEKİL 4.15. $\text{NH}_3\text{-N}$ yüklemesine karşı giderim hızı



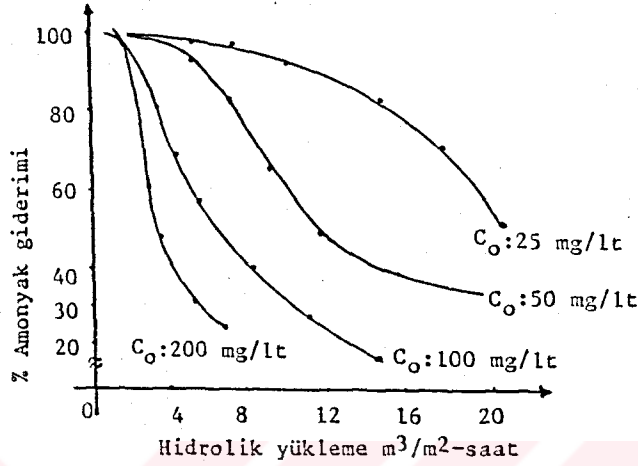
ŞEKİL 4.16. $\text{NH}_3\text{-N}$ yüklemesine karşı çıkış TKN konsantrasyonu

4.2. YÜKSEK KONSANTRASYONDA AZOT İÇEREN ATIKSULARIN DÖNER DİSKLERDE NİTRİFİKASYONU İLE İLGİLİ ÇALIŞMALAR

Yüksek Amonyak Kabulü

Azot, çeşitli türevleri şeklinde evsel kaynaklar, endüstriyel tesisler ve tarımsal alanlardan alıcı sulara önemli miktarlarda deşarj edilmektedir. Endüstriyel tesislerin atıksularında ve bazı arıtma tesislerinin çamur çürütme üst sularında 1000 mg/lt'ye kadar ulaşabilen amonyak ve/veya TKN mevcut olabilmektedir. Üretim prosesleri itibariyle çeşitli biçimlerde azot türevleri deşarj eden fabrikaların başında gübre endüstrisi ve hava gazı üretim tesisleri geldiğini daha önce belirtmiştik. Ancak bu sulardan, örneğin amonyakın çeşitli biçimlerde geri kazanılması fabrikanın ekonomikliği açısından düşünülecek bir konudur. Biz çalışmalarımızda yüksek amonyak konsantrasyonundan bahsederken atık suda amonyak azotu konsantrasyonunun 85 mg/lt'den fazla olduğu şartları yüksek amonyak konsantrasyonu olarak kabul edilmiştir. Ancak 800 mg/lt'ye kadar olan değerleri de bu şekilde yorumlanıp çalışmamız içerisinde incelenmiştir.

Y.Watarabe ve arkadaşları(35) yapay bir atıksu numunesi ile laboratuvar ölçeğindeki biyodisk sistemi ile çalışmışlar ve sıcaklık, hidrolik yükleme, giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun nitrifikasyon hızı üzerindeki etkilerini incelemişlerdir. Bu çalışmada $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonu 200 mg/lt kadar arttırılmıştır. pH:7-8 arasında ve giriş suyu sıcaklığı 10-25°C arasında değiştirilmiştir. Şekil 4.17'de hidrolik yükleme karşı % amonyak giderimi görülmektedir.



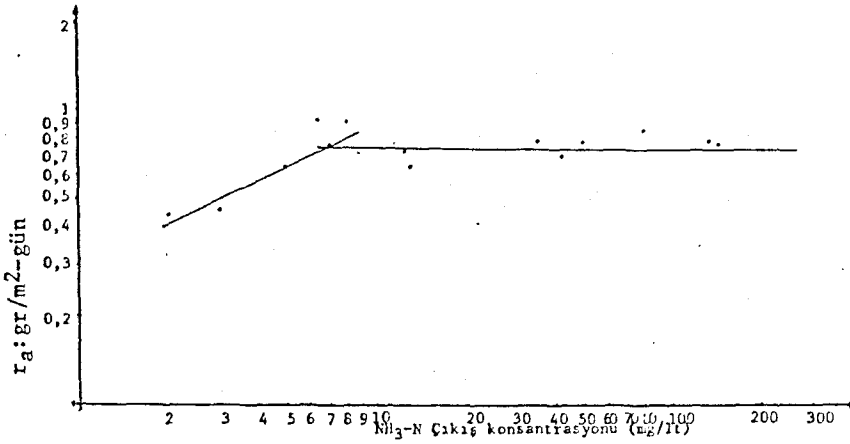
ŞEKİL 4.17. Hidrolik yüklemeye karşı % amonyak giderimi(35)

Şekil 4.17'den görülmektedir ki 25 ve 50 mg/lt amonyak konsantrasyonu ile girişlerde, yüksek amonyak yüklemeleri amonyak giderimi üzerinde bilhassa $C_0:25$ mg/lt de etkili olmamaktadır. Ancak bu etki 100 mg/lt ve 200 mg/lt ile girişlerde kendini açık şekilde göstermektedir. Bu bölüm sonuçları ve Şekil 4.17 üzerinde gösterilen çalışma ile ilgili diğer bulgular Tablo 4. de belirtilmiştir.

TABLO 4.1. Y.Watanabe ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(35)

Hidrolik Yükleme (m^3/m^2 -gün)	$C_{giriş}$ (mg/lt)	$C_{çıkış}$ (mg/lt)	Amonyak Yüklemesi (gr/m^2 -gün)	Giderim Hızı (gr/m^2 -gün)
0,048	200,0	8,0	9,60	9,22
0,072	200,0	80,0	14,40	8,64
0,096	200,0	124,0	19,20	7,30
0,120	200,0	134,0	24,00	7,92
0,144	200,0	146,0	28,80	7,76
0,048	100,0	3,0	4,8	4,65
0,072	100,0	13,0	7,2	6,26
0,096	100,0	31,0	9,6	6,62
0,120	100,0	42,0	12,0	6,96
0,144	100,0	49,0	14,4	7,34

Bu sonuçlardan yararlanarak çıkış konsantrasyonuna karşı giderim hızları Şekil 4.18'de görülmektedir. Şekil 4.18'den görülmektedir ki belli çıkış konsantrasyonlarına kadar reaksiyon 1/2. mertebe kinetiğini takip etmektedir. Yüksek çıkış konsantrasyonlarında ise reaksiyon sıfırcı mertebe reaksiyonuna uymaktadır. Sıfırcı mertebeğe geçiş 6-8 mg/lt çıkış NH_3-N konsantrasyonlarından sonra olmaktadır.



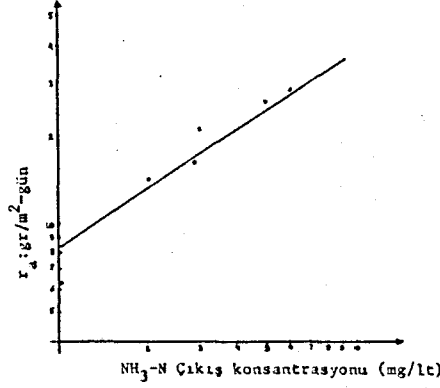
ŞEKİL 4.18. Amonyak çıkış konsantrasyonuna karşı giderim hızı

T.B.Prakasam ve arkadaşları pilot ölçekteki bir biyodisk sisteminde(51) yüksek konsantrasyonda NH₃-N içeren çürütülmüş çamur üst suyu kullanarak bir takım çalışmalar yapmışlardır. Çalışmada NH₃-N giriş konsantrasyonu 318-581 mg/l arasında, Hidrolik yükleme ise 0,0022-0,0066 m³/m²-gün ve hidrolik bekletme süresi de ortalama 1-3 gün civarındadır. Tablo 4.2'de yapılan çalışmaların bir özeti görülmektedir.

TABLO 4.2. T.B.Prakasam ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(51)

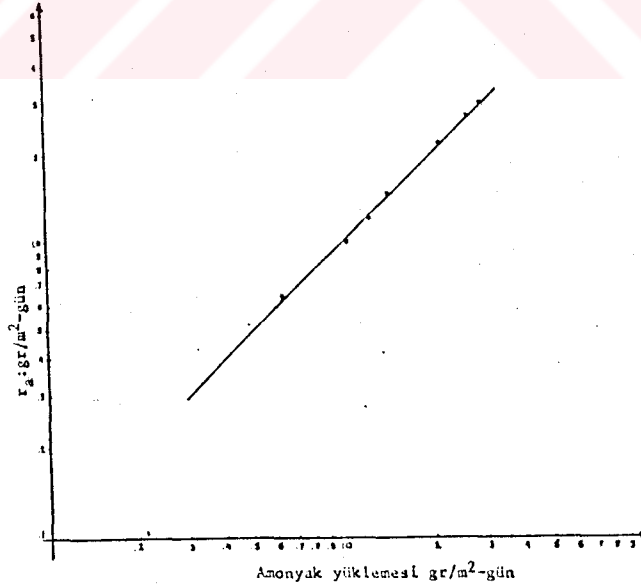
Hidrolik Bekletme Süresi Saat	Hidrolik Yükleme m ³ /m ² -gün	C _{giriş} (mg/l)	C _{çıkış} (mg/l)	Amonyak Yüklemesi (gr/m ² -gün)	Giderim hızı (gr/m ² -gün)
63.0	0,0020	318	1.0	0,64	0,63
60.0	0,0023	453	20.0	1,04	0,99
60.0	0,0023	535	18.0	1,23	1,19
55.2	0,0025	581	2.0	1,46	1,44
25.5	0,0053	566	6.0	2,99	2,96
23.0	0,0060	440	5.0	2,64	2,61
20.6	0,0066	322	3.0	2,13	2,11

Tablo 4.2'den elde edilen değerlere göre Şekil 4.19'da görüldüğü gibi çıkış konsantrasyonu ile giderim hızı arasında bir grafik çizilmiştir. Yine Şekil 4.20'de de görülebileceği gibi amonyak yüklemesi ve giderim hızı arasında bir grafik çizilmiştir.



ŞEKİL 4.19. Çıkış amonyak konsantrasyonuna karşı giderim hızı(51)

Şekil 4.19'dan görülmektedir ki 7 mg/lt NH₃-N çıkış konsantrasyonuna kadar reaksiyon 1/2. mertebe reaksiyonunu takip etmektedir. Ancak 600 mg/lt den fazla giriş NH₃-N konsantrasyonu ile çalışılmadığı için doğrunun bu değerden sonraki durumu hakkında maalesef bir şey söylemek mümkün değildir.



ŞEKİL 4.20. Amonyak yüklemesine karşı giderim hızı(51)

Şekil 4.20'den amonyak yüklemesinin artmasıyla giderim hızının da aynı oranda arttığı görülmektedir. Ancak çalışmada kullanılan hidrolik yükleme küçük olduğundan, daha yüksek amonyak yüklemelerinde giderim hızının ne olacağı hakkında bir şey söylemek mümkün olmamaktadır.

Bu konuda en detaylı çalışmalar Cecil Lue-Hing ve arkadaşları(52) tarafından yapılmıştır. Çalışmada yaklaşık bir yıl boyunca bir arıtma tesisinden alınan ve yüksek konsantrasyonda amonyak içeren çamur üst suyunun pilot ölçekteki bir sistemde nitrifikasyonu incelenmiştir. Çalışma dört ana grup altında toplanmıştır. Bunlardan 1. çalışmada hidrolik bekletme süresi 6, 10, 12 gün tutulmuştur. Diğer çalışmalarda bekletme süreleri aynı olmakla beraber atıksu sıcaklığı farklıdır. Aşağıdaki tablolarda çalışmanın özeti verilmektedir.

TABLO 4.3. Cecil-Lue-Hing ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(52)
(Hidrolik Bekletme Süresi 6, 10, 12 Gün)

Hidrolik Bekletme Süresi (gün)	Hidrolik Yükleme (m^3/m^2 -gün)	Cgiriş (mg/lt)	Cçıkış (mg/lt)	Amonyak Yüklemesi (gr/m^2 -gün)	Giderim Hızı (gr/m^2 -gün)
12	0,00049	425	1,7	0,208	0,207
10	0,00057	435	1,2	0,248	0,247
6	0,00094	552	1,6	0,519	0,517

Tablo 4.3'ten hidrolik bekletme süresinin çok fazla seçildiği açık bir biçimde görülmektedir. Bu sebepten ötürü diğer çalışmalarda hidrolik bekletme süresi azaltılmıştır.

TABLO 4.4. Cecil-Hue-Hing ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(52)

Hidrolik Bekletme Süresi (gün)	Hidrolik Yükleme (m^3/m^2 -gün)	Cgiriş (mg/lt)	Cçıkış (mg/lt)	Amonyak Yüklemesi (gr/m^2 -gün)	Giderim Hızı (gr/m^2 -gün)
3,0	0,0019	818	2,5	1,554	1,549
2,0	0,0028	830	1,9	2,324	2,318
1,5	0,0038	763	5,5	2,899	2,878
1,0	0,0057	723	1,2	4,121	4,114

Bu tablonun incelemesinde amonyak yüklemesine göre çok iyi bir giderim hızı elde edilmektedir.

TABLO 4.5. Çecil Lue-Hing ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(52)

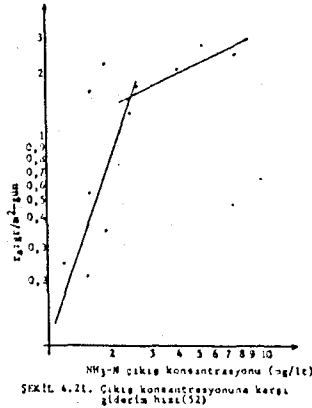
Hidrolik Bekletme Süresi (gün)	Hidrolik Yükleme (m^3/m^2 -gün)	C _{giriş} (mg/lt)	C _{çıkış} (mg/lt)	Amonyak Yüklemesi (gr/m^2 -gün)	Giderim Hızı (gr/m^2 -gün)
4	0,00143	914	2,5	1,307	1,303
3	0,00191	849	1,4	1,621	1,619
3	0,00191	820	1,4	1,566	1,563
3	0,00191	889	1,6	1,698	1,695
2	0,00285	983	2,7	2,802	2,794
2	0,00285	768	4,3	2,188	2,176
2	0,00285	944	1,9	2,690	2,685
2	0,00285	915	7,9	2,607	2,585
1	0,00571	732	206,0	4,179	2,695

Tablo 4.5'de dikkati çeken husus hidrolik bekletme süresinin 1 güne düştüğü zaman çıkış amonyak konsantrasyonunda ve giderim hızında düşüşlerin olmasıdır.

TABLO 4.6. Çecil Lue-Hing ve Arkadaşlarının Çalışma Sonuçları(52)

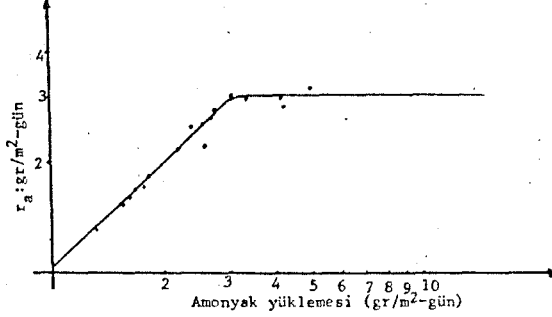
Hidrolik Bekletme Süresi (gün)	Hidrolik Yükleme (m^3/m^2 -gün)	C _{giriş} (mg/lt)	C _{çıkış} (mg/lt)	Amonyak Yüklemesi (gr/m^2 -gün)	Giderim Hızı (gr/m^2 -gün)
4	0,00143	918	5,9	1,313	1,304
2	0,00285	893	98,6	2,545	2,264

Bu dört tablonun incelenmesinden elde edilen veriler Şekil 4.21 ve 4.22 üzerinde değerlendirilmiştir(52).



Şekil 4.21'den $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonu 2-3 mg/lt kadar reaksiyonun 1. mertebeden daha sonra ise 1/2 mertebeden olduğu görülmektedir.

Şekil 4.22'de ise Amonyak yüklemesine karşı giderim hızı görülmektedir.



ŞEKİL 4.22. Amonyak yüklemesine karşı giderim hızı (52)

Şekil 4.22'den amonyak yüklemesinin 3 gr/m²-gün değerini geçmesinden sonra giderim hızının yüklemeyele değişmediği görülmektedir.

