

T. C.
GEBZE YÜKSEK TEKNOLOJİ ENSTİTÜSÜ
MÜHENDİSLİK VE FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

PATATES İŞLEME ENDÜSTRİSİ
ATIKSULARININ TERMOFİLİK PÜSKÜRTME
ÇEVİRİMLİ MEMBRAN BİYOREAKTÖRLE
ARITIMI

Alikemal TOPALOĞLU
YÜKSEK LİSANS TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

GEBZE
2012

T. C.
GEBZE YÜKSEK TEKNOLOJİ ENSTİTÜSÜ
MÜHENDİSLİK VE FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

PATATES İŞLEME ENDÜSTRİSİ
ATIKSULARININ TERMOFİLİK PÜSKÜRTME
ÇEVİRİMLİ MEMBRAN BİYOREAKTÖRLE
ARITIMI

Alikemal TOPALOĞLU
YÜKSEK LİSANS TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

TEZ DANIŞMANI
Doç. Dr Mehmet KOBYA

GEBZE
2012



YÜKSEK LİSANS TEZİ JÜRİ ONAY SAYFASI

G.Y.T.E. Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun 15.06.2012 tarih ve 2012/22 sayılı kararıyla oluşturulan jüri tarafından 05.07.2012 tarihinde tez savunma sınavı yapılan Alikemal TOPALOĞLU' nun tez çalışması Çevre Mühendisliği Anabilim Dalında YÜKSEK LİSANS tezi olarak kabul edilmiştir.

JÜRİ

ÜYE

(TEZ DANIŞMANI) Doç Dr. Mehmet KOBYA

ÜYE

: Prof. Dr. Güleda ENGİN

ÜYE

: Doç. Dr. M. Salim ÖNCEL

ONAY

G.Y.T.E. Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun / / tarih ve / sayılı kararı.

İMZA/MÜHÜR

ÖZET

TEZİN BAŞLIĞI: PATATES İŞLEME ENDÜSTRİSİ ATIKSULARININ TERMOFİLİK PÜSKÜRTME ÇEVİRİMLİ MEMBRAN BİYOREAKTÖRLE ARITIMI

YAZAR ADI: ALİKEMAL TOPALOĞLU

Patates işleme endüstrisinde yıkama, soyma ve ilave proses işlemleri sonucu büyük miktarda atıksu oluşmaktadır. Bu atıksular nişasta ve protein gibi biyolojik parçalanabilen bileşiklerden oluşmaktadır. Bu nedenle kimyasal oksijen ihtiyacı, toplam askıda katı madde konsantrasyonları yüksektir. Kirlilik yükünün yüksek olması sebebi ile genellikle entegre sistemlerle arıtımı yapılmaktadır. Çevre mühendisliği açısından işletme ve maliyet dikkate alındığında entegre sistemler yerine kompakt sistemler tercih edilebilir. Bu çalışmada yakın bir geçmişi olan püskürtme çevrimli membran biyoreaktör patates işleme endüstrisi atıksularının arıtımında denenmiştir. Püskürtme çevrimli reaktör, çözünmüş oksijen konsantrasyonunun homojen olmasından faydalanılarak termofilik olarak işletilmiştir. Bu sisteme ait kinetik ve stokiyometrik katsayılar, respirometrik yöntemle bulunmuştur.

SUMMARY

TITLE OF THE THESIS: POTATO PROCESSING INDUSTRY WASTEWATER TREATMENT BY THERMOPLILIC JET-LOOP MEMBRANE BIOREACTOR

AUTHOR: ALİKEMAL TOPALOĞLU

In potato processing industry, large amounts of water is formed as result of peeling, washing and other additional processes. These wastewaters contain various biodegradable compounds, such as starch and protein. Since the chemical oxygen demand and the total suspended solids concentration of such wastewaters are quite high. Because of high-strength wastewater, integrated system refine generally it. Taking account operatin and cost in environmental engineering can prefer integrated system instead compact system. In this study, jet-loop membrane bioreactor that has a past close tried to refine potato industry wastewater treatment The kinetic and stoichiometric coefficients of the system were calculated respirometrically, since the dissolved oxygen concentration of the jet-loop membrane bioreactor is homogenous

