

BİYOLOJİK TEMEL İŞLEMLER

DERS NOTLARI



Prof.Dr. Eyüp DEBİK

Arş. Gör. Dr. Neslihan MANAV

İSTANBUL, 2017

BİYOLOJİK TEMEL İŞLEMLER

DERSİ

DERS NOTLARI

Bu ders notları, ağırlıklı olarak Metcalf ve Eddy (2003) ve Crites ve Tchobanoglous (1998) kitapları baz alınarak hazırlanmıştır.

İÇİNDEKİLER LİSTESİ

İÇİNDEKİLER LİSTESİ	ii
ŞEKİL LİSTESİ	vi
TABLO LİSTESİ	x
1 GİRİŞ	1
2 MİKROBİYAL METABOLİZMA VE BÜYÜME	2
2.1 Bakteri Metabolizması	2
2.2 Enzimlerin Rolü	3
2.2.1 Enzim Aktivitesine Sıcaklık Etkisi	5
2.2.2 Enzim Aktivitesine pH Etkisi	5
2.3 Enerji ve Karbon Kaynakları	6
2.4 Nutrient İhtiyacı	7
2.5 Bakteriyel Büyüme	7
2.5.1 Bakteri Sayısı Bakımından Büyüme	8
2.5.2 Bakteri Kütlesi Bakımından Büyüme	9
2.6 Biyokütle Üretimi ve Bakteriyel Büyümenin Ölçümü	10
2.7 Biyolojik Enerji Mekanizmaları	11
3 BİYOLOJİK ARITMA KİNETİKLERİ	22
3.1 Hücre Büyümesi	22
3.2 Substrat Sınırlı Büyüme	22
3.3 Hücre Büyümesi ve Substrat Kullanımı	24
3.4 İçsel Solunum Etkisi	25
3.5 Toplam Uçucu Askıda Katı (VSS) ve Aktif Biyokütle	26
3.6 Sıcaklığın Etkisi	27
4 BİYOLOJİK ARITMA KİNETİKLERİNİN MODELLENMESİ	28
4.1 Geri Dönüşümsüz ve Tam Karışımli Askıda Büyüyen Prosesler	28
4.1.1 Mikroorganizma için Kütle Dengesi	28
4.1.2 Substrat İçin Kütle Dengesi	29
4.2 Geri Devirli ve Tam Karışımli Askıda Büyüyen Prosesler	30
4.2.1 Biyokütle İçin Kütle Dengesi	30
4.2.2 Substrat İçin Kütle Dengesi	31
4.2.3 MLSS, MLVSS ve Biyokütle	32
4.2.4 MLVSS Konsantrasyonu ve Çamur Üretimi	32
4.2.5 Gerçek Dönüşüm Oranı (Y_{obs})	36
4.2.6 Oksijen Gereksinimi	36

4.2.7	F/M (Food/Microorganism) Oranı	40
4.2.8	Spesifik Substrat Kullanım Oranı (U)	40
4.2.9	Hacimsel Organik Yük (L_{org})	41
4.2.10	Proses Performansı	41
4.2.11	Piston Akım Modeli	42
4.3	Geri Dönüşümsüz Bağlı Büyüyen Arıtma Prosesleri için Kütle Dengesi.....	43
4.4	Kinetik Katsayıların Tayini	45
4.5	Aktif Çamur Modelleri (ASM)	49
5	BİYOLOJİK NÜTRİENT GİDERİMİ.....	50
5.1	Biyolojik Yolla Azot Giderimi.....	50
5.1.1	Biyolojik Nitrifikasyon	51
5.1.2	Biyolojik Denitrifikasyon.....	58
5.1.3	Birleşik Karbon Oksidasyon–Nitrifikasyon–Denitrifikasyon Prosesi	60
5.2	Biyolojik Yolla Fosfor Giderimi	61
5.3	Birleşik Azot ve Fosfor Giderimi.....	64
6	AEROBİK ASKIDA BÜYÜYEN PROSESLER	66
6.1	Proses Tanımı	66
6.2	Aktif Çamur Proseslerinin Sınıflandırılması.....	66
6.3	Pratik Proses Tasarım Kriterleri	72
6.3.1	Proses Yük Kriterleri.....	72
6.3.2	Besin/mikroorganizma Oranı (F/M).....	72
6.3.2.1	Ortalama Çamur Bekletme Süresi (SRT).....	73
6.3.2.2	Hacimsel Organik Yük.....	73
6.3.3	Reaktör Boyutlandırması ve Konfigürasyonu.....	74
6.3.4	Çamur Geri Devri.....	74
6.3.5	Çamur Üretimi.....	75
6.3.6	Oksijen İhtiyacı ve Sağlanması	75
6.3.6.1	Mekanik Havalandırma	77
6.3.6.2	Difüzörlü Havalandırma.....	79
6.3.6.3	Saf Oksijen	80
6.3.7	Karıştırma İçin Enerji İhtiyacı.....	80
6.3.8	Son Çöktürme.....	80
6.4	İşletme Problemleri	83
6.4.1	Çamur Kabarması.....	83
6.4.1.1	Atıksu Karakteristikleri	87

6.4.1.2	Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu	87
6.4.1.3	Proses Yüğü / Reaktör Konfigürasyonu	87
6.4.1.4	Çöktürme Tankı İşletmesi	88
6.4.1.5	Geçici Kontrol Yöntemleri	88
6.4.2	Çamur Yüzmesi	88
6.4.3	<i>Nocardia</i> Köpüğü	88
6.4.4	Selektör Aktif Çamur Prosesleri	89
6.5	Düşük Hızlı Aktif Çamur Proseslerinin Tasarımı	91
6.5.1	Temel Bilgi	91
6.5.2	Oksidasyon Havuzları	92
6.5.3	Ters Akışlı Havalandırma Sistemi	93
6.5.4	Biolac Proses	94
6.5.5	Kesikli Boşaltma Yapılan Uzun Havalandırma	95
6.5.6	Ardışık Kesikli Reaktör	96
7	AEROBİK BİYOFİLM PROSESLERİ	104
7.1	Proses Sınıflandırılması ve Karakteristikleri	104
7.2	Proses İşletilmesi ve Mikrobiyoloji	105
7.3	Batmamış Biyofilm Prosesleri	106
7.3.1	Klasik ve Derin Damlatmalı Filtreler	106
7.3.2	Kaba Filtreler	116
7.3.3	Damlatmalı Filtrelerin İşletme Problemleri	116
7.4	Biyofilm ve Askıda Büyüyen Hibrid Prosesler	117
7.4.1	RBC (Döner Biyodiskler)	117
7.4.2	Aktif Biyofiltre	118
7.4.3	Damlatmalı Filtre/Katı Temas Tankı Prosesi (DF/SC)	118
7.4.4	Kaba Filtre/Aktif Çamur Prosesi (KF/AÇ)	118
7.4.5	Biyofiltre/Aktif Çamur Prosesi	118
7.4.6	Sıralı Damlatmalı Filtre/Aktif Çamur Prosesi	119
7.5	Batık Biyofilm Prosesleri	120
7.5.1	Yukarı Akışlı Biyofilm Prosesleri	120
7.5.2	Akışkan yataklı biyofilm prosesleri	120
8	ANAEROBİK ARITMA	121
8.1	Anaerobik Arıtma ile Aerobik Arıtmanın Mukayesesi	121
8.2	Anaerobik Arıtmanın Aerobik Arıtmaya Göre Avantajları	121
8.3	Anaerobik Arıtmanın Dezavantajları	122

8.4	Anaerobik Arıtmanın Genel Proses Açıklaması	123
8.4.1	Hidroliz Safhası	123
8.4.2	Asit Üretim Safhası	124
8.4.3	Metan Üretim Safhası	124
8.5	Anaerobik Arıtmada Etkili Olan Faktörler	125
8.5.1	pH ve Alkalinite	125
8.5.2	Sıcaklık	126
8.5.3	Uçucu Asitler	126
8.5.4	Amonyak	127
8.5.5	Sülfür Üretimi	128
8.5.6	Nütrientler	129
8.5.7	Gaz Üretimi ve Metan Muhtevası	129
8.6	Asit Üretimi ve Metan Üretiminin Ayrı Reaktörlerde Tatbiki	130
8.7	Proses Sınıflandırılması ve Karakteristikleri	131
8.8	Anaerobik Reaktör Tipleri	132
8.8.1	Anaerobik Çürütücüler	132
8.8.2	Atıksu Arıtımında Kullanılan Anaerobik Reaktör Tipleri	133
8.8.2.1	Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Yataklı Reaktör	134
8.8.2.2	Ardışık Kesikli Anaerobik Reaktör	138
8.8.2.3	Anaerobik Filtre	139
8.8.2.4	Anaerobik Membran Biyoreaktör	141
8.8.2.5	Akışkan Yataklı Anaerobik Reaktör	141
8.8.3	Anaerobik Lagün	144
8.9	Mikrobiyoloji	145
8.10	Anaerobik Fermantasyon ile Metan Oluşum Reaksiyonları	145
8.11	Proses Dizayn Kriterleri	147
9	PAKET ATIKSU ARITMA TESİSLERİ	150
9.1	Paket tesis tipleri	150
9.2	Paket tesislerin dizayn ve işletme problemleri	150
9.3	Paket tesislerin performans gelişimi	151
	ÖRNEK SORULAR	154
	REFERANSLAR	163

ŞEKİL LİSTESİ

Şekil 1 Bakteriyel metabolizmanın şematik gösterimi.....	2
Şekil 2 Enzimatik tepkimelerin aktivasyon enerjisi üzerine etkisi.....	3
Şekil 3 Enzimatik katalizleme için anahtar kilit modeli	4
Şekil 4 Enzimatik tepkimelerde S, P ve ES' in zamanla değişimi	4
Şekil 5 Enzim aktivitesi üzerine sıcaklığın etkisi.....	5
Şekil 6 Enzim aktivitesinin pH ile değişimi	6
Şekil 7 Karbon ve enerji akışı	7
Şekil 8 Mikroorganizma sayısı bakımından bakteriyel büyüme	21
Şekil 9 Mikroorganizma kütlesi bakımından bakteriyel büyüme	21
Şekil 10 Spesifik büyüme hızının konsantrasyonla değişimi ($K_s=10$ mg/L)	23
Şekil 11 Spesifik büyüme hızının konsantrasyonla değişimi ($K_s=0,2$ mg/L)	24
Şekil 12 Aktif çamur prosesinin şematik gösterimi	30
Şekil 13 Aktif çamur sisteminde bsCOD, MLVSS ve biyokütlenin çamur yaşıyla değişimi..	35
Şekil 14 Çamur yaşı ve akım rejiminin verime etkisi	41
Şekil 15 Akım rejimlerine göre reaktör tiplerinin şematik gösterimi ve reaktör resimleri	42
Şekil 16 Bağlı büyüyen proseslerin kaba gösterimi	44
Şekil 17 Biyolojik arıtmada azotun dönüşümleri	50
Şekil 18 Nitrifikasyonda kullanılan proses tipleri	54
Şekil 19 Birleşik nitrifikasyon-denitrifikasyon sistemleri.....	61
Şekil 20 Biyolojik nütrient giderimi prosesinde çözünür BOİ ve ortofosforun değişimi	62
Şekil 21 Biyolojik fosfor giderim sistemleri	63

Şekil 22 Fosfor gideriminde uçucu yağ asitleri ihtiyacını sağlamak için harici fermenter kullanımı.....	63
Şekil 23 Birleşik azot-fosfor giderim prosesleri.....	64
Şekil 24Klasik aktif çamur prosesinin şematik gösterimi.....	67
Şekil 25 Aktif çamur proseslerinin sınıflandırılması	68
Şekil 26 Piston akımlı kademeli beslemeli prosesin şematik görünümü	70
Şekil 27 Azalan havalandırma sistemi	71
Şekil 28 Kraus prosesin şematik görünümü.....	71
Şekil 29 Kontak stabilizasyon prosesinin şematik görünümü.....	71
Şekil 30 Tipik mekanik havalandırma aletleri	78
Şekil 31 Tipik difüzör havalandırıcı çeşitleri.....	79
Şekil 32 Çökelme hızını belirlemede kullanılan tipik çöktürme kolonu.....	82
Şekil 33 Tuzla Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi son çöktürme havuzu ve Paşaköy İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi son çöktürme havuzu.....	82
Şekil 34 Değişik F/M oranı ve SRT’de baskın mikroorganizmalar.....	84
Şekil 35 İyi ve kötü çökelme özelliği gösteren çamur partikülü örnekleri	85
Şekil 36 Çamur kabarması ve köpük oluşumu.....	86
Şekil 37 <i>Nocardia</i> köpüğü.....	89
Şekil 38 Substrat konsantrasyonunun bir fonksiyonu olarak filamentli ve filamentli olmayan organizmaların büyüme eğrileri	90
Şekil 39 Tipik selektör konfigürasyonları	90
Şekil 40 Oksidasyon havuzu şematik gösterimi.....	92
Şekil 41 Ters akışlı havalandırma sisteminin kesiti ile planı	93
Şekil 42 Biolac aktif çamur prosesi görünüşleri	94

Şekil 43 Kesikli boşaltma yapılan uzun havalandırma ve ardışık kesikli reaktör prosesleri için işletme döngüleri.	96
Şekil 44 Biyofilm proseslerinin genel sınıflandırılması.....	104
Şekil 45 Klasik Damlatmalı Filtre şematik görünümü.....	106
Şekil 46 Klasik damlatmalı filtre üst görünüşü (Ataköy Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi)....	107
Şekil 47 Değişik geri devir akımı kullanılan standart ve yüksek hızlı damlatmalı filtrelerin diyagramları	109
Şekil 48 Plastik dolgulu damlatmalı filtre üst görünüşü	111
Şekil 49 Döner biyodisk	117
Şekil 50 Biyodisk görünüşü	118
Şekil 51 Tipik biyofilm ve askıda büyüyen hibrid aerobik arıtım sistemlerinin akış diyagramları	119
Şekil 52 Batık biyofilm prosesleri.....	120
Şekil 53 Anaerobik arıtmanın genel işleyiş mekanizması	123
Şekil 54 Metanojenlerin aktivitelerinin pH'a bağlı değişimi.....	125
Şekil 55 Biyogaz üretiminde sıcaklığın etkisi.....	126
Şekil 56 pH değişimine bağlı olarak amonyak ve amonyumun dönüşümü	127
Şekil 57 H_2S ve HS^- 'in pH'a göre değişimi	128
Şekil 58 Anaerobik arıtma proseslerinin sınıflandırılması.....	131
Şekil 59 Tipik çürütücü tipleri	133
Şekil 60 UASB reaktörünün şematik görünüşü	134
Şekil 61 ASBR sisteminin genel proses şeması	138
Şekil 62 Anaerobik filtrelerin şematik görünümü.....	139
Şekil 63 Anaerobik membran biyoreaktörlerin şematik görünüşü.....	141

Şekil 64 AFBR' nin şematik görünüşü	142
Şekil 65 Anaerobik lagünün şematik gösterimi	145
Şekil 66 Küçük bölgeler için paket tesisin şematik görünüşü.....	151

TABLO LİSTESİ

Tablo 1 Biyolojik arıtmada kullanılan bazı terimler	1
Tablo 2 Evsel atıksulardaki karakteristik değerler	11
Tablo 3 Reaksiyonlarındaki bileşiklere göre mikroorganizmaların sınıflandırılması.....	12
Tablo 4 Biyolojik sistemler için yarı reaksiyonlar	13
Tablo 5 Girişteki partiküler maddeler ihmal edildiğinde, evsel atıksular için aktif çamur prosesindeki tipik kinetik katsayı değerleri.....	46
Tablo 6 Çeşitli şartların nitrifikasyon hızına etkisi	52
Tablo 7 Askıda büyüyen nitrifikasyon prosesleri için kinetik katsayılar	53
Tablo 8 Denitrifikasyon prosesine etki eden faktörler	59
Tablo 9 Aktif çamur proseslerinin ve proses modifikasyonlarının tanımı	68
Tablo 10 Aerobik askıda büyüyen arıtma proseslerinin kıyaslanması.....	72
Tablo 11 Seçilen aktif çamur prosesinde dizayn parametreleri için tipik değerler	73
Tablo 12 Aktif çamur proseslerinde çamur üretimi değerleri	75
Tablo 13 Aktif çamur proseslerinde katı bekletme süresi ve oksijen ihtiyacı değerleri	76
Tablo 14 Mekanik havalandırıcıların değişik tipleri için tipik oksijen transfer hızları ve α değerleri.....	78
Tablo 15 Değişik aktif çamur proseslerinde kullanılan çeşitli difüzörlü havalandırma sistemleri için tipik oksijen transfer oranları ve α değerleri.....	79
Tablo 16 Biyolojik arıtımın değişik tiplerini takip eden son çöktürme için tipik dizayn değerleri.....	83
Tablo 17 Aktif çamurda bulunan filamentli mikroorganizmaların tercih ettiği işletme koşulları	85
Tablo 18 Çamur kabarmasını etkileyen faktörler	86
Tablo 19 Damlatmalı filtrelerin değişik tipleri için tipik dizayn bilgileri.....	107

Tablo 20 Klasik damlatmalı filtreler için proses dizaynı ve işletme parametreleri.....	108
Tablo 21 Klasik taş ve plastik filtrelerin performansını hesaplamada kullanılan formüller	109
Tablo 22 Birleşik aerobik arıtma prosesleri için proses parametreleri.....	116
Tablo 23 Aerobik ve anaerobik arıtmada enerji mukayesesi	122
Tablo 24 Metan bakterilerinin kullandıkları besi maddeleri	124
Tablo 25 Anaerobik arıtmada bazı iz elementlerin istenen konsantrasyonları	129
Tablo 26 Tek kademeli ve iki kademeli sistemlerin mukayesesi	130
Tablo 27 Anaerobik askıda büyüyen, bağlı büyüyen ve hibrit sistemlerin karşılaştırılması .	132
Tablo 28 UASB’ de yukarı akış hızı ve reaktör yüksekliği	136
Tablo 29 % 85-95 KOİ giderimi sağlaması için UASB reaktörlerde önerilen hacimsel organik yükler.....	136
Tablo 30 Avrupa’da Kurulu Bazı Anaerobik Filtreler.....	140
Tablo 31 AFBR’ de KOİ giderme verimleri	142
Tablo 32 Kurulu bazı AFBR sistemlerinde işletme verileri.....	144
Tablo 33 Evsel atıksu çamurlarının anaerobik çürütülmesinde kinetik katsayıların tipik değerleri.....	147
Tablo 34 Tam karışımli anaerobik çürütücüler için minimum ve önerilen çamur yaşı değerleri	147
Tablo 35 Anaerobik proseslerin tipik performans değerleri	148

1 GİRİŞ

Biyolojik arıtmanın temel amacı, atıksudaki ve septik çıkışlardaki organik maddeleri stabilize etmek, çökemeyen kolloidal katı maddeleri yumaklaştırmak ve çöktürmektir. Bunun yanı sıra azot ve fosfor gibi nütrientlerin giderimi de biyolojik arıtmanın amaçları arasındadır. Bu dersin temel konuları; (1) bakteri metabolizması ve büyüme, (2) biyolojik arıtma kinetikleri, (3) nütrient giderimi, (4) askıda büyüyen prosesler (suspended growth), (5) bağlı büyüyen prosesler (attached growth), (6) anaerobik prosesler ve (7) paket arıtma sistemleri olarak sıralanabilir.

Bahsi geçen konulara geçilmeden önce sıkça kullanılan bazı temel terimler ve tanımları Tablo 1'de verilmiştir. Tablodaki ilk beş terim metabolik süreçlere bağlı olarak yapılan bir sınıflandırmadır.

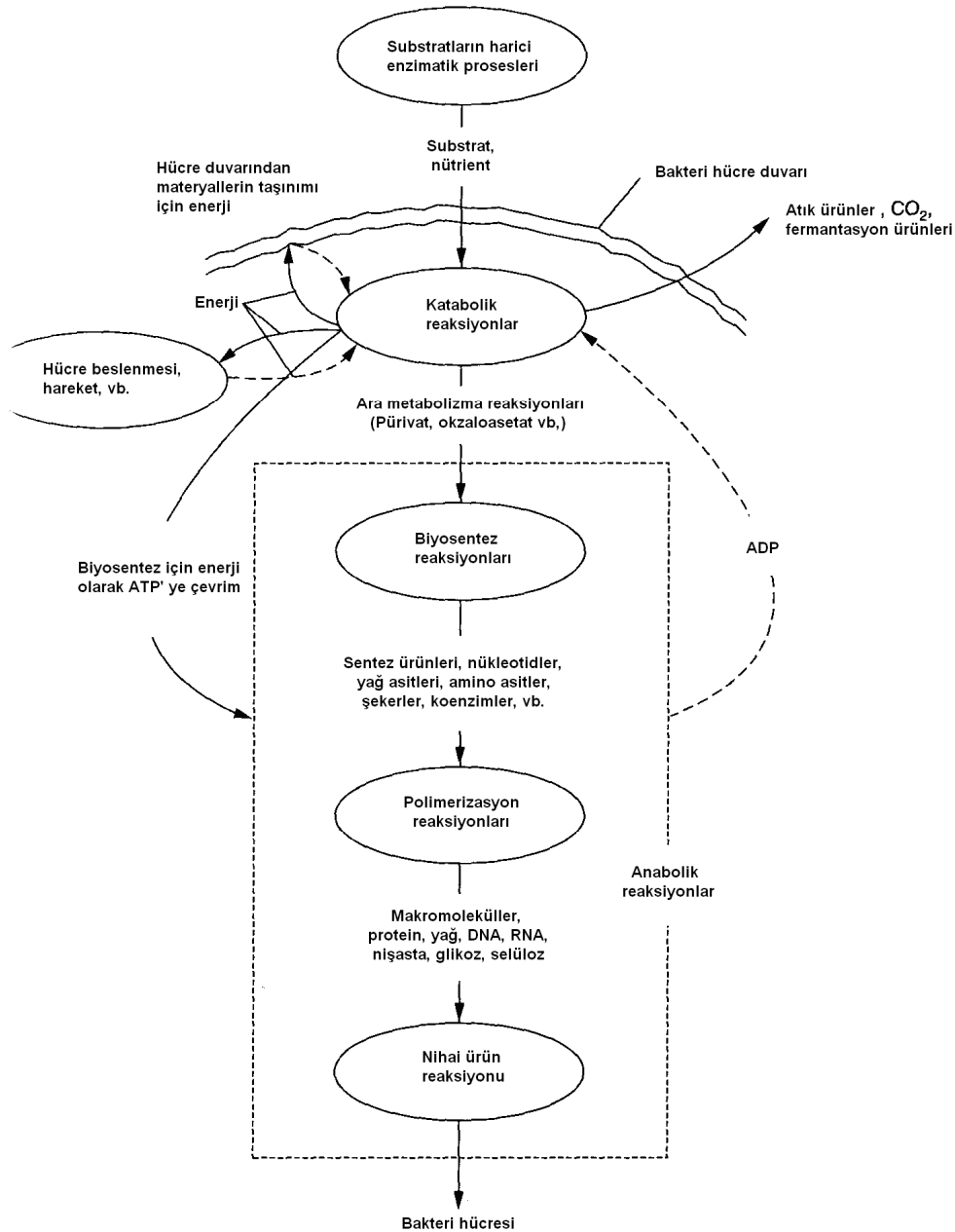
Tablo 1 Biyolojik arıtmada kullanılan bazı terimler (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Terim	Tanım
Aerobik proses	Oksijenin varlığında gerçekleşen biyolojik proses
Anaerobik proses	Oksijenin yokluğunda gerçekleşen biyolojik proses
Anoksik proses	Nitrat azotunun oksijen yokluğunda azot gazına çevrildiği proses (Denitrifikasyon)
Fakültatif proses	Organizmaların oksijenin varlığında ya da yokluğunda çalışabildikleri biyolojik proses
Hibrit proses	Aerobik, anoksik ve anaerobik proseslerin beraberce uygulandığı proses tipleri
Bağlı büyüyen prosesler	Atıksudaki organik maddelerin gazlara ve yeni hücrelere dönüşmesinde, taş, seramik, plastik vb. gibi maddelere bağlı olarak bulunan mikroorganizmaların görev aldığı biyolojik arıtma sistemleri
Askıda büyüyen prosesler	Atıksudaki organik maddelerin gazlara ve yeni hücrelere dönüşmesinde, atıksu içerisinde askıda halde bulunan mikroorganizmaların sorumlu olduğu biyolojik arıtma sistemleri
Biyolojik nütrient giderimi	Biyolojik arıtma proseslerinde azot ve fosfor giderimi
Nitrifikasyon	Amonyakın önce nitrite ardından nitrata dönüştüğü iki adımlı biyolojik proses
Denitrifikasyon	Nitratın azot ve diğer bazı nihai gaz ürünlerine çevrildiği biyolojik proses
Substrat	Biyolojik arıtmada mikroorganizmalar tarafından kullanılan ve arıtmayla son ürünlere dönüştürülen organik madde ve nütrientler
Hibrit proses	Askıda büyüyen ya da bağlı büyüyen proseslerin beraberce kullanıldığı proses
Stabilizasyon	Ön çöktürme ve biyolojik arıtmada üretilen çamurdaki organik maddelerin stabil hale getirildiği biyolojik proseslerdir. Aerobik ve anaerobik olarak iki çeşittir.

2 MİKROBİYAL METABOLİZMA VE BÜYÜME

Biyolojik arıtma direk olarak mikroorganizmaların gerçekleştirdiği bir proses olduğundan, biyolojik arıtmanın tam olarak anlaşılabilmesi için öncelikle mikroorganizmaların metabolizmaları, bakteri büyümesi gibi temel konuların bilinmesi gerekmektedir.

2.1 Bakteri Metabolizması



Şekil 1 Bakteri metabolizmasının şematik gösterimi (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

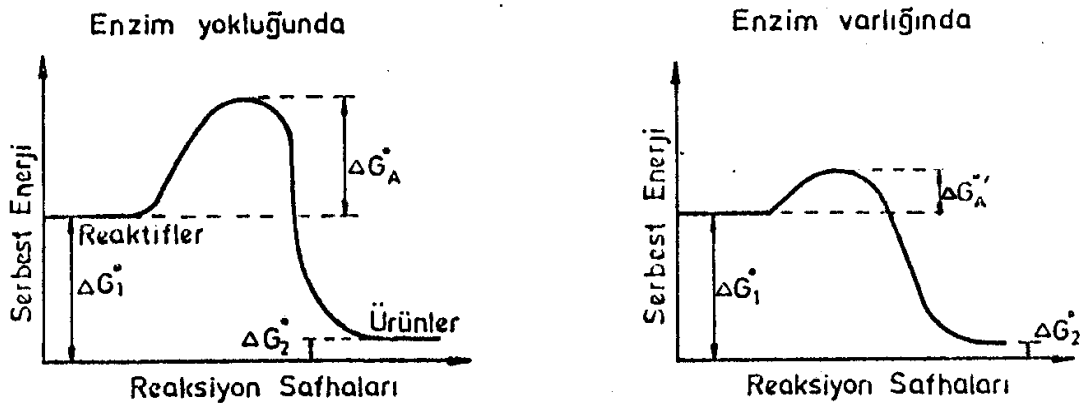
Mikroorganizma büyümesi, elde edilen enerji gibi prosesler oldukça karmaşık proseslerdir. Bakteri metabolizması basit bir şekilde Şekil 1'de gösterilmiştir. Şekilden de görüleceği gibi

hücre içerisinde katabolik ve anabolik reaksiyonlar meydana gelmektedir. Katabolik reaksiyonlarla büyük hücreli moleküller küçük moleküllere dönüştürülürken enerji açığa çıkmaktadır. Anabolik reaksiyonlarla yeni hücreler meydana getirilmekte ve bu süreç için enerji gerekmektedir.

2.2 Enzimlerin Rolü

Enzimler protein yapıda, yüksek katalitik güce sahip, kolloidal, kompleks, geniş kullanım alanlı ve kimyasal katalistlere kıyasla çok daha hızlı tepkime veren biyokatalizörlerdir. Enzimler basit olarak yumaklanmış proteinler olabildiği gibi birden fazla alt-ünite içeren kompleks protein yapıya da sahip olabilirler (Kargı, 1998). Her biyolojik dönüşüm bir enzim tarafından katalizlenir. İki binden fazla çeşidi bilinen enzimler, etki ettikleri maddenin isminin sonuna “-az” eki getirilerek adlandırılır (Maltaz, laktaz, amilaz v.b. gibi). Hücreye bağlı olmadan etki gösterebilirler.

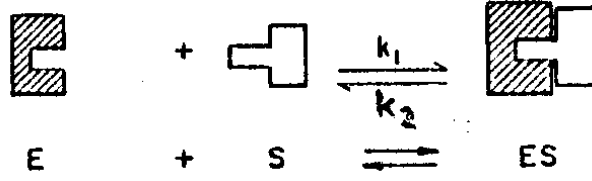
Bazı enzimler “kofaktör” olarak adlandırılan Mg, Zn, Fe, Mn, NAD, FAD, CoA gibi protein olmayan gruplar içerirler. Enzimler çoğunlukla; yüksek molekül ağırlığında protein yapısında olan taşıyıcı görevini yapan “apoenzim”, diğeri düşük molekül ağırlığında ve basit organik yapıdaki “koenzim” veya “prostetik grup” tan oluşur. Apoenzim ve koenzim birlikte aktif “holoenzim” i oluşturur. Değişik moleküler formda olmakla beraber aynı tepkimeyi katalizleyen enzimlere “Isozim” adı verilir. Bazı koenzimlerin bir kısmını bir vitamin oluşturur. B vitaminlerinin çoğu koenzimlerin asıl maddesini oluşturur. Enzimin etki ettiği maddeye “substrat” denir. Bazı enzimler birden fazla substrat bağlayabilirler (düzenleyici-alosterik enzimler). Substratın bağlanması enzimin üç boyutlu yapısını değiştirebilir. Enzime başka moleküllerin bağlanması aktif kısım özelliklerini değiştirip enzimatik tepkime hızını düşürebilir ya da durdurabilir (Kargı, 1998). Biyolojik arıtmada organik bileşikler organizmaların salgıladığı enzimler tarafından parçalanırlar. Biyolojik arıtma kinetiği enzim kinetiğine benzemektedir (Kargı, 1998).



Şekil 2 Enzimatik tepkimelerin aktivasyon enerjisi üzerine etkisi (Kargı, 1998)

Enzimler, tepkimenin serbest enerji değişimini ya da denge sabitini etkilememelerine karşın; substrata (reaktant) bağlanarak katalizledikleri tepkimenin aktivasyon enerjisini düşürür ve hızını artırır. Enzimatik tepkimelerde aktivasyon enerjisinin düşürülmesi grafiği Şekil 2’de gösterilmiştir (Kargı, 1998). Substratın, enzimin “Aktif Kısım” denilen özgül bir kısmına bağlanarak oluşturduğu ES kompleksindeki bağlar zayıf Vander Waals ya da hidrojen bağları

olup, ES kompleksi kararlı değildir. Bu etkileşim Şekil 3’de gösterilen anahtar-kilit (substrat-enzim) modeli ile açıklanabilir.



Şekil 3 Enzimatik katalizleme için anahtar kilit modeli (Kargı, 1998)

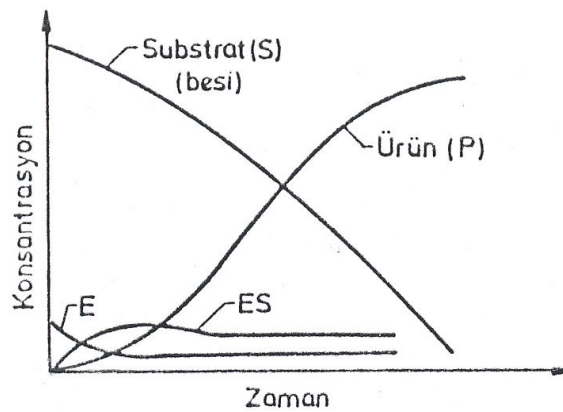
Enzimatik tepkimelerin kinetiği, “Doygunluk Kinetiği” ya da “Michael-Menten” adıyla bilinmektedir. Substrat, enzim molekülüne bağlanarak oluşturduğu kararsız enzim-substrat (ES) kompleksi, bozunarak ürün verir. Bu işlem neticesinde enzim değişmeden açığa çıkar.



Burada;

E	=	Enzim
S	=	Substrat
ES	=	Enzim-substrat kompleksi
P	=	Ürün (Product)
k_1, k_2, k_3	=	Reaksiyon sabitleri

Enzim üzerinde belli sayıda substrat bağlanma (aktif) kısmı vardır. Düşük substrat konsantrasyonlarında enzimin aktif kısımlarının bir kısmı boş olup tepkime hızı substrat konsantrasyonu ile artar. Yüksek substrat konsantrasyonlarında, enzimin aktif kısımları tamamen dolu olup reaksiyon hızı sabittir (Doygunluk durumu). ES’ in ürüne dönüşmesi tepkimesi, tek yönlü kabul edilmiştir ve bu kabul ancak ürün konsantrasyonunun düşük olduğu, başlangıç hızları için geçerlidir (Şekil 4)(Kargı, 1998).



Şekil 4 Enzimatik tepkimelerde S, P ve ES’ in zamanla değişimi (Kargı, 1998)

Enzimatik tepkimelerde ürün oluşum hızı aşağıdaki ifade ile verilir.

$$V = \frac{dP}{dt} = -\frac{dS}{dt} = k_3 (ES) \quad (2.2)$$

burada; V = Ürün oluşum ya da substrat giderme hızıdır (mol/l.s)

ES kompleksinin değişim hızı aşağıdaki şekilde ifade edilir.

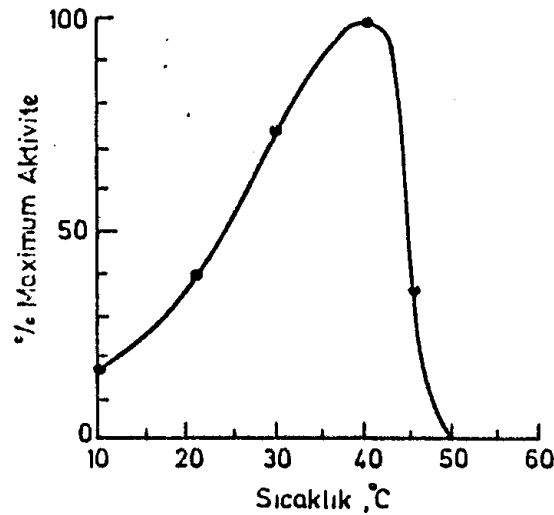
$$\frac{d(S)}{dt} = k_1 (E)(S) - k_2 (ES) - k_3 (ES) \quad (2.3)$$

Enzimin korunumu şu şekildedir:

$$(E) = (E) + (ES) \quad (2.4)$$

2.2.1 Enzim Aktivitesine Sıcaklık Etkisi

Enzimatik tepkimelerin hızları belli bir noktaya kadar sıcaklık artışıyla artmasına karşın (aktivasyon), bu noktadan sonra hız sıcaklık artışıyla düşer (enzim denaturasyonu-inaktivasyon). Bu nedenle, optimum bir sıcaklık aralığında hız maksimum olur (Şekil 5). Enzim inaktivasyonu, aktivasyonundan daha hızlı olur. Sıcaklık 30°C' den 40°C' ye arttığında enzim aktivitesi 1,8 defa artar. Ancak, inaktivasyon 41 defa artar (Kargı, 1998). Enzimler 50°C' nin üstünde inaktive olmalarına karşın, -18°C' de bile inaktive olmazlar (Özçelik, 1996).

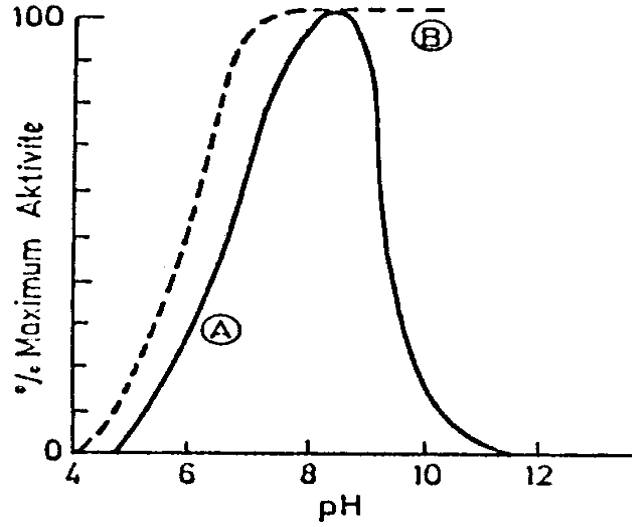


Şekil 5 Enzim aktivitesi üzerine sıcaklığın etkisi (Kargı, 1998)

2.2.2 Enzim Aktivitesine pH Etkisi

Bazı enzimler, aktif kısımlarında iyonik gruplar içerirler. Ortamın pH' ına bağlı olarak bu iyonik gruplar asidik ya da bazik olabilirler. Enzimin aktivite gösterebilmesi için asidik ya da

bazik aktif kısım özelliklerine sahip olması gerektiğinden, enzim aktivitesi pH' a bağılı olarak değışir. Çoğı enzim için optimum etki pH aralığı 5,0-8,0 aralığındadır. Optimum pH deneysel olarak saptanır. Şekil 6, enzim aktivitesinin pH ile değışimini göstermektedir (Kargı, 1998).

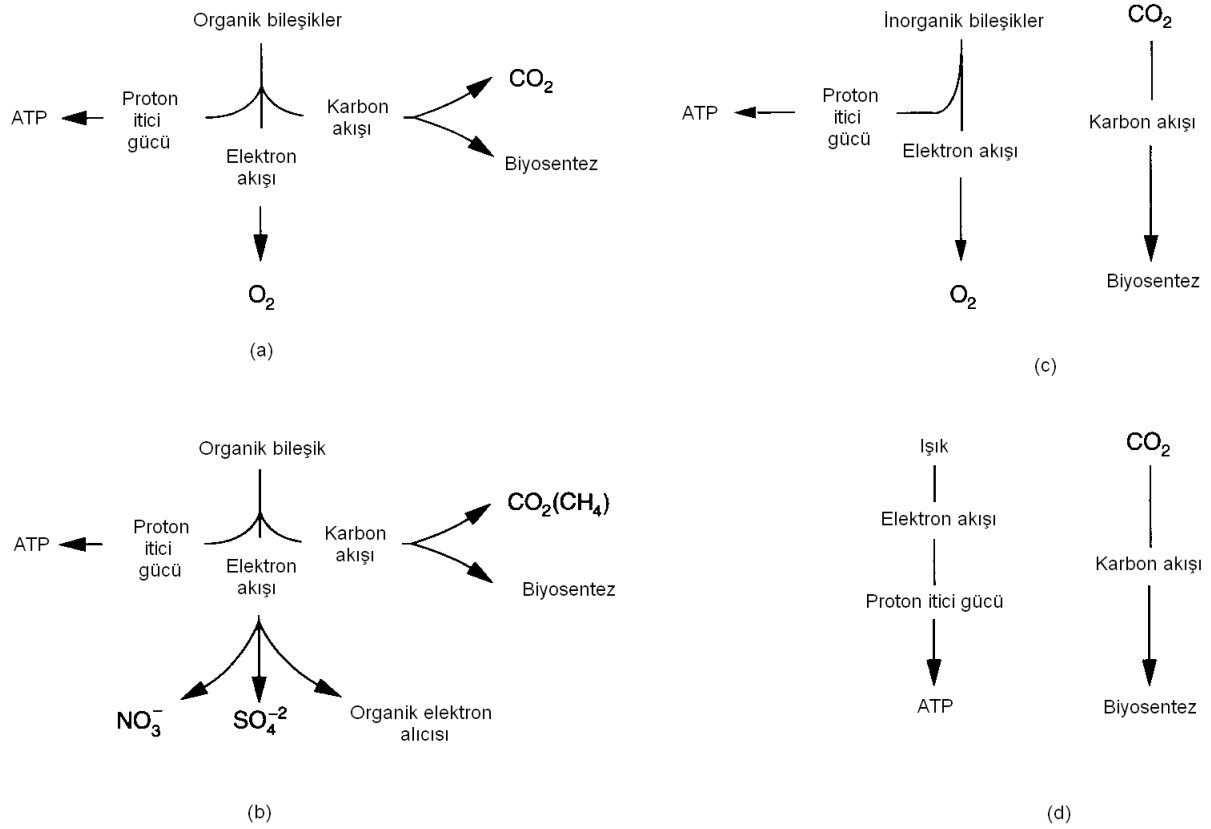


Şekil 6 Enzim aktivitesinin pH ile değışimi (A: Tripsin, B: Kolinesteraz)(Kargı, 1998)

2.3 Enerji ve Karbon Kaynakları

Hücre sentezi için gerekli karbonun kaynağına göre mikroorganizmalar hetetrofik ve ototrofik olarak iki gruba ayrılırlar. Eğer gerekli karbon için CO₂ veya karbonat kullanılıyorsa bu tür organizmalara ototrofik organizma, organik karbon kullanılıyorsa hetetrofik organizma adı verilir. Hetetrofik organizmalar enerji kaynağı olarak organik maddeleri kullanırlarken, ototrofik organizmalar ise ışığı ya da inorganik oksidasyon-redüksiyon denklemlerini kullanırlar. Eğer bir ototrofik organizma gerekli enerjiyi ışıktan sağlıyorsa fotosentetik organizma, inorganik oksidasyon-redüksiyon denklemlerinden sağlıyorsa kemosentetik organizma adı verilir. Açığa çıkarılan bu enerji hücrede bir takım organik bileşikler tarafından tutulur. Bu maddelerin en sık rastlanılanı Adenozin Tri Fosfat (ATP)' dir. Bu enerjinin hücre sentezi vb. faaliyetlerde kullanılmasından sonra ATP molekülü Adenozin Di Fosfat (ADP)' e dönüşür ve tekrar enerji depolamaya hazır hale gelir. Canlı organizmaların hücre sentezi yaparak çoğalmaları olayına asimilasyon, asimilasyon ve hareket gibi işler için gerekli enerjiyi üretmeleri ve depo etmeleri işlemine de disimilasyon adı verilir.

Hetetrofik organizmalar yeni hücre sentezi için gerekli olandan daha fazla organik maddeyi parçalarlar. Bu fazlalık kısım enerji amacıyla kullanılan kısımdır. Atıksudaki organik madde sınırlı olduğunda organik madde yerine hücre materyali kullanılır ve hücre yapısında bir azalma olur. Hücre yapısındaki bu azalmaya içsel solunum denir. Aerobik, anaerobik, kemolitotfik ve fototrofik solunumda hücre sentezi için kullanılan karbon ve enerji akışı Şekil 7'de gösterilmiştir.



Şekil 7 Karbon ve enerji akışı; (a) aerobik solunum, (b) anaerobik solunum, (c) kemolitotrofik metabolizma, (d) fototrofik metabolizma (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

2.4 Nütrient İhtiyacı

Azot ve fosfor gibi nütrientler bakterilerin hücre sentezi yapabilmesi ve büyümesi için gerekli maddelerdir. Ancak her atıksuda nütrientler yeterli ölçüde bulunmayabilir. Bu gibi durumlarda atıksuya dışarıdan nütrient ilavesi gereklidir. Genel olarak evsel atıksular biyolojik büyüme için yeterli miktarda nütrient ihtiva etmektedir. Evsel atıksuların karakteristiği ile ilgili değerler Tablo 2’de görülebilir.

2.5 Bakteriyel Büyüme

Çoğalma bakterilerin hayatlarını devam ettirebilmeleri için temel faaliyetlerinden biridir. Bakterilerde çoğalma bölünme, çiftleşme ve tomurcuklanma şekillerinden biriyle olur. Ancak genel olarak görülen çoğalma türü bölünmedir. Bölünme yoluyla iki adet aynı özelliklerde bakteri hücresi üretilmiş olur. İki bölünme arasında geçen süre dakikalar mertebesinde günler mertebesine kadar çeşitli aralıklarda olabilir. Ortam şartları uygun olduğunda bakteri hücresi bölünerek sonsuz çoğunluğa ulaşabilir. Ancak pratikte çevre şartları, ortam büyüklüğü, nütrient miktarı gibi parametreler çoğalmanın sınırlarını belirler. Çoğalma hızı grafiği mikroorganizmanın türüne göre değişir. Bakteriyel büyüme iki şekilde ifade edilebilir. Bunlardan ilki bakteri sayısı bakımından büyüme, ikincisi ise bakteri kütlesi olarak büyümedir.

Tablo 2 Evsel atıksulardaki karakteristik değerler

Kirlilik	Birimi	Atıksu Karakteri		
		Zayıf	Orta	Kuvvetli
Toplam Katılar	mg/L	390	720	1230
Toplam Çözünmüş Katılar	mg/L	270	500	860
Sabit	mg/L	160	300	520
Uçucu	mg/L	110	200	340
Toplam Askıda Katı	mg/L	120	210	400
Sabit	mg/L	25	50	85
Uçucu	mg/L	95	160	315
Çökebilir katılar	mg/L	5	10	20
BOİ ₅ (20°C)	mg/L	110	190	350
Toplam Organik Karbon	mg/L	80	140	260
KOİ	mg/L	250	430	800
Azot	mg/L	20	40	70
Organik	mg/L	8	15	25
Amonyak	mg/L	12	25	45
Nitrit	mg/L	0	0	0
Nitrat	mg/L	0	0	0
Fosfor	mg/L	4	7	12
Organik	mg/L	1	2	4
İnorganik	mg/L	3	5	8
Klorür	mg/L	30	50	90
Sülfat	mg/L	20	30	50
Yağ ve Gres	mg/L	50	90	100
Uçucu Organikler	mg/L	<100	100-400	>400
Toplam Koliiform	adet / 100 mL	10 ⁶ -10 ⁸	10 ⁷ -10 ⁹	10 ⁷ -10 ¹⁰
Fekal Koliiform	adet / 100 mL	10 ³ -10 ⁵	10 ⁴ -10 ⁶	10 ⁵ -10 ⁸
Kriptosporidyum Oocysts	adet / 100 mL	10 ⁻¹ -10 ⁰	10 ⁻¹ -10 ¹	10 ⁻¹ -10 ²
Giardia Lamblia Cysts	adet / 100 mL	10 ⁻¹ -10 ¹	10 ⁻¹ -10 ²	10 ⁻¹ -10 ³

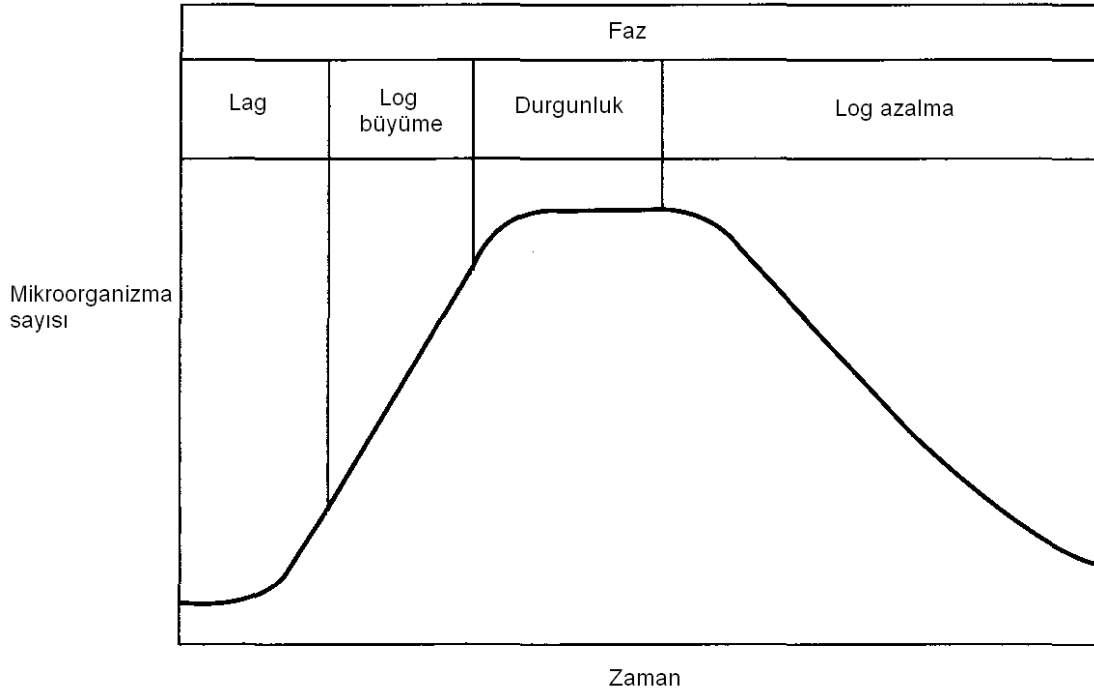
Zayıf karakter 750 L/kişi-gün hesabına göreğir.

Orta karakter 460 L/kişi-gün hesabına göreğir.

Kuvvetli karakterl 240 L/kişi-gün hesabına göreğir.

2.5.1 Bakteri Sayısı Bakımından Büyüme

Kapalı bir ortamda zamana bağlı olarak bakteri sayısındaki değişimin grafiği Şekil 8’de görülebılır. Bakteri sayısı olarak büyümenin zamana bağlı değişimini incelemek üzere bir kaba bakteri aşılması yapılır. Ardından bakteri sayısında zamana bağlı değişimler izlenir. Temel olarak 4 faz elde edilir.

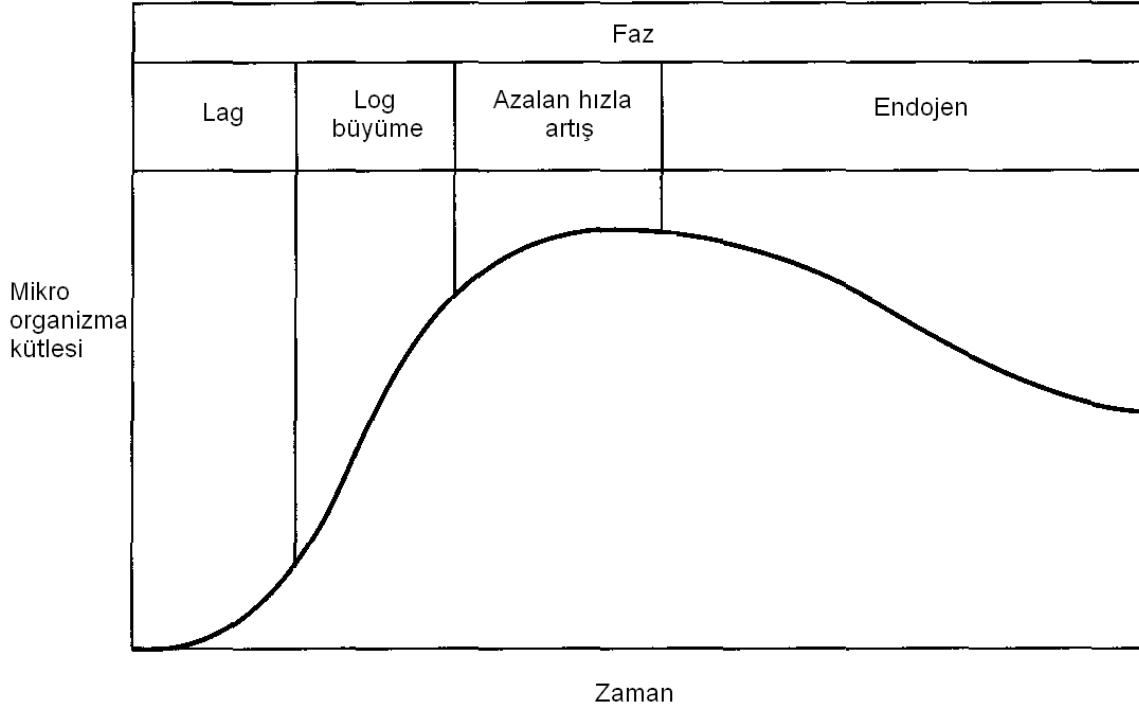


Şekil 8 Mikroorganizma sayısı bakımından bakteriyel büyüme (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

- 1. Lag Fazı:** Bu faz bakterilerin yeni çevre şartlarına uyum sağlaması ve bölünmeye başlaması için gereken süreyi kapsar.
- 2. Logaritmik Büyüme Fazı:** Bu fazda bakteriler henüz çevre şartları kısıtlayıcı bir duruma gelmediğinden bölünme sürelerine karşılık gelecek hızda büyürler.
- 3. Durgunluk Fazı:** Bu fazda substrat ve nütrientlerin azalması nedeniyle yeni hücrelerin büyümesi ile eski hücrelerin ölmesi dengelendiğinden bakteri sayısı sabit kalır.
- 4. Logaritmik Azalma Fazı:** Bu fazda ölen bakteri sayısı yeni üretilen hücre sayısını aşar ve bakteri sayısı hızla azalmaya başlar.

2.5.2 Bakteri Kütlesi Bakımından Büyüme

Mikroorganizmaların kütlesi bakımından büyümesinin zamana bağlı olarak fonksiyonu Şekil 9'da gösterilmiştir. Burada da temel olarak 4 faz sayılabilir.



Şekil 9 Mikroorganizma kütlesi bakımından bakteriyel büyüme (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

- 1. Lag Fazı:** Bu faz bakteri sayısına bağlı değişimden farklıdır. Bunun nedeni bölünme başlamadan bakteri kütlesinde bir artma olmasıdır.
- 2. Logaritmik Büyüme Fazı:** Bu fazda bakterilerin kullanımı için bol miktarda substrat mevcuttur. Büyüme hızı mikroorganizmaların substratı kullanabilme yeteneğine bağlıdır.
- 3. Azalan Hızla Artış Fazı:** Bu fazda besi maddesi azaldığından bakteri kütlesindeki artış hızı azalır.
- 4. İçsel Tükenme Fazı:** Bu fazda artık besi maddesi minimum bir seviyede olduğundan mikroorganizmalar yenileme olmaksızın kendi protoplazmalarını tüketmeye başlarlar ve böylece bakteri kütlesinde hızlı bir azalma görülür.

2.6 Biyokütle Üretimi ve Bakteriyel Büyümenin Ölçümü

Biyolojik proseslerde hücre büyümesi kullanılan organik ya da inorganik substratla doğrudan bağlantılıdır. Üretilen biyokütlenin kullanılan substrata oranı biyokütle üretimi olarak tariflenir ve Y ile gösterilir.

Aerobik heterotrofik reaksiyonlarda elektron kaynağı organik substrat olduğundan biyokütle üretimi, g biyokütle üretimi / g kullanılan organik substrat; nitrifikasyon için biyokütle üretimi, g biyokütle üretimi / g okside edilen $\text{NH}_4\text{-N}$; anaerobik reaksiyonlarda metan uçucu yağ asitlerinden parçalanması sonucu oluştuğu için biyokütle üretimi, g biyokütle üretimi / g tüketilen uçucu yağ asitleridir. Evsel ve endüstriyel atıksuların aerobik ve anaerobik

arıtılmaları esnasında çok çeşitli organik maddeler kullanılacağından biyokütle üretimi, organik maddelerin ölçümü için geliştirilen parametreler olan KOİ ve BOİ ile tariflenir. Dolayısıyla genellikle biyokütle üretimi, g biyokütle üretimi / g KOİ giderimi ya da g biyokütle üretimi / g BOİ giderimi olarak belirtilir.

Bakteriyel büyüme neticesinde oluşan yeni hücrelerin miktarının tespiti ya da bir diğer deyişle bakteriyel büyümenin ölçümü çeşitli parametrelerle yapılabilir. Bunlardan en çok kullanılanları uçucu askıda katı madde (volatile suspended solids, VSS), partiküler KOİ, DNA ve ATP'dir. Ancak bunlardan en çok kullanılanı ölçümünün kolaylığı sebebiyle biyokütle üretiminin uçucu askıda katı madde ile tanımlanmasıdır. Bakteri hücresi yaklaşık olarak %85 oranında organik yani uçucu maddeden, yaklaşık % 15'i inorganik maddeden ibarettir. Dolayısıyla g VSS olarak gösterilen bakteri kütlesi esasında bakterinin toplam ağırlığını değil ancak önemli bir kısmını belirtmektedir. Bakteriyel büyüme, reaksiyon neticesinde toplam askıda katı madde (TSS) miktarındaki artış ile de gösterilmekle birlikte daha uygun olan reaksiyon neticesinde VSS miktarındaki artış ile gösterilmesidir.

2.7 Biyolojik Enerji Mekanizmaları

Biyolojik arıtmadaki enerji mekanizmalarını anlamak bazı temel termodinamik kurallarını anlamakla çözülebilir. Kimyasal reaksiyonlar enerji değişimleri ile gerçekleşir. Her element ya da bileşiğin bir serbest enerji değeri mevcuttur. Reaksiyon esnasında kazanılan ya da kaybedilen enerji miktarı toplam enerji miktarına bağlıdır. Termodinamikte Gibbs Serbest Enerji değeri olarak bilinen G° iş yapabilmek için mevcut olan enerji değeridir. Reaksiyondaki enerji değişimi ise ΔG° ile ifade edilir ve ürünlerin enerji değerleri toplamının girenlerin enerji değerleri toplamından farkıdır. Eğer bir reaksiyon için ΔG° negatif ise, girenlerin enerji değeri ürünlerin enerji değerinden yüksektir ve bu reaksiyon bir ayrışma reaksiyonudur. Bu tip reaksiyonlar kendiliğinden gerçekleşir. Reaksiyon için ΔG° pozitif ise ürünlerin enerji değeri girenlerin enerji değerinden yüksektir ve bu reaksiyon bir sentez reaksiyonudur. Bu tip reaksiyonlar ise kendiliğinden gerçekleşemez, ancak reaksiyonun tersi gerçekleşebilir. ΔG° değeri pozitif olan reaksiyonların yazıldığı yönde gerçekleşebilmesi için dışarıdan enerji vererek girenlerin ve dışarıdan verilen enerji değeri toplamının ürünlerin enerji değerinden yüksek hale getirilmesi gerekir. ΔG° değeri negatif olan reaksiyonlara ekzergonik, pozitif olan reaksiyonlara ise endergonik adı verilir.

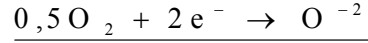
Canlı organizmalarda enerji, bir bileşik ya da elementin elektron kaybettiği (elektron kaynağı) diğerinin ise kazandığı (elektron alıcısı) oksidasyon-redüksiyon reaksiyonları ile elde edilir. Örneğin elektron kaynağı olarak hidrojen gazı kullanıldığında;



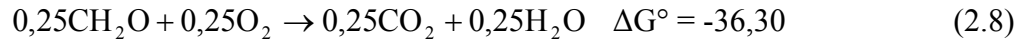
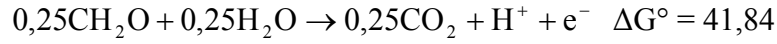
denklemini yazılabilir. (2.5) denklemini bir yarı reaksiyondur. Oksidasyon-redüksiyon reaksiyonunu tamamlamak için ikinci bir reaksiyon yazmak gerekir. Elektron alıcısı olarak oksijen kullanılırsa denklem şu şekilde yazılabilir:



(2.5) ve (2.6) reaksiyonları birleştirilirse komple oksidasyon-redüksiyon reaksiyonu yazılmış olunur.



Karbonhidrat için oksidasyon-redüksiyon reaksiyonu yazılacak olursa;



Yukarıda yazılı reaksiyonun serbest enerji değeri negatif ($\Delta G^\circ = -36,30$) olduğundan reaksiyon yazıldığı yönde kendiliğinden gerçekleşir. Karbon kaynağı, elektron alıcısı, elektron kaynağı ve nihai ürünle mikroorganizmaların sınıflandırılması Tablo 3' de verilmiştir.

Tablo 3 Reaksiyonlarındaki bileşiklere göre mikroorganizmaların sınıflandırılması (Metcalf ve Eddy, 2003)

Bakteri Tipi	Ortak Reaksiyon Adı	Karbon Kaynağı	Elektron Kaynağı	Elektron Alıcısı	Ürünler
Aerobik hetetrofik	Aerobik oksidasyon	Organik bileşikler	Organik bileşikler	O ₂	CO ₂ , H ₂ O
Aerobik ototrofik	Nitrifikasyon	CO ₂	NH ₃ ⁻ , NO ₂	O ₂	NO ₃ ⁻ , NO ₂ ⁻
	Demir oksidasyonu	CO ₂	Demir(II)	O ₂	Demir iyonu (III)
	Sülfür oksidasyonu	CO ₂	H ₂ S, S, S ₂ O ₃ ⁻²	O ₂	SO ₄ ⁻²
Fakültatif hetetrofik	Denitrifikasyon	Organik bileşikler	Organik bileşikler	NO ₃ ⁻ , NO ₂ ⁻	N ₂ , CO ₂ , H ₂ O
Anaerobik hetetrofik	Asit fermentasyonu	Organik bileşikler	Organik bileşikler	Organik bileşikler	Uçucu yağ asitleri
	Demir giderimi	Organik bileşikler	Organik bileşikler	Demir(III)	Demir(II), CO ₂ , H ₂ O
	Sülfat giderimi	Organik bileşikler	Organik bileşikler	SO ₄	H ₂ S, CO ₂ , H ₂ O
	Metanogenesis	Organik bileşikler	Uçucu yağ asitleri	CO ₂	Metan

Tablo 4 Biyolojik sistemler için yarı reaksiyonlar(Metcalf ve Eddy, 2003)

Yarı Reaksiyon		ΔG°
Hücre sentezi reaksiyonu (R_s)		
Azot kaynağı amonyak:		
1. $\frac{1}{5}CO_2 + \frac{1}{20}HCO_3^- + \frac{1}{20}NH_4^+ + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{20}C_5H_7O_2N + \frac{9}{20}H_2O$	
Azot kaynağı nitrat:		
2. $\frac{1}{28}NO_3^- + \frac{5}{28}CO_2 + \frac{29}{28}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{28}C_5H_7O_2N + \frac{11}{28}H_2O$	
Elektron alıcısı için reaksiyon (R_a)		
Nitrit:		
3. $\frac{1}{3}NO_2^- + \frac{4}{3}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{6}N_2 + \frac{3}{2}H_2O$	-93,23
Oksijen:		
4. $\frac{1}{4}O_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{2}H_2O$	-78,14
Nitrat:		
5. $\frac{1}{5}NO_3^- + \frac{6}{5}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{10}N_2 + \frac{3}{5}H_2O$	-71,67
Sülfid:		
6. $\frac{1}{6}SO_3^{2-} + \frac{5}{4}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{12}H_2S + \frac{1}{12}HS^- + \frac{1}{2}H_2O$	13,60
Sülfat:		
7. $\frac{1}{8}SO_4^{2-} + \frac{9}{16}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{16}H_2S + \frac{1}{16}HS^- + \frac{1}{2}H_2O$	21,27
Karbon dioksit (metan fermentasyonu):		
8. $\frac{1}{8}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{8}CH_4 + \frac{1}{4}H_2O$	24,11
Elektron kaynağı için reaksiyon (R_d)		
Organik kaynaklar (heterotrofik reaksiyonlar)		
Evsel atıksular:		
9. $\frac{9}{50}CO_2 + \frac{1}{50}NH_4^+ + \frac{1}{50}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{50}C_{10}H_{19}O_3N + \frac{9}{25}H_2O$	31,80
Protein (aminoasit, protein, azotlu organikler):		
10. $\frac{8}{33}CO_2 + \frac{2}{33}NH_4^+ + \frac{31}{33}H^+ + e^-$	$= \frac{1}{66}C_{16}H_{24}O_5N_4 + \frac{27}{66}H_2O$	32,22
Format:		
11. $\frac{1}{2}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{2}HCOO^- + \frac{1}{2}H_2O$	48,07
Glikoz:		
12. $\frac{1}{4}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{24}C_6H_{12}O_6 + \frac{1}{4}H_2O$	41,96
Karbon hidrat (selüloz, nişasta, şekerler):		
13. $\frac{1}{4}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{4}CH_2O + \frac{1}{4}H_2O$	41,84
Metanol:		
14. $\frac{1}{6}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{6}CH_3OH + \frac{1}{6}H_2O$	37,51
Piruvat:		
15. $\frac{1}{5}CO_2 + \frac{1}{10}HCO_3^- + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{10}CH_3COCOO^- + \frac{2}{5}H_2O$	35,78
Etanol:		
16. $\frac{1}{6}CO_2 + H^+ + e^-$	$= \frac{1}{12}CH_3CH_2OH + \frac{1}{4}H_2O$	31,79

Propiyonat:		
17. $\frac{1}{7} \text{CO}_2 + \frac{1}{14} \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{14} \text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + \frac{5}{14} \text{H}_2\text{O}$	27,91
Asetat:		
18. $\frac{1}{8} \text{CO}_2 + \frac{1}{8} \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{8} \text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{8} \text{H}_2\text{O}$	27,68
Yağ ve gres:		
19. $\frac{4}{23} \text{CO}_2 + \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{46} \text{C}_8\text{H}_{16}\text{O} + \frac{15}{46} \text{H}_2\text{O}$	27,61
İnorganik kaynaklar (ototrofik reaksiyonlar)		
20. $\text{Fe}^{+3} + \text{e}^-$	$= \text{Fe}^{+2}$	-74,70
21. $\frac{1}{2} \text{NO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{2} \text{NO}_2 + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$	-40,15
22. $\frac{1}{8} \text{NO}_3^- + \frac{5}{4} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{8} \text{NH}_4^+ + \frac{3}{8} \text{H}_2\text{O}$	-34,50
23. $\frac{1}{6} \text{NO}_2^- + \frac{4}{3} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{6} \text{NH}_4^+ + \frac{1}{3} \text{H}_2\text{O}$	-32,62
24. $\frac{1}{6} \text{SO}_4^{-2} + \frac{4}{3} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{6} \text{S} + \frac{2}{3} \text{H}_2\text{O}$	19,48
25. $\frac{1}{8} \text{SO}_4^{-2} + \frac{19}{16} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{16} \text{H}_2\text{S} + \frac{1}{16} \text{HS}^- + \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$	21,28
26. $\frac{1}{4} \text{SO}_4^{-2} + \frac{5}{4} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{8} \text{S}_2\text{O}_3^{-2} + \frac{5}{8} \text{H}_2\text{O}$	21,30
27. $\frac{1}{6} \text{N}_2 + \frac{4}{3} \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{3} \text{NH}_4^+$	27,47
28. $\text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \frac{1}{2} \text{H}_2$	40,46
29. $\frac{1}{2} \text{SO}_4^{-2} + \text{H}^+ + \text{e}^-$	$= \text{SO}_3^{-2} + \text{H}_2\text{O}$	44,33

Reaksiyonlarda elektron ve enerji kaynağı olarak kimyasalları kullanan organizmalara kemotrof organizmalar denir. Elektron ve enerji kaynağı olarak organik maddeleri kullanan kemotrof organizmalara kemoorganotrof, amonyak, hidrojen gazı ve hidrojen sülfür gibi inorganik maddeleri kullanan kemotrof organizmalara kemolitotrof denir. Enerji kaynağı olarak ışığı kullanan organizmalara ise fototrof organizmalar denir.