Çecil Lue-Hing ve arkadaşlarının(53) aynı deney sistemi üzerinde çamur üst suyunun nitrifikasyonu üzerinde yaptıkları başka bir çalışmada bundan evvel bahsedilen çalışmaya benzer sonuçlar bulmuşlardır. 4 kompartımandan oluşan disk sisteminde çeşitli alıkonma zamanlarına göre her bir kompartımandan alınan sonuçlar aşağıdaki tablolarda gösterilmiştir.

TABLO 4.7. Hidrolik Bekletme Süresi: 2 Gün (t=24°C)

Tür	Giriş	1.Komp.Çıkışı	2.Komp.Çıkışı	3.Komp.Çıkışı	4.Komp.Çıkışı
$\text{NH}_3\text{-N}$	880	70	213	5.6	1.6
$\text{NO}_2\text{-N}$	<1.0	80	55	15.0	0.1
$\text{NO}_3\text{-N}$	<1.0	740	885	914.0	910.0

TABLO 4.8. Hidrolik Bekletme Süresi: 1,5 Gün (t=22°C)

Tür	Giriş	1.Komp.Çıkışı	2.Komp.Çıkışı	3.Komp.Çıkışı	4.Komp.Çıkışı
$\text{NH}_3\text{-N}$	785	205	27	5.2	1.4
$\text{NO}_2\text{-N}$	<1.0	120	110	22.0	0.12
$\text{NO}_3\text{-N}$	<1.0	660	730	878.0	884.0

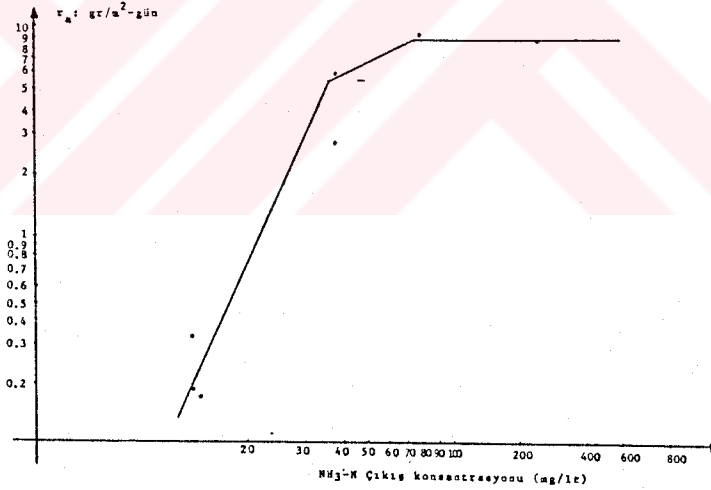
TABLO 4.9. Hidrolik Bekletme Süresi: 3 gün (t=24°C)

Tür	Giriş	1.Komp.Çıkışı	2.Komp.Çıkışı	3.Komp.Çıkışı	4.Komp.Çıkışı
$\text{NH}_3\text{-N}$	790	28	6	1.9	1.5
$\text{NO}_2\text{-N}$	1.0	100	72	9.7	2.2
$\text{NO}_3\text{-N}$	1.0	725	753	867.0	882.0

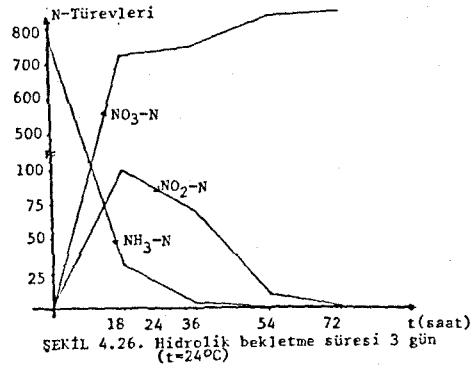
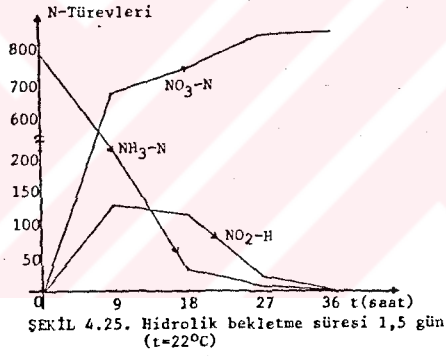
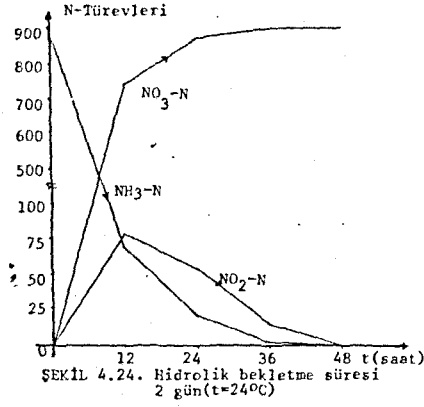
Ayrıca Tablo 4.7, 4.8 ve 4.9'a dayanılarak bu çalışmada kompartımanlar boyunca $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun değişimi Şekil 4.24, 4.25 ve 4.26'da verilmiştir.

Bu tabloların ve şekillerin değerlendirilmesinden nitrifikasyonun pratik olarak 24 saatlik bir bekletme süresi sonunda bittiği görülmektedir. Son ürün olan $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e dönüşümde büyük ölçüde gerçekleşmektedir. Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonuna karşı giderim hızları çizildiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 4.23'de görülmektedir. Şekil 4.23'den görülmektedir ki düşük hidrolik yüklemeler ile çalışıldığında elde edilen giderim hızları çok yüksek olmaktadır. Her ne kadar tam bir yorumlama için veriler yetersiz ise de sıfıncı mertebeye dönüşün 40-60 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonlarında olduğu görülmektedir.

Bu bölümdeki çalışmalarla ilgili olarak, görüldüğü kadarıyla teori ile desteklenen kavramsal bir yaklaşımdan ziyade amprik bir yaklaşım mevcuttur. Bunun için de gerekli diğer parametreler ele alınmadan eksik korelasyonlar kurulmuş ve deney sonuçlarını bir genelleme yapacak şekilde yorumlamak mümkün olmamıştır.



ŞEKİL 4.23. Giderim hızına karşı çıkış konsantrasyonu



BÖLÜM 5 - DÖNER DİSKLERDE AZOT GİDERİLMESİNE KAVRAMSAL YAKLAŞIM

5.1. BİYOFİLM KABULLERİ

P.Harremoes(54) ve Gönenc(50) tarafından öngörülen döner disk reaktörlerindeki nitrifikasyon modeli bu çalışmada da benimsenmiştir. Buna göre model aşağıdaki hipotez ve kabullere dayanmaktadır:

- 1- Reaktör içindeki sıvı tam karışımıdır.
- 2- Sıvı film difüzyonu dikkate alınmamaktadır. Böylece biyofilm yüzeyinde başlangıçtaki $\text{NH}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ ve oksijen konsantrasyonları tanımlanabilmektedir
- 3- Biyofilm içindeki sübstrat konsantrasyonları aksial ve radyal pozisyonlardaki durumlardan bağımsız olup değişim sadece biyofilm kalınlığı boyuncaadır.
- 4- Biyofilm kalınlığı üniform olarak kabul edilmektedir.
- 5- Sübstrat olarak kullanılan amonyak azotu çözünür olarak kabul edilmekte ve sadece oksijenin mevcut olması halinde biyolojik olarak yükseltgenebilmektedir.
- 6- Biyofilm yoğunluğu sabit olarak kabul edilmektedir.
- 7- Biyokitleden, reaksiyon ürünlerinin biyofilm dışına difüzyonunun sübstrat kullanım hızı üzerinde etkisi ihmal edilebilir seviyededir.

Sistem için birkütle dengesi yazılacak olursa:

$$Q C_{N_0} - Q C_N - A \cdot r_a = \frac{dc}{dt} \quad (5.1)$$

Denge şartları için $\frac{dc}{dt} = 0$

$$Q \cdot C_{N_0} - Q \cdot C_N - A \cdot r_a = 0 \quad (5.2)$$

denklemini elde edilir. Bu denklem düzenlenirse:

$$Q(C_{N_0} - C_N) = A \cdot r_a$$
$$r_a = \frac{Q}{A} (C_{N_0} - C_N) \quad (5.3)$$

elde edilir.

Sıfırıncı mertebe reaksiyon için:

$$r_a = k_{oa} = k_{of} \cdot L \quad (5.4)$$

1/2. mertebe için:

$$r_a = k_{1/2} \cdot C_N^{1/2} \quad (5.5)$$

1. mertebe için:

$$r_a = k_1 \cdot C_N \quad (5.6)$$

3 ve 4 nolu denklemler birleştirilecek olursa,

$$r_a = k_{oa} = k_{of} \cdot L = \frac{Q}{A} (C_{N_0} - C_N) \quad (5.7)$$

elde edilir.

Burada görüldüğü gibi sıfırıncı mertebe reaksiyonunda giderim hızı çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ 'nin bir fonksiyonu olmayıp, L biyofilm kalınlığının bir fonksiyonudur.

Aynı şekilde; 1/2. mertebe için

$$r_a = k_{1/2} \cdot C_N^{1/2} = \frac{Q}{A} (C_{N_0} - C_N) \quad (5.8)$$

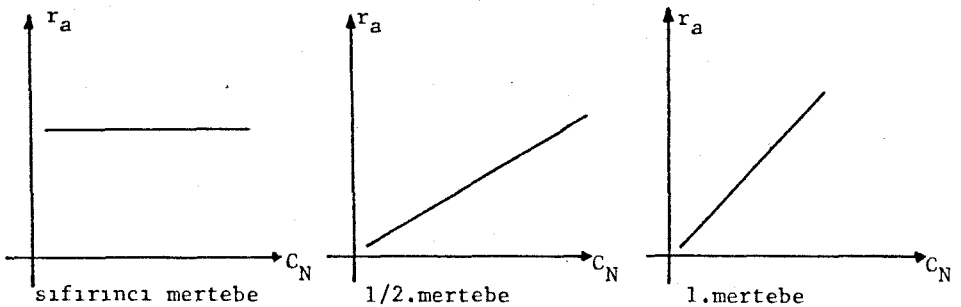
ve 1. mertebe reaksiyonu için

$$r_a = k_1 \cdot C_N = \frac{Q}{A} (C_{N_0} - C_N) \quad (5.9)$$

elde edilir.

8 ve 9 numaralı denklemlerden 1/2. ve 1. mertebe reaksiyonu için giderim hızının çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun bir fonksiyonu olduğu görülmektedir.

Aşağıda Şekil 5.1'de sıfırıncı mertebe, 1/2. mertebe ve 1. mertebe için sematik olarak giderim hızı r_a 'nın değişimi görülmektedir.



ŞEKİL 5.1. Sıfırıncı mertebe, 1/2. mertebe ve 1. mertebe için çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonuna bağlı olarak giderim hızının değişimi

Yukarıdaki denklemlerde:

Q : Debi ($\text{m}^3/\text{gün}$)

A : Yüzey alanı (m^2)

r_a : Giderim hızı ($\text{gr}/\text{m}^2\text{-gün}$)

- C_{N_0} : Giriş NH_3 -N konsantrasyonu (gr/m^3)
 C_N : Çıkış NH_3 -N konsantrasyonu (gr/m^3)
 k_{oa} : Sıfırıncı merteye reaksiyon hız sabiti (gr/m^2 -gün)
 $k_{1/2 a}$: 1/2 merteye reaksiyon hız sabiti ($gr^{1/2}/m^{1/2}$ -gün)
 k_{1a} : 1. merteye reaksiyon hız sabiti (m/gün)
 L : Biyofilm kalınlığı (m)

5.2. OKSİJENİN ETKİSİNİN GİDERİLMESİ

Oksijenin etkisinin giderilmesi, başka bir ifadeyle oksijen limitasyonundan kaçınmak, genelde döner disk sistemlerinde üzerinde durulan en önemli olaylardan biridir. Bilindiği gibi gerek mineralizasyona çalışan bir döner disk sistemi olsun, gerek nitrifikasyona çalışan bir döner disk sistemi olsun, diskler üzerinde gelişen mikroorganizmalar aerobiktir ve oksijene ihtiyaçları vardır. İhtiyaç olan bu oksijende havadan veya suda çözünmüş vaziyette bulunan havadan temin edilir. Nitrifikasyona çalışan döner disk sistemlerinde çözünmüş oksijen konsantrasyonunun 2 mg/lt değerinden aşağıya düştüğü zaman pratik olarak nitrifikasyonun olmadığı belirtilmiştir.

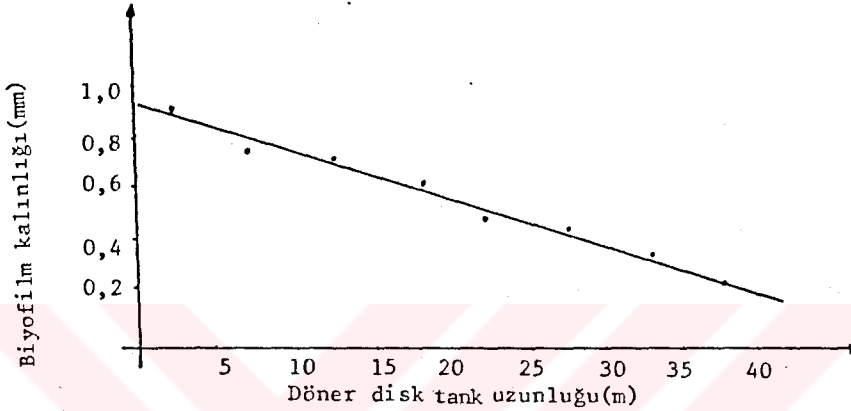
Çalışmalarımızda bu oksijen limitasyonundan kaçınmak için biyodisk tasarım çalışmaları sırasında diskler arasındaki mesafeyi gereğinden fazla (20 mm) alınmıştır. Bu suretle köprüleme tehlikesi de ortadan tamamen kaldırılmıştır. Ancak birim hacim başına düşen yüzey alanı azalmıştır. Bu şekilde sistem için iyi bir havalanma temin edilmiş olduğu, çalışmalar sırasında sürekli kontrol edilen bir parametre olan çözünmüş oksijen konsantrasyonunun hiçbir zaman 5.0 mg/lt'nin altına düşmediğinin gözlenmesiyle anlaşılmıştır. Ancak sistemde yüksek NH_3 -N giriş konsantrasyonları ile çalışıldığı için oksijen sürekli olarak hız kısıtlayıcı durumda olmuştur. Burada oksijenin limit olması hali eli hız kısıtlayıcı olması halini birbirine karıştırmamak gerekir. Bu bölümde oksijenin biyodisk sistemi için limit olması halinden kaçınmak için sistem üzerinde yapılan tasarım çalışmalarından bahsedilmiştir.

5.3. BİYOFİLM KALINLIĞI

Biyofilm kalınlığının, nitrifikasyona çalışan biyodisk sistemlerinde mineralizasyona çalışan sistemlere göre daha az ve pratik olarak yarı yarıya bir değere sahip olduğu ve mineralizasyonda 2,5 mm iken nitrifikasyonda 1,2 mm'ye kadar düştüğü belirtilmiştir(55). Ancak her iki sistemde de biyofilm kalınlığının hepsi aktif değildir. Biyofilm kalınlığının belli bir kısmı giderime çalışırken diğer kısmı ise inaktiftir(44) ve reaksiyona iştirak etmez.

K.İto ve T.Matsuo(56) pilot ölçekte bir biyodisk sisteminde yaptıkları çalışmalarda biyofilm kalınlığının sabit ve homojen olarak ele alınabilmeyeceğini öne sürmüşlerdir. Bu araştırmacılar göre biyofilm kalınlığı 1.0 mm'den azdır. Sıyrılma hızı ise 0.1 gr SS/ m^2 gün değerinden azdır. Sıfırıncı merteye reaksiyonu için önerdikleri matematiksel kinetik modele göre hesapladıkları etkin biyofilm kalınlığı olarak 30-110 μm arasında değerler bulmuşlardır. Ayrıca NH_3 -N için difüzyon katsayısı olarak $D_N = 1,4.10^{-4}$ $m^2/gün$ değeri hesaplamışlardır.