TEŞEKKÜR

Tez çalışmam boyunca verdiği öneriler ve değerlendirmeler için değerli hocam Doç. Dr. Mehmet KOBYA'ya

Tez konumun belirlenmesi ve gelişiminde verdiği önerilerden dolayı Yıldız Teknik Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümüne atanan eski danışmanım Prof. Dr. Güleda ENGİN'e

Deneysel çalışmalar sırasında gösterdiği destek ve tezin şekillenmesine ve olgunlaşmasına katkıda bulunan Ar. Gör. Dr. Mahir İNCE'ye,

Deneysel çalışmalar süresince yardımını gördüğüm GYTE Çevre Müh. Bölümü Arş. Gör. Dr. Elif ŞENTÜRK ile Laboratuvar arkadaşlarım Çevre Yüksek Mühendisi Ayşe MUHCU, Çevre Yüksek Mühendisi Lalehan AKBULUT SALAR ve Çevre Mühendisi Betül TAVACI'ya,

Maddi ve manevi desteklerinden dolayı aileme teşekkürü bir borç bilirim.

Alikemal TOPALOĞLU

İÇİNDEKİLER

	Sayfa
ÖZET	iv
SUMMARY	vi
TEŞEKKÜR	viii
İÇİNDEKİLER DİZİNİ	x
SİMGE ve KISALTMALAR DİZİNİ	xiii
ŞEKİLLER DİZİNİ	xvi
ÇİZELGELER DİZİNİ	xvii
1. GİRİŞ	1
2. HAVALANDIRMALI/SIVI REAKTÖRLER	3
2.1. Çeşitli Gaz/Sıvı Reaktörleri	3
2.2. Kabarcıklı Kolon Reaktörler	8
2.3. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerin Çalışma Prensibi	9
2.3.1. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerde Kütle Transferini ve Proses Tasarımını Etkileyen Parametreler	13
3. PATATES İŞLEME ENDÜSTRİSİ ATIKSUYU VE ARITIMI	16
3.1. Patates İşleme Sonucunda Oluşan Atıksular	16
3.1.1. Ana Prosesler	16
3.1.2. Patates Üretimi	17
3.2. Patates İşleme Atıksuyunun Karakteristiği	19
3.3. Arıtma Metotları	19
3.3.1. Atıksu Arıtma sistemleri	19
3.3.2. Proseste Atık Gidermi	22
3.3.3. Ön Arıtma (Ayırma)	22
3.3.4. İkincil Arıtım	23
3.3.5. İleri Arıtma	24
4. AEROBİK ARITIM	25
4.1. Termofilik Aerobik Biyolojik Atıksu Arıtma Sistemleri	25
5. KİNETİK VE STOKİYOMETRİK PARAMETRELER	34
5.1. $K_L a$ Parametresini Bulunması	34
5.2. Hücre Büyümesi ve Yarı doygunluk sabiti K_s Parametrelerini Bulunması	37

5.3. İçsel Solunum (k_d) Parametresinin Bulunması	40
5.4. Hücre Büyümesi (Y) Parametresinin Bulunması	41
6. MATERYAL-METOT	42
6.1. Patates İşleme Endüstrisi Atıksuyu	42
6.2. Ekipman, Enstrümantasyon ve İşletim Prosedürü	43
6.3. Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Solunum Hızına Bağlı Olarak Hesaplanması	45
6.3.1. μ , μ_{max} ve K_s Değerlerinin Hesaplanması	48
6.3.2. k_d Değerinin Hesaplanması	49
6.3.3. Oksijen Transfer Katsayısının Hesaplanması	50
7. SONUÇLAR	53
7.1. Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi	53
7.2. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerde Kinetik Katsayıların Belirlenmesi	53
7.2.1. μ , μ_{max} ve K_s Değerlerinin Tesbiti	53
7.2.2. k_d Değerinin Tesbiti	56
7.2.3. Dönüşüm Oranı Y Değerinin Belirlenmesi	57
8. DEĞERLENDİRME	59
KAYNAKLAR	61
ÖZGEÇMİŞ	68