Elektron alıcısı, elektron kaynağı ve hücre sentezi için yarı reaksiyonlar ve bu reaksiyonların serbest enerji değerleriyle ilgili olarak (Metcalf ve Eddy, 2003)' de verilenler Tablo 4'de görülebilir.

Bakteriler tarafından organik maddenin kullanılarak yeni hücrelerin üretimi reaksiyonu, her biri enerji mekanizmalarına bağlı olan bir takım olgularla bağlantılıdır. Bunlar kullanılacak olan organik maddenin serbest enerji değeri, substratın yeni hücreye dönüşebilmesi için gerekli enerji değeri, substratın oksidasyonu neticesinde açığa çıkan enerji değeri, bakterilerin açığa çıkan enerjinin ne kadarını kullanabildiği, yeni hücrede kullanılacak olan azot için gerekli azot kaynağının tipi olarak sayılabilir. Tüm bunların ışığında aşağıda verilen (2.9), (2.10) ve (2.11) eşitlikleri çıkarılmıştır.

$$\Delta G_s = \frac{\Delta G_p}{K^m} + \Delta G_c + \frac{\Delta G_N}{K} \quad (2.9)$$

ΔG_s = 1 elektron eşdeğeri (eq) karbon kaynağının hücre materyaline çevrilmesi için gerekli toplam enerji

ΔG_p = 1 elektron eşdeğeri (eq) karbon kaynağının pürivata dönüşmesi için gerekli enerji

K = bakterinin kullanabildiği enerjinin toplam üretilen enerjiye oranı

m = ΔG_p pozitif ise +1, negatif ise -1

ΔG_c = 1 eq elektron pürivatın hücre materyaline çevrilmesi için gerekli enerji değeri

ΔG_N = 1 eq elektron hücre için azot türünün amonyağa çevrilmesi için gerekli enerji değeri

$$K\Delta G_R \left(\frac{f_e}{f_s} \right) = -\Delta G_s \quad (2.10)$$

$$f_e + f_s = 1 \quad (2.11)$$

ΔG_R = oksidasyon redüksiyon reaksiyonu neticesinde açığa çıkan enerji

f_e = okside edilen substratın kullanılan toplam substrata oranı

f_s = hücre sentezi için kullanılan substratın kullanılan toplam substrata oranı

Oksidasyon redüksiyon reaksiyonları neticesinde elde edilen enerjinin bir kısmı bakteriler tarafından kullanılabilirken geri kalan kısmı ısı vs. gibi sebeplerle kayba uğrar. Sentez reaksiyonlarında kullanılacak enerji üretilen toplam enerjiye değil bakterilerin kullanabildiği bu net enerji değerine eşittir. İşte (2.9 ve (2.10) denklemlerinde K olarak gösterilen değer bu verimli enerji oranıdır. McCarty (1971) tarafından tespit edilen değere göre bakteriler yaklaşık olarak üretilen enerjinin % 60'ını kullanabilmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Hetetrofik bakteriler için pek çok karbon kaynağı mevcuttur. McCarty (1971)'e göre hücre materyali için karbon kaynağı olarak kullanılmak üzere organik bileşik olarak pürivat kullanılmaktadır. Dolayısıyla pürivat bir ara üründür. Karbon kaynağı olarak hangi organik madde mevcut olursa olsun bu organik maddenin önce pürivata çevrildiği daha sonra pürivatın hücre materyaline çevrildiği kabul edilebilir (Metcalf ve Eddy, 2003). (2.9) denklemindeki ΔG_p değeri organik maddenin pürivata çevrildiği reaksiyonun serbest enerji değeridir. Eğer organik maddenin serbest enerji değeri pürivata göre daha yüksekse yani pürivata göre daha kompleks bir maddeyse bu çevrim reaksiyonu için dışarıdan enerji vermek gerekmeyecek aksine enerji elde edilecektir. Bu reaksiyonun serbest enerji değeri negatif yani enerji üretiliyor ise (2.9) denkleminde de görüleceği üzere eşitliğin sağ tarafındaki ilk ifade negatif olacak ve eşitliğin sol tarafı daha düşük bir değer alacaktır. Dolayısıyla organik maddenin hücre materyaline dönüşmesi için gerekli toplam enerji değeri düşecektir.

Eğer organik maddenin serbest enerji değeri pürivata göre daha düşükse yani pürivata göre daha düşük yapıları bir maddeyse bu çevrim reaksiyonu için dışarıdan enerji vermek gerekecektir. Bu reaksiyonun serbest enerji değeri pozitif yani enerji üretiliyor ise (2.9) denkleminde de görüleceği üzere eşitliğin sağ tarafındaki ilk ifade pozitif olacak ve eşitliğin sol tarafı daha yüksek bir değer alacaktır. Dolayısıyla organik maddenin hücre materyaline

dönüşmesi için gerekli toplam enerji değeri artacaktır. Hem pürivatın hem de bakteri hücresinin $C_5H_7NO_2$ formülüne göre serbest enerji değerleri bilindiğinden ΔG_c değeri sabittir ve + 31,41 kJ/eq elektron hücre'dir (Metcalf ve Eddy, 2003).

ΔG_p değeri pozitif ise dışarıdan enerji vermek gerekecek, verilen bu enerjinin ise K kadarı yani yaklaşık %60'ı kullanılabileceğinden bir o kadar fazlasının verilmesi gerekecektir.. Dolayısıyla bu durumda (2.9) denklemindeki m değeri +1 olacaktır. Tam tersine ΔG_p değeri negatif ise bir miktar enerji üretilmiş olacak, üretilen bu enerjinin ise K kadarı yani yaklaşık %60'ı kullanılabilecektir. Dolayısıyla bu durumda (2.9) denklemindeki m değeri -1 olacaktır.

Yeni hücre materyalinde kullanılabilmesi için azotun amonyak formunda olması gereklidir. Eğer azot bu formda değilse önce amonyağa çevrilir ardından hücre sentezinde kullanılır. Dolayısıyla bu çevrim işlemi için de enerji gereklidir. ΔG_N değeri azot formunun amonyağa çevrimi için gerekli enerji değeridir. Bu işlem için üretilen enerjide kayıp olacağından bu kayıp da göz önüne alınarak daha fazla enerji üretmek gereklidir. Dolayısıyla gereken enerji değeri K ifadesine bölünür. Sırasıyla NO_3^- , NO_2^- , N_2 ve NH_4^+ için ΔG_N değerleri +17,46; +13,61; +15,85 ve 0,00 kJ/eq elektron hücredir. Yani amonyağa çevirmek için gerekli en yüksek enerji NO_3^- için gerekirken, azot türü eğer amonyak ise ΔG_N sıfır olacak yani enerji gerekmeyecektir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Hetetrof organizmalar için temel iki reaksiyon vardır. İlki mikroorganizmaların organik maddeleri kullanarak yeni hücre üretmeleri yani sentez reaksiyonu, ikincisi ise sentez reaksiyonu için gerekli enerjiyi üretmek amacıyla organik maddeleri parçalamaları yani solunum reaksiyonudur. Dolayısıyla hetetrof organizmaların reaksiyonlarında organik madde ya hücre sentezinde ya da enerji eldesinde kullanılır. Hücre sentezinde kullanılan kısmın toplam kullanılan substrata oranı f_s , solunum reaksiyonunda kullanılan substratın toplam kullanılan substrata oranı ise f_e 'dir.

Örnek 1: (Metcalf ve Eddy, 2003)

Elektron alıcısı olarak oksijeni ve karbon dioksiti kullanan hetetrofik bakteriler tarafından karbon kaynağı olarak asetatin kullanıldığı durumda biyokütle üretimi değerini (Y) g hücre KOİ'si / g kullanılan KOİ ve g VSS / g kullanılan KOİ olarak ayrı ayrı bulunuz. Azot kaynağı her iki durumda da amonyaktır. Enerjiyi kullanabilme verimi %60'dır.

Çözüm:

Elektron alıcısı olarak oksijeni kullanan bakteriler aerobik hetetrofik bakteriler, karbondioksiti kullanan bakteriler anaerobik hetetrofik bakterilerdir. Öncelikle aerobik hetetrofik bakteriler için işlem yapılacaktır.

g hücre KOİ'si / g kullanılan KOİ olarak bulunacak olan değer f_s değeridir. Yani organik maddenin ne kadarının yeni hücre üretiminde kullanılacağını bulunması gerekir. Bunun için öncelikle asetatin parçalanması neticesinde ne kadar enerji açığa çıktığı bulunmalıdır. Bunun için elektron kaynağı asetat, elektron alıcısı oksijen olan yarı reaksiyonların birleştirilmesi gereklidir. Bu yarı reaksiyonlar Tablo 4'den 4 ve 18 nolu reaksiyonlar olarak bulunur.

		kJ/mol e ⁻
No 18	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{8}\text{H}_2\text{O} \rightarrow \frac{1}{8}\text{CO}_2 + \frac{1}{8}\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^-$	-27,68
No 4	$\frac{1}{4}\text{O}_2 + \text{H}^+ + \text{e}^- \rightarrow \frac{1}{2}\text{H}_2\text{O}$	-78,14
	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{1}{4}\text{O}_2 \rightarrow \frac{1}{8}\text{CO}_2 + \frac{1}{8}\text{HCO}_3^- + \frac{1}{8}\text{H}_2\text{O}$	$\Delta G_R = -105,82$

1eq e⁻ başına üretilen enerji değeri -105,82 kJ'dur. Bakteriler tarafından kullanılabilen enerji değeri ise;

$K(\Delta G_R) = 0,6 * (-105,82) = -63,42$ kJ/mol e⁻ olarak bulunur.

İkinci olarak hücre büyümesi için beher mol elektron başına ne kadar enerji gerektiğidir. Yani gereken ΔG_s değeridir. Bu değer (2.9) denklemiyle bulunabilir. Bu denklemin sağ tarafında toplam halinde üç ifade vardır. İkinci ifade olan pürivatın hücre materyaline çevrilmesi için gerekli enerji değeri (ΔG_c) 31,41 kJ/mol e⁻, son ifade olan ΔG_N değeri ise azot kaynağı amonyak olduğundan sıfırdır. O halde ilk ifade olan asetattan pürivata çevrim için gereken enerji bulunulmalıdır.

Pürivat asetattan daha kompleks yapılı olduğundan bu çevrim için dışarıdan enerji vermek gereklidir. Bu miktarı bulabilmek maksadıyla elektron kaynağı için asetat ve pürivatın reaksiyonları birbirinin tersi olarak yazılmalıdır. Tablo 4 yardımıyla gerekli reaksiyonlar 15. ve 18. reaksiyonlar olarak bulunur.

		kJ/mol e ⁻
No 18	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{8}\text{H}_2\text{O} \rightarrow \frac{1}{8}\text{CO}_2 + \frac{1}{8}\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^-$	-27,68
No 5	$\frac{1}{5}\text{CO}_2 + \frac{1}{10}\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + \text{e}^- \rightarrow \frac{1}{10}\text{CH}_3\text{COCOO}^- + \frac{2}{5}\text{H}_2\text{O}$	+35,78
	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{40}\text{CO}_2 \rightarrow \frac{1}{10}\text{CH}_3\text{COCOO}^- + \frac{1}{40}\text{HCO}_3^- + \frac{1}{40}\text{H}_2\text{O}$	$\Delta G_P = +8,12$

ΔG_P değeri +8,12 yani pozitif olduğundan dışarıdan enerji vermek gereklidir ve m değeri +1'dir. O halde ΔG_s değeri;

$$\Delta G_s = \left[\frac{8,12}{(0,6)^{+1}} + 31,41 + 0 \right] = 44,94 \text{ kJ / mole}^-$$

Üçüncü aşamada (2.11) denklemi yardımıyla f_s değeri bulunur.

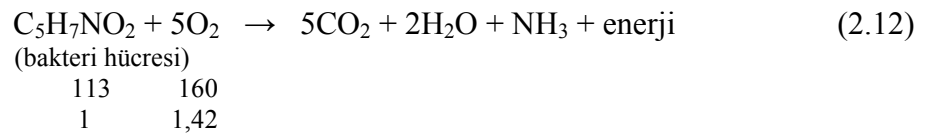
$$\frac{f_e}{f_s} = \frac{-\Delta G_s}{K(\Delta G_R)} = \frac{-44,94 \text{ kJ / mole}^-}{-63,42 \text{ kJ / mole}^-} = 0,707$$

$f_e + f_s = 1$ olduğundan;

$$f_e = 0,41$$

$f_s = 0,59$ hücre KOİ'si / g kullanılan KOİ olarak bulunur.

Biyokütle üretim değerini g VSS / g kullanılan KOİ cinsinden bulabilmek için yeni üretilen hücrelerin KOİ cinsinden değerini yeni hücre VSS'i cinsine çevirmek gerekir. Bunun için bakteri hücresinin KOİ eşdeğeri bulunmalıdır. Bakteri hücresi de ağırlıklı olarak bir organik maddedir ve bir organik maddenin KOİ'si oksijenle reaksiyonu neticesinde kullanılan oksijen miktarıdır.



(2.12) denkleminde de anlaşılacağı üzere 1 g bakteri hücresinin KOİ'si 1,42 g'dır. Dolayısıyla;

$$Y = \frac{(0,59\text{gKOİ} / \text{gKOİ})}{(1,42\text{gKOİ} / \text{gVSS})} = 0,42\text{gVSS} / \text{gKOİ} \text{ 'dir.}$$

İkinci durumda, elektron alıcısı CO_2 olursa asetatin pürivata dönüşümü yine aynı şekilde olacağından ΔG_p değeri ilk durumdaki ile aynı olacaktır. ΔG_c ve ΔG_N değerleri de aynı olduğuna göre ΔG_s değeri bu durumda da 44,94 kJ/mol e^- olur. Farklı olan asetatin CO_2 elektron alıcısı iken parçalandığında açığa çıkacak enerjidir. Bunu bulmak için gerekli reaksiyonlardır 8 ve 18 nolu yarı reaksiyonlardır.

		kJ/mol e^-
No 18	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{8}\text{H}_2\text{O} \rightarrow \frac{1}{8}\text{CO}_2 + \frac{1}{8}\text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + e^-$	-27,68
No 8	$\frac{1}{8}\text{CO}_2 + \text{H}^+ + e^- \rightarrow \frac{1}{8}\text{CH}_4 + \frac{1}{8}\text{HCO}_3^-$	+24,11
	$\frac{1}{8}\text{CH}_3\text{COO}^- + \frac{3}{8}\text{CO}_2 \rightarrow \frac{1}{8}\text{CH}_4 + \frac{1}{4}\text{HCO}_3^-$	$\Delta G_R = -3,57$

1eq e^- başına üretilen enerji değeri -3,57 kJ'dur. Bakteriler tarafından kullanılabilen enerji değeri ise;

$$K(\Delta G_R) = 0,6 * (-3,57) = -2,14 \text{ kJ/mol } e^- \text{ olarak bulunur.}$$

$$\frac{f_e}{f_s} = \frac{-\Delta G_s}{K(\Delta G_R)} = \frac{-44,94\text{kJ/mole}^-}{-2,14\text{kJ/mole}^-} = 21,00$$

$f_e + f_s = 1$ olduğundan;

$$f_e = 0,954$$

$f_s = 0,046$ hücre KOİ'si / g kullanılan KOİ olarak bulunur.

Bu değer 1 g hücrenin KOİ eşdeğeri olan 1,42 g'a bölünürse;

$$Y = \frac{(0,046 \text{gKOİ} / \text{gKOİ})}{(1,42 \text{gKOİ} / \text{gVSS})} = 0,032 \text{gVSS} / \text{gKOİ} \text{ 'dir.}$$

Sonuçlar göstermektedir ki organik maddelerin oksijenle yani aerobik olarak parçalanması esnasında üretilen yeni hücre miktarı karbon dioksitle yani anaerobik olarak parçalandığı zaman üretilen yeni hücre miktarının yaklaşık olarak (0,42/0,032) 13 katıdır. Bunun sebebi organik maddelerin oksijenle reaksiyonu neticesinde CO₂ gibi nihai ürünlere kadar parçalanabilmeleridir. Bu sebeple yeni hücre üretebilmek için gereken enerjinin sağlanması solunum reaksiyonunda elde edilen yüksek miktarda enerji sağlanmaktadır. Dolayısıyla aerobik bakteriler organik maddelerin büyük miktarını yeni hücre yapımında kullanabilirken bunun için gerekli enerjiyi düşük miktardaki organik maddeyi parçalayarak dahi sağlayabilmektedir.

Anaerobik bakteriler ise organik maddeyi CH₄ gibi yüksek serbest enerji değerine sahip bir organik maddeye kadar parçalamaktadır. Dolayısıyla organik maddenin parçalanması tam olarak gerçekleşmediğinden solunum reaksiyonuyla düşük miktarda enerji açığa çıkmaktadır. Yani anaerobik bakteriler, organik maddenin az bir miktarını yeni hücre yapımında kullanırken bu reaksiyonlar için gerekli enerjiyi ancak yüksek miktarda organik maddeyi solunum reaksiyonunda parçalayarak üretebilmektedir.

Bu durum daha sonra anaerobik arıtma bölümünde maddeler halinde belirtilecek olan aerobik arıtma ile anaerobik arıtma arasındaki farklardan ikisinin temel sebebidir. Aerobik arıtmada anaerobik arıtmaya göre oldukça fazla miktarda yeni hücre yani çamur üretilirken, anaerobik arıtmada büyük miktarda, enerji değeri olan metan gazı (CH₄) üretilir.

Yukarıdaki bölümde ayrıntılı olarak verilen biyolojik enerji mekanizması reaksiyonları McCarty (1971, 1975) tarafından aşağıdaki denklem ile tanımlanmış ve yarı reaksiyonlardan yola çıkılarak tam reaksiyonlar bulunmuştur (Metcalf ve Eddy, 2003).

$$R = f_s R_s + f_e R_a - R_d \quad (2.13)$$

Burada;

R = genel denge reaksiyonu

R_s = hücre sentezi için yarı reaksiyon

R_a = elektron alıcısı için yarı reaksiyon

R_d = elektron kaynağı için yarı reaksiyon

f_s = hücre sentezinde kullanılan elektron kaynağının oranı

f_e = enerji üretimi için kullanılan elektron kaynağının oranı

$f_s + f_e = 1$ 'dir.

(2.13) denklemi yardımıyla yarı reaksiyonları bilinen bir oksidasyon-redüksiyon denkleminin tamamı yazılabilir.

Örnek 1: (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Hücre sentezinde azot kaynağı olarak amonyak kullanılan nişastanın (karbonhidrat) oksidasyonu için denge reaksiyonunu yazınız. Elektron alıcı oksijendir ve reaksiyon için f_s değeri 0,7' dir. Çevrilen nişastanın beher gramı başına ne kadar hücre üretilir? Y değeri gVSS/gKOİ olarak nedir?

Çözüm :

(2.13) eşitliğine göre reaksiyonu yazmak için öncelikle hangi yarı reaksiyonların kullanılacağı ve katsayıların ne olduğu belirlenmelidir.

f_s değeri 0,7 olduğuna göre $f_s + f_e = 1$ eşitliğinden f_e değerinin 0,3 olduğu bulunur.

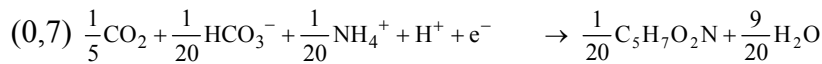
Azot kaynağı amonyak olarak verildiğine göre R_s reaksiyonu Tablo 4' deki 1. reaksiyondur.

Elektron alıcı olarak oksijen verildiğine göre R_a reaksiyonu aynı tablodaki 4. reaksiyondur.

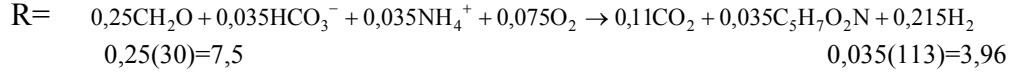
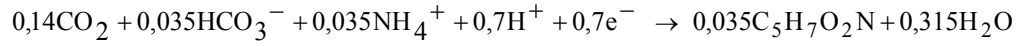
Nişastanın oksidasyonu istendiğine göre R_d reaksiyonu aynı tablodaki 13. reaksiyondur. Dolayısıyla denge reaksiyonu;

$$R = 0,7 (1. \text{ reaksiyon}) + 0,3 (3. \text{ reaksiyon}) - 9. \text{ reaksiyon}$$

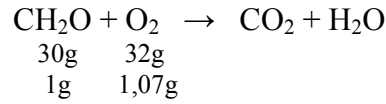
şeklinde olur. Yarı reaksiyonlar açık bir şekilde yazılacak olursa;



Reaksiyonlar katsayılar ile çarpılırsa aşağıdaki gibi değişir:



Denge denklemi incelenecek olursa (0,25x30=7,5)g nişasta başına (0,035x113=3,96) g hücre üretilceği görülür. Dolayısıyla 1 g nişasta başına 3,96 / 7,5 = 0,53 g hücre üretilir. Nişastanın KOİ'si aşağıdaki gibi hesaplanır.



1 g nişastanın KOİ eşdeğeri 1,07g'dır. Dolayısıyla Y değeri;

$$Y = \frac{0,53\text{gVSS} / \text{gniş.}}{1,07\text{gKOİ} / \text{gniş.}} = 0,497\text{gVSS} / \text{gKOİ} \text{ olarak bulunur.}$$

3 BİYOLOJİK ARITMA KİNETİKLERİ

3.1 Hücre Büyümesi

Bir reaktördeki bakteriler için büyüme hızı, reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonuna bağlı olarak değişir. Büyüme hızı aşağıdaki eşitlikle yazılabilir.

$$r_g' = \mu X \quad (3.1)$$

burada; r_g' = bakteriyel büyüme hızı, kütle/hacim-zaman (içsel solunumun dikkate alınmamış hali)

μ = spesifik büyüme hızı, zaman⁻¹

X = mikroorganizma konsantrasyonu (VSS olarak), kütle/birim hacim'dir.

Bu noktada bir hususun açıklanması gerekmektedir. Daha önce de belirtildiği üzere bakteri hücresi ağırlıklı olarak organik maddeden oluşup küçük bir miktarı inorganik maddelerdir. Yukarıda X olarak verilen mikroorganizma konsantrasyonu, bakterinin toplam kütlesini değil sadece organik yani uçucu askıda katı (VSS) olarak ifade edilen kısmı kapsamaktadır. Gerçek mikroorganizma konsantrasyonu belirlenen VSS konsantrasyonuna inorganik kısmın da ilave edilmesiyle bulunabilir.

Kesikli reaktörlerde aşağıdaki eşitlik yazılabilir.

$$r_g' = \frac{dX}{dt} = \mu X \quad (3.2)$$

3.2 Substrat Sınırlı Büyüme

Sürekli tip reaktörlerde sınırlı substrat ve nütrient durumları için Monod tarafından geliştirilen eşitlik aşağıdadır.

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (3.3)$$

burada; μ_m = maksimum spesifik büyüme hızı, zaman⁻¹

S = çözültide büyümeyi sınırlandıran substrat konsantrasyonu, kütle/birim hacim

K_s = maksimum büyüme hızının yarısındaki substrat konsantrasyonu, kütle/birim hacim'dir.

(3.1) ve (3.3) denklemleri birleştirilecek olursa;

$$r_g' = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} \quad (3.4)$$

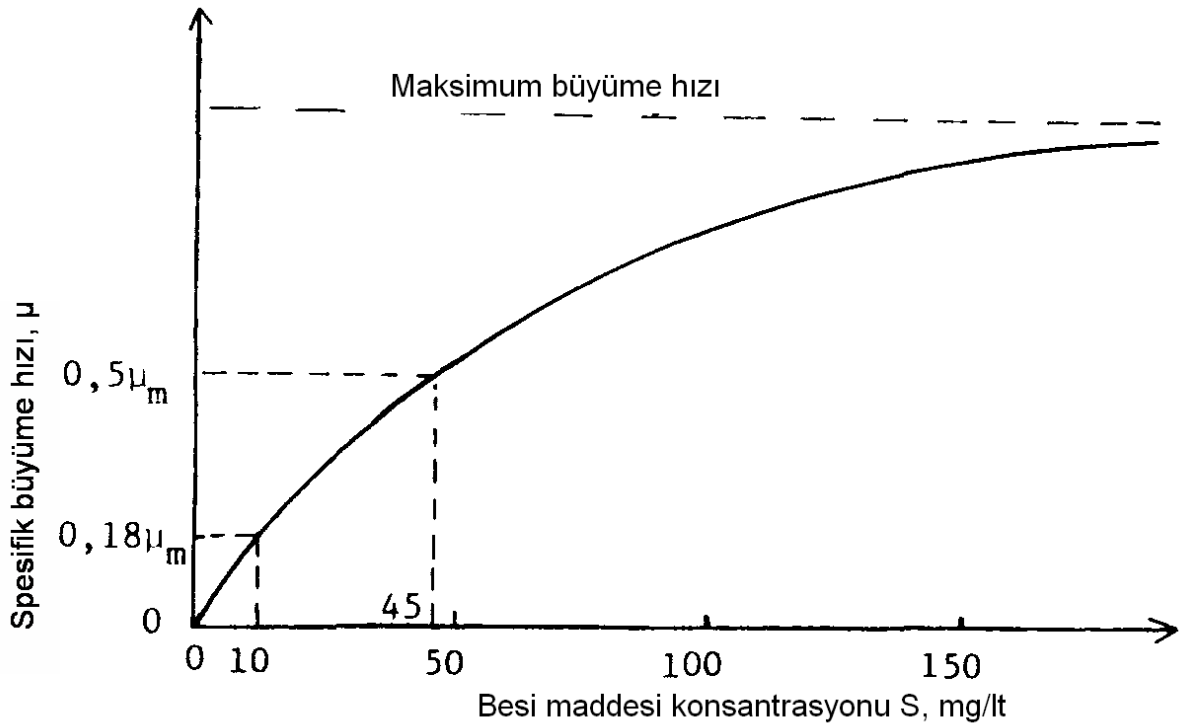
elde edilir.

(3.3) denkleminde S yerine K_s konulursa $\mu = \mu_m/2$, $S=\infty$ için ise $\mu = \mu_m$ elde edilir. (3.2) denklemi ;

$$\mu = \frac{1}{X} \frac{dx}{dt} \quad (3.5)$$

şeklinde yazılacak olursa, buradan μ ifadesinin birim mikroorganizma konsantrasyonu başına düşen büyüme hızı olduğu görülür. Örneğin evsel atıksular için K_s değeri 45 mg/L alınır, $S=10$ mg/L için özgül büyüme hızı;

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} = \mu_m \frac{10}{45 + 10} = 0,18\mu_m \quad (3.6)$$

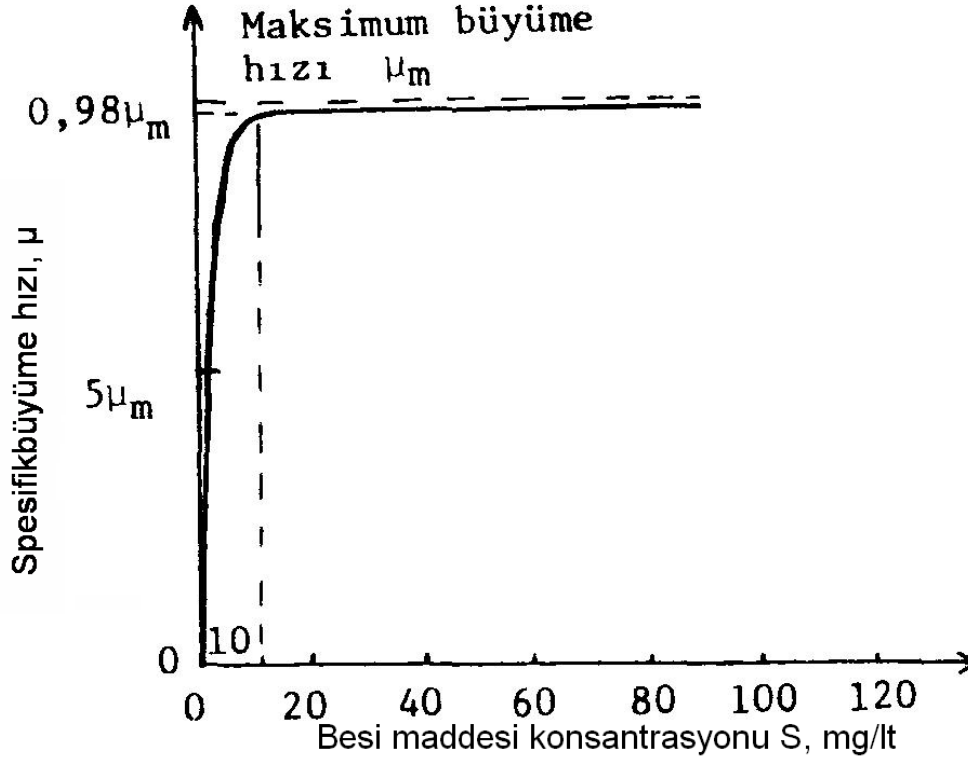


Şekil 10 Spesifik büyüme hızının konsantrasyonla değişimi ($K_s=10$ mg/L) (Muslu, 2000)

$K_s = 45$ mg/L değeri için spesifik büyüme hızı μ ' nün S konsantrasyonu ile değişimi Şekil 10'da görülmektedir. $S= 10$ mg/L gibi düşük bir besin maddesi konsantrasyonunun eğriyi lineer bir doğru şeklinde olduğu başlangıç kısmında kestiği görülür. Bu tip lineer reaksiyonlara birinci mertebeden reaksiyonlar denir. Eğer glikoz için $K_s=0,2$ mg/L ve $S=10$ mg/L alınır;

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} = \mu_m \frac{10}{0,2 + 20} = 0,98\mu_m \quad (3.7)$$

olduğu görülür(Şekil 11). Bu tip reaksiyonlara sıfırıncı mertebeden reaksiyonlar adı verilir.



Şekil 11 Spesifik büyüme hızının konsantrasyonla değişimi ($K_s=0,2$ mg/L) (Muslu, 2000)

3.3 Hücre Büyümesi ve Substrat Kullanımı

Hem kesikli hem de sürekli reaktörlerde substratın bir kısmı yeni hücreye çevrilirken bir kısmı da organik ve inorganik nihai ürünlere dönüşür. Bakteriyel büyüme hızı ile substratın kullanım hızı arasındaki eşitlik aşağıda verilmiştir.

$$r_g' = -Y r_{su} \quad (3.8)$$

burada; r_g' = bakteriyel büyüme hızı, kütle/birim hacim-zaman (içsel solunum dikkate alınmamış hali)

Y = maksimum ürün katsayısı, kütle/kütle (üretilen mikroorganizmanın kullanılan substrata oranı)

r_{su} = substrat kullanım hızı, kütle/birim hacim-zaman'dır.

eğer (3.4) ve (3.8) denklemleri birleştirilecek olursa $r_g' = \mu_m \frac{X.S}{K_s + S}$ yerine konularak aşağıdaki denklem elde edilir.

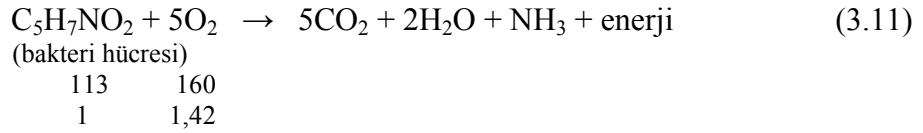
$$r_{su} = -\frac{\mu_m XS}{Y(K_s + S)} \quad (3.9)$$

(3.9) eşitliğindeki μ_m/Y değeri sıklıkla k katsayısı ile ifade edilir. Dolayısıyla k katsayısı mikroorganizma kütlesi başına maksimum substrat kullanım hızını ifade eder. O halde μ_m/Y yerine k yazılırsa yeni denklem şu şekilde olur.

$$r_{su} = -\frac{kXS}{K_s + S} \quad (3.10)$$

3.4 İçsel Solunum Etkisi

Bir sistem içerisinde mikroorganizmaların kullanması için yeteri kadar substrat kalmadığında kendi protoplazmalarını tüketirler. Buna içsel solunum denir. İçsel solunumu temsil eden denklem aşağıdadır.



Gerek bu faaliyeti, gerekse mikroorganizmaların ölmesi, ya da değişik türlerin birbirini yok etmesi gibi olayları da hücre büyümesinde dikkate almak gerekir. Tüm bu olayları temsil edecek şekilde endojen ayrışma adı verilen bir parametre tanımlanmıştır. İçsel ayrışma (endogenous decay) hızı mikroorganizma konsantrasyonu ile orantılıdır. Dolayısıyla içsel ayrışmanın denklemi şu şekilde olur:

$$r_d = -k_d X \quad (3.12)$$

burada; r_d = içsel ayrışma hızı, kütle/hacim-zaman

k_d = içsel ayrışma katsayısı, zaman⁻¹, dir.

O halde içsel solunumda dikkate alındığında r_g şu şekilde ifade edilir.

$$r_g = r'_g + r_d \quad (3.13)$$

(3.4) denklemi ve (3.13) denklemi birleştirilecek olursa ortaya şu denklem çıkar:

$$r_g = \frac{\mu_m XS}{K_s + S} - k_d X \quad (3.14)$$

$$= -Yr_{su} - k_d X \quad (3.15)$$

(3.15) denkleminde (3.10) denklemi yerine konulursa ;

$$r_g = Y \frac{kXS}{K_s + S} - k_d X \quad (3.16)$$

eşitliği elde edilir.

3.5 Toplam Uçucu Askıda Katı (VSS) ve Aktif Biyokütle

Mikroorganizma konsantrasyonu X ifadesinin bakterinin sadece organik kısmını temsil ettiği daha önce belirtilmişti. Bir reaktörde uçucu askıda katı madde (VSS) tayini yapıldığında bulunan değer X değerinden fazla olacaktır. Gerçek durumda reaktörde aktif biyokütle olarak tanımlanmayacak maddelerde mevcuttur. Bu maddeler hücre ölümü ile meydana gelen VSS konsantrasyonuna ve giriş atıksuyundaki biyolojik olarak parçalanamayan askıda katı madde (non-biodegradable volatile suspended solids, nbVSS) miktarına bağlıdır. Dolayısıyla reaktör içerisindeki toplam uçucu askıda katı madde mikroorganizma konsantrasyonunun (X), hücre yığını içerisindeki uçucu askıda katı maddeler ve girişten gelen uçucu askıda katı maddelerin toplamından oluşur.

Hücre azalması esnasında hücresel yapılar bozunurlar ve dağılırlar. Bazı hücreler ise dağılmazlar ve sistemde biyolojik olarak parçalanmayan partiküler madde olarak kalırlar. Kalan bu partiküler maddeler, toplam hücre miktarının %10-15'i kadardır ve hücre yığını olarak ifade edilir. Hücre yığını VSS olarak ölçülür ve mikroorganizma konsantrasyonuna bağlıdır. Hücre yığını üretim hızı, direk olarak içsel solunum hızı ile bağlantılıdır.

$$r_{Xd} = f_d(k_d)X \quad (3.17)$$

burada; r_{Xd} = hücre yığını üretim hızı, g VSS/m³-gün

f_d = hücre yığını olarak kalan biyokütle oranı, 0,10-0,15 g VSS/g VSS

Genellikle evsel ve bazı endüstriyel atıksular için hücre yığınının kaynaklanan nbVSS konsantrasyonu düşüktür. Ağırlıklı olarak nbVSS konsantrasyonu giriş atıksuyundaki nbVSS konsantrasyonundan kaynaklanır. Evsel atıksulardaki nbVSS konsantrasyonu 60-100 mg/L mertebesinde iken, bu değer ön çöktürme sonrasında 10-40 mg/L mertebelerine düşer.

O halde toplam VSS üretim hızı, (3.14) denklemi, (3.17) denklemi ve girişteki nbVSS konsantrasyonunun toplamı olarak ifade edilir.

$$r_{XT,VSS} = \frac{\mu_m X S}{K_s + S} - k_d X + f_d(k_d)X + QX_{0,i} / V \quad (3.18)$$

burada; $r_{XT,VSS}$ = toplam VSS üretim hızı, g/m³-gün

Q = giriş atıksu debisi, m³/gün

$X_{0,i}$ = giriş nbVSS konsantrasyonu, g/m³

V = reaktör hacmi, m³, dür.

toplam uçucu askıda katı maddeler içerisindeki aktif biyokütlenin toplam uçucu askıda katı madde üretimine oranı aşağıdaki denklemle hesaplanabilir:

$$F_{X,akt} = (-Yr_{su} - k_d X) / r_{XT,VSS} \quad (3.19)$$

burada; $F_{X,akt}$ = toplam uçucu askıda katı maddeler içerisindeki aktif biyokütle oranı, g/g'dır.

3.6 Sıcaklığın Etkisi

Bilindiği üzere sıcaklık tüm biyokimyasal reaksiyonlara etki eden bir parametredir. Sıcaklık metabolik aktivitelere etki etmesinin yanı sıra atıksuya gaz transferinde ve biyolojik katıların çökelme karakteristiklerinde de rol oynar. Sıcaklığın biyolojik aktiviteye etkisi aşağıdaki denklemle ifade edilebilir.

$$r_T = r_{20} \theta^{(T-20)} \quad (3.20)$$

burada; r_T = T °C'deki reaksiyon hızı,

r_{20} = 20 °C'deki reaksiyon hızı,

θ = sıcaklık aktivite katsayısı,

T = sıcaklık, °C'dır

Eşitlikteki θ değeri, 1,02 ile 1,09 arasında değişmekle birlikte tipik olarak 1,04 değerini alır.

4 BİYOLOJİK ARITMA KİNETİKLERİNİN MODELLENMESİ

4.1 Geri Dönüşümsüz ve Tam Karışımli Askıda Büyüyen Prosesler

Bu tür prosesler havalandırmalı lagün ya da doldur boşalt reaktör olarak da bilinir. Bu sistemler için gerekli denklemleri bulabilmek için hem mikroorganizma hem de substrat için kütle dengesi yapmak gerekir.

4.1.1 Mikroorganizma için Kütle Dengesi

Geri devirsiz ve tam karışımli askıda büyüyen bir proseste mikroorganizma için kütle dengesi şu şekilde yapılır:

Net Birikim = Giriş m.o. konsantrasyonu - Çıkış m.o. konsantrasyonu + Net büyüme

Kütle dengesi açık bir şekilde yazılırsa eşitlik şu şekilde olur:

$$\frac{dX}{dt} V = QX_0 - QX + r_g V \quad (4.1)$$

burada; dX/dt = biyokütle konsantrasyonunun değişim hızı, g uçucu askıda katı (VSS)/m³-gün

V = reaktör hacmi (havalandırma havuzu), m³

Q = giriş atıksu debisi, m³/gün

X_0 = giriş biyokütle konsantrasyonu, g VSS/m³

r_g = bakteriyel büyüme hızı, g VSS/m³-gün

(4.1) denkleminde mikrobiyal kütlenin aktif kısmını ifade eden toplam askıda katı maddenin uçucu askıda katı kısmı kullanılır. (4.1) denkleminde r_g ifadesi yerine (3.14) denklemindeki karşılığı yazılacak olursa denklem şu şekli alır:

$$\frac{dX}{dt} V = QX_0 - QX + V \left(\frac{\mu_m X S}{K_s + S} - k_d X \right) \quad (4.2)$$

Kararlı durumda $dX/dt = 0$ alınabilir. Bunun yanı sıra giriş mikroorganizma konsantrasyonu çok düşük olduğundan ihmal edilebilir. Bu durumlar göz önüne alınır ve eşitliğin her iki tarafı X ' e bölünürse denklem aşağıdaki gibi gerçekleşir:

$$\frac{Q}{V} = \frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d \quad (4.3)$$

Q/V ifadesi yerine θ hidrolik bekletme süresi yazılabilir.

$$\frac{1}{\theta} = \frac{\mu_m S}{K_s + S} - k_d \quad (4.4)$$

(4.4) ifadesinde $S/K_s + S$ ifadesi çekilir ve μ_m ifadesi yerine $Y \cdot k$ yazılırsa şu denklem elde edilir:

$$\frac{S}{K_s + S} = \left(\frac{1}{\theta} + k_d \right) \left(\frac{1}{Yk} \right) \quad (4.5)$$

(4.5) ifadesinde eğer S ifadesi çekilecek olursa çıkış substrat konsantrasyonu S şu denklemle bulunur:

$$S = \frac{K_s(1 + k_d \theta_c)}{\theta_c(Yk - k_d) - 1} \quad (4.6)$$

Geri devirsiz reaktörlerde katı bekleme süresi yani çamur yaşı (θ_c), hidrolik bekleme süresine (θ) eşittir. Dolayısıyla çamur yaşı şu denklemle hesaplanabilir.

$$\theta_c = \frac{VX}{QX} = \frac{V}{Q} \quad (4.7)$$

4.1.2 Substrat İçin Kütle Dengesi

Biyokütleye benzer şekilde substrat için de kütle dengesi yazılacak olursa;

$$\text{Birikim} = \text{Giren} - \text{Çıkan} + \text{Üretilen}$$

$$\frac{dS}{dt} V = QS_0 - QS + V r_{su} \quad (4.8)$$

ifadesi çıkar. Burada;

S_0 = girişte çözünür substrat konsantrasyonu,

S = çıkışta çözünür substrat konsantrasyonudur.

Bu eşitlikte kararlı durumda $dS/dt = 0$ olduğu kabul edilir, r_{su} ifadesi yerine (3.10) eşitliğindeki değeri yazılır ve eşitliğin her iki tarafı Q ifadesine bölünürse eşitlik;

$$(S_0 - S) = \left(\frac{V}{Q} \right) \left(\frac{kXS}{K_s + S} \right) \quad (4.9)$$

şeklini alır. (4.5) eşitliğindeki $S/K_s + S$ ifadesi (4.9) denkleminde yerine konulur ve V/Q yerine θ yazılır ve X yalnız bırakılırsa çıkış mikroorganizma konsantrasyonu şu denklemle bulunur.

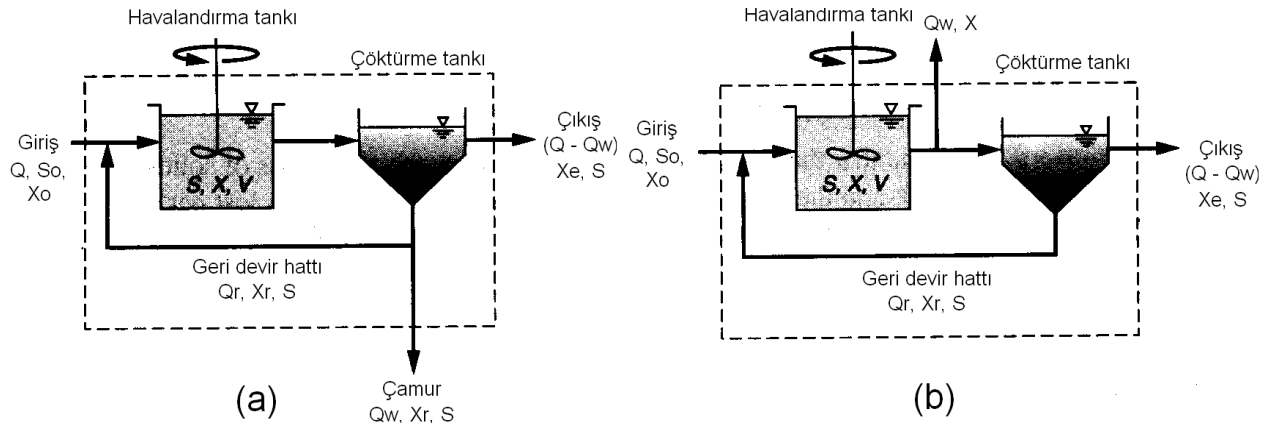
$$X = \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + k_d \theta} \right] \quad (4.10)$$

4.2 Geri Devirli ve Tam Karışimli Askıda Büyüyen Prosesler

Tüm biyolojik reaktör dizaynları substrat ve nütrientlere göre kütle dengesi ifadeleri yazılarak yapılır. Bu yüzden öncelikle kütle dengelerinin açıklanması gerekmektedir.

4.2.1 Biyokütle İçin Kütle Dengesi

Tam karışimli bir reaktör için kütle dengesinin şematik gösterimi Şekil 12’de görülebilir.



Şekil 12 Aktif çamur prosesinin şematik gösterimi: (a) geri devir hattından çamur atılması hali, (b) havalandırma tankından çamur atılması hali (Metcalf ve Eddy, 2003)

Burada kütle dengesi metin olarak ifade edilirse;

Net Birikim = Giriş m.o. konsantrasyonu - Çıkış m.o. konsantrasyonu + Net büyüme

şeklinde yazılabilir. Kütle dengesi açık bir şekilde yazılırsa eşitlik şu şekilde olur:

$$\frac{dX}{dt} V = QX_0 - [(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r] + r_g V \quad (4.11)$$

burada; dX/dt = biyokütle konsantrasyonunun değişim hızı, g uçucu askıda katı (VSS)/m³-gün

V = reaktör hacmi (havalandırma havuzu), m³

Q = giriş atıksu debisi, m³/gün

X₀ = giriş biyokütle konsantrasyonu, g VSS/m³

Q_w = atık çamur debisi, m³/gün

X_e = çıkış biyokütle konsantrasyonu, g VSS/m³

X_r = geri devir hattındaki biyokütle konsantrasyonu, g VSS/m³

r_g = bakteriyel büyüme hızı, g VSS/m³-gün

(4.11) eşitliğinde giriş biyokütle konsantrasyonu (X_0), çok küçük olduğundan ihmal edilir ve kararlı halde $dX/dt = 0$ olacağı kabul edilirse eşitlik şu şekle dönüşür:

$$(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r = r_g V \quad (4.12)$$

(4.12) eşitliği (3.15) eşitliği ile birleştirilir ve eşitliğin her iki tarafı VX ifadesine bölünecek olursa eşitlik;

$$\frac{(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r}{VX} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d \quad (4.13)$$

şeklinde gerçekleşir. Eşitliğin sol tarafı ters çevrildiğinde oluşacak ifade katı bekletme süresi (çamur yaşı) olarak ifade edilmektedir.

$$\frac{VX}{(Q - Q_w)X_e + Q_w X_r} = \theta_c \quad (4.14)$$

burada; θ_c = katı bekletme süresi, gün' dür. Dolayısıyla (4.13) ifadesindeki çamur yaşı $1/\theta_c$ şeklinde yerine konularak;

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \frac{r_{su}}{X} - k_d \quad (4.15)$$

ifadesi elde edilir. (3.10) denklemindeki r_{su} değeri eşitliğe yazılacak olursa;

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{YkS}{K_s + S} - k_d \quad (4.16)$$

olur. (4.16) denklemi S yalnız kalacak şekilde düzenlenecek olursa, eşitlik;

$$S = \frac{K_s(1 + k_d \theta_c)}{\theta_c(Yk - k_d) - 1} \quad (4.17)$$

olur. (4.17) eşitliğinden çıkış substrat konsantrasyonunun sadece θ_c 'nin ve kinetik katsayıların bir fonksiyonu olduğu görülür. Bu eşitlikte giriş substrat konsantrasyonunun çıkış substrat konsantrasyonunu etkilemediği görülür, ama daha sonra ki denklemlerden görülecektir ki biyokütle konsantrasyonu giriş substrat konsantrasyonuna bağlıdır.

4.2.2 Substrat İçin Kütle Dengesi

Biyokütleyle benzer şekilde substrat için de kütle dengesi yazılacak olursa;

$$\text{Birikim} = \text{Giren} - \text{Çıkan} + \text{Üretilen}$$

$$\frac{dS}{dt} V = QS_0 - QS + r_{su} V \quad (4.18)$$

ifadesi çıkar. Burada;

S_0 = girişte çözünür substrat konsantrasyonu,

S = çıkışta çözünür substrat konsantrasyonudur.

Bu eşitlikte kararlı durumda $dS/dt = 0$ olduğu kabul edilir ve r_{su} yerine (3.10) denklemindeki karşılığı yazılacak olursa eşitlik;

$$(S_0 - S) = \left(\frac{V}{Q} \right) \left(\frac{kXS}{K_s + S} \right) \quad (4.19)$$

şeklini alır. (4.16) eşitliği düzenlenip $S/(K_s+S)$ değeri çekilirse ;

$$\frac{S}{K_s + S} = \left(\frac{1}{\theta_c} + k_d \right) \left(\frac{1}{Yk} \right) \quad (4.20)$$

eşitliği elde edilir. Bu değer (4.19) denkleminde yerine konulur (V/Q) ifadesi yerine hidrolik bekletme süresi olan θ yazılır ve X yalnız bırakılarak denklem düzenlenirse;

$$X = \left(\frac{\theta_c}{\theta} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \right] \quad (4.21)$$

şeklinde yazılabilir. Eşitlikten de görüleceği üzere biyokütle konsantrasyonu, çamur yaşının hidrolik bekletme süresinin, giderilen substrat konsantrasyonunun ve kinetik katsayıların fonksiyonudur. **Eğer çamur geri devri yapılmazsa çamur yaşı θ_c , hidrolik bekletme süresi θ ya eşit olacaktı.**

Katı bekletme süresi gerek havalandırma havuzu biyokütle konsantrasyonunda gerekse çıkış çözünür substrat konsantrasyonunda etkilidir. Seçilen bir θ_c çamur yaşını o değerde tutmak için atık çamur debisi Q_w ile oynanır.

4.2.3 MLSS, MLVSS ve Biyokütle

Bu noktada MLSS, MLVSS terimlerinin açıklanmasında fayda vardır. Şekil 12 incelendiğinde atıksuyun yanı sıra sistemde üretilen çamurun da reaktöre girdiği görülmektedir. Giriş atıksu akımı, son çöktürme tankında çöken ve geri devir hattından çekilen çamur ile karışarak reaktöre verilmektedir. İşte atıksu ile çamur akımının karışımından oluşan reaktör muhtevasına İngilizcede Mixed Liquor (ML) denilmektedir. Atıksu akımı ve geri devir çamurundaki askıda katı madde konsantrasyonu sonucu oluşan karışıma Mixed Liquor Suspended Solids (MLSS), uçucu askıda katı madde konsantrasyonu sonucu oluşan karışıma ise Mixed Liquor Volatile Suspended Solids (MLVSS) denilmektedir. ML ifadesi atıksu ve

geri devir çamurunun karıştığı noktadan sonra reaktör ve çöktürme havuzuna kadar olan kısmı kapsamaktadır.

Biyokütle yani mikroorganizma konsantrasyonunun bakterilerin sadece organik kısmını ifade ettiği daha önce de belirtilmişti. Bu değer X ifadesi ile gösterilir. Dolayısıyla biyokütle konsantrasyonuna, hücre yığınınındaki uçucu askıda katı maddelerin ve giriş atıksuyundan gelen ve biyokütle karakterli olmayan uçucu askıda katı maddelerin (nbVSS) eklenmesi ile atıksu ve geri devir çamuru karışımındaki toplam uçucu askıda katı madde konsantrasyonu bulunur. Bu konsantrasyon, X_T ya da bazen $X_{T,VSS}$ olarak ifade edilen MLVSS'dir. MLVSS konsantrasyonuna hücre yığını ve biyokütle içerisindeki inorganik kısımların ve girişten gelen inorganik maddelerin eklenmesi ile atıksu ve geri devir çamuru karışımı içerisindeki toplam askıda katı madde konsantrasyonu bulunur. Bu değer X_{TSS} olarak ifade edilen MLSS'dir. Ancak, pratik tasarım hesapları yapılırken tesis biyokütle konsantrasyonu yerine daha basit bir şekilde MLSS konsantrasyonu kullanılır. Bu yüzden ilerleyen bölümlerde gelecek olan pratik proses hesaplarında X ifadesi biyokütle konsantrasyonunu değil MLSS konsantrasyonunu ifade edecektir. **Temel işlemler ile pratik tasarım hesaplarındaki bu farklılık gözden kaçırılmamalıdır.**

Geri devir konsantrasyonları yukarıda izah edilen değerlerden farklıdır. Sadece çamur içerisindeki değerler olduğundan konsantrasyon değerleri daha yüksektir. Geri devir çamuru X_R ya da X_R şeklinde ifade edilir. Geri devir hattındaki uçucu askıda katı madde ve toplam askıda katı madde değerleri için literatürde herhangi bir kısaltma ifadesi belirtilmemiştir. **MLSS ifadesinin geri devir hattındaki askıda katı madde konsantrasyonunu, MLVSS ifadesinin de geri devir hattındaki uçucu askıda katı madde konsantrasyonunu göstermediği bilinmelidir.**

Fazla çamurun geri devir hattından çekildiği durumlarda geri devir hattındaki ve atılan çamurdaki biyokütle, uçucu askıda katı madde ve toplam askıda katı madde konsantrasyonları birbirlerine eşittir.

4.2.4 MLVSS Konsantrasyonu ve Çamur Üretimi

Biyolojik reaktörlerde sistemin devamlılığı için üretilen katı maddeden (çamur) bir miktarının düzenli olarak atılması gereklidir. TSS, VSS ve biyokütle oluşan çamur miktarını belirlemede kullanılan terimlerdir. Günlük olarak sistemden atılacak çamur, üretilen çamur miktarı ile çamur yaşına bağlı olarak değişir. Dolayısıyla günlük atılan çamur miktarı şu şekilde ifade edilebilir.

$$P_{X_T,VSS} = \frac{X_T V}{\theta_c} \quad (4.22)$$

burada; P_{XT} = atılan günlük çamur, g VSS/gün

X_T = MLVSS konsantrasyonu, gVSS/m³

V = havalandırma havuzu hacmi, m³

$X_T \cdot V$ ifadesi kütle olarak(g, kg, vs.) sistemdeki toplam uçucu askıda katı madde miktarını vermektedir. Bu eşitlikle bulunan bir günde sistemden atılan toplam çamur miktarıdır. Eğer sistemden bir günde atılan biyokütle miktarı belirlenmek istenirse (4.22) ifadesinde X_T ifadesi yerine X biyokütle konsantrasyonu ifadesi konur. Bu halde (4.22) eşitliği;

$$P_x = \frac{X \cdot V}{\theta_c} \quad (4.23)$$

olur. Havalandırma havuzundaki toplam MLVSS konsantrasyonu (X_T), biyokütle konsantrasyonu (X) ile biyolojik olarak parçalanamayan askıda katı madde anlamına gelen nbVSS (X_i) konsantrasyonlarının toplamına eşittir.

$$X_T = X + X_i \quad (4.24)$$

Sistemde biyokütle VSS konsantrasyonu yanında nbVSS konsantrasyonu içinde bir kütle dengesi yazmak gerekir. nbVSS konsantrasyonu, girişteki nbVSS konsantrasyonuna, çıkıştaki nbVSS konsantrasyonuna ve hücre ölümü neticesinde oluşan hücre yığını miktarına bağlıdır.

Net Birikim = giriş – çıkış + üretim

$$(dX_i/dt)V = QX_{0,i} - X_iV/\theta_c + r_{x,i}V \quad (4.25)$$

burada; $X_{0,i}$ = girişteki nbVSS konsantrasyonu, g/m³

X_i = çıkış nbVSS konsantrasyonu, g/m³

$r_{x,i}$ = hücre ölümüyle üretilen nbVSS hızı, g/m³-gün' dür.

Kararlı durumda $dX_i/dt = 0$ kabul edildiğinde ve $r_{x,i}$ ifadesi yerine (3.17) ifadesindeki karşılığı yazıldığında yeni denklem şu şekilde olur:

$$0 = QX_{0,i} - X_iV/\theta_c + (f_d)(k_d)XV \quad (4.26)$$

$$X_i = X_{0,i} (\theta_c)/\theta + (f_d)(k_d)X \theta_c \quad (4.27)$$

(4.21) ve (4.27) denklemleri birleştirilirse, ve X_T ifadesi şu şekilde gerçekleşir:

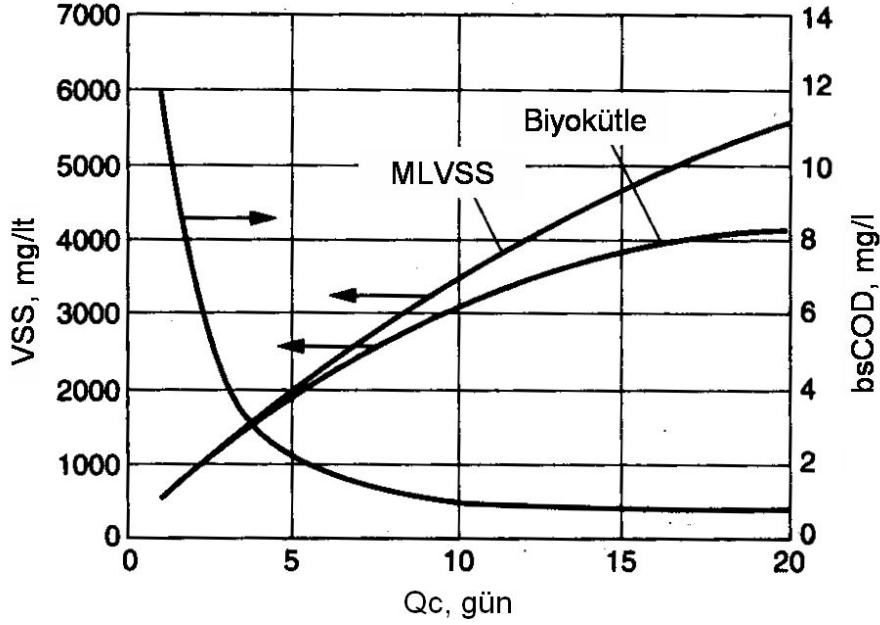
$$X_T = \underbrace{\left(\frac{\theta_c}{\theta} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d)\theta_c} \right]}_{\text{heterotrofik biyokütle (A)}} + \underbrace{(f_d)(k_d)X\theta_c}_{\text{hücre yığını (B)}} + \underbrace{\frac{(X_{0,i})\theta_c}{\theta}}_{\text{giriş nbVSS (C)}} \quad (4.28)$$

Günlük atılan çamur miktarı (4.22) denkleminde X_T yerine (4.28) denklemindeki karşılığı yazılarak ve θ yerine V/Q yazılarak elde edilir.

$$P_{X,VSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d\theta_c} + f_d(k_d)XV + QX_{0,i} \quad (4.29)$$

(4.21) ifadesindeki X değeri (4.29) denkleminde yerine konulursa VSS olarak günlük atılan çamur miktarı;

$$P_{X,VSS} = \underbrace{\frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c}}_{(A) \text{ Hetetrofik biyokütle}} + \underbrace{\frac{(f_d)(k_d)YQ(S_0 - S)\theta_c}{1 + k_d \theta_c}}_{(B) \text{ Hücre yığı}} + \underbrace{QX_{0,i}}_{(C) \text{ girişteki nbVSS miktarı}} \quad (4.30)$$



Şekil 13 Aktif çamur sisteminde bsCOD, MLVSS ve biyokütlenin çamur yaşıyla değişimi, (Metcalf ve Eddy, 2003)

Çözünür substrat giderimine çamur yaşının etkisi Şekil 13'de görülebilir. Çözünür substrat konsantrasyonuna ilaveten toplam MLVSS konsantrasyonuna nbVSS' de dahildir. θ_c arttıkça daha fazla biyokütle solunumla tüketilir ve hücre yığı oluşumu artar. Dolayısıyla MLVSS ile biyokütle arasındaki farklılık θ_c arttıkça fazlalaşır.

Günlük olarak atılacak çamur miktarı TSS konsantrasyonuna bağlıdır. TSS, biyokütle yanı sıra inorganik partikülleri de içerir. Giriş atıksuyunda genel olarak inorganik katıların yüzdesi toplam kuru ağırlık içerisinde yaklaşık %10-15 civarında olup, biyokütlerde de kuru ağırlık olarak benzer orandadır. Eğer VSS / TSS oranı %85 olarak kabul edilirse günlük atılan çamur miktarı şu şekilde hesaplanabilir.

$$P_{X,TSS} = \frac{A}{0,85} + \frac{B}{0,85} + C + Q(TSS_0 - VSS_0) \quad (4.31)$$

Burada; $P_{X,TSS}$ = TSS olarak günlük olarak atılan net çamur miktarı, kg/gün

TSS_0 = giriş TSS konsantrasyonu g/m^3

$$VSS_0 = \text{giriş VSS konsantrasyonu g/m}^3$$

4.2.5 Gerçek Dönüşüm Oranı (Y_{obs})

Gerçek Dönüşüm Oranı (Y_{obs}), giderilen substrat miktarına bağlı üretilen katı madde miktarı olarak tariflenir ve g TSS / g BOİ olarak, ya da g VSS / g BOİ olarak gösterilir. Ölçülen katı madde üretimi sistemden atılan çamur (4-22, 4-29 ve 4-30 denklemlerinde P_x olarak gösterilen) ile sistemin çıkış suyunda yer alan katı madde miktarının toplamına eşittir. Y_{obs} , (4-30) denklemi substrat giderim hızı $Q(S_0-S)$ ifadesine bölünerek elde edilebilir.

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + (k_d)\theta_c} + \frac{(f_d)(k_d)(Y)\theta_c}{1 + (k_d)\theta_c} + \frac{X_{0,i}}{S_0 - S} \quad (4.32)$$

hetetrofik
hücre yığılı
girişteki
biyokütle
nbVSS

burada; $Y_{obs} = \text{g VSS} / \text{g giderilen substrat}$ 'dır.

Eğer atıksular için girişte nbVSS' nin olmadığı düşünülürse formül, aşağıdaki şekilde ifade edilir.

$$Y_{obs} = \frac{Y}{1 + (k_d)\theta_c} + \frac{(f_d)(k_d)(Y)\theta_c}{1 + (k_d)\theta_c} \quad (4.33)$$

4.2.6 Oksijen Gereksinimi

Aerobik arıtmada oksijenin organik maddelerin oksidasyonunda kullanıldığı daha önce belirtilmişti. Eğer atıksudaki biyolojik olarak parçalanabilir maddelerin KOİ'si (bCOD) miktarı tamamen okside olmuş olsaydı kullanılan oksijen miktarı bCOD miktarına eşit olurdu. Ancak bakteriler bCOD' nin bir kısmını okside ederken bir kısmını da yeni hücre sentezi için kullanırlar. Dolayısıyla kullanılan oksijen miktarı giderilen bCOD miktarının atık çamurun KOİ' sinden farkı olarak karşımıza çıkar. Oksijen kullanımı için kütle korunum denklemi yazılırsa;

$$\begin{aligned} \text{Oksijen kullanımı} &= \text{bCOD giderilen} - \text{atık çamur bCOD konsantrasyonu} \\ R_0 &= Q(S_0-S) - 1,42 P_{x,bio} \end{aligned} \quad (4.34)$$

Burada; $R_0 = \text{gerekli oksijen miktarı, kg/gün}$,

$P_{x,bio} = \text{her gün atılan VSS olarak biyokütle, kg/gün}$ ' dür.

Örnek 2: (Metcalf ve Eddy, 2003)

Geri devirli bir aktif çamur tesisinde ön çöktürme havuzundan gelen evsel atıksular arıtılmaktadır. Ön çöktürme havuzundan çıkan atıksuyun karakteristikleri şunlardır:

1. Atıksu debisi : 1000 m³/gün
2. Biyolojik olarak parçalanabilir ve çözünür maddelerin KOİ konsantrasyonu (bsCOD) : 192 mg/L
3. Biyolojik olarak parçalanamayan uçucu askıda katı madde kons. (nbVSS) : 30 mg/L
4. İnert inorganikler : 10 mg/L
5. Havalandırma tankı MLVSS konsantrasyonu : 2500 mg/L
6. Biyokütle VSS/TSS : 0,85

Bu verileri ve verilen kinetik katsayıları kullanarak çamur yaşı $\theta_c = 6$ gün için aşağıdaki istenenleri hesaplayınız.