Paul M.Crawford(57) tarafından tam ölçekteki bir biyodisk sisteminde yaptığı çalışmanın bir bölümünde biyofilm kalınlığının tank boyunca lineer olarak azaldığını gözlemiş ve 0.9 mm'den 0.2 mm'ye kadar düşebileceği belirtilmiştir. Biyofilm kalınlığındaki bu azalmayı da tank boyunca amonyak konsantrasyonundaki azalmaya bağlamıştır. Şekil 5.2'de biyofilm kalınlığının tank boyunca değişimi görülmektedir.



ŞEKİL 5.2. Biyofilm kalınlığının tank boyunca değişimi

Ashak K.Singhal(58) pilot ölçekteki bir biyodisk sistemi kullanmış ve kademeler boyunca diskler üzerindeki biyofilm kalınlığı hususunda yaptığı ölçümlerde biyofilm kalınlığının 220 m'den 75 µm kadar azaldığını belirtmiştir. Tablo 5.1'de biyofilm kalınlığının kademeler boyunca değişimi görülmektedir.

TABLO 5.1. Biyofilm Kalınlığının Kademelere Göre Değişimi

Biyofilm Kalınlığı (mm)	Kademe No
0,220	1
0,106	2
0,075	3
0,096	4

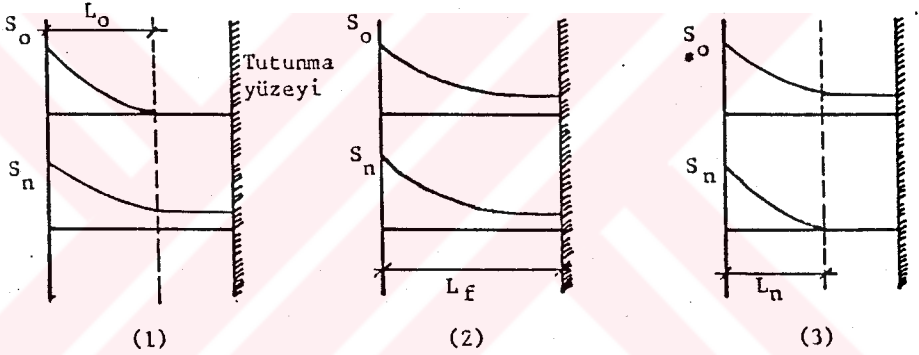
Bu çalışmada da biyofilm kalınlığının kademeler boyunca azalmasını $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonların kademeler boyunca azalmasına bağlamak mümkündür. Bunun tabii bir sonucu olarak da elde edilen hız sabitlerinde bir dağılma olması mümkündür ve elde edilen giderim hızlarında farklılık görülecektir. Biyodiskler üzerinde gelişen biyofilm kalınlığının giriş amonyak konsantrasyonuna, atık su sıcaklığına bağlı olabileceği gibi, bunun disk devir sayısından da etkilendiğini unutmamak gerekir. Çünkü disk devir sayısı arttıkça çevresel hız da artacağından biyofilm sıyrılma hızı da artacaktır. Ancak disk devir sayısının havalanma hızı üzerinde de etkisi olduğu göz önüne alınırsa bu iki olayı çok iyi kontrol etmek gerekir.

5.4. GEÇİŞ HALLERİ

Biyofilm kabullerinde de belirtildiği gibi, inert taşıyıcı bir yüzey üzerinde gelişen biyofilm homojen, yoğunluğu sabit ve her yerde eşit kalınlıkta olduğu kabul edilmiştir. Nitrifikasyon reaksiyonunda giderim hızı genelde çıkış suyundaki amonyak konsantrasyonuna göre 1. mertebeden, 1/2. mertebeden veya 0. mertebeden oluşmaktadır. Sadece nitrifikasyona çalışan bir biyodisk sisteminde oksijen ve substrat konsantrasyonları dikkate alındığında aşağıda gösterildiği gibi 3 halle karşılaşılır:

- 1- Oksijen kısmi difüze olurken, amonyak tam difüzyona uğramaktadır,
- 2- Hem amonyak ve hem de oksijen tam difüze olmaktadır,
- 3- Oksijen tam difüze olurken, amonyak kısmi difüzyona uğramaktadır.

Bunların şematik görünüşü Şekil 5.3'de gösterilmiştir:



ŞEKLİ 5.3. Oksijen ve amonyakın difüze olabilme halleri

Burada sıvı film difüzyonu ihmal edilmektedir. Bizim çalışmalarımızda bu üç halden en çok birincisi ile karşılaşılmiştir. Çünkü yüksek amonyak konsantrasyonları ile çalışıldığından oksijen daima hız kısıtlayıcı durumda olmuştur. Çalışmalarımızda 2. ve 3. hallerde de karşılaşılmiştir. Ancak 3. hâl yani oksijenin tam difüze olup amonyakın kısmi difüzyona uğradığı hâl çok az karşılaştığımız bir durumu (1/2. mertebe reaksiyonu).

Biyofilm teorisindeki verilere göre, bir biyofilmde sıfırıncı mertebe reaksiyonu, biyofilm karakteristiklerine ve aynı zamanda ara yüzeydeki substrat konsantrasyonuna da bağlı olarak ya da kütlesel sıfırıncı mertebeden ya da 1/2. mertebeden meydana gelmektedir.

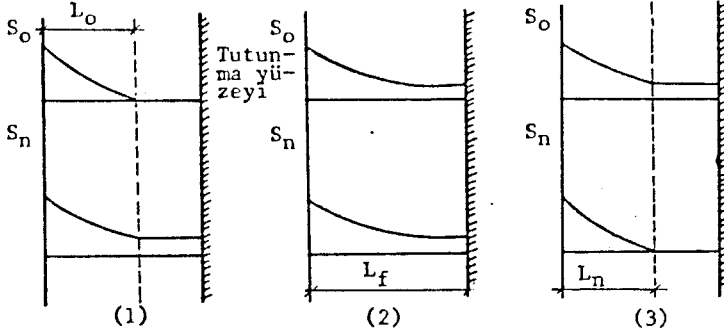
$\beta > 1$ halinde tam penantre biyofilm ve

$$r_a = k_{nf} \cdot L_f \text{ sıfırıncı mertebeden reaksiyonu,}$$

$\beta < 1$ halinde kısmi penantre biyofilm ve

$$r_a = \sqrt{2D_n k_f} \cdot S_n^{1/2} \quad ; \quad r_a = k_{1/2} a_n \cdot S_n^{1/2} \quad 1/2. \text{ mertebe reaksiyonu maktadır.}$$

Kısaca belirtilen bu durum yukarıda belirtilen 3 hâl için ifade edilecek olursa;



$$\begin{aligned} r_{ao} &= k_{1/2} a_o S_o^{1/2} & r_{ao} &= k_{of} \cdot L_f & r_{ao} &= k_{of} \cdot L_n \\ r_{an} &= k_{nf} \cdot L_o & r_{an} &= k_{nf} \cdot L_f & r_{an} &= k_{1/2} a_n \cdot S_n^{1/2} \end{aligned}$$

şeklinde gösterilebilir. Burada;

S_o, S_n : Oksijen ve amonyanın bulk sıvı içindeki konsantrasyonu (mg/lt)

S_o^*, S_n^* : Oksijen ve amonyanın başlangıç konsantrasyonu (mg/lt)

r_a : Giderim hızı ($\text{gr/m}^2\text{-gün}$)

L_f : Biyofilm kalınlığı

L_o, L_n : Oksijen ve amonyanın biyofilme nüfuz olabilme kalınlığı

k : Reaksiyon hız sabitidir.

1. ile 2., 2. ile 3. ve 1. ile 3. hâl arasında belirli koşullar altında geçişler olabilir.

2. hâl için;

$$\frac{d^2 S_n}{dx^2} = \frac{k_{nf}}{D_n}$$

denklemin denge koşulları için yazılıp, denklem

$$\left[\begin{aligned} X = 0, S_n &= S_n^* \\ X = L_o, \frac{dS_n}{dx} &= 0 \end{aligned} \right] \quad \text{sınır şartları için çözülürse}$$

$$r_a = k_{nf} \cdot L_f \quad (5.1)$$

bulunur.

3. hâl için de

$$\frac{d^2 S_n}{dx^2} = \frac{k_{nf}}{D_n}$$

denklemini denge koşulları için yazılıp, denklem

$$\left. \begin{array}{l} x = 0, \quad S_n = S_n^* \\ x = L_n, \quad S_n = 0 \end{array} \right\} \text{ sınır şartları için çözülecek olursa}$$

$$r_a = k_{1/2} a_n \cdot S_n^{*1/2} \quad (5.2)$$

bulunur.

2. ve 3. hâl arasındaki geçişler için

$$r_a = k_{1/2} a_n \cdot S_n^{*1/2} = k_{nf} \cdot L_f$$

$$\sqrt{2D_n \cdot k_{nf}} \cdot S_n^{*1/2} = k_{nf} \cdot L_f$$

$$2D_n \cdot k_{nf} \cdot S_n^* = k_{nf}^2 \cdot L_f^2$$

$$S_n^* \leq \frac{L_f^2 \cdot k_{nf}}{2D_n} \quad (5.3)$$

bulunur.

Denklem 5.3, 2. ve 3. hâl arasındaki geçiş için sağlanması gereken koşuldur.

Tablo 5.1'de verilen parametrelerden faydalanarak 3. halden 2. hale geçiş için bir örnek verilebilir.

TABLO 5.1. Kinetik Parametreler (Esas Parametreler)

Parametre	Sembol	Birim	Büyüklik	Referans
<u>Nitrifikasyon</u>				
Spesifik hız	k_{nf}	gr/m ³ -gün N	10 ⁴	-
Difüzyon katsayısı	D_n^{nf}	m ² /gün	0,8-1,5.10 ⁻⁴	Riemer (1977)
Dönüşüm oranı	Y_n	gr VSS/gr N	0,03-0,13	Sharma (1977)
<u>Oksijen</u>				
Difüzyon katsayısı	D_o	m ² /gün	0,3-3.10 ⁻⁴	Riemer (1977)
Spesifik hız	k_{of}	gr/m ³ -gün Oksi.	-	-

Diğer yandan biyofilm kalınlığı $L_f = 0,5 \times 10^{-4}$ m dolaylarında alınabilir.

Denklem 5.3, Tablo 5.1'den faydalanılarak çözülürse alınan değerlere göre,

$$S_n^* \leq 9-11 \text{ mg/lt bulunur.}$$

Bu sonuç göstermektedir ki, 3. hale geçiş başka bir ifadeyle reaksiyonun amonyağa göre 0. mertebeden olması, ancak çıkış suyunda amonyak konsantrasyonunun ortalama 9-11 mg/lt veya daha yukarısında olmasıyla gerçekleşebilecektir.

Aynı şekildeki düşünce tarzıyla,

1. hâl ve 2. hâl arasında

$$S_o^* \leq \frac{f_n \cdot k_{nf} \cdot L_f^2}{2D_o} \quad (5.4)$$

ve

1. hâl ile 3. hâl arasındaki geçişler için

$$\frac{S_n^*}{S_o^*} \leq 0,5 \quad (5.5)$$

şartlarının geçişlerin olabilmesi için gerçekleşmesi gerektiği ortaya çıkmaktadır. Burada

f_n : 4 bir katsayıdır.

Şekil 5.3'de görülen oksijenin ve amonyağın difüze olabilme hallerinde amonyak konsantrasyonunun biyofilm içinde ne şekilde değiştiği aşağıda gösterilmiştir.

1. Hâl

$$\frac{d^2 S_n}{dx^2} = \frac{k_{nf}}{D_n}, \quad \frac{dS_n}{dx} = \frac{k_{nf}}{D_n} x + a, \quad S_n = \frac{k_{nf}}{2D_n} x^2 + ax + b$$

Sınır şartları

$$x = 0 \quad S_n = S_n^* \rightarrow b = S_n^*$$

$$x = L_o \quad \frac{dS_n}{dx} = 0 \rightarrow a = -\frac{k_{nf} \cdot L_o}{D_n}$$

$$S_n = \frac{k_{nf}}{2D_n} x^2 - \frac{k_{nf} \cdot L_o}{D_n} x + S_n^*$$

2. Hâl

$$\frac{d^2 S_n}{dx^2} = \frac{k_{nf}}{D_n} \quad \frac{dS_n}{dx} = \frac{k_{nf}}{D_n} x + a \quad S_n = \frac{k_{nf}}{2D_n} x^2 + ax + b$$

Sınır şartları:

$$x = 0 \quad S_n = S_n^* \rightarrow b = S_n^*$$

$$x = L_f \quad \frac{dS_n}{dx} = 0 \rightarrow a = - \frac{k_{nf} \cdot L_f}{D_n}$$

$$S_n = \frac{k_{nf}}{2D_n} x^2 - \frac{k_{nf} \cdot L_f}{D_n} x + S_n^*$$

3. Hâl

$$x = 0 \quad S_n = S_n^* \rightarrow b = S_n^* \text{ (sınır şartları)}$$

$$x = L_n \quad \frac{dS_n}{dx} = 0 \rightarrow a = - \frac{k_{nf} \cdot L_n}{D_n}$$

$$S_n = \frac{k_{nf}}{2D_n} x^2 - \frac{k_{nf} \cdot L_n}{D_n} x + S_n^*$$

$$x = L_n \quad S_n = 0 \text{ şartı ile}$$

$$\frac{k_{nf} \cdot L_n^2}{2D_n} - \frac{k_{nf} \cdot L_n^2}{D_n} + S_n^* = 0$$

$$\frac{k_{nf} \cdot L_n^2}{2D_n}$$

$$L_n = \sqrt{\frac{2D_n \cdot S_n^*}{k_{nf}}}$$

bulunur.

5.5. İNHİBİSYONUN ETKİSİ

Nitrifikasyona çalışan biyolojik sistemler, mineralizasyona çalışan sistemlere nazaran inhibisyon bakış açısından önemli ayrıcalıkları giderimini yapacağı $\text{NH}_3\text{-N}$ den ve atıksuda mevcut olabilen veya nitrifikasyon reaksiyonunda ara ürün olan $\text{NO}_2\text{-N}$ den yüksek konsantrasyonda etkilenecek inhibe olmaları ve çalışmamasıdır. Çalışmalarımızda nitrifikasyonun inhibisyonuna sebep olabilecek çeşitli fiziksel ve kimyasal etkenlerden sadece amonyak ve/veya nitrit inhibisyonunun meydana gelebileceği etki sınırı bulunmaya ve nerelerde görülebileceği belirtilmeye çalışılmıştır.

BÖLÜM 6 - DENEYSEL YAKLAŞIM

6.1. KULLANILAN SİSTEM VE ÖZELLİKLERİ

Deneylerde kullanılan reaktör alt kısmı bombeli, yüksekliği 22 cm olan 50x36 cm boyutlarında dikdörtgen prizmadan ibarettir.

Sistem 1.1 KW gücünde bir alternatif akım motoru ile uyarılmakta ve buna akuple bir hidrolik varyatör yardımıyla disklerin devir sayısı 1-20 dev/dak arasında ayarlanabilmektedir.

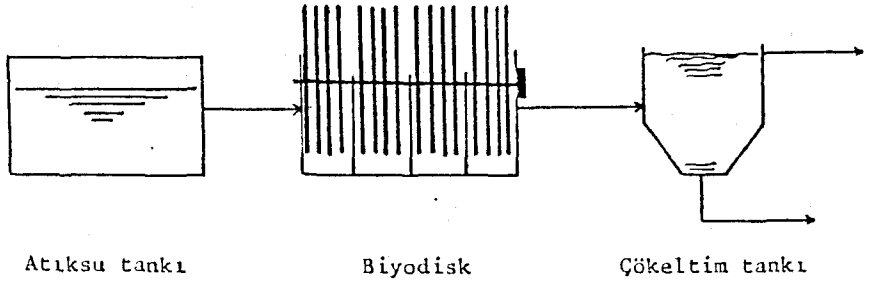
Reaktör eşit hacimde 4 bölmeye ayrılmıştır. Atıksu, disk dönüş yüzeyine paralel olarak beslenmekte ve bir kompartımandan diğerine savaklanarak geçmektedir. Savaklar arasında, hidrolik kayıpları önlemek amacı ile 3 mm kot farkı bulunmaktadır. Ayrıca yıkama ve temizlik amacıyla her bölmenin altında yine birer tane çıkış deliği bulunmaktadır.