SİMGELER VE KISALTMALAR

A	: Sıvı Toplam Arayüzey Alanı
AKM	: Askıda Katı Madde
$BOİ$	: Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
$BOİ_5$	: 5 Günlük Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
C_A	: Arayüzey İçindeki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
C_B	: Ana Çözeltideki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_F	: Besleme Fazındaki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_G	: Membran Yüzeyindeki Çözünen Madde Konsantrasyonu
C_L	: Hacim Sıvısı İçerisindeki Oksijen Konsantrasyonu
C_{min}	: t_2 Anındaki Oksijen Konsantrasyonu
C_0	: $t = 0$ Anındaki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
C_s^*	: Oksijen Doygunluk Konsantrasyonu
C_t	: t Anındaki Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu
D	: Oksijenin sudaki yayınma (difüzyon) katsayısı
E	: Sisteme Aktarılan Güç
E/V	: Birim Hacim Başına Verilen Enerji Miktarının
k_d	: İçsel Ayrışma Katsayısı
K_L	: Kütle Transfer Katsayısı
K_{La}	: Hacimsel Kütle Transfer Katsayısı
K_s	: Maksimum Büyüme Hızının Yarisındaki Substrat Konsantrasyonu
$KOİ$	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
M_c	: Toplam Oksijen Transfer Hızı
MLSS	: Karışık Sıvı Süspanse Katı Madde
OTAP	: Ototermal Termofilik Aerobik Parçalanma
OTH	: Sıvının Birim Hacmine Oksijen Transfer Hızı
OTK	: Oksijen Transfer Katsayısı
OTV	: Oksijen Transfer Verimil
P_B	: C Çözünmüş Oksijen Konsantrasyonu İçeren Bir Çözeltiyle Denge Halindeki Gaz Fazda Bulunan Oksijenin Kısmi Basıncı veya Aktivitesi
P_L	: Sıvı Faz İçerisindeki Çözünmüş Oksijenin Aktivitesi
Q_L	: Sıvı Debisi

r_s	: Çamur Tüketim Hızı (Endojen Oksijen Tüketim Hızı)
r_t	: Toplam Oksijen Tüketim Hızı
r_e	: Substrat Tüketim Hızı (Ensojen Oksijen Tüketim Hızı)
r_g	: Bakteriyel Büyüme Hızı
r_{su}	: Substrat Kullanım Hızı
r_d	: İçsel Ayrışma Hızı
R_s	: Spesifik Endojen Solunum Hızı
R_e	: Spesifik Substrat Tüketim Hızı
S	: Çözeltide Büyüme Sınırlandıran Substrat Konsantrasyonu
T	: Sıcaklık
TAKM	: Toplam Askıda Katı Madde
TKN	: Toplam Kjeldhal Azotu
UAKM	: Uçuşu Askıda Katı Madde
U_g	: Gaz Sirkülasyon Hızı
X	: Mikroorganizma Konsantrasyonu
V	: Sıvı Toplam Hacmi
v	: Jetin Uçundaki Sıvının Akış Hızı
Y	: Biyomas Dönüşüm Oranı
ΔP	: Basınç Farkı
A	: Oksijen Transfer Katsayısı
μ	: Spesifik Büyüme Hızı
μ_{max}	: Maksimum Spesifik Büyüme Hızı
a	: Birim Su Hacmi Başına Kabarcık Ara Yüzey Alanı
δ_L	: sıvı film kalınlığı