1. Çıkış bsCOD konsantrasyonu nedir?
2. MLVSS konsantrasyonunun 2500 mg/L olması için hidrolik bekletme süresi ne olmalıdır?
3. MLVSS' de biyokütlenin oranı nedir?
4. Günlük üretilen çamur miktarı VSS ve TSS olarak nedir?
5. g VSS/g bsCOD ve g TSS/g bsCOD olarak gerçek dönüşüm oranı (Y_{obs}) nedir?
6. Oksijen ihtiyacı kg/gün olarak nedir?

Kinetik katsayılar:

$$\begin{aligned}
 k &= 12,5 \text{ g KOİ/g VSS-gün} & K_s &= 10 \text{ g KOİ/m}^3 \\
 Y &= 0,40 \text{ g VSS/g KOİ}_{\text{kullanılan}} & f_d &= 0,15 \text{ g VSS/g VSS} \\
 k_d &= 0,10 \text{ g VSS/g VSS-gün}
 \end{aligned}$$

Çözüm:

- 1) İlk adımda (4.17) denklemi yardımıyla çıkış bsCOD konsantrasyonu bulunur.

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{K_s(1 + k_d\theta_c)}{\theta_c(Yk - k_d) - 1} \\
 &= \frac{(10 \text{ g bsCOD/m}^3)[1 + (0,10 \text{ g VSS/g VSS-gün})(6 \text{ gün})]}{(6 \text{ gün})[(0,40 \text{ g VSS/g KOİ})(12,5 \text{ g KOİ/g VSS-gün}) - (0,10 \text{ g VSS/g VSS-gün})] - 1} \\
 &= 0,56 \text{ g bsCOD/m}^3
 \end{aligned}$$

- 2) MLVSS = 2500 mg/L için hidrolik bekletme süresinin bulunması;

Öncelikle (4.28) denkleminde bilinen değerler yazılır. Bu denklemde X ve θ olmak üzere iki bilinmeyen vardır. Dolayısıyla denklem X ve θ ya bağlı bir denklem haline çevrilir.

$$X_T = \left(\frac{\theta_c}{\theta} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + (k_d)\theta_c} \right] + (f_d)(k_d)X\theta_c + \frac{(X_{0,i})\theta_c}{\theta}$$

$$2500 = \left(\frac{6}{\theta} \right) \left[\frac{0,4 \cdot (192 - 0,56)}{1 + (0,10) \cdot 6} \right] + (0,15)(0,10) \cdot X \cdot 6 + \frac{(30) \cdot 6}{\theta}$$

$$2500 = 287,2/\theta + 0,09(X) + 180/\theta$$

ifadesi bulunur. İki bilinmeyenli bir denklemi çözebilmek için en az iki denklem gereklidir. Bu yüzden (4.21) denklemi kullanılarak X ve θ ' ya bağlı bir denklem daha elde edilir.

$$X = \left(\frac{\theta_c}{\theta} \right) \left[\frac{Y(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \right]$$

$$X = \left(\frac{6}{\theta} \right) \left[\frac{0,4 \cdot (192 - 0,56)}{1 + 0,10 \cdot 6} \right]$$

$$X = 287,2/\theta$$

denklemi elde edilir. Bu iki denklem yardımıyla hem X hem de θ değerleri bulunabilir.

$$2500 = 287,2/\theta + 0,09(287,2/\theta) + 180/\theta$$

$$\theta = 0,197 \text{ gün}$$

Hidrolik bekletme süresi bulunduğuna göre reaktör hacmi de bulunabilir.

$$V = Q \cdot \theta = 1000 \text{ m}^3/\text{gün} \cdot 0,197 \text{ gün}$$

$$V = 197 \text{ m}^3$$

3) MLVSS içerisindeki biyokütle oranının bulunması;

X_T değeri bilindiğine göre bu oranı belirlemek için X'i bulmak yeterlidir.

$$X = 287,2/\theta = 287,2/0,197$$

$$X = 1458 \text{ g VSS/m}^3$$

Hem X hem de X_T değerleri bilindiğine göre MLVSS içerisindeki biyokütle oranı;

$$\text{Biyokütle oranı} = X/X_T = 1458/2500$$

$$\text{Biyokütle oranı} = 0,58$$

olarak bulunur.

4) kg VSS/gün olarak günlük üretilen çamur miktarı hem (4.23) hem de (4.29) ifadesinden bulunabilir. (4.23) ifadesi daha basit olduğundan o kullanılabilir.

$$P_{XT,VSS} = \frac{X_T \cdot V}{\theta_c}$$

$$P_{XT,VSS} = \frac{2500 \cdot 197}{6}$$

$$P_{XT,VSS} = 82,1 \text{ kg VSS/gün}$$

kg TSS/gün olarak günlük üretilen çamur miktarı (4.31) denklemi ile bulunabilir.

$$P_{X,TSS} = \frac{QY(S_0 - S)}{1 + k_d \theta_c} \left(\frac{1}{0,85} \right) + \frac{(f_d)(k_d)YQ(S_0 - S)\theta_c}{1 + k_d \theta_c} \left(\frac{1}{0,85} \right) + QX_{0,i} + Q(TSS_0 - VSS_0)$$

$$P_{X,TSS} = \frac{1000 \text{ m}^3/\text{gün} \cdot 0,4 \text{ gVSS/gCOD}(192 \text{ g/m}^3 - 0,56 \text{ g/m}^3)}{1 + 0,10 \text{ gVSS/gVSS} \cdot \text{gün} \cdot 6 \text{ gün}} \left(\frac{1}{0,85} \right) + \frac{(0,15)(0,10)0,4 \cdot 1000 \text{ m}^3/\text{gün}(192 \text{ g/m}^3 - 0,56 \text{ g/m}^3) \cdot 6 \text{ gün}}{1 + 0,10 \cdot 6 \text{ gün}} \left(\frac{1}{0,85} \right) + (1000 \text{ m}^3/\text{gün}) \cdot 30 \text{ g/m}^3 + (1000 \text{ m}^3/\text{gün}) \cdot (10 \text{ g/m}^3)$$

$$P_{X,TSS} = 101,4 \text{ kg/gün}$$

5) Gerçek dönüşüm oranı (Y_{obs}) günlük atılan çamurun, günlük giderilen bsCOD miktarına oranıdır. günlük atılan çamur miktarları VSS/gün ve TSS/gün cinsinden belli olduğuna göre günlük giderilen bsCOD miktarı belirlenmelidir.

$$\text{Giderilen bsCOD/gün} = Q(S_0 - S) = 1000 \text{ m}^3/\text{gün} \cdot (192 \text{ g/m}^3 - 0,56 \text{ g/m}^3)$$

$$\text{Giderilen bsCOD/gün} = 191.440 \text{ g/gün} = 191,44 \text{ kg/gün}$$

Günlük atılan çamur VSS olarak 82,2 kg olduğuna göre;

$$\text{VSS olarak } Y_{obs} = 82,2/191,44$$

$$\text{VSS olarak } Y_{obs} = 0,43 \text{ g VSS/g bsCOD}$$

Günlük atılan çamur TSS olarak 101,4 kg olduğuna göre;

$$\text{TSS olarak } Y_{obs} = 101,4/191,44$$

$$\text{TSS olarak } Y_{obs} = 0,53 \text{ g TSS/g bsCOD}$$

6) Gerekli oksijen miktarı (4.34) denklemi yardımıyla bulunur. Ancak öncelikle bu denklemdeki $P_{X, bio}$ ifadesi bulunmalıdır.

$$P_{X, bio} = P_{XT, VSS} - P_{nbVSS}$$

$$P_{X, bio} = 82,2 \text{ kg/gün} - (1000 \text{ m}^3/\text{gün}) \cdot (30 \text{ g/m}^3) \cdot (1 \text{ kg}/1000 \text{ g})$$

$$P_{X, bio} = 52,2 \text{ kg/gün}$$

$$R_0 = Q(S_0 - S) - 1,42 P_{X, bio}$$

$$R_0 = (1000 \text{ m}^3/\text{gün}) \cdot (192 \text{ g/m}^3 - 0,56 \text{ g/m}^3) \cdot (1 \text{ kg}/1000 \text{ g}) - 1,42 \cdot 52,2 \text{ kg/gün}$$

$$R_0 = 117,7 \text{ kg O}_2/\text{gün}$$

4.2.7 F/M (Food/Microorganism) Oranı

F/M oranı toplam mikroorganizma miktarı başına düşen KOİ veya BOİ miktarı olarak tarif edilir. O halde bu oran, şu denklemle ifade edilebilir:

$$F/M = \frac{QS_0}{VX} \quad (4.35)$$

(4.35) denkleminde Q/V ifadesi yerine $1/\theta$ ifadesi yazılacak olursa;

$$F/M = \frac{S_0}{\theta X} \quad (4.36)$$

olur. Burada; F/M = substratın biyokütleyle oranı, g BOİ/g VSS-gün,

X = havalandırma havuzundaki biyokütle konsantrasyonu, g/m³ dür.

4.2.8 Spesifik Substrat Kullanım Oranı (U)

Spesifik substrat kullanım oranı U, F/M oranı ve sistem verimine bağlı olarak aşağıdaki gibi yazılabilir.

$$U = \frac{(F/M)E}{100} \quad (4.37)$$

Burada, U = spesifik substrat kullanım oranı,

E = sistem verimidir $((S_0-S)/S_0 \times 100)$

(4.37) denkleminde (4.36) denklemindeki F/M ifadesi ve E' nin açılımı yazılırsa;

$$U = \frac{S_0 - S}{\theta X} \quad (4.38)$$

Spesifik substrat kullanım oranı U ile substrat kullanım hızı r_{su} arasında şu şekilde bir ilişki vardır:

$$U = -\frac{r_{su}}{X} \quad (4.39)$$

(3.7) denklemi ve (4.39) denklemi birleştirilecek olursa;

$$U = \frac{kS}{K_s + S} \quad (4.40)$$

(4.15) denkleminde $-r_{su}/X$ ifadesi yerine U ifadesi yazılırsa;

$$\frac{1}{\theta_c} = YU - k_d \quad (4.41)$$

ifadesi elde edilir.

4.2.9 Hacimsel Organik Yük (L_{org})

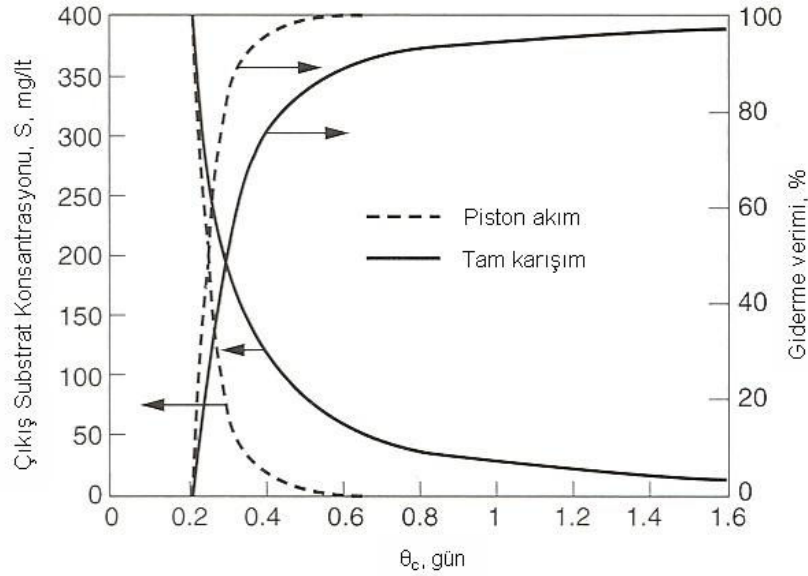
Hacimsel organik yük havalandırma havuzu hacmine 1 günde uygulanan BOİ veya KOİ miktarı olarak ifade edilebilir. O halde;

$$L_{org} = \frac{QS_0}{V(10^3 \text{ g/kg})} \quad (4.42)$$

Burada; L_{org} = hacimsel organik yük, kg BOİ/m³-gün' dür.

4.2.10 Proses Performansı

(4.17) denklemi incelendiğinde çıkış substrat konsantrasyonunun (S), kinetik katsayılara ve katı bekletme süresine (θ_c) bağlı olduğu görülür. K_s , k_d , Y ve k gibi kinetik katsayıların değeri atığın tipine, mikroorganizma cinsine ve çevresel şartlarına bağlı olarak sabittir. O halde θ_c değeri çıkış substrat konsantrasyonunu belirlemesi açısından önemlidir. Şekil 14'den de görüleceği üzere çıkış substrat konsantrasyonu ve verim, θ_c ve reaktör hidroliğine (yani, tam karışım) ya da piston akımlı) bağlı olarak değişir.



Şekil 14 Çamur yaşı ve akım rejiminin verime etkisi (Metcalf ve Eddy, 2003)

Şekil 14'de istenen çıkış konsantrasyonunu sağlamayan θ_c değerlerinin de olduğu görülebilir. O halde θ_c değerinin belirlenen minimum bir değer altına inmemesi gerekir. Bu değer θ_c^m olarak gösterilirse; θ_c^m , mikroorganizmaların üretiminden daha hızlı bir şekilde sistemden çıktığı ya da katı kaçışının olduğu bekleme zamanıdır. θ_c^m değeri (4.6) eşitliği yardımıyla bulunur. Katı kaçışı olduğunda S değeri S_0 değerine eşit olur. Dolayısıyla denklem;

$$\frac{1}{\theta_c^m} = \frac{YkS_0}{K_s + S_0} - k_d \quad (4.43)$$

şeklinde yazılabilir. Birçok durumda S_0 değeri K_s değerinden oldukça büyüktür. Dolayısıyla paydadaki K_s değeri ihmal edilirse denklem,

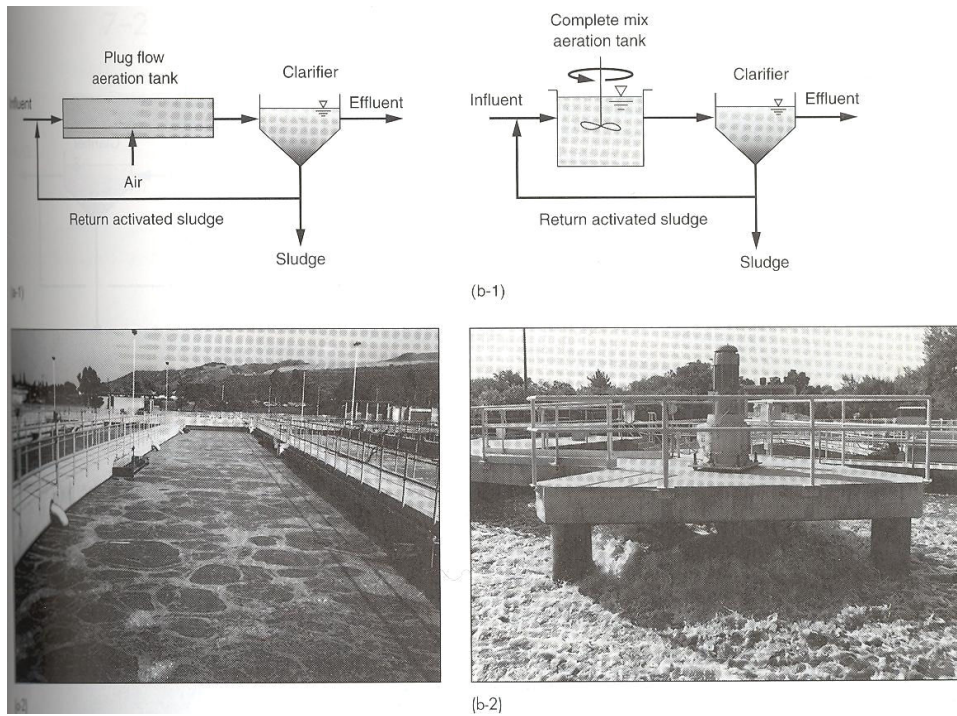
$$\frac{1}{\theta_c^m} \approx Yk - k_d \quad (4.44)$$

haline döner. (4.44) eşitliği ile θ_c^m , değeri bulunabilir, ancak bu değer direk olarak tesise uygulanmamalıdır. Umumiyetle arıtma tesislerinde θ_c , değeri olarak, θ_c^m , değerinin 2 ile 20 katı arasında bir değer seçilir. Dizayn için seçilen θ_c değeri (θ_c^d) ile θ_c^m değeri arasında güvenlik faktörü (SF: safety factor) denilen bir oran mevcuttur (Metcalf ve Eddy, 2003).

$$SF = \frac{\theta_c^d}{\theta_c^m} \quad (4.45)$$

4.2.11 Piston Akım Modeli

Geri dönüşümlü piston akım modeli ve tam karışımli sisteme ait şematik gösterimler Şekil 15’de gösterilmiştir.



Şekil 15 Akım rejimlerine göre reaktör tiplerinin şematik gösterimi ve örnek reaktör resimleri, (a) Piston akımlı, (b) tam karışımli (Metcalf ve Eddy, 2003)

Piston akım modeline göre geri dönüşümle reaktöre giren tüm partiküller reaktörde aynı süre kalırlar. Piston akım için matematiksel bir kinetik model kurmak oldukça güç olmakla beraber

Lawrence and McCarty (1970) tarafından geliştirilen ve Metcalf ve Eddy (2003)' de yer alan iki varsayım, modeli oluşturmaya yardımcı olmaktadır.

1. Reaktöre giren mikroorganizma konsantrasyonu ile çıkan mikroorganizma konsantrasyonu yaklaşık olarak birbirine eşittir. Bu varsayım sadece $\theta_c/\theta > 5$ ise geçerlidir. Reaktördeki ortalama mikroorganizma konsantrasyonu $\bar{X}$ sembolü ile gösterilir.

2. Reaktör içinden geçen atıkta substrat kullanım hızı şu eşitlikle gösterilir.

$$r_{su} = -\frac{kS\bar{X}}{K_s + S} \quad (4.46)$$

Bu denklemin integrali alınarak (4.21) denklemi ile birleştirilirse aşağıdaki denklem elde edilir.

$$\frac{1}{\theta_c} = \frac{Yk(S_0 - S)}{(S_0 - S) + (1 + \alpha)K_s \ln(S_i / S)} - k_d \quad (4.47)$$

Burada; S_0 = giriş substrat konsantrasyonu,

S = çıkış substrat konsantrasyonu

S_i = geri devir akımıyla karıştıktan sonraki giriş konsantrasyonu,

$$= \frac{S_0 + \alpha S}{1 + \alpha}$$

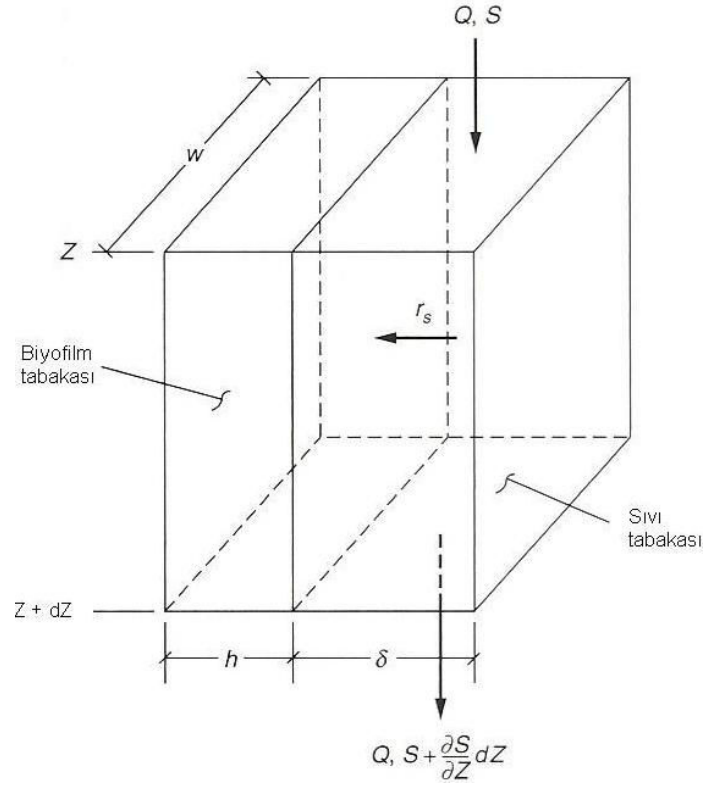
α = geri devir oranıdır.

(4.47) eşitliği hem geri devirli hem de geri devirsiz durumda (4.17) eşitliğine benzerdir. İki eşitlik arasındaki tek fark (4.47) eşitliğinde θ_c ' nin S konsantrasyonunun yanı sıra S_0 konsantrasyonun da bir fonksiyonu olmasıdır.

4.3 Geri Dönüşümsüz Bağlı Büyüyen Arıtma Prosesleri için Kütle Dengesi

Bağlı büyüyen biyolojik arıtma sistemlerinde taş, plastik ve diğer materyallerden oluşan bir yatak malzemesi meydana getirilerek, bu yatak üzerinde bir biyofilm tabakası oluşturulmaya çalışılır. Büyüme şartları ve sistem hidrodinamiğine göre biyofilm kalınlığı 100 μm 'den 10 mm' e kadar çeşitli kalınlıklarda olabilir.

Bağlı büyüyen proseslerin performansını belirlemek için organik, hidrolik yük ve arıtma derecesi gibi bazı temel parametrelerin bilinmesi gereklidir. Bu kısımda bir model geliştirebilmek için Atkinson (1974) ve Atkinson vd. (1974) tarafından geliştirilen ve Crites ve Tchobanaglou (1998)' de yer alan yaklaşım kullanılacaktır (Şekil 16).



Şekil 16 Bağlı büyüyen proseslerin kaba gösterimi (Crites ve Tchobanaglou, 1998)

Bu yaklaşıma göre model, biyokütle kolonu içerisindeki organik madde akısının hızına göre tariflenir. Biyokütle kolonu içerisindeki organik madde akısının oranı şu formülle hesaplanır.

$$r_s = -\frac{E h k_0 \bar{S}}{K_m + \bar{S}} \quad (4.48)$$

burada; r_s = biyokütle içerisindeki organik madde akısının hızı, m/dk,

E = etkinlik faktörü, ($0 \leq E \leq 1$)

h = biyokütle kalınlığı, m,

k_0 = maksimum reaksiyon hızı, gün^{-1}

$\bar{S}$ = sıvı bloğundaki ortalama substrat konsantrasyonu, mg/L,

K_m = yarı hız sabiti, mg/L' dir.

E etkinlik faktörü yaklaşık olarak sıvı bloğundaki BOİ konsantrasyonu ile orantılıdır. Bu yüzden (4.48) eşitliği yeniden düzenlenir.

$$r_s = -\frac{f h k_0 \bar{S}^2}{K_m + \bar{S}} \quad (4.49)$$

burada; f = orantı faktörüdür.

Bir model üretebilmek için sıvı bloğunda organik muhteva için kütle dengesi yazılabilir. Bu denge şu şekilde ifade edilebilir:

$$\text{Birikim} = \text{giriş} - \text{çıkış} + \text{üretim}$$

$$\frac{\partial \bar{S}}{\partial t} dV = QS - Q \left(S + \frac{\partial S}{\partial D} dD \right) + dDw \left(-\frac{fhk_0 \bar{S}^2}{K_m + \bar{S}} \right) \quad (4.50)$$

burada; Q = debi, $m^3/\text{gün}$,

w = tahmin edilen sıvı bloğu genişliği, m ,

D = damlatmalı filtre derinliği, m ' dir.

Kararlı durumda $\partial S/\partial t = 0$ olacağından (4.50) ifadesi şu şekli alır:

$$Q \frac{dS}{dD} = -fk_0 h_w \frac{\bar{S}^2}{K_m + \bar{S}} \quad (4.51)$$

K_m yarı hız sabiti ifadesinin BOİ değerine göre çok düşük olduğu varsayımı yapılırsa S değeri yanında K_m ifadesi ihmal edilebilir.

$$\frac{dS}{dD} = \frac{-fk_0 h_w \bar{S}}{Q} \quad (4.52)$$

(4.52) ifadesinde S_e ve S_i ifadeleri aralığında integrali alınırsa şu ifade elde edilir:

$$\frac{S_e}{S_i} = \exp \left[- (fk_0 h) \frac{wD}{Q} \right] \quad (4.53)$$

burada; S_e = çıkış substrat konsantrasyonu, mg/L ,

S_i = geri devir akımıyla karıştıktan sonraki giriş substrat konsantrasyonu, mg/L ' dir.

(4.53) denklemini incelenirse, bu denklem kullanımıyla çıkış substrat konsantrasyonu tayininin, f , k_0 ve h gibi kinetik katsayılarla bağlı olduğu görülür. Filtre performansına sıcaklığın etkisi (3.20) denklemini yardımıyla bulunur. Genel olarak bu denklemdeki θ ifadesi 1,035 olarak alınır.

4.4 Kinetik Katsayıların Tayini

Kinetik katsayılar atıksu numuneleri içerisindeki belli parametreler sabit tutulup bazı parametreler değiştirilerek tayin edilebilir. Kinetik katsayılar atıksu tipine bağlı olarak değişir. Tablo 5 evsel atıksular için bazı kinetik katsayıların tipik değerlerini vermektedir.

Tablo 5 Girişteki partiküler maddeler ihmal edildiğinde, evsel atıksular için aktif çamur prosesindeki tipik kinetik katsayı değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Katsayı	Birimi	Değerler*	
		Aralık	Tipik
k	gün ⁻¹	2-10	4
K _s	mg KOİ/L	15-70	40
	mg BOİ ₅ /L	25-100	60
Y	mg VSS/ mg KOİ	0,3-0,6	0,4
	mg VSS/ mg BOİ ₅	0,4-0,8	0,6
k _d	gün ⁻¹	0,02-0,10	0,055

* Değerler 20 °C’ de elde edilmiştir.

Tablo 5’den de görülebileceği gibi K_s ve Y katsayıları hem BOİ hem de KOİ için verilmektedir. Kinetik katsayılar genel olarak BOİ’ ye bağlı olarak verilir. Ancak son yıllarda yapılan çalışmalarla KOİ’ ye bağlı olarak kinetik katsayıların tayini de yapılmaya başlanmıştır. Bu şekilde KOİ ile BOİ arasında her zaman aynı şekilde çıkmayan korelasyondan doğan hataların da önüne geçilmiş olmaktadır. Ancak yine de KOİ’ yi ortaya çıkaran unsurların tamamı biyolojik olarak ayrışmadığından BOİ daha tatmin edici neticeler verir. Aşağıdaki örnek kinetik katsayıların deneysel verilerle nasıl bulunabileceğini göstermektedir.

Örnek 3: (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aşağıda neticeleri verilmiş olan laboratuvar ölçekli, geri devirsiz, sürekli akımlı ve tam karışımli bir aktif çamur çalışması için k, K_s, Y ve k_d kinetik katsayılarının değerlerini bulunuz.

Ünite	S ₀	S	$\theta = \theta_c$	X
No	mg/L KOİ	mg/L KOİ	gün	mg VSS/L
1	400	13	3,2	123
2	400	24	2,0	127
3	400	33	1,6	127
4	400	47	1,3	124
5	400	66	1,1	119

Çözüm :

1) K_s ve k katsayılarının tayini;

a) Öncelikle bilinmeyen olarak sadece K_s ve k değerlerinin olduğu bir denklem üretilmeye çalışılır. Bu sebeple (3.10) denklemi kullanılabilir. Ancak bu denklemde r_{su} ifadesi yerinebilinen ifadeler yazılmalıdır. r_{su} ifadesi substratın kullanım hızını verdiğine göre;

$$r_{su} = -\frac{Q(S_0 - S)}{V} = -\frac{(S_0 - S)}{\theta} \quad (4.54)$$

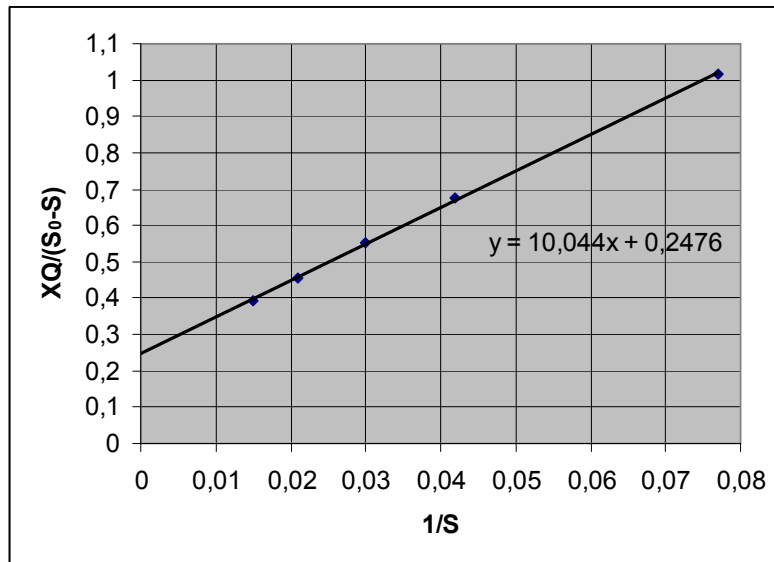
ifadesi yazılabilir. Bu durumda (3.10) ve (4.54) denklemi birlikte yazılacak olunursa;

$$\frac{X\theta}{S_0 - S} = \frac{K_s}{k} \frac{1}{S} + \frac{1}{k}$$

ifadesi elde edilir. Şimdi bu denklem $y = ax + b$ şeklindeki bir doğru denklemi olarak düşünülüp bu katsayılar göre bir doğru çizilebilir. Bunun için $X\theta/(S_0-S)$ ve $1/S$ değerlerinin belirlenmesi gerekir.

Ünite	$S_0 - S$	$X\theta$	$X\theta/(S_0 - S)$	$1/S$
No	mg/L	mg VSS/L-gün	gün	1/(mg /L)
1	387	393,6	1,017	0,077
2	376	254,0	0,676	0,042
3	367	203,2	0,554	0,030
4	353	161,2	0,457	0,021
5	334	130,9	0,392	0,015

b) Bu tablodaki $1/S$ değerleri apsis, $X\theta/(S_0-S)$ değerleri ordinat olmak üzere bir doğru çizildiğinde; doğrunun Y eksenini kestiği nokta $1/k$ değerini, eğimi ise K_s/k değerini verir.



Uygulamada doğru y eksenini 0,25 noktasında kesmektedir. Bu değer $1/k$ değerine eşittir. O halde;

$$\frac{1}{k} = 0,25 \Rightarrow k = 4\text{gün}^{-1}$$

olarak bulunur. Doğru eğimi yaklaşık olarak 10' dur. Bu değer de K_s/k değerine eşittir.

$$\frac{K_s}{k} = 10 \Rightarrow K_s = 10 \times 4 \Rightarrow K_s = 40 \text{ mg / L 'dir.}$$

2) Y ve k_d katsayılarının tayini;

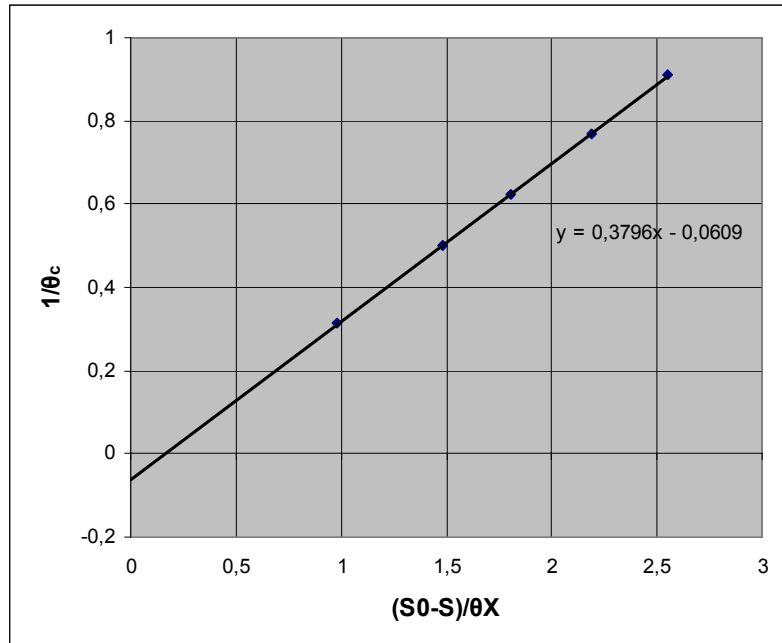
a) K_s ve k tayinine benzer şekilde öncelikle bilinmeyen olarak sadece Y ve k_d 'nin olduğu bir denklem elde edilir. Bunun için (4.15) ve (4.54) denklemleri birleştirilebilir. Yeni denklem;

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{S_0 - S}{X\theta} - k_d$$

şeklinde gerçekleşir. Görüldüğü gibi bu denklemde $y = ax + b$ doğru denklemi şeklinde yazılabilir. Doğruyu çizebilmek için öncelikle $(S_0 - S)/X\theta$ ve $1/\theta_c$ değerlerinin hesaplanması gereklidir. Bu değerler hesaplanarak aşağıdaki tabloda verilmiştir.

Ünite No	$1/\theta_c$ gün ⁻¹	$(S_0 - S)/X\theta$ gün ⁻¹
1	0,313	0,983
2	0,500	1,480
3	0,625	1,806
4	0,769	2,190
5	0,909	2,552

b) Yukarıdaki değerler yardımıyla grafik çizilir. Grafikte; apsis $(S_0 - S)/X\theta$ değerleri, ordinat ise $1/\theta_c$ değerleridir. Grafiğin eğimi Y değerini, y eksenini kestiği nokta ise k_d değerini verir.



Yukarıdaki doğrunun eğimi yaklaşık olarak 0,38'dir. Dolayısıyla;

$$Y = 0,38' \text{ dir.}$$

Doğrunun y eksenini kestiği nokta ise -0,06 değeridir. O halde;

$$-k_d = -0,06 \Rightarrow k_d = 0,06' \text{ dir.}$$

Bu örnekte kullanılan reaktör geri devirsizdir. Benzer veriler geri devirli reaktörler için de üretilebilir. Geri devirli reaktörlerin laboratuvar şartlarındaki avantajı, çamur yaşı ve hidrolik bekletme süresinin farklı seviyelerde kullanılabilir olmasıdır. Dezavantajı ise küçük ölçekli çalışmalarda çamur geri devrinin ve kontrolünün zor olmasıdır.

4.5 Aktif Çamur Modelleri (ASM)

Orjinal adı Activated Sludge Model (ASM) olan aktif çamur modelleri ilk olarak, o zamanki adı Uluslararası Su Kirliliği Araştırma ve Kontrolü Birliği olan kurum adına çeşitli ülkelerden araştırmacıların biyolojik atıksu arıtımı dizaynının matematiksel olarak modellenmesi amacıyla yaptıkları çalışma sonucunda ortaya çıkmıştır. Modeller substrat kullanımına karşı büyümeye bağlıdır. Ototrofik ve hetetrofik bakterilerin büyümesi ile substrat, oksijen ve nütrient kullanımını tariflemek için modellerde Monod spesifik büyüme hızları kullanılmaktadır.

Modellerin önemli özelliğinden biri organik maddeleri tariflemek için BOİ yerine KOİ kullanılmasıdır. Bununla birlikte modellerde KOİ; çözülmüş, partiküler, inert, biyolojik olarak zor ayrışan, biyolojik olarak kolay ayrışan gibi çeşitli alt bölümlerde incelenir. Aktif çamur sistemleri; organik substratlar, inorganik substratlar, çözülmüş oksijen, ototrofik ve hetetrofik bakteriler gibi oldukça fazla parametrenin etkili olduğu karmaşık eşitlikler içerir. Bu karmaşıklığı gidermek için eşitliklerin çözümünde matris modeller kullanılır.

Günümüzde sık kullanılan iki aktif çamur modeli, ASM1 ve ASM2 modelleridir. Henze vd., (1987) tarafından geliştirilen ASM1 modeli, aerobik ve anoksik şartlarda karbonlu organikleri kullanan hetetrofik bakterilerin ve amonyağı nitrata oksitleyen ototrofik nitrifikasyon bakterilerinin reaksiyonlarıyla tariflenir (Metcalf ve Eddy, 2003). Henze vd. (1995), tarafından yapılan çalışmanın Barker ve Dold (1997) tarafından yapılan çalışmayla birleştirilmesi ile elde edilen ASM2 modeli ise anaerobik, anoksik ve aerobik şartlar altında fosforu gideren bakterileri de içeren daha gelişmiş bir modeldir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Modellerin temel amaçları; (1) sisteme etki eden parametrelerin tesir derecelerini belirlemek, (2) arıtma tesisini dizayn etmek ve (3) bilinen bir durum için arıtma derecesini hesaplamaktır. 2. ve 3. amaç için atıksu karakterizasyonu önemlidir ve zamanla, konsantrasyonda ve debideki değişimlerin etkilerini belirlemek için dinamik simülasyonlar kullanılır.

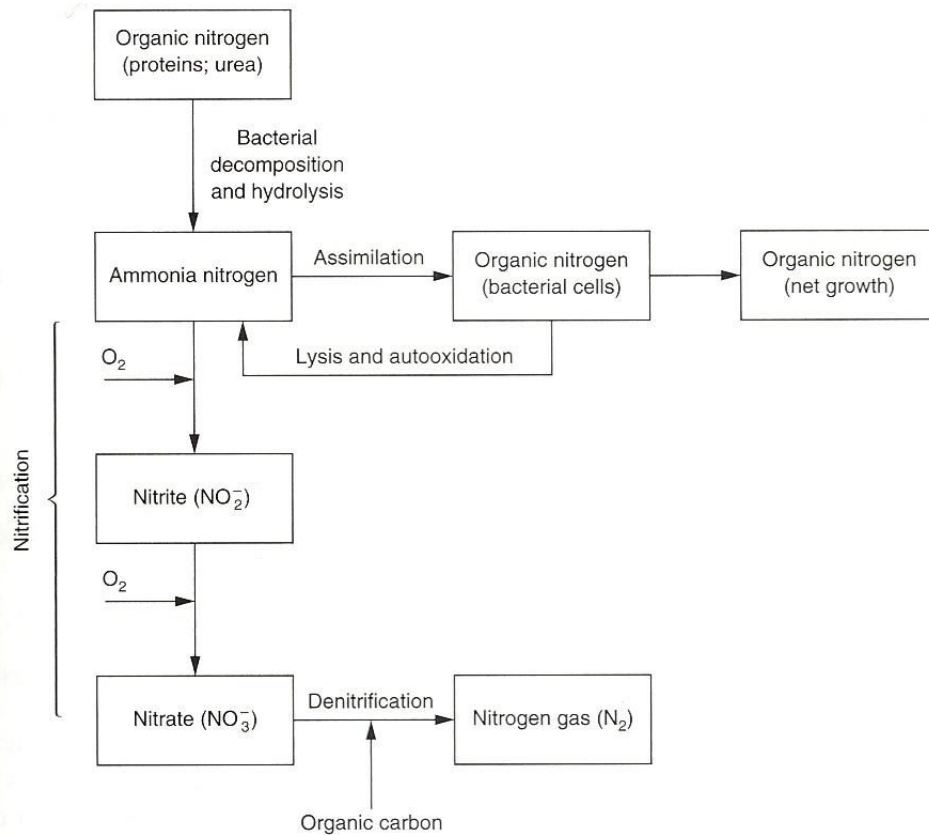
5 BİYOLOJİK NÜTRİYENT GİDERİMİ

Gerek azot gerekse fosfor, su kalitesine önemli etkileri olduğundan sürekli olarak kontrol edilmesi gerekli parametrelerdir. Azot atıksularda çeşitli şekillerde bulunabilir (organik, amonyak, nitrit ve nitrat). Ancak genel olarak evsel atıksularda azot, organik veya amonyak şeklinde bulunur. Evsel atıksularda azot konsantrasyonu 25-35 mg/L aralığında değişir. Atıksu arıtma tesislerinin ön çöktürme havuzlarında toplam azot konsantrasyonunun %20' si çökelerek giderilir. Biyolojik arıtmada organik azotun önemli bir kısmı amonyağa çevrilir. Amonyakın da %20'lik bir kısmı yeni hücre oluşumunda kullanılır. Geriye kalan %60'lık azot miktarı alıcı ortama deşarj edilir.

Fosfor atıksularda, inorganik, ortofosfat veya kompleks fosfatlar olarak organik formda bulunur. Kompleks fosfatlar sentetik deterjanlardan kaynaklanır ve atıksudaki fosfatın yaklaşık yarısını oluşturur. Kompleks fosfatlar biyolojik arıtmada ortofosfata hidrolize olurlar. Evsel atıksularda ortalama fosfor konsantrasyonu 5-9 mg/L arasında değişir. Ön çöktürme esnasında fosforun %10' u çökelir, biyolojik arıtma esnasında ise %10-20' si yeni hücrelere dönüşür. Kalan yaklaşık %70' lik kısım ise alıcı ortama deşarj edilir.

5.1 Biyolojik Yolla Azot Giderimi

Şekil 17'den de görüleceği gibi, asimilasyon ve nitrifikasyon-denitrifikasyon olmak üzere iki temel azot giderim mekanizması vardır.



Şekil 17 Biyolojik arıtmada azotun dönüşümleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Azot bir nütrient olduğundan mikroorganizmalar amonyak azotunu asimile ederler ve ardından yeni hücre yapımında kullanırlar. Hücrelerin atıksudan uzaklaştırılması ile hücre bünyesindeki azot da giderilmiş olur. Ancak çoğunlukla atıksularda, mikroorganizmaların asimilasyon yolu ile giderebileceği miktarın çok daha üzerinde bir azot konsantrasyonu vardır.

Nitrifikasyon-denitrifikasyon işleminde azot giderimi iki adımda gerçekleşir. Nitrifikasyon adımımda amonyak nitrata okside olurken, denitrifikasyon adımımda oluşan bu nitrat azot gazına dönüşerek atıksudan uzaklaşır. Biyolojik azot giderimi 3 şekilde uygulanır.

- 1) Ayrı bölmede karbon oksidasyonu, diğer bölmede nitrifikasyon ve denitrifikasyon
- 2) Birleşik olarak karbon oksidasyonu ve nitrifikasyon ve ayrı bölmede denitrifikasyon
- 3) Birleşik olarak karbon oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyon

5.1.1 Biyolojik Nitrifikasyon

Biyolojik nitrifikasyonda amonyak iki adımda nitrata okside olur. İlk adımda amonyak nitrite dönüşürken, ikinci adımda nitrit, nitrata dönüşür. Bu dönüşüm reaksiyonları ve reaksiyonlarda rol alan bakteriler yazılacak olursa;

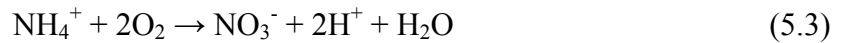
Nitrosomonas tarafından amonyağın nitrite dönüşümü;



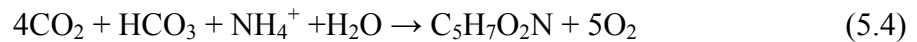
Nitrobakter tarafından nitritin nitrata dönüşümü;



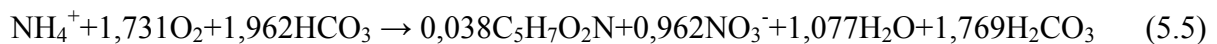
şeklinde gerçekleşir. İki adım birleştirilirse amonyağın nitrata dönüşümü şu şekilde ifade edilebilir:



Bu arada amonyum iyonunun bir kısmı yeni hücrelere asimile olur. Biyokütle sentez reaksiyonu aşağıdaki şekilde gerçekleşir.



Tablo 4’de gösterilen yarı reaksiyonlar yardımıyla tümüyle nitrifikasyon reaksiyonu yazılabilir.  rnek 1’ de olduğu gibi, hücre sentezi, amonyağın nitrata oksidasyonu ve oksijen kullanımı için yarı reaksiyonlar yazılırsa ($f_s = 0,10$) tüm denklem şu şekilde yazılabilir.



Yukarıdaki denklemden her mg amonyak azotunun dönüşümü için 3,96 mg O₂ tüketildiği, 0,31 mg yeni hücre üretildiği, 7,01 mg alkalinite gerektiği ve 0,16 mg inorganik karbon kullanıldığı hesaplanabilir. Görüleceği üzere 1 mg amonyak azotunun oksidasyonu için harcanan 3,96 mg O₂ değeri, (5.3) denkleminde elde edilen 4,57 mg'lık teorik değerin altındadır. Bunun nedeni amonyağın yeni hücre üretiminde de kullanılmasıdır.

Nitrifikasyon bakterileri oldukça hassas olup çevre şartlarından önemli ölçüde etkilenirler. Nitrifikasyon prosesine etki eden faktörler şu şekilde sıralanabilir: (1) amonyak ve nitrit konsantrasyonu, (2) BOİ₅ / TKN oranı, (3) çözünmüş oksijen konsantrasyonu, (4) sıcaklık ve (5) pH' dır. Nitrifikasyon için çözünmüş oksijen konsantrasyonu 1 mg/L' nin üzerinde olmalıdır. Sıcaklık ve pH'ın etkisi de oldukça önemlidir. İstenen optimum pH aralığı 7,5-8,6 arasındadır, ancak eğer sistem daha düşük pH' a alıştırılmışsa nitrifikasyon yine de başarılı olabilir. Bu etkiler Tablo 6'da özetlenmiştir.

Tablo 6 Çeşitli şartların nitrifikasyon hızına etkisi (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Faktör	Etkinin Tanımı
Amonyak, nitrit konsantrasyonu	Amonyak ve nitrit konsantrasyonları nitrosomonas ve nitrobakterin maksimum büyüme hızına etki eder. Genel olarak nitrobakterin büyüme hızının nitrosomonas'a göre daha büyük olması nedeniyle nitrifikasyon hızı, amonyağın nitrite çevrilmesi ile modellenir. $\mu_N = \mu_{Nmax} \frac{N}{K_N + N} \quad (5.6)$ 15 °C' de $\mu_{Nmax} = 0,45 \text{ gün}^{-1}$ kullanılır.
BOİ ₅ / TKN	Tek adımda gerçekleştirilen karbon oksidasyonu-nitrifikasyon prosesinde aktif çamuru içerisindeki nitrifikasyon bakterilerinin oranı BOİ₅ / TKN oranına bağlıdır. Dolayısıyla nitrifikasyon bakterilerinin tüm bakterilere oranı şu şekilde hesaplanır: $f_N = \frac{0,16(\text{giderilenNH}_3)}{0,60(\text{giderilenBOİ}_5) + 0,16(\text{giderilenNH}_3)} \quad (5.7)$
ÇO konsantrasyonu	ÇO seviyesi μ_{Nmax}' ı etkilediğinden şu eşitlik yazılabilir. $\mu_N = \mu_{Nmax} \left(\frac{\text{ÇO}}{K_{O_2} + \text{ÇO}} \right) \quad (5.8)$ K_{O₂}'nin tipik değeri 1,3 mg/L alınabilir.

Sıcaklık	Nitrifikasyon prosesinin hızı sıcaklığın azalmasıyla azalır. Dolayısıyla şu şekilde iki bağıntı yazılabilir.	$\mu_N = \mu_{Nmax} e^{0,098(T-15)} \quad (5.9)$ $K_N = 10^{0,051T - 1,158} \quad (5.10)$
pH	Maksimum nitrifikasyon hızı pH' ın 7,2 ile 9 arasında olduğu aralıkta gerçekleşir. Birleşik karbon oksidasyon-nitrifikasyon işlemi için pH' ın etkisi şu şekildedir.	$\mu_N = \mu_{Nmax} [1 - 0,833(7,2 - pH)] \quad (5.11)$

Tablo 6 dikkate alınırsa spesifik büyüme hızı μ_N için aşağıda gösterildiği üzere genel bir denklem yazılabilir.

$$\mu_N = \mu_{Nmax} \left(\frac{N}{K_N + N} \right) \left(\frac{\text{ÇO}}{K_{O_2} + \text{ÇO}} \right) (e^{0,098(T-15)}) [1 - 0,833(7,2 - pH)] \quad (5.12)$$

burada; μ_N = nitrifikasyon bakterileri için spesifik büyüme hızı, g yeni hücre/g hücre-gün

μ_{Nmax} = nitrifikasyon bakterileri için maksimum spesifik büyüme hızı, g yeni hücre/g hücre-gün

N = azot konsantrasyonu, g/m³

K_N = yarı hız sabiti (μ_{Nmax} 'in yarısındaki azot konsantrasyonu), g/m³

ÇO = çözünmüş oksijen konsantrasyonu, g/m³

K_{O_2} = çözünmüş oksijen için yarı doygunluk katsayısı, g/m³

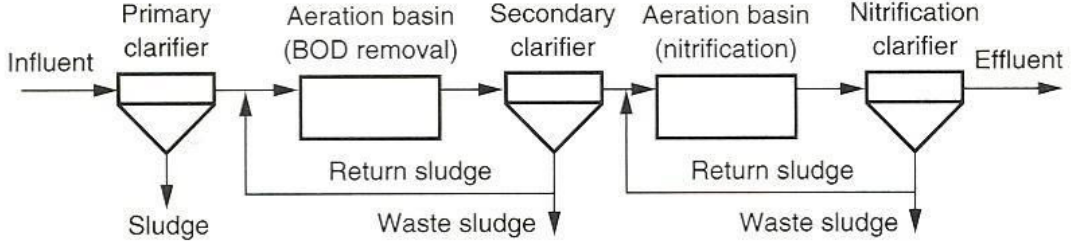
T = sıcaklık, °C' dir.

Nitrifikasyon prosesi için kullanılan katsayıların tipik değerleri Tablo 7'de verilmiştir.

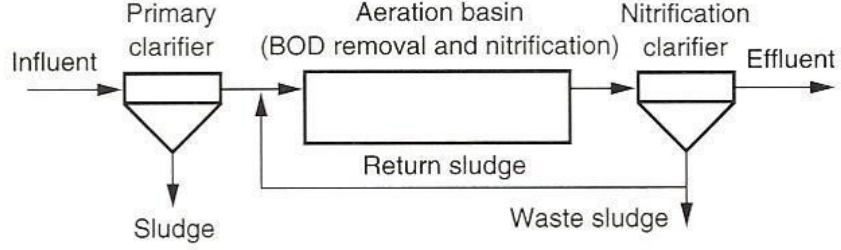
Tablo 7 Askıda büyüyen nitrifikasyon prosesleri için kinetik katsayılar

Katsayılar	Birim	Değerler	
		Aralık	Tipik*
μ_{Nmax}	gün ⁻¹	0,40 - 2,00	0,90
K_N	mg/L NH ₄ ⁺ -N	0,20 - 2,30	0,50
Y_N	mg VSS / mg NH ₄ ⁺ -N	0,10 - 0,30	0,16
k_{dN}	gün ⁻¹	0,03 - 0,06	0,04

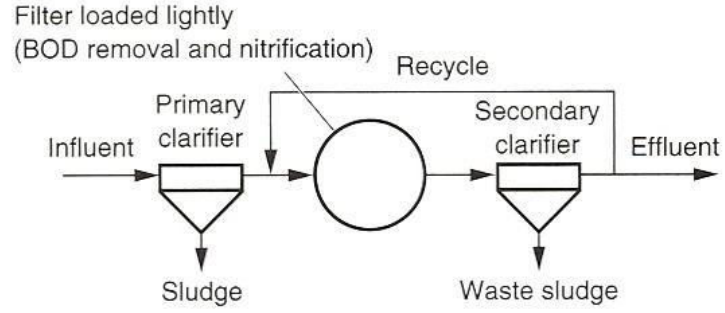
* Bu değerler 20 °C içindir.



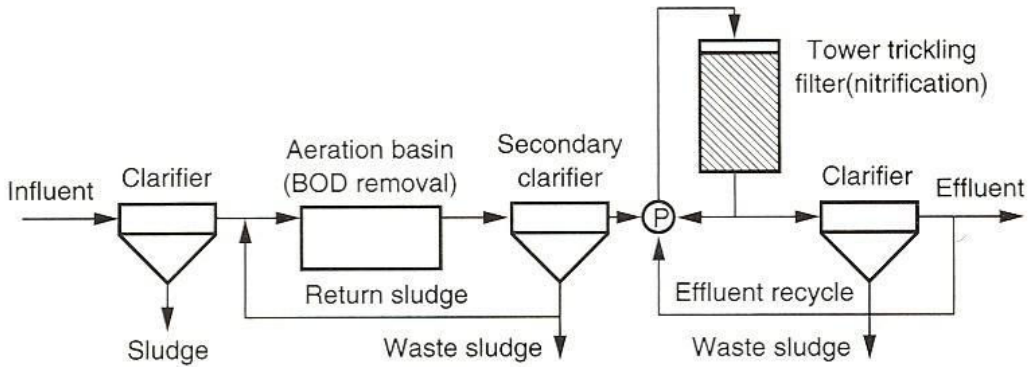
(a)



(b)



(c)



(d)

Şekil 18 Nitrifikasyonda kullanılan proses tipleri, (a) ayrı bölmede nitrifikasyonlu askıda büyüyen proses, (b) aynı bölmede nitrifikasyonlu askıda büyüyen proses, (c) düşük hızlı bağlı büyüyen proses, (d) aktif çamuru takip eden bağlı büyüyen reaktör

Nitrifikasyon işlemi için uygulanan çeşitli proses tipleri mevcuttur. Bu proses tiplerinin bazıları Şekil 18'den görülebilir. Karbon oksidasyonu ve nitrifikasyon işlemleri aynı reaktör içerisinde gerçekleştirilebileceği gibi ayrı reaktörlerde de gerçekleştirilebilir. Küçük yerleşimlerde genellikle her iki işlemin aynı reaktörde gerçekleştirildiği prosesler tercih edilmelidir. Nitrifikasyon işleminde karbon oksidasyonuna benzer bazı formüller kullanılmaktadır. Bunlar aşağıda verilmiştir:

$$k = \frac{\mu_N}{Y_N} \quad (5.13)$$

$$U_N = \frac{k_N N}{K_N + N} \quad (5.14)$$

$$\theta_N = \frac{N_0 - N}{U_N X} \quad (5.15)$$

Burada; θ_N = nitrifikasyon için hidrolik bekletme süresi, gün' dür.

$$\frac{1}{\theta_c^m} \approx Y_N (k_N) - k_{dN} \quad (5.16)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = Y_N U_N - k_{dN} \quad (5.17)$$

Örnek 4: (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Birleşik karbon oksidasyonu-nitrifikasyon işlemi uygulanarak ön çöktürmeden çıkan evsel atıksuları arıtan bir reaktörün çıkışındaki amonyak konsantrasyonunu ve gerekli hidrolik bekletme süresini bulunuz. Reaktörle ilgili bilgiler aşağıda verilmiştir.

1. Giriş atıksu debisi : 380 m³/gün
2. Ön çöktürme sonrası BOİ₅ : 150 mg/L
3. Ön çöktürme sonrası TKN : 30 mg/L
4. Minimum sıcaklık : 12 °C
5. Reaktör ÇO konsantrasyonu : 2 mg/L
6. Reaktörün pH' ı tamponlama kapasitesi yeterlidir.
7. Kinetik katsayılar için Tablo 7 verileri kullanılacaktır.
8. Güvenlik faktörü SF : 2
9. İstenen çıkış BOİ₅ konsantrasyonu : 15 mg/L
10. Havalandırma havuzunda MLVSS konsantrasyonu : 2000 mg/L

Çözüm :

Soruda gerekli hidrolik bekletme süresi sorulmaktadır. Biri karbon oksidasyonu, diğeri nitrifikasyon için olmak üzere iki adet hidrolik bekletme süresinin hesaplanması

gerekmektedir. Bu iki değerden ise emniyet için büyük olan değer seçilir. Bu yüzden önce nitrifikasyon ardından ise karbon oksidasyonu için gerekli hidrolik bekletme süresi bulunur. Nitrifikasyon için gerekli hidrolik bekletme süresini bulurken (5.15) denklemi kullanılır. Bu denklemde θ_N ' i bulmak için N çıkış amonyak konsantrasyonunun, X nitrifikasyon bakterisi konsantrasyonunun ve U_N nitrifikasyon için spesifik substrat kullanım hızının bulunması gerekir. İlk adım olarak (5.12) denklemi yardımıyla μ_N bulunur.

Denklemde; $T = 12\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$\mu_{N_{\max}} = 0,45\text{ gün}^{-1} (15\text{ }^{\circ}\text{C}'\text{ de}), (\text{Tablo 6'dan})$$

$$N = 30\text{ mg/L}$$

$$K_N = 10^{0,051(T) - 1,158} = 10^{0,051(12) - 1,158} = 0,28$$

$$\text{ÇO} = 2\text{ mg/L}$$

$$K_{O_2} = 1,3\text{ mg/L}$$

$$\text{pH} = 7,2$$

olarak yerlerine konacaktır. O halde;

$$\mu_N = 0,45 \left(\frac{30}{0,28 + 30} \right) \left(\frac{2}{1,3 + 2} \right) (e^{0,098(12-15)}) [1 - 0,833(7,2 - 7,2)]$$

$$\mu_N = 0,20\text{ gün}^{-1}\text{ olur.}$$

Bundan sonraki aşamada θ_c ' nin bulunması gerekir. Ancak daha önce k_N katsayısı bulunmalıdır. Bunun için (5.13) denklemi kullanılır. Bu denklemde;

$$\mu_N = 0,20\text{ gün}^{-1}$$

$$Y_N = 0,16\text{ mg VSS / mg NH}_4^+\text{-N (Tablo 7'den)' dir.}$$

$$k_N = \frac{0,20}{0,16}$$

$$k_N = 1,25\text{ gün}^{-1}\text{ bulunur.}$$

θ_c bulunmadan önce θ_c^m bulunur ve güvenlik katsayısı ile çarpılır. Bunun için (5.16) denklemi kullanılır. Bu denklemde;

$$Y_N = 0,16\text{ mg VSS / mg NH}_4^+\text{-N (Tablo 7'den)' dir.}$$

$$k_N = 1,25\text{ gün}^{-1}$$

$$k_{dN} = 0,04\text{ (Tablo 7'den)' dir.}$$

$$\frac{1}{\theta_c^m} \approx 0,16(1,25) - 0,04$$

$$\theta_c^m = 6,25\text{ gün}$$

$\theta_c = SF \times \theta_c^m$ olduğuna göre;

$$\theta_c = 2 \times 6,25$$

$$\theta_c = 12,5 \text{ gün olup}$$

(5.17) denklemi yardımıyla U_N ifadesi bulunabilir.

$$\frac{1}{12,5} = 0,16(U_N) - 0,04$$

$$U_N = 0,75 \text{ gün}^{-1} \text{ olur.}$$

U ifadesi kullanılarak (5.14) denklemi yardımıyla N çıkış amonyak konsantrasyonu,

$$0,75 = \frac{1,25(N)}{0,28 + N}$$

$$N = 0,42 \text{ mg/L olarak bulunur.}$$

Son olarak X_N konsantrasyonunun bulunması gerekir. Bunun için öncelikle nitrifikasyon bakterilerinin tüm MLVSS içindeki yüzdesi (f_N) bulunur.

$$f_N = \frac{0,16(30 - 0,42)}{0,6(150 - 15) + 0,16(30 - 0,42)} = 0,055$$

$$X_N = X f_N = 2000 \times 0,055 = 110 \text{ mg/L}$$

Nitrifikasyon için gerekli olan θ_N süresi (5.15) denkleminde bulunabilir.

$$\theta_N = \frac{N_0 - N}{UX} = \frac{30 - 0,42}{0,75 * (110)} = 0,36 \text{gün} = 8,6 \text{saat}$$

Şimdi karbon oksidasyonu için θ' yı bulmak gerekmektedir. θ (4.23) denklemi ile hesaplanacağından gerekli doneler bellidir. (4.23) denklemi için bilinmeyen tek ifade U ifadesidir. Bu ifade (4.26) denkleminde bulunabilir. Bu ifade de;

$$Y = 0,6 \text{ gr VSS / gr BOİ}_5 \text{ (Tablo 5'den)}$$

$$k_d = 0,055 \text{ gün}^{-1} \text{ (Tablo 5'den)}$$

$$\theta_c = 12,5 \text{ gün' dür.}$$

(4.26) denkleminde U çekilir ve verilenler yerine konulursa,

$$U = \left(\frac{1}{\theta_c} + k_d \right) \frac{1}{Y} = \left(\frac{1}{12,5} + 0,055 \right) \frac{1}{0,6}$$

$$U = 0,23 \text{ gr BOİ}_5 \text{ giderilen / gr MLVSS-gün olarak bulunur.}$$

(4.23) denkleminde θ ifadesi çekilir ve bilinenler yerine yazılırsa;

$$\theta = \frac{S_0 - S}{UX} = \frac{150 - 15}{0,23 * 2000}$$

$$\theta = 0,29 \text{ gün} = 7 \text{ saat bulunur}$$

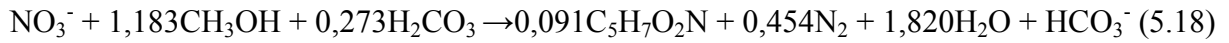
Bulunan iki hidrolik bekletme süresinden büyük olan yani 8,6 saat kullanılır. Yalnız hidrolik bekletme süresinin yanında alkalinite de kontrol edilmelidir. Eğer alkalinite yeterli değilse bir pH kontrol sisteminin kurulması gereklidir.

5.1.2 Biyolojik Denitrifikasyon

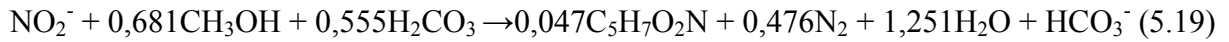
Geçmişte nitratın azot gazına çevrimi denildiğinde akla hemen anaerobik denitrifikasyon terimi gelirdi. Ancak günümüzde anaerobik yerine anoksik terimi kullanılır. Denitrifikasyon bakterileri nitratı azot gazına çevirerek büyümeleri için gerekli enerjiyi elde ederler. Ancak hücre sentezi için bir karbon kaynağı gerekir. Nitrifikasyona uğramış sularda genelde karbon düşük miktarlardadır. Bu yüzden dışarıdan karbon ilave etmek gerekebilir. Karbon kaynağı olarak genellikle metanol ve diğer bazı organik bileşikler kullanılır.

Karbon kaynağı olarak metanolün kullanıldığı ayrı bölmede gerçekleştirilen denitrifikasyon prosesinin stokiyometrisi aşağıda izah edilmektedir. Sistemde kullanılacak metanol miktarı, nitritin, nitratın ve oksijenin kullanımı reaksiyonları yazılarak bulunabilir. Aşağıdaki denklemler Tablo 4’de verilen yarı reaksiyonlara göre yazılmıştır. Alınan f_s değerleri, (5.18), (5.19) ve (5.20) denklemleri için sırasıyla 0,1 0,3 ve 0,3’ tür.

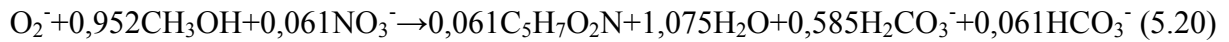
Nitrat giderimi için;



Nitrit giderimi için;



Oksijen giderimi için;



(5.20) denklemi incelendiğinde, azot gazına çevrilen beher mg nitrat azotu başına, 2,70 mg metanol (CH_3OH) kullanıldığı, 0,74 mg yeni hücre ve 3,57 mg alkalinite (CaCO_3 olarak) üretildiği görülebilir. Yukarıdaki denklemler birlikte düşünülürse denitrifikasyon için gerekli metanol miktarı şu şekilde hesaplanabilir:

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{gereken}} = 2,70(\text{NO}_3\text{-N}) + 1,56(\text{NO}_2\text{-N}) + 0,95 \text{ ÇO} \quad (5.21)$$

Metanolün KOİ eşdeğeri yaklaşık olarak 1,5 mg KOİ / mg CH_3OH ’ dır. O halde (5.21) denklemi KOİ için şu şekilde yazılabilir:

$$\text{KOİ}_{\text{gereken}} = 4,05(\text{NO}_3\text{-N}) + 2,34(\text{NO}_2\text{-N}) + 1,43 \text{ ÇO} \quad (5.22)$$

Elektron alıcısı olarak O₂ kullanıldığında beher gr nitrat azotunun azot gazına çevriminde O₂ eşdeğeri, 2,86' dır. Böylece 1 mg/L nitrat azotunun çevrimi için O₂ konsantrasyonunun 2,86 mg/L değerinin altında olması gerekir. Pratikte nitrifikasyon için kullanılan O₂' nin yaklaşık % 50' si denitrifikasyon adımıyla karşılanabilir.

(5.18), (5.19) ve (5.20) denklemlerinden, denitrifikasyon işleminin anoksik olduğu görülür. Denitrifikasyon işlemine etki eden faktörler şu şekilde sayılabilir: (1) nitrat konsantrasyonu, (2) karbon konsantrasyonu, (3) çözünmüş oksijen konsantrasyonu, (4) sıcaklık ve (5) pH. Denitrifikasyon için model oluşturabilmek amacıyla yapılan yaklaşımlar Tablo 8'de gösterilmiştir.