Toplam tank hacmi 25 lt, disk sayısı 20'dir (her bölmede 5 adet). Disk kalınlığı 5 mm ve diskler arası yaklaşık 20 mm'dir.

Diskler 30 cm çapında olup, disk malzemesi pleksiglastır. Toplam disk alanı 2.82 m² ve batık fraksiyon % 40'dır. Yüzey alanı/su hacmi: 113 m²/dir.

Sisteme atıksu beslemek amacıyla 2 adet peristaltik pompa kullanılmıştır. Bunlar debileri ayarlanabilir pompalardır ve 5-125 lt/gün arasında su baskı kapasiteleri vardır. Sistemde ayrıca çoğalma yüzeylerinden sıyrılarak atıksuda biriken askıda maddeleri çöktürmek amacıyla 22 lt hacminde bir çöktürme tankı kullanılmıştır.

Şekil 6.1'de çalışmalarda kullanılan laboratuvar ölçeğindeki biyodisk sisteminin şematik görünümü verilmiştir:



ŞEKİL 6.1. Çalışmalarda kullanılan laboratuvar ölçeğindeki biyodisk sisteminin şematik görünümü

6.2. ATIKSUYUN ÖZELLİKLERİ

Sisteme ana çalışmalar sırasında Y.Watanabe ve arkadaşlarının(35) çalışmalarında kullandıkları sentetik atıksuyun bileşiminde hazırlanmış olan atıksu beslendi. Bu suyun özellikleri Tablo 6.1'de gösterilmiştir.

TABLO 6.1. Sistemde Kullanılan Atıksuyun Bileşimi*

Bileşen	Konsantrasyon (mg/lt)
NH_4Cl	382
NaHCO_3	1200
NaCl	146
$\text{MgSO}_4 - 7\text{H}_2\text{O}$	123
KH_2PO_4	68

*NOT: Yukarıdaki değerler suda 100 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ temini içindir.

Yukarıda gösterildiği gibi inorganik karbon kaynağı olarak ve oluşan asiditeyi nötralleştirmek için NaHCO_3 kullanılmıştır. Sisteme verilen mg $\text{NH}_3\text{-N}$ başına karbonat alkalinitesi olarak 7,2 mg NaHCO_3 beslenmiştir. Sisteme beslenen N:P oranı ise 100:15 oranına göre ayarlanarak beslenmiştir.

6.3. ÖLÇÜM VE ANALİZLER

Çalışmalar sırasında $\text{NH}_3\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, pH, alkalinite, sıcaklık ve çözünmüş oksijen konsantrasyonu sürekli olarak kontrol edilmiştir. Bunun yanı sıra KOI ölçümleri de sistemin durumunu kontrol için yapılmıştır. Reaktörün denge haline gelebilmesi için sistem daima seçilen giriş konsantrasyonu ve hidrolik yüklemdeki bekletme süresinin 3-4 defa daha fazla sürede çalıştırılmış ve bundan sonra alınan numunelerde analizler yapılmıştır. Analizler 3-5 defa tekrar edilerek ortalamalar alınmıştır. Yukarıda belirtilen analizler standart metodlarda(61) belirtilen yöntemler esas alınarak yapılmıştır. Amonyak ölçümü Orion 601 A iyon analizörü ve çözünmüş oksijende WTW oksijen-metre ile yapılmıştır.

6.4. ÇEVRESEL KOŞULLAR

Deney düzeneginin kurulu olduğu laboratuvarda sistemin önemli bir kontrol parametresi olan sıcaklığı sabit düzeylerde tutabilmek amacıyla sistem kapalı bir ortam içerisinde çalıştırılmış ve böylece sistem çevresindeki hava sıcaklığı değişiminin en az düzeyde olmasına gayret edilmiştir. Diğer taraftan sisteme beslenen atıksuyun sıcaklığı sistem girişinde bulunan bir termostat yardımıyla 20 ± 2 derece civarına getirilmiştir. Nitrifikasyon hızı üzerinde önemli bir etkisi olan pH'da, pH metre yardımıyla izlenmiş ve genelde pH'nın bu sistemlerin çalıştırılmasında optimum değer olarak kabul edilen pH = 6.0-9.0 değerleri arasında tutulmuştur. Sistemin önemli bir kontrol parametresi olan çözünmüş oksijen konsantrasyonunun belli değerlerden aşağıda olması ve dolayısıyla çözünmüş oksijen konsantrasyonunun hız kısıtlayıcı olmaması için sistem bu esasa göre tasarlanmıştır. Çalışma süresi boyunca yapılan çözünmüş oksijen konsantrasyonu

ölçümlerinde bu değerin genelde 5.0 mg/l't'nin altına düşmediği de tespit edilmiştir.

6.5. DENEYLERİN PLANLANMASI VE DENEY PROGRAMI

Bundan önceki bölümde ortaya konan model çerçevesinde ve çalışmanın amacı doğrultusunda daha önce yüksek konsantrasyonda azot içeren atıksuların nitrifikasyonu konusunda yapılmış olan çalışmaları da dikkate alarak bir deneysel çalışma programı düzenlenmiş ve bu doğrultuda çalışmalar yapılmıştır. Bu çalışma programının özeti aşağıda verilmiştir:

- a) Devreye alma çalışmaları, kesikli besleme
- b) Sürekli beslemeye geçiş, inhibisyon sınırının tespiti
- c) Nitrifikasyon
- d) Kademeli besleme

a) Devreye Alma Çalışmaları, Kesikli Besleme

Reaktör ilk başta çöktürülmüş evsel atıksu ile doldurularak çalıştırılmıştır. Sisteme havalanma ile olan kalıpları karşılamak için yeni atıksu ilavesi yapıldığı gibi 4-5 günde bir tamamen boşaltılarak yeni çöktürülmüş evsel atıksu ile doldurulmuştur. Çalışmaya başladıktan 3 hafta sonra diskler üzerinde bir biyofilm tabakasının geliştiği gözlenmiştir. Bundan sonra diskler üzerinde nitrifikasyon mikroorganizmalarını geliştirmek amacıyla kontaktöre NH_4Cl şeklinde amonyum iyonu ve NaHCO_3 şeklinde alka linite verilmiştir. Bu faza da 2 hafta süreyle devam edildikten sonra re aktör tamamen boşaltılarak Tablo 6.1 verilen bileşime uygun atıksu besleme yapılmıştır. Kesikli olarak çalışan sistemin içindeki $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu önceleri 30-50 mg/l't'de tutulurken belli bir süre sonunda bu konsantrasyonu 250-300 mg/l't'e çıkarılmış ve bu şartlardaki çalışmaya 3 hafta kadar devam edilmiştir. Böylece disklerin yüzeyinde nitrifikasyon mikroorganizmalarının oluşması sağlanmıştır.

b) Sürekli Beslemeye Geçiş, İnhibisyon Sınırının Tespiti

Kesikli besleme ile yapılan 10-11 haftalık çalışma sonunda diskler üzerinde belli bir kalınlıkta fakat reaktör boyunca azalan kalınlıkta biyofilm tabakasının olduğu görülmüştür. Kesikli besleme ile yapılan çalış sistemin tümü bir bütün olarak ele alınırken sürekli beslemede herbir bölme birbiri arkasına sıralanmış tam karışımli birer reaktör ve tümü de piston akımlı bir reaktör olarak ele alınmıştır. Bu esasa göre de 1. bölme beslenen giriş suyunun karakteri tespit edildikten sonra 1. bölmede çıkan su 2. bölmenin beslemesi, 2. bölmeden çıkan su 3. bölmenin beslemesi ve özetle birinin çıkışı diğerinin girişi olarak ele alınmıştır. Bu çalışmadaki amaç, giriş konsantrasyonu, hidrolik ve amonyak yüklemesi hakkında bir fikir sahibi olmanın yanısıra yüksek konsantrasyonda amonyo içeren atıksuların nitrifikasyonunda karşılaşılabilecek bir problem olan inhibisyon sınırının tespitiydi. Bu amaçla Tablo 6.2'de gösterilen program yapılmıştır.

TABLO 6.2. İnhibisyon Sınırının Tespiti İçin Yapılan Ön Program

Hidrolik Yükleme $m^3/m^2-gün$	Giriş Konsantrasyonu mg/lt	Çıkış Konsantrasyonu mg/lt	Amonyak Yüklemesi $gr/m^2-gün$	Giderim Hızı $gr/m^2-gün$
0,02	85	1,2	1,7	1,7
0,04	100	28,5	4,0	2,8
0,07	85	24,0	5,9	4,3

Bu çalışmanın sonuçlarına göre de (c) kısmında gösterilen bir çalışma programı tespit edilmiştir.

c) Nitrifikasyon

Devreye alma çalışmaları ve sürekli beslemeye geçiş çalışmalarının ışığı altında Tablo 6.3'de gösterildiği şekilde çalışmalar bir program dahilinde yürütülmüştür.

TABLO 6.3. Nitrifikasyon İçin Çalışma Programı

Çalışma Grubu	Q/A $(m^3/m^2-gün)$	C giriş (mg/lt)	Q/A . C giriş $(gr/m^2-gün)$	V/Q $(gün)$	(lt/gün)	Devir Sayısı (d/d)
1	0,0022	85	0,19	4	6,25	
		200	0,44			
		500	1,10			
		1040	2,28			
2	0,0044	350	1,54	2	12,50	4
		400	1,76			
		500	2,20			
		800	3,52			
3	0,0088	210	1,84	1	25,00	4
		325	2,86			
		500	4,40			
4	0,0100	85	0,85	0,883	28,30	4,4
		146	1,46			
		350	3,50			
5	0,0200	500	5,00	0,441	56,50	4
		85	1,70			
		176	3,52			
		208	4,16			
6	0,0400	270	5,40	0,220	113	4
		85	3,40			
		126	5,04			
		145	5,80			

d) Kademeli Besleme

Çalışmalar sırasında kullanılan sistem birbiri arkasına gelen her bir tam karışimli 4 reaktörden oluştuğu için herhangi bir etkenle meydana gelecek inhibisyon tüm sistemi aynı anda etkisi altına alamıyacaktır. Yapılan çalışmalarda sistemin kapasitesine dikkat edildiğinde bunun düşük hidrolik yükleme ve giriş konsantrasyonlarında çok az olduğu 3 ve 4. bölmelerde pratik yönden hiç nitrifikasyon olmadığı yani bu bölmelerin çalışmadığı görülmüştür. Ancak daha yüksek hidrolik yükleme ve giriş konsantrasyonları ile yapılan çalışmalarda ise 3. ve genelde 4. bölmenin bazı nedenlerle çalışmadığı görülmüştür (nitrit inhibisyonu). Bu çalışmaların ışığı altında sistemin kapasitesinin artacağı düşüncesiyle seçilen 0,0088 m³/m²-gün sabit hidrolik yükleme altında ve değişik NH₃-N giriş konsantrasyonları ile sisteme 1. bölmeye ilaveten 3. bölmenin başından da bir giriş yapılmış sonuçta bunun sistemin kapasite, giderim hızı ve inhibisyon üzerindeki etkileri incelenmiş ve değerlendirilmiştir. Çalışmada iki ayrı program üzerinde durulmuş, birincisinde giriş konsantrasyonu düşük, ikincisinde ise yüksek tutulmuştur.

Aşağıda Tablo 6.4 kademeli beslemenin çalışma programı görülmektedir.

TABLO 6.4. Kademeli Beslemenin Çalışma Programı

Giriş Konsantrasyonu : (mg/lt)	205	250	300	400	450
Hidrolik Yükleme (m ³ /m ² -gün)	0,0177	0,0177	0,0177	0,0177	0,0177
Amonyak Yüklemesi (gr/m ² -gün)	3,61	4,40	5,28	7,04	7,92

BÖLÜM 7. BULGULAR VE TARTIŞMA

7.1. NİTRİFİKASYON YETENEĞİ

Nitrifikasyona çalışan bir biyodisk sisteminin nitrifikasyon yeteneğini, sisteme verilen $\text{NH}_3\text{-N}$ 'in NO_2+NO_3 'e dönüşüm oranı şeklinde açıklamak mümkündür. Burada önemli olan bir nokta da dönüşüm süresi ve çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonudur. 6. Bölümde verilen Tablo 6.3 çerçevesinde yapılan çalışmaların sonuçları Tablo 7.1-6 ve Şekil 7.1-6 da gösterilmiştir.

Tablo 7.1-6 ve Şekil 7.1-6'nın incelenmesinden sistemin nitrifikasyon yeteneği Şekil 7.7'de gösterilmiştir. Şekil 7.7'den görülmektedir ki 250 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonuna kadar sistemin nitrifikasyon yeteneği oldukça yüksektir ve sisteme yüklenen $\text{NH}_3\text{-N}$ 'in % 98 lik bir kısmı tamamen $\text{NO}_2+\text{NO}_3\text{-N}$ 'e dönüşmektedir. Daha yüksek giriş konsantrasyonlarında ise sistemin nitrifiye verimi göreceli olarak azalarak % 92'ye kadar düşmekte ve $\text{NO}_2+\text{NO}_3\text{-N}$ 'e dönüşümde sapmalar olmaktadır. Bu azalmayı iki şekilde açıklamak mümkündür. Birincisi uçuculuk bölümünde değinilen iyonlaşmamış amonyakın uçmaya karşı olan eğilimi ile açıklamak olanaklıdır(21). Nitekim yüksek giriş konsantrasyonları ile yapılan çalışmalarda pH ve dolayısıyla uçuculuk fazla olduğundan 1:1 doğrusundan bir sapma olması olağandır. İkinci bir neden olarak da etkisi az da olsa denitrifikasyondan söz etmek olanaklıdır. Diskler üzerinde gelişen biyofilm kalınlığı sebebiyle oksijenin tam difüze olamadığı kısımlarda denitrifikasyon olmakta ve azota göre bir kütle dengesi göz önüne alındığında giriş ve çıkış toplam azot değerlerinde farklılık yaratmaktadır. Gönenç, E(50) tarafından yapılan bir çalışmada denitrifikasyon sebebiyle meydana gelen azot kaybının % 8 civarında olduğu belirtilmiştir. Gönenç'in çalışmasında kullandığı döner diske benzer pilot ölçekteki bir disk üzerinde Murphy ve arkadaşlarının yaptığı çalışmada bu kaybın % 15 mertebelerinde olabileceği belirtilmiştir(60).

Sistemin birbiri arkasına gelen her biri tam karışımli dört reaktör şeklinde yapılmasının amaçlarından birisi de çeşitli giriş konsantrasyonlarında ve çeşitli hidrolik yüklemelerde pratik olarak nitrifikasyonun hangi bekletme sürelerinde son bulacağı hakkında bilgi edinebilmektir. Tablo ve şekillerin incelenmesinden 0,020 ve 0,040 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ hidrolik yüklemeleri hariç, nitrifikasyonun 24 saatlik bekletme süresi sonunda bütün giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonlarında pratik olarak tamamlandığı ve dönüşüm oranının % 95 dolaylarında olduğu görülmektedir. Son iki yüklemeye ise yeterli hidrolik bekletme süresi sağlanamadığı için dönüşüm tamamlanamamaktadır. Şekil 7.5-6 dan görülmektedir ki $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonundaki azalmalar son kompartımana gelindiğinde hâlâ devam etmektedir. Diğer yandan Şekil 7.1 ve Şekil 7.2'den görülmektedir ki yüksek giriş konsantrasyonları ile çalışılsa bile düşük hidrolik yüklemelerde 24 saatlik bir bekletme süresi sonunda nitrifikasyon % 90 ın üzerinde bir verimle meydana gelmektedir. Hidrolik yüklemenin artması, dolayısıyla bekletme süresinin azaltılmasının sistemde tam bir nitrifikasyonun olabilmesi için daha fazla zamana gereksinim olduğunu göstermektedir. Başka bir deyişle yeterli bir nitrifikasyon yapabilmek için ya giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu azaltılmalı ya da hidrolik yükleme azaltılmalıdır.