ŞEKİLLER DİZİNİ

<u>Sekil</u>	<u>Sayfa</u>
2.1. Yaygın Olarak Kullanılan G/S Reaktörleri	7
2.2. Kabarcıklı Kolon Çeşitleri	8
2.3. Püskürtme Çevrimli Reaktör Çeşitleri	10
3.1. Tipik Bir Patates Cipsi Üretim Şeması	18
3.2. Patates İşleme Endüstrisi Atıksularının Arıtımı İçin Genel Bir Arıtma	21
4.1. Termofilik Atıksu Arıtma Reaktörünü Şeklin Şematik Gösterimi	31
5.1. Gaz Transferi İçin İki Film Teorisini Tanımlama Şeması	35
5.2. Spesifik Büyüme Hızının Substrat Konsantrasyonu İle Değişimi	39
5.3. $1/S$ 'ye Karşılık $1/\mu$ Grafiği	39
6.1. Çalışmada Kullanılan Püskürtme Çevrimli Reaktör	43
6.2. Reaktörün Şematik Gösterimi	44
6.3. Enjektörün Detaylı Gösterimi (boyut ölçüleri cm olarak verilmiştir)	45
6.4. Respirogram Grafiği	47
6.5. Endojen Solunum Hızının Hesaplanma Grafiği	50
6.6. Zamana Karşı $\ln(C_e - C)$ Grafiği	51
7.1. Reaktöre Farklı Miktarlarda Patates İşleme Atıksuyu İlavesiyle Elde Edilen Respirogramlar	55
7.2. Reaktöre Farklı Miktarlarda Patates İşleme Atıksuyu İlavesiyle Elde Edilen r_e Grafikleri	55
7.3. Spesifik Endojen Solunum Hızı İçin Elde Edilmiş Grafik	56

ÇİZELGELER DİZİNİ

<u>Cizelge</u>	<u>Sayfa</u>
3.1. Patates İşleme Endüstrisi Atıksularının Arıtımı	20
4.1. Farklı Atıksu Karakterleri ve Termofilik Arıtımı	26
6.1. Çalışmada Kullanılan Atıksuyun Karakterizasyonu.	42
7.1. Elde Edilen Kinetik Katsayılar.	57
7.2. Elde edilen katsayıların karşılaştırılması	58

1. GİRİŞ

Patates işleme endüstrisinde yıkama, soyma ve ilave proses işlemleri sonucu olarak büyük miktarlarda atıksu oluşmaktadır. Avrupa Birliği'ne uyum sürecinde daha iyi ürün talebine paralel olarak çevreye olan hassasiyet de artmıştır. Su kaynaklarındaki kalitenin iyileşmesine yönelik yapılan araştırmalar ve çalışmalar gün geçtikçe artmaktadır. Bu nedenle su kalitesi limitlerini sağlayabilmek için, patates işleme endüstrisi atıksularının giderilmesinde etkin arıtımı sağlamak amacıyla patates işleme endüstrisinin arıtım metotlarını geliştirmeyi zorunlu kılmaktadır.

Püskürtme çevrimli biyoreaktörlerde iki çeşit gaz dispersiyonu gerçekleşmektedir. Birincisi çift fazlı püskürtme başlığından reaktöre sıvı ile gazın girişi sırasında gazın sıvı içine dağılmasıyla çok küçük kabarcıklar oluşmasından, ikincisi ise püskürtmenin emme tüpü içerisinde oluşturduğu yüksek türbülans ve bu çevrimin kesme kuvvetinden dolayı gazın emme tüpü içerisine dönerek geri devir yapması sonucu gazın daha hızlı bir şekilde çözünmesinden kaynaklanmaktadır. Buna bağlı olarak bu kompakt sistemler, büyük alan gerektiren klasik arıtma sistemleri ile karşılaştırıldığında, çok küçük alan gereksinimi ile çok daha yüksek organik yüklerde ve değişken koşullarda daha esnek bir yaklaşım sergileyerek, yüksek arıtma verimleri ile çalıştırılabildiği görülmektedir.

Termofilik aerobik biyolojik arıtma sistemleri yüksek kirlilik yüküne sahip ve/veya sıcak atıksular için nispeten yeni bir prosestir. Bu teknoloji üzerine yapılan araştırmalar 1950'lerin başlarına kadar uzanmasına rağmen endüstriyel ölçekli uygulanmamıştır. Termofilik aerobik arıtma fiziksel, kimyasal ve bu prosesin biyolojik karakteristikleri gibi birçok yarar sunmaktadır.