Tablo 8 Denitrifikasyon prosesine etki eden faktörler (Crites ve Tchobanoglous)

Faktör	Etkinin Tanımı
Nitrat konsantrasyonu	Nitrat konsantrasyonunun denitrifikasyon bakterilerinin büyüme hızına etki edeceği düşünülür. Buna göre aşağıdaki denklem verilebilir. $\mu_{DN} = \mu_{DN \max} \frac{NO_3}{K_{NO_3} + NO_3} \quad (5.23)$
Karbon konsantrasyonu	Karbon konsantrasyonunun etkisi de aynen nitrat konsantrasyonunun etkisi gibi hesaplanır. $\mu_{DN} = \mu_{DN \max} \frac{C}{K_C + C} \quad (5.24)$ Burada C : metanol konsantrasyonu mg/L ve K_c : metanol için yarı doygunluk konsantrasyonudur mg/L.
Sıcaklık	Sıcaklığın etkisi şu denklemle ifade edilir. $p = 0,25 T^2 \quad (5.25)$ Burada; p : 20 °C' deki denitrifikasyon büyüme hızı yüzdesi, T : sıcaklık, °C
Spesifik denitrifikasyon hızı	$R_{DN} = R_{DN20^\circ C} \times 1,09^{(T-20)}(1 - \phi O) \quad (5.26)$ Burada; R_{DN} : denitrifikasyon hızı, R_{DN20°C} : spesifik denitrifikasyon hızı, gr NO₃-N / gr MLVSS-gün 0,10 gr NO₃-N / gr MLVSS-gün

Örnek 3:

Aşağıda özellikleri verilen ayrı bölmede gerçekleştirilen denitrifikasyon prosesi için gerekli bekleme zamanını hesaplayınız.

1. Havuza giriş nitrat konsantrasyonu : 29,58 mg/L (Örnek 2’ deki reaktör çıkışı, 30-0,42)
2. Havuzdan çıkan nitrat konsantrasyonu : 2 mg/L
3. MLVSS : 2000 mg/L
4. Sıcaklık : 12 °C
5. Çözünmüş oksijen : 0,15 mg/L
6. $R_{DN\ 20^{\circ}C}$: 0,10 gün⁻¹ (Tablo 8’den)

Çözüm :

Öncelikle (5.26) eşitliği yardımıyla denitrifikasyon hızı bulunur.

$$\begin{aligned} R_{DN} &= R_{DN20^{\circ}C} \times 1,09^{(T-20)}(1 - \text{ÇO}) \\ &= 0,1 \times 1,09^{(12-20)}(1-0,15) \\ &= 0,043 \text{ gün}^{-1} \end{aligned}$$

θ hidrolik bekletme süresi, U ifadesi yerine R_{DN} değeri konularak (5.15) denklemiyle bulunur.

$$\begin{aligned} \theta_N &= \frac{N_0 - N}{U_N X} \\ &= \frac{29,58 - 2}{0,043 \times 2000} \\ &= 0,32 \text{ gün} = 7,7 \text{ saat} \end{aligned}$$

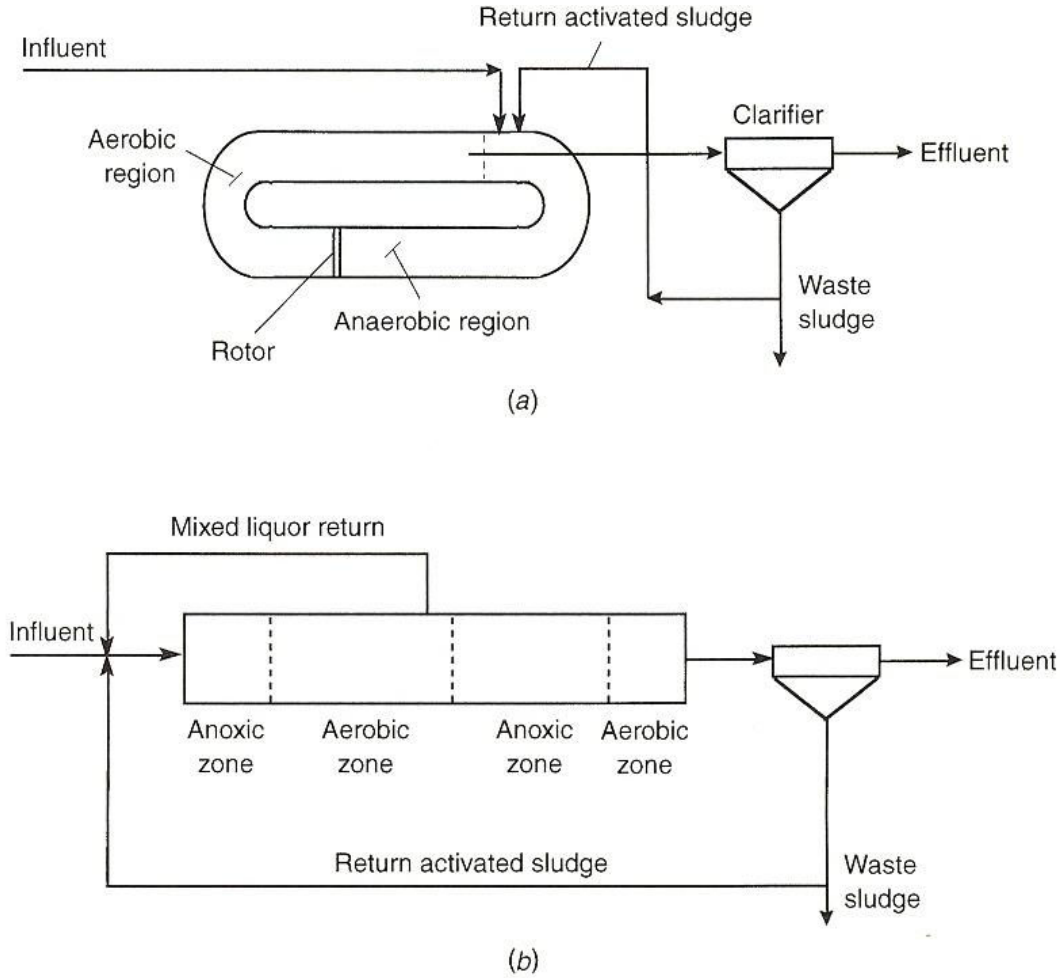
5.1.3 Birleşik Karbon Oksidasyon–Nitrifikasyon–Denitrifikasyon Prosesi

Denitrifikasyon işeminde kullanılan karbon kaynağının yüksek maliyetleri nedeniyle; karbon oksidasyonu-nitrifikasyon-denitrifikasyon işlemlerinin aynı reaktörde beraberce yapılması için teknikler geliştirilmiştir. Bu tekniklerin başlıca avantajları şu şekilde sıralanabilir: (1) BOİ giderimi ve nitrifikasyon için gerekli hava miktarında azalma, (2) denitrifikasyon için gerekli harici karbon kaynağına (metanol vb.) olan ihtiyacın giderilmesi, (3) nitrifikasyon ve denitrifikasyon işlemleri arasındaki çöktürme işleminin kaldırılması, (4) çökeltme veriminin artması ve (5) proses stabilitesinin artması.

Birleşik karbon oksidasyonu-nitrifikasyon-denitrifikasyon prosesinde hem atıksudaki karbon hem de mikroorganizmaların içsel solunumu denitrifikasyon için kullanılabilir. Bu üç işleminde aynı havuzda gerçekleşebilmesi için bir dizi aerobik ve anoksik bölgenin olması gerekir. Bunun için atıksu devir ettirilebilir. Bu tarz atıksuyun devir ettirildiği proseslerin

bazıları, (1) oksidasyon havuzu, (2) Schreiber prosesi, (3) Biolac prosesi ve (4) ardışık kesikli reaktördür.

Bazı birleşik karbon oksidasyonu-nitrifikasyon-denitrifikasyon proseslerinin şematik gösterimi Şekil 19'da görülmektedir.



Şekil 19 Birleşik nitrifikasyon-denitrifikasyon sistemleri, (a) oksidasyon havuzu, (b) dört adımlı piston akımlı Bardenpho prosesi, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

5.2 Biyolojik Yolla Fosfor Giderimi

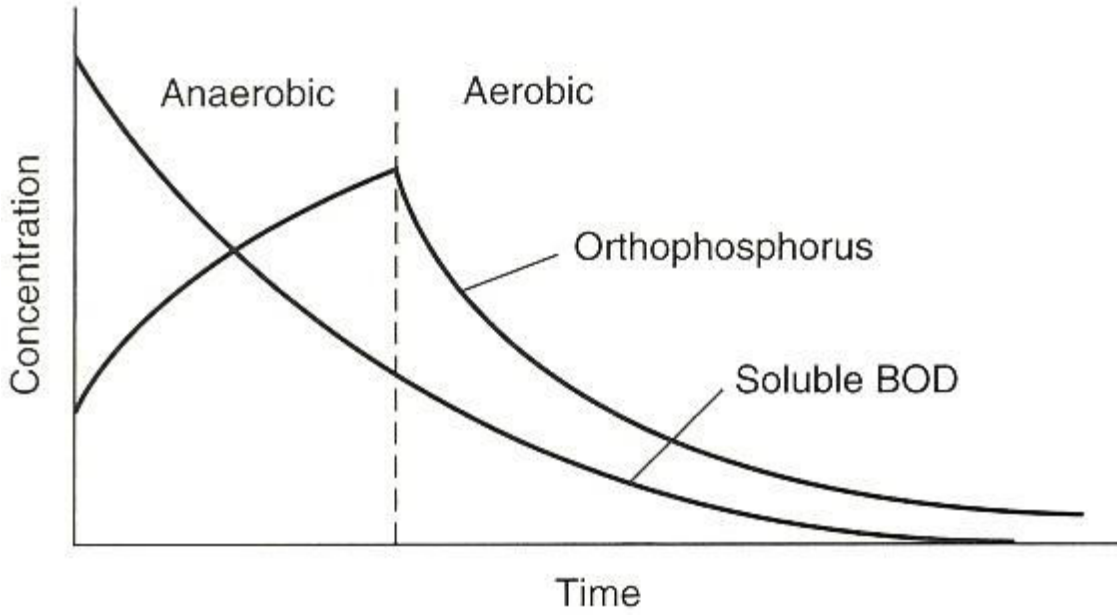
Mikroorganizmalar hücre sentezi ve enerji transferi için fosforu kullanırlar. Bu şekilde giriş fosforunun % 10-30' u biyolojik arıtmayla giderilir. Bazı işletme şartlarında mikroorganizmalar ihtiyaçlarından fazla fosforu bünyelerinde tutabilirler. Bu şekilde fazla fosforu bünyelerine alan mikroorganizmaların sudan alınmasıyla fosfor da giderilmiş olur.

Biyolojik yolla fosfor giderimi birtakım ardışık proseslerin uygulanmasıyla mümkün olur. Bu prosesler şu şekilde sıralanabilir.

1. Bir grup bakteri fazla miktar fosfatı polifosfat olarak bünyelerinde tutma kabiliyetine sahiptir

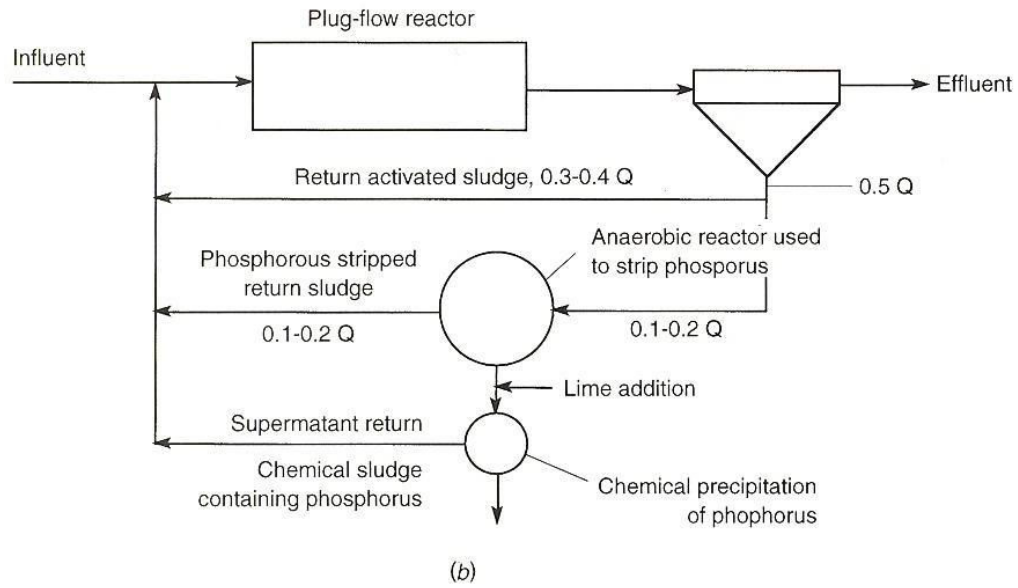
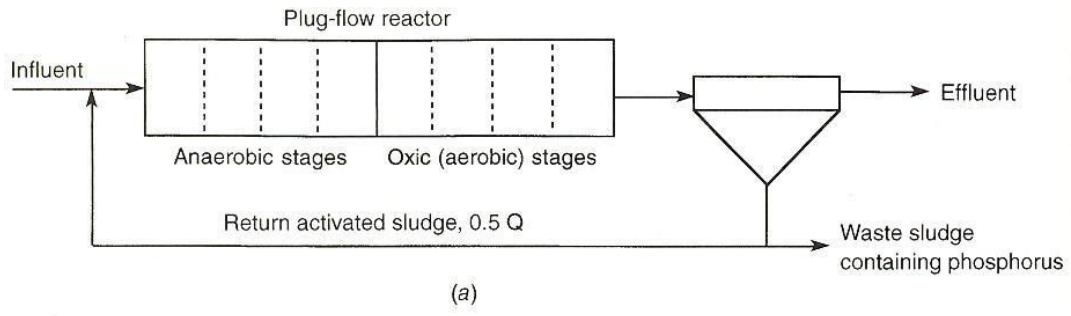
2. Uçucu yağ asitleri gibi anaerobik şartlarda üretilen fermantasyon ürünlerinin ortamda bulunması halinde, bu bakteriler fermantasyon ürünlerini asimile ederek hücrelerinde depolarken fosforu açığa çıkarırlar.
3. Takip eden aerobik/anoksik şartlar altında depolanan fermantasyon ürünleri okside edilerek enerji üretilirken, hücredeki polifosfatın depolanması artar.

Bu nedenle fosfor giderimi için anaerobik bir fazdan sonra aerobik bir faz gereklidir. Anaerobik bir fazdan sonra aerobik fazın kullanılması, mikroorganizmaların fosfor alımını daha da artırmaktadır. Bu iki fazda fosfor konsantrasyonu ve çözünür BOİ'deki değişim Şekil 20'de görülebilir.

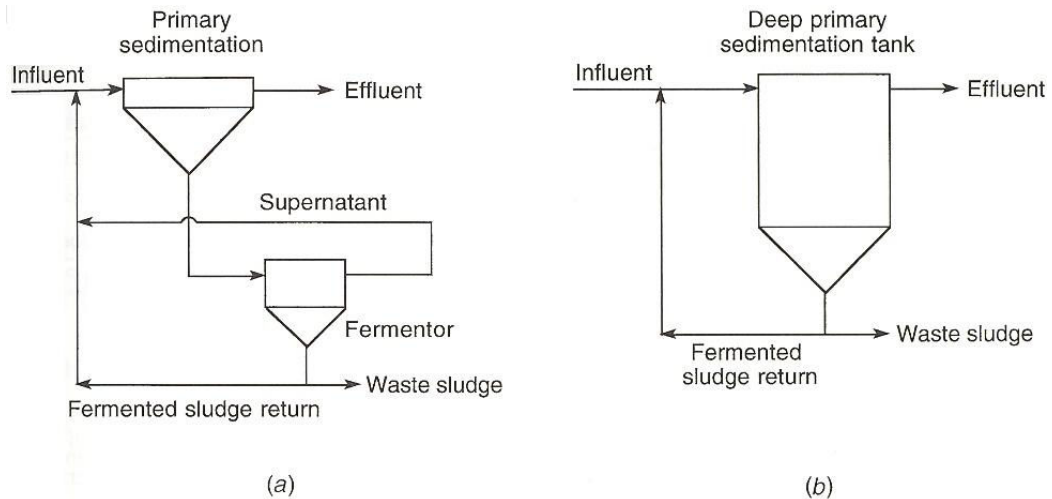


Şekil 20 Biyolojik nütrient giderimi prosesinde çözünür BOİ ve ortofosforun değişimi, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Fazla fosforu içeren çamur sistemden atıldığı gibi geri de devir ettirilebilir. Bazı alternatif fosfor giderim mekanizmaları Şekil 21'de görülebilir.



Şekil 21 Biyolojik fosfor giderim sistemleri, (a) A/O prosesi, (b) PhoStrip prosesi, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

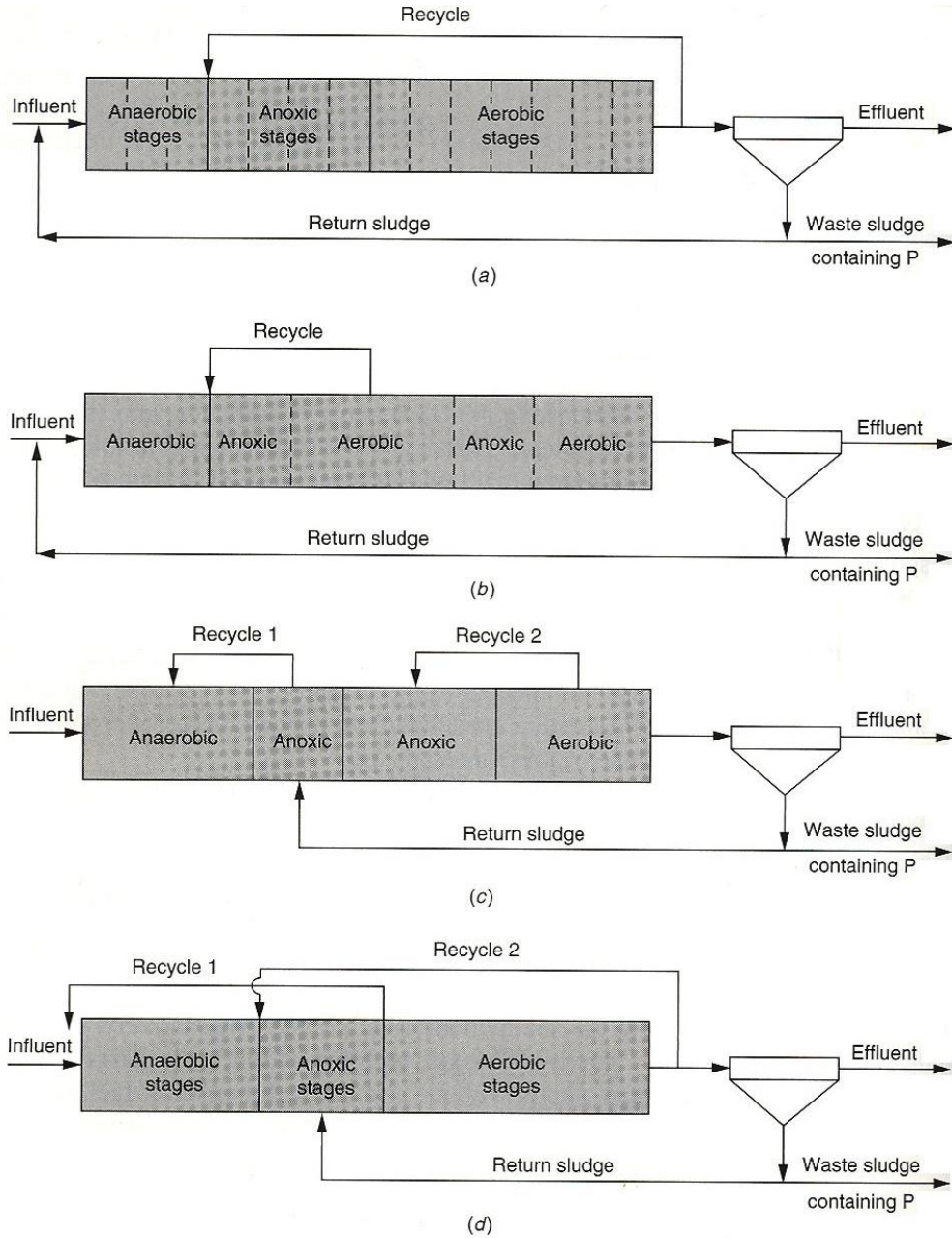


Şekil 22 Fosfor gideriminde uçucu yağ asitleri ihtiyacını sağlamak için harici fermenter kullanımı, (a) ayrı fermenterle, (b) derin ön çöktürme havuzu ile, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Anaerobik ve aerobik fazlar birlikte tek bir havuzda kullanılabileceği gibi, ayrı ayrı havuzlarda tatbik edilebilir. Fosfor gideriminin özel olarak ayrılmış bir havuzda yapılmadığı durumlarda uçucu yağ asitlerinin üretimi için akım dışıdaki bir fermentöre verilebilir. Bununla ilgili prosesler Şekil 22’de görülebilir.

5.3 Birleşik Azot ve Fosfor Giderimi

Birleşik olarak azot ve fosfor gideriminin yapıldığı örnek dört adet proses tipi Şekil 23’de görülebilir.



Şekil 23 Birleşik azot-fosfor giderim prosesleri, (a) A²/O prosesi, (b) beş adımlı Bardenpho prosesi, (c) UCT prosesi, (d) VIP prosesi, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

A/O prosesinin modifikasyonu olan A²/O prosesi denitrifikasyon için anoksik bir bölge sağlar. Nitrifikasyona uğramış MLSS anoksik bölgenin başına devir ettirilir. Bardenpho prosesinde, hem azot hem de fosfor giderimi yapabilmek için anaerobik, anoksik ve aerobik adımlar uygulanır. Azot nitrifikasyon-denitrifikasyonla, fosfor ise atılan çamurla birlikte sistemden uzaklaştırılır. UCT prosesinde (University of Cape Town) geri devir çamuru, A²/O prosesindeki gibi anaerobik bölgeye değil anoksik bölgeye devir ettirilir. VIP (Virginia Initiative Plant) prosesi de, A²/O ve UCT proseslerine benzer şekilde geri akımlar kullanılır, ancak akımların uygulanış yerleri farklıdır. Bu proseslerden farklı yöntemlerinde birleşik azot-fosfor giderimi için kullanımı mümkündür.

6 AEROBİK ASKIDA BÜYÜYEN PROSESLER

6.1 Proses Tanımı

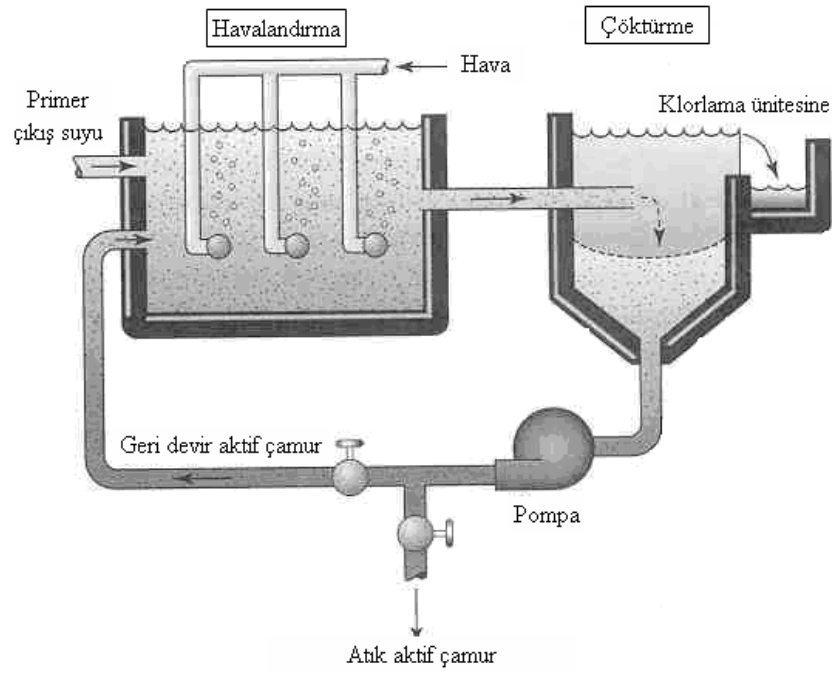
Aktif çamur prosesi, askıda büyüyen sistem olarak atık suyun biyolojik arıtımında en sık kullanılan prostestir. 1914 yılında Ardern ve Lockett (1914) tarafından İngiltere’ de geliştirilen proses, bir atığın aerobik olarak stabilizasyonunu gerçekleştirebilen aktif kütle üretiminin meydana gelmesi sebebiyle aktif çamur olarak adlandırılmıştır. Orijinal prosesin temel olarak benzer olan birçok versiyonu kullanılmaktadır. En çok piston akımlı ve tam karışımli prosesler kullanılmaktadır. Şekil 24a’da aktif çamur sistemi şematik olarak gösterilirken Şekil 24b ve c’de ise piston akımlı ve tam karışımli sistemlerin şematik görünüşleri mevcuttur.

Aktif çamur proseslerinde ızgaradan geçirilmiş veya çöktürülmüş atıksu son çöktürmeden gelen konsantre çamurun değişik miktarlarıyla (%20-100) karıştırılır. Bu karışım bir havalandırma tankına verilerek burada organizmalar ve atıksu havalandırılır (Şekil 24a). Bu işlem ile mikroorganizmaların oksijen ihtiyacı giderilirken muhteva iyi bir şekilde karıştırılmış olur. Bu şartlar altında organizmalar organik maddenin bir kısmını enerji elde etmek amacıyla karbondioksit ve suya dönüştürür, kalan kısmını ise oksidasyonda elde edilen enerjiyi kullanarak yeni hücreler üretmek için kullanırlar.

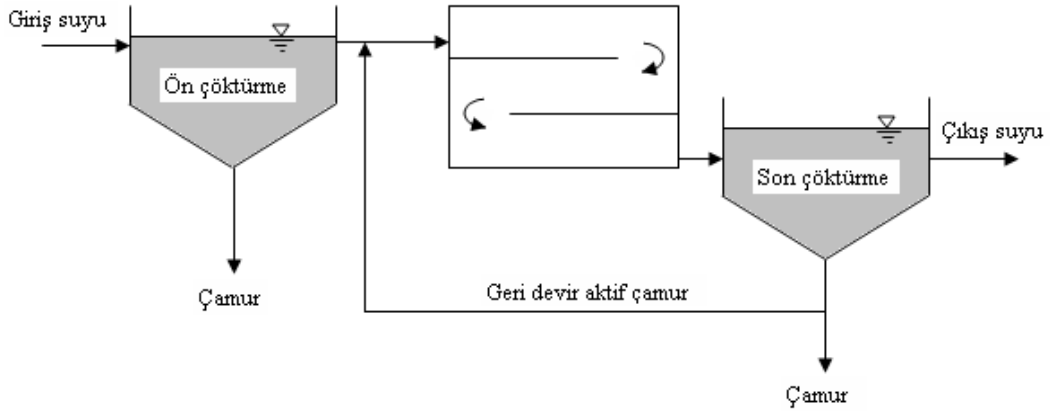
Bu karıştırmadan sonra bir çöktürme tankına verilir ve burada flok halinde olan mikroorganizmalar çöktürülerek çıkış suyundan giderilir. Çöktürülen mikroorganizmalar veya aktif çamur daha sonra havalandırma tankının sonunda prosesin başına geri devir yapılarak tekrar atık suyla karıştırılır. Bu prosteste sürekli olarak yeni aktif çamur üretilir ve her bir günde üretilen fazla çamur (atık aktif çamur), ön çöktürmedeki çamurla birlikte uzaklaştırılır. Doğru şekilde dizayn edilen ve işletilen aktif çamur tesislerinden çıkan su yüksek kalitelidir. Çıkış suyunda, BOİ₅ ve toplam askıda katı (TSS) konsantrasyonları genellikle 10 mg/L’ ye eşit veya daha küçüktür.

6.2 Aktif Çamur Proseslerinin Sınıflandırılması

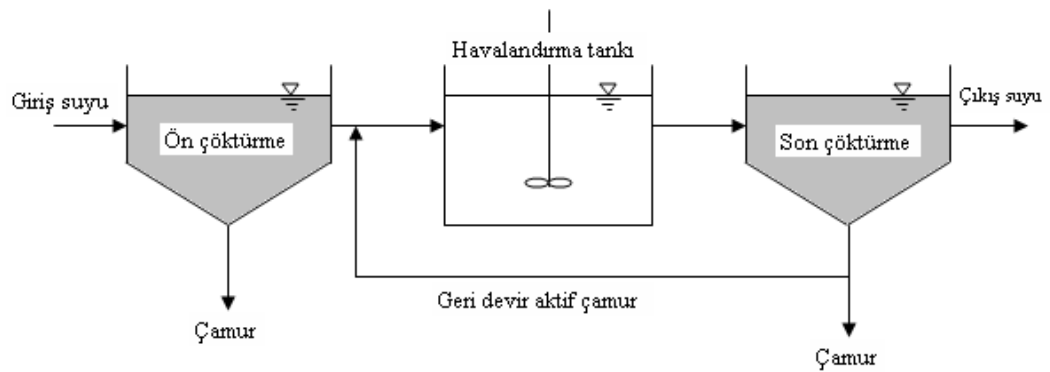
Aktif çamur proseslerinin değişik tipleri mevcuttur. Başlıca aktif çamur prosesleri Şekil 25’de görüldüğü gibi sınıflandırılabilir. Çeşitli proseslerin tanımları Tablo 9’da, üç temel aktif çamur kategorisinin kıyaslanması ise Tablo 10’da verilmiştir. Küçük yerleşimler (38 ile 20000 m³/gün) için kullanılan aktif çamur prosesleri, uzun havalandırma proseslerinin değişik tiplerini içermektedir. Uzun havalandırma sınıfındaki birçok prosteste biyolojik nütrient giderimi için değişik döngüler kullanılmaktadır. Uzun havalandırma proseslerinden birkaçı bu bölümde değerlendirilmiştir.



(a)

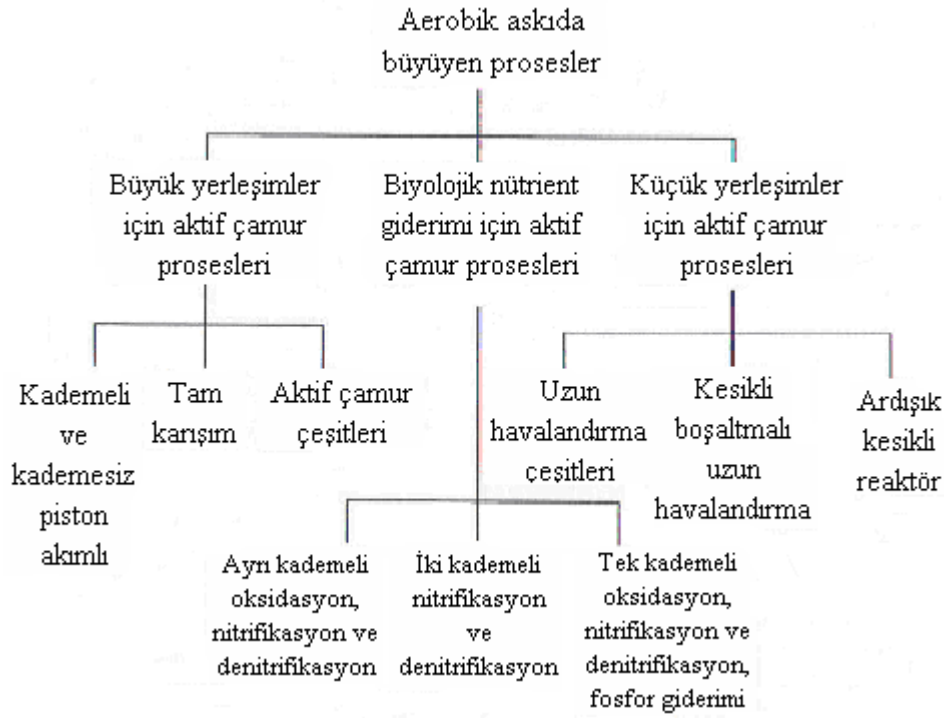


(b)



(c)

Şekil 24(a) Klasik aktif çamur prosesinin şematik gösterimi, (b) piston akımlı hal, (c) tam karışım hal



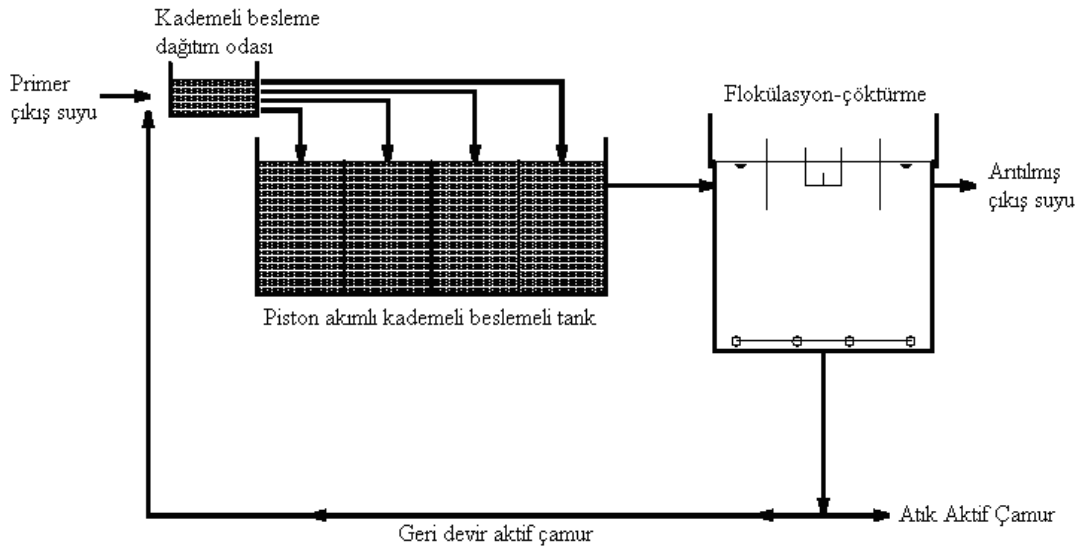
Şekil 25 Aktif çamur proseslerinin sınıflandırılması

Tablo 9 Aktif çamur proseslerinin ve proses modifikasyonlarının tanımı

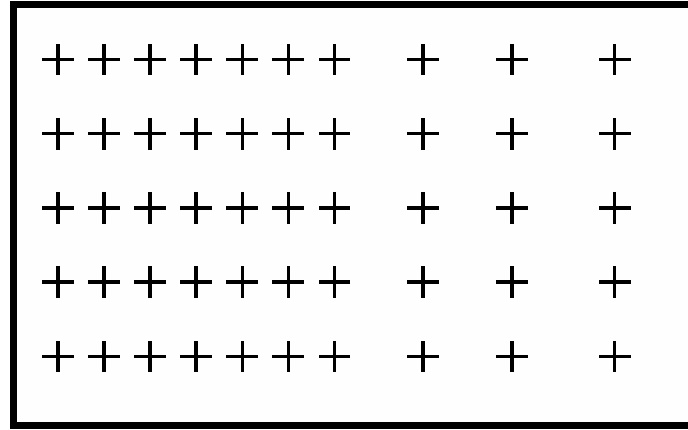
Proses	Tanım
	Büyük yerleşimler için aktif çamur prosesleri
Klasik Piston Akım	Çöktürülmüş atıksu ile geri devir çamuru (aktif çamur) havalandırma tankının başlangıcından girer ve difüzör veya mekanik havalandırıcılarla havalandırılır. Havalandırma ile iyi bir karışım da sağlanır. Uygulanan hava genellikle tank uzunluğu boyunca üniormdur. Havalandırma sırasında, organik maddenin adsorpsiyonu, flokülasyonu ve oksidasyonu gerçekleşir. Aktif çamur flokları son çöktürme tankında ayrılır (Şekil 24b).
Piston Akımlı Kademeli Beslemeli	Piston akımlı kademeli beslemeli proses, çöktürülmüş atıksuyun havalandırma tankının birkaç noktasından enjeksiyonunu içeren klasik piston akımlı prosesin bir modifikasyonudur. Bu işlem, F/M oranının dengelenmesini ve bu şekilde pik oksijen ihtiyacının azaltılmasını sağlar. Genellikle üç veya daha çok paralel kanal kullanılır. Bu prosesin önemli özelliklerinden biri işletme esnekliğidir (Şekil 26).
Azalan havalandırma	Azalan havalandırma da klasik piston akımlı prosesin bir modifikasyonudur. Oksijen ihtiyacına bağlı olarak tank uzunluğunca değişken havalandırma oranları uygulanır. Havalandırma tankının başında yüksek miktarda oksijen verilirken bu miktar tankın çıkışına doğru azaltılır. Azalan havalandırma genellikle tank uzunluğu boyunca hava difüzörlerinin farklı aralıklarla kullanılmasıyla sağlanır (Şekil 27)

Modifiye havalandırma	Modifiye havalandırma daha kısa havalandırma sürelerinin ve daha yüksek F/M oranının kullanıldığı klasik piston akım prosesin benzeridir. BOİ giderim verimi diğer aktif çamur proseslerinden düşüktür.
Kraus proses	Kraus prosesi düşük azot düzeyli atıksu arıtımında kullanılan kademeli havalandırma prosesinin bir varyasyonudur. Çürütücü üst suyu, nitrifikasyon için tasarlanmış ayrı bir havalandırma tankında geri devir çamurunun bir kısmına besin olarak eklenir. Oluşan aktif mikroorganizma daha sonra esas piston akımlı havalandırma sistemine eklenir (Şekil 28).
Tam karışımli	Proses tam karışımli bir reaktörün akış rejiminin uygulansıdır. Çöktürölmüş atıksu ve geri devir aktif çamur tipik olarak birkaç noktadan havalandırma tankı içine verilmektedir. Havalandırma tankındaki organik yük ve oksijen ihtiyacı tank uzunluğu boyunca üniformdur.
Yüksek-hızlı havalandırma	Yüksek hızlı havalandırma, yüksek hacimsel organik yüklerle yüksek MLSS konsantrasyonlarının kullanıldığı bir modifikasyondur. Bu kombinasyon kısa hidrolik bekletme sürelerinde uzun çamur bekletme süreleri (çamur yaşı) ve yüksek F/M oranlarının kullanımına imkan sağlar.
Saf oksijen	Aktif çamur proseslerinde havanın yerine saf oksijen kullanılır. Oksijen kapalı havalandırma tankı içine difüze edilir ve geri döndürölür.
	Biyolojik nütrient giderimi için aktif çamur prosesleri
Tek kademeli nitrifikasyon	Tek kademeli nitrifikasyonda, hem BOİ hem de amonyak giderimi tek kademeli biyolojik evrede meydana gelir. Reaktör konfigürasyonu tam karışımli veya piston akımlı reaktörlerden biri olabilir.
Ayrı kademedede nitrifikasyon	Ayrı kademedede nitrifikasyonda, biyolojik bir arıtma ünitesinden geçen atıklar ayrı kademedede nitrifikasyon işlemine tabi tutulur. Bu sistemin avantajı, prosesin nitrifikasyon için en uygun şekilde işletilebilmesidir. Genelde dışarıdan bir karbon kaynağı gerekmektedir.
Tek kademeli nitrifikasyon/ denitrifikasyon	Reaktör konfigürasyonları tam karışımli veya piston akımlı reaktör serilerinden biri olabilir.
Azot ve fosfor giderimi	Fosfor giderimi, mikroorganizmaların fazladan fosfor alımının sağlanabileceğı şartları oluşturmak suretiyle nitrifikasyon ve denitrifikasyon prosesleriyle birlikte gerçekleştirilebilir.
	Küçük yerleşimler için aktif çamur prosesleri
Kontak (temas) stabilizasyon	Kontak stabilizasyonda atıksuyun arıtımı ve aktif çamurun stabilizasyonu için iki ayrı tank veya kompartman kullanılır. Stabilize edilmiş aktif çamur bir temas tankına giriş atıksuyuyla (ham veya çöktürölmüş) karıştırılır. Son çöktürme tankında çöktürölen ve geri devir ettirilecek aktif biyokütle, organik madde stabilizasyonu için temas reaktörüne verilmeden önce başka bir havalandırma tankında havalandırılır. Böylece havalandırma hacmi ihtiyacı klasik piston

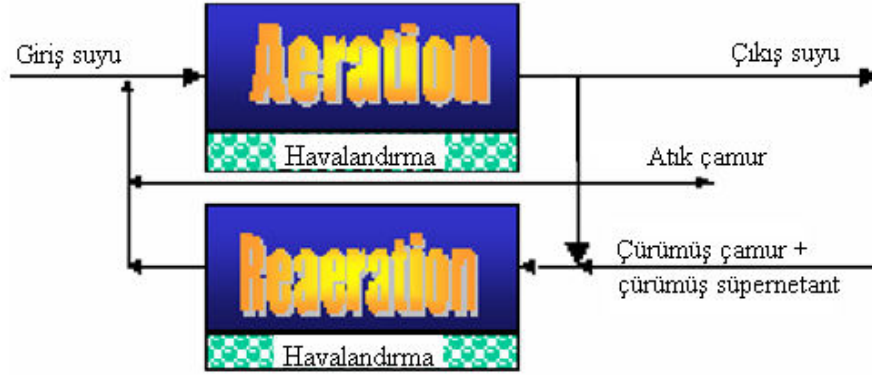
	akımdan tipik olarak %50 daha düşük gerçekleşmektedir (Şekil 29).
Uzun havalandırma	Uzun havalandırma prosesi klasik piston akımlı prosese benzer. Tek farkı bakterilerin ölüm fazında çalışmasıdır ki bu da düşük organik yük ve uzun havalandırma süresi gerektirir. Proses küçük yerleşimlerde prefabrik paket tesisler için yaygın bir şekilde kullanılmaktadır.
Oksidasyon havuzu	Oksidasyon havuzu daire veya oval biçimli kanaldan oluşmaktadır ve mekanik havalandırma cihazlarıyla donatılır. İzgaradan geçirilmiş atıksu havuza girer, havalandırılır ve 0,25 - 0,35 m/s civarındaki hızla dolaşır. Oksidasyon havuzları uzun bekletme ve çamur bekletme süreleriyle tipik uzun havalandırma modunda işletilir. Son çöktürme tankları uygulamaların çoğunda kullanılır (Şekil 40).
Kesikli boşaltmalı uzun havalandırma	Aktif çamur prosesinin tamamı tek bir reaktörden meydana gelir. Ardışık kesikli reaktörle kıyaslandığında reaktör içine akım girişi sürekli olmasına rağmen reaktörden çıkış kesiklidir. Aktif biyokütle arıtma adımlarının hepsinde (besleme, havalandırma, çöktürme) reaktörde kaldığından, ayrıca son çöktürme ihtiyacı göstermez. Atık çamur döngünün bir bölümündeki havalandırma sırasında sistemden dışarı atılır (Şekil 43a).
Ardışık kesikli reaktör	Ardışık kesikli reaktör aktif çamur prosesinin bütün adımlarının meydana geldiği, bir veya iki tam karışımli reaktör içeren doldur-boşalt tip reaktördür (Şekil 43b). Arıtma adımlarının hepsinde aktif biyokütle reaktörde kaldığından, ayrıca son çöktürme gerekmemektedir. Sürekliliği sağlamak için genellikle iki reaktör kullanılır.



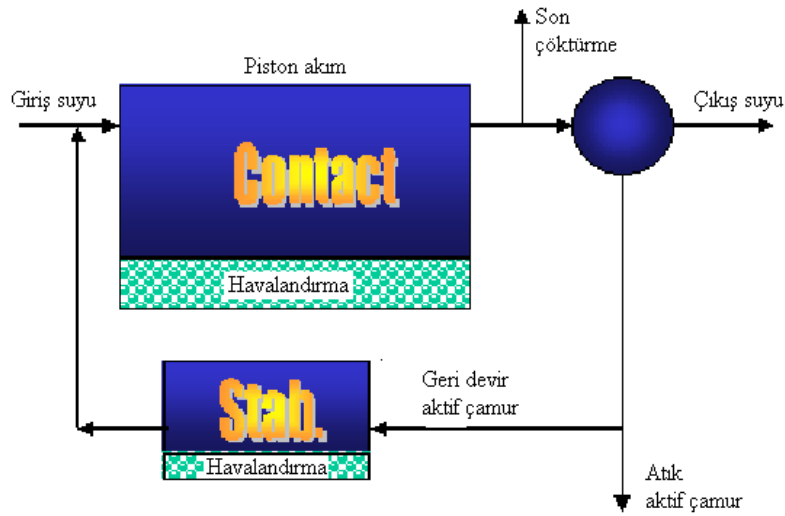
Şekil 26 Piston akımlı kademeli beslemeli prosesin şematik görünümü



Şekil 27 Azalan havalandırma sistemi



Şekil 28 Kraus prosesin şematik görünümü



Şekil 29 Kontak stabilizasyon prosesinin şematik görünümü

Tablo 10 Aerobik askıda büyüyen arıtma proseslerinin kıyaslanması (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Faktör	Yüksek hızlı nitrifikasyon yok	Klasik nitrifikasyon yok	Düşük hızlı nitrifikasyon
Ulaşılabilir biyokütle konsantrasyonu	Düşük	Orta	Yüksek
Genel çamur yaşı aralığı (SRT)	0,75-2 gün	3-8 gün	Yüksek (>15-20 gün)
Filamentli mikroorganizmaların gelişimi	Problemli	Anoksik ve anaerobik seçicilerle kontrol edilebilir	Genel olarak problemsiz
Giderim verimi	Orta-iyi	İyi-mükemmel	Mükemmel
Şok organik yüklere direnç	Orta	İyi	Mükemmel

6.3 Pratik Proses Tasarım Kriterleri

Daha önce, giriş suyunun hiç askıda katı madde içermediği varsayımına dayanarak aktif çamur prosesinin kinetiği tartışılmıştı. Ancak evsel atıksu askıda katı madde içerdiğinden, daha önce çıkarılan kinetik denklemler gerçek sistemleri yeteri kadar temsil etmemektedir.

Bu bölümde sunulan bilgiler aktif çamur prosesinin tasarımına pratik yaklaşımlar getirmektedir. **Bundan önceki bölümlerde, bazı denklemlerde görülen X ifadesi mikroorganizma konsantrasyonunu ifade etmekten, pratik hesaplar ve projelendirmede bu ifade MLSS konsantrasyonu olarak kabul edilmektedir.** Önemli tasarım kriterleri şunlardır: (1) proses yükleme kriterleri, (2) çamur üretimi, (3) oksijen ihtiyacı ve sağlanması, (4) reaktör boyutu ve konfigürasyonu, (5) karıştırma için enerji ihtiyaçları ve (6) son çöktürme. Bu kriterlerin proses tasarımına yönelik uygulaması bu bölümün sonundaki örnekte gösterilecektir.

6.3.1 Proses Yük Kriterleri

Aktif çamur prosesinin boyutlandırılmasında sıkça kullanılan proses yük kriterleri: F/M (besin/mikroorganizma) oranı, ortalama çamur bekletme süresi (SRT) ve hacimsel yüküdür. Bu parametrelerin her biri aşağıda anlatılmaktadır. Aktif çamur prosesleri için proses yükleme kriterlerinin tipik değerleri Tablo 11’de verilmiştir.

6.3.2 Besin/mikroorganizma Oranı (F/M)

Bir günde kilogram MLSS başına düşen kilogram KOİ ya da BOİ olarak ifade edilen F/M oranı havalandırma tankına her gün beslenen substrat miktarına karşı havalandırma tankındaki askıda katı madde miktarını temsil eder.

6.3.2.1 Ortalama Çamur Bekletme Süresi (SRT)

Gün cinsinden ifade edilen ortalama çamur bekletme süresi biyolojik çamurun havalandırma tankında kaldığı ortalama zaman dilimini ifade eder. Havalandırma tankında bulundurulmuş biyolojik çamurun toplam konsantrasyonu 800 ile 6000 mg/L arasında değişir. Tipik olarak toplam askıda katı maddenin %40 ile %85' inin uçucu olduğu kabul edilmektedir.

Tablo 11 Seçilen aktif çamur prosesinde dizayn parametreleri için tipik değerler^a

Proses modifikasyonu	θ_c ,gün	F/M kgBOİ ₅ /kgMLVSS.gün	Hacimsel yük kgBOİ/m ³ .gün	MLSS, mg/L	V/Q, saat	Qr %
Klasik piston akımlı	3-15	0,2-0,4	0,3-0,7	1000-3000	4-8	25-75 ^b
Tam karışım	3-15	0,2-0,6	0,3-1,6	1500-4000	3,5	25-100 ^b
Kademeli besleme	3-15	0,2-0,4	0,7-1,0	1500-4000	3-5	25-75
Tek kademeli nitrifikasyon	8-20	0,10-0,20 (0,02-0,15) ^c	0,1-0,4	1500-3500	6-15	50-150
Ayrı-kademede nitrifikasyon	15-100	0,05-0,20 (0,04-0,15) ^c	0,06-0,18	1500-3500	3-6	50-200
Kontak (temas) stabilizasyon	5-10	0,2-0,6	1,0-1,3	1000-3000 ^b 6000-10000 ^c	(0,5-1,0) ^d (2-4) ^e	50-150
Uzun havalandırma	20-40	0,04-0,10	0,1-0,3	2000-5000	20-30	50-150
Oksidasyon havuzu	15-30	0,04-0,10	0,1-0,3	3000-5000	15-30	75-150
Kesikli boşaltmalı uzun havalandırma	12-25	0,04-0,08	0,1-0,3	2000-8000	20-40	NA
Ardışık kesikli reaktör	10-30	0,04-0,10	0,1-0,3	2000-5000 ^f	15-40	NA
Ters akışlı havalandırma sistemi	10-30	0,04-0,10	0,1-0,3	2000-4000	15-40	25-75 ^b
Yüksek hızlı havalandırma	0,5-2	1,5-2,0	1,2-2,4	1,2-2,4	1,5-3	100-150
Saf oksijen	1-4	0,5-1,0	1,3-3,2	2000-5000	1-3	25-50

a Crites ve Tchobanoglous (1998) ve Metcalf ve Eddy (2003)'ten alınmıştır.

b Nitrifikasyon için, bu oranlar %25'ten %50'ye artabilir.

c TKN/MLVSS.

d Kontak havuzunda MLSS ve bekletme süresi.

e Stabilizasyon havuzunda MLSS ve bekletme süresi.

f Ayrıca orta çamur yaşında kullanılır.

NA Uygulanmaz.

6.3.2.2 Hacimsel Organik Yük

Bir günde birim m³ reaktör hacmine düşen kilogram KOİ ya da BOİ olarak ifade edilen hacimsel yük değerleri (kgKOİ veya BOİ/m³.gün), evsel atıksu arıtımında kullanılan aktif çamur prosesi ile ilgili deneyimlere dayandırılmıştır. Tipik hacimsel organik yükler Tablo 11'de verilmiştir.

6.3.3 Reaktör Boyutlandırması ve Konfigürasyonu

Reaktörün konfigürasyonu seçilen aktif çamur prosesine bağlıdır. Daha önce de belirtildiği gibi, piston akımlı ve tam karışımli reaktörler en sık kullanılan iki tiptir. Biyolojik nütrient giderimini amaçlayan çoğu aktif çamur tesisinde piston akımlı reaktör tercih edilmiştir. Reaktörün boyutu, daha önce bahsedilen üç yükleme parametresinden herhangi biri kullanılarak yapılabilir:

a. F/M oranına dayalı hacim :
$$V = \frac{(Q)(S_0)}{X(F/M)} \quad (6.1)$$

b. Ortalama çamur bekletme süresine dayalı hacim:

$$V = \frac{(\theta_c)(Q)(S_0)(Y)}{X} \quad (6.2)$$

c. Hacimsel yüke dayalı hacim:
$$V = \frac{(Q)(S_0)}{(L_{org})} \quad (6.3)$$

Burada; V = reaktör hacmi, m^3

Q = atıksu debisi, $m^3/gün$

S_0 = giriş suyu substrat konsantrasyonu, mg/L

θ_c = ortalama çamur bekletme süresi, gün

X = Ortalama MLSS konsantrasyonu, mg/L

F/M = Besin/mikroorganizma oranı

L_{org} = Hacimsel organik yük, $kgKOİ$ veya $kgBOİ_5/m^3.gün$

6.3.4 Çamur Geri Devri

MLSS miktarını sabit tutmak için geri döndürülmesi gereken çamur miktarı bir kütle bilançosu yapılmak suretiyle aşağıdaki gibi belirlenebilir:

$$Q(X_0) + Q_r(X_r) = (Q+Q_r)(X) \quad (6.4)$$

burada; Q = giriş suyu debisi, $m^3/gün$

Q_r = geri devir debisi, $m^3/gün$

X_0 = giriş suyu toplam MLSS konsantrasyonu, mg/L

X_r = geri devirdeki toplam MLSS konsantrasyonu, mg/L

X = reaktördeki MLSS konsantrasyonu, mg/L

Giriş suyundaki AKM konsantrasyonunun diğer AKM konsantrasyonlarına nazaran çok küçük olduğu varsayılırsa:

$$\alpha \approx \frac{Q_r}{Q} \approx \frac{(X, mg / L)}{(X_r, mg / L - X, mg / L)} \quad (6.5)$$

Burada α geri devir oranıdır. Son çöktürme tankındaki AKM yükünün belirlenmesi için geri devir oranının bulunması gerekmektedir.

6.3.5 Çamur Üretimi

Günlük olarak sistemden alınması gereken çamur miktarı; atıksu karakteristiği, çamur bekletme süresi (θ_c) ve bakterilerin ölüm oranının bir fonksiyonudur. Gerçek tesislerin arıtımında elde edilen bilgiler doğrultusunda, evsel atıksu arıtan aktif çamur tesislerindeki çamur üretiminin tahmini için şu değerler kullanılabilir.

Tablo 12 Aktif çamur proseslerinde çamur üretimi değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aktif çamur prosesi	SRT, gün	Üretim, kghücre/kg KOİ giren	
		Ön çöktürmeli	Ön çöktürmesiz
Yüksek hızlı (nitrifikasyon yok)	0,75-2	0,5-0,8	0,6-0,9
Klasik (nitrifikasyon yok)	3-8	0,4-0,6	0,5-0,8
Düşük hızlı (nitrifikasyon)	>15	0,3-0,5	0,5-0,7

6.3.6 Oksijen İhtiyacı ve Sağlanması

Karbon giderimi, nitrifikasyon ve denitrifikasyon da hesaba katılarak, teorik oksijen ihtiyacı şu bağıntı kullanılarak tahmin edilebilir:

$$\text{kg O}_2 \approx (S_0 - S) - P_x(1,42) + 4,6(\text{NO}_3)_f - 2,86(\text{NO}_3)_u \quad (6.6)$$

burada; S_0 = giriş suyu substrat konsantrasyonu, mgKOİ/L

S = çıkış suyu substrat konsantrasyonu, mgKOİ/L

P_x = Fazla MLSS miktarı, mg/L

1,42 = 1 g mikroorganizma hücresinin KOİ'si

$(\text{NO}_3)_f$ = nitrat formunun miktarı, mg/L

2,86 = nitratın oksijen eşdeğeri için dönüşüm faktörü

$(NO_3)_u$ = kullanılan nitrat miktarı, mg/L

Pratik bilgi olarak, atıksudaki biyolojik olarak ayrıştırılabilir partiküler bileşenler de hesaba katılarak, aktif çamur prosesi için kullanılabilecek tipik oksijen ihtiyaçları şöyledir (Crites ve Tchobanoglous, 1998):

Tablo 13 Aktif çamur proseslerinde katı bekletme süresi ve oksijen ihtiyacı değerleri(Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aktif çamur prosesi	SRT, gün	Oksijen ihtiyacı
Yüksek hızlı (nitrifikasyon yok)	0,75-2	0,6-0,8 kgO ₂ /kgKOİ (uygulanan)
Klasik (nitrifikasyon yok)	3-8	0,7-0,9 kgO ₂ /kgKOİ (uygulanan)
Düşük hızlı (nitrifikasyon)	>15	0,8-1,1 kgO ₂ /kgKOİ (uygulanan) ve 4,6-4,7 kgO ₂ /kgNO ₃ -N (üretilen)

Gerçek oksijen ihtiyacı, hesaplanan değerin tuzluluk-yüzey gerilimi etkisi (beta faktörü), sıcaklık, rakım, difüzör derinliği, yoğunluk, difüzörün yerleşimi, hava debisi, havuzda istenilen oksijen seviyesi, karıştırma şiddeti ve tank geometrisini de içine alan standart oksijen ihtiyacına dönüştürülmesiyle elde edilebilir. Bu faktörler arasındaki bağıntı aşağıdaki genel denklemlerle ifade edilebilir.

$$AOTR = SOTR \left(\frac{\beta C_{s,T,H}^- - C_L}{C_{s20}} \right) (1,024^{T-20}) (\alpha) (F) \quad (6.7)$$

Burada; AOTR = İşletme şartlarındaki gerçek oksijen transfer hızı, kgO₂/saat

SOTR = 20°C ve sıfır çözünmüş oksijende su yüzeyindeki standart oksijen transfer hızı, kgO₂/saat

β = tuzluluk-yüzey gerilim düzeltme faktörü, tipik olarak 0,95-0,98

$$\beta = \frac{C_s(atıksu)}{C_s(temizsu)}$$

$C_{s,T,H}^-$ = T sıcaklık ve H rakımında oksijenin suda ortalama çözünürlüğü, mg/L

$$= (C_{s,T,H}) \frac{1}{2} \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right) \quad (\text{Not: Yüzey havalandırıcılar için, } C_{s,T,H}^- = C_{s,T,H})$$

$$= (C_{s,T,H}) \left(\frac{P_{atm,H} + P_{w,orta\ derinlik}}{P_{atm,H}} \right)$$

$C_{s,T,H}$ = T sıcaklık ve H yüksekliğinde oksijenin suda çözünürlüğü, mg/L

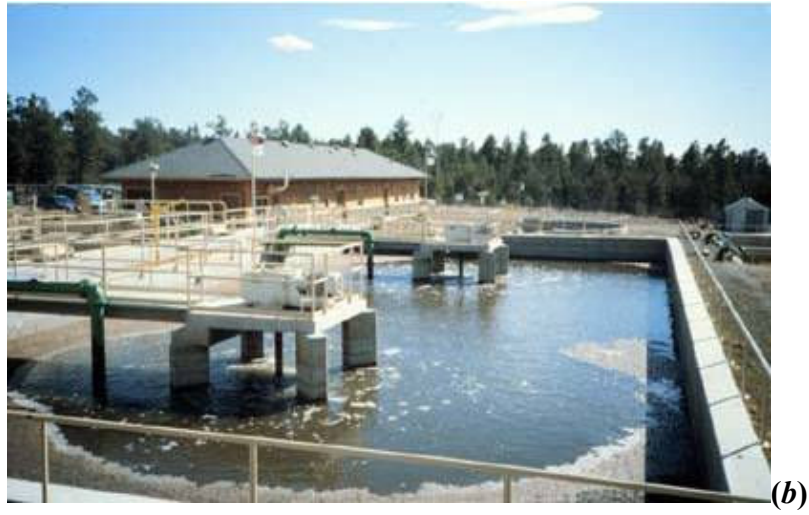
P_d = hava verme derinliğindeki basınç, kPA

- $P_{atm,H}$ = H yüksekliğinin atmosferik basıncı, kPA
- $P_{atm,H}$ = havanın salındığı noktanın üzerinde, orta derinlikteki su kolonundan kaynaklanan basınç,
- O_t = tankı terk eden oksijen konsantrasyonu yüzdesi, genellikle 18-20
- C_L = işletme oksijen konsantrasyonu, mg/L
- $C_{s,20}$ = 20°C ve 1 atmosfer basınçta temiz sudaki çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu, mg/L
- T = işletme sıcaklığı, °C
- α = atık için oksijen transferi düzeltme faktörü
- $$= \frac{K_L a(atıksu)}{K_L a(temizsu)}$$
- F = ince ve çok ince difüzörler için kirlenme faktörü, tipik olarak 0,65-0,9

Yukarıda verilen AOTR ve SOTR değerlerinin transfer verimleri olarak kullanılabileceği unutulmamalıdır. Kirlenme faktörü F , hem dahili hem de harici kirlenmeyi hesaba katmak için kullanılır. Dahili kirlenme sıkıştırılan havadaki safsızlıklardan, harici kirlenme ise biyolojik kabuk oluşumu ve inorganik çökeleklerin oluşumundan kaynaklanır. Biyolojik proses için gerekli olan oksijen, saf oksijenle ya da hava ile karşılanır. Havalandırma tankının bileşenlerine oksijen sağlamak için en sık kullanılan üç metot şunlardır: (1) mekanik havalandırma, (2) difüzörle hava enjeksiyonu ve (3) saf oksijen enjeksiyonu.

6.3.6.1 Mekanik Havalandırma

Mekanik havalandırmada havalandırma tankının içeriğini karıştırmak ve küçük su damlacıklarının hava dispersiyonunu sağlayarak içeriği havalandırmak için dönen cihazlar kullanılır (bkz. Şekil 30). Mekanik havalandırma için tipik oksijen transfer oranları ve α değerleri Tablo 14'de verilmiştir. Mekanik havalandırmada Denklem (6-7) kullanıldığında, kirlenme faktörü değeri ve tanktaki ortalama çözünmüş oksijen için düzeltme yapılmasına gerek yoktur.



Şekil 30 Tipik mekanik havalandırma aletleri: (a) yüksek hızlı yüzeysel havalandırıcı, (b) sabit bir platform üzerindeki düşük hızlı türbin havalandırıcı

Tablo 14 Mekanik havalandırıcıların değişik tipleri için tipik oksijen transfer hızları ve α değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Havalandırıcı tipi	Transfer Hızı, $\text{kgO}_2/\text{kW.h}$	
	Standart	Saha
Yüksek hızlı yüzey havalandırıcı	1,1-1,4	0,7-1,2
Düşük hızlı yüzey havalandırıcı	1,5-2,1	0,7-1,5
Döner fırça yüzey havalandırıcı	1,2-2,2	1,5-1,3
Batık türbin havalandırıcı	1,1-2,1	
Sparger' li batık türbin havalandırıcı	1,2-2,0	0,7-1,0
Statik tüp havalandırıcı	1,2-1,8	0,7-1,1

Standart şartlar: $T=20^\circ\text{C}$, $P_{\text{atm}}=1 \text{ atm}$ ve ilk çözünmüş oksijen= 0 mg/L olan temiz su
 Saha şartları: $T=25^\circ\text{C}$, $P_{\text{atm}}=1 \text{ atm}$, $\beta=0,95$, işletme çözünmüş oksijen= 2 mg/L,
 $\alpha=0,85$ ve $F=1$ olan atıksu.

6.3.6.2 Difüzörlü Havalandırma

Bu sistemde hava basınçlı olarak tankın tabanından difüzörlerle ya da uygun diğer araçlarla tanka verilir (bkz. Şekil 31). Tankta verilen hava reaktördeki bileşenlerin iyi karışmasını sağlar. Difüzörlü hava sisteminde arazi şartlarındaki gerçek oksijen transferi Denklem (6.7) kullanılarak belirlenir. Gerekli kompresör (blower) kapasitesi aşağıdaki denklemle belirlenebilir:

$$Q_{hava} = \frac{W_{oksijen}}{(AOTE)(O_2)(\gamma_{hava})(1440 \text{ dakika / gün})} \quad (6.8)$$

Burada; Q_{hava} = gereken hava debisi, m³/dakika

$W_{oksijen}$ = oksijen ihtiyacı, kg/gün

AOTE = gerçek oksijen transfer verimi yüzdesi

O_2 = oksijenin havadaki ağırlıkça yüzdesi (0,2315)

γ_{hava} = havanın spesifik ağırlığı (1 atmosfer ve 20°C' de: 1,2 kg/m³)



Şekil 31 Tipik difüzör havalandırıcı çeşitleri

Difüzörlü havalandırıcıların tipik oksijen transfer verimleri ve α değerleri Tablo 15'de gösterilmiştir. İnce gözenekli difüzörler için ekstra detaylar çeşitli kaynaklarda bulunabilir.

Tablo 15 Değişik aktif çamur proseslerinde kullanılan çeşitli difüzörlü havalandırma sistemleri için tipik oksijen transfer oranları ve α değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aktif çamur prosesleri	SRT, gün	Difüzör tipi	Standart, %	Saha, %	α
Yüksek hızlı (nitrifikasyon yok)	0,75-2	Kaba	5-15	4-6	0,4-0,8
	0,75-2	İnce	20-30	8-12	0,3-0,6
Klasik (nitrifikasyon yok)	3-8	Kaba	5-15	4-6	0,4-0,8
	3-8	İnce	20-30	8-12	0,3-0,6
	3-8	Çok ince	25-35	10-14	0,3-0,6
Düşük hızlı (nitrifikasyon)	>15	Kaba	5-15	4-8	0,4-0,8
	>15	İnce	20-30	8-14	0,3-0,6
	>15	Çok ince	25-35	10-16	0,3-0,6

Standart şartlar: 20°C, 1 atm ve başlangıç çözünmüş oksijen= 0 mg/L olan temiz su. 4,57 m batık difüzör derinliği için raporlanan değerler.

Saha şartları: Atıksu sıcaklığı T=25°C, Patm= 1 atm, batık difüzör derinliği= 4,57m,

β = 0.95, O_t = %19, α = 0.5, ve F= 0.85. Küçük ve çok küçük difüzörlerin kullanıldığı düşük hızlı nitrifikasyon prosesleri için fazla biyokütlelenin etkisini de hesaba katmak üzere %15 oranında artırılmış saha değerleri.