Şekil 7.1 ve 7.6'dan $\text{NO}_3\text{-N}$ ve $\text{NO}_2\text{-N}$ dönüşüm oranlarına bakıldığında, son ürün olan $\text{NO}_3\text{-N}$ 'e dönüşümün yine düşük hidrolik yükleme veya $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonlarında 24 saatlik bir bekletme süresi sonunda pratik olarak tamamlandığı görülmektedir. Yüksek hidrolik yüklemelelerde ise son ürüne tam bir dönüşüm olmamasını hidrolik bekletme süresinin azlığına bağlamak olanaklıdır. Çünkü $\text{NO}_3\text{-N}$ artışları son gözde halen devam etmektedir. $\text{NO}_2\text{-N}$ içinde aynı şeyleri söylemek mümkündür. Bir ara ürün olan $\text{NO}_2\text{-N}$ nin bir hal dışında olmak üzere ki burada uçuculuğun etkisini kuvvetli bir şekilde göz önüne almak gerekmiştir, hidrolik bekletme süresine bağlı olmaksızın 1. bölme çıkışında bir maksimuma ulaşmasını ve sonra hızla azalarak çıkışta küçük değerler elde edilmesini, nitrifikasyon reaksiyonunda hız kısıtlayıcı adımın $\text{NH}_3\text{-N}$ nin $\text{NO}_2\text{-N}$ 'e dönüşümü olması nedeniyle açıklamak olanaklıdır.

6. Bölümde gösterilen Tablo 6.3 çerçevesinde yapılan çalışmaların sonuçları Tablo 7.1-6 ve Şekil 7.1-6'da gösterilmiştir.

FAZ 1

TABLO 7.1. 0,0022 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ Yüklemesi Sonuçları

Giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Amonyak Yüklemesi	Giderim Hızı	Giderim
mg/lt	mg/lt	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	%
85	0,1	0,187	0,186	99,9
200	0,1	0,44	0,440	99,9
496	0,1	1,09	1,089	99,9
1040	118	2,28	2,060	88,6

FAZ 2

TABLO 7.2. 0,0044 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ Yüklemesi Sonuçları

Giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Amonyak Yüklemesi	Giderim Hızı	Giderim
mg/lt	mg/lt	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	%
350	0,4	1,54	1,53	99,8
400	4,0	1,76	1,72	98,0
500	1,0	2,20	2,15	99,9
800	24,0	3,52	3,41	97,0

FAZ 3

TABLO 7.3. 0,0088 $\text{m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ Yüklemesi Sonuçları

Giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ Kons.	Amonyak Yüklemesi	Giderim Hızı	Giderim
mg/lt	mg/lt	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	gr/ $\text{m}^2\text{-gün}$	%
210	0,6	1,85	1,84	99,7
325	8,0	2,86	2,77	97,2
500	43,5	4,40	4,01	90,0

FAZ 4

TABLO 7.4. 0,0100 m³/m²-gün Yükleme Sonuçları

<u>Giriş NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Çıkış NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Amonyak</u> <u>Yükleme</u>	<u>Giderim Hızı</u>	<u>Giderim</u>
<u>mg/lt</u>	<u>mg/lt</u>	<u>gr/m²-gün</u>	<u>gr/m²- gün</u>	<u>%</u>
86	0,10	0,86	0,85	99,8
146	0,55	1,46	1,45	99,6
350	16,70	3,50	3,33	95,2
500	81,50	5,00	4,18	83,7

FAZ 5

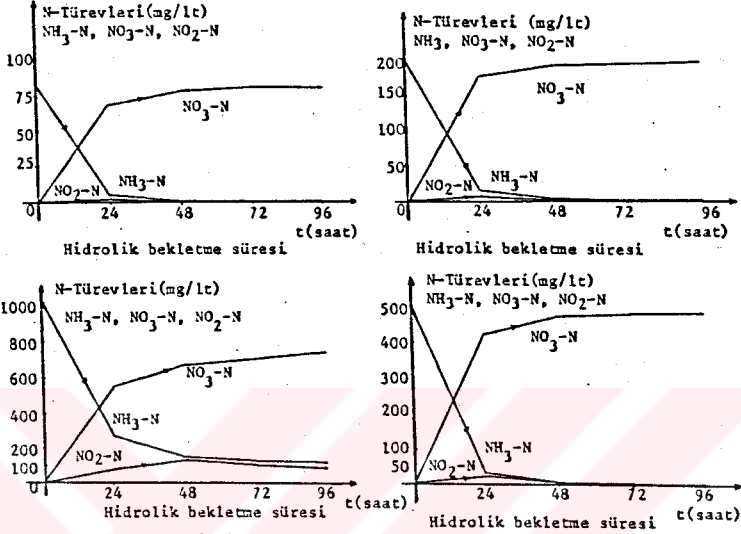
TABLO 7.5. 0,0200 m³/m²-gün Yükleme Sonuçları

<u>Giriş NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Çıkış NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Amonyak</u> <u>Yükleme</u>	<u>Giderim Hızı</u>	<u>Giderim</u>
<u>mg/lt</u>	<u>mg/lt</u>	<u>gr/m²-gün</u>	<u>gr/m²- gün</u>	<u>%</u>
84	1,1	1,68	1,66	98,7
176	12,0	3,52	3,28	93,2
208	18,2	4,16	3,79	91,2
270	65,5	5,40	4,09	75,7

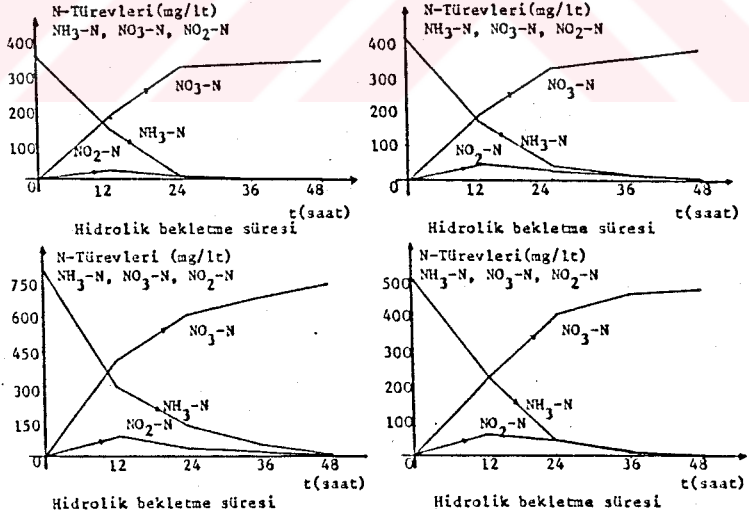
FAZ 6

TABLO 7.6. 0,0400 m³/m²-gün Yükleme Sonuçları

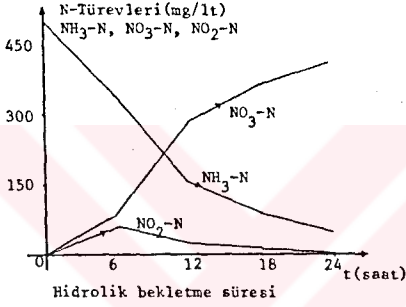
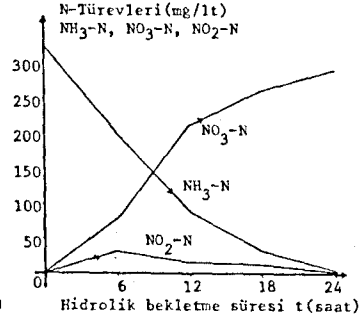
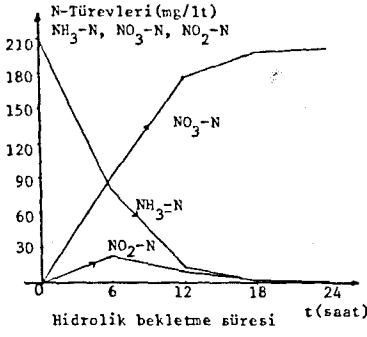
<u>Giriş NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Çıkış NH₃-N</u> <u>Kons.</u>	<u>Amonyak</u> <u>Yükleme</u>	<u>Giderim Hızı</u>	<u>Giderim</u>
<u>mg/lt</u>	<u>mg/lt</u>	<u>gr/m²-gün</u>	<u>gr/m²- gün</u>	<u>%</u>
85	26,0	3,40	2,36	69,4
126	60,1	5,04	2,63	52,3
145	108,0	5,80	1,48	25,5



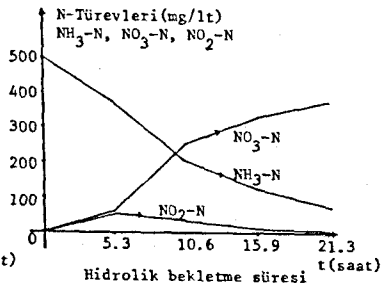
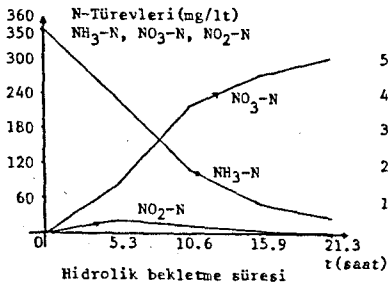
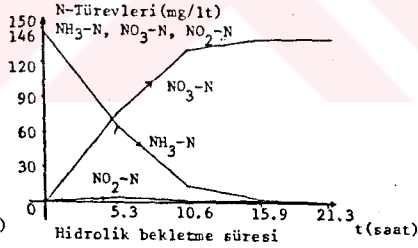
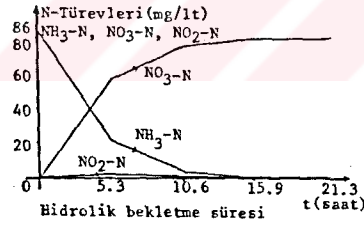
ŞEKİL 7.1. 0,0022 m³/m²-gün yüklemesi



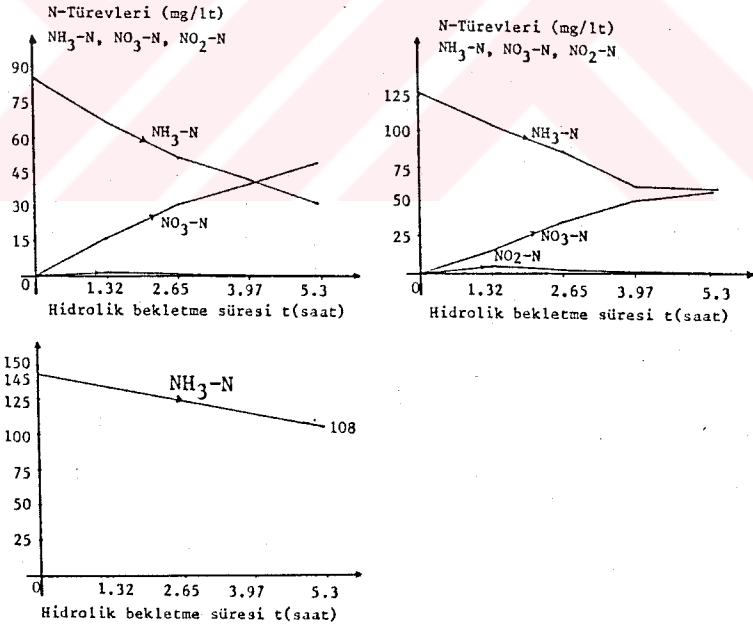
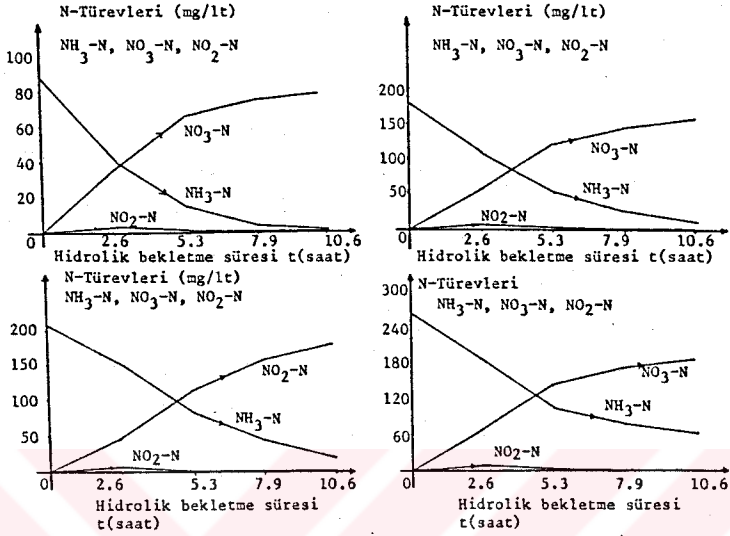
ŞEKİL 7.2. 0,0044 m³/m²-gün yüklemesi

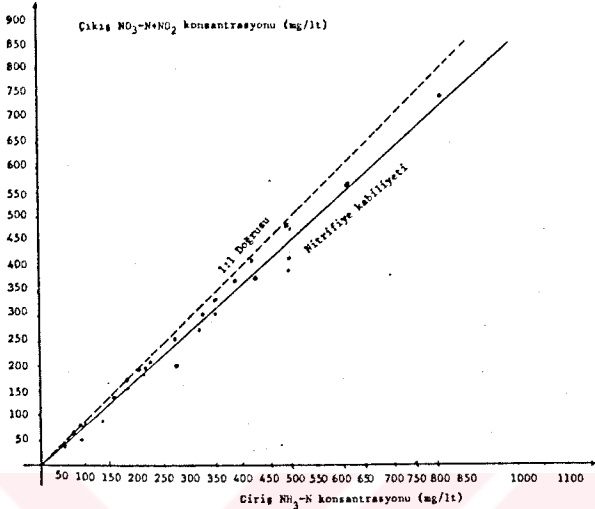


ŞEKİL 7.3. 0,0088 m³/m²-gün yüklemesi



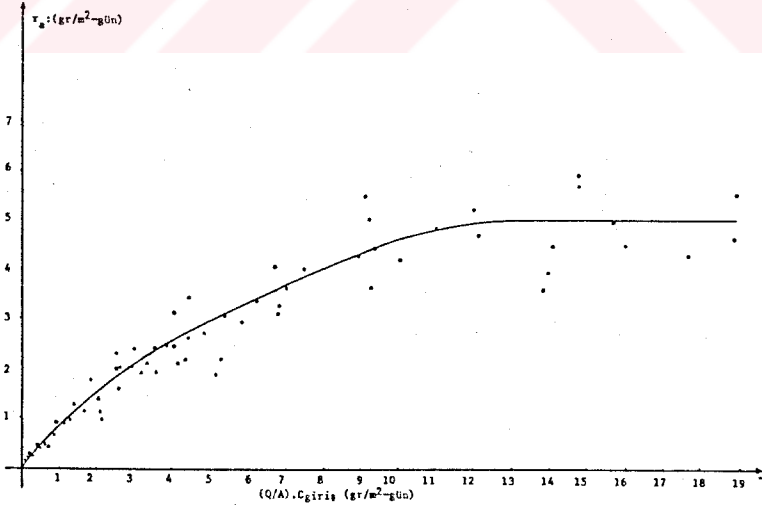
ŞEKİL 7.4. 0,010 m³/m²-gün yüklemesi





ŞEKİL 7.7. Sistemin Nitrifikasyon Yeteneği

Sistemin nitrifikasyon yeteneğinin $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonu veya amonyak yüklemesi ile etkilendiğine yukarıdaki bölümde değinilmişti. Bu konuya daha da açıklık getirmek amacıyla giderim hızına karşı amonyak yüklemesi ($Q/A \cdot C_{\text{NO}}$) çizildiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 7.8'de görülmektedir. Şekil 7.8'de görülmektedir ki amonyak yüklemesine karşı elde edilen

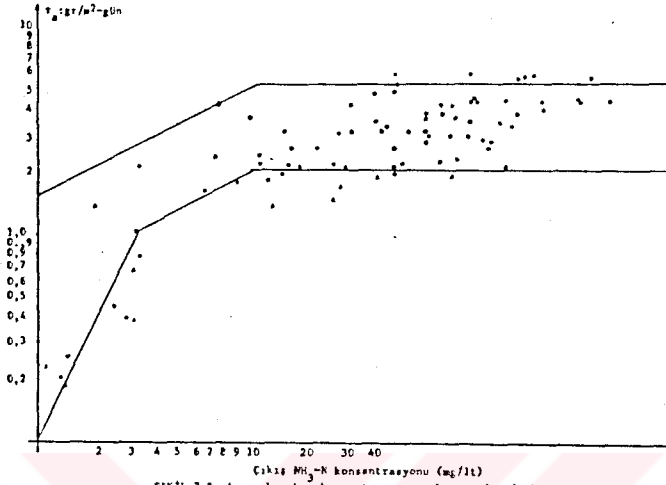


ŞEKİL 7.8. Amonyak yüklemesine karşı giderim hızı

giderim hızları, bilhassa düşük amonyak yüklemelerinde veya giriş konsantrasyonlarında 1:1 değerine ulaşırken yüksek amonyak yüklemelerinde elde edilen giderim hızlarında sapmalar olmaktadır. Yine şeklin incelenmesinden amonyak yüklemesinin arttırılmasının giderim hızı üzerindeki etkisini yavaş yavaş kaybettiği ve belli bir değerden sonra giderim hızının sabit kaldığı yani yüklemeden bağımsız hale geldiği görülmektedir. Bu sonucun nedenleri ise daha ileriki bölümde açıklanmıştır.