Termofilik aerobik atıksu arıtımı termofilik kompost ve çamur çürütme sistemleri gibi birçok avantaja sahiptir. Bunlardan bazıları daha hızlı degradasyon hızı, patojenik mikroorganizmaların hızlı inaktivasyonları ve düşük çamur oluşumudur. Biyodegradasyon hızı artışı arıtma için gerekli alıkonma süresini düşürür ve böylece ana maliyette azalmış olur. Ayrıca yüksek biyodegradasyon hızının proses stabilitesine de olumlu etkisi olmaktadır. Termofilik aerobik sistemler yüksek KOİ'li, düşük debili atıksularda, yüksek toksik madde

veya tehlikeli bileşikler teşkil eden atıksular için kullanılmaktadır [Rozich and Colvin, 1997]. Teknik olarak termofilik aerobik arıtma birçok atıksu tipi için uygulanabilmektedir. Bu konuda yapılmış birçok çalışma bulunmaktadır

Bu iki sistemin birleştirilmesiyle elde edilen termofilik püskürtme çevrimli membran biyoreaktörle yüksek kirlilik yüküne sahip atıksuların klasik sistemlerden çok daha iyi bir arıtım verimine sahip olacağı tahmin edilmektedir. Aynı zamanda termofilik şartlarda organik madde parçalanırken yüksek miktarda oksijen transferine ihtiyaç duyar bu ihtiaçı da yüksek kütle transferine sahip olan püskürtme çevrimli reaktör sağlayacaktır. Ayrıca literatürde püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerin termofilik şartlarda işledildiği herheangi bir çalışmaya rastlanmamıştır. Bu çalışma bu alanda yapılacak ilk çalışmadır.

2. HAVALANDIRMALI/SIVI REAKTÖRLER

Gaz fazında bulunan bir ya da daha fazla bileşenin sıvı faza absorplanmasıyla reaktörün havalandırılması sağlanmaktadır. Genellikle iki fazda bulunan bileşenlerin iyi bir şekilde reaksiyona girmesi için iki faz arasındaki temasın mümkün olduğunca etkili olması gerekmektedir.

Gaz/Sıvı (G/S) temasının verimli olması için önemli olan faktörler.

- Sıvı mekaniği; sıvının akışı ve dağılımı, karışımı, kütle ve ısı transferi, sistemin geometrik ve fiziksel özellikleri,
- Ekipman entegrasyonu, işletme süresi, korozyon etkisi,
- Kinetik, sistemde kimyasal reaksiyon olması durumunda reaksiyonun hızı

2.1. Çeşitli Gaz/Sıvı Reaktörleri

Aşağıda belli reaktörlerin özellikleri ile avantaj ve dezavantajları verilmektedir. Şekil 2.1’de ise yaygın olarak kullanılan G/S reaktörlerinin bazıları görülebilmektedir.

1) Boru/Tüp

Özellikleri

- 1) Küçük çapa sahip olmalarıdır.
- 2) Yatay ya da dikey uygulanabilmeleridir.

Avantajları

- 1) Yapısının basit olması ve düşük inşaat maliyetidir.
- 2) Geniş akış hızı, basınç ve sıcaklık aralığında çalıştırılabilmesidir.

Dezavantajları

- 1) Gaz ve sıvı fazda basınç düşüşlerinin olmasıdır.
- 2) İnşa ve işletme zorluklarıdır.

2) Mekanik Karıştırıcı Tanklar**Özellikleri**

- 1) Kanat tipi büyüktür ve hızlı karıştırmada geniş bir serbestlik sağlar.
- 2) Gaz geri karışımı mevcuttur.

Avantajları

- 1) Çok düşük gaz oranlarında bile gaz dağılımı iyidir.
- 2) Askıda katı madde bulunabilir.
- 3) Sıcaklık kontrolü kolaydır.