Blower' ın güç ihtiyacı Denklem (6.9) ile hesaplanabilir. Denklemde P_2 ; havanın havuza çıkışındaki yük kaybını, havalandırma araçlarındaki yük kaybını, havalandırma sistemindeki diğer ilavelerdeki yük kaybını ve işletme basıncını temsil etmektedir.

$$P_w = \frac{wRT_1}{550ne} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{0,283} - 1 \right] \quad (6.9)$$

Burada; P_w = her bir blower' ın güç ihtiyacı, kW

w_{hava} = havanın kütleli debisi, kg/saniye

R = havanın gaz içeriği, 16,31 m.kg/(kg hava).°R(U. S. birimi)

T_1 = giriş mutlak sıcaklığı, K

P_1 = giriş mutlak basıncı, atm

P_2 = çıkış mutlak basıncı, atm

n = $(k-1)/k = 0,283$ hava için

k = hava için 1,395

550 = 29,7 (SI birimleri)

e = verim (kompresörler için genellikle 0,70-0,90)

6.3.6.3 Saf Oksijen

Kapalı havalandırma tanklarının kullanılması durumunda saf oksijen kullanılması gerekmektedir. Sahada üretilen saf oksijen havalandırma tankı içine enjekte edilir. Son yıllarda saf oksijenin kullanımı azalmıştır. Saf oksijen küçük tesisler için hemen hemen hiç kullanılmamaktadır.

6.3.7 Karıştırma İçin Enerji İhtiyacı

Tam karışımli akım rejimini korumak amacıyla gerekli olan tipik güç, prosesin tasarımı ve tank geometrisine (kare veya dikdörtgen gibi) bağlı olarak 19 ile 39 kW/10³.m³ arasında değişir. Difüzörlü havalandırma sistemlerinde iyi karışımı sağlamak amacıyla gerekli hava miktarı spiral rulo havalandırma modelinde 20-30 m³/10³m³.dakika arasında değişmektedir. Difüzörlerin üniform olarak tank tabanı boyunca dizildiği grid tipi havalandırma sistemlerinde 10-15 m³/10³m³.dakika arasında karıştırma oranları tavsiye edilmektedir (Tchobanoglous ve Burton, 1991).

6.3.8 Son Çöktürme

Bu bölümün girişinde anlatıldığı gibi, atıksu arıtımı sırasında üretilen hücre dokusu çöktürme ile giderilemediyse, atıksudaki hücre dokuları hala BOİ kullanacak ve arıtım tamamlanmamış

olacaktır. Bu nedenle son çöktürme üniteleri, aktif çamur proseslerinin önemli bir adımıdır. Ayrıca, eğer oluşan biyokütle çöktürülerek geri devir yapılmazsa, proses verimli bir şekilde fonksiyon gösteremeyecektir. İşletme yönünden son çöktürme iki fonksiyonu yerine getirmelidir: (1) çöktürme ve (2) yoğunlaştırma. Son çöktürmenin dizaynı bu fonksiyonların ikisini de kapsamalıdır. Çökelme için gereken alan, yüzey yüküne bağlıdır. Yoğunlaştırma için gerekli alan aktif çamurun hangi hızda çöktürme tankının tabanına doğru gideceğine ve yoğunlaşma hızına bağlı olacaktır. Mevcut çökeltme işlemlerinin performansı, son çöktürmeden alınan seri numunelerle tayin edilebilir (IAWQ, 1997).

Aktif çamurun çökelme karakteristiklerinin belirlenmesi için birkaç ölçüm yöntemi geliştirilmiştir. Çamur hacim indeksi (SVI) ve çökelme kolonu (Standart metotlar, 1995) yaygın olarak kullanılan iki ölçüm metodudur. SVI, 30 dakikada çöken hacmi ve askıda katı konsantrasyonunun (AKM) ölçülmesiyle belirlenir. Nümerik değer aşağıdaki bağıntıyla hesaplanır:

$$SVI = \frac{\text{çöken çamur hacmi}(mL / L) \times 1000}{AKM(mg / L)} \quad (6.10)$$

Ancak bu test, teorik temele sahip değildir ve önemli hatalara sebep olabilir. Örneğin, 10000 mg/L katı madde konsantrasyonuna sahip bir çamurun 30 dakika sonra iyi bir çökelme olmamasına rağmen, SVI değeri 100 olacaktır ve bu çamur iyi çökelen çamur (SVI değerleri 100' ün altında) olarak değerlendirilecektir. SVI değerleri tipik olarak filamentlilerin gelişimiyle ilgilidir ve 150' nin üzerindedir.

Çökelme kolonu testi, bölgesel çökeltmenin meydana geldiği yüksekliğin ve hızın belirlenmesinde kullanılır. Bölgesel çökelme hızı dahili karıştırma mekanizmasına sahip, 0,1-0,2 m çaplı kolonlar kullanılarak bulunur. Sahada çöktürme tankında meydana gelebilecek ideal olmayan koşulların da etkisini hesaba katmak için bir emniyet faktörü kullanmak suretiyle, deneyde elde edilen değer tasarımda kullanılabilir (Şekil 32).

$$OR_{dizayn} = \frac{(V_i)(24\text{saat} / \text{gün})}{SF} \quad (6.11)$$

Burada; OR = yüzey yükü, $m^3/m^2 \cdot \text{gün}$

V_i = bölgesel çökelme hızı, m/saat

SF = emniyet faktörü, tipik olarak 1,75-2,5

Bölgesel çökelme hızı bilinmiyorsa veya yeni bir tesis dizayn ediliyorsa, bu hız aşağıdaki denklemle belirlenebilir (Wilson ve Lee, 1982; Wilson, 1996):

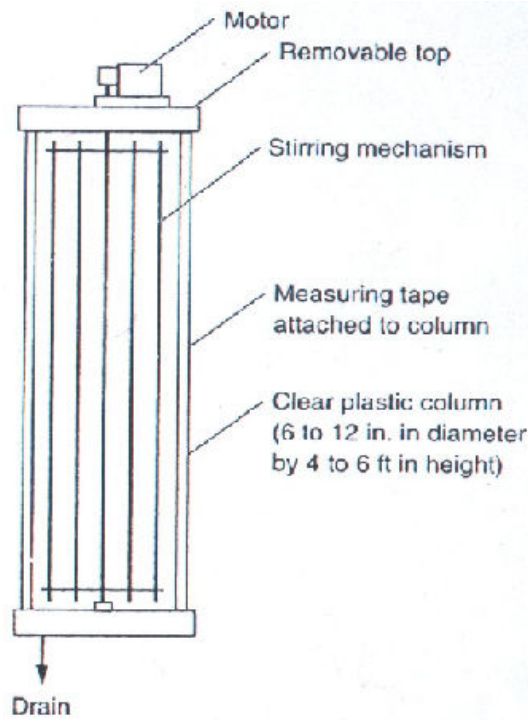
$$V_i = V_{\max} \exp(-Kx10^{-6} X) \quad (6.12)$$

Burada; V_i = bölgesel çökelme hızı, m/saat

$V_{\max}$ = maksimum bölgesel çökelme hızı, tipik olarak 7,0 m/h

K = sabit, 150 SVI değerindeki aktif çamur sıvısı için tipik olarak 600 L/mg

X = aktif çamurdaki ortalama toplam askıda katı, mg/L



Şekil 32 Çökelme hızını belirlemede kullanılan tipik çöktürme kolonu

Son çöktürme ünitelerinin tasarımında en sık kullanılan yaklaşım, yüzey yükü ve katı madde yüküne dayanmaktır. Bu parametreler için tipik değerler Tablo 16'da verilmiştir. Bu boyutlandırma parametrelerinin kullanımında iki yöntem hakimdir. Bir kısım araştırmacı çökeltme havuzundaki katılar iyi bir şekilde yönetildiğinde, yüzey yükünün çıkış suyu kalitesi üzerinde az veya hiçbir etkisi olmadığını vurgularken (Parker ve diğerleri, 1996b), tasarımcıların çoğu esas önemli etkenin yüzey yükü olduğunu düşünmektedir.



Şekil 33 (a) Tuzla Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi Son Çöktürme Havuzu, (b) Paşaköy İleri Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi Son Çöktürme Havuzu

Tablo 16 Biyolojik arıtımın değişik tiplerini takip eden son çöktürme için tipik dizayn değerleri (Tchobanoglous ve Burton,1991)

	Akış hızı, m ³ /m ² .gün		Yük, kg/m ² .saat		
Arıtım tipi	Ortalama	Pik	Ortalama	Pik	Derinlik m
Aerobik-aktif çamur (uzun havalandırma hariç)	16-28	40-64	4-6	8	3,5-6
Uzun havalandırma	8-16	24-32	1,0-5	7	3,5-6
Selectors, biyolojik nütrient giderimi	16-28	40-64	5-8	9	3,5-6
Oksijen-aktif çamur	16-28	40-64	5-7	9	3,5-6
Fosfor giderimi için çöktürme; Çıkış suyu konsantrasyonu, mg/L					3,5-6
Toplam P=2	24-32				
Toplam P=1	16-24				
Toplam P=0,2-0,5	12-20				
Nitrifikasyon çıkış suyu	16-24	32-40	3-5	8	3,5-5

6.4 İşletme Problemleri

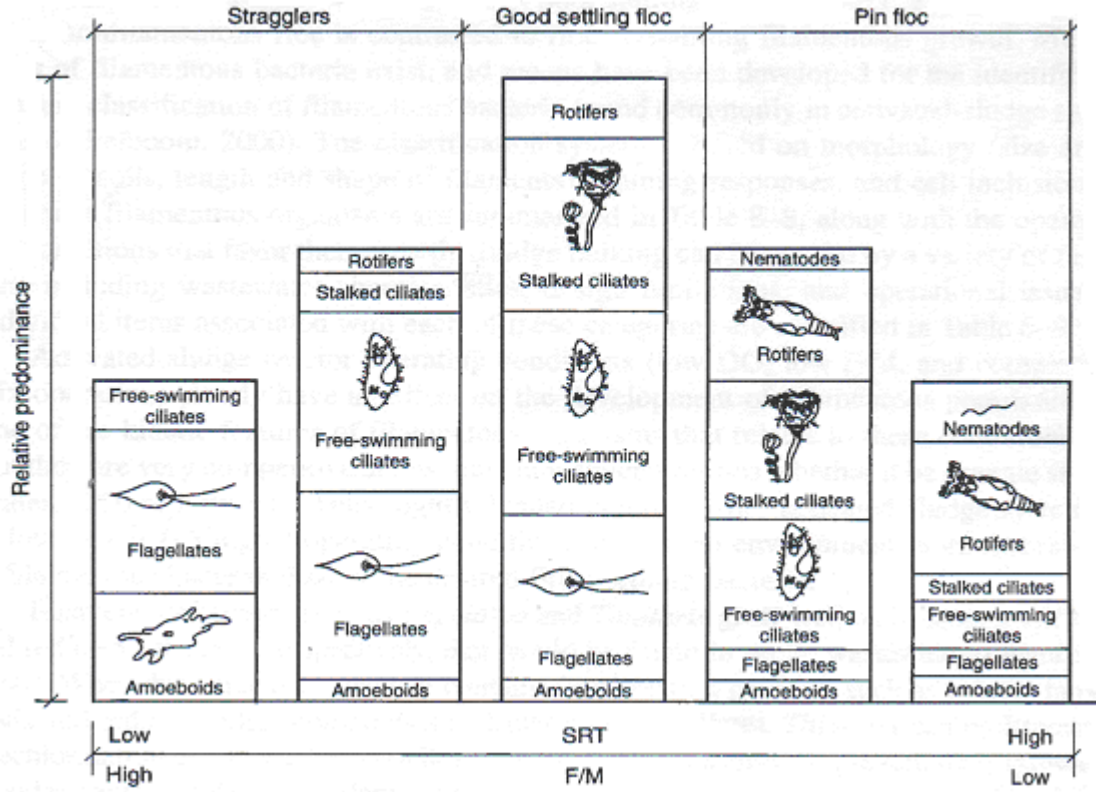
Aktif çamur tesislerinde en yaygın karşılaşılan problemler: çamur kabarması, çamur yüzmesi ve *Nocardia*'dan dolayı köpük oluşumudur. Bu problemlerin tesislerde ortaya çıkma ihtimalinden dolayı bunların sebep ve kontrol yöntemlerinin bilinmesi gereklidir. SRT ve F/M oranlarına bağlı olarak biyolojik sistemlerdeki baskın biyolojik türler Şekil 34'de verilmiştir.

6.4.1 Çamur Kabarması

Çamur kabarması; çoğu zaman düşük çökeltme özelliğine sahip MLSS'in çöktürme ünitesinde iyi çökelememesi ve çıkış suyunda askıda katı konsantrasyonunun yüksek çıkması olarak tanımlanır. Çamur kabarması meydana geldiğinde MLSS flokları sıkışmaz veya iyi çökmez. Bu sebeple çöktürülmüş çıkış suyu ile çamur partikülleride deşarj edilir. Sistemde iyi çöken çamur meydana geldiğinde, çöktürücünün dibinde çamur seviyesi 10-30 cm kadar olabilir. Ekstrem çamur kabarması hallerinde ise MLSS'in büyük bir miktarı sistem çıkış suyuna karışır ve bu da eğer kullanılıyorsa yetersiz dezenfeksiyona ve çıkış suyu filtrelerinin bozulmasına neden olur.

Çamur kabarması başlıca iki tiptir. Bunların biri, filamentli organizmaların sistemde meydana gelen olumsuz koşullar sebebiyle baskın tür olarak gelişmesidir ve *filamentli kabarma* olarak isimlendirilir. Kabarmanın diğer tipi ise, *viskoz kabarmadır* ve hücre dışı biyopolimerlerin ayrı

miktarda çoğalmasıyla jel kıvamında çamur meydana gelir. Biopolimerler hidrofilik olduğundan aktif çamur daha fazla su tutar ve bu şartlarda da *sulu kabarma* meydana gelir. Sonuçta çamur, düşük çöktürme hızları ve düşük sıkışma özelliğine sahiptir. Viskoz kabarma genellikle, sınırlı nütrient durumlarında veya kolay ayrışabilen KOİ'nin yüksek miktarına sahip atıksuların çok yüksek yükle sisteme verilmesi hallerinde meydana gelmektedir.

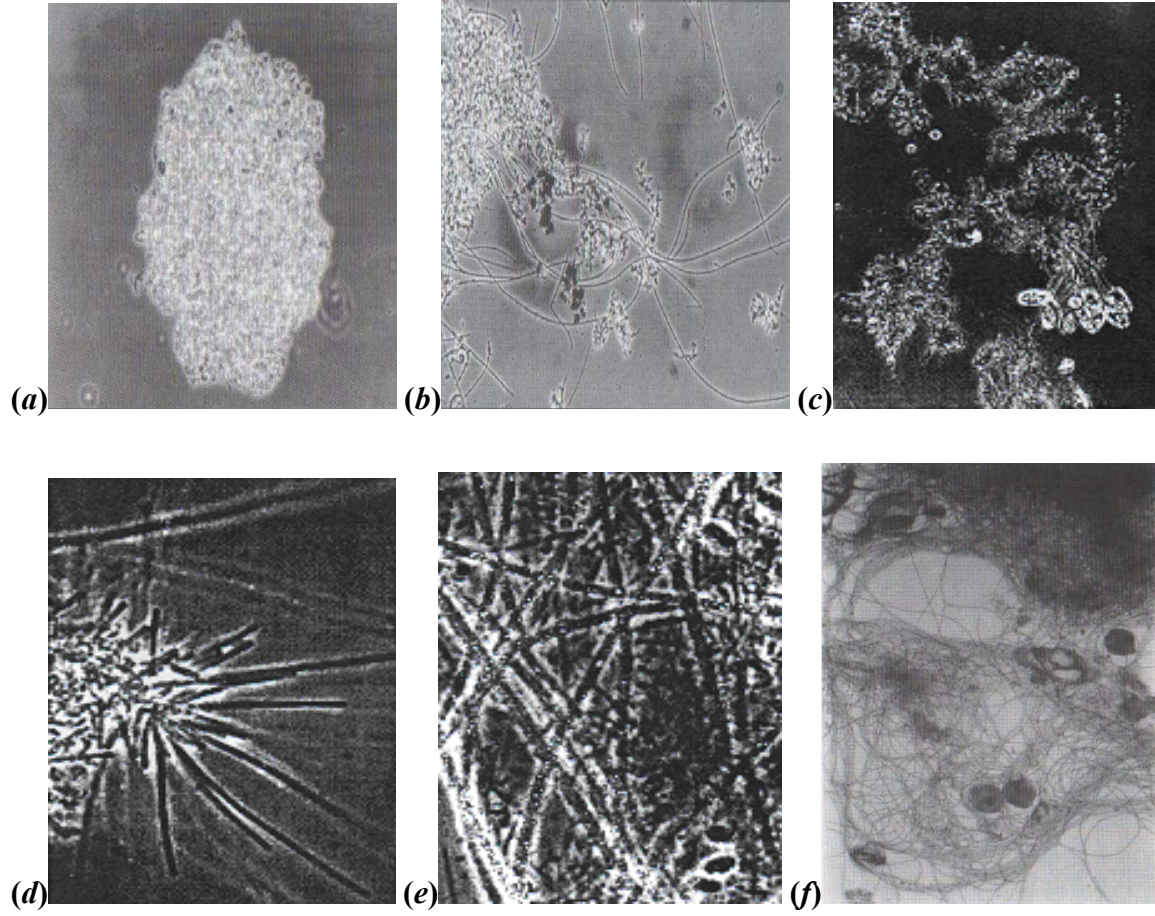


Şekil 34 Değişik F/M oranı ve SRT'de baskın mikroorganizmalar

Filamentli bakterilerin gelişimi sebebiyle çamur kabarması problemleri daha yaygındır. Filament gelişimiyle, tek hücreli organizmaların filamentleri çamur floğunun dışına taşar. Bu yapı, iyi çökeltme özelliği olan floğun yetersiz çökelmeyle sonuçlanan, yüzey alanı-kütle oranının artmasına sebep olur. Şekil 35'de iyi ve kötü çökeltme özelliğine sahip flok partikülleri gösterilmiştir. Aktif çamur sistemlerinde yaygın olarak bulunan filamentli bakterilerin tanımlanması ve sınıflandırılması için birkaç tip yöntem geliştirildi (Eikelboom, 2000). Sınıflandırma yöntemi morfolojiye (hücre boyut ve şekli, filament uzunluğu ve şekli), boyamaya karşı tepkiye ve genetik yapıya dayanmaktadır. Tablo 17'de en çok karşılaşılan filamentli mikroorganizmaların tercih ettiği işletme koşulları verilmiştir. Çamur kabarmasına atıksu karakteristikleri, dizayn limitleri ve işletme şartlarındaki herhangi bir değişiklik neden olabilir. Bu kategorilerin her biri Tablo 18'de gösterilmiştir.

Aktif çamur sistemlerindeki işletme şartları (düşük çözünmüş oksijen, düşük F/M ve tam karışımli işletme) filamentli organizmaların gelişiminde önemli bir etkiye sahiptir. Bu şartlarla ilgili olarak filamentli organizmaların önemli kinetik özelliklerinden biri düşük substrat konsantrasyonlarında floklu mikroorganizmalara göre çok daha iyi çalışmalarıdır. Bu performans organik substratların veya Ç.O'ın veya nütrientlerden birinin yokluğunda daha etkilidir. Bu nedenle, düşük yüklü tam karışımli aktif çamur sistemleri veya düşük çözünmüş

oksijenli (<0,5 mg/L) işletme şartları filamentli bakterilerin gelişimi için flok formulu bakterilere göre daha uygun bir ortam sağlar.



Şekil 35 İyi ve kötü çökelme özelliği gösteren çamur partikülü örnekleri: (a) filamentli olmayan iyi çöken flok, (b) filamentli mikroorganizmalarla köprü oluşturmuş flok partikülleri, (c,d) kötü çökelmeye neden olan filamentli mikroorganizmaların mikroskopik görünüşleri, (e) sülfür granüllü Thiobacillus filamentleri ve (f) düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonlarında gözlenen 1701 tipi filamentli mikroorganizma-Sphaerotilus (Metcalf ve Eddy, 2003)

Tablo 17 Aktif çamurda bulunan filamentli mikroorganizmaların tercih ettiği işletme koşulları (Metcalf ve Eddy, 2003)

Filament tipi	Filament sebebi
<i>Sphaerotilus natans</i> , <i>Halsicomenobacter hydrossis</i> , <i>Microthrix parvicella</i> , 1701 tipi	Düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonu
<i>M. parvicella</i> , 0041, 0092, 0675, 1851 tipleri	Düşük F/M
<i>H. hydrossis</i> , <i>Nocardia spp.</i> , <i>Nostocoida limicola</i> , <i>S. natans</i> , <i>Thiobacillus spp.</i> , 021 N, 0914 tipleri	Tam karışımli reaktör şartları
<i>Beggiatoa</i> , <i>Thiobacillus spp.</i> , 021N, 0914 tipleri	Septik atıksu
<i>S. natans</i> , <i>Thiobacillus spp.</i> , 021N tipi, possible <i>H. Hydrossis</i> , 0041, 0675 tipleri	Nütrient eksikliği
Mantar	Düşük pH, nütrient eksikliği



Şekil 36 Çamur kabarması ve köpük oluşumu

Tablo 18 Çamur kabarmasını etkileyen faktörler (Metcalf ve Eddy, 2003)

Faktör	Tanım
Atıksu karakteristikleri	Debi değişimi
	Kompozisyon değişimi
	pH
	Sıcaklık
Dizayn hataları	Septiklik derecesi
	Nütrient içeriği
	Atık bileşenlerinin doğası
	Yetersiz hava sağlanması
	Yetersiz karıştırma
İşletme koşulları	Kısa devre (havalandırma tankları ve çöktürücüler)
	Çöktürücü dizaynı (çamur toplama ve geri devri)
	Geri devir çamur pompalama kapasitesinin yetersizliği
	Düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonu
	Nütrientlerin yetersizliği
	Düşük F/M oranı
	Yetersiz çözünmüş BOİ

Beggiatoa ve *Thiothrix* gibi filamentli bakteriler sırasıyla hidrojen sülfür etkisi ve düşük substrat konsantrasyonu sebebiyle daha iyi gelişirler. Bu bileşenler daha çok septik atıksularda bulunur. Giriş atıksuyu fermentasyon ürünleri ve düşük sülfür bileşenleri içerirse

Thiothrix oluşumu artabilir. Atıksuyun ön klorlaması bu problemin önüne geçebilir. Bu bakteriler aktif çamur sistemlerinin yanında damlatmalı filtre ve döner disklerde de benzer problemlere sebep olabilir.

Çamur kabarmasında etkili olan birçok parametrenin problemin kontrolü açısından incelenmesi gereklidir. Çamur kabarması ile ilgili önemli unsurlar şunlardır: (1) atıksu karakteristikleri, (2) çözünmüş oksijen konsantrasyonu, (3) proses yükü, (4) geri devir ve atık çamur deşarj oranları, (5) tesis içerisinde oluşan süpernetant ile süzüntü sularının sisteme getirdiği yük ve (6) çöktürme işletimi. Çamur özelliklerinde bir değişme olduğunda, ilk olarak MLSS mikroskop ile incelenerek mikroorganizmanın tipindeki değişiklikler belirlenmelidir. Bunun için 1000 kez büyütme özelliğine sahip faz-kontrast tipi bir mikroskop yeterlidir.

6.4.1.1 Atıksu Karakteristikleri

Atıksuda bulunan bileşenlerin doğası veya iz elementler gibi bazı bileşenlerin yokluğu çamur kabarmasında önemlidir (Wood and Tchobanoglous, 1975). Karbonlu BOİ' yi yüksek düzeyde içeren endüstriyel atıksuların arıtımında nütrient yetersizliği klasik bir problemdir. Bu sebeple, kesikli veya sürekli olarak arıtma tesisine endüstriyel deşarjların olup olmadığı belirlenmeli ve gerekli önlemler alınmalıdır. Bir de pH'daki geniş dalgalanmalar klasik dizaynli tesislerde zararlıdır. Kesikli tip işletmeler sebebiyle organik atık yükündeki değişimler de kabarmaya neden olduğundan dizayn ve işletme sürecinde dikkate alınması gerekmektedir.

6.4.1.2 Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu

Eğer problem kısıtlı oksijenden kaynaklanıyorsa, genellikle sistemin çamur yaşı (SRT) düşürülerek veya havalandırma ekipmanları tam kapasitede çalıştırılarak oksijen ihtiyacı giderilir. Normal yük şartlarında havalandırma tankında çözünmüş oksijenin en az 2 mg/L olarak sağlanması gerekmektedir. Eğer 2 mg/L oksijen sağlanamıyorsa, var olan havalandırma sistemi ekipmanlarının geliştirilmesi gerekebilir.

6.4.1.3 Proses Yükü / Reaktör Konfigürasyonu

Havalandırmadaki SRT kontrol edilmeli ve seçilen sisteme bağlı olarak genelde kullanılan değerler arasında kaldığından emin olunmalıdır. Uzun SRT' li ve düşük F/M oranlı tam karışımli sistemler filamentlilerin büyümesini destekler. Böyle sistemlerde filamentli organizmalar substrat için daha fazla rekabet eder. Laboratuvar araştırmaları ve tam ölçekli incelemelerle flok oluşturan bakteri türlerinin filamentli bakterilere göre baskın olması için gereken aktif çamur dizayn konfigürasyonları belirlenmiştir. Çevresel şartların, aerobik, anoksik ve anaerobik olduğu seri bağlı reaktörler tam karışımli reaktörler yerine kullanılabilir. Bu seri bağlı konfigürasyonlar, baskın popülasyon olarak filamentli organizmaların yerine flok oluşturan bakterilerin oluşmasına sebep olduklarından selektör prosesler olarak isimlendirilir.

Tesiste oluşan süpernetant ile süzüntü suları sisteme aşırı yük getireceğinden tesis içerisindeki bu tip döngüler pik debi ve pik organik yük ile çakıştırılmamalıdır. Çamur susuzlaştırma ünitelerinden gelen filtrat çamur yoğunlaştırma veya çürütücü süpernetantı bu döngülere örnek olarak verilebilir.

6.4.1.4 Çöktürme Tankı İşletmesi

Çöktürücülerin işletilme özellikleri çamur çökme karakteristiklerini etkileyebilir. Çöken çamurun, MLSS'in verildiği noktanın altında, tankın tabanından toplandığı ortadan beslemeli dairesel çöktürme tanklarında düşük verimli çökeltme sıkça rastalanan bir problemdir. Bazı durumlarda çamurun tankta uzun süre kalması yerel septik şartların gelişmesine yol açar. Bu durumda, yapılan tasarım yanlıştır ve su besleme haznesi ile çamur deşarj ünitesinde değişiklik yapılmalıdır.

6.4.1.5 Geçici Kontrol Yöntemleri

Acil durum eylem planı olarak ya da anlatılan faktörler incelenirken geçici olarak klor ve hidrojen peroksit kullanımı uygun olmaktadır. Geri devir çamurunun klorlanması, kabarma kontrolünde sıkça kullanılmaktadır. Kısa hidrolik bekletme süreleri için (5-10 saat) tipik olarak 0,002 – 0,008 kg Cl/kg MLSS.gün dozajında klorlama yeterlidir. Klorlama, filamentli kabarma durumunda etkili olsa da, bağlı su içeren hafif floklardan kaynaklanan kabarma kontrolünde çok fazla etkili olmamaktadır. Klorlama sonucu, nitrifikasyon bakterilerinin ölümü sebebiyle çıkış suyunda genellikle bulanıklık artar. Buna ilaveten klorlama sonucu trihalometan oluşumu ile sağlık ve çevre açısından olumsuz etkileri olan bileşikler artmaktadır. Hidrojen peroksit aynı zamanda filamentli kabarma kontrolünde kullanılabilmektedir. Hidrojen peroksit dozajı ise filament miktarına bağlı olarak değişir.

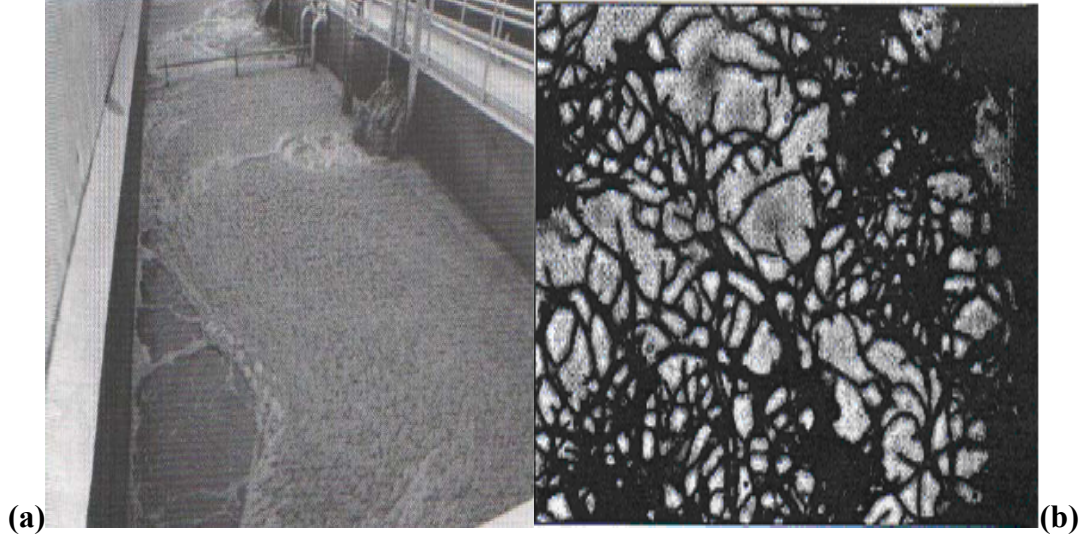
6.4.2 Çamur Yüzmesi

Bazen, iyi çökme özelliklerine sahip çamur nispeten kısa çökme sürelerinde yüzme özelliği gösterebilir. Bunun başlıca nedeni, atıksudaki nitrit ve nitratların azot gazına dönüştürüldüğü denitrifikasyon prosesidir. Oluşan azot gazı, çöktürme tankında yukarıya çıkarken beraberinde çamur floklarını da tank yüzeyine taşır. Çoğu zaman azot gazı, floklar arasında sıkışarak, flokların yoğunluğunu azaltmaktadır. Yüzən çamurla kaba çamur arasındaki fark yüzən çamurda, flokların üzerine tutunmuş gaz kabarcıklarının olmasıdır. Çamur yüzmesi düşük SRT'li sistemlerde daha çok görülmektedir.

Çamur yüzmesini önlemenin yolları şu şekildedir: (1) geri devir çamuru çekme hızını artırarak, çamurun çöktürme tankındaki bekleme süresini azaltmak, (2) ilk yöntemin işe yaramadığı durumlarda, havalandırmadan gelen atıksuyun hızını azaltmak, (3) mümkün olduğu durumlarda çamur toplama mekanizmalarının hızını artırmak, (4) SRT değerini nitrifikasyonun gerçekleşemeyeceği değerlere kadar düşürmek.

6.4.3 *Nocardia* Köpüğü

2 bakteri cinsi, *Nocardia* ve *Microthrix parvicella*, aktif çamur proseslerinde köpürmeye sebep olur. Bu organizmalar hidrofobik hücre yüzeyine sahiptir ve hava kabarcıklarına tutunarak köpüğe neden olurlar. Organizmalar köpük içerisinde MLSS'dekinden daha yüksek konsantrasyonlarda bulunabilirler. Her iki bakteri çeşidi de mikroskopik çalışmalarla belirlenebilir. *Nocardia* filamentli bir yapıya sahiptir. Filamentleri çok kısa ve flok partiküllerinin içinde bulunur. *Microthrix parvicella* flok partiküllerinden uzanan ince filamentlere sahiptir. Aktif çamur havuzundaki köpüğe sebep olan *Nocardia*'nın mikroskopik görünüşü Şekil 37'de verilmiştir. Köpük kalın (0,5~1 m) ve kahverengi bir özellikte olur.



Şekil 37 *Nocardia* köpüğü: (a) havalandırma tankı üzerindeki köpük örneği ve (b) *Nocardia* filamentlerinin mikroskopik görünüşü (Metcalf ve Eddy, 2003)

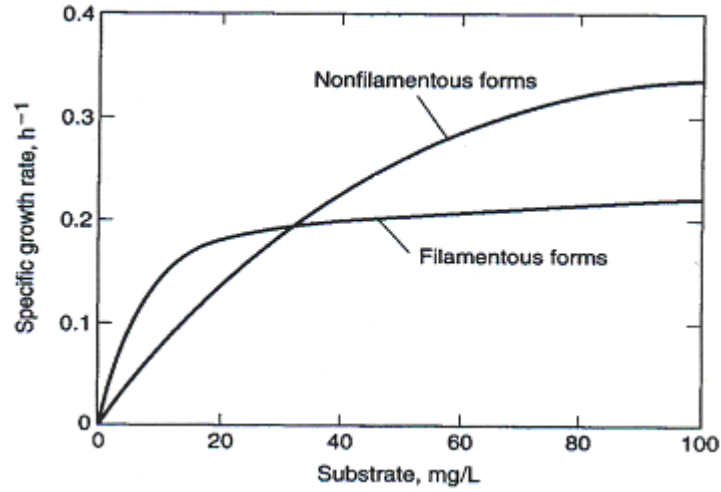
Köpük oluşumu hem difüzörlü hem de mekanik havalandırmada meydana gelebilir fakat yüksek debili difüzörlü havalandırmada daha fazla meydana gelmektedir. Aktif çamurda rastlanan *Nocardia* köpüğü problemleri anaerobik ve aerobik çamur çürütücülerde de görülmektedir. *Nocardia* gelişimi havalandırma tankı veya son çöktürmedeki yüzey köpüğünde yaygındır. *Nocardia* kontrolü için şu metotlar kullanılır: (1) köpüğün son çöktürmede tutulmasını engellemek, (2) sıyrılan maddelerin geri devrinden kaçınmak ve (3) *Nocardia* köpüğü üzerine klor sprayi uygulamak.

Selektör ünitelerinin kullanımı *Nocardia* köpüğünü bertaraf edebilir. Küçük miktarlarda katyonik polimer kullanımı da bir diğer çözüm olarak düşünülebilir. Atıksu kanallarına lokantalardan, et işleme tesisleri gibi endüstrilerden yağ ve gresin girişinin önlenmesi de *Nocardia* probleminin çözümüne yardımcı olur.

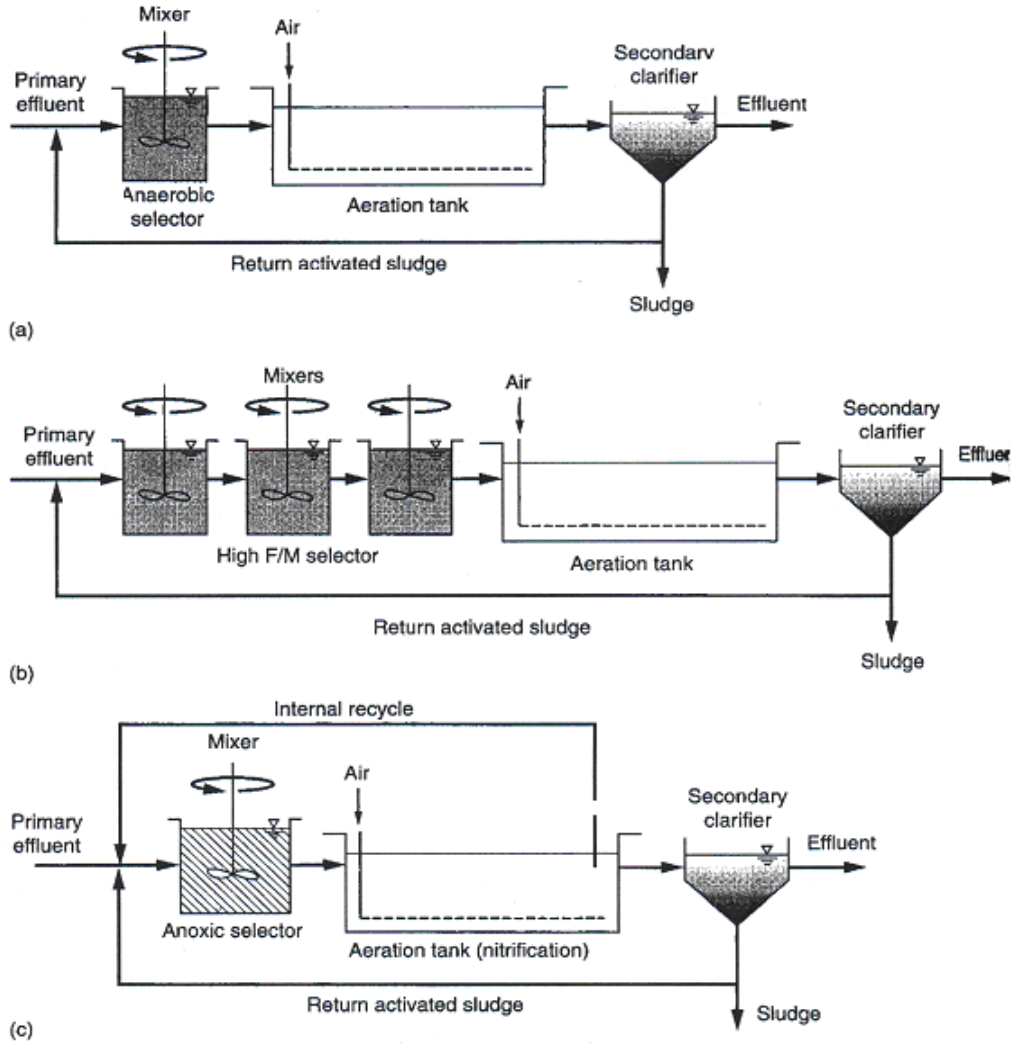
6.4.4 Selektör Aktif Çamur Prosesleri

1970'lerden önce filamentli kabarma aktif çamur proseslerinin başa çıkılmaz problemlerinden olarak bilinirdi. Ancak, Chudoba ve arkadaşlarının 1973 yılında filamentli kabarmayı kontrol eden ve çamurun çökelme özelliklerini geliştiren selektörleri dizayn etmesi bu problemin çözümünde önemli bir gelişme sağladı.

Selektör yaklaşımı, sistemde filamentli bakterilerin yerine flok oluşturan ve daha iyi çökelme özelliğine sahip bakteriler için uygun ortamın sağlandığı biyoreaktör kullanımı olarak özetlenebilir. Yüksek substrat konsantrasyonu filamentli olmayan organizmaların büyümesini sağlar (Şekil 38).



Şekil 38 Substrat konsantrasyonunun bir fonksiyonu olarak filamentli ve filamentli olmayan organizmaların büyüme eğrileri (Metcalf ve Eddy, 2003)



Şekil 39 Tipik selektör konfigürasyonları: (a) anaerobik/aerobik, (b) yüksek F/M ve (c) anoksik selektör (Metcalf ve Eddy, 2003)

Selektörler 20 ile 60 dakika temas süresi olan tek veya birkaç seri tankı içeren ve aerobik, anoksik ve anaerobik şartlar altında geri devir çamuru ile giriş atıksuyunun bulunduğu küçük reaktörlerdir. Değişik tip selektörler Şekil 39'da verilmiştir. Selektör aktif çamur havalandırma havuzunun önünde olur ve ayrı bir tam karışimli veya piston akımlı reaktör olarak dizayn edilir. Selektörlerin amacı kolayca ayrışabilen KOİ'nin flok oluşturan mikroorganizmalar tarafından tüketilmesidir. Partikül şeklindeki ayrışabilen KOİ ise havalandırma tankında yavaş bir şekilde bakteriler tarafından kullanılacaktır.

6.5 Düşük Hızlı Aktif Çamur Proseslerinin Tasarımı

Uzun zamandır birçok aktif çamur prosesinin modifikasyonu ile elde edilen tecrübeler ve kapsamlı araştırma sonuçlarına dayanarak küçük yerleşimler için aktif çamur sistemlerinin tasarımında düşük yüklü proseslerin kullanımı yaygınlık kazanmıştır. Bu proseslerin seçilmesindeki başlıca sebepler: (1) yüksek kaliteli çıkış suyunun elde edilmesi, (2) sistemlerin kararlılığı ve işletme kolaylığının olması, (3) düşük enerji ihtiyacı ve (4) sistemlerin biyolojik nütrient giderimi için kullanılabilmesidir. Nütrient giderimini sağlamak amacıyla bütün düşük hızlı aktif çamur prosesleri reaktör içinde aerobik, anoksik ve anaerobik koşulların oluşmasını sağlamak suretiyle ardışık modda çalıştırılabilirler. Aşağıda kısa ve genel bir bilgiden sonra, küçük yerleşimler için sıkça kullanılan proseslerden 5 tanesi tanıtılmıştır.

6.5.1 Temel Bilgi

Biyolojik reaktörlerin tasarımında 0,10'dan küçük F/M oranlarının kullanımıyla ifade edilen düşük yüklü sistem yaklaşımı, biyolojik nütrient giderimi için sıkça kullanılan yöntemdir. Bu sistemlerde 200 mg/L giriş BOİ₅'ine sahip bir evsel atıksu için havalandırma reaktöründeki hidrolik bekleme süresi, seçilen gerçek F/M oranına bağlı olarak 20 saat veya daha büyük olmaktadır. Karbon giderimi ve nitrifikasyon için tipik F/M oranları 0,05-0,1 değerleri arasındadır. Karbon oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyon için benzer değerler 0,03-0,06 aralığındadır. Düşük yüklü sistemler için SRT 20-40 gün veya daha büyük olmakta ve bu da çok kararlı atık aktif çamur oluşumunu sağlamaktadır. Ortalama çamur bekleme süresi 60 güne kadar olan tesisler bugün oldukça yaygındır. Genellikle, son çöktürmede AKM gideriminin iyi bir şekilde gerçekleştiği 80'den küçük SVI değerleri elde edilmektedir. Reaktörde hacimsel BOİ yükleri tipik olarak 192-240 kg/10³.m³' den küçüktür.

Genelde ön çöktürme, proses akış diyagramlarında bulunmaz. Bunun temel nedeni primer çamurun sekonder çamur ile birlikte bertaraf edilmek istenmesidir. Ön çöktürmeyle uzaklaştırılan katılar, aerobik ve anaerobik çürütme ile önemli ölçüde azaltılabilir. Tipik atık üretim oranları daha önce verilmiştir. 7500 m³/gün' den küçük arıtma tesisleri için, ön çöktürme ve anaerobik çürütme çoğunlukla ihmal edilir. Düşük BOİ'ye sahip giriş sularında ön çöktürme tanklarının kullanımı biyolojik nütrient giderimi için gerekli karbon miktarının da ön çöktürmede atıksudan ayrılması ihtimalini beraberinde getirir. Aerobik fazdaki BOİ dönüşümüne ek olarak, anoksik ve anaerobik fazlarda da karbonlu organik maddeler bir ihtiyaçtır. Biyolojik nütrient giderimini sağlamak amacıyla bütün düşük hızlı prosesler iki ya da üç fazı da içerecek şekilde işletilebilir.

Son çöktürme hidrolik yüke göre boyutlandırılır. Tipik çöktürme tankı tasarımlarında yüzey yükü 8 ile 28 m³/m².gün arasında, pik debi de 24 ile 64 m³/m².gün arasında tutulur. Uzun

6.5.2 Oksidasyon Havuzları

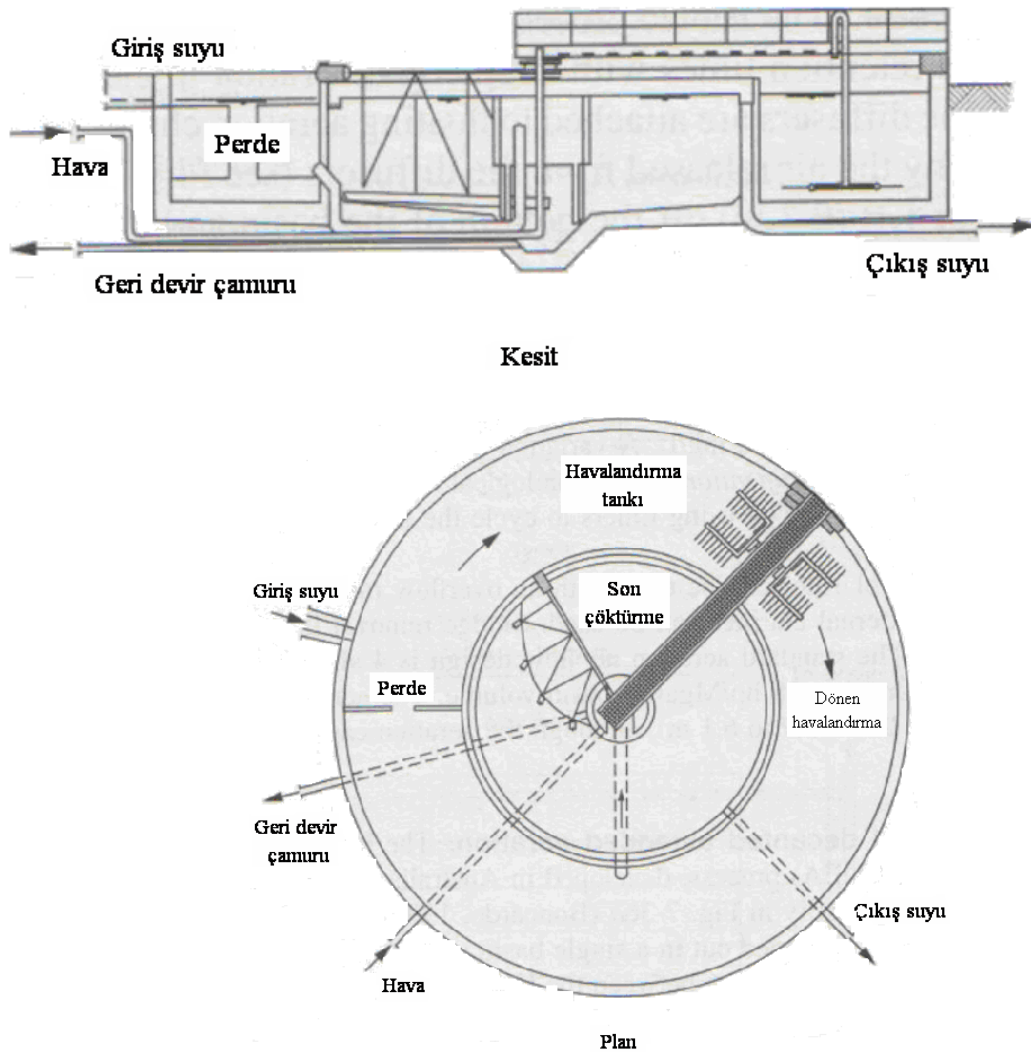
The diagram (a) illustrates a wastewater treatment process. It begins with 'Giriş suyu' (Inlet water) entering a large, horizontal, oval-shaped tank. Inside this tank, there is a horizontal arrow pointing right and a curved arrow indicating a clockwise rotation. The output from the bottom of this tank flows into a 'Son çöktürme' (Final settling) tank, which has a trapezoidal shape. From the top right of the settling tank, 'Çıkış suyu' (Outlet water) exits. From the bottom of the settling tank, 'Çamur' (Sludge) is discharged. A line labeled 'Geri devir aktif çamur' (Return activated sludge) connects the bottom of the settling tank back to the inlet of the first tank. The photograph (b) shows a real-world implementation of this system, featuring a large circular aeration tank with a central column and a surrounding walkway, followed by a rectangular settling tank with a sloped bottom. The entire facility is situated outdoors with a hill in the background.

1963 yılından bu yana, oksidasyon havuzu son derece verimli bir proses olduğunu kanıtlamış olup bugün sıkça kullanılmaktadır. Oksidasyon havuzunun tasarımı genel olarak hacimsel

organik yüke dayandırılır ki bu da 0,1 ile 0,3 kgBOİ/m³.gün arasındadır. Tipik çamur yaşı (SRT) 20-30 gün veya daha büyük, MLSS ise 2000-8000 mg/L arasındadır. Uzun bekletme süresi, yüksek MLSS ve verimli havalandırma sayesinde birçok bölgede kış aylarında bile tam nitrifikasyon gerçekleştirilebilmektedir. ÇO konsantrasyonunun kontrolü ve havuzun uzunluğunun artırılması yoluyla karbon oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyon mümkün olmaktadır. Oksidasyon havuzu içinde MLSS sürekli hareket halinde olduğundan küçük bir miktar ham atıksu da havuz boyunca beslenmektedir. İlaveten, sistemdeki organizma kütlesinin büyük olması sayesinde oksidasyon havuzları organik şok yüklerin arıtımında oldukça etkilidir.

6.5.3 Ters Akışlı Havalandırma Sistemi

Uzun havalandırılmalı aktif çamur prosesinin bir modifikasyonu olarak Schreiber tarafından geliştirilen ters akışlı havalandırma sistemi biyolojik nütrient giderimi için gerekli olan üç fazın da [aerobik (oksik), anoksik ve anaerobik] tek bir havalandırma tankında oluşturulmasını sağlayabilmektedir (bkz. Şekil 41). Havalandırma sistemi dairesel bir tankın üzerinde dönebilen bir destek köprüsünden ibarettir.



Köprüyü bir motor hareket ettirir ve köprü, dış uçları üzerinde tankın duvarı boyunca döner. Küçük kabarcıklı membran difüzörler köprüye asılı olarak tankın tabanından 0,23 m yukarı konurlar. Difüzörler ve difüzör destekleri köprü ile beraber hareket ettiklerinden tankın karıştırılmasına da faydalı olurlar. Köprünün dairesel hızı 3 devir/dk ya da daha azdır. Bu hız da tank içeriğinin tam karışımını tutulması için gerekli enerjiyi suya aktarmaya yeterlidir. Prosesin avantajı havalandırma için gerekli enerji ihtiyacının karışım için gerekli enerji ihtiyacından ayrılmasıdır.

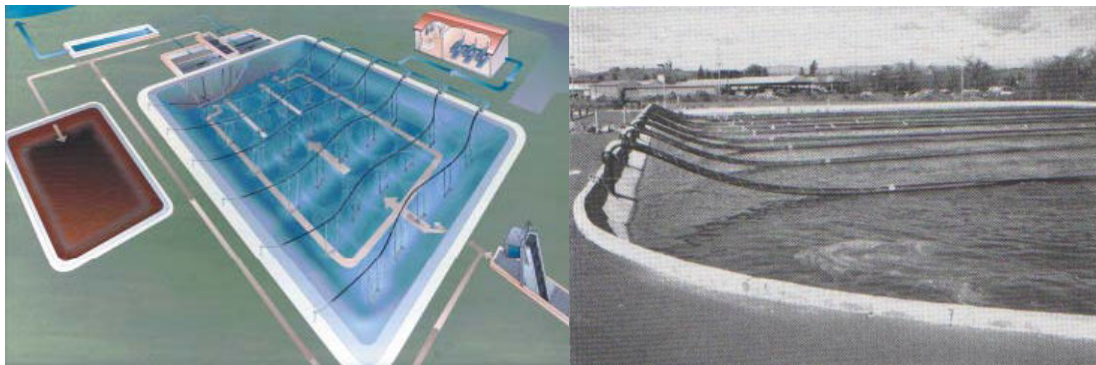
Köprü dönerken havalandırma açık olduğunda aerobik faz gerçekleşir ve hava reaktör bileşenleri arasında dispersiyonla dağılır. Sudaki ÇO konsantrasyonunun gözlemlenmesi ile hava debisi kontrol edilebilir. Suda gözlemlenen 0,7 ile 1,0 mg/L arasında ÇO konsantrasyonunun BOİ giderimi ve nitrifikasyon için yeterli olduğu görülmüştür. Sistem düşük yüke göre tasarlandığından nitrifikasyon için yeterli zaman kalmaktadır. Köprü tam karışımı sağlamak için dönmeye devam ettirilirken havalandırma durdurulabilir. Tanktaki ÇO tüketilecek ve bu durumda tank anoksik olacaktır. Denitrifikasyon işlemi tamamlandığında ise tankta hiç oksijen kaynağı kalmayacak ve anaerobik ortam oluşacaktır. Bu ise fosfor giderimini güçlendiren bir durumdur.

6.5.4 Biolac Proses

Biolac prosesi, toprak hendeklerde uzun çamur yaşı ile batmış havalandırmayı birleştiren tescilli bir prostestir. Yüzen havalandırma gruplarına bağlı ince kabarcıklı membran difüzörler hendek boyunca yerleştirilmiştir (bkz. Şekil 42). Difüzörler hendeğin tabanından yaklaşık olarak 0,3 m yukarıda tutulur ve atıksuyun oksijen ihtiyacına göre hassas ayar yapabilmek için ayrı ayrı kontrol edilebilirler. Havalandırma hendekleri tipik olarak 2,4 ile 4,6 m derinliktedir.

Proses nitrifikasyon için de tasarlanabilir çünkü çamur yaşı 40 ile 70 gün arasındadır. F/M oranı 0,04 ile 0,1 arasında olup MLSS 1500' le 5000 mg/L arasında değişir. Dalgalı oksidasyon modifikasyonu olarak bilinen standart prosesin bir varyasyonu her bir havalandırma grubunda zaman ayarlayıcı kullanılmak suretiyle hava debisini belirli bir seviyede tutarak eş zamanlı nitrifikasyon-denitrifikasyon olanağı sağlar.

16 m³/m².gün' lük bir yüzey yükü ile sisteme birleşik bir çöktürme tankı kullanılabileceği gibi sistemden sonra klasik çöktürme tankıda kullanılabilir. Havalandırma grupları tipik olarak 3,6-6,0 m aralıklarla yerleştirilebilir.



Şekil 42 Biolac aktif çamur prosesi görünüşleri

6.5.5 Kesikli Boşaltma Yapılan Uzun Havalandırma (Intermittent Decanted Extended Aeration, IDEA)

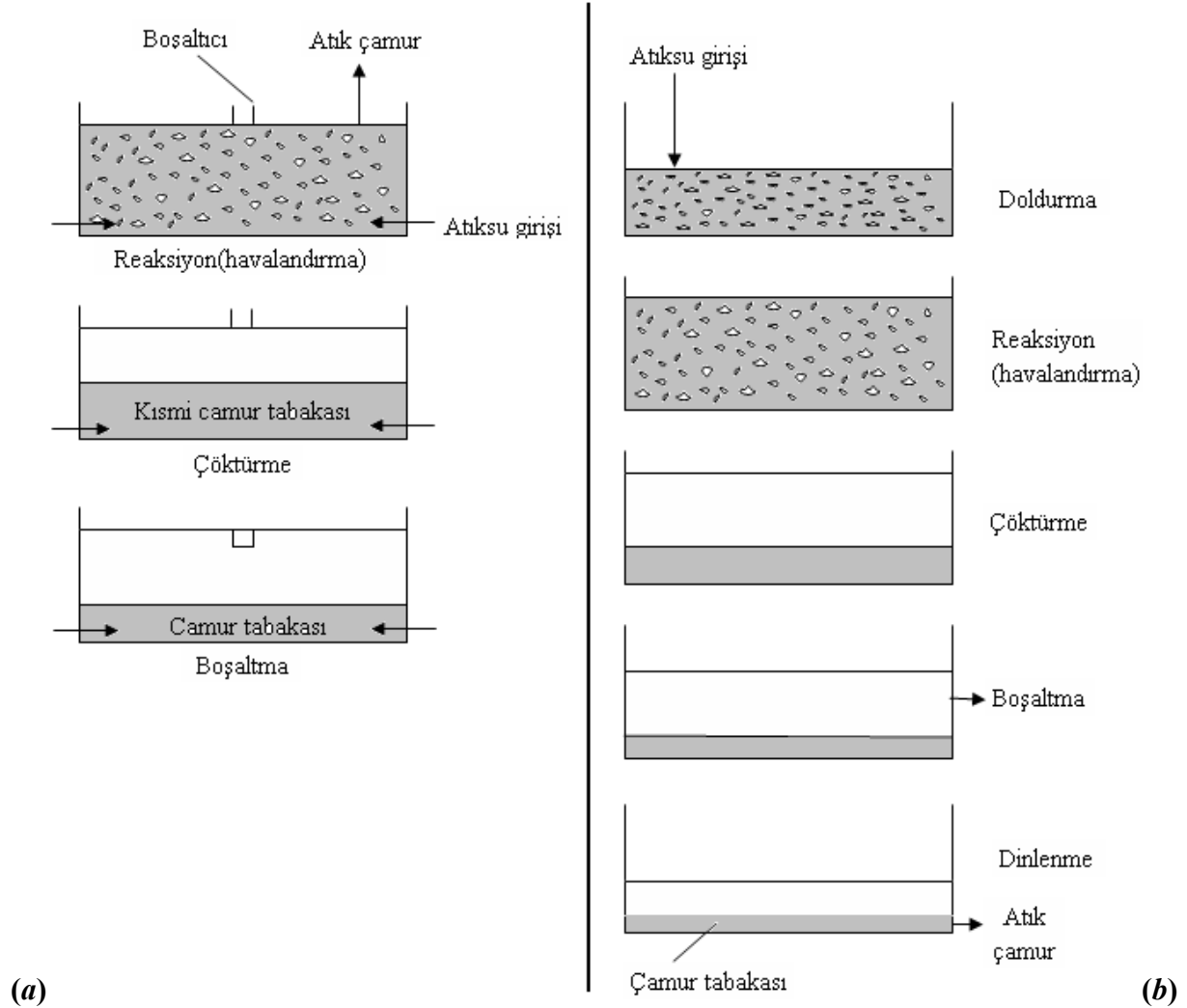
30 yıl önce Avustralya’ da geliştirilen kesikli boşaltma yapılan uzun havalandırma (IDEA) prosesi Şekil 43a’da şematik olarak gösterilmiştir (Boncardo, 1997, ve Chong, 1997). Fiziksel olarak tek bir havuz içeren proses, atıksuyun sürekli girişine imkan sağlarken, prostesten arıtılmış suyun çıkışı kesiklidir. IDEA prosesi ve diğer klasik aktif çamur prosesleri arasındaki fark, klasik aktif çamur proseslerinde biyolojik arıtma kademeleri farklı tanklarda yapılırken IDEA’ da bütün kademelerin aynı tankta sırayla yapılmasıdır. Havalandırma ve çöktürme işlemleri aynı tankta yapıldığından çöktürme tankından havalandırma tankına çamur geri devrinin yapılmasına gerek yoktur. Normal işletmede 4 saatlik bir döngü kullanılır. Her bir döngü (1) havalandırma, (2) çöktürme ve (3) boşaltma olmak üzere, sırasıyla 2 saat, 1 saat ve 1 saat civarında olan üç faza bölünür. Nitrifikasyon ve BOİ dönüşümü havalandırma fazı sırasında meydana gelir. Denitrifikasyon çöktürme fazında meydana gelmektedir. Ekstra denitrifikasyon ve çöktürülmüş duru fazın sistemden deşarjı boşaltma fazında meydana gelmektedir. Fazla çamurun atılması tank içerisinde tam karışım olduğu durumda yani havalandırma fazında gerçekleştirilir. Çamurun havalandırma tankından atılması her gün atılan çamur miktarının hesaplanmasında kolaylık sağlar.

Küçük yerleşimler için kullanılan sistemlerde (2000 veya daha az nüfus), çamur, yoğunlaştırma ve uzun süreli depolama amacıyla bir depoya alınır ve oluşan süpernatant tesis girişine geri döndürülür. Lagünlerin çamur depolama maksadıyla kullanılması halinde katı maddeler periyodik olarak kurumaya bırakılır ve arazide ya da bir çöp depolama alanında bertaraf edilir. Daha büyük tesislerde çamur çoğunlukla bir yoğunlaştırıcıya verilir. Yoğunlaştırılmış katılar bir fitre presle susuzlaştırılır. Yoğunlaştırıcıda ve fitre preste oluşan sıvı faz tesis girişine geri döndürülür. Susuzlaştırılan katılar toprak şartlandırıcısı olarak kullanmak için genellikle kompostlaştırılır.

Boncardo, 1997 ve Chong, 1997 tarafından yapılan ve Crites ve Tchobanoglous, 1998’ de yer alan proses için tipik dizayn parametreleri aşağıdaki gibidir :

Besin/mikroorganizma oranı (F/M)	0,04 – 0,08
Çamur bekletme süresi	12 – 25 gün
Hidrolik bekletme süresi (Average Dry Weather Flow, ADWF)	20 – 40 saat
Savak yükü (maksimum)	$1,24 - 1,74 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{gün.m}$
Havalandırma kapasitesi	$2,4 \text{ kgO}_2/\text{kgBOİ}$
En yüksek havalandırma sınırı	$3 - 4 \times \text{ADWF}$
Havalandırma süresi	12 saat/gün
Havalandırıcı tipi	Yüzeyssel ya da difüzörlü havalandırma
Günde gerçekleşebilecek döngü sayısı	6

Döngüler genellikle kış şartlarına göre modifiye edilir. IDEA prosesi havalandırma işleminden hemen önce bir anaerobik adım koymak suretiyle fosfor giderimi için modifiye edilmiştir. Modifikasyonda havalandırmadan önce bir anoksik ve bir de anaerobik evre uygulanmıştır (Boncardo, 1997). IDEA prosesinin aşağıda anlatılan ardışık kesikli reaktöre nazaran avantajı iki tank gereksiniminin olmaması ve gerekli kontrollerin basitleştirilmesidir.



Şekil 43 (a) Kesikli boşaltma yapılan uzun havalandırma (IDEA) ve (b) ardışık kesikli reaktör (AKR) prosesleri için işletme döngüleri. (Crites ve Tchobanoglous, 1998).

6.5.6 Ardışık Kesikli Reaktör

Doldur boşalt tipi aktif çamur prosesi olan ardışık kesikli reaktör (SBR) yukarıda anlatılan IDEA prosesinin değişik versiyonudur. Daha önce de belirtildiği gibi SBR sistemlerinde 5 genel aşamaya yer verilir: (1) doldurma, (2) reaksiyon (havalandırma), (3) çöktürme, (4) boşaltma, (5) bekleme. Bu aşamaların her biri Şekil 43b’de gösterilmiştir. Arıtma hedeflerine bağlı olarak doldurma operasyonu sadece doldurma, (doldurma ve karıştırma) ya da (doldurma, karıştırma ve havalandırma) şeklinde uygulanabilir. Spesifik arıtma hedeflerini sağlamak amacıyla her aşamanın gerçekleştiği periyotlarda farklı modifikasyonlar uygulanabilir. Ardışık kesikli reaktör işletiminde performansı büyük oranda etkileyen diğer önemli bir adım da atık çamurdur. Bu 5 aşamanın hiç birine çamur atılması dahil edilmemiştir

çünkü çamur deşarjı için ayrılmış bir zaman dilimi yoktur. Çamur atılmasının sıklığı ve miktarı beklenen performans gereksinimine göre ayarlanır. Ardışık kesikli bir reaktörde, atık çamur genellikle çöktürme veya bekleme fazlarında sistemden atılır.

Örnek 4: Uzun Havalandırılmalı Aktif Çamur Proseslerinin Dizaynı (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aşağıda karakteristiği verilen atıksuyu arıtmak için difüzörlü havalandırıcı ile havalandırılan aktif çamur prosesini dizayn ediniz. Dizayn F/M oranı $0,04 \text{ gün}^{-1}$, çıkış suyunda nitrat konsantrasyonu $2,0 \text{ mg/L}$ ’ye eşit veya daha küçük, amonyak konsantrasyonu ise $1,0 \text{ mg/L}$ ’den küçüktür. Farzedilen tesis, $\theta_c = 20$ gün olacak şekilde işletilecektir. Kabul edilen $MLSS = 4000 \text{ mg/L}$ ’dir ve bunun $0,65$ ’i uçucu özelliktedir.