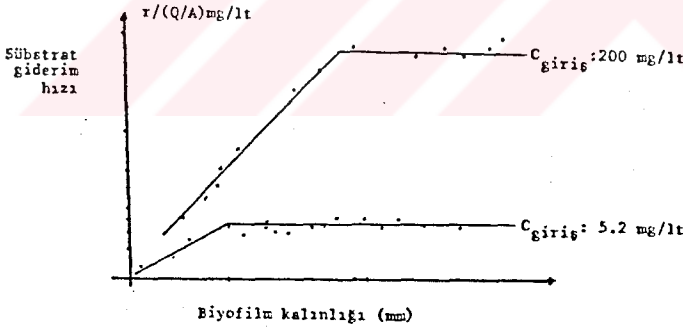
7.2. REAKSİYON MERTEBESİ VE GEÇİŞ HALLERİ

Reaksiyon mertebesinin tanımlanabilmesi için çıkış konsantrasyonuna $C_{\text{çıkış}}$ mg/lt karşı giderim hızı $r_a = \text{gr/m}^2\text{-gün}$ çizilmiştir. Burada çıkış konsantrasyonunun alınmasının sebebi sistemde her bir bölmenin tam karışımli bir reaktör olması ve reaktör içindeki amonyak konsantrasyonunun çıkıştaki konsantrasyona eşit olmasıdır. Giderim hızı olarak $r_a = Q/A(C_{\text{giriş}} - C_{\text{çıkış}})$ ifadesi alınmıştır. Nedeni ise sistem bir yüzeyde çoğalma sistemi olduğundan çoğalma belli bir alan üzerinde olmaktadır. Bu nedenle giderim hızının gösterilmesinde askıda büyüme sistemlerindeki hacim teriminin farklı olarak alan terimi yer almaktadır. Çalışmalar sırasında elde edilen verilere dayanarak $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonuna karşı giderim hızları çizildiğinde bulunan sonuçlar Şekil 7.9'da verilmiştir. Şekil 7.9'un incelenmesinden giderim hızlarının belli $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonları için çeşitli mertebelerde olduğu görülmektedir. Bunun yanı sıra aynı mertebeden olan giderim hızları arasında bile bir dağılım görülmektedir. Buna göre yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atıksuların biyodiskler ile nitrifikasyonunda reaksiyon 2-3 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonuna kadar sıvı film difüzyonu sebebi ile 1. mertebeden oluşmaktadır. 3-12 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonlarında 1/2. mertebe kinetiğini takip etmektedir. Nedeni ise amonyanın biyofilm içine tam penetre olmamasıdır. Bulunan $k_{1/2\text{an}}$ değerleri 0,6-1,6 $\text{gr}^{1/2}/\text{m}^{1/2}\text{-gün}$ arasındadır. 8-12 mg/lt takribi $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonundan sonra ise sıfırıncı mertebe kinetiğini takip etmektedir ve $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonundan bağımsız hale gelmektedir. Burada reaksiyon hızı üzerinde oksijen hız kısıtlayıcı olmaktadır. Bulunan k_{O_2} değerleri 2-5 $\text{gr/m}^2\text{-gün}$ arasındadır. Aynı reaksiyon mertebesi için bulunan bu reaksiyon hızlarındaki dağılmayı şu şekilde açıklamak mümkündür. Giderim hızları ortamdaki atık suyun çözünmüş oksijen konsantrasyonuna bağlıdır. Yani C_{O_2} hız kısıtlayıcı olabilir. E.Gönenc (50 tarafından yapılan bir çalışmada, ortamdaki C_{O_2} konsantrasyonuna bağlı olarak 1/2. mer.den sıfırıncı mer. geçişlerin 5 mg/lt O_2 ile 30 mg/lt O_2 konsantrasyonlarında $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonunun 2 mg/lt'den 10 mg/lt'ye çıktığını gösterir. Bu arada r_a değeri de 2.1 $\text{gr/m}^2\text{-günden}$ 5.0 $\text{gr/m}^2\text{-gün}$ değerine yükselmiştir. Diğer yandan atık suyun sıcaklığı giderim hızı üzerinde önemli bir etkindir ve nitrifikasyon için optimum sıcaklığın 30-35°C arasında olduğu bilinmektedir. Sistemimizde atıksu sıcaklığı 18-24°C arasında tutulduğu için giderim hızlarındaki bu dağılımın esas nedenini yukarıda açıklanan bu iki etkene tamamen dayandırmak mümkün değildir. Çalışmada elde edilen giderim hızlarındaki bu dağılımın nedeni hidrolik ve/veya amonyak yüklemesinin etkisidir. Yani $r = f(Q/A)$ veya $r = f(Q/A.C_{\text{giriş}})$ di. Burada Q/A veya $Q/A.C_{\text{giriş}}$ in sistemdeki X mikroorganizma konsantrasyonu ve dolayısıyla L biyofilm kalınlığı üzerindeki etkili olduğunu belirtiriz. Giderim hızı (r_a) hidrolik ve/veya amonyak yüklemesi ile değişmektedir.



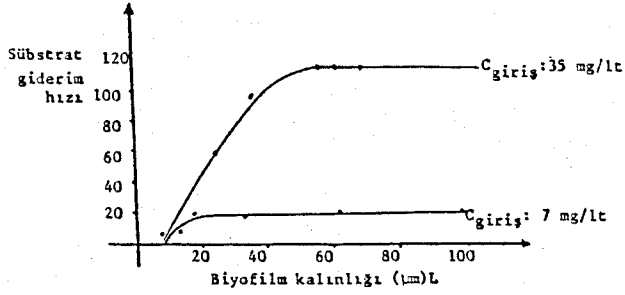
ŞEKİL 7.9. Amonyak çıkış konsantrasyonuna karşı giderim hızı

E.J.Lamotta(44) tarafından yapılan bir çalışmada biyofilm kalınlığının giriş konsantrasyonu ile ne şekilde değiştiği aşağıda Şekil 7.10'da görülmektedir.



ŞEKİL 7.10. Biyofilm kalınlığının substrat giriş konsantrasyonu ile değişimi

Aynı şekilde M.G.Trulear(62) tarafından yapılan bir çalışmada biyofilm kalınlığının substrat giderim hızı üzerinde etkili olduğu ve bu kalınlığın giriş konsantrasyonu ile değiştiği aşağıda Şekil 7.11'de gösterildiği gibi açıklamıştır.



ŞEKİL 7.11. Biyofilm kalınlığının süstrat giriş konsantrasyonu ile değişimi

Her iki şeklin incelenmesinden biyofilm kalınlığının giriş konsantrasyonu ile değiştiği ve belli bir giriş konsantrasyonunda biyofilm kalınlığının sabit kaldığı görülmektedir. Yine şekillerden giderim hızlarının biyofilm kalınlığının artmasıyla arttığı ancak belli bir kalınlıktan sonra sabit kaldığı görülmektedir.

Ayrıca "biyofilm kalınlığının etkisi" kısmında değinildiği gibi çeşitli araştırmacılar tarafından biyofilm kalınlığının $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonunun azalmasıyla azaldığı da belirtilmişti. Sıfırıncı mertebeye göre giderim hızı $r_a = k_{nf} \cdot L = k_o \cdot a$ ifadesi ile verilir ve giderim hızı görüldüğü gibi biyofilm kalınlığı (L) nin bir fonksiyonudur. Eğer biyofilm kalınlığı sabit alınırsa giderim hızının belli bir çıkış konsantrasyonundan sonra sabit kalması gerekir, halbuki bizim çalışmalarımızda elde edilen giderim hızlarında dağılmalar görülmektedir. Çalışmalarda kullandığımız biyodisk sisteminde biyofilm kalınlığının mertebesi için, geçiş halleri bölümünde de belirtildiği gibi sıfırıncı mertebeden, 1/2. mertebeye tam geçiş noktasında $k_{nf} \cdot L = k_o(1)$ ve $k_{1/2} = 2D_n \cdot k_{nf}(2)$ dir. (2) nolu ifadeden

$$k_{nf} = \frac{k_{1/2}^2}{2D_n} \text{ çekilip (1) ifadesinde yerine konursa } L \cdot \frac{k_{1/2}^2}{2D_n} = k_o \text{ ve}$$

$$L = \frac{2D_n \cdot k_o}{k_{1/2}^2}$$

Burada;

D_n = Amonyakın difüzyon sabiti $0.77-1.46 \cdot 10^{-4} \frac{\text{m}^2}{\text{gün}}$

k_o = Sıfırıncı derece reaksiyon hız sabiti $2-5 \frac{\text{gr}}{\text{m}^2 \cdot \text{gün}}$

$k_{1/2}$ = 1/2 derece reaksiyon hız sabiti $0.6-1.6 \frac{\text{gr}}{\text{m}^{1/2} \cdot \text{gün}}$

dir.

Değerler (L) ifadesinde yerine konulacak olursa biyofilm kalınlığı olarak $290-800 \mu\text{m}$ arasında değerler elde edilmektedir. Diğer bir deyişle yapıları yüklemelere bağlı olarak L biyofilm kalınlığı değişmekte, bu da giderim hızlarında değişik değerler elde edilmesine neden olmaktadır.

Geçiş Halleri

Şekil 7.9'dan görüldüğü gibi 10-12 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonlarında reaksiyon amonyağa göre 1/2. mertebeden 0. mertebeye geçmektedir. 1/2. mertebeye göre giderim hızı (kısmi penetrasyon) $r_a = k_1/2 a_n \cdot C_N^{1/2}$ dir ve çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun bir fonksiyonudur. Sıfırıncı merte.göre giderim hızının $r_a = k_{nf} \cdot L = k_{oa}$ ifadesi ile verildiğini belirtmiştik. Geçiş hallerine ait teorik inceleme bölümünde 1. halden 2. hale geçiş için, çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun ne olması gerektiği $C_N = k_{nf}/2D_n \cdot L_f^2$ ile verilmiştir.

Burada;

k_{nf} : Amonyak için hacımsal giderim sabiti . 10^4 gr/ m^3 -gün

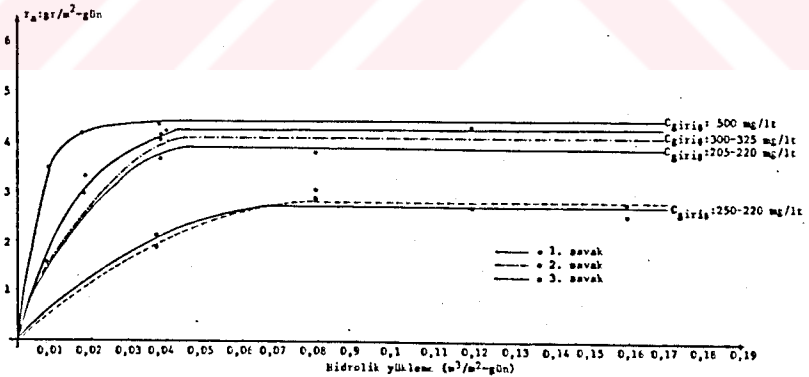
L_f : Biyofilm kalınlığı: 0,29-0,80. 10^{-3} m

D_n : Amonyak için difüzyon katsayısı . 0,77-1,46. 10^{-4} m^2 /gün

Bu değerler C_N ifadesinde yerine konulacak olursa, çıkış $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu için $C_N = 8\text{-}13$ mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ bulunur. Hesapla bulunan bu değer, grafik yardımıyla bulunan $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonu değeri ile karşılaştırıldığında her iki sonucun bir uyum içinde olduğu görülmektedir.

7.3. HİDROLİK YÜKLEME VE GİRİŞ KONSANTRASYONUN ETKİSİ

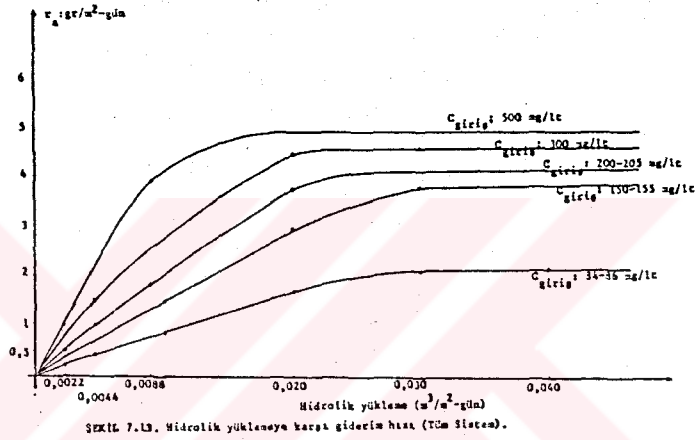
Hidrolik yükleme ile birlikte $C_{giriş}$ konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisini daha çarpıcı bir şekilde görmek için kompartımanlara göre, Q/A ya karşı elde edilen giderim hızları belli giriş konsantrasyonları için çizildiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 7.12'de görülmektedir.



ŞEKİL 7.12. Hidrolik yüklemeye karşı giderim hızı (Her bir kompartıman için)

Şekil 7.12'den görülmektedir ki, Giderim hızı üzerinde hidrolik yüklemenin etkisi belli bir hidrolik yükleme kadar kendini kuvvetli bir şekilde hissettirmekte ve bu değerden sonra kaybolmaktadır. Yani giderim hızı sabit kalmaktadır. Burada giriş konsantrasyonunun da etkisinde önemli ölçüde görülmektedir. Örneğin 84-90 mg/lt $\text{NH}_4\text{-N}$ giriş konsantrasyonlarında çalışıldığında hidrolik yüklemenin etkisi 0,08 m^3/m^2 -gün değerinden sonra kaybolurken, 205-220 mg/lt giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu ile çalışmada bu etki

kendisini $0,0400 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ yüklemesinden sonra hissettirmemektedir. Diğer taraftan giriş konsantrasyonu arttıkça elde edilen giderim hızlarındaki artmada azalmakta ve 2300 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ giriş konsantrasyonundan sonra bunu giderim hızı üzerindeki etkisi de oldukça azalmaktadır. Bunun nedenini is bu giriş konsantrasyonu ile çalışmada reaksiyonun sürekli sıfırıncı merte reaksiyonuna uymasidir. Aynı tarzda tüm sistem için (piston akımlı reaktör hali) Q/A ya karşı giderim hızları çizildiğinde Şekil 7.13'den görülebileceği gibi giderim hızı, belli bir hidrolik yüklemeye kadar hidrolik yüklemenin etkisinde kalmaktadır.



Sonuç olarak şunu söyleyebiliriz ki hidrolik yükleme, giderim hızı üzerinde belli bir değere kadar kendini hissettirmekte ve bu değerden sonra giderim hızı Q/A dan bağımsız olmaktadır. Yani hidrolik yük ne kadar arttırılırsa arttırılsın giriş konsantrasyonu değiştirilmedikçe (arttırılmadıkça) sabit bir verim elde edilmektedir. Giriş konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisi ise giriş konsantrasyonu arttıkça azalmaktadır. Buna göre pratikte uygulama açısından $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu belli olan bir atıksu mevcut ise ve debisi de biliniyorsa bu suyu arıtmak için gerekli disk yüzey alanı Şekil 7.12'den hesaplanabilir.