Dezavantajları

- 1) Yüksek bakım maliyetidir.
- 2) Basınca karşı hassastır.

2) Paket Kolonlar**Özellikleri**

- 1) Paket malzemesinin dış yüzeyleri G/S temasını sağlar.
- 2) Düşük sıvı tutma kapasitesine sahiptir.

Avantajları

- 1) Az basınç düşmesidir.
- 2) Köpüklü sıvıların çalışmasına imkan verir.

Dezavantajları

- 1) İçsel ısı değişimine müdahale edilmesi zordur.

4) Düz/Tabla Kolonlar

Özellikleri

- 1) Sıvı kalma süresi uzundur.
- 2) Çok sayıda transfer ünitesi vardır.

Avantajları

- 1) Tabla üzerinde sıcaklık değiştirici tüpler olabilir.
- 2) Gaz ve sıvı hızları daha geniş bir aralığa sahiptir.

Dezavantajları

- 1) İnşaat maliyeti yüksektir.
- 2) Köpürmeye karşı oldukça hassastır.

5) Püskürtme Kolonları

Özellikleri

- 1) Sıvı disperse fazda, gaz ise sürekli.
- 2) Çözünürlüğü düşük olan gazlar için uygun değildir.

Avantajları

- 1) Korozyif sıvı ve gazlar için uygundur.
- 2) Gaz akışında çok düşük bir basınç kaybı vardır.

Dezavantajları

- 1) Nozuldan uzaklaştıkça kütle transfer veriminde önemli miktarda düşüş olur.
- 2) Çıkan gaz akışında sıvı bulunabilir.

6) Tüpüler/Venturi Enjektörler

Özellikleri

- 1) Yüksek karıştırma kapasitesine sahiptir.

Avantajları

- 1) Yüksek kütle transfer katsayısına sahiptir.
- 2) Küçük reaktör hacmine sahiptir.

Dezavantajları

- 1) Pompalama maliyeti yüksektir.

7) Hareketsiz Karıştırıcılar**Özellikleri**

- 1) Yüksek karıştırma kapasitesine sahiptir.

Avantajları

- 1) Yüksek kütle transfer katsayısına sahiptir.
- 2) Küçük reaktör hacminin olması avantajıdır.