1. Ön çöktürmeden sonraki BOI_5 : 160 mg/L
2. Ön çöktürmeden sonraki KOI : 250 mg/L
3. Ön çöktürmeden sonraki organik azot : 18 mg/L
4. Ön çöktürmeden sonraki amonyak azotu : 22 mg/L
5. Ön çöktürmeden sonraki fosfor : 5 mg/L
6. Ön çöktürmeden sonraki AKM : 100 mg/L
7. Alkalinite : $350 \text{ mgCaCO}_3/\text{L}$
8. Soğuk aylarda atıksu sıcaklığı : 20°C
9. Ortalama debi : $2840 \text{ m}^3/\text{gün}$
10. Maksimum günlük pik faktörü : $2,5$

Çözüm

1. Beklenen çıkış suyu kalitesinin belirlenmesi. Geçmiş deneyimlere göre uzun havalandırma prosesinin aşağıdaki çıkış kalitesini sağlaması beklenmektedir.

$$BOI_5 = 10,0 \text{ mg/L}$$

$$AKM = 10,0 \text{ mg/L}$$

$$NH_3-N = < 1,0 \text{ mg/L}$$

$$NO_3-N = \leq 2,0 \text{ mg/L}$$

$$P = 1,0 \text{ mg/L}$$

2. Dizayn yüklerinin belirlenmesi.

$$BOI_5 = (160 \text{ gr/m}^3)(2840 \text{ m}^3/\text{gün})(10^{-3} \text{ kg/gr}) = 454,4 \text{ kg/gün}$$

$$KOI = (250 \text{ gr/m}^3)(2840 \times 10^{-3}) = 710 \text{ kg/gün}$$

$$\text{Org. N} = (18 \text{ gr/m}^3)(2840 \times 10^{-3}) = 51,12 \text{ kg/gün}$$

$$NH_3-N = (22 \text{ gr/m}^3)(2840 \times 10^{-3}) = 62,48 \text{ kg/gün}$$

$$AKM = (100 \text{ gr/m}^3)(2840 \times 10^{-3}) = 284 \text{ kg/gün}$$

$$P = (5 \text{ g/m}^3)(2840 \times 10^{-3}) = 14,2 \text{ kg/gün}$$

3. Reaktör boyutunun belirlenmesi: Bekletme süresinin ve organik yükün tespiti.

a. Denklem (6.1) kullanılarak reaktör hacminin belirlenmesi:

$$V = \frac{(Q)(S_0)}{X(F/M)} = \frac{(2840 \text{ m}^3 / \text{gün})(160 \text{ mg} / \text{L})}{(4000 \text{ mg} / \text{L})(0,04 \text{ gün}^{-1})} = 2840 \text{ m}^3$$

b. Bekletme süresi kontrolü:

$$\theta = \frac{V}{Q} = \frac{2840 \text{ m}^3}{2840 \text{ m}^3 / \text{gün}} = 1 \text{ gün} = 24 \text{ saat}$$

c. Hacimsel organik yükün tespiti:

$$L_{org} = \frac{(Q)(S_0)}{V} = \frac{(2840 \text{ m}^3 / \text{gün})(160 \text{ gr} / \text{m}^3)10^{-3} \text{ kg} / \text{gr}}{2840 \text{ m}^3} = 0,16 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot \text{gün}$$

4. Oksijen ihtiyacının belirlenmesi.

a. Toplam oksijen ihtiyacının, bütün azotun nitrata dönüştürüldüğü ve denitrifikasyon işleminden oksijen kazanımı olmadığı kabulü ile belirlenmesi

$$\begin{aligned} \text{O}_2 (\text{kg/gün}) &= (1 \text{ kgO}_2/\text{kgKOİ})(\text{KOİ yükü/gün}) + 4,6 (\text{kgNO}_3 \text{ üretilen/gün}) \\ &= (1,0)(710) + 4,6(51,12+62,48) = 1232 \text{ kg/gün} = 51,3 \text{ kgO}_2/\text{saat} \end{aligned}$$

b. Denklem (6.7) kullanılarak, kullanılacak olan difüzör için standart oksijen transfer hızının belirlenmesi:

$$AOTR = SOTR \left(\frac{\beta C_{sTH} - C_L}{C_{s20}} \right) (1,024^{T-20}) (\alpha) (F)$$

Burada; AOTR = Toplam O₂ transfer hızı = 51,3 kgO₂/saat

$$\beta = 0,95$$

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$P_d = 146 \text{ kPa} (4,57 \text{ m difüzör derinliği için})$$

$$O_t = \%19$$

$$C_{sTH} = 9,08$$

$$P_{atm,H} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$C_{\bar{s}TH} = C_{sTH} \frac{1}{2} \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right)$$

$$= (9,08) \left(\frac{1}{2} \right) \left(\frac{146}{101,3} + \frac{19}{21} \right) = 10,65 \text{ mg / L}$$

$$C_L = 2,0 \text{ mg/L (verilen)}$$

$$\alpha = 0,6 \text{ (verilen)}$$

$$F = 0,9 \text{ (kabul)}$$

$$SOTR = AOTR \left(\frac{C_{s20}}{\beta C_{\bar{s}TH} - C_L} \right) \left(\frac{1}{1,024^{T-20}} \right) \left(\frac{1}{\alpha} \right) \left(\frac{1}{F} \right)$$

$$= 51,3 \left[\frac{9,08}{(0,95)(10,65) - 2} \right] \left(\frac{1}{1,024^{20-20}} \right) \left(\frac{1}{0,6} \right) \left(\frac{1}{0,9} \right)$$

$$= 106 \text{ kgO}_2/\text{saat}$$

5. Son çöktürme havuzunun boyutlandırılması ve katı madde yükünün tespiti.

a. Denklem (6.12) kullanılarak çökelme hızının tahmini:

$$V_i = V_{\max} \exp(-Kx10^{-6} X)$$

$$V_{\max} = 7 \text{ m/saat (verilen)}$$

$$K = 600 \text{ L/mg (verilen)}$$

$$X = 4000 \text{ mg/L}$$

$$V_i = 7 \exp(-600x10^{-6} x4000) = 0,635 \text{ m / saat}$$

b. Denklem (6.11) kullanılarak yüzeysel yükün hesaplanması (emniyet faktörü (SF)=2,0):

$$OR_{dizayn} = \frac{(V_i)(24\text{saat / gün})}{SF} = \frac{(0,635\text{m / h})(24\text{saat / gün})}{2} = 7,62 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{gün} \cong 8 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{gün}$$

- c. Denklem (6.5) kullanılarak geri devir oranı tespiti (geri devir konsantrasyonu $X_r = 10000 \text{ mg/L}$ kabul ediniz):

$$\alpha = \frac{(X, \text{mg} / \text{L})}{X_r, \text{mg} / \text{L} - X, \text{mg} / \text{L}}$$

$$= \frac{(4000 \text{mg} / \text{L})}{(10000 \text{mg} / \text{L} - 4000 \text{mg} / \text{L})} = 0,67$$

- d. Son çöktürmedeki katı madde yükü:

$$SLR = \frac{(1 + \alpha)(Q)(X)}{A}$$

$$A = \frac{Q}{OR_{dizayn}} = \frac{2840 \text{m}^3 / \text{gün}}{8 \text{m} / \text{gün}} = 355 \text{ m}^2$$

Bu sonucu SLR denkleminde yerine koyarsak:

$$SLR = \frac{(1 + 0,67)(2840 \text{m}^3 / \text{gün})(4000 \text{gr} / \text{m}^3)(10^{-3} \text{kg} / \text{gr})}{355 \text{m}^2} = 53,44 \text{ kg} / \text{gün} = 2,22 \text{ kg} / \text{saat}$$

6. Atık çamur hesabının $0,4 \text{ kghücre/kgKOİgün}$ kabulü ile hesabı

$$\text{Atık çamur} = (0,4 \text{ kghücre/kgKOİgün})(710 \text{ kg/gün}) = 284 \text{ kg/gün}$$

7. İşletme şartlarında nitrifikasyon organizmalarının maksimum büyüme hızının hesabı

- a. Denklem (5.12) kullanılarak büyüme hızının belirlenmesi:

$$\mu_N = \mu_{N \max} \left(\frac{N}{K_N + N} \right) \left(\frac{CO}{K_{O_2} + CO} \right) (e^{0,098(T-15)}) [1 - 0,833(7,2 - pH)]$$

- b. μ_N ' in belirlenebilmesi için bilinmesi gereken değerler:

$$T = 20^\circ\text{C}$$

$$\mu_{N \max} = 0,45 \text{ gün}^{-1} (15^\circ\text{C}' \text{ de})$$

$$N = \text{Organik azot} + \text{amonyak azotu} = 18 + 22 = 40 \text{ mg/L}$$

$$K_N = 10^{0,051T-1,158} = 10^{0,051(20)-1,158} = 0,73$$

$$\text{ÇO} = 2,0 \text{ mg/L}$$

$$K_{O_2} = 1,3$$

$$\text{pH} = 7,2 \text{ (kabul)}$$

$$\mu_N = 0,45 \left(\frac{40}{0,73 + 40} \right) \left(\frac{2}{1,3 + 2} \right) \left(e^{0,098(20-15)} \right) [1 - 0,8333(7,2 - 7,2)] = 0,44 \text{ gün}^{-1}$$

8. Maksimum substrat kullanım hızının (k) belirlenmesi:

$$k = \frac{\mu_N}{Y_N}$$

$$\mu_N = 0,44 \text{ gün}^{-1} \text{ (adım 7)}$$

$$Y = 0,16 \text{ (Tablo 7)}$$

$$k = \frac{0,44 \text{ gün}^{-1}}{0,16} = 2,75 \text{ gün}^{-1}$$

9. Dizayn substrat kullanım faktörünün (U) belirlenmesi:

$$\frac{1}{\theta_c} = YU - k_d$$

$$k_d = 0,04 \text{ gün}^{-1} \text{ (Tablo 7)}$$

$$U = \left(\frac{1}{\theta_c} + k_d \right) \frac{1}{Y}$$

$$= \left(\frac{1}{20} + 0,04 \right) \frac{1}{0,16} = 0,56 \text{ gün}^{-1}$$

10. Çıkış suyunda amonyak (NH₃) konsantrasyonunun belirlenmesi:

$$U = \frac{kN}{K_N + N} = 0,56 \text{ gün}^{-1}$$

$$k = 2,75 \text{ gün}^{-1} \text{ (adım 8)}$$

$$K_N = 0,73 \text{ (Tablo 7)}$$

$$0,56 = \frac{2,75N}{0,73 + N} = 0,187 \text{ mg / L} \quad (0,187 < 1 \text{ mg/L; UYGUN})$$

11. Denklem (5.15) kullanılarak nitrifikasyon için gerekli hidrolik bekletme süresinin (θ_N) belirlenmesi:

$$\theta_N = \frac{N_0 - N}{UX}$$

$$N_0 = 40 \text{ mg/L} \quad (\text{soruda veriliyor})$$

$$N = 0,187 \text{ mg/L} \quad (\text{adım 10})$$

$$U = 0,56 \text{ gün}^{-1}$$

$$f_N = \frac{0,16(NH_3 \text{ giderimi})}{0,6(BOI_5 \text{ giderimi}) + 0,16(NH_3 \text{ giderimi})} \quad (\text{bkz. Tablo 6' da denklem (5.7)})$$

$$f_N = \frac{0,16(40 - 0,187)}{0,6(160 - 10) + 0,16(40 - 0,187)} = 0,066$$

$$X = (4000 \text{ mg / L}) \times (0,65)(0,066) = 171,6 \text{ mg / L}$$

$$\theta = \frac{(40 \text{ mg / L} - 0,187 \text{ mg / L})}{0,56 \text{ gün}^{-1}(171,6 \text{ mg / L})} = 0,41 \text{ gün} = 9,9 \text{ saat}$$

12. 20°C için denitrifikasyon hızının hesabı:

($R_{DN20} = 0,1 \text{ gün}^{-1}$ ve $DO = 0,15 \text{ mg/L}$ olarak kabul edilecek):

$$R_{DNT} = R_{DN20} \times 1,09^{(T-20)}(1 - \text{ÇO})$$

$$= 0,1 \times 1,09^{(20-20)}(1 - 0,15)$$

$$= 0,085 \text{ gün}^{-1}$$

13. Denklem (5.15) kullanılarak denitrifikasyon için gereken bekletme süresinin belirlenmesi, R_{DN20} değeri U değerinin yerine konduğunda:

$$U = \frac{N_0 - N}{\theta X}$$

$$\theta = \frac{N_0 - N}{UX} = \frac{40 - 2}{0,085 \times 4000 \times 0,65}$$

$$= 0,17 \text{ gün} = 4,1 \text{ saat}$$

14. Nitrifikasyon ve denitrifikasyon için gerekli olan toplam bekletme süresi:

$$D_{TN+DN} = 9,9 \text{ saat} + 4,1 \text{ saat} = 14,0 \text{ saat} \quad (14,0 \text{ saat} < 24,0 \text{ saat; UYGUN})$$

Açıklama. 3. aşamada nitrat kullanımı için, verilen oksijende hiçbir kısıtlama yapılmaz. Eğer nitrat kullanımı düşünülüyorsa öncelikle amonyağın nitrifiye edilmesi için oksijen gereksiniminde %50 kadar bir indirime gidilir.

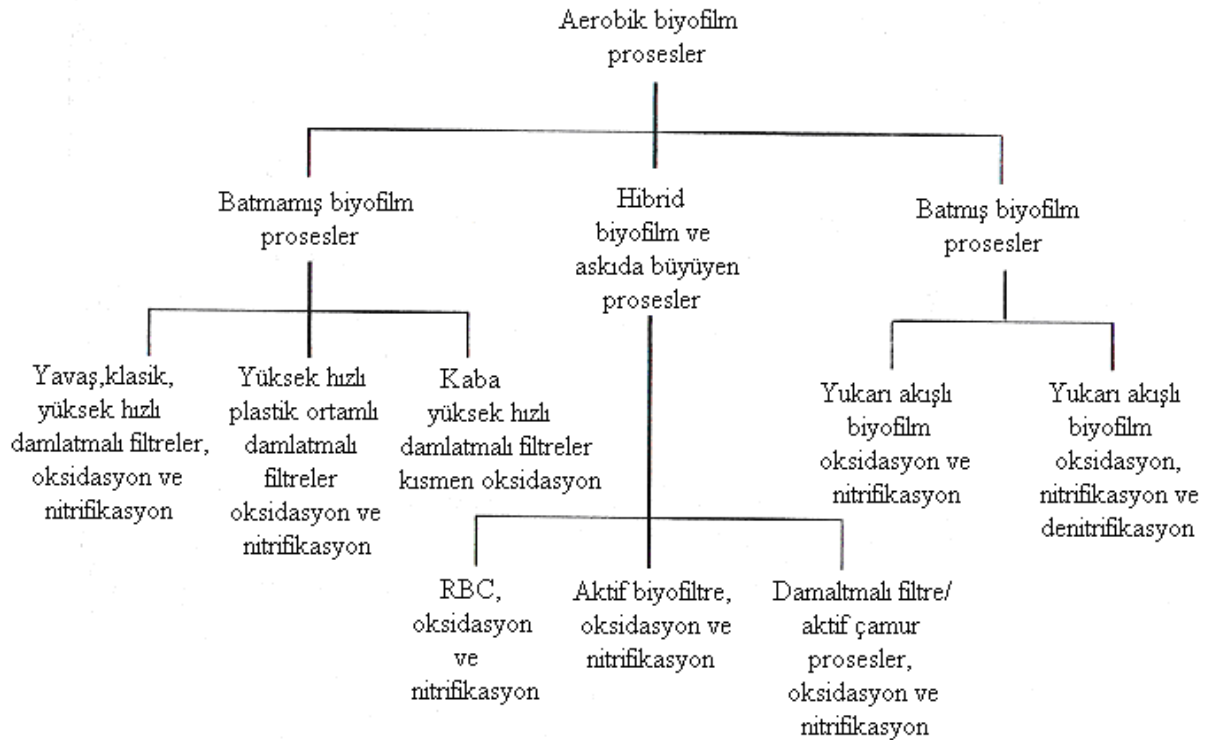
7 AEROBİK BİYOFİLM PROSESLERİ

Aerobik biyofilm proseslerde arıtmadan sorumlu mikroorganizmalar, önceki bölümlerde değerlendirilen askıda-büyüyen proseslerin aksine, sabit bir yatak üzerinde gelişirler. Bağlı biyofilm sistemlerinin ilk kullanımı 1900'li yılların başlarına dayanmaktadır (Dunbar, 1908). Uzun yıllar biyofilm prosesleri, evsel atıksuların arıtımı için kullanılan en yaygın biyolojik sistemdir. Daha sıkı arıtma gereksinimleri ortaya çıktıkça tipik olarak damlatmalı filtreler şeklinde kullanılan klasik biyofilm sistemlerin kullanımı azaldı. Bununla birlikte yeni hibrid proseslerin hayli verimli olduğu görülmüştür. Bu bölümde damlatmalı filtreler detaylı olarak incelenirken, diğer biyofilm sistemleri hakkında da kısaca bilgi verilmiştir.

7.1 Proses Sınıflandırılması ve Karakteristikleri

Aerobik biyofilm prosesleri Şekil 44'de gösterildiği gibi sınıflandırılabilir: (1) batmamış biyofilm prosesler, (2) hibrid (biyofilm ve askıda büyüyen) prosesler, ve (3) batmış biyofilm prosesler.

Batmamış biyofilm prosesler; çözünabilir atıklar ve diğer seyreltik organik atıkların arıtımı için daha uygundur. Hibrid prosesler hem partiküler hem de çözünabilir atıkların arıtımında kullanılabilir. Batmış biyofilm prosesler, karbonlu maddelerin oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyonu da içeren, evsel atıksuların arıtımı için kullanılır.



Şekil 44 Biyofilm proseslerinin genel sınıflandırılması, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

7.2 Proses İşletilmesi ve Mikrobiyoloji

Hibrid proseslerin mikrobiyolojisi benzer olsa da, ilerleyen paragraflarda verilen biyofilm proseslerinin mikrobiyolojisi ile ilgili açıklamalar daha çok batmamış biyofilm sistemlerinden damlatmalı filtreler içindir. Nispeten yeni prosesler olan batmış biyofilm sistemlerinin mikrobiyolojisi hakkında çalışmalar devam ettiğinden bu sistemlerin mikrobiyolojisi henüz tam olarak tanımlanmamıştır. Atıksuyun arıtımında damlatmalı filtrenin verimli bir şekilde kullanılması için mikroorganizmaların rolünü iyi anlamak gereklidir.

Damlatmalı filtrelerde işletme esnasında atıksu, filtrenin yüzeyine bir ya da daha fazla dönen distribütör vasıtasıyla uygulanır, yatak boyunca aşağıya doğru sızar ve aşağıda toplanarak bir çıkış kanalına aktarılır. Böylece filtre yatağı üzerinde jelatinimsi biyolojik film tabakası meydana gelir ve küçük askıda katılar, kolloidler ve çözünmüş organik katılar bu film tabakası tarafından absorbe edilerek organik maddelerin aerobik oksidasyonu gerçekleştirilir. Sonunda film tabakası hücre formunda olan organik maddelerin birikimiyle kalınlaşır ve zaman zaman sıyrılarak kopar ve çıkış suyu ile birlikte deşarj edilir. Bu nedenle, damlatmalı filtrelerden çıkan sular filtreden geçen katıların giderilmesi amacıyla çöktürmeye ihtiyaç duyar. Biyokütlenin sistemden atılması uygulanan hidrolik yüklerin doğru kontrolüyle elde edilebilir (Albertson, 1989). Damlatmalı filtrelerin önemli bir özelliği, son çöktürmeden çıkan suyun veya damlatmalı filtre çıkış suyunun geri devir yapılmasıdır. Atıksu debisi değiştiğinde genellikle geri devir oranları da filtreden geçen debinin sabit kalması için ayarlanır.

Bir damlatmalı filtrede organik maddenin biyolojik dönüşümü aerobik, anaerobik ve fakültatif bakteri, mantar, alg ve protozoları içeren mikroorganizma topluluklarıyla gerçekleştirilir. Solucan, böcek larvaları ve salyangozlar gibi daha yüksek hayvanlar mevcuttur. Biyolojik topluluktaki bu çeşitlilik; organik yük, hidrolik yük, giriş atıksu kompozisyonu, pH, sıcaklık, hava varlığı ve diğer çevresel faktörlerdeki değişikliklere bağlı olarak meydana gelmektedir.

Batmamış damlatmalı filtrelerde baskın mikroorganizmalar fakültatif bakterilerdir. Fakültatif bakterilerin rolü aerobik ve anaerobik bakterilerle birlikte atıksudaki organik materyali ayrıştırmaktır. Büyümeye uygun olmayan koşullarda çamur tabakası içinde filamentli formlar bulunacaktır. Filtrenin alt kısımlarında nitrifikasyon bakterileri mevcut olmaktadır. Mantarlar da atığın stabilizasyonuna katkıda bulunur ancak katkıları sadece düşük pH değerlerinde ve belirli endüstriyel atıklarda önemli seviyeye ulaşır. Bazen, büyümeleri çok hızlı olur ve filtre tıkanarak havalandırma sınırlanır.

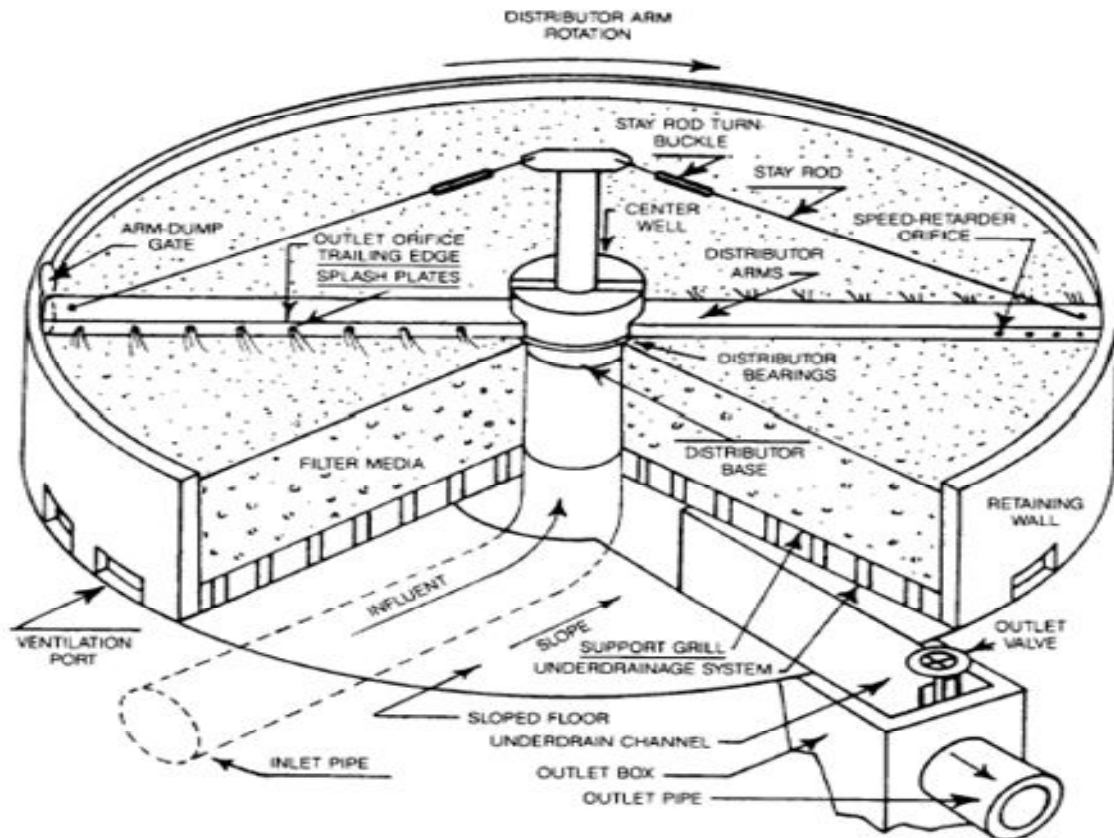
Filtrenin sadece güneş ışığı alabilen daha üst bölgelerinde alg büyümesi ile karşılaşılabilir. Genel olarak algler atıkların parçalanmasında doğrudan rol almayıp gündüz süresince atıksuya oksijen kazandırır. İşletme açısından bakıldığında filtre yüzeyinin tıkanmasına ve bu sebeple kokuya neden olduklarından alglerin sorun çıkardığı söylenebilir. Filtrelerde baskın olan bir diğer grup ise protozodur. Aktif çamur prosesinde olduğu gibi, işlevleri atığı stabilize etmek değil bakteriyel popülasyonu kontrol etmektir. Salyangoz, kurt ve böcekler gibi daha büyük canlılar biyolojik filmlerle beslenirler. Bunun sonucunda bakteriyel popülasyonun logaritmik fazda çalışmasına yani hızlı besin tüketimine yardımcı olurlar. Daha yüksek trofik kademedeki hayvan formları yüksekliği büyük olan damlatmalı filtrelerde yaygın değildir. Salyangozlar özellikle nitrifikasyonun gerçekleştiği filtrelerde sorun çıkarırlar. Çünkü, bu canlıların nitrifikasyon bakterilerinin çoğunu tükettikleri bilinmektedir.

7.3 Batmamış Biyofilm Prosesleri

Biyolojik filtreler olarak da isimlendirilen damlatmalı filtreler, evsel ve diğer atıksuların arıtılması amacıyla günümüze kadar oldukça geliştirildi. Bakteriyel büyüme ile filtreler hızla tıkadığından 5 ile 10 cm' ye kadar büyük taş boyutları kullanılarak tıkanma en aza indirildi (Dunbar, 1908). Daha yüksek porozite sağlanması amacıyla yeni plastik ortamlar geliştirilmiştir. Yüksek porozite ve daha düşük ağırlığa sahip yatak malzemelerinin kullanımı derin tip filtrelerin yaygın olarak kullanılmasını sağlamıştır.

7.3.1 Klasik ve Derin Damlatmalı Filtreler

Klasik bir damlatmalı filtre (Şekil 45) yatağı 50-100 mm boyutlarındaki kaya, cüruf veya çakıl malzemeleri içermektedir. Bazen sığ yataklar kullanılmasına rağmen, yaygın olarak yatak derinliği 2-3 m arasındadır. Klasik filtreler; hidrolik ve organik yük ile geri devir oranına bağlı olarak düşük hızlı, standart hızlı ve yüksek hızlı olarak sınıflandırılırlar (Tablo 19). Düşük hızlı damlatmalı filtrelerde geri devir olmadığından nadiren kullanılsa da hala uygulamaları bulunmaktadır. İyi işletilen standart hızlı damlatmalı filtrelerde çıkış suyu BOİ₅ ve AKM konsantrasyonları tipik olarak 20 mg/L civarındadır. Düşük yüklerde klasik damlatmalı filtreler nitrifikasyon için verimli bir şekilde kullanılmaktadır.



Şekil 45 Klasik Damlatmalı Filtre şematik görünümü

Tablo 19 Damlatmalı filtrelerin değişik tipleri için tipik dizayn bilgileri (Metcalf ve Eddy, 2003)

	Düşük hız	Orta hız	Yüksek hız	Yüksek hız	Kaba
Filtre ortamı	Taş	Taş	Taş	Plastik	Taş/Plastik
Hidrolik yük, $m^3/m^2.gün$	1-4	4-10	10-40	10-75	40-200
Organik yük, $kgBOİ_5/m^3.gün$	0,07-0,22	0,24-0,48	0,4-2,4	0,6-3,2	>1,5
Geri devir oranı	0	0-1	1-2	1-2	0-2
Haşereler	Birçok	Değişik	çok az	çok az	çok az
Sıyırılma	Kesikli	Kesikli	Sürekli	Sürekli	Sürekli
Derinlik, m	1,8-2,4	1,8-2,4	1,8-2,4	3,0-12,2	0,9-6
BOİ ₅ giderim verimi, %	80-90	50-80	50-90	60-90	40-70
Çıkış suyu kalitesi	iyi nitrifikasyon	biraz nitrifikasyon	nitrifikasyon yok	nitrifikasyon yok	nitrifikasyon yok

Derin damlatmalı filtre; sabit ortam olarak özel olarak dizayn edilmiş yüksek poroziteli plastik modüllerin kullanıldığı, klasik damlatmalı filtrelerin bir modifikasyonudur. Kullanılan plastik ortamın spesifik yüzey alanı $80-200 m^2/m^3$ değerleri arasında iken kaya için bu değer $40-100 m^2/m^3$ aralığındadır. Böyle filtreler 4,5-12 m yüksekliğinde inşa edilebilmektedir. Klasik aktif çamur tesisleriyle birlikte gıda sanayinden gelen yüksek mevsimsel yüklerin veya benzer aktivitelerin etkilerini azaltmak için sıkça kullanılırlar. İyi işletilen yüksek hızlı damlatmalı filtrelerin çıkış suyu BOİ₅ ve AKM konsantrasyonu tipik olarak 30 mg/L veya daha yüksektir. Ek olarak düşük yüklerde derin damlatmalı filtrelerin nitrifikasyon için verimli olduğu kanıtlanmıştır.



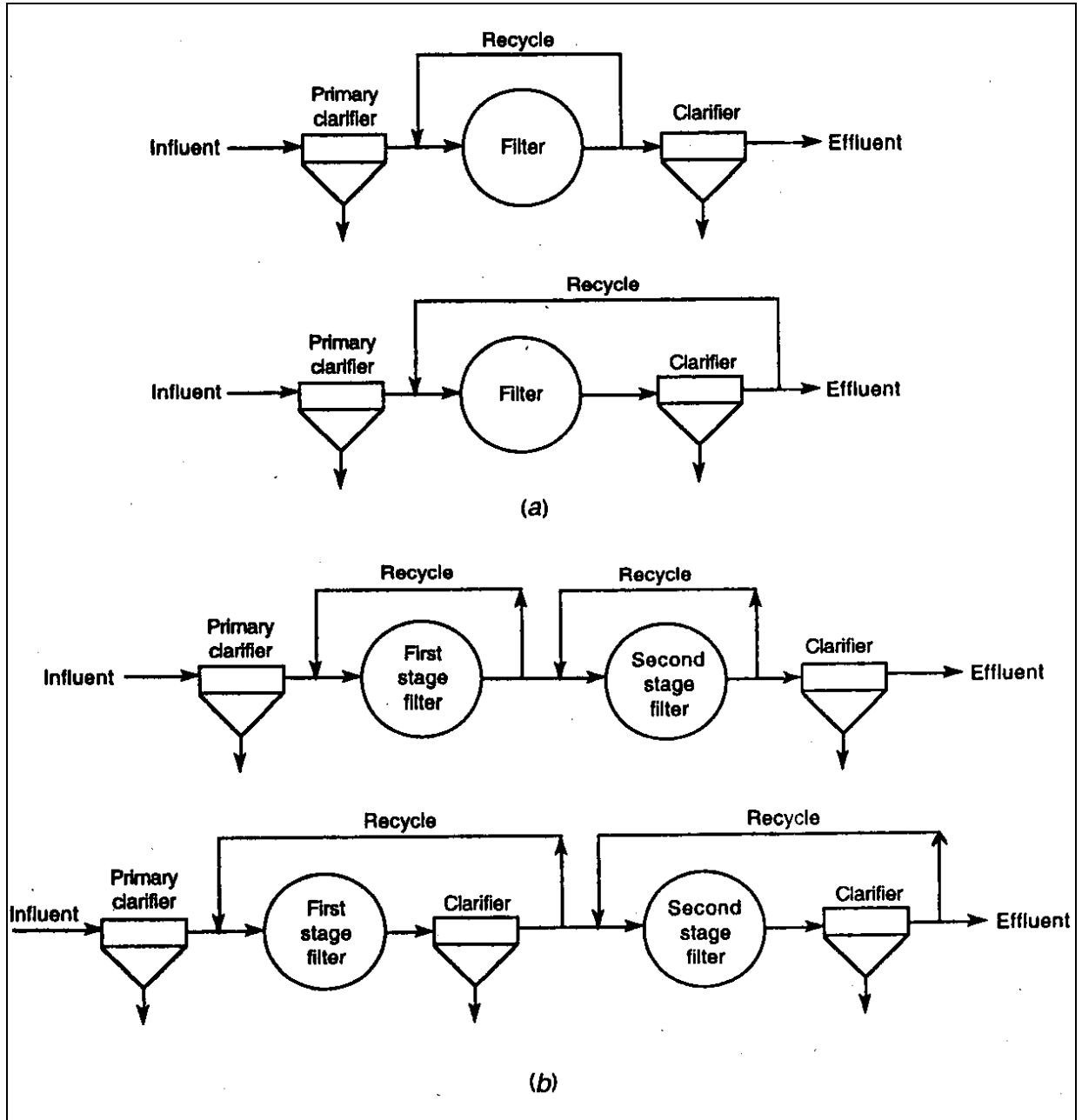
Şekil 46 Klasik damlatmalı filtre üst görünüşü (Ataköy Biyolojik Atıksu Arıtma Tesisi)

Klasik damlatmalı filtreler için proses dizaynı ve işletme parametreleri Tablo 20’de özetlenmiştir. II. Dünya Savaşı’nda askeri üslerde kullanılan damlatmalı filtrelerle dair işletme verilerine dayanarak yapılan kapsamlı çalışma sonucunda Ulusal Araştırma Komitesi (NRC, National Research Council) tarafından damlatmalı filtrelerin performansını tahmin etmek amacıyla geliştirilen empirik denklemler Crites ve Tchobanoglous, 1998’de yer

almaktadır. Değişen geri devir oranlarıyla, tek kademeli ve çok kademeli taş sistemlerde başvuru denklemleri Tablo 21’de verilmiştir. Plastik ortamlı damlatmalı filtrelerin performansını modellemek amacıyla birçok birinci derece denklem geliştirilmiştir. Tablo 21’de yaygın olarak kullanılan ve plastik paket damlatmalı filtrelerin performansını belirlemede kullanılan denklemler verilmiştir. Tablo 21’de verilen denklemlerin hiçbirisi nitrifikasyonu kapsamamaktadır.

Tablo 20 Klasik damlatmalı filtreler için proses dizaynı ve işletme parametreleri

Özellik	Tanım
Hidrolik yük	Hidrolik yük empirik olarak üretilmiş, besleme, yüzey gerilimi ve hidrolik bekletme süresini ilişkilendiren bir tasarım ve işletme parametresidir. Hidrolik yük genellikle geri devri de içeren günlük atıksu debisinin filtrenin yüzey alanına oranı olarak verilir. Birçok taş ortamlı filtrenin derinliği 1 ya da 2 m olduğundan bazı ülkelerde kullanılan hacimsel yük basitçe birim zamanda birim alana düşen debi cinsinden ifade edilir.
Organik yük	Damlatmalı filtrelerde organik yük, m^3 başına günlük kilogram BOI_5 ($kgBOI_5/m^3.gün$) olarak ifade edilir. Katı madde yükü için herhangi bir parametre olmayıp damlatmalı filtrelerdeki katı madde giderimi herhangi bir modelle açıklanamamaktadır.
Oksijen transferi	Damlatmalı filtrelerde hava ihtiyacı genellikle doğal yolla karşılanır. Bu şekildeki hava transferi ortam sıcaklığı ve filtre içindeki sıcaklık farkı ile meydana gelir. Derin plastik ortamlar havalandırma için genellikle bir kompresör kullanımını gerektirir. Doğal havalandırmalı damlatmalı filtrelerde en yüksek oksijen transfer hızı $0,11 m^3/m^2.gün$ olup bu değer uygulanan $400 mg/L$ ’ lik nihai BOI konsantrasyonları için gerekli oksijen miktarına karşılık gelir.
Geri devir	Plastik filtre ortamını da içeren yüksek hızlı sistemlerde çıkış suyu geri devir akımı çöktürme tankından önce veya sonra alınabilir. Çöktürmeden önce geri devir, meydana gelen biyokütlenin ham atıksuyla karışmasını sağlamak suretiyle reaksiyon hızını artırır da ünitenin tıkanması olasılığını da artırır. Son çöktürmeden sonra yapılan geri devir ise hidrolik yükü artırırken atıksuyun seyrelmesinde sağlar ve çöktürmeden önceki geri devir akımı gibi herhangi bir tıkanma problemine yol açmaz. İki konfigürasyon da debi dengelemesi işini görür.
Sıcaklık	Atıksu sıcaklığı hava sıcaklığından daha önemlidir. Filtrelerin performansına sıcaklığın etkisi, Denklem (3.20)’ de θ yerine 1,035 konularak giderim katsayısının düzeltilmesiyle hesaplanır.
İşletme problemleri	İşletme problemleri aşırı alg gelişimini, oksijen transferi azlığı sebebiyle koku oluşumunu, haşarelerin üremesini ve salyangoz ile kanatlı böceklerin istilasını kapsamaktadır.
Son çöktürme tankları	Damlatmalı filtre çöktürme tanklarından gelen çamurun hepsi çamur işleme tesislerine gönderilir. Damlatmalı filtreyi takip eden çöktürme tankları için önerilen debi ve katı madde yükleri sırasıyla $16-24 m^3/m^2.gün$ ve $2-4 kg/m^2.saat$ ’ tir.



Şekil 47 Değişik geri devir akımı kullanılan standart ve yüksek hızlı damlatmalı filtrelerin diyagramları: (a) tek-kademeli filtreler ve (b) iki-kademeli filtreler, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Tablo 21 Klasik taş ve plastik filtrelerin performansını hesaplamada kullanılan formüller, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Denklem	Terimlerin tanımı
	NRC formüller
Tek kademeli veya iki kademeli	E_1 = geri devir ve çöktürme içeren proses için 20°C' de

taş filtrenin ilk kademesi: $E_1 = \frac{100}{1 + 0,4432 \sqrt{\frac{W_1}{VF}}} \quad (7.1)$ Geri devir faktörü: $F = \frac{1 + R}{(1 + R/10)^2} \quad (7.2)$ İkinci kademe: $E_2 = \frac{100}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_{1f}} \sqrt{\frac{W_2}{VF}}} \quad (7.3)$	BOİ giderim verimi, % W_1 = filtredeki BOİ yükü, kg/gün V = filtre ortamının hacmi, m³ F = geri devir faktörü R = geri devir oranı Q_r/Q Q_r = geri devir debisi Q = atıksu debisi E_2 = geri devir ve çökelme içeren iki kademeli filtre için 20°C' de BOİ giderim verimi, % E_{1f} = tek kademeli filtrede giderilen BOİ fraksiyonu W_2 = iki kademeli filtreye uygulanan BOİ yükü
	Birinci dereceden formülasyon
Plastik ortam derin filtreler için: $\frac{S_e}{S_0} = \exp[-k_{20} D (Q_v)^{-n}] \quad (7.4)$ $k_2 = k_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x \quad (7.5)$	S_e = Filtrede çöken çıkış suyunun toplam BOİ' si, mg/L S_i = Filtreye uygulanan atıksuyun toplam BOİ' si, mg/L k_{20} = 20°C ve D filtre derinliğinde artılabilirlik sabiti D = Filtre derinliği, m Q_v = Filtrenin birim yüzey alanı başına uygulanan hacimsel debi, m³/ m².dk = Q/A Q = Filtreye uygulanan geri devirsiz debi, m³/dk. A = Filtrenin kesit alanı, m² n = Deneysel sabit, genellikle 0,5 k_2 = D₂ derinliğindeki bir filtre için artılabilirlik sabiti k_1 = D₁ derinliğindeki bir filtre için artılabilirlik sabiti D_1 = Birinci filtre derinliği, m D_2 = İkinci filtrenin derinliği, m x = Dikey akış için 0,5 Çapraz akış için 0,3



Şekil 48 Plastik dolgulu damlatmalı filtre üst görünüşü

Örnek 5: Damlatmalı Filtre Dizaynı (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Ön çöktürmeden sonra BOI_5 konsantrasyonu 150 mg/L olan evsel atıksuyun arıtımında iki kademeli damlatmalı filtre kullanılmıştır. İstenen çıkış suyu BOI_5 konsantrasyonu 20 mg/L dir. İki filtrenin de derinliği $1,83 \text{ m}$ ve geri devir oranları $2/1$ ise, gerekli filtre çaplarını bulunuz. $Q = 7570 \text{ m}^3/\text{gün}$, atıksu sıcaklığı $= 20^\circ\text{C}$ ve $E_1 = E_2$ kabul ediniz. Aynı atıksu için 9 m derinliğinde ikinci bir derin damlatmalı filtre dizayn ediniz.

Not: 20°C ’ de arıtılabilirlik sabiti (6 m derinliğinde test filtresi kullanılarak $0,210$ olarak belirlenmiştir).

Çözüm – Bölüm 1: İki aşamalı klasik damlatmalı filtre prosesi

1. E_1 ve E_2 ’ nin hesaplanması:

Ara BOI_5 konsantrasyonu (ilk filtrenin çıkış suyu) C olarak isimlendirilirse, iki filtre için daha sonraki verimler aşağıdaki denklemlerle belirlenebilir:

$$E_1 = \frac{150 - C}{150} \quad \text{ve} \quad E_2 = \frac{C - 20}{C}$$

$E_1 = E_2$ olduğundan,

$$C = \sqrt{3000} = 54,77 \text{ mg}BOI_5 / L$$

Böylece,

$$E_1 = \frac{150 - 54,8}{150} = 0,635 = \%63,5$$

ve

$$E_2 = \frac{54,8 - 20}{54,77} = 0,635 = \%63,5$$

“ $E_1 + E_2 (1 - E_1) = \text{tüm verim}$ ” denklemi kullanılarak ayrı verimler belirlenebilir.

2. Denklem (7.2) (Tablo 21) kullanılarak geri devir faktörünün hesaplanması:

$$F = \frac{1 + R}{(1 + R/10)^2}$$

burada; F = Geri devir faktörü

R = Geri devir oranı

$$F = \frac{1 + 2}{(1 + 2/10)^2} = 2,08$$

3. Denklem (7.1) (Tablo 21) kullanılarak birinci filtrenin hacminin hesaplanması:

$$E_1 = \frac{100}{1 + 0,4432 \sqrt{\frac{W_1}{VF}}}$$

burada; E_1 = Birinci filtrenin BOİ₅ giderme verimi (%)

W_1 = BOİ₅ yükü (kg/gün)

V = Filtre hacmi (m³)

F = Geri devir faktörü

Denklem (7.1)’ den V çekilirse:

$$V = \frac{W_1 (0,4432)^2}{F (100 / E_1 - 1)^2}$$

a. İlk filtre için BOİ₅ yükü hesabı:

$$W_1 = (150 \text{ mg/L})(7570 \text{ m}^3/\text{gün})(10^{-3} \text{ kg/gr}) = 1136 \text{ kg/gün}$$

b. İlk filtrenin hacim hesabı:

$$V = \frac{1136(0,4432)^2}{2,08\left(\frac{100}{63,5} - 1\right)^2} = 325 \text{ m}^3$$

4. İlk filtrenin çap hesabı:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{325 \text{ m}^3}{1,83 \text{ m}} = 178 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$d_1 = 15,1 \text{ m} \approx 15 \text{ m}$$

5. Denklem (7.3) (Tablo 20) kullanılarak ikinci filtrenin hacminin hesaplanması:

$$E_2 = \frac{100}{1 + \frac{0,4432}{1 - E_{1f}} \sqrt{\frac{W_2}{VF}}}$$

$$V = \frac{W_2(0,4432)^2}{F(1 - E_{1f})^2(100/E_2 - 1)^2}$$

a. İkinci filtre için BOİ₅ yükü hesabı:

$$W_2 = (54,77 \text{ mg/L})(7570 \text{ m}^3/\text{gün})(10^{-3} \text{ kg/gün}) = 415 \text{ kg/gün}$$

b. İkinci filtrenin hacim hesabı:

$$V = \frac{415(0,4432)^2}{2,08(1 - 0,635)^2\left(\frac{100}{63,5} - 1\right)^2} = 890 \text{ m}^3$$

6. İkinci filtrenin çap hesabı:

$$A = \frac{V}{H} = \frac{890 \text{ m}^3}{1,83 \text{ m}} = 486 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi d^2}{4}$$

$$d_2 = 25 \text{ m}$$

7. Her bir filtre için hacimsel organik yükün (L_{org}) hesaplanması:

a. İlk filtre için;

$$L_{org} = \frac{1136 \text{ kg / gün}}{325 \text{ m}^3} = 3,5 \text{ kgBOI}_5 / \text{m}^3 \text{ gün} \text{ (Kaba filtre olarak çalışmaktadır.)}$$

b. İkinci filtre için;

$$L_{org} = \frac{415 \text{ kg / gün}}{890 \text{ m}^3} = 0,47 \text{ kgBOI}_5 / \text{m}^3 \text{ gün} \text{ (Orta hızlı olarak çalışmaktadır.)}$$

8. Her bir filtre için atıksu hidrolik organik yükün (L_w) hesaplanması:

a. İlk filtre için;

$$L_w = \frac{Q}{A} = \frac{7570 \text{ m}^3 / \text{gün}}{(178 \text{ m}^2) \left(1440 \frac{\text{dakika}}{\text{gün}} \right)} = 0,03 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{dakika} \text{ (Kaba filtre)}$$

b. İkinci filtre için;

$$L_w = \frac{Q}{A} = \frac{7570 \text{ m}^3 / \text{gün}}{(486 \text{ m}^2) \left(1440 \frac{\text{dakika}}{\text{gün}} \right)} = 0,011 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{dakika} \text{ (Yüksek hızlı)}$$

Açıklama – Bölüm 1. İnşaat maliyetlerini düşürmek için sık sık aynı boyutta iki damlatmalı filtre yapılır. İki filtrenin çapları eşit fakat verimleri eşit değildir. Birçok durumda hidrolik yükleme hızı yerel ve ulusal standartları tarafından sınırlanır.

Çözüm – Bölüm 2: Derin damlatmalı filtre prosesi

1. Denklem (7.4) kullanılarak 9 m derinlik için gereken yüzey alanı hesabı:

$$\frac{S_e}{S_0} = \exp \left[-k_{20} D (Q_v)^{-n} \right]$$

a. Denklem (7.5) kullanılarak 9 m için arıtılabilirlik sabitinin (k_{20}) belirlenmesi:

$$k_2 = k_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^x$$

$$k_{20(9m)} = k_{20(6m)} \left(\frac{D_6}{D_9} \right)^{0,5} = 0,210 \left(\frac{6}{9} \right)^{0,5} = 0,171$$

burada; $k_{20(9m)}$ = 9 m için artırılabilirlik sabiti

D_1 = ilk filtrenin derinliği (m)

D_2 = ikinci filtrenin derinliği (m)

x = dikey akış için 0,5

çapraz akış için 0,3

b. Denklem (7.4)' te Q_v yerine Q/A yazılıp yeniden düzenlenirse:

$$A = Q \left(\frac{-\ln S_e / S_i}{k_{20} D} \right)^{1/n}$$

c. Alan (A) çözümü için bilinmesi gereken değerler:

S_e = filtre çıkış suyu BOI_5 konsantrasyonu (mg/L)

S_i = atıksu BOI_5 konsantrasyonu (mg/L)

n = deneysel sabit, genellikle 0,5

k_6 = 0,210

D = 9 m

Q = $(7570 \text{ m}^3/\text{gün})(1000/86400) = 87,6 \text{ L/sn.}$

$$A = 87,6 \text{ L / sn} \left(\frac{-\ln 20/150}{0,171(9)} \right)^{1/0,5} = 150 \text{ m}^2$$

2. Filtre için hacimsel organik yük (L_{org}) hesabı:

$$L_{org} = \frac{1136 \text{ kg / gün}}{150 \text{ m}^2 \times 9 \text{ m}} = 0,84 \text{ kg / m}^3 \text{ gün (Yüksek hızlı olarak çalışmakta)}$$

3. Atıksu hidrolik yük (L_w) hesabı:

$$L_w = \frac{7570 \text{ m}^3 / \text{gün}}{150 \text{ m}^2 (1440 \text{ dk / gün})} = 0,035 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \text{ dakika (Yüksek hızlı)}$$

7.3.2 Kaba Filtreler

Kaba filtreler yüksek geri devir oranlarının kullanıldığı ve yüksek hidrolik yüklerde işletilen özel olarak dizayn edilmiş damlatmalı filtrelerdir. Yüksek hidrolik yükler çamur tabakasının hemen hemen sürekli olarak sıyrılıp ayrılmasına neden olur. Eğer geri devir damlatmalı filtreden sonra yapılırsa akımdaki biyokütle askıda büyüyen proseslerde olduğu gibi filtre içinde organik madde giderimine katkıda bulunur. Bu mekanizmaların önemli bir etkiye sahip olduğu durumlarda proses verimi, biyofilm modeli ile tahmin edilenden daha iyi olabilir. Kaba filtreler genellikle atıksuda organik yükü azaltmak ve mevsimsel nitrifikasyon uygulamalarında mansabtaki prosesler için daha düşük yük elde etmek için kullanılırlar. Kaba filtrelerin boyutlandırılmasında derin damlatmalı filtreler için mevcut formüller kullanılabilmesine rağmen, normalde pilot tesis çalışmalarıyla geliştirilen yük faktörleri ve tam ölçekli tesislerden elde edilen dataların kullanımı daha uygundur (Tchobanoglous ve Burton, 1991).

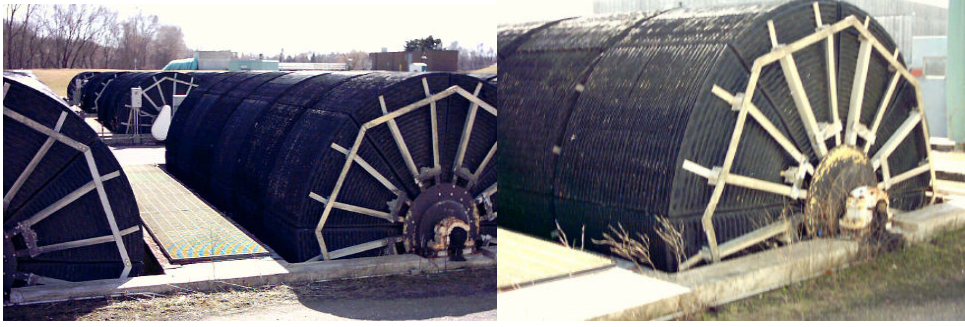
7.3.3 Damlatmalı Filtrelerin İşletme Problemleri

Biyofilm sistemlerinde karşılaşılan işletme problemleri; koku, uçan haşereler, salyangozlar ve biyofilm ile beslenen askıda büyüyen canlılardır. Koku genellikle filtrelerde düşük yük ve dizaynda uygun hava debisinin sağlanmasıyla minimize edilebilir. Salyangozlar sıkıntı vermelerinin yanı sıra, performans verimini etkileyen bir işletme problemidir. Salyangozların kontrolü birçok tesiste görülen filament ve *Nocardia* probleminden farklı olup çözümü tesise göre değişebilmektedir. Salyangozların büyümesi, a)suyun pH değerini 9'a ya da biraz daha yukarı çekerek, b)filtre yatağını suya batmış hale getirerek, c)periyodik yıkama işleminden sonra filtreyi kurutarak ve d)seçici biyolojik ilaçlar kullanılarak durdurulabilir.

Tablo 22 Birleşik aerobik arıtma prosesleri için proses parametreleri (Metcalf ve Eddy, 2003)

Proses kombinasyonu	Damlatmalı filtre yükü, kgBOİ ₅ /m ³ -gün	Aktif çamur			
		θ_c , gün	HRT, saat	MLSS, mg/L	Son çöktürme tankı pik akış hızı, m/saat
Aktif biyofiltre	0,36-1,2	0,5- 2,0	-	1500-4000	1,8-3,0
Damlatmalı filtre/ katı temas tankı	0,3 ^a -1,2	0,3- 2,0	0,1- 1,0	1000-3000	1,8-3,0
Kaba filtre/aktif çamur	1,2-4,8	2,0- 7,0	0,1- 1,0	2500-4000	2,0-3,5
Biyofiltre/aktif çamur	1,2-4,8	2,0- 7,0	2-4	1500-4000	2,0-3,5

a Birleşik oksidasyon-nitrifikasyon için daha düşük değer.



Şekil 50 Biyodisk görünüşü

7.4.2 Aktif Biyofiltre

Aktif biyofiltre prosesi (ABF), çöktürülen çamurun damlatmalı filtreye geri devri hariç, yüksek hızlı damlatmalı filtreye benzer şekilde çalışır (Şekil 51a). Genellikle ayrı bir askıda büyüyen proses kullanılmakla beraber bazen son çöktürmeden sonra kısa süreli havalandırma ile birleştirilir. Geri devir çamuru, filtre içerisinde askıda büyüyen biyokütle konsantrasyonu belli bir seviyede tutmayı sağlar. Bu şekilde dizayn edilen biyofiltreler de yatak malzemesi olarak kızılgağaç (redwood) kullanılır. Bu prosesin avantajları: (1) biyofilm ve askıda büyüyen bir kombinasyonun üretilmesiyle özellikle daha yüksek seviyede BOİ giderimi başarılabilir ve (2) BOİ yükleri klasik filtrelerdekinin 4-5 katı daha fazladır.

7.4.3 Damlatmalı Filtre/Katı Temas Tankı Prosesi (DF/SC)

Bu proses bir damlatmalı filtre, bir aerobik temas tankı ve bir son çöktürme içermektedir (Şekil 51b). Bu sistem ayrıca havalandırma tankına bir geri devir de içerir. Damlatmalı filtre BOİ' nin büyük kısmını (tipik olarak %60-85) gidermek üzere dizayn edilir. Damlatmalı filtre üzerinde oluşan biyolojik katılar, temas tankına verilerek burada geri devirinde etkisiyle daha da yoğunlaşır. Temas tankında askıda büyümenin desteklenmesi ve flokülasyonun sağlanması ile çözünebilir BOİ' nin giderimi gerçekleşir. Bunun için temas tankında 1 saatten daha az bir havalandırma süresi kullanılır. Daha kısa süreler kullanıldığında genellikle çamuru tekrar havalandırmak için tank gerekmektedir. Temas tankı çıkış suyundaki yüksek seviyedeki katıların gideriminde flokülasyon mekanizmasının etkili olduğu yapılan çalışmalarda ortaya konmuştur.

7.4.4 Kaba Filtre/Aktif Çamur Prosesi (KF/AÇ)

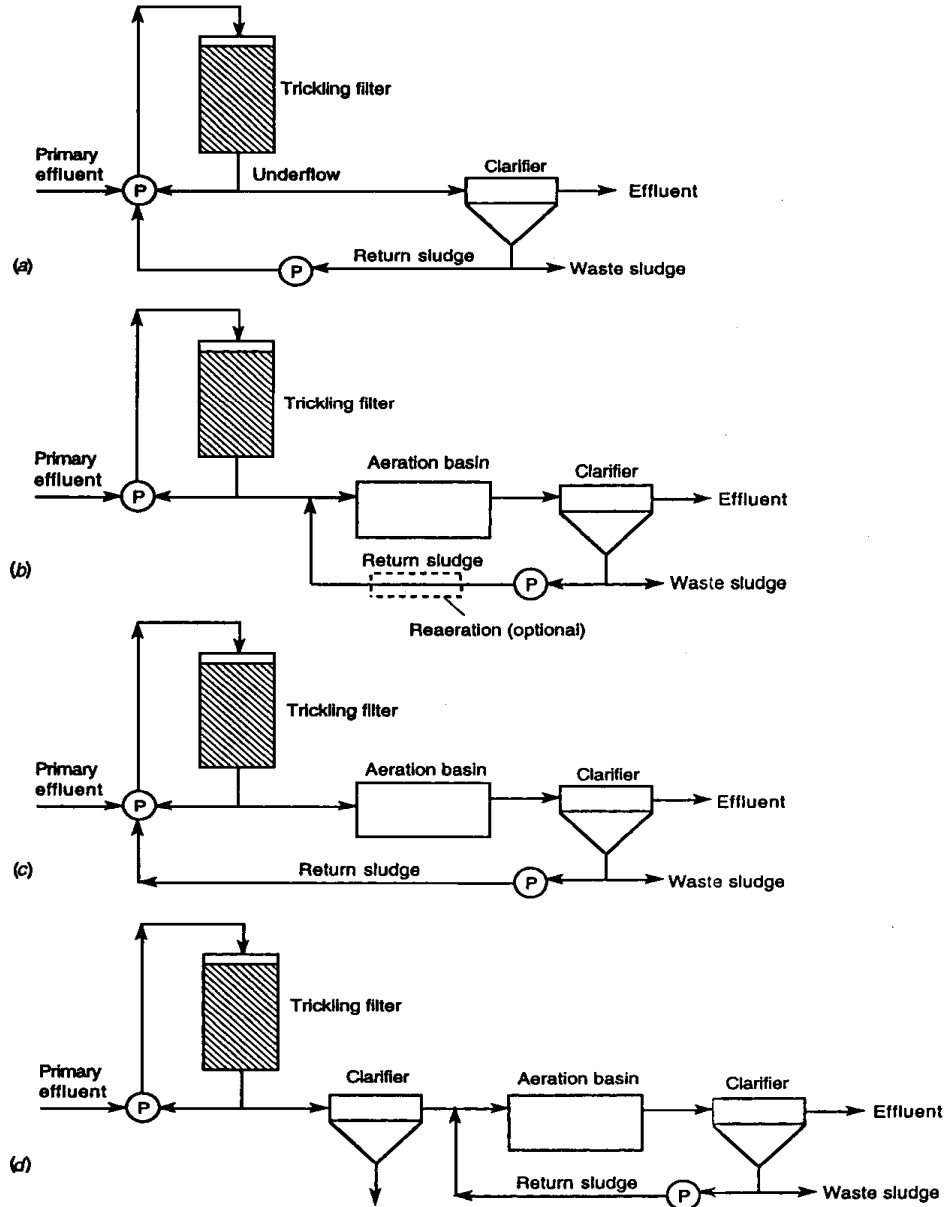
Kaba filtre/aktif çamur (KF/AÇ) proses konfigürasyonu damlatmalı filtre/katı temas tankı prosesine (DF/SC) benzerdir (Şekil 51b). KF/AÇ sistemi daha yüksek organik yüklerde işletilir. Özellikle şok yüklerde BOİ' nin bir kısmını damlatmalı filtre giderir ve proses stabilizasyonu sağlanır. Damlatmalı filtreye giderilemeyen organik yükün arıtılması için havalandırma havuzları gerekmektedir.

7.4.5 Biyofiltre/Aktif Çamur Prosesi

Bu proses (BF/AÇ)de de damlatmalı filtreyi takiben bir havalandırma tankı bulunmaktadır (Şekil 51c). Havalandırma tankından sonraki çöktürme havuzundan yapılan geri devir aktif

çamuru damlatmalı filtre üzerine verilir. Ortalama organik yük ve havalandırma tankı hidrolik bekleme süreleri tipik olarak KF/AÇ sistemlerine benzerdir. Havalandırma sisteminin F/M değerleri tipik olarak, normal karbonlu BOİ giderimi için 1.0-1.5 arasındadır. Bu değerler biyofiltrenin ön arıtmada kullanılmadığı klasik bir aktif çamur havalandırma tankındaki değerlerden 3-4 kat daha yüksektir.

7.4.6 Sıralı Damlatmalı Filtre/Aktif Çamur Prosesi



Şekil 51 Tipik biyofilm ve askıda büyüyen hibrid aerobik arıtım sistemlerinin akış diyagramları: (a) aktif biyofiltre, (b) damlatmalı filtre/katı temas tankı ve kaba filtre/aktif çamur, (c) biyofiltre/aktif çamur ve (d) sıralı damlatmalı filtre/aktif çamur, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Aktif çamur prosesinin takip ettiği damlatmalı filtre prosesi (Şekil 51d), mevcut aktif çamur sistemlerini modifiye etmek için sık sık kullanılır. Bir diğer alternatif ise var olan damlatmalı

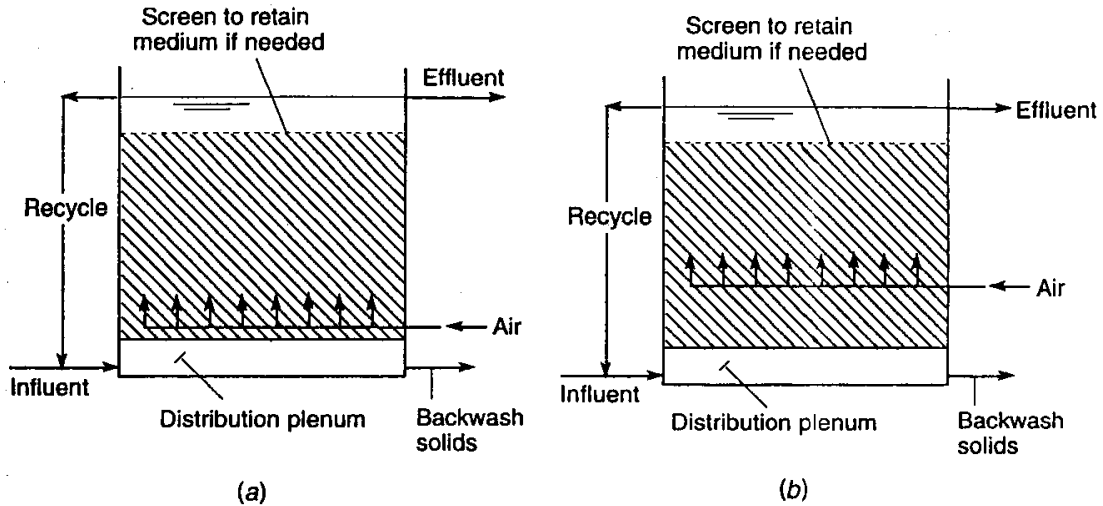
filtreden sonra aktif çamur prosesinin eklenmesidir. Bu sistem ayrıca, endüstriyel ve evsel atıksuların yükünü azaltarak daha sonraki aktif çamur prosesinde nitrifikasyon işleminin gerçekleştirilmesi için kullanılır.

7.5 Batık Biyofilm Prosesleri

Batık biyofilm reaktörler; karbonlu maddelerin oksidasyonu ve nitrifikasyon için ve oksidasyon- nitrifikasyon- denitrifikasyon için geliştirilmiştir. Bu proseslerde yatak sıvı içerisinde batmış şekilde bulunmaktadır.

7.5.1 Yukarı Akışlı Biyofilm Prosesleri

Bu reaktörler (Şekil 52) özellikle; (1) karbonlu maddelerin oksidasyonu ve nitrifikasyon (Şekil 52a) ve (2) karbonlu maddelerin oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyon (Şekil 52b)'u başarmak için geliştirilmiştir. Yukarı akışlı biyofilm proseslerinin ikinci tipinde, reaktörün bir kısmı nitriye olan çıkış suyunun denitrifikasyonunu kolaylaştırmak için anoksiktir (Şekil 52b). Yukarı akışlı reaktörlerin bir avantajı yüksek organik yüklerin verimli bir şekilde kullanılabilmesidir.



Şekil 52 Batık biyofilm prosesleri: (a) karbon oksidasyonu ve nitrifikasyon için, (b) karbon oksidasyonu, nitrifikasyon ve denitrifikasyon için, (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

7.5.2 Akışkan yataklı biyofilm prosesleri

Akışkan yataklı bağlı büyüyen reaktörlerde, bakteriyel biyokütle sabit bir ortam üzerinde büyür (kum, yatakları gibi). Arıtılacak sıvı, aerobik dönüşüm için gereken oksijenle birlikte, reaktörün tabanındaki bir boşluktan reaktörün içine verilmektedir. Atıksu debisi yatağı akışkan hale getirmek için yeterli olmalıdır. Akışkan debisi aynı zamanda yatak üzerinde büyüyen biyofilmin sistemden atılmasını da sağlar. Akışkanlaşmanın derecesine bağlı olarak, akışkan yataklı biyofilm prosesler bazen genişlemiş yatakları da kapsar. Genişlemiş yatak reaktörler, yatak genişlemesinin derecesi hariç aslında akışkan yataklarla aynıdır.

8 ANAEROBİK ARITMA

Anaerobik arıtma, kısaca, organik ve inorganik maddelerin, oksijenin yokluğunda mikroorganizmaların yardımıyla parçalanarak CO₂, CH₄, H₂S ve NH₃ gibi nihai ürünlere dönüşmesi olarak açıklanabilir. Anaerobik arıtma ilk olarak sadece çamurların çürütülmesi amacıyla kullanılmaya başlanmış, ancak atıksularda aerobik arıtmaya kıyasla avantajlarının keşfedilmesinden sonra bu alanda da yaygın bir şekilde kullanılmaya başlanmıştır. Özellikle enerji maliyetlerinin önemli bir problem olduğu günümüzde, aerobik arıtmaya nazaran daha az enerji gerektirmesi ve hatta proses sonucu ortaya çıkan metanın enerjiye dönüştürülebilmesi anaerobik arıtmanın daha da yaygın bir şekilde kullanılmasına neden olmuştur.

8.1 Anaerobik Arıtma ile Aerobik Arıtmanın Mukayesesi

Anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya göre belli bazı avantaj ve dezavantajları mevcuttur. Atıksuyun tipine veya arıtılmış suda istenen çıkış parametrelerine ve maliyetlere göre iki arıtma tipi arasında seçim yapılabilir.

8.2 Anaerobik Arıtmanın Aerobik Arıtmaya Göre Avantajları

Anaerobik arıtmanın aerobik sistemlere göre belli başlı avantajları vardır. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

- Daha düşük enerji ihtiyacı,
- Anaerobik proses sonucu ortaya çıkan metanın enerji olarak kullanılabilmesi imkanı,
- Daha az çamur oluşumu,
- Daha düşük miktarda nütrient ihtiyacı,
- Daha küçük reaktör hacmi gereksinimi,
- Küresel ısınmanın başlıca sebebi olan CO₂'nin anaerobik reaktörlerde daha az üretilmesi,
- Daha yüksek organik yüklere cevap verebilmesidir.

Anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya nazaran daha az enerji ihtiyacı olmasının yanı sıra üretilen metanında enerji olarak bir değeri vardır. İki prosesin bu açıdan yapılan bir incelemesinde 20°C' de ve 10.000 mg/L KOİ konsantrasyonundaki, 100 m³/gün debiye sahip bir atıksuyun arıtımı esnasındaki net enerji miktarları hesaplanmıştır (Metcalf ve Eddy, 2003). Çalışma sonucunda hesaplanan değerler Tablo 23'de gösterilmiştir.

Arıtma tesislerinde oluşan çamurların bertarafı ve uzaklaştırılması arıtma tesisleri için önemli bir problemdir. Ayrıca, işletme maliyetinin önemli bir kısmını teşkil eder. Anaerobik arıtmada organik maddelerin büyük çoğunluğu metan formunda atıksudan uzaklaştığı için aerobik arıtmaya göre çok düşük miktarlarda çamur üretimi olur.