Buna daha iyi bir açıklık getirmek amacıyla Q/A C_{giris} karşı C_{cikis} değerleri çizildiğinde elde edilen sonuçlar Şekil 7.14'de görülmektedir. Şekil 7.14'den görülmektedir ki belli amonyak yüklemelerine karşı elde edilen sonuçlar hidrolik yüklemenin değişmesiyle değişmektedir.

Şekil 7.9'dan hesaplanan giderim hızları sistem için kurulan kütle dengesinde yerine konulup hesaplandığında deneysel olarak elde edilen çıkış değerlerinin, model vasıtasıyla bulunan hatlar arasında kaldığı görülmektedir. Bu sonuçtan önerilen modelin deney sonuçları ile çakıştığı ve yüksek konsantrasyonda amonyakiçeren atıksuların biyodiskler vasıtasıyla arıtımı için kullanılabileceği ortaya çıkmaktadır.

Yine Şekil 7.14'den görülmektedir ki belli bir hidrolik yüklemeye çalışıldığında amonyak yüklemesinin arttırılması ile çıkış konsantrasyonlarında artış olmaktadır. Bu sonuçlara göre Şekil 7.14'e pratik bir uygulama ge-

tirmek açısından arıtılması istenen belli bir debi ve konsantrasyonda amonyak içeren bir atık suyun biyodisk ile arıtılabilmesi için arzu edilen çıkış suyu kalitesine göre hangi amonyak ve hidrolik yüklemelerde çalışılması gerektiği ve ne kadarlık yüzey alanına ihtiyaç olduğu Şekil 7.14 ile kolayca hesaplamak mümkündür.

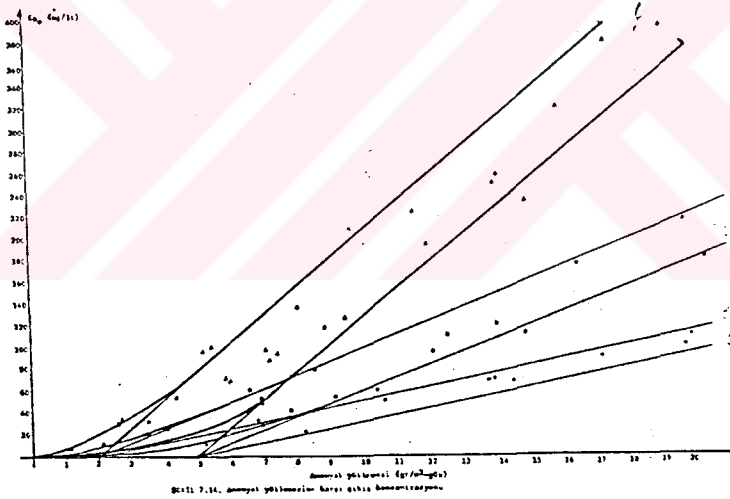
Örnek olarak elimizde $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 400 mg/lt ve debisi 30 m³/gün olan bir atıksu olsun. Bu suyu $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonu 20 mg/lt'ye kadar arıtabilmek için gerekli A yüzey alanı, Q/A hidrolik yükleme ve r_a giderim hızı Şekil 7.14'den yararlanarak hesaplanabilir. Şekil 7.14'den istenen 20 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonu için seçilen Q/C.Cgiriş=4.0 gr/m²-gündür.

$r_a = Q/A.C_{\text{giriş}}$ ifadesinde veriler yerine konursa

A = 3000 m² bulunur. Buradan,

Q/A = 30/3000 = 0,010 m³/m²-gün ve

$r_a = 30/3000 (400-20) \quad r_a=3,8 \text{ gr/m}^2\text{-gün}$ elde edilir.



7.4. İNHİBİSYON

Nitrifikasyon çalışmaları sırasında yapılan deneylerin ışığı altında inhibisyonun sınırını ve etkisini tespit edebilmek için yapılan deneylerin sonuçları aşağıda Tablo 7.7, 7.8 ve Şekil 7-15'de gösterilmiştir. 0,040 m³/m²-gün hidrolik yüklemde, Q/A.C_i=6,2 gr/m²-gün amonyak yüklemesine karşı tüm sistem için r_a=4,32 gr/m²-gün giderim hızı elde edilirken, sistemin denge koşullarına gelebilmesi için beklenen süre sonunda inhibisyona rastlanmıştır. Şekil 7.15'de ve Tablo 7.8'de de görülebileceği gibi sistemde nitrit birikimi başlamış, amonyak giderimi çok azalmıştır. Fiziksel olarak da sistemde bazı belirtiler ortaya çıkmıştır. Biyodisklerin 1 ve 2. kompartımanında bulunan diskler üzerindeki biyofilm tabakasında sıyrılmalara olmaya başlamıştır.

TABLO 7.7. İnhibisyon Sınırlarının Tespiti İçin Yapılan Çalışma Programı

Hidrolik Yükleme m ³ /m ² -gün	Giriş Kons. mg/l	Çıkış Kons. mg/l	Amonyak Yüklemesi gr/m ² -gün		Giderim Hızı gr/m ² -gün
			Tüm Sisteme	İlk Bölme	
0,0100	150	0,45	1,50	6,00	1,49
0,0200	155	2,75	3,10	12,40	3,04
0,0300	155	25,00	4,65	18,60	3,90
0,0400	155	47,00	6,20	24,80	4,32

Tablo 7.8'de ise verilen sonuçlar inhibisyonun görüldüğü 0,040 m³/m²-gün yüklemesinde yapılan deneylerin sonuçlarıdır.

TABLO 7.8. İnhibisyon Görüldüğü Andaki Sonuçlar

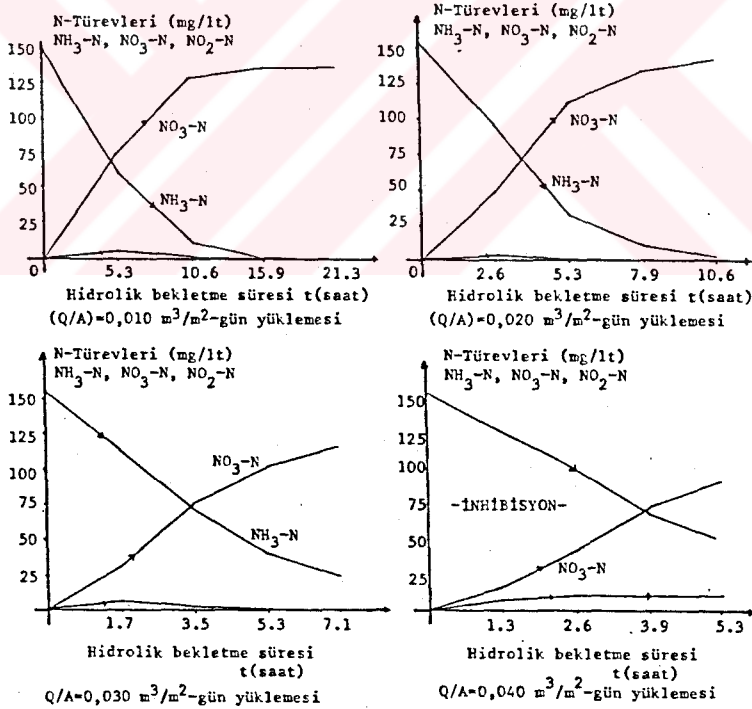
N-Türevi	Giriş Konsant. mg/l	1.Savak Çıkışı mg/l	2.Savak Çıkışı mg/l	3.Savak Çıkışı mg/l	Genel Çıkış mg/l	% Giderim
NH ₃ -N	155	135.0	100.0	68.5	51.0	67.1
NO ₃ -N	-	11.5	40.0	72.0	88.0	-
NO ₂ -N	-	10.8	12.4	9.4	9.2	-

Bu çalışma ve bundan evvelki nitrifikasyon bölümünün son şikkında gözlenen inhibisyon olayı birlikte incelendiğinde aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir. Sistem amonyak ve hidrolik yüklemeye bağlı olarak 5.7 gr/m²-gün değerinden daha fazla bir yüklemde çalıştırıldığında inhibisyona uğramaktadır. Ancak inhibisyon üzerinde giriş konsantrasyonundan ziyade hidrolik yüklemenin etkisi daha fazla görülmektedir. Bunu giderim hızlarındaki azalmayla da açıklamak mümkündür. Çünkü yüksek hidrolik yüklemelerle çalışmada son kompartımanlara gelindiği halde giderim hızları hâlâ düşük seviyelerde kalmaktadır. Oysa ortamda giderim hızının maksimum olduğu sıfırıncı mertebeden bir reaksiyon için yeteri kadar amonyak vardır. Burada akla gelebilecek diğer bir izah ise mikroorganizma türlerinin hakimiyetidir. Sistem kompakt bir yapıya sahip olmadığı için, ilk kompartımanlardaki diskler üzerinde nitrosomonaslar ve son kompartımanlardaki diskler üzerinde ise nitrobakterlerin hakimiyetidir. Bu sebepten son kompartımanlar-

da amonyağın giderim hızı oldukça azdır. Ancak şunu da burada belirtmek lazımdır ki düşük konsantrasyon ve hidrolik yüklemelerde rastlanan düşük giderim hızları inhibisyon olayı nedeniyle değil, amonyağın hız kısıtlayıcı durumda olması sebebiyledir.

Nitrifikasyon bölümünün son kısmında görülen inhibisyona, $C_{giriş}:145 \text{ mg/lt}$ $\text{NH}_3\text{-N}$ ve $Q/A = 0,040 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ yüklemeye yaklaşık 72 saat sonra rastlanırken, bu çalışmada $C_{giriş}:155 \text{ mg/lt}$ $\text{NH}_3\text{-N}$ ve yine $Q/A=0,040 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{-gün}$ yüklemeye 48 saat sonra inhibisyona rastlanmıştır. İnhibisyonun görülme süresinin azalması amonyak yüklemesinin $23.2 \text{ gr/m}^2\text{-gün'}$ den $24,8 \text{ gr/m}^2\text{-gün}$ değerine çıkılmasından dolayı olduğu şeklinde açıklamak mümkündür.

Nitrifikasyon reaksiyonunda $\text{NH}_3\text{-N}$ veya $\text{NO}_2\text{-N}$ inhibitör etkisi yapabilir. Her ne kadar Bölüm 2.6'da belirtilen $\text{NH}_3\text{-N}$ ve $\text{NO}_2\text{-N}$ 'nin inhibisyon yapabilmesi için gerekli konsantrasyon sınırlarının altında kalınmakta ise de Tablo 7.8'den görülebileceği gibi 1. ve 2. bölmelerde $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonu 100 mg/lt 'nin altına düşmemiştir. Bunun sonucu olarak da $\text{NH}_3\text{-N}$, nitriti okside eden mikroorganizmalar üzerine inhibisyon etkisi göstererek nitritin nitrate oksidasyonu durmuştur. Buna bağlı olarak ortamda biriken nitrit $\text{NH}_3\text{-N}$ 'ni okside eden mikroorganizmaları inhibe ederek diskler üzerinde sıyrılmalara başlamıştır.



ŞEKİL 7.15. İnhibisyon çalışmalarının sonuçları

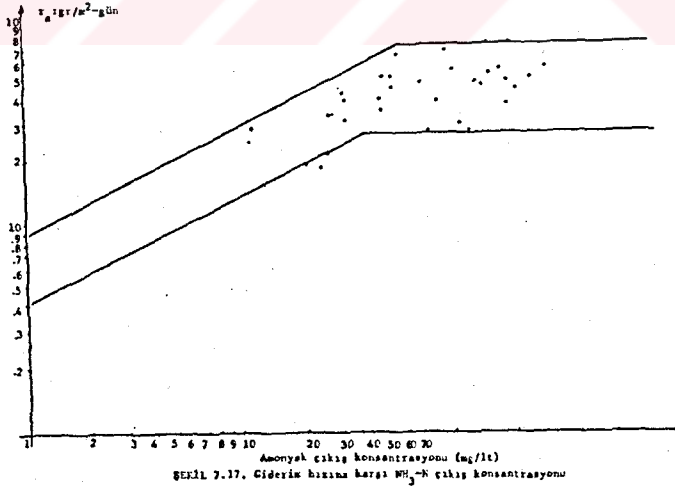
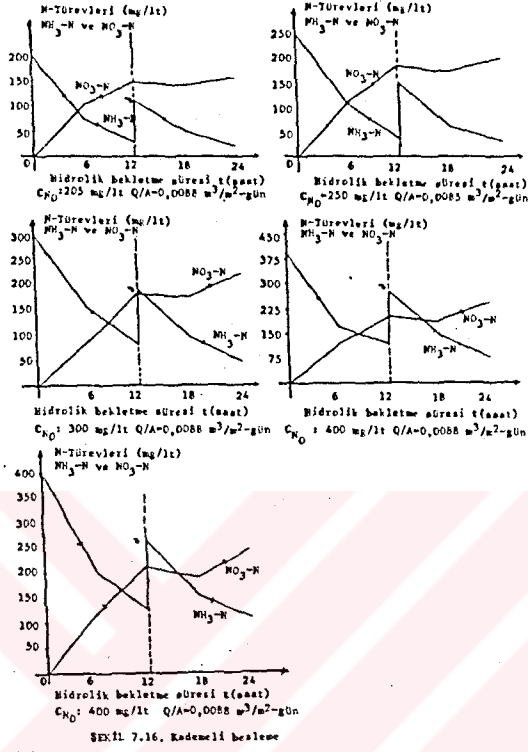
7.5. KADEMELİ BESLEME

Çalışmanın amaç bölümünde de değinildiği gibi kademeli beslemenin amacı bu şekildeki çalışmayla girişten beslemeye göre sistemin performansı hakkında bilgiler edinmekti. Bu çerçevede yapılan çalışmalar ve sonuçları Tablo 7.9 ve Şekil 7.16'da verilmiştir. Şekil 7.16'nın incelemesinden aynı hidrolik yüklemeye çalışılmasına rağmen bilhassa yüksek giriş konsantrasyonlarında nitrifikasyonun tamamlanmadığı konsantrasyon gradyanının hızla azalmakta olduğu görülmektedir.

Çıkış amonyak konsantrasyonuna karşı giderim hızları çizildiğinde Şekil 7.17'de giderim hızlarında artma olduğu görülmektedir. Elde edilen r_{a0} değerleri 2.6-7 gr/m²-gün arasında değişmektedir. Bunu şöyle açıklamak mümkündür. Giderim hızı üzerinde etkili olan hidrolik ve amonyakyüklemesi bu çalışma tarzında ikiye bölündüğünden giderim hızı üzerindeki etkisi azalmaktadır. Bu çalışma şekliyle de giderim hızı üzerinde hidrolik ve amonyak yüklemesinin etkisi daha açık bir biçimde vurgulanmış olmaktadır. Ayrıca bu çalışmada dikkati çeken ilginç bir nokta da yüksek amonyak ve hidrolik yüklemelerde 24.8 gr/m²-gün yüklemesinde görülen inhibisyonun, amonyak yüklemesinin 28.0 gr/m²-gün değerine yükseltilmesine karşın görülmemesidir.