Dezavantajları

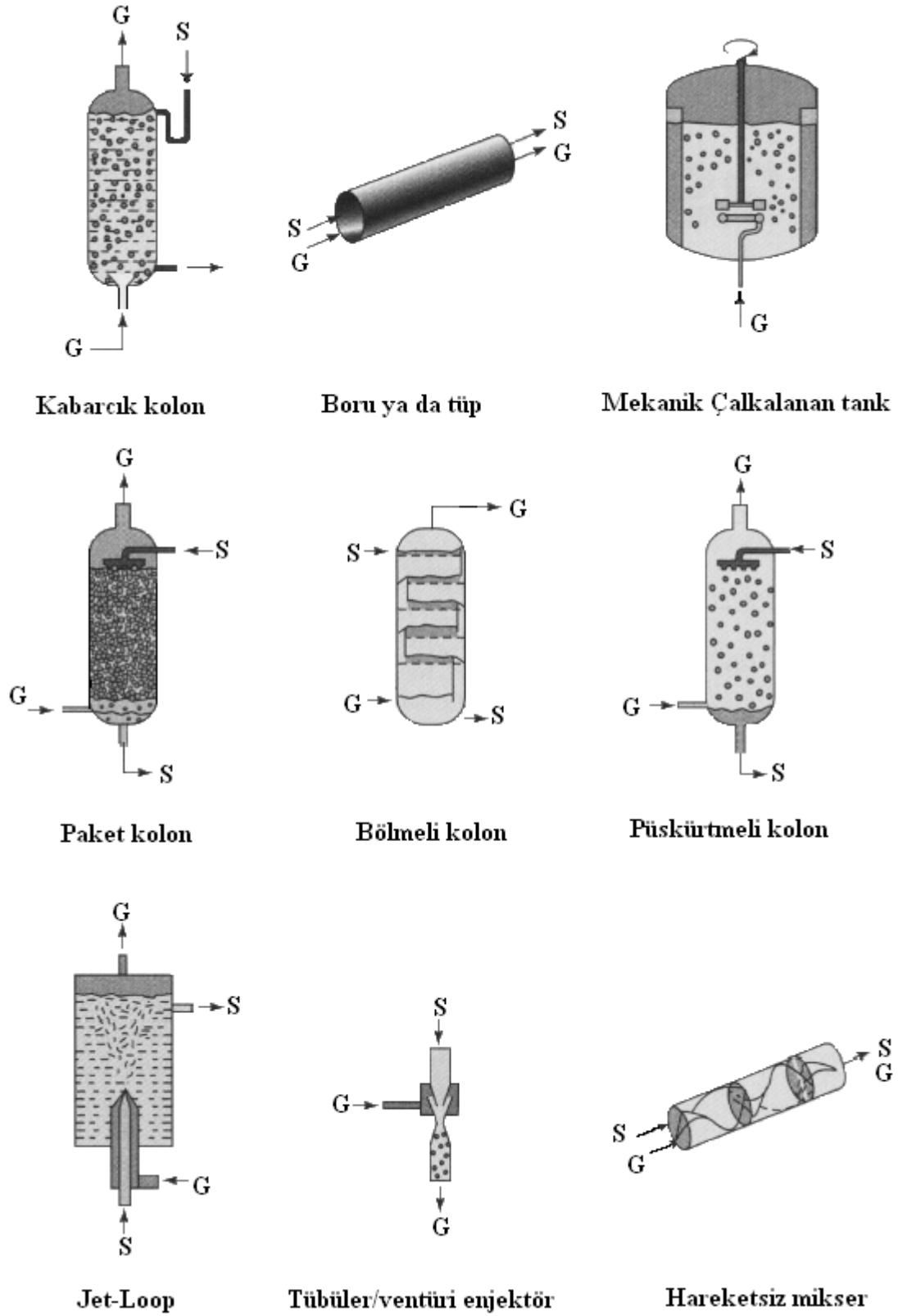
- 1) Pompalama maliyeti yüksektir.

8) Kabarcıklı Kolonlar**Özellikleri**

- 1) Düşük ve orta derecede karıştırma yapabilir.
- 2) Bu reaktörlerde karışımın sağlanması ve katıların süspanse hale getirilmesi havalandırma ile sağlanır.
- 3) Yüksek kirlilik içeren kentsel, endüstriyel ve biyoteknoloji endüstrisi atıksu arıtımında fazla dizayn avantajlarına sahiptirler.
- 4) Yüksek sıvı tutma kapasitesi vardır.

Avantajları

- 1) Yapısı basit ve düşük inşa maliyetidir.
- 2) Katı madde ile çalışılabilmesidir.
- 3) Sıcaklık kontrolü basittir.