Tablo 23 Aerobik ve anaerobik arıtmada enerji mukayesesi (Metcalf ve Eddy, 2003)

Enerji	Enerji Değerleri, kJ/gün	
	Anaerobik	Aerobik
Havalandırma ^{a,b}		-1,9 x 10 ⁶
Metan Üretimi ^{c,d}	12,5 x 10 ⁶	
Su sıcaklığını 30°C'e çıkarmak	-2,1 x 10 ⁶	
Net Enerji, KJ/gün	10,4 x 10 ⁶	-1,9 x 10 ⁶

^a Oksijen ihtiyacı = 0,8 kg/kg KOİ giderilen

^b Metan üretimi = 1,52 kg O₂/kWh ve 3600 kJ = 1 kWh

^c Metan üretimi = 0,35 m³/kg KOİ giderilen

^d Metanın enerji muhtevası = 35,846 KJ/m³ (0°C ve 1 atm)

8.3 Anaerobik Arıtmanın Dezavantajları

Anaerobik arıtmanın birçok avantajının yanında bir takım dezavantajları da vardır. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

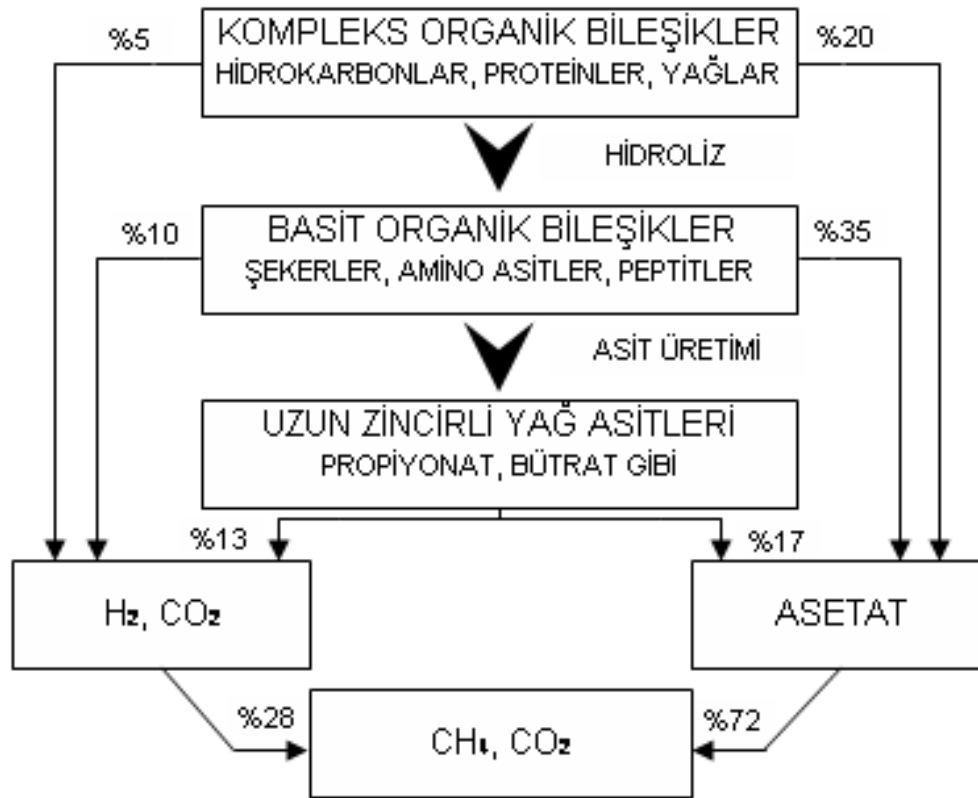
- Reaktörün normal işletme şartlarına geçmesi için daha uzun ilk alışma periyodu,
- Çıkış suyunda istenen düşük deşarj kriterlerinin yakalanamaması yüzünden ikinci bir arıtma sisteminin ilave edilme gereksinimi,
- Azot ve fosfor gideriminin yerine ilave azot ve fosfor miktarı yüzünden çıkış suyunda azot ve fosfor problemi,
- Bazı sularda ilave alkalinite gerekliliği,
- Düşük KOİ konsantrasyonuna sahip atıksularda düşük verim ve metan üretim miktarı,
- Muhtemel koku problemi,
- Toksik etkilere karşı daha hassas olmasıdır.

Anaerobik arıtma sistemlerinde işletmeye alma periyodu aerobik sistemlerle kıyaslanmayacak kadar uzundur. Öyle ki; aerobik arıtma sistemleri günler mertebesinde işletmeye alınabilirken, anaerobik arıtma sistemlerinde bu süre haftalar ve hatta aylar mertebesinde.

Özellikle yüksek KOİ konsantrasyonlarına sahip atıksuların arıtımında konvansiyonel anaerobik arıtma sistemleri çok yüksek KOİ giderme verimlerine ulaşırlar, ancak KOİ değerini belli bir değerin altına indiremezler. Bunun yanında azot ve fosfor giderimi yapmazlar. Bu iki sebeple konvansiyonel anaerobik arıtma sistemleri çıkışta istenen standartları sağlayamazlar. Bu sebeple anaerobik arıtma sistemlerinin ardından ikinci bir arıtma sistemi yerleştirilmesi gerekir. Bu da ilave bir yatırıma sebep olur. Ancak yapılan çalışmalar istenen standartları sağlamak için tek başına aerobik bir sistem yerine anaerobik ve aerobik sistemlerinin ardarda kullanılmasının daha verimli ve ekonomik olduğunu ortaya koymuştur.

8.4 Anaerobik Arıtmanın Genel Proses Açıklaması

Anaerobik arıtma, farklı mikroorganizma türleri tarafından gerçekleştirilen ve tam olarak izahı mümkün olmayan karmaşık bir süreçtir. Bunun yanında sürecin genel olarak işleyişi izah edilebilir. Anaerobik arıtmanın genel işleyiş şeması Şekil 53’de verilmiştir (Speece, 1995).



Şekil 53 Anaerobik arıtmanın genel işleyiş mekanizması (Speece, 1996)

Temel olarak anaerobik arıtma üç safhada gerçekleşir.

- 1) Yüksek yoğunluklu organik maddelerin hidroliz olarak küçük yoğunluğa sahip organik maddelere dönüşümü,
- 2) Düşük yoğunluklu organik maddelerin asit bakterilerince asetata dönüştürülmesi,
- 3) Asetat, CO₂ ve H₂’ den metan bakterileri tarafından metan üretimi.

Bu safhalar aşağıda kısaca açıklanmıştır.

8.4.1 Hidroliz Safhası

Hidroliz safhası kimi zaman asitojen safhasıyla tek bir safha olarak düşünülüp hidroliz ve asitojen safhası adı altında toplanır. Bu safha asıl olarak hücrelerin dış enzimleri tarafından gerçekleştirilir. Hücre dışı enzimler büyük molekülü organik maddelerin daha küçük molekülü organik maddelere dönüşümünü sağlarlar. Hidroliz safhası hücre dışı enzimlerin gerçekleştirdiği bir proses olduğundan enzimlerin çalışma şartlarını etkileyen faktörler bu

safhanın hızını da etkiler. Hidroliz safhasının hızını etkileyen faktörler ortam pH'ı, sıcaklığı ve en önemlisi hidroliz bekletme süresidir. Hidroliz bekletme süresi yeterli olmadığında organik maddeler tam olarak hidroliz olamaz. Dolayısıyla bir sonraki safhada asit bakterilerinin uçucu asitlere dönüştürmek üzere ihtiyaç duyduğu basit yapıları organik maddelerin miktarı yetersiz olmuş olur. Bu da zincirleme olarak daha az organik madde giderimine ve daha az metan üretimine sebebiyet verir. Genel olarak hidroliz safhası anaerobik arıtma için sınırlayıcı faktör değildir, ancak çok yavaş hidroliz olan organik maddelerin arıtıldığı anaerobik arıtma proseslerinde sınırlayıcı safha olabilir. Yağlar yavaş hidrolize olan organik maddelere örnek olarak gösterilebilir.

8.4.2 Asit Üretim Safhası

Asit üretim safhası, organik asit üretim safhası ve asetik asit üretim safhası olarak iki gruba ayrılabilir. Bu safhada, hidroliz safhasında daha basit yapıya hale gelen organik maddeler, işletme şartları kararlı ise bir grup bakteri tarafından asetik asit gibi zayıf asitlere, diğer bir grup bakteri tarafından ise H_2 'e dönüştürülürler. Eğer metan bakterilerinin asetik asiti parçalamaları problemlidir ise organik maddeler propiyonat, bütirat gibi ara ürünlere dönüştürülür. Bu ara ürünlerin asetik asit, CO_2 ve metana dönüşebilmesi için pH değerinin 4'ün altına inmemesi gerekir. Asit bakterilerinin çoğalma sürelerinin çok kısa olması ve ortam şartlarına çok çabuk adapte olmaları nedeniyle asit üretim safhası, anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı bir safha değildir.

8.4.3 Metan Üretim Safhası

Genel olarak metan üretim safhası anaerobik arıtma için hız sınırlayıcı safhadır. Bunun sebebi metan bakterilerinin asit üretim bakterilerine göre daha uzun çoğalma süresine sahip olması ve metan bakterilerinin ortam şartlarındaki değişikliklere karşı daha hassas olmasıdır. Bu yüzden bu safhanın tam olarak kontrolü sistem verimi açısından oldukça önemlidir. Genel anlamda metan bakterilerinin metan üretiminde kullandığı iki tür besin maddesi vardır. Birincisi CO_2 ve H_2 'den oluşurken, diğeri asetik asittir. Bu temel maddelerin yanında metan bakterilerinin kullandığı çeşitli besin maddeleri vardır. Bu besin maddeleri Tablo 24'de verilmiştir(Öztürk, 1999).

Tablo 24 Metan bakterilerinin kullandıkları besin maddeleri (Öztürk, 1999)

Besin Maddeleri		Son Ürünler
$CO_2 + 4 H_2$	→	$CH_4 + 2 H_2O$
Asetik Asit	→	$0,25 CH_4 + 0,75 CO_2 + 0,5 H_2O$
Metanol	→	$0,75 CH_4 + 0,25 CO_2 + 0,5 H_2O$
Metilamin + $0,5 H_2O$	→	$0,75 CH_4 + 0,25 CO_2 + NH_3$
Dimetilamin + H_2O	→	$1,5 CH_4 + 0,5 CO_2 + NH_3$
Trimetilamin + $1,5 H_2O$	→	$2,25 CH_4 + 0,75 CO_2 + NH_3$

Genel olarak anaerobik arıtmada oluşan metanın %28'i CO₂ ve H₂' den, %72'si ise asetik asitten üretilir (Speece, 1995).

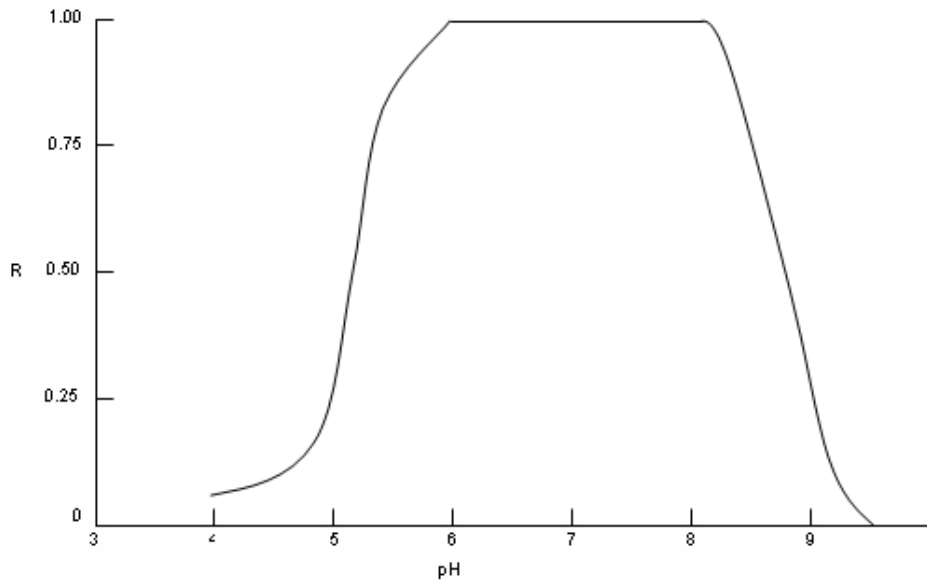
8.5 Anaerobik Arıtmada Etkili Olan Faktörler

Anaerobik arıtma prosesi oldukça karmaşık bir prosestir. Birçok unsur anaerobik arıtma mekanizmasına etki eder. Bunların belli başlıcaları; pH, alkalinite, sıcaklık, amonyak inhibisyonu, sülfür, toksik maddeler, nütrientler, uçucu asitler, gaz üretimi, metan muhtevası vb. olarak sayılabilir.

8.5.1 pH ve Alkalinite

Anaerobik arıtma sistemlerinde pH'ın değişimi birçok faktörün toksik etkilerini arttırıp azaltmasından ötürü önemlidir. Özellikle serbest amonyanın toksik etkisi yüksek pH'larda daha tehlikeli olmaktadır. Bunun yanında sülfatlı atıksuların arıtımı sonrası ortaya çıkan sülfürün büyük çoğunluğu düşük pH'larda H₂S şeklinde olmaktadır.

Anaerobik arıtmada pH değişimlerine en hassas grup metan bakterileridir. Metan bakterileri için optimum pH aralığı 6,5 – 8,5'dur. Genellikle sistem performansı pH düştüğünde düşer ve daha sonra durur. Eğer pH 8'in üzerine çıktığında aktivitede bir yavaşlama oluyorsa bunun nedeni serbest NH₃ konsantrasyonudur. Anaerobik arıtmada metan bakterilerinin aktivitelerinin pH' a bağlı olarak değişimi Şekil 54'de verilmiştir.

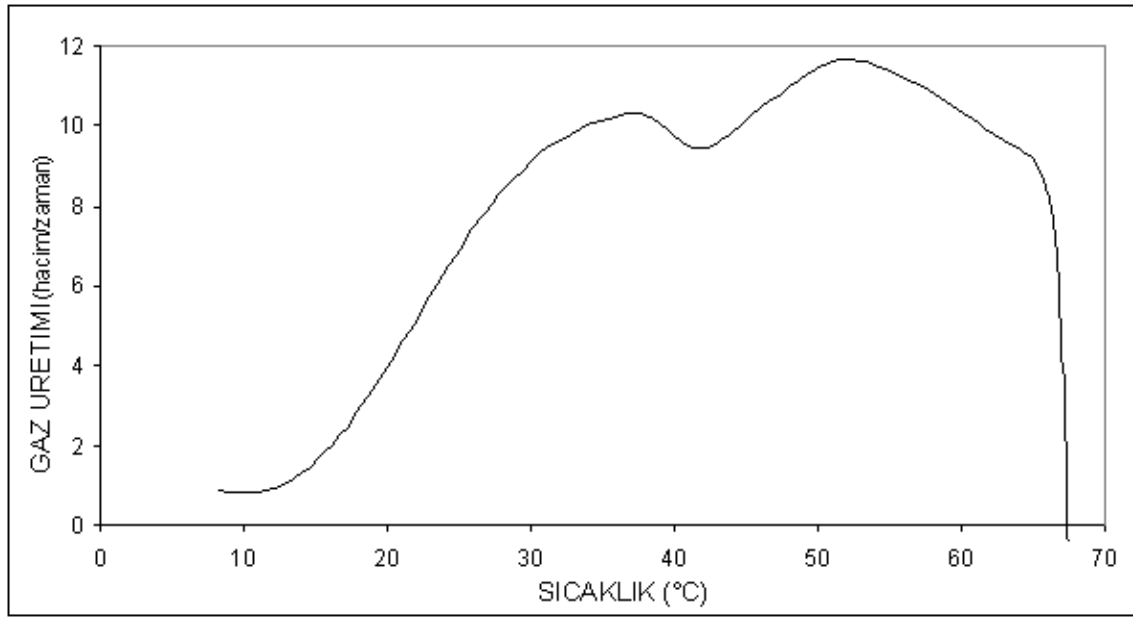


Şekil 54 Metanojenlerin aktivitelerinin pH'a bağlı değişimi (Speece, 1996)

Anaerobik arıtma sonunda üretilen biyogazdaki CO₂ muhtevası fazla olduğunda pH'ı nötr seviyesinde tutmak için gereken alkalinite miktarı 2.000 – 4.000 mg/L civarındadır. Atıksularda nadiren yeterli miktarda alkalinite olur. Bu yüzden atıksuya ilave alkalinite vermek gerekir ki bu da ilave bir masraftır.

8.5.2 Sıcaklık

Havasız arıtma sıcaklık değerine göre iki kademe olarak ayrılabilir. İlki mezofilik kademedir ve 25-40 °C aralığındadır. İkincisi ise termofilik kademedir ve 50-60 °C aralığındadır. Metan üretimi sıcaklık arttıkça artarken sıcaklık 35 °C'e geldiğinde pik bir değer alır. Ardından sıcaklık arttırıldığında metan üretimi tekrar artar ve 55 °C'e geldiğinde ikinci bir pik değere ulaşır. Bu yüzden mezofilik reaktörler 35 °C'de, termofilik reaktörler ise 55 °C'de çalıştırılır (Öztürk, 1999). Yavaş olan sıcaklık değişimlerine mikroorganizmalar adapte olurlar, ancak ani sıcaklık değişimleri mikroorganizmalar üzerinde inhibisyon etkisi yapar. Bu yüzden anaerobik proseslerin ± 2 °C aralığında çalıştırılması gerekir. Anaerobik arıtmada metan üretiminin sıcaklıkla değişimi Şekil 55'de verilmiştir.



Şekil 55 Biyogaz üretiminde sıcaklığın etkisi (Öztürk, 1999)

8.5.3 Uçucu Asitler

Anaerobik arıtma sistemlerinde uçucu asit konsantrasyonunun artması önemli bir problemdir. Uçucu asit konsantrasyonlarının artmasının birkaç nedeni olabilir. Bunlar;

- İz element, N ve P yetersizliği,
- Organik yüklemenin metan bakterileri tarafından karşılanamaması,
- Giriş suyu pH'ı ve alkalinitesinin düşüklüğüdür.

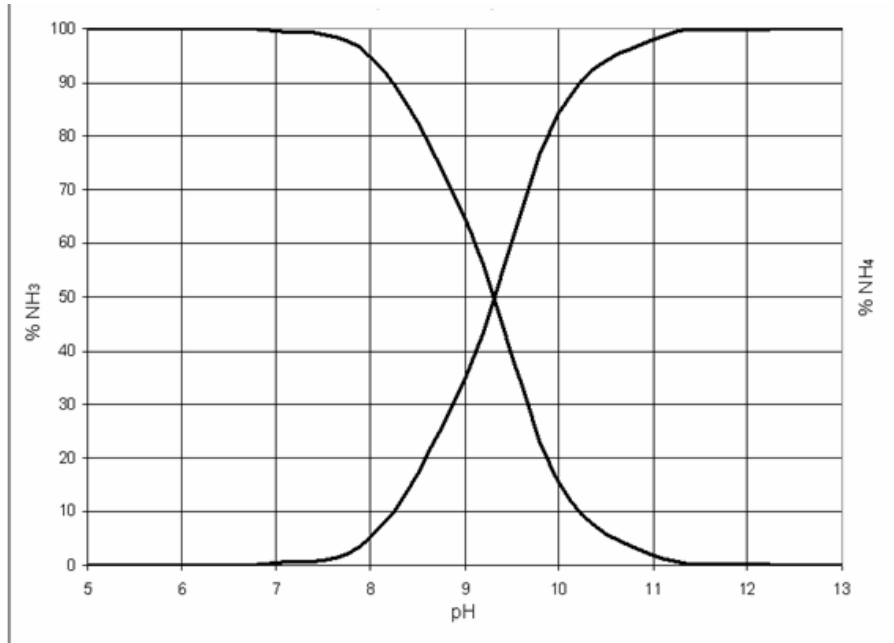
Daha önce de ifade edildiği gibi anaerobik arıtmada ilk safha, organik maddelerin basit organik madde ve asitlere dönüşmesidir. Ardından bu organik madde ve asitlerde asetik asit, CO₂ ve H₂'e dönüşür. Akabinde asetik asitin parçalanması sonucu CH₄ ve CO₂, CO₂ ve H₂'nin sentezi sonucunda CH₄ üretilmiş olur. Sistem dengede iken basit organik maddelerin büyük çoğunluğu direkt olarak asetik asit, CO₂ ve H₂'e dönüşür. Ancak özellikle metan bakterilerinin çalışmasında bir aksama olduğunda basit organik maddeler asetik asit yerine propiyonat ve bütirat gibi daha kompleks uçucu asitlere dönüşür. Oluşan propiyonat ve

bütiratın metan bakterileri tarafından metana dönüşüm oranı düşüktür. Bu yüzden arıtma çıkışında suda metana dönüşemeyen asitler bulunur. Ayrıca, organik yükleme fazla olduğunda bakteriler asetik asiti de yeteri kadar parçalayamazlar. Dolayısıyla çıkış suyunda uçucu yağ asiti miktarı artar. Uçucu yağ asiti konsantrasyonunun artması pH'ın azalmasına sebep olur. Bu da metan bakterilerinin çalışmasını olumsuz yönde etkiler. Hatta pH düşüşü devam ederse metanojenik faaliyet tamamen durur. Bu yüzden anaerobik arıtma sistemlerinde uçucu yağ asiti konsantrasyonu, sürekli izlenmesi gereken çok önemli bir parametredir.

Uçucu yağ asiti konsantrasyonu arttığında pH'ın düşüşünü tamponlamak için alkalinitenin arttırılması ve yağ asiti konsantrasyonundaki bu artışın nedenlerinin araştırılması gereklidir. Bu da kafi gelmediğinde organik yük azaltılır hatta gerektiğinde durdurulur. Yapılan araştırmalar uçucu yağ asidi konsantrasyonlarının 1000 - 1500 mg/L'i aştığında önemli problemlerin başladığını göstermektedir (Öztürk, 1999). Uçucu yağ asidi konsantrasyonları genelde düşük alkalinite değerlerinde daha tehlikelidir. Bu yüzden uçucu yağ asidi konsantrasyonları incelenirken, alkalinite değerleri de dikkate alınır ve uçucu yağ asidi/alkalinite oranına göre de yorum yapılır. Uçucu yağ asidi/alkalinite oranının anaerobik arıtmada 0,1' in altında olması istenirken 0,3' e kadar sistem verimli çalışabilmektedir. Bu oran 0,3'den daha yüksek olursa sebeplerinin araştırılması ve problemin çözülmesi gereklidir.

8.5.4 Amonyak

Amonyak, anaerobik arıtmada özellikle metan bakterileri üzerinde toksik etki yapar. Amonyak zayıf bir asittir ve sularda genelde amonyum iyonu (NH_4^+) şeklinde bulunur. Serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) ile amonyum azotu arasındaki oran pH'a bağlı olarak değişir. pH arttıkça serbest amonyağın ($\text{NH}_3\text{-N}$) oranı artar. Metan bakterileri için asıl toksik etkiyi serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) gerçekleştirir. Bu yüzden amonyağın inhibisyonu özellikle yüksek pH'larda daha tehlikelidir. Yaklaşık olarak 100 mg/L konsantrasyondaki serbest amonyak ($\text{NH}_3\text{-N}$) konsantrasyonu toksik etki göstermekle birlikte, eğer bu değere sistem alıştırtılarak ulaşırsa toksik etki görülmeyebilir. Sularda amonyak ve amonyumun pH'a göre değişimi Şekil 56'da gösterilmiştir.

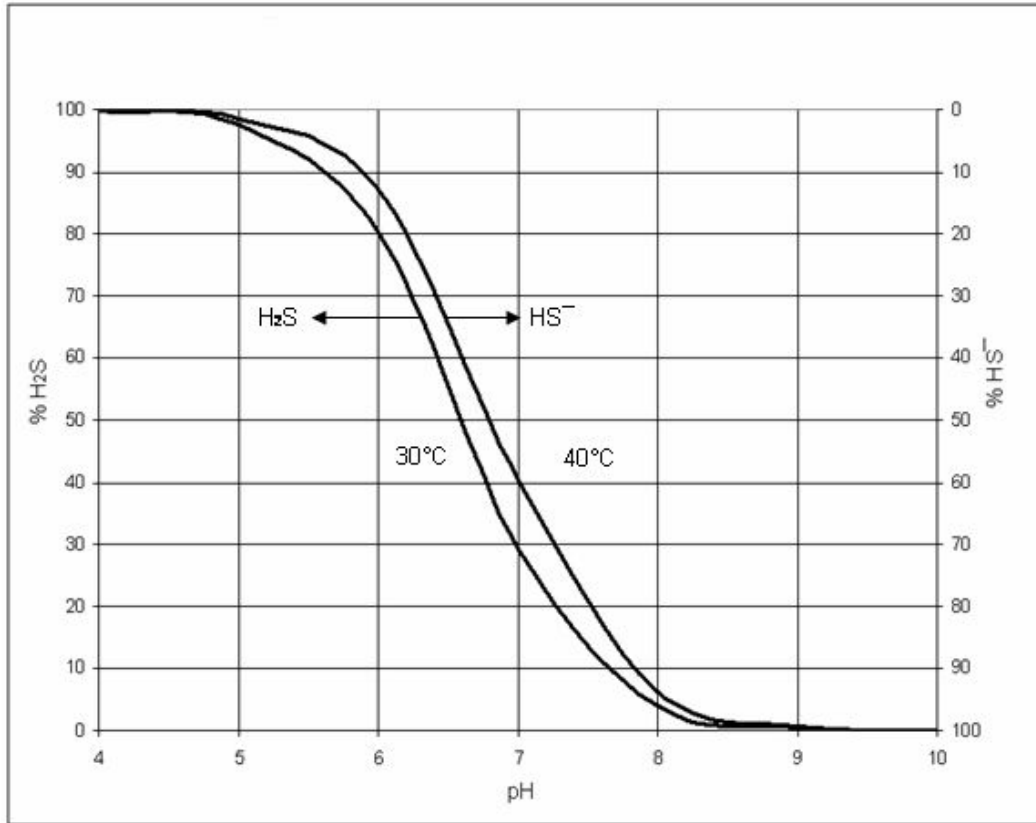


Şekil 56 pH değişimine bağlı olarak amonyak ve amonyumun dönüşümü

8.5.5 Sülfür Üretimi

Sülfat ve sülfid gibi oksitleyiciler sanayi atıksularında bol miktarda bulunurken, daha az ölçüde evsel atıksularda da bulunurlar. Sülfat, sülfid ve tiyosülfatın atıksudaki varlığı anaerobik arıtma için oldukça önemlidir. Sülfat içeren bir atıksu anaerobik olarak arıtılırken sülfat gideren bakteriler besi maddesi olarak asetik asit ve H_2 'i kullanarak metan bakterileri ile rekabet ederler. Sülfür üretimi metan üretimine göre nispeten daha kolay olduğundan sülfür üreten bakteriler metan üreten bakterilere göre daha hızlı çalışır ve reaktörde metan üretimi düşer. Ayrıca, üretilen H_2S metan bakterileri için toksik bir maddedir. H_2S konsantrasyonunun 200 mg/L'i aştığı durumlarda metan üretiminin tamamen durduğu bilinmektedir. Ayrıca oluşan H_2S gaz formunda iken oldukça koroziv bir maddedir ve reaktör ile borularda korozyona sebep olur. Bunlara ilaveten sülfat içeren atıksuların arıtımı sonrası ortaya çıkan H_2S atmosferi kirleten gazlardan biridir. Sularda H_2S ve HS^- 'in değişimi pH'a bağlıdır ve bu değişim Şekil 57'de gösterilmiştir.

Sülfat bakterileri iki grup olarak incelenebilir. İlk grup elektron kaynağı olarak organik maddeleri kullanıp onları asetata çevirirken, sülfatı sülfüre çevirirler. Bu grubun anaerobik arıtmada en sık rastlanılanı *Desulfovibrio* bakterisidir. İkinci grup sülfat azaltıcı bakteriler yağ asitlerini (özellikle asetat) okside ederken, sülfatı sülfüre çevirirler. Bu grubun en sık rastlanılan üyesi *Desulfobacter*' dir.



Şekil 57 H_2S ve HS^- 'in pH'a göre değişimi

8.5.6 Nütrientler

Anaerobik arıtmada çamur üretimi daha az olduğundan nütrient ihtiyacı da daha az olacaktır. Buna karşın anaerobik arıtma için gerekli nütrientlerin atıksuda yeteri kadar olmadığı durumlarla sıkça karşılaşılır. Bu gibi durumlarda atıksuya N, P gibi nütrientlerin takviyesi gerekir. Anaerobik arıtma için en ideal KOİ/N/P oranı, işletmeye alma döneminde 300/5/1-500/5/1 aralığında, sistem kararlı hale geldikten sonra ise 700/5/1' e kadar yükseltilebilmektedir. Eğer bu değerler atıksuda mevcut değilse üre, H_3PO_4 veya amonyum dibazik fosfat ilavesiyle sağlanabilir (Öztürk, 1999).

Anaerobik arıtmada iz elementlerin belli bir miktarda varlığı metan bakterilerinin çalışması açısından faydalıdır. Ancak, bu miktarlar yüksek olduğunda bakteriler için inhibe edici olabilirler. Bazı iz elementlerin anaerobik arıtmada istenen konsantrasyonları Tablo 25'de verilmiştir.

Tablo 25 Anaerobik arıtmada bazı iz elementlerin istenen konsantrasyonları, (Öztürk, 1999)

İz elementler	Reaktördeki Konsantrasyonları (mg/L)
S	4
Ca	3
Mg	3
Fe	0,5
Ni	<0,01
K	555
Zn	0,05

8.5.7 Gaz Üretimi ve Metan Muhtevası

Anaerobik arıtmada reaktör verimini kontrol etmenin en kolay yöntemlerinden biri oluşan biyogaz miktarı ve bu biyogaz içerisindeki metan muhtevasını takip etmektir. Bilindiği üzere anaerobik arıtmanın aerobik arıtmaya olan temel üstünlüklerinden biri proses sonucu ortaya çıkan metandır. Prosesin çalışması ne kadar iyi olursa o oranda biyogaz üretilmiş olur. Üretilen biyogazın miktarı sistemde giderilen organik yük ile paraleldir. Sonuç olarak biyogaz miktarının düşmesi sistemin organik kirlilikleri giderme veriminin düştüğünün gösterir. Bunun temel sebeplerinden biri aşırı organik yüklemedir. Bunun dışındaki sebepler metan bakterilerinin çalışmasını olumsuz yönde etkileyen ve önceki bölümlerde anlatılan unsurlardır.

Anaerobik arıtmada biyogazın yüksek miktarlarda olması istendiği gibi, biyogaz içerisindeki metan muhtevasının da fazla olması istenir. Eğer biyogaz içerisindeki metan yüzdesi düşerse bunun temel sebeplerinden biri metan bakterilerinin çalışmasına etki eden bir unsurdur.

Biyogaz içerisindeki metan muhtevası genelde %70'in üzerindedir. Bu değerin altına inildiğinde bunun sebebinin araştırılması gerekir. Normal şartlarda (0 °C ve 1 atm), glikoz ($C_6H_{12}O_6$) için giderilen beher gr KOİ başına üretilmesi gereken metan miktarı 0,35 L'dir (Metcalf ve Eddy, 2003).

8.6 Asit Üretimi ve Metan Üretiminin Ayrı Reaktörlerde Tatbiki

Klasik anaerobik arıtma sistemlerinde genel olarak asit üretim ve metan üretim safhaları aynı reaktörde gerçekleşir. Fakat bu iki safhanın ayrı ayrı gerçekleştirildiği prosesler de mevcuttur. Özellikle birbirinden farklı hızlarda çalışan asit ve metan üretim bakterilerinin birbirleriyle daha iyi bir uyum içerisinde çalışmalarına imkân veren bu sistemin kullanımı son yıllarda hızlı bir şekilde artmıştır.

Asit bakterilerinin çalışma hızı ile metan bakterilerinin çalışma hızları birbirinden oldukça farklıdır. Metan bakterilerinin asit bakterilerine göre oldukça yavaş çalışması sebebiyle genel olarak metan üretim safhası anaerobik arıtmada hız kısıtlayıcı safhadır. Sistem yükü metan bakterilerinin çalışma hızına göre dizayn edildiğinden, aslında daha hızlı çalışabilecek asit bakterilerinin çalışma performanslarından tam olarak faydalanılamamaktadır.

Asit üretim ve metan üretim safhalarının ayrı reaktörlerde tatbik edildiği reaktörlerde ise aynı reaktör hacminde çalışma zorunluluğu yoktur. Asit üretim safhasına göre daha büyük hacimli metan üretim reaktörü kullanılarak hem asit hem de metan bakterilerinden azami ölçüde faydalanılabilir.

Asit üretim ve metan üretim safhalarının bir arada bulunduğu sistemlerle ayrı olarak dizayn edilen sistemlerin birbirlerine göre avantaj ve dezavantajları Tablo 26'da verilmiştir (Öztürk, 1999).

Tablo 26 Tek kademeli ve iki kademeli sistemlerin mukayesesi (Öztürk, 1999)

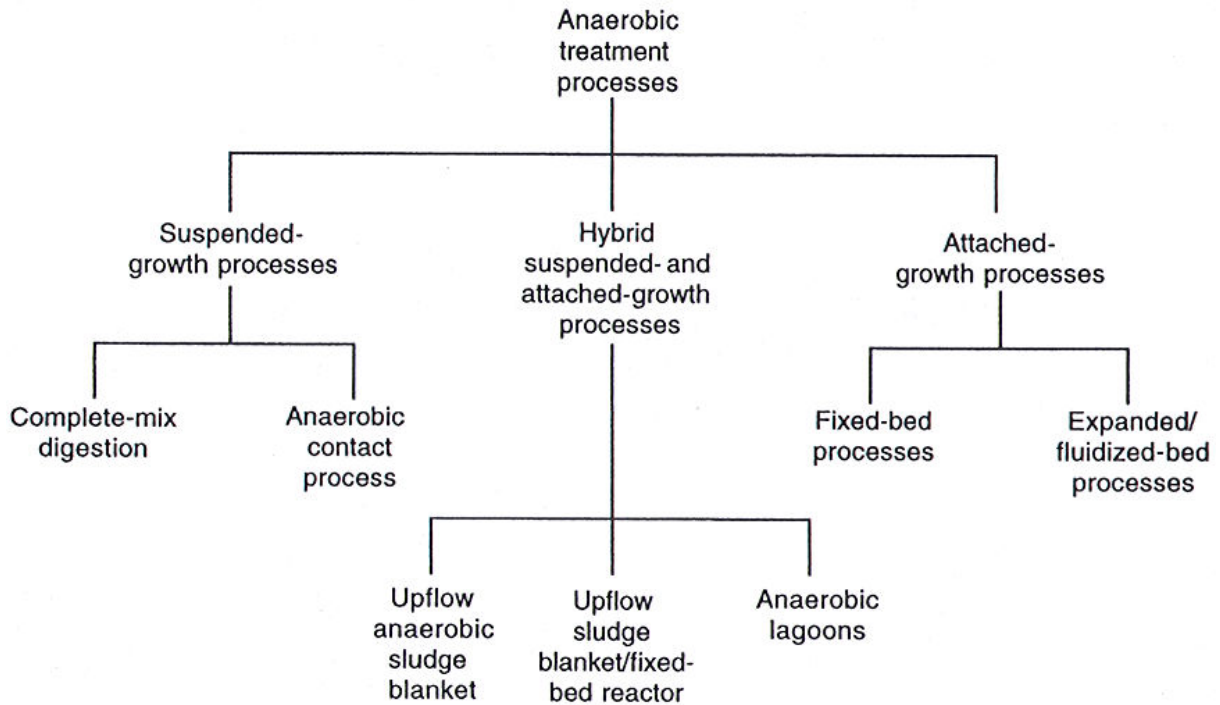
	Tek Kademeli	İki Kademeli
Üstün Yönleri	- Daha az yatırım maliyeti - İşletme ve kontrol kolaylığı	- Daha hızlı işletmeye alma - Prosesin daha kararlı olması - Arıtma veriminin daha yüksek oluşu - Katı organik maddelerin daha iyi parçalanması
Mahzurları	- Daha uzun sürede işletmeye alma - Daha kararsız proses - Organik yük değişimlerine karşı daha hassas oluşu	- Daha yüksek yatırım maliyeti - Kontrolün daha zor oluşu - Dikkatli pH kontrolü gerekliliği

Tablodan görüldüğü gibi asit üretim ve metan üretim safhalarının ayrı yapıldığı reaktörlerin en önemli avantajı, daha hızlı işletmeye alma süresidir. Bu tip sistemlerde devreye alma süresi iki safhanın aynı reaktörde yapıldığı sistemlere göre daha kısadır. Ayrıca bu tip sistemlerin verimi birleşik sistemlere göre daha iyidir. Bunlara ilave olarak katı organik maddeler ayrık sistemlerde daha iyi bir şekilde parçalanırlar.

Ayrık sistemlerin tüm bu avantajları yanında bir takım dezavantajları da vardır. Bunların en önemlisi iki ayrı reaktör kurulması yüzünden ilk yatırım maliyetinin yüksek oluşudur. Arıtma sistemlerinde maliyet mutlaka göz önünde bulundurulması gereken çok önemli bir faktördür. İki safhanın bir arada yapıldığı sistemlerde asit ve metan bakterileri ortak çalışarak sistemin kontrolünün daha kolay olmasını sağlayabilmektedir. Sistemdeki bir takım kararsızlıklar asit ve metan bakterilerinin ortak olarak hareket etmesiyle tamponlanabilir. İki safhanın ayrıldığı sistemler ise özellikle pH'nın kontrolü konusunda daha sıkıntılıdır. Hem asit bakterileri için hem de metan bakterileri için optimum pH seviyesini ayarlamak gerekir. Bunu sağlamak ise diğer duruma göre daha zor olabilmektedir.

8.7 Proses Sınıflandırılması ve Karakteristikleri

Aerobik arıtma prosesleri Şekil 58'de görüldüğü gibi sınıflandırılabilir. Bu proseslerin temel karakteristikleri ise Tablo 27'de kıyaslanmıştır. Askıda büyüyen prosesler, genellikle ön ve son çöktürme çamurları gibi partiküler maddeler içeren atıkların arıtımında kullanılır. Bağlı büyüyen prosesler en çok gıda atıkları gibi çözünür organik atıkların arıtımı için uygundur. Hibrit sistemler ise çözünür atıklarda en iyi sonucu vermekle birlikte hem çözünür hem de partiküler maddelerin arıtımında kullanılabilir.



Şekil 58 Anaerobik arıtma proseslerinin sınıflandırılması

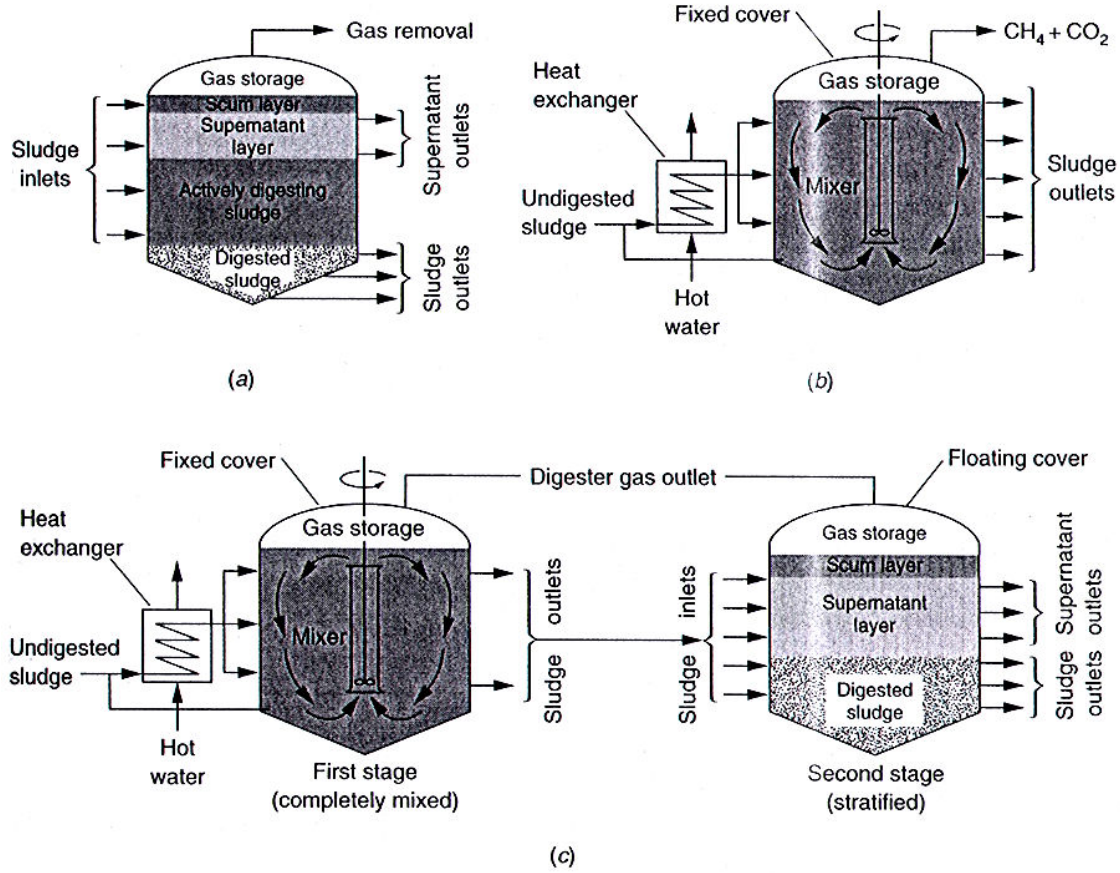
Tablo 27 Anaerobik askıda büyüyen, bağlı büyüyen ve hibrit sistemlerin karşılaştırılması (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Faktör	Askıda Büyüyen	Hibrit Sistemler	Bağlı Büyüyen
Ulaşılabilir biyokütle konsantrasyonu	Düşük	Yüksek	Yüksek
Ulaşılabilir çamur yaşı	Düşük	Yüksek	Yüksek
Partiküllü atıksulara uygunluğu	Uygun	Kısmi giderim	Düşük giderim
Çok konsantre atıksulara uygunluğu	Uygun	Uygun değil	Uygun değil
Seyreltik atıksulara uygunluğu	Uygun değil	Uygun	Uygun
Giderme verimi	Sınırlı	Yüksek	Yüksek
Değişen debilere ve toksik etkilere dayanıklılığı	Düşük çamur yaşı nedeniyle sınırlı	Uzun çamur yaşı nedeniyle yüksek direnç	Uzun çamur yaşı nedeniyle yüksek direnç
Güç gereksinimi	Genellikle çok düşük	Çıkışta geri devir varsa daha yüksek	Yatak malzemesi akışkansa yüksek olabilir

8.8 Anaerobik Reaktör Tipleri

8.8.1 Anaerobik Çürütücüler

Anaerobik çürütücüler, ön ve son çöktürme çamurlarındaki organik materyalleri metan (CH_4) ve karbondioksit (CO_2) gibi nihai ürünlere dönüştürmek maksadıyla kurulurlar. Çürütücüye kesikli ya da sürekli olarak giren çamur değişik zaman periyotlarında çürütücüde kalır. Organik muhtevası azaltılmış ve patojenleri önemli ölçüde giderilmiş olan stabilize çamur reaktörden kesikli ya da sürekli olarak çekilebilir.



Şekil 59 Tipik çürütücü tipleri a) standart hızlı çürütücü, b) yüksek hızlı çürütücü ve c) iki kademeli çürütücü (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Sıklıkla kullanılan standart hızlı ve yüksek hızlı olmak üzere iki tip çürütücü vardır. Şekil 59-a'da görülen standart hızlı çürütücülerde genellikle ısıtma ve karıştırma kullanılmaz. Çamurların bekletme süresi 30 ile 60 gün arasındadır. Şekil 59-b'de görülen yüksek hızlı çürütücülerde ise muhteva ısıtılır ve karıştırma uygulanır. Çamurların bekletme süresi tipik olarak 20 gün veya daha azdır. Şekil 59-c'de görülen ve iki adımlı çürütücü prosesi olarak bilinen proses ise standart hızlı ve yüksek hızlı çürütücülerin birleşmesinden oluşur. İkinci çürütücünün temel fonksiyonu çürümüş çamuru çürütücü üst suyundan (süpernatant) ayırmak ise de ilave bir çürütme ve gaz üretimi de gerçekleşir. Tam karışimli çürütücülerde çamur yaşı çürütücüdeki suların hidrolik bekletme süresine eşittir. Reaktör sıcaklığının artırılmasıyla minimum çamur yaşı düşürülür. Bu aynı zamanda aynı arıtma verimini elde etmek için gerekli olan hidrolik bekletme süresi ve çürütücü hacminin de azalmasına sebep olur (Crites ve Tchobanoglous, 1998).

8.8.2 Atıksu Arıtımında Kullanılan Anaerobik Reaktör Tipleri

Günümüzde özellikle endüstriyel atıksuların arıtımında kullanılmak üzere geliştirilen pek çok anaerobik arıtma tipi vardır. Anaerobik arıtma alanı aerobik arıtmaya göre daha yeni bir alan olduğundan ve daha önce sıralanan, aerobik arıtmaya göre üstün yönlerinin günümüzde daha fazla önem kazanmasından dolayı sürekli gelişmektedir.

Anaerobik arıtma gerçekleştirmesi amacıyla modellenmiş birçok reaktör sayılabilir. Bu reaktörlerin en sık kullanılanları şunlardır;

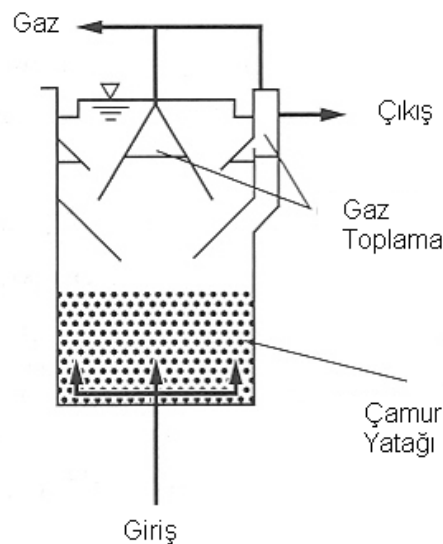
- Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Yataklı Reaktör (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor, UASB)
- Ardışık Kesikli Anaerobik Reaktör (Anaerobic Sequencing Batch Reactor, ASBR)
- Anaerobik Filtre (Anaerobic Filter, AF)
- Anaerobik Membran Biyoreaktör (Anaerobic Membrane Bioreactor, AMBR)
- Akışkan Yataklı Anaerobik Reaktör (Anaerobic Fluidized Bed Reactor, AFBR)

Yukarıda sayılan reaktörlerin dışında kullanılan birçok reaktör tipi vardır. Bunlar arasında anaerobik çürütücü, anaerobik temas reaktörü, hibrit filtre vb. sayılabilir. Anaerobik arıtma aerobik arıtmaya nazaran daha yeni bir teknoloji olduğundan yeni sistemler geliştirmek için çalışmalar yapılmakta ve neticesinde yeni anaerobik sistem önerileri üretilmektedir. Ancak bu bölümde bu anaerobik arıtma tiplerinden en çok karşılaşılan 5 reaktör tipi incelenecektir.

8.8.2.1 Yukarı Akışlı Anaerobik Çamur Yataklı Reaktör

Yukarı akışlı anaerobik çamur yataklı reaktörler (UASB) anaerobik arıtma tipleri içinde en sık kullanım alanı olan sistemlerden biridir. 1970'li yılların sonunda Hollanda'da Lettinga ve yardımcıları tarafından geliştirilmiştir (Lettinga ve Vinken, 1980; Lettinga vd., 1980). UASB' nin şematik görünüşü Şekil 60'da gösterilmiştir.

UASB reaktörlerde atıksu girişi reaktörün alt kısmındandır ve atıksu akımı yukarı doğrudur. Üst kısımda çıkış suyuyla birlikte katıların çıkmasını önlemek için perdeler kullanılır. UASB reaktörlerde bazen çıkış suyu bir çökeltme havuzuna alınır ve çöken çamur reaktöre geri devrettirilir. Ayrıca, bazen reaktörün üst kısmına filtre malzemesi konularak hibrit sistem olarak kullanılmaktadır. Bu iki modifikasyonun da amacı sistemden katıların kaçışını önlemektir (Metcalf ve Eddy, 2003).



Şekil 60 UASB reaktörünün şematik görünüşü

UASB reaktörlerin en önemli özelliği diğer anaerobik arıtma proseslerine kıyasla çok yüksek hacimsel organik yüke cevap verebilmesidir. Bunun temel nedeni UASB reaktörlerin dip kısmındaki granüler çamurun 50-100 g/L, üst kısımdaki fazın ise 5-40 g/L olan katı madde

konsantrasyonudur. Granüler çamur partiküllerin çapları 1 ile 3 mm arasında değişmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003). Granüller, sistemin başlangıçtaki alıştırma periyodunda geliştirilir veya benzer bir tesisten işletmeye alma döneminde temin edilir. UASB reaktörlerde granül geliştirilmesinde pek çok faktör rol oynamaktadır. Örneğin evsel atıksular için uygulanan bir UASB reaktörde granül geliştirilmesi için dikkat edilecek temel hususlar şu şekilde sıralanabilir (Öztürk, 1999);

- Aşı çamuru konsantrasyonu için UKM cinsinden 10-15 kg/m³ aralığında bir değer seçilmelidir,
- Başlangıçta uygulanan organik yük, 0,05-0,10 kg KOİ/kg UKM-gün aralığında bir değer olmalıdır,
- KOİ giderme verimi %80'i aşmadıkça organik yük arttırılmamalıdır. Mikroorganizmaların organik yüke adapte olduklarını gösterecek şekilde KOİ giderme verimi % 80 seviyesini aştığında organik yük kademeli olarak arttırılmalıdır,
- Çökelme özelliği düşük çamurlar yıkanmalıdır,
- Eğer geri devir yapılırsa sistemden kaçmış olan hafif çamurların sisteme geri dönüşüne izin verilmemelidir,
- Çamurun ağır kısmının sistemde kalması sağlanmalıdır,
- Aşı çamurunun UKM konsantrasyonunun çok düşük olması halinde, granülleşmeyi teşvik etmek için reaktöre inorganik çekirdek malzemesi ilave edilmelidir.

Diğer askıda katı maddelerin varlığı granüllerin oluşmasında inhibe edici olabilir (Lettinga ve Hulshoff Pol, 1991). Granüllerin oluşturulması ile ilgili bir diğer öneri Palns vd.,(1987,1990)'nin çalışmalarından faydalanılarak Speece, (1995) tarafından yapılmıştır. Buna göre ağır granül yapılarının oluşması için;

- pH nötr seviyede olmalıdır,
- Kısmi hidrojen basıncının yüksek olduğu bir bölge bulunmalıdır. Diğer bir deyişle pH değeri düşük olmalıdır,
- Sistemin NH₄-N ihtiyacı yeterli bir şekilde karşılanmalıdır,
- Aminoasit miktarı sınırlı olmalıdır.

UASB reaktörler için Lettinga ve Hulshoff, (1991) tarafından tanımlanmış belli başlı dizayn kriterleri mevcuttur. Bunlar maddeler halinde sıralanacak olursa;

- Katı madde muhtevası ve bileşimi
- Atıksu karakteristikleri,
- Hacimsel organik yük,
- Yukarı akış hızı,
- Reaktör hacmi,
- Fiziksel yapılar ve
- Gaz toplama sistemidir.

Atıksudaki katı madde miktarı, KOİ konsantrasyonu vb. gibi bileşenler UASB reaktörlerin hem devreye alınmasında, hem de sonraki aşamalarında çok önemli parametrelerdir. Örneğin;

protein ve yağ içeriği fazla olan atıksular, granülleşmeye engel olduğu gibi, köpüklenme problemine de neden olabilmektedir (Metcalf ve Eddy, 2003).

Yukarı akış hızı UASB reaktörlerin dizaynında önemli parametrelerden biridir. Bu konuda Lettinga ve Hulshoff Pol, (1991)'in çalışmasından faydalanarak (Metcalf ve Eddy, 2003)'de yer alan akım hızları için tavsiyeler Tablo 28'de verilmiştir.

Tablo 28 UASB' de yukarı akış hızı ve reaktör yüksekliği (Metcalf ve Eddy, 2003)

Atıksu Tipi	Yukarı akış hızı, m/saat		Reaktör yüksekliği, m	
	Aralık	Ortalama	Aralık	Ortalama
% 100 çözünür KOİ	1,0-3,0	1,5	6-10	8
Kısmen çözünür KOİ	1,0-1,25	1,0	3-7	6
Evsel atıksu	0,8-1,0	0,7	3-5	5

Diğer anaerobik arıtma sistemlerinde olduğu gibi hacimsel organik yük UASB reaktörlerde de çok önemlidir. Ayrıca diğer reaktörlere nazaran UASB reaktörlerdeki hacimsel organik yük değerleri çok daha fazladır. UASB reaktörlerde değişik giriş KOİ konsantrasyonları için farklı granül tiplerinde uygulanabilecek hacimsel organik yükleme değerleri Tablo 29'da verilmiştir (Metcalf Eddy, 2003).

Tablo 29 % 85-95 KOİ giderimi sağlaması için UASB reaktörlerde önerilen hacimsel organik yükler, (Metcalf ve Eddy, 2003)

Giriş KOİ Değeri mg/L	BOİ / KOİ Oranı	Hacimsel Organik Yük, kg KOİ/m ³ -gün		
		Floküler	Yüksek KOİ Giderimli	Düşük KOİ Giderimli
		Çamur	Granüler Çamur	Granüler Çamur
1000-2000	0,10-0,30	2-4	2-4	8-12
	0,30-0,60	2-4	2-4	8-14
	0,60-1,00	-	-	-
2000-6000	0,10-0,30	3-5	3-5	12-18
	0,30-0,60	4-8	2-6	12-24
	0,60-1,00	4-8	2-6	-
6000-9000	0,10-0,30	4-6	4-6	15-20
	0,30-0,60	5-7	3-7	15-24
	0,60-1,00	6-8	3-8	-
9000-18000	0,10-0,30	5-8	4-6	15-24
	0,30-0,60	-	3-7	-
	0,60-1,00	-	3-7	-

UASB reaktörlerde reaktör hacminin ve çapının hesabında organik yükleme oranı, yukarı akış hızı ve etkili arıtma hacmi değerlerine bakılarak dizayn yapılır. Ayrıca gerektiğinde katı sıvı ayırımı için gerekli bölge ve gaz toplama kısmının hacmi de hesaba katılır. UASB reaktörler için etkili arıtma bölgesi hacmi Denklem (8.1) vasıtasıyla bulunur.

$$V_n = \frac{Q \cdot S_0}{L_{org}} \quad (8.1)$$

Burada;

V_n = etkili arıtma bölgesi hacmi, m³

Q = atıksu debisi, m³/sa

S_0 = giriş KOİ konsantrasyonu, kg/m³

L_{org} = organik yük oranı, kg/m³-gün'dür.

Reaktörün sıvı bölgesi hacmi ise Denklem (8.2) vasıtasıyla bulunur.

$$V_L = \frac{V_n}{E} \quad (8.2)$$

Burada;

V_L = toplam sıvı bölgesi hacmi, m³

E = etkinlik katsayısıdır.

UASB reaktör için yüzey alanı seçilen yukarı akış hızı ve giriş atıksu debisine göre Denklem (8.3)' e göre bulunur.

$$A = \frac{Q}{v} \quad (8.3)$$

Burada;

v = yukarı akış hızı, m/sa değeridir.

Reaktördeki sıvı bölgesinin yüksekliği ise toplam sıvı bölgesi hacmi ve Denklem(8.3)'de bulunan yüzey alanına göre Denklem (8.4)' deki gibi hesaplanır.

$$H_L = \frac{V_L}{A} \quad (8.4)$$

Burada;

HL = sıvı bölgesinin yüksekliği, (m)' dir.

UASB reaktörler inşa edilirken gaz toplama bölgesi de hesaba katılır. Gaz toplama bölgesi reaktöre 2,5-3 m ilave bir yükseklik getirir (Metcalf ve Eddy, 2003). Gaz toplama bölgesinin yüksekliği de dikkate alınırsa reaktörün toplam yüksekliği Denklem (8.5)' deki gibi hesaplanır.

$$H_T = H_L + H_G \quad (8.5)$$

Burada;

H_G = gaz toplama bölgesi yüksekliği, (m)

H_T = toplam reaktör yüksekliği, (m)' dir.

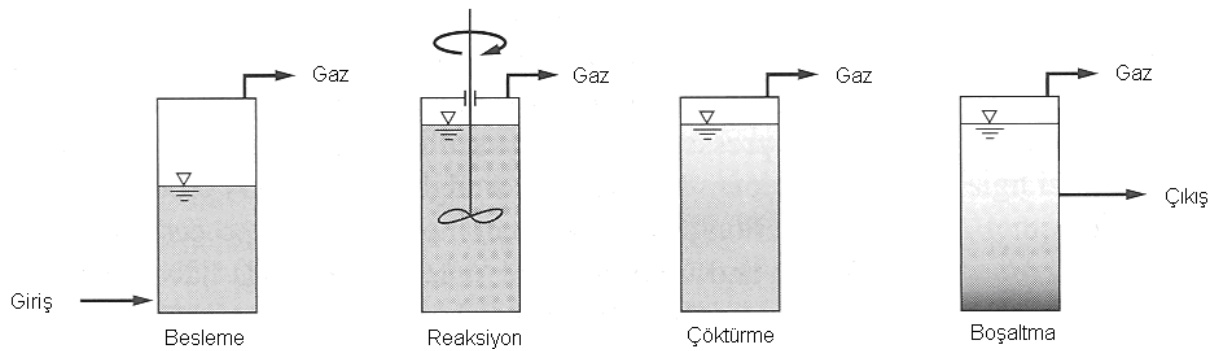
UASB reaktörlerin fiziksel tasarım üniteleri, giriş yapısı, çıkış yapısı ve gaz toplama bölgesidir. Giriş yapısı atıksuyun reaktöre üniform bir şekilde dağılımını sağlamalı, kanallanmaya izin vermemelidir. Çıkış yapısı aynı zamanda çıkış atıksuyu ile çamurdaki katı maddelerin ayrılması işlevini yürütür. Çıkış yapısı reaktörden atıksuyla birlikte askıda katı maddelerin kaçışına izin vermeyecek şekilde olmalıdır.

8.8.2.2 Ardışık Kesikli Anaerobik Reaktör

Ardışık kesikli anaerobik reaktörler (ASBR), isminden de anlaşılacağı üzere kesikli olarak çalıştırılan ve birbiri ardına gelen adımlardan oluşan bir anaerobik procestir. ASBR' da 4 temel işlem adımı vardır. Bunlar sırasıyla ifade edilecek olunursa;

- 1) Besleme,
- 2) Reaksiyon,
- 3) Çöktürme ve
- 4) Sistemin boşaltılmasıdır.

ASBR sisteminin genel proses şeması Şekil 61'dedir.



Şekil 61 ASBR sisteminin genel proses şeması

Besleme esnasında substratın mikroorganizmalarla tam olarak teması için sistem sıkıştırılır. Besleme hacmi; hidrolik bekleme süresi ve organik yüklemeye bağlı olarak hesaplanır.

Reaksiyon adımı substrat metana dönüştürülür. Burada bekleme süresi; atıksuyun sıcaklığına, biyokütle konsantrasyonuna ve istenen çıkış suyu kalitesine bağlı olarak belirlenir. Bu adımda sistem mekanik karıştırıcılar vasıtasıyla karıştırılır.

Çöktürme adımı karıştırma işlemine son verilir. Burada geçen süre biyokütlenin çökebilirliğine bağlı olarak değişir. Bu değer genel olarak 10-30 dakika arasındadır (Speece, 1995). MLSS konsantrasyonu ve F/M değeri çökeltme hızlarına etki eden iki önemli parametredir.

Son aşama olan sistemi boşaltma aşamasında, reaktörün üst fazından arıtılmış su alınır. Çekilecek suyun miktarı sisteme alınan atıksu miktarına eşittir.

ASBR tipi sistemlerin diğer anaerobik arıtma sistemlerine nazaran bazı avantaj ve dezavantajları vardır. Sistemin avantajları;

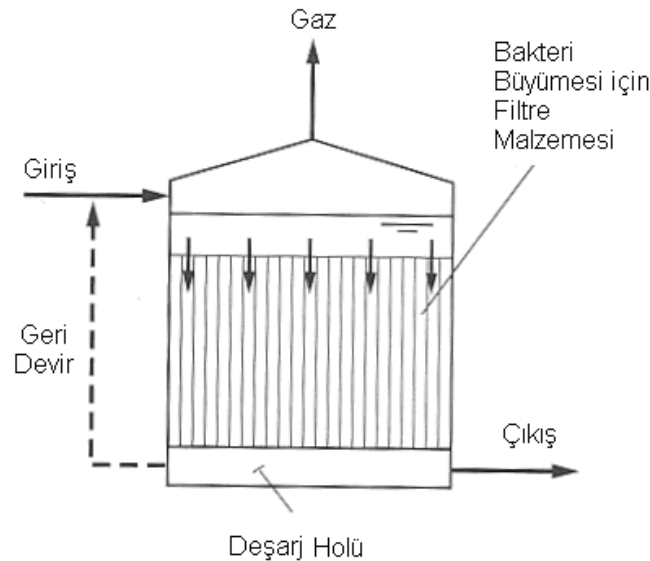
- Pahalı giriş ve çıkış yapılarına gerek yoktur.
- Çamur geri devrine gerek yoktur.

Dezavantajları ise;

- Reaksiyonu kontrol etmek için bir kontrol sistemi gerekliliği,
- Sistemden biyokütle kaybının yaşanması olarak sayılabilir.

8.8.2.3 Anaerobik Filtre

Anaerobik filtreler (AF), substrat ile onu parçalayan bakteriler arasında daha fazla temas yüzeyi elde edilmesi amacıyla tasarlanmıştır. Reaktör içerisinde kullanılan dolgu malzemesi yüzey alanını yani substratla bakterilerin temas alanını oldukça artırır. Şekil 62’de anaerobik filtrelerin şematik bir görünümü verilmiştir.



Şekil 62 Anaerobik filtrelerin şematik görünümü

Anaerobik filtrelerde dolgu malzemesi olarak pek çok madde kullanılır. Bu malzemelerin başlıcaları, taş, plastik halkalar ve PVC halkalardır. Dolgu malzemesinin asli görevi temas yüzeyini arttırmak olduğundan temas yüzeyini en etkin biçimde arttıran dolgu malzemeleri en kullanışlı dolgu malzemeleri olarak tanımlanır.

Avrupa’da kurulmuş ve işletmede olan bazı anaerobik filtrelerin özellikleri Tablo 30’da görülmektedir (Öztürk, 1999).

Anaerobik filtrelerin KOİ giderme verimini etkileyen en önemli parametre hidrolik bekletme süresidir. Dolgu malzemesinin yüzey alanının verime etkisi ise oldukça düşüktür. Tablo 30’dan da görüleceği üzere anaerobik filtrelerin arıtma verimi % 55-93 arasında değişmektedir.

Anaerobik filtrelerin başlıca dezavantajları sıralanacak olursa, bunlar;

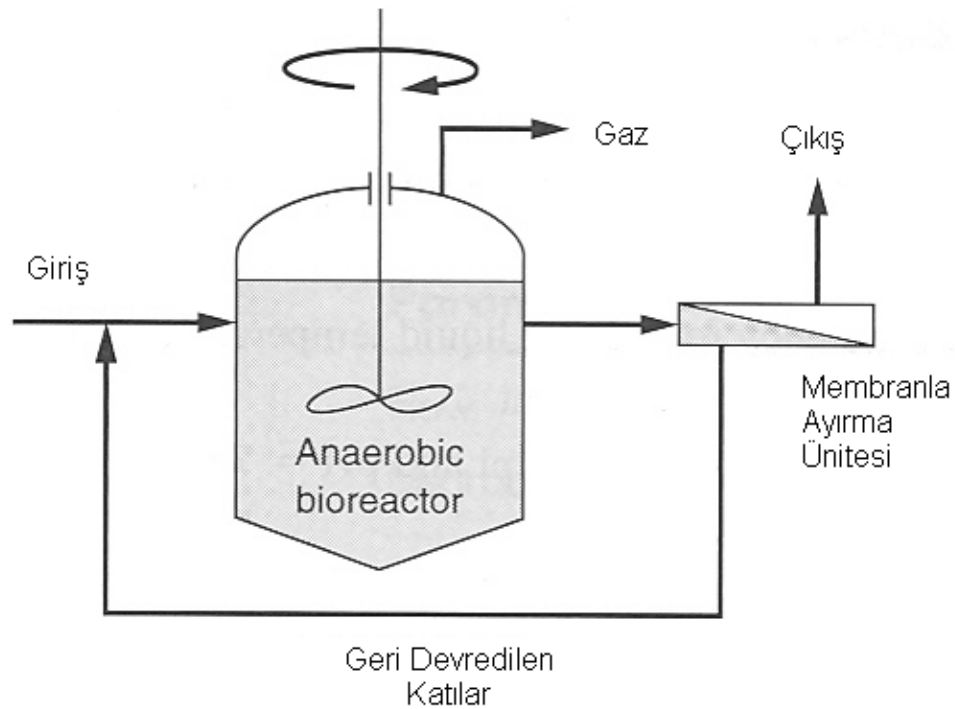
- Özellikle yüksek miktarda askıda katı madde ihtiva eden atıksuların arıtımında karşılaşılan tıkanma problemi,
- Biyofilm teşekkülünün uzun süreler alması,
- Kanallanma ve kısa devre ihtimalidir.