TABLO 7.9. Kademeli Beslemenin Çalışma Programı ve Elde Edilen Sonuçlar

C _N	°C:25	Tüm Sistem		İlk İki Kompartıman		Son İki Kompartıman	
		C _N :205 mg/lc	C _N :126 mg/lc	C _N :205 mg/lc	C _N :114 mg/lc	C _N :116 mg/lc	C _N :27 mg/lc
205	Q/A: m ³ /m ² -gün	0,0177		0,0177		0,0154	
	Q/A.C _N : gr/m ² -gün	3,41		3,51		4,15	
	r _a : gr/m ² -gün	3,13		3,00		3,20	
250	°C:25	250	32	250	47,5	146	32
	Q/A	0,0177		0,0177		0,0154	
	Q/A.C _N	4,40		4,40		5,14	
	r _a	3,83		3,60		4,01	
300	°C:25	300	53	300	89	170	53
	Q/A	0,0177		0,0177		0,0154	
	Q/A.C _N	5,25		5,25		6,58	
	r _a	4,15		3,73		4,84	
400	°C:24	400	134	400	145	262	134
	Q/A	0,0177		0,0177		0,0154	
	Q/A.C _N	7,04		7,04		3,22	
	r _a	4,68		4,51		4,55	
450	°C:24	450	187	450	215	320	187
	Q/A	0,0177		0,0177		0,0154	
	Q/A.C _N	7,92		7,92		11,26	
	r _a	4,63		4,34		4,58	



BÖLÜM 8. SONUÇLAR

Yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atıksuların döner diskler vasıtasıyla arıtımı için pilot ölçekte bir döner disk reaktörü kullanarak elde edilen sonuçlar aşağıda özetlenmiştir.

- 1- 800 mg/lt'ye kadar $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atıksular döner diskler vasıtasıyla bir günlük bekleme süresinde % 90'ın üstünde bir verimle arıtılabilmektedir. Daha yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atıksuların döner disklerle pratik olarak arıtılabilmesi için daha fazla bir bekleme süresine ihtiyaç olduğu ortaya çıkmıştır.
- 2- Yüksek konsantrasyonda $\text{NH}_3\text{-N}$ içeren atıksuların döner disklerde arıtımı sırasında atıksudaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu sürekli olarak hız kısıtlayıcı durumda olmuştur.
- 3- Nitrifikasyon reaksiyonu 8-12 mg/lt $\text{NH}_3\text{-N}$ çıkış konsantrasyonuna kadar 1/2. mertebe ve daha sonraki çıkış konsantrasyonlarında sıfırıncı mertebe reaksiyonuna uymaktadır. Bu sebepten dolayı literatürde bulunan giderim hızlarına göre daha yüksek giderim hızları elde edilmiştir.
- 4- Giderim hızı üzerinde etkili olan faktörlerden Q/A ve $C_{\text{giriş}}$ konsantrasyonundan, özellikle hidrolik yükleme; Q/A, küçük değerlerde giderim hızı üzerinde kuvvetle etkili olmakta ve belli bir değerden sonra etkisini kaybetmektedir. Giriş $\text{NH}_3\text{-N}$ konsantrasyonunun giderim hızı üzerindeki etkisi ise yüksek konsantrasyonlara çıkıldıkça azalmaktadır.
- 5- Biyofilm kalınlığının reaktör bölmeleri boyunca azalmakta olduğu gözlemlenmiştir. Reaktör birbirini takip eden her biri tam karışimli bölmelerden meydana geldiği için amonyak konsantrasyonu bölmeler boyunca azalmaktadır. Bu azalmada biyofilm kalınlığının azalmasına neden olmaktadır. Yani biyofilm kalınlığının giriş konsantrasyonunun bir fonksiyonu olduğu ortaya çıkmıştır. Sıfırıncı mertebe reaksiyonundan bilinen giderim hızının biyofilm kalınlığına olan bağımlılığı nedeniyle ve biyofilm kalınlığının da giriş konsantrasyonu ile değişmesinden ötürü elde edilen giderim hızlarında dağılmalar görülmüştür. Literatürde rastlanan farklı giderim hızları elde edilmesinin sebeplerinden birisi de değişik kaynaklı atıksuların kullanılmasının yanında bu giriş konsantrasyonuna bağlı olan ve giderim hızı üzerinde etkili olan giriş amonyak konsantrasyonunun değişimine bağlamak mümkün olmuştur.
- 6- Yüksek konsantrasyon amonyak içeren atıksuların nitrifikasyonunda sistemde amonyak birikimi sebebiyle reaktörün birinci ve ikinci bölmelerinde bu bölmeler karşılık gelen 24.8 gr/m²-gün yüklemesinde inhibisyon görülmüştür.
- 7- Reaktör tek bir giriş yerine birinci ve üçüncü bölmelerden kademeli olarak beslenerek birinci bölmeye gelen amonyak yükü ve hidrolik yük ikiye bölünmüş ve bunun sonucunda da tekli beslemede 24.8 gr/m²-gün değerinde görülen inhibisyon sınırı 28.0 gr/m²-gün değerine yükseltilmiştir.

LİTERATÜR

- (1) Mackenthum, K.M.: "A review of algae Lake Weeds and Nutrients" Journal, WPCF, 34, 10, 1077, 1962.
- (2) Sawyer, C.N.: "Fertilization of Lakes by Agricultural and Urban Drainage" New England Water Works Association, 61, 109, 1947.
- (3) Ferguson, F.A.: "A Nomyophic approach to the problem excess algae growths" Environmental Science and Tecnology, 2, 188, 1968.
- (4) McCarty, P.L. et al.: "Source of nitrogen and phosphorous in water supplies" Journal, AWWA, 59, 344, 1967.
- (5) Dumlu, M.Gürkan: "Akışkan yataklı reaktörlerde biyolojik denitrifikasyon sürecinin incelenmesi" İ.T.Ü.İnşaat Fakültesi, Kasım 1983.
- (6) "İzmit Körfezinde kirlenmenin önlenmesi ve giderilmesi projesi, Teknolojik esasların belirlenmesi", TÜBİTAK-MAE Yayını, 1982.
- (7) Painter, H.A.: "Microbial Transformation of Inorganic Nitrogen". Proceedings of Conference on Nitrogen as a Water Pollutant. 1, IAWPR, Copenhagen-Denmark, 1975.
- (8) Esvelt, L.A. et al.: "Toxicity removal from municipal wastewaters" SERL Report, No: 71-7, Saint.Eng.Res.Lab., Berkeley, 1971.
- (9) Orhon, D.: "Haliç sularında zehirlilik korelasyonları" TÜBİTAK, Mühendislik araştırma grubu, Proje No: MAG-360, 1975.
- (10) Bart, E. and Smith, J.: "Control of Nitrogen in Wastewater Effluents". Technology Transfer Design Seminar, Atlanta, Georgia, 1973.
- (11) Johnson, W.K.: "Removal of nitrogen by biological treatment" Advances in Water Quality Improvement, Vol.11, Edited by Gloyna, E.F. and Eckenfelder, W.W., University of Texas 178, 1969.
- (12) Wuhrman, K.: "Microbial Aspects of Water Pollution Control" Advances in Applied Microbiology, 6, 119-151, Academic Press, 1964.
- (13) Guyer, W. and David, J.: "The contact stabilization process", University of California, 11-20.
- (14) "Process design manual for nitrogen control" U.S.Environmental Protection Agency, EPA 1975.
- (15) Stankewich, M.J.: "Biological Nitrification with the High Purity Oxygenation Process" Presented at 27th Annual Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, Indiana, 1972.
- (16) Poduska, R.A. and Andrews, J.F.: "Dynamics of Nitrification in the Activated Sludge Process" Presented at the 29th Industrial Waste Conference, Purdue University, Lafayette, Indiana, 1974.

- (17) Sharma, B. and Ahlert, R.C.: "Nitrification and nitrogen removal" Water Research, 11, 1977.
- (18) Ralph Mitchel, Editor: "Water Pollution Microbiology", Vol.2, John Wiley and Sons, 1978.
- (19) Lawrence, A.W. and McCarty, P.L.: "Unified basis for biological treatment design and operating" Journal, Sanit. Engr. Div., 96, SA3, 1970.
- (20) Williamson, K. and McCarty, P.L.: "A Model of Substrate Utilization by Bacterial Films", Journal, WPCF, 48, 1, 9-17, 1976.
- (21) Anthonisen, A.C. and Loehr, R.C.: "Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid", Journal, WPCF, 48, 5, 835-852, 1976.
- (22) Tünay, O.: "Inhibisyonun aktif çamur prosesine etkisi", İstanbul Teknik Üniversitesi Mühendislik Mimarlık Fakültesi, 1978.
- (23) Mulbarger, M.C.: "The Three Sludge System for Nitrogen and Phosphorous Removal" Presented at the 44th Annual Conference of the WPCF, San Francisco, California, 1971.
- (24) Horstkotte, G.A., Niles, D.G. et al.: "Full-scale Testing of a Water Reclamation system" Journal, WPCF, 46 1, 181-197, 1974.
- (25) Newton, D. and Wilson, T.E.: "Oxygen nitrification process at Tampa. I. Application of Commercial oxygen to water and wastewater systems" Ed. by R.E. Speece and J.F. Malena, Jr. Austin, Texas. The Center for Research in Water Resources, 1973.
- (26) Casser, J.A., Chen, C.L. and Miele, R.P.: "Fixed-Film Nitrification of Secondary Effluent" Presented at the EED-ASCE Specialty Conference, Penn. State University, 1974.
- (27) Osborn, D.F.: "Operating Experiences with Double Filtration in Johannesburg" Institute of Sewage Purification, Part 3, 272-281, 1965.
- (28) Havg, R.T. and McCarty, P.L.: "Nitrification with the Submerged Filter Report prepared by the Department of Civil Engineering, Stanford University for the Environmental Protection Agency, Research Grant No: 17010 EPM, 1971.
- (29) Poduska, R.A. and Andrews, J.F.: "Dynamics of nitrification in the activated sludge process" Journal, WPCF, 48, 11, 2599-2619, 1976.
- (30) Ødegaard, H. and Rusten, B.: "Nitrogen removal in rotating biological contactors without the use of external carbon source" First National Symposium, Workshop on RBC Technology Champion, Pennsylvania, Vol. I. Feb. 4-6, 1980.

- (31) Calvin, P.C.P., Howard, K.C. et al.: "Upgrading with rotating biological contactors for ammonia nitrogen removal" Journal, WPCF, 53, 7, 1158-1165, 1981.
- (32) Pretorius, W.A.: "Nitrification on the rotating disc unit" Presented at the 47th international conference on water pollution research. Paris, 1974.
- (33) Banes, D. and Bliss, D.J.: "Biological nitrogen control in wastewater" Effluent and Water Treatment Journal, 1981.
- (34) "Process design manual for nitrogen control" U.S. Environmental Protection Agency, 1977.
- (35) Watanabe, Y. et al.: "Nitrification kinetics in a RBD reactor" Prog. Wat. Tech. Vol.12, Toronto, 233-251, IAWPR, 1980.
- (36) Murphy, K.L., Sutton, P.M., Wilson, R.W.: "Nitrogen control: design consideration for supported growth systems" Journal, WPCF, 49, 2, 549-557, 1977.
- (37) Weng, Cheng-nan and Molof, A.H.: "Nitrification in the biological fixed-film rotating disk system" Journal, WPCF, 46, 7, 1674-1685, 1974.
- (38) Banerji, S.K.: "ASCE Water pollution management task committee report on RBC for Secondary Treatment" First Nat. Symp. Workshop on RBC. Technology University of Pittsburgh, 1980.
- (39) Christensen, M.H. and Harremöes, P.: Prog. Wat. Tech. 8, 509, 1977.
- (40) Watanabe, Y., Nishidome, K., Thananto, C.: "Kinetics and simulation of nitrification in a RBC" Presented to first international conference on fixed-film biological processes. April 20-23, 1982.
- (41) Harremöes, P. and Gönenç, İ.E.: "The applicability of biofilm kinetics to rotating biological contactors", Preprint for EWPCA/IAWPR International seminar on Rotating Biological Discs. Stuttgart, 1983.
- (42) Levenspiel, O.: "Chemical reaction Engineering", 2nd ed., Wiley, New York, 1972.
- (43) Rimer, M. and Harremöes, P.: "Report 75.1, Sanitary Engineering Department", Technical University of Denmark, Copenhagen, 1975.
- (44) La Motta, E.J.: "Internal diffusion and reaction in biological films" Environmental Science and Technology, 10, 8, 172-178, 1976.
- (45) Harremoes, P.: "Half-order reactions in biofilm and filter kinetics" Vatten, 33, 122-143, 1977.

- (46) Wastewater Engineering: "Collection, treatment and disposal" Metcalf and Eddy, Inc., McGraw-Hill, 1972.
- (47) Wezernak, C.T. and Cannon, J.J.: "Oxygen-nitrogen relationships in autotrophic nitrification" Applied Microbiology, 15, 5, 1211-1215, 1967.
- (48) Antonie, R.L.: "Three-Step Biological Treatment with the Bio-disk process" Presented at the Spring Meeting of the New York Water Pollution Control Assn, Montauk, N.Y., June 12-14, 1972.
- (49) Antonie, R.L. et al.: "Evaluation of a rotating disk wastewater treatment plant", Journal, WPCF, 46, 3, 498-511, 1974.
- (50) Gönenç, İ.E.: "Nitrification on rotating biological contactors" Danmarks Tekniske Højskole, Laboratoriet for teknisk hygiejne, Lth 82-42, 1982.
- (51) Prakasam, T.B., Robinson, W.E., Lue-Hing, C.: "Nitrogen removal from digested Sludge supernatant liquor using attached and suspended growth systems" Proc. 32 nd. Ind. Waste Conference, Purdue University, 745-758, 1977.
- (52) Lue-Hing, C., and Obayashi, A.W. et al.: "Biological nitrification of sludge supernatant by rotating disks" Journal, WPCF, 48, 1, 25-46, 1976.
- (53) Lue-Hing, C. et al.: "Nitrification of high ammonia content sludge supernatant by use of rotating discs" Paper presented at 29th Ind. Waste Conf., Purdue University. W. Lafayette, 1974.
- (54) Harremöes, P.: "Criteria for nitrification in fixed film reactors" Water science and technology, 14, 167-187, 1982.
- (55) Antonie, R.L.: "Bio-surf process" Water and Sewage Works, 11, 1974.
- (56) Matsuo, T. and Ito, K.: "The effect of organic loading on nitrification in RBC wastewater treatment processes" Basilmamış rapor.
- (57) Crawford, P.M.: "Use of RBC for nitrification at the city of Guelph water" Pollution control plant Guelph, Ontario, Canada, Basilmamış rapor.
- (58) Singhal, K.A.: "Phosphorous and nitrogen at Cadillac, Michigan" Journal, WPCF, 52, 11, 2761-2770, 1980.
- (59) Zenz, D.R. et al.: "Pilot scale studies on the nitrification of primary and secondary effluents using RBD at the metropolitan sanitary district of greater Chicago" First National Symposium Workshop on RBC Technology, Pennsylvania, Vol. II, 1980.
- (60) Murphy, K.L. et al.: "Nitrogen control: Design consideration for supported Growth Systems" Journal, WPCF, 49, 4, 549-557, 1977.

(61) Standart Methods

"For the Examination of water and wastewater" 14.th.Edition Amer.
Pub.Health Assn., New York, N.Y. 1977.

(62) Characklis,W.G. and Trulear,M.G.: "Dynamics of biofilm processes".
Proc. 34th Ind.Waste Conferance, Purdue University, 838-853, 1979.



TEŞEKKÜR

Çalışmalarım boyunca yakın ilgi, destek ve değerli yardımlarını esirgemeyen Sayın Doç.Dr.DerİN ORHON'a teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmamın her safhasında yakın ilgi ve yardımlarını esirgemeyen Sayın Doç.Dr.Ethem GÖNENÇ'e teşekkürlerimi sunarım.

Ayrıca çalışmalarım sırasında değerli yardımlarından dolayı Sayın Doç.Dr. Olcay TUNAY'a teşekkür ederim.

ÖZGEÇMİŞİ

Oktar TİMUR 1948 yılında İstanbul'da doğmuştur. 1968 yılında Kabataş Erkek Lisesini bitirmiştir. Aynı yıl girdiği İ.T.Ü. Kimya Fakültesinden 1973 yılında Yüksek Mühendis olarak mezun olmuştur. 1974-1980 yılları arasında İ.T.Ü. Mühendislik Mimarlık Fakültesi Kimya bölümü ve özel sektörde çalıştıktan sonra 1980 yılında Çukurova Üniversitesinamına İ.T.Ü. İnşaat Fakültesi Çevre Mühendisliği bölümünde doktora yapmakla görevlendirilmiştir. 1984 yılında bu görevden ayrılmıştır. Halen serbest çalışmaktadır.

Yükseköğretim Kurul.
Dokümanlar ve Merkezi