Tablo 30 Avrupa'da Kurulu Bazı Anaerobik Filtreler (Öztürk, 1999)

Atık Tipi	Hacim	Dolgu	Sıcaklık	Org. Yükleme	Bekletme Süresi	Verim
	m ³	Malzemesi	°C	kg/m ³ .gün	saat	%
Şeker Endüstrisi	3000	Taş	35-37	-	12-36	55
Domuz Çiftliği	90	-	-	20	48	60
Damıtık Atıklar	8600	Flocor R	35	15	72	90
Patates İşleme	1750	Plastik Halka	-	8	24	93
Şeker Endüstrisi	10250	-	-	-	20	70
Şilempe	650	Flocor R	35	6-8	72-96	-
İlaç Endüstrisi	1840	PVC Halka	-	7,1	-	-
Şilempe	220	-	-	8-16	-	-
Konserve	300	-	25-35	6,5	65-74	73
Sülfür Üretimi	2900	Plastik Halka	-	8	24	-
Kimyevi Mad. Ürt.	1200	Plastik Halka	-	-	-	-
Nişasta Üretimi	1800	Plastik Halka	-	-	-	-
Maya Üretimi	1280	Çok Halkalı	-	-	48-72	-
Domuz Çiftliği	100	Flocor R	-	-	12-14	-

8.8.2.4 Anaerobik Membran Biyoreaktör

Anaerobik membran biyoreaktörler (AMBR), esas olarak tam karışımli reaktörlerden sadece çıkış yapıları dolayısıyla farklıdır. Anaerobik membran biyoreaktörlerde atıksu sisteme üst kısımdan bazen de alt kısımdan verilir. Reaktör, karışım sağlanması için bir karıştırıcı ile teçhiz edilir. Arıtma sonrası çamur ve atıksu karışımı çıkış yapısındaki membranla birbirinden ayrılır. Membranı geçen arıtılmış su, sistemden ayrılırken membranı geçemeyen çamurlar sisteme geri döner. Bu sayede bir geri devir sağlanmış olur. Dolayısıyla geri devirli anaerobik arıtma sistemlerinin aksine anaerobik membran biyoreaktör arıtma sistemlerinde çamuru çöktürüp sisteme geri devir ettirmek için ilave bir yapıya gerek yoktur. Bu geri devir sayesinde sistemde çok yüksek oranlarda katı madde muhtevası değerlerine ulaşılabilir. Anaerobik membran biyoreaktörlerin şematik görünüşü Şekil 63’de gösterilmiştir.



Şekil 63 Anaerobik membran biyoreaktörlerin şematik görünüşü

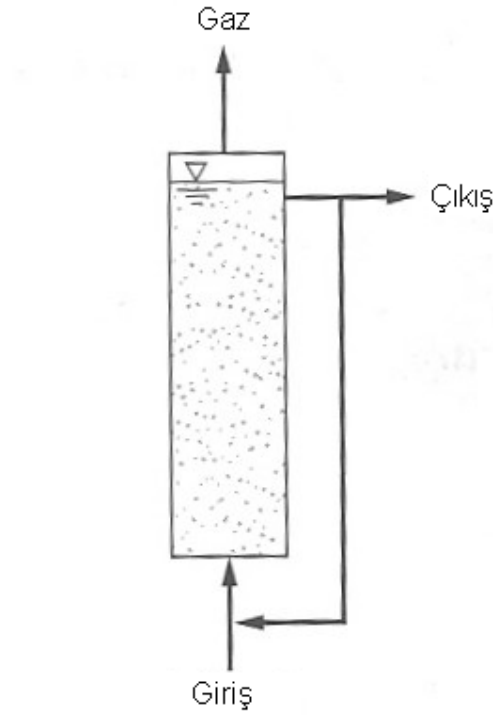
Membran sistemleri pahalı yapılardır. Bu yüzden maliyet, anaerobik membran biyoreaktörler için kısıtlayıcı bir faktördür. Bu sebeple genellikle anaerobik membran biyoreaktörler KOİ konsantrasyonu çok yüksek fakat debisi düşük atıksularda uygulanırlar. Bu tip bir anaerobik arıtma tipini seçmeden önce detaylı bir fizibilite yapıp maliyetler ortaya konarak seçim yapılmalıdır.

8.8.2.5 Akışkan Yataklı Anaerobik Reaktör

Akışkan yataklı anaerobik reaktör sistemleri (AFBR), reaktör içerisinde çeşitli yatak malzemesi kullanarak ve bu yatak malzemesinin askıda durmasını sağlayarak, biyokütlenin akışkan yatak malzemesi üzerinde oluşabilmesini sağlayan sistemlerdir. Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde yatak malzemesi olarak kum, kömür, anyon/katyon değiştirici malzemeler, diatomit yüzeyler ve aktif karbon kullanılabilmektedir. Bu malzemeler içerisinde

en çok kullanılanlar kum ve aktif karbondur. AFBR tipi sistemlerin şematik görünüşü Şekil 64’de gösterilmiştir.

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde akış hızı 20 m/sa’ lik hızlara kadar ulaşabilir. Bunu sağlayabilmek için yüksek geri devir oranları kullanılır. Reaktör yüksekliği ise 4-6 m civarındadır (Metcalf ve Eddy, 2003). Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerdeki çeşitli hacimsel organik yüklemelere göre elde edilebilen KOİ giderimleri Tablo 31’de verilmiştir.



Şekil 64 AFBR' nin şematik görünüşü

Tablo 31 AFBR’ de KOİ giderme verimleri (Metcalf ve Eddy, 2003)

	Sıcaklık	Organik yük	Bekletme	KOİ
Atıksu	⁰ C	kg/m ³ -gün	süresi, saat	Giderimi, %
Sitrik asit	35	42	24	70
Nişasta	35	8,2	105	99
Süt	37	3-5	12-18	71-85
Şeker Pekmezi	36	12-30	3-8	50-95
Glikoz	35	10	12	95
Sülfid	35	3-18	3-62	60-80

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde işletmeye alma oldukça önemli ve zor bir konudur. Yatak malzemesi ile bütünleşmiş bir biyofilm tabakası oluşturmak için temel olarak şu faktörler önemlidir (Öztürk, 1999).

- Malzemenin seçimi ve şartlandırılması
- Aşılama
- Hacimsel organik yük artışı

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde yatak malzemesi üzerinde biyofilm oluşumu sistem verimi açısından oldukça önemlidir. Bu yüzden yatak malzemesinin tutunmayı artırıcı özelliğinin olması gerekir. Bunun yanında seçilen malzeme üzerinde tutulmayı artırıcı bazı uygulamalar yapılabilir. Özellikle Ca^{+2} muhtevası yüksek atıksularda yüzeyde tutulma kabiliyetinin arttığı şeklinde görüşler vardır. Yatak malzemesi olarak kum kullanıldığında kum çapı biyokütle birikiminde önemli bir rol oynar. Daha ince kum çapına sahip reaktörlerde alışma periyodu daha kısa sürmektedir. Bunun nedeni ince taneciklerin akışkanlaştırılabilmesi için gereken akış hızının daha düşük olması, böylece biyofilm tabakası üzerinde etkili olan kayma gerilmesinin daha düşük olmasıdır.

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde kesikli veya sürekli olmak üzere iki şekilde aşılama yapılabilir. Kesikli sistemde sistemin belli bir yüksekliğine kadar aşı, kalan yüksekliğine ise seyreltik atıksu uygulanır. Bu şekilde aşılama atıksuya alıştırılır. Sürekli aşılama ise atıksu ve aşılama sürekli olarak beraberce reaktöre verilir (Öztürk, 1999).

İşletmeye alma döneminde iki farklı organik yükleme yöntemi uygulanır. Bunlardan ilki sistemin düşük organik yük ve yüksek bekletme sürelerinde işletmeye alınması olup, KOİ giderim verimi istenen seviyelere ulaştıkça organik yükün artırılması şeklindedir. Diğer alternatif ise sisteme sürekli olarak yüksek organik yüklemeler yapılarak uçucu asit miktarı artıp KOİ giderim verimi düşse de bu yüklemeye devam edilir. Fakat bu alternatifte atıksuya ilave alkalinite vermek gerekebilir. Yapılan araştırmalarda ikinci alternatifin uygulamasında daha kısa süreli adaptasyon sürelerinin gerektiği gösterilmiştir.

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde bekletme süreleri uzun seçildiğinde biyokütlenin büyük kısmı asılı halde, kalan kısmı ise biyofilm şeklinde olur. Asılı biyokütle ağırlıklı olarak asit bakterileri, biyofilm tabakası ise metan bakterilerinden oluşur. Daha düşük bekletme sürelerinde ise biyokütlenin tamamına yakını biyofilm tabakası şeklinde olur. Bu yüzden biyokütlenin tamamının biyofilm tabakası olması istendiğinde düşük hidrolik bekletme süreleri uygulanmalıdır.

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde biyofilm kalınlığı çeşitli etkenlere bağlı olarak değişir. Yüksek hacimsel organik yüklerde daha kalın biyofilm tabakası oluşur. Dolgu malzemesi olarak 0,3-0,6 mm çaplı kum kullanılan reaktörlerde 40 kg/m^3 -gün organik yükleme ile oluşan biyofilm tabakasının 60-200 μm aralığında değiştiği gözlenmiştir. Biyofilm tabakalarının sökülmesinde temel iki neden, oluşan biyogazın meydana getirdiği türbülans ve çok yüksek yukarı akış hızıdır (Öztürk, 1999).

Akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde ortalama biyokütle konsantrasyonu 40 kg/m^3 gibi değerlere ulaşabilir. Bu da akışkan yataklı anaerobik reaktörlerin çok yüksek hacimsel organik yüklere cevap verebileceğini gösterir. Bunun yanı sıra bu reaktörler şok yüklemelere

diğer tüm sistem tiplerine nazaran daha dayanıklıdırlar. Akışkan yataklı anaerobik reaktörler sıcaklık ve pH salınımlarına, debi ve KOİ konsantrasyonunun aşırı artmasına küçük bir tepki verirler ve sistem şartlarının tekrar normale dönmesiyle eski verimlerine dönerler.

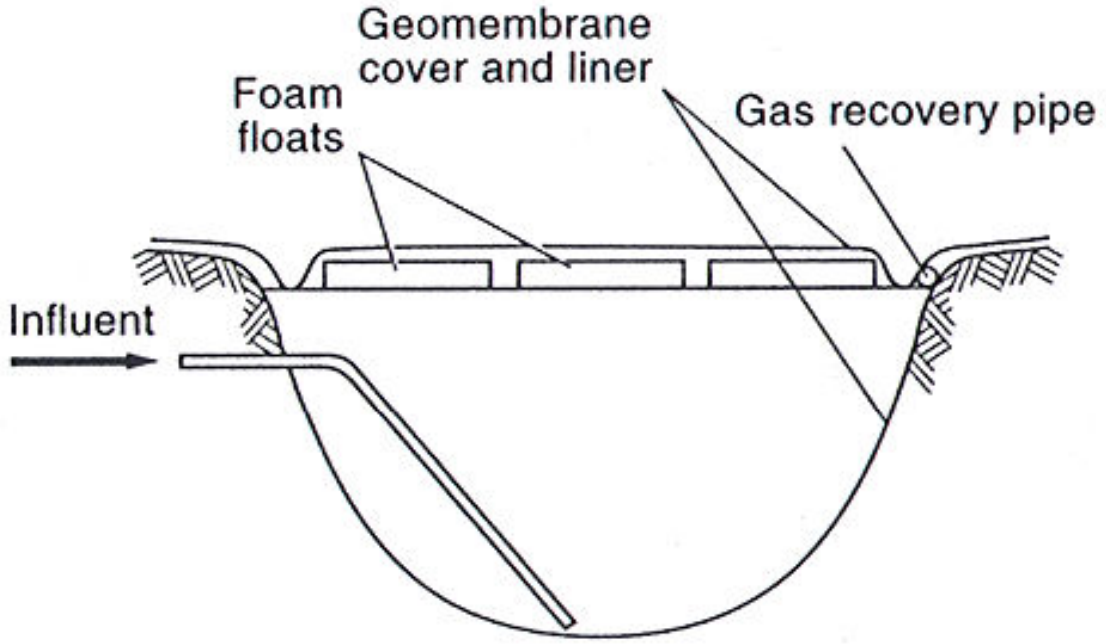
Literatürde mevcut akışkan yataklı anaerobik reaktörlerde elde edilen değerlere göre; bu sistemlerin rahatlıkla % 70' lik verimlere ulaştığı söylenebilir. Hali hazırda kurulu bulunan 4 adet akışkan yataklı anaerobik reaktörün çeşitli verileri Tablo 32'de görülebilir (Öztürk, 1999).

Tablo 32 Kurulu bazı AFBR sistemlerinde işletme verileri (Öztürk, 1999)

Yapımcı firma	Dorr Oliver	Gist - Brocades		Degremont
Tesis Yeri	Iowa, ABD	Delft, Hollanda	Prouxy, Fransa	Sarthe, Fransa
Atıksu tipi	Soya işleme	Maya	Maya	Atık kağıttan mukavva ürt.
Dolgu malzemesi	kum	kum	kum	kum
Malzeme çapı, (mm)	0,5	0,1-0,3	0,1-0,3	-
KOİ, (g/L)	12	3,2	3,6	3
T, (°C)	35	37	37	35
pH	6,7-7,1	6,8	7,4	2,6-6
Bekletme süresi, (saat)	19	2,4	3,6	3
KOİ gid. verimi, (%)	75	70	75	75-80
Debi, (m ³ /saat)	32	180	50	63
Org. Yük., (kg/m ³ -gün)	11	22	20	18-20
Biyokütle kons., (g/L)	12	20	20	-
Çıkış uçucu asit kons. (mg HAC/L)	600	<100	100	-
Reaktör yüksekliği, (m)	12,5	21	17	15,5
Reaktör çapı, (m)	6,1	4,7	3	4,2

8.8.3 Anaerobik Lagün

Bu proste bir çukur kazılır ve üst kısmı gazı geri çevirmek işlevini görmesi amacıyla bir geomembranla kapatılır. Geri çevrilen gaz enerji üretimi için kullanılır. Bir domuz çiftliği atıklarını arıtmak amacıyla kurulmuş olan anaerobik lagün Şekil 65'de görülebilir. Toplanan gaz elektrik üretimi amacıyla kullanılır. Çürütücü gazının metan yüzdesi genellikle %65, ısı değeri ise yaklaşık 22.400 kJ/m³'dür (Crites ve Tchobanglous, 1998).



Şekil 65 Anaerobik lagünün şematik gösterimi (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

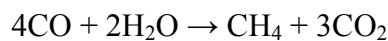
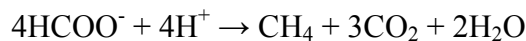
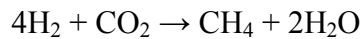
8.9 Mikrobiyoloji

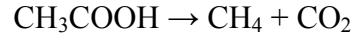
Metanojenik mikroorganizmaların çoğu küresel yapılarından (*Methannococcus*, *Methanotrix* ve *Methanosarcina*), ya da çubuksu yapılarından (*Methanobacterium*, *Methanobacillus*) ayırt edilebilirler. *Methanosarcina* ve *Methanotrix* (diğer adıyla *Methanosaeta*) metan ve karbondioksit üretmek için asetati parçalayabilen organizmalardır. Diğer organizmalar metan üretmek için elektron alıcısı olarak hidrojen ve karbondioksiti okside ederler. Asetat kullanan bakterilere termofilik reaktörlerde de rastlanır. *Methanosarcina* bakterisinin bazı türleri 65°C’ de inhibe olurken *Methanotrix* bu sıcaklıkta inhibe olmaz. Hidrojeni kullanan metanojenler ise 60°C’ nin üzerindeki sıcaklıklarda da bolca bulunur.

Metanojenler ve asitojenler arasında karşılıklı fayda esasına göre bir ilişki vardır. Bu ilişki yoluyla organik maddeler, asetat, karbondioksit, hidrojen, metan gibi nihai ürünlere dönüştürülürler. Asitojenler ve diğer anaerob bakteriler tarafından üretilen hidrojenin metanojenler tarafından kullanılmasına türler arasında hidrojen transferi adı verilir. Eğer proste problem olur da metanojenler üretilen hidrojeni yeteri kadar hızlı bir şekilde tüketmezse, reaktörde uçucu asit birikimi ve pH düşmesi nedeniyle asetat ve bütirat fermantasyonu yavaşlar.

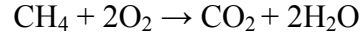
8.10 Anaerobik Fermantasyon ile Metan Oluşum Reaksiyonları

Aşağıda sırasıyla hidrojen, formik asit, karbonmonoksit, metanol, metilamin ve asetatin metana dönüşüm denklemleri gösterilmiştir.





Fermantasyon esnasında KOİ' deki değişime göre KOİ dengesi yazılabilir. KOİ' deki değişim metan üretimiyle hesaplanır. Metanın KOİ eşdeğeri stokiyometrik olarak metanın karbondioksit ve suya okside edildiği denklemden elde edilebilir.



Denklemden görüleceği üzere beher mol metan başına KOİ değeri $2 \times 32 = 64$ g' dır. Standart şartlar altında (0°C ve 1 atm) bir mol metanın hacmi 22,414 L' dir ($P.V=n.R.T$ eşitliğinden bulundu). Dolayısıyla anaerobik şartlarda çevrilen 1 g KOİ başına 0,35 L (22,414/64) metan üretilir.

Örnek: (Metcalf ve Eddy 2003)

35°C ' de işletilen bir anaerobik reaktörde bsCOD konsantrasyonu 5.000 mg/L olan 3.000 m³/gün debide atıksu arıtılmaktadır. Arıtma neticesinde bsCOD giderimi % 95 ve net biyokütle üretimi 0,04 g VSS/ g KOİ' dir. Buna göre reaktörde üretilecek metan miktarı ile biyogazın metan içeriğini % 65 kabul ederek biyogaz miktarını m³/gün cinsinden hesaplayınız.

Sisteme giren ve sistemde giderilen KOİ yükleri hesaplanır.

$$\text{Sisteme giren KOİ} = 5.000 \text{ g/m}^3 \times 3.000 \text{ m}^3/\text{gün} = 15.000.000 \text{ g KOİ/gün}$$

$$\text{Sistemde giderilen KOİ} = 15.000.000 \text{ g/gün} \times 0,95 = 14.250.000 \text{ g KOİ/gün}$$

Giderilen KOİ' nin bir kısmı yeni hücre yapımında kullanılmıştır. Buna göre;

$$\begin{aligned} \text{Oluşan yeni hücre miktarı} &= (0,04 \text{ gVSS/gKOİ}) \times (14.250.000 \text{ g KOİ/gün}) \\ &= 570.000 \text{ g VSS/gün'dür.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Oluşan yeni hücrenin KOİ eşdeğeri} &= (1,42 \text{ gKOİ/gVSS}) \times (570.000 \text{ g VSS/gün}) \\ &= 809.400 \text{ g KOİ/ gün} \end{aligned}$$

$$\text{Metana dönüşen KOİ miktarı} = 14.250.000 - 809.400 = 13.440.600 \text{ g KOİ/ gün}$$

35°C 'de metanın KOİ eşdeğerini bulmak için 1 mol gazın 35°C 'de kapladığı hacim bulunur.

$$V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{1 \cdot 0,082 \cdot (273 + 35)}{1} = 25,26\text{L}$$

35°C 'de 1 mol metan 25,26 L olduğuna ve 1 mol metan 64 g'a eşit olduğuna göre 1 g KOİ giderildiğinde $25,26/64 = 0,395\text{L}$ metan üretilir.

$$\begin{aligned}\text{Oluşan metan miktarı} &= (13.440.600 \text{ gKOİ/gün}) \times (0,395 \text{ L metan/gKOİ}_{\text{giderilen}}) \times (10^{-3} \text{ m}^3/\text{L}) \\ &= 5309 \text{ m}^3/\text{gün metan üretilir.}\end{aligned}$$

Eğer metan toplam biyogazın %65'i ise oluşan biyogaz miktarı;

$$\begin{aligned}\text{Oluşan biyogaz miktarı} &= (5309 \text{ m}^3/\text{gün}) / 0,65 \\ &= 8168 \text{ m}^3/\text{gün'dür.}\end{aligned}$$

8.11 Proses Dizayn Kriterleri

Anaerobik arıtma tesisi dizaynı öncelikle proses tipine bağlıdır (bağlı büyüyen, tam karışım vb.). Klasik tam karışımli proseslerin dizaynı geri devirsiz aktif çamur proseslerinde anlatıldığı gibidir. Evsel atıksu çamurlarının anaerobik çürütülmesi için tipik kinetik katsayılar Tablo 33'de, tam karışımli anaerobik çürütücüler için önerilen çamur yaşı değerleri ise Tablo 34'de gösterilmiştir.

Tablo 33 Evsel atıksu çamurlarının anaerobik çürütülmesinde kinetik katsayıların tipik değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Katsayı	Birim	Değerler*	
		Aralık	Tipik
k	gün ⁻¹	0,5–2	1,0
K _s	mg KOİ/L	500–2500	1500
Y	mg VSS/mg KOİ	0,05–0,15	0,1
k _d	gün ⁻¹	0,02–0,05	0,03

*Değerler 20°C içindir.

Tablo 34 Tam karışımli anaerobik çürütücüler için minimum ve önerilen çamur yaşı değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

İşletme sıcaklığı, °C	θ _C ^M , gün	θ _C dizayn, gün
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

Alternatif olarak anaerobik arıtma prosesleri, hacimsel organik yük (L_0) veya uçucu katı yükleme oranı (L_{VSS}) ile de boyutlandırılabilir.

$$V = \frac{CQ}{L_0 \text{ veya } L_{VSS}}$$

burada; V = reaktör hacmi, m^3 ,

C = atıksudaki organik veya uçucu katı madde, $kg\ KOI/m^3$ veya $kg\ VSS/m^3$,

Q = atıksu debisi, $m^3/gün$,

L_0 = hacimsel organik yük, $kg\ KOI/m^3-gün$

L_{VSS} = hacimsel uçucu askıda katı madde yükü, $kg\ VSS/m^3-gün$

Denklemden de anlaşılacağı üzere reaktör hacmini belirlemek için hacimsel organik yük (L_0) veya uçucu katı yükleme oranı (L_{VSS}) değerlerinden birinin seçilmesi gerekir. Bu parametrelerin tipik değerleri Tablo 35’de verilmiştir.

Tablo 35 Anaerobik proseslerin tipik performans değerleri (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

Proses	Giriş KOİ, mg/L	Hidrolik bekletme süresi, saat	Organik yükleme oranı, $kg\ KOI/m^3-gün$	Uçucu katı yükleme oranı, $kg\ VSS/m^3-gün$	KOİ Giderimi, %
Anaerobik çürütücü	1.500–5.000	360–480	0,1–0,3	0,06–0,2	45–65
Anaerobik temas reaktörü	1.500–5.000	2–10	0,1–1,0		75–90
UASB	5.000–15.000	18–30	0,05–1,0		65–85
Yukarı akışlı filtre	10.000–20.000	18–30	0,1–1,25		75–90
AFBR	5.000–10.000	8–16	0,3–1,8		80–95

Örnek: (Crites ve Tchobanoglous, 1998)

3.800 $m^3/gün$ debiye sahip bir evsel atıksuyun arıtımı için dizayn edilen birincil arıtmadan çıkan çamuru stabilize etmek maksadıyla kurulacak anaerobik reaktörün boyutlarını hesaplayınız. Organik yük oranını kontrol ediniz. Üretilen metan ve toplam biyogaz miktarını hesaplayınız. Atıksu ve oluşan çamurla ilgili bilgiler aşağıdadır.

— Atıksuyun günlük debisindeki organik materyal = 545 $kg\ KOI$

— Atıksuyun günlük debisindeki askıda katı madde = 545 kg

- Katı maddelerin % 70' i uçucudur.
- Çamurun su muhtevası = % 96
- Çamurun yoğunluğu = 1025 kg/m³
- Emniyet faktörü = 2
- Çamur biyolojik büyüme için gerekli azot ve fosfora sahiptir.
- Anaerobik çürütücü için kinetik katsayılar:

$$k = 1,4 \text{ gün}^{-1}, \quad K_s = 2000 \text{ mg KOİ/L}, \quad Y = 0,1 \text{ mg VSS/mg KOİ} \quad k_d = 0,03 \text{ gün}^{-1}$$

ÇÖZÜM:

$$\text{Toplam çamur hacmi} = \frac{545 \text{ kg / gün}}{1025 \text{ kg / m}^3 \cdot 0,04} = 13,3 \text{ m}^3 / \text{gün}$$

$$\text{Kuru katı madde konsantrasyonu} = \frac{545 \text{ kg / gün}}{13,3 \text{ m}^3 / \text{gün}} = 41 \text{ kg / m}^3$$

Çamur yaşının hesabında öncelikle minimum çamur yaşı θ_c^m bulunur. Tasarımda kullanılacak olan çamur yaşı bu değerin emniyet faktörü ile çarpılmasıyla elde edilir.

$$\frac{1}{\theta_c^m} = Y \cdot k - k_d = (0,10) \cdot (1,4) - 0,03 = 0,11$$

$$\theta_c^m = \frac{1}{0,11} = 9,1 \text{ gün}$$

$$\text{Çamur yaşı :} \quad \theta_c^d = 2 \cdot \theta_c^m = 2 \cdot 9,1 = 18,2 \text{ gün}$$

$$\text{Reaktör hacmi :} \quad V = \theta_c \cdot Q = 18,2 \text{ gün} \cdot 13,3 \text{ m}^3 / \text{gün} = 242 \text{ m}^3$$

$$\text{Toplam organik yük:} \quad \frac{545 \text{ kg / gün}}{242 \text{ m}^3} = 2,25 \text{ kg / m}^3 - \text{gün}$$

$$1,60 < 2,25 < 4,80 \text{ (bu reaktördeki organik yük uygundur)}$$

$$\begin{aligned} \text{Çıkış KOİ konsantrasyonu : } S &= \frac{K_s (1 + k_d \cdot \theta_c)}{\theta_c (Y \cdot k - k_d) - 1} \\ &= \frac{2000(1 + 18,2 \cdot 0,03)}{18,2(0,1 \cdot 1,4 - 0,03) - 1} \\ &= 3.086 \text{ mg/L} \end{aligned}$$

9 PAKET ATIKSU ARITMA TESİSLERİ

Paket tesisler olarak bilinen prefabrik arıtma tesisleri bireysel uygulamalar ve küçük topluluklar için atıksu arıtımında sık sık kullanılır. Paket tesisler 3800 m³/gün kapasiteye ulaşabilmesine rağmen, 3,8-760 m³/gün aralığındaki atıksu debisi için yaygın olarak kullanılır. Bireysel olarak evlerde kullanılması için küçük paket tesisler geliştirilmiştir. Uygun şekilde dizayn edilen ve işletilen bu tür tesisler küçük atıksu debileri için genellikle tatmin edici arıtım sağlarlar.

Biyolojik arıtımda paket tesisler ilk kullanılmaya başlandığında, oksidasyonun tamamen başarılmasıyla, fazla biyolojik çamur atılmayacağı düşünülürdü. Ancak sistemde çamur birikimi olmakta ve bu çamurun periyodik olarak sistemden deşarj edilmesi gerekmektedir. Aşağıda paket tesislerde karşılaşılan işletme problemleri, en çok kullanılan paket tipleri ve paket tesisler için önerilen dizayn yöntemleri izah edilmiştir.

9.1 Paket tesis tipleri

3,8-760 m³/gün aralığındaki debiler için biyolojik arıtma yapan paket tesislerin en yaygın kullanılanı uzun havalandırmalı aktif çamur prosesidir. Bunlara ilave olarak, hem aerobik hem de anaerobik prosesleri içeren hibrid sistemler de geliştirilmiştir.

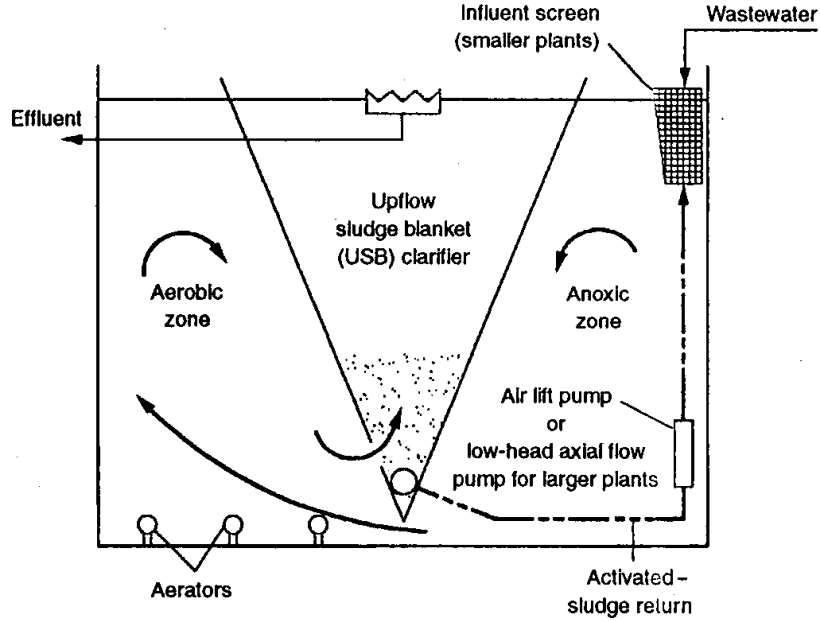
9.2 Paket tesislerin dizayn ve işletme problemleri

Biyolojik arıtımda (genellikle aktif çamur prosesinin bazı tipleri) kullanılan paket tesislerin performansını etkileyen ve dizayn ile işletme sürecinde dikkat edilmesi gereken unsurlar (U.S. EPA, 1977):

1. Hidrolik şok yükler; küçük topluluklardan kaynaklanan debide büyük değişimler
2. Hem debi hem de BOİ yükünde çok büyük düzensiz değişimler.
3. Uzun havalandırma sistemleri için 3:1'lik çamur geri devir oranının bütün normal şartları sağlaması gerekmektedir.
4. Köpük ve gresin son çöktürmeden giderilebilmesi için uygun koşullar.
5. Çamur taşınımı sonucunda son çöktürmede denitrifikasyon.
6. Atık çamurun kontrol altında tutulması ve atılması için doğru yaklaşım.
7. Havalandırma tankındaki MLSS uygunluğunun kontrolü
8. Uygun köpük giderme tedbirleri.
9. Büyük ve hızlı sıcaklık değişimi.
10. Hava sağlama oranının kontrolü.
11. Yetersiz arıtma performansına ve koku problemine sebep olabilen organik ve katı yüklere uygun dizayn.

9.3 Paket tesislerin performans gelişimi

Paket tesislerde yüksek performans; arıtma birimlerinin iyi bir şekilde boyutlandırılmasıyla (özellikle son çöktürmenin) ve pompalar için akım değerlerinin kesin olarak belirlenmesiyle sağlanabilir. Arazide işletmelerinin belirsizliği sebebiyle, saatlik pik debideki hidrolik yük 24-33 m³/m²gün olarak sınırlandırılmıştır. Geri devir atık çamurun havalandırma ünitesine girişi sağlanmalıdır. Son çöktürme tankı ayrıca, çamur toplama ekipmanları ve biriken köpüğün giderimi için etkili bir sistemle teçhiz edilmelidir. Aşağıda prefabrik paket tesis için önemli kriterlerin belirlenmesi bir örnekle gösterilmiştir.



Şekil 66 Küçük bölgeler için paket tesisin şematik görünüşü

Örnek 6:

650 ailenin ikamet ettiği küçük bir bölgeden kaynaklanan atıksular prefabrik paket arıtma tesisi ile yapılacaktır. Bir evde ortalama olarak 3,1 kişinin oturduğu tahmin edilmektedir. Atıksu debisi 0,227 m³/kişi.gün'dür ve debi, BOİ, AKM için pik faktör 2,5'tir. Paket tesis tipini seçiniz ve tesisin başlıca elemanlarını boyutlandırınız.

1. Mutfak kaynaklı atıkların kişi başına BOİ miktarı : 99 g/kişi.gün
2. Mutfak kaynaklı atıkların kişi başına toplam askıda katı madde miktarı : 110 g/kişi.gün
3. Mutfak kaynaklı atıkların kişi başına TKN-N miktarı : 15 g/kişi.gün
4. Atıksu debisi : 0,227 m³/kişi.gün
5. Günlük pik debi oranı : 2,5
6. Saatlik pik debi oranı : 4,0-1,0
7. N için günlük pik oranı : 1,5
8. F/M oranı : 0,05
9. MLSS işletme seviyesi : 3000-6000 mg/L
10. BOİ₅ : 0,65 KOİ
11. Amonyak nitrifikasyonu için 4,6 mgO₂/L gerekmektedir.

Çözüm

1. Atıksuyun ortalama ve pik debi tahminleri.

a. Toplam kişi sayısı

$$650 \times 3,1 \text{ kişi/hane} = 2015 \text{ kişi}$$

b. 0,227 m³/kişi.gün' e göre ortalama debi:

$$2015 \text{ kişi} \times 0,227 \text{ m}^3/\text{kişi.gün} = 457 \text{ m}^3/\text{gün}$$

c. 2,5 faktörüne göre günlük pik debi:

$$457 \text{ m}^3/\text{gün} \times 2,5 = 1143 \text{ m}^3/\text{gün}$$

2. Arıtılacak günlük ortalama ve pik BOİ, AKM ve N kütle yüklerinin belirlenmesi.

a. 0,099 kg/kişi.gün değeri için ortalama BOİ yükü:

$$\text{BOİ, kg/gün} = 2015 \times 0,099 \text{ kg/kişi.gün} = 199,5 \text{ kg/gün}$$

2,5 pik faktörü için, pik BOİ yükü:

$$199,5 \text{ kg/gün} \times 2,5 = 499 \text{ kg/gün}$$

Ortalama 457 m³/gün debi için BOİ konsantrasyonu

$$\text{BOİ, mg/L} = (199,5 \text{ kg/gün})/(457 \text{ m}^3/\text{gün}) = 437 \text{ mg/L}$$

b. 0,11 kg/kişi.gün değerine göre, günlük ortalama AKM yükü:

$$\text{AKM, kg/gün} = 2015 \times 0,11 \text{ kg/kişi.gün} = 222 \text{ kg/gün}$$

2,5 pik faktörü için, pik AKM yükü:

$$222 \text{ kg/gün} \times 2,5 = 555 \text{ kg/gün}$$

Ortalama 457 m³/gün debi için AKM konsantrasyonu

$$\text{BOİ, mg/L} = (222 \text{ kg/gün})/(457 \text{ m}^3/\text{gün}) = 485,8 \text{ mg/L}$$

c. 0,015 kg/kişi.gün değerine göre, günlük ortalama N yükü:

$$\text{N, kg/gün} = 2015 \times 0,015 \text{ kg/kişi.gün} = 30,2 \text{ kg/gün}$$

1,5 pik faktörü için, pik N yükü:

$$30,23 \text{ kg/gün} \times 1,5 = 45,3 \text{ kg/gün}$$

Ortalama 457 m³/gün debi için N konsantrasyonu

$$\text{BOİ, mg/L} = (30,2 \text{ kg/gün}) / (457 \text{ m}^3/\text{gün}) = 69,1 \text{ mg/L}$$

3. Arıtma proses tipinin seçimi.

- a. Uzun havalandırmalı aktif çamur prosesi paket tesisi önerildi. Bu proses tipinin seçilmesinin başlıca nedenleri: (1) çok iyi çıkış suyu kalitesi, (2) azot ve fosfor giderilebilmesi, (3) daha düşük çamur üretimi, (4) daha basit olması ve (5) işletme kolaylığıdır.
- b. Kaba katıların giderimi için delikli elek kullanılacaktır ve ön çöktürme tesisi kullanılmayacaktır.

4. Arıtma prosesinin elemanlarının boyutları

- a. 1 gün olarak belirlenen süre kullanılarak, ortalama debi için gereken havalandırma tankı hacminin belirlenmesi:

$$\text{Hacim} = (457 \text{ m}^3/\text{gün}) \times (1,0 \text{ gün}) = 457 \text{ m}^3$$

- b. Havalandırma sistemi gereken pik ihtiyacı sürekli sağlamalıdır. Böylece, oksijen transfer verimi %6 kabul edilerek ve pik organik yüke dayanarak, gereken havalandırma sistemi kapasitesi belirlenir.

Sağlanan oksijen, amonyağın nitrite dönüşümü ve karbonlu organik maddelerin oksidasyonu için yeterli olmalıdır. Denitrifikasyon sebebiyle oksijen ihtiyacındaki azalma ihmal edilirse;

$$O_2 \text{ ihtiyacı} = \frac{499 \text{ kg / gün}}{0,65} + (45,3)(4,6) = 976 \text{ kg / gün}$$

Standart sıcaklıkta ve basınçta havanın spesifik ağırlığı 1,2 kg/m³ kabul edilir ve bunun ağırlıkça %23,2'si oksijendir.

$$\text{Hava ihtiyacı} = \frac{(976 \text{ kg / gün})}{(1,2 \text{ kg / m}^3)(0,232)(0,06)(1440 \text{ dakika / gün})} = 40,6 \text{ m}^3 / \text{dakika}$$

- c. 4 saatlik pik faktörü ve 33 m³/m².gün debi için, son çöktürme havuzu için gereken yüzey alanı:

$$\text{Yüzey alanı} = \frac{(457 \text{ m}^3 / \text{gün} \times 4)}{33 \text{ m}^3 / \text{m}^2 \cdot \text{gün}} = 55,4 \text{ m}^2 \cong 55 \text{ m}^2$$

ÖRNEK SORULAR

SORU 1: Hücre sentezinde azot kaynağı olarak amonyağın kullanıldığı evsel atıksuların oksidasyonu için denge denklemini yazınız. ($f_s = 0,4$ alınacaktır.)

SORU 2: Aerobik hetetrofik ve anaerobik hetetrofik reaksiyonlar için karbon kaynağı, elektron kaynağı ve elektron alıcılarını ayrı ayrı yazınız.

SORU 3: Havalandırma havuzu hacmi 300 m^3 , atıksu debisi $1.500 \text{ m}^3/\text{gün}$ olan geri devirli bir aktif çamur tesisinde ön çöktürme havuzundan gelen atıksular arıtılmaktadır. Ön çöktürme havuzundan çıkan atıksuyun karakteristikleri şunlardır:

- Biyolojik olarak parçalanabilir çözünür KOİ konsantrasyonu: 200 mg/L
- Biyolojik olarak parçalanamayan uçucu askıda katı madde kons.: 20 mg/L
- Çamur yaşı : 5 gün
- Oluşan çamurda VSS/TSS oranı: $0,85$

$$\begin{aligned} k &= 10 \text{ g KOİ/g VSS-gün} & K_s &= 15 \text{ g KOİ/m}^3 & k_d &= 0,10 \text{ g VSS/g VSS-gün} \\ Y &= 0,50 \text{ g VSS/g KOİ}_{\text{kullanılan}} & f_d &= 0,10 \text{ g VSS/g VSS} \end{aligned}$$

Bu aktif çamur sisteminde **havuzdaki ve oluşan çamurdaki nbVSS konsantrasyonu ile ölü hücre yığınının tüm etkilerini ihmal ederek** aşağıda istenen parametreleri hesaplayınız.

4. Çıkışta biyolojik olarak parçalanamayan KOİ konsantrasyonunu bulunuz.
5. Havalandırma havuzundaki biyokütle konsantrasyonunu bulunuz.
6. Günlük atılan çamur miktarını kgVSS/gün , kgTSS/gün olarak bulunuz.
7. Günlük atılan biyokütle miktarını kg/gün olarak bulunuz.

SORU 4: Bir aktif çamur tesisinde kinetik katsayıları belirlemek üzere yapılan deneysel çalışmada tabloda verilen değerler elde edilmiştir. Bu değerlere göre Y , k_d , K_s ve k kinetik katsayılarının değerlerini bulunuz.

Deney No	S_0 mg/L	S mg/L	X mg/L	θ gün	θ_c gün
1	275	10	125	2,0	4,0
2	275	12	123	1,8	3,5
3	275	15	122	1,6	2,9
4	275	25	118	1,1	2,0
5	275	40	130	0,8	1,6

SORU 5: Evsel atıksuları arıtmak üzere kurulacak bir tesiste kinetik katsayıları belirlemek üzere laboratuvar ölçekli 5 adet çalışma yapılmış ve tablodaki değerler elde edilmiştir. Bu tabloya göre Y ve k_d kinetik katsayılarını belirleyiniz.

Deney No	Θ_c , gün	E (Substrat Giderme Verimi), %	F/M, g KOİ/g VSS
1	10,0	90	0.3
2	6,0	89	0.5
3	4,0	85	0.7
4	3.5	80	0.9
5	3,0	75	1,0

Bu tesis kurulduktan sonra, $X = 2500 \text{ mg VSS/Lt}$, ve hidrolik bekletme süresi 1,5 saat olarak ayarlandığında $S_0 = 400 \text{ mg/L}$ lik giriş substrat konsantrasyonu çıkışta ne olur?

SORU 6: $25.920 \text{ m}^3/\text{gün}$ debiye sahip atıksular oksidasyon havuzu tarzı bir aktif çamur prosesinde arıtılacaktır. Atıksuların biyolojik olarak ayrışamayan uçucu askıda katı madde konsantrasyonu 30 mg/L , BOI_5 konsantrasyonu 200 mg/L , TKN konsantrasyonu ise 30 mg/L dir. Biyolojik ünite çıkışında atıksuyun BOI_5 konsantrasyonunun 20 mg/L , TKN konsantrasyonunun 1 mg/L ve NO_3 konsantrasyonun ise $0,5 \text{ mg/L}$ değerinin altına inmesi istenmektedir. Kurulacak tesisi aşağıda istenen parametrelere göre boyutlandırınız.

- Reaktör hacmi ne olmalıdır?
- Hidrolik bekletme süresi ne olmalıdır?
- Oksijen ihtiyacı nedir?
- Blower debisi m^3/dk olarak ne olmalıdır?

Proses Tipi	Çamur yaşı, gün	F/M kg BOI_5 / kg MLVSS-gün	Hacimsel organik yük, kg BOI_5 / m^3 -gün	MLSS mg/L	Hidrolik bekletme süresi, saat	Geri Devir Oranı
Oksidasyon havuzu	15 – 30	0,04 – 0,10	0,1 – 0,3	3000 – 5000	8–36	75 – 150

Çamur yaşı 20 gün ve MLSS konsantrasyonu 4.000 mg/L olarak seçilmiş olup, askıda katı maddedeki uçucu kısmın oranı %75' dir.

Atıksu sıcaklığı = 20°C , pH = 7,2

Nitrifikasyon bakterilerinin tüm bakteriler içerisindeki oranı = % 5

$R_{\text{DNT}} = 0,1 \text{ gün}^{-1}$,

Tesisin bulunduğu yükseklikte atmosfer basıncı = $9,72 \text{ m}$

Havalandırma havuzu derinliği = $6,0 \text{ m}$

Difüzörlerin tabandan yüksekliği = $0,50 \text{ m}$

Havalandırma havuzundaki çözülmüş oksijen konsantrasyonu = $2,0 \text{ mg/L}$

Difüzörlerden suya oksijen transfer verimi = %35

20 °C sıcaklık ve tesisin bulunduğu yükseklikte temiz suda çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu: 10,12 mg/L

$\alpha = 0,50$, $\beta = 0,95$, $F = 0,90$

$k = 4 \text{ gün}^{-1}$, $K_s = 60 \text{ mg BOİ}_5/\text{L}$, $Y = 0,5 \text{ mg VSS/ mg BOİ}_5$ $k_d = 0,05 \text{ gün}^{-1}$

$k_{dN} = 0,01 \text{ gün}^{-1}$ $Y_N = 0,12 \text{ mg VSS / mg NH}_4^+ - \text{N}$ $K_N = 0,5 \text{ mg/L NH}_4^+ - \text{N}$

Boyutlandırmada, hidrolik bekletme süresi şu şartların tümünü sağlamalıdır:

1. KOİ, amonyak ve nitrat için istenen çıkış standartlarını sağlamalıdır.
2. Hacimsel organik yük ve F/M oranları istenen aralıklarda olmalıdır.
3. Tesis yukarıdaki şartları sağlamak kaydıyla mümkün olan en az yatırım maliyetine sahip olmalıdır.

SORU 7: Sırasıyla anaerobik, aerobik ve anoksik fazların uygulandığı bir ardışık kesikli reaktörde KOİ, PO₄-P, TKN, toplam azot, amonyak azotu ve nitrat azotu parametrelerinin suda(biyokütle hesaba katılmadan) nasıl değiştiğini ve bu değişimin sebeplerini her faz için kısaca izah ediniz.

SORU 8: Bir aktif çamur tesisi difüzörlerle havalandırılacaktır. Tesisin debisi 124.400 m³/gün' dür. Giriş BOİ konsantrasyonu 270 mg/L, çıkış BOİ konsantrasyonu 20 mg/L ve günlük olarak atılan biyokütle miktarı 5.000 kg/gün' dür. Gerekli olan hava miktarını basacak olan blower için minimum katalog hava basma debisi m³/dk olarak ne seçilmelidir?

Tesisin bulunduğu yükseklikte atmosfer basıncı = 9,72 m

Havalandırma havuzu derinliği = 5,0 m

Difüzörlerin tabandan yüksekliği = 0,50 m

Havalandırma havuzundaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu = 2,0 mg/L

Difüzörlerden suya oksijen transfer verimi = %35

Su sıcaklığı = 12 °C

12 °C sıcaklık ve tesisin bulunduğu yükseklikte temiz suda çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu: 10,12 mg/L

$$\alpha = 0,50$$

$$\beta = 0,95$$

$$F = 0,90$$

SORU 9: 86.400 m³/gün debiye sahip atıksular oksidasyon havuzu tarzı bir aktif çamur prosesinde arıtılacaktır. Atıksuların BOİ₅ konsantrasyonu 250 mg/L, TKN konsantrasyonu ise 25 mg/L' dir. Biyolojik ünite çıkışında atıksuyun BOİ₅ konsantrasyonunun 25 mg/L, TKN konsantrasyonunun 0,5 mg/L ve NO₃ konsantrasyonunun ise 1 mg/L değerinin altına inmesi istenmektedir. Kurulacak tesisi aşağıda istenen parametrelere göre boyutlandırınız. (Bazı parametreler ilgili tablolardan, bazı parametreler aşağıdaki tasarım kriterlerinden seçilecek, ve kontrol parametrelerinin doğruluğu araştırılacaktır.)

- Reaktör hacmi ne olmalıdır?
- Hidrolik bekletme süresi ne olmalıdır?
- Çamur yaşı ne seçilmelidir?
- MLVSS konsantrasyonu ne olarak ayarlanmalıdır?
- MLSS konsantrasyonu ne olarak ayarlanmalıdır?
- Yapılan seçimlere göre hacimsel organik yük ne olarak gerçekleşir?
- Oksijen ihtiyacı nedir?
- Blower debisi m³/dk olarak ne olmalıdır?
- Son çöktürme havuzundaki yüzey yükü ne olur?
- Son çöktürme havuzundaki katı madde yükü ne olur?

Proses Tipi	Çamur Yaşı gün	F/M kg BOİ ₅ / kg MLVSS-gün	Hacimsel Organik Yük, kg BOİ ₅ / m ³ -gün	MLSS mg/L	Hidrolik Bekletme Süresi saat	Geri Devir Oranı
Oksidasyon havuzu	15 – 30	0,04 – 0,10	0,1 – 0,3	3000 – 5000	15 – 30	75 – 150

$$\text{Atıksu sıcaklığı} = 20 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{pH} = 7,2$$

$$\text{Nitrifikasyon bakterilerinin tüm bakteriler içerisindeki oranı} = \% 5$$

$$R_{\text{DN20}} = 0,1 \text{ gün}^{-1}$$

$$K_{\text{O2}} = 1,3$$

$$\text{Tesisin bulunduğu yükseklikte atmosfer basıncı} = 9,72 \text{ m}$$

Havalandırma havuzu derinliği = 4,0 m

Difüzörlerin tabandan yüksekliği = 0,50 m

Havalandırma havuzundaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu = 2,0 mg/L

Difüzörlerden suya oksijen transfer verimi = %30

20 °C sıcaklık ve tesisin bulunduğu yükseklikte temiz suda çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonu: 10,12 mg/L

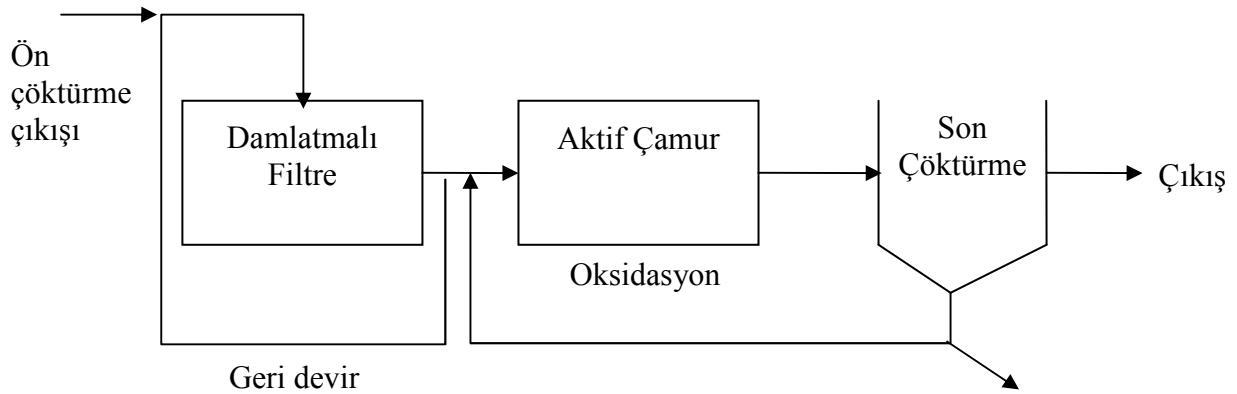
$\alpha = 0,50$, $\beta = 0,95$, $F = 0,90$

Kinetik katsayılar:

$k = 4 \text{ gün}^{-1}$, $K_s = 60 \text{ mg BOİ}_5/\text{L}$, $Y = 0,6 \text{ mg VSS/ mg BOİ}_5$ $k_d = 0,055 \text{ gün}^{-1}$

$k_{dN} = 0,04 \text{ gün}^{-1}$ $\mu_N = 0,44 \text{ gün}^{-1}$ $Y_N = 0,16 \text{ mg VSS / mg NH}_4^+ \text{-N}$ $K_N = 0,5 \text{ mg/L NH}_4^+ \text{-N}$

SORU 10: Aşağıda karakteristiği verilen evsel atıksu aşağıdaki sistemle arıtılacaktır. Damlatmalı filtrede BOİ gideriminin %60, toplam tesis veriminin ise %95 olması istenmektedir. Damlatmalı filtre girişinde atıksu özellikleri aşağıdaki gibi verilmektedir.



Verilenler:

Ön çöktürme çıkışı	Giriş değeri	Damlatmalı filtre	Değer	Aktif çamur	Değer
BOİ ₅	300 mg/L	Filtre yüksekliği	2 m	F/M	0,5
Debi	4000m ³ /gün	Geri devir oranı	1:1	X	3000 mg/L
				Y	0,5 gr biyokütle/gr substrat

Buna göre;

- a) Damlatmalı filtreyi boyutlandırınız (V, A, d), yüzeysel hidrolik yükünü ve hacimsel organik yükünü hesaplayınız.
- b) Aktif çamur sisteminin hacmini, hidrolik bekletme süresini, hacimsel organik yükü, çıkış BOİ konsantrasyonunu hesaplayınız.

SORU 11: Geri devirli bir aktif çamur tesisinin biyolojik kısmına giren atıksuda inert inorganik konsantrasyonu = 10 mg/L, nbVSS konsantrasyonu = 20 mg/L ve atıksu debisi = 10.000 m³/gün' dür. Geri devir hattındaki uçucu askıda katı madde konsantrasyonu = 6.000 mg/L, atık çamur debisi 175 m³/gün, havalandırma havuzu hacmi 1.625 m³ ve çamur yaşı 5 gün ise havalandırma havuzundaki MLSS konsantrasyonu nedir? (NOT: Atılan biyokütlenin %85' i uçucudur.)

SORU 12: Geri devirli bir aktif çamur sisteminde kütle dengesi yapılırken ham atıksudaki (ön çöktürme sonrası) ve son çöktürme tankı çıkışındaki mikroorganizma konsantrasyonu sıfır kabul edilirse kararlı durumda havalandırma havuzundaki biyokütle konsantrasyonunu bulunuz. Havalandırma havuzunun hacmi = 2.000 m³, geri devir hattındaki mikroorganizma konsantrasyonu = 3.000 mg/L ve atık çamur debisi 200 m³/gün'dür.

$$Y = 0,50 \text{ kgVSS / kgBOİ}$$

$$k_d = 0,10 \text{ 1/gün}$$

$$r_{su} = -1 \text{ kg/m}^3\text{-gün}$$

SORU 13: 25 °C' de işletilen bir anaerobik reaktörde KOİ konsantrasyonu 8.000 mg/L olan 2.000 m³/gün debide atıksu arıtılmaktadır. Arıtma neticesinde KOİ giderimi % 95 ve net biyokütle üretimi 0,04 g VSS/ g KOİ' dir. Buna göre reaktörde üretilecek metan miktarı ile biyogazın metan içeriğini % 70 kabul ederek biyogaz miktarını m³/gün cinsinden hesaplayınız.

SORU 14: Bakteri hücresinin KOİ eşdeğerini gKOİ/gVSS olarak gerekli denklemi yazarak bulunuz.

SORU 15: Ön çöktürmeden sonra BOİ₅ konsantrasyonu 250 mg/L olan evsel atıksuyun arıtımında damlatmalı filtre kullanılmıştır. İstenen çıkış suyu BOİ₅ konsantrasyonu 25 mg/L' dir. Filtrenin derinliği 1,9 m ve geri devir oranı 2:1 ise, gerekli filtre çapını bulunuz. Q = 2840 m³/gün, atıksu sıcaklığı = 20°C kabul ediniz. Aynı atıksu için 8,5 m derinliğinde ikinci bir derin damlatmalı filtre dizayn ediniz.

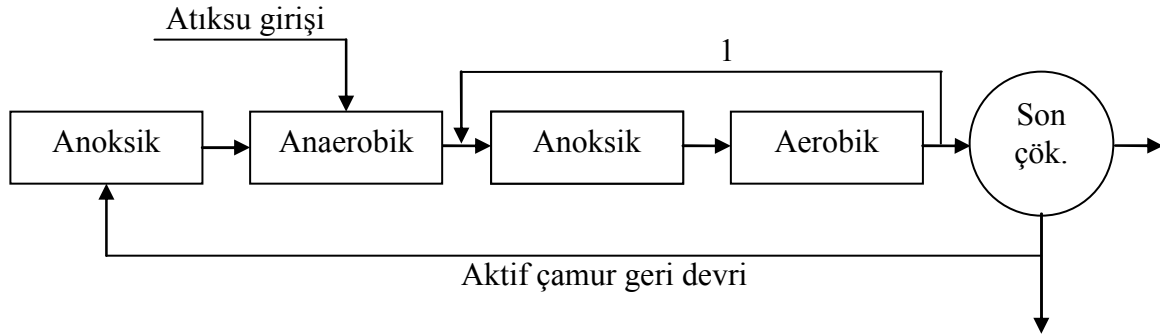
Not: 20°C' de arıtılabilirlik sabiti (6 m derinliğinde test filtresi kullanılarak 0,210 olarak belirlenmiştir). n = Deneyisel sabit, genellikle 0.5, x =0.5

SORU 16: Aşağıda akım şeması görülen tesiste;

a) İlk konulan anoksik tankın sebebi nedir?

b) Atıksu akımıyla geri devir aktif çamurunun ayrı tanklara verilmesinin (atıksu akımı anaerobik tanka, geri devir çamuru ilk anoksik tanka) sebebi nedir?

c) 1 nolu geri devir hattının konulmasının sebebi nedir?

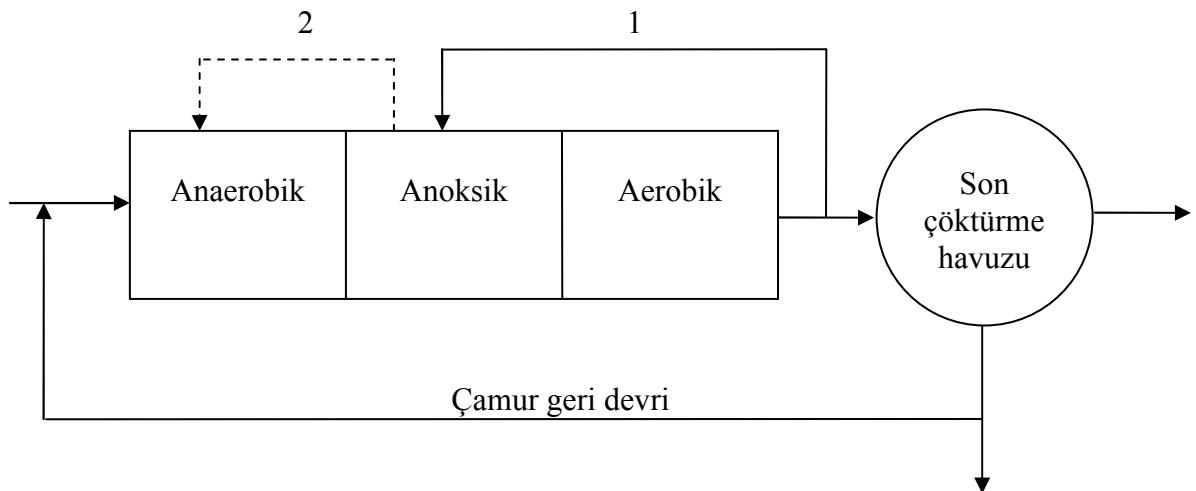


SORU 17: 20 °C’ de işletilen bir anaerobik reaktörde KOİ konsantrasyonu 7.000 mg/L olan 1.500 m³/gün debide atıksu arıtılmaktadır. Arıtma neticesinde KOİ giderimi % 98 ve net biyokütle üretimi 0,05 g VSS/ g KOİ’ dir. Buna göre reaktörde üretilecek metan miktarı ile biyogazın metan içeriğini % 70 kabul ederek biyogaz miktarını m³/gün cinsinden hesaplayınız. (20°C ve 1 atm için 1 L metanın KOİ eşdeğeri 0,375 g KOİ’ dir.)

SORU 18: Aşağıda şematik gösterimi olan tesiste düz çizgi ile gösterilen kısımlar şu anda işletme aşamasında çalıştırılmaktadır. Yapılması planlanan modifikasyon çerçevesinde tesise kesikli çizgi ile gösterilen hat eklenecek ve şu an anaerobik tankın başına yapılan çamur geri devri anoksik tanka yapılacaktır Buna göre:

a) 1 ile gösterilen hattın yapılmasının gerekçesi nedir?

b) Yapılacak modifikasyonun tesis performansı üzerine ne gibi etkiler yapacağını düşünürsünüz?



SORU 19: Geri devirli bir aktif çamur tesisinin biyolojik kısmına giren atıksuda inert inorganik konsantrasyonu = 10 mg/L, nbVSS konsantrasyonu = 30 mg/L ve atıksu debisi = 5.000 m³/gün’ dür. Geri devir hattındaki askıda katı madde konsantrasyonu = 10.000 mg/L,

atık çamur debisi $50 \text{ m}^3/\text{gün}$, havalandırma havuzu hacmi 1.000 m^3 ve çamur yaşı 5 gün ise havalandırma havuzundaki MLVSS konsantrasyonu nedir?

SORU 20: Bir aktif çamur tesisinin ve tesise ulaşan atıksuyun özellikleri aşağıda verildiği şekildedir:

- Atıksu debisi : $14.400 \text{ m}^3/\text{gün}$
- Ön çöktürmeden sonra BOI_5 miktarı : 180 mg/L
- Ön çöktürmeden sonra amonyak konsantrasyonu : 25 mg/L
- Çıkışta istenen BOI konsantrasyonu $< 15 \text{ mg/L}$
- Çıkışta istenen amonyak konsantrasyonu $< 0,5 \text{ mg/L}$
- Havalandırma havuzlarının her birinin boyutu
Uzunluk: 40 m; Genişlik: 6 m; Derinlik: 5 m
- Havalandırma havuzundaki biyokütle konsantrasyonu: 2800 mg/L ; Çamur Yaşı: 10 gün ; Y: 0,6; k_d : $0,05 \text{ gün}^{-1}$; μ_N : $0,224 \text{ gün}^{-1}$; YN: 0,20 ; k_dN : $0,04 \text{ gün}^{-1}$; KN: $0,30 \text{ mg/L}$; Nitrifikasyon bakterilerinin toplam bakterilerin içindeki yüzdesi: % 5

Yukarıdaki verilere göre; BOI_5 ve amonyak miktarının çıkışta istenen değerlerin altına inmesi için verilen ölçülerde kaç adet havuz yapmak gerekir?

SORU 21: Geri devirli bir aktif çamur tesisinin biyolojik kısmına giren atıksuda, nbVSS konsantrasyonu = 10 mg/L , havalandırma havuzundaki MLVSS konsantrasyonu = 3.000 mg/L , atıksu debisi = $5.000 \text{ m}^3/\text{gün}$, geri devir hattındaki uçucu askıda katı madde konsantrasyonu = 7.500 mg/L , atık çamur debisi $40 \text{ m}^3/\text{gün}$, havalandırma havuzu hacmi 1.000 m^3 ve giriş KOİ konsantrasyonu 400 mg/L dir. Verilenlere göre;

a) Çamur yaşı nedir?

b) Çıkış KOİ konsantrasyonu 5 mg/L ise oksijen ihtiyacı nedir?

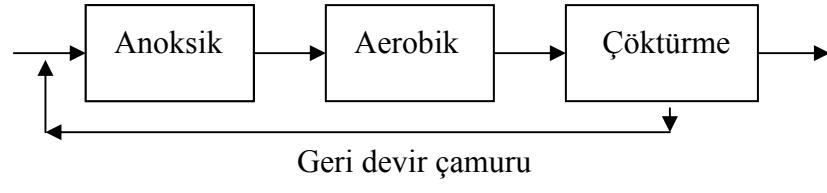
SORU 22: Atıksu debisi = $6000 \text{ m}^3/\text{gün}$ ve biyolojik olarak ayrışabilir KOİ konsantrasyonu 300 mg/L olan geri devirli bir aktif çamur sistemi için aşağıdaki değerler verilmiştir.

$$\begin{aligned} Y &= 0,40 \text{ kgVSS} / \text{kgKOİ} \\ k_d &= 0,10 \text{ 1/gün} \\ f_d &= 0,10 \text{ g VSS/ g VSS} \\ \mu_m &= 5,0 \text{ g VSS/ g VSS-gün} \\ K_s &= 20 \text{ mg KOİ/L} \end{aligned}$$

Eğer sistemin oksijen transfer kapasitesi $52 \text{ kg O}_2/\text{saat}$ ise bu değer in oksijen ihtiyacı ile aynı olması için maksimum çamur yaşı ne olmalıdır?

İpucu: Bu sorunun çözümünde MS Excel hesap programının kullanılması çözümü kolaylaştırır. (Cevap: Çamur yaşı yaklaşık olarak 10,3 gün olmalıdır.)

SORU 23: Aşağıda şekli görülen biyolojik arıtma ünitesinde daha verimli bir azot gideriminin gerçekleşmesi için ne gibi bir modifikasyon önerirsiniz? Sebeplerini izah ediniz.



REFERANSLAR

- Coşkun, T., (2006), Tavuk Kesimhanesi Atıksularının Yeni Geliştirilen Bir Anaerobik Reaktörle Arıtımı, Yüksek Lisans Tezi, YTÜ Fen Bilimleri Enstitüsü.
- Crites ve Tchobanoglous, (1998), Small and Decentralized Wastewater Management Systems, McGraw-Hill, USA.
- Kargı, F., (1998), “Çevre Mühendisliğinde Biyoprosesler”, Dokuz Eylül Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Basım Ünitesi, 3. baskı, İzmir.
- Lettinga, G., Van Helsen, A.F.M., Hobma, S.W., Zeeuw, W.J. ve Klapwijk, A. (1980) “Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment”, Biotechnology and Bioengineering, 22:699-734.
- Lettinga G., ve Vinken, J.N. (1980) “Feasibility of the Upflow Anaerobic-Sludge Blanket (UASB) Process for the Treatment of Low-Strength Wastes”, Proceedings of the 35th Industrial Waste Conference, Purdue University, 1980.
- Lettinga, G., Hulshoff Pol, W., (1991), ”UASB-Process Designs for Various Types of Wastewaters”, Water Science and Technology, 24(8):87-107.
- Metcalf ve Eddy, (2003), Wastewater Engineering Treatment and Reuse, Tata McGraw-Hill, New Delhi.
- Muslu, Y., (2000), Çözümlü Problemlerle Temel Prosesler, Aktif Yayınevi, İstanbul.
- Özçelik, S., (1996), “Çevre Mikrobiyolojisi”, Süleyman Demirel Üniversitesi Ziraat Fakültesi, Isparta.
- Öztürk, İ., (1999), Anaerobik Biyoteknoloji ve Atık Arıtımındaki Uygulamaları, Su Vakfı, İstanbul.
- Speece, R.E., (1995), Anaerobik Biotechnology for Industrial Wastewater, Vanderbilt University, Tennessee.