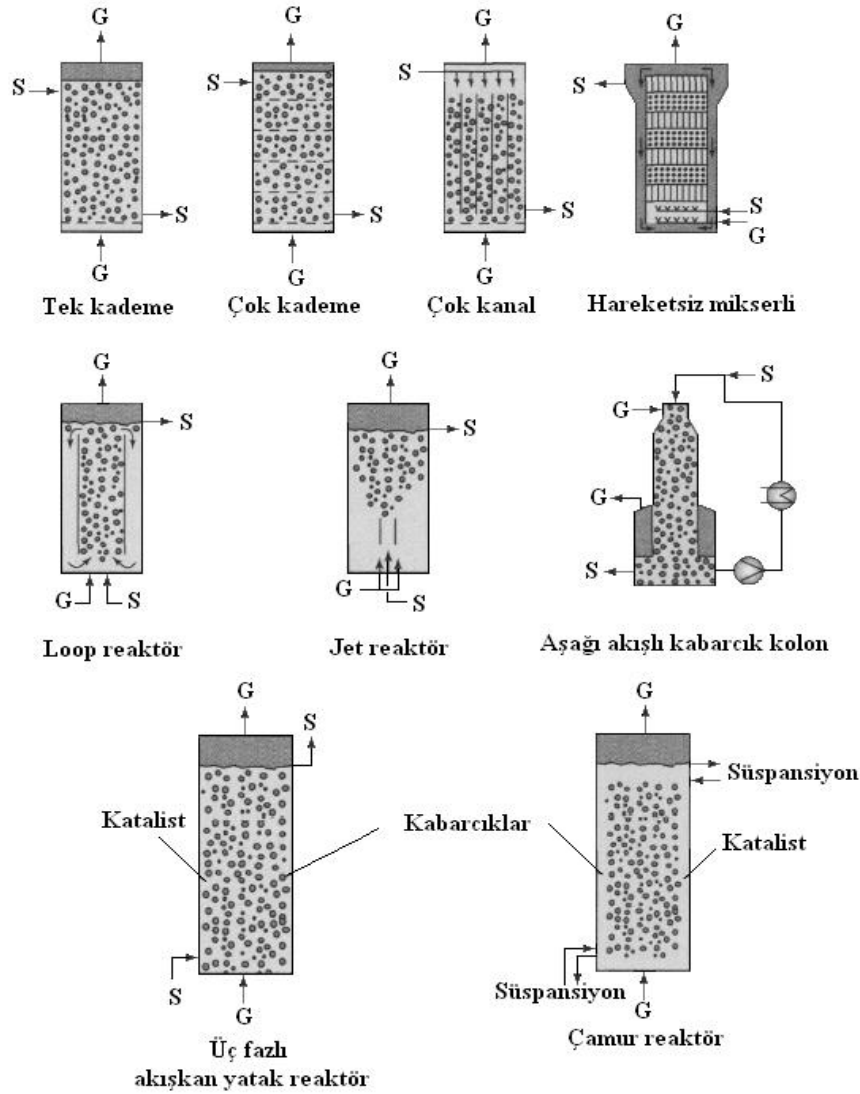


Şekil 2.1. Yaygın Olarak Kullanılan G/S Reaktörleri (Sheng and Pang,1999).

2.2. Kabarcıklı Kolon Reaktörler

Yüksek gaz tutma kapasitesine sahip kabarcıklı kolon çeşitleri Şekil 2.2’de verilmektedir. Tekli tabaka, emme tüpü ve hareketsiz karıştırıcılar kullanılarak kolon içerisinde ki G/S karışımı ve geri sürkülasyon artırılabilir. Geri sürkülasyon kalış süresini uzatır. Kalış süresinin uzaması da yavaş reaksiyonların verimini artırır.

Kabarcıklı kolonlar paralel aşağı akışlı modunda çalıştırılır. Ancak G/S ayrılma bölümünün tasarımına sabit bir gaz çıkışı sağlamak için dikkat edilmelidir.



Şekil 2.2. Kabarcıklı Kolon Çeşitleri (Sheng and Pang, 1999).

Kabarcıklı kolonlarda üç farklı akış rejimi gözlenmektedir.

- 1) Kabarcıklı akış,
- 2) Çalkalama - türbülans akış,
- 3) Parçalı akış

Kabarcıklı Akış: Küçük gaz hızlarında aynı kolon yüksekliğindeki kabarcıkların çapları üniformdur. Kabarcıklar kolondan düzenli şekilde ve birbirleriyle çok az çarpışarak yükselir. Sıvı kabarcıklar vasıtasıyla reaktör hafifçe karıştırılır.

Çalkalama - Türbülans Akış: Eğer gaz hızı 5 cm/sn'den büyükse kabarcık göçmeleri fazla olur. Bu yüzden kolonun aynı yüksekliğinde farklı çaplarda kabarcıklar oluşur. Kabarcıklarda meydana gelen bozulma sıvıda çalkalanmaya sebep olur. Sonuç olarak türbülans artar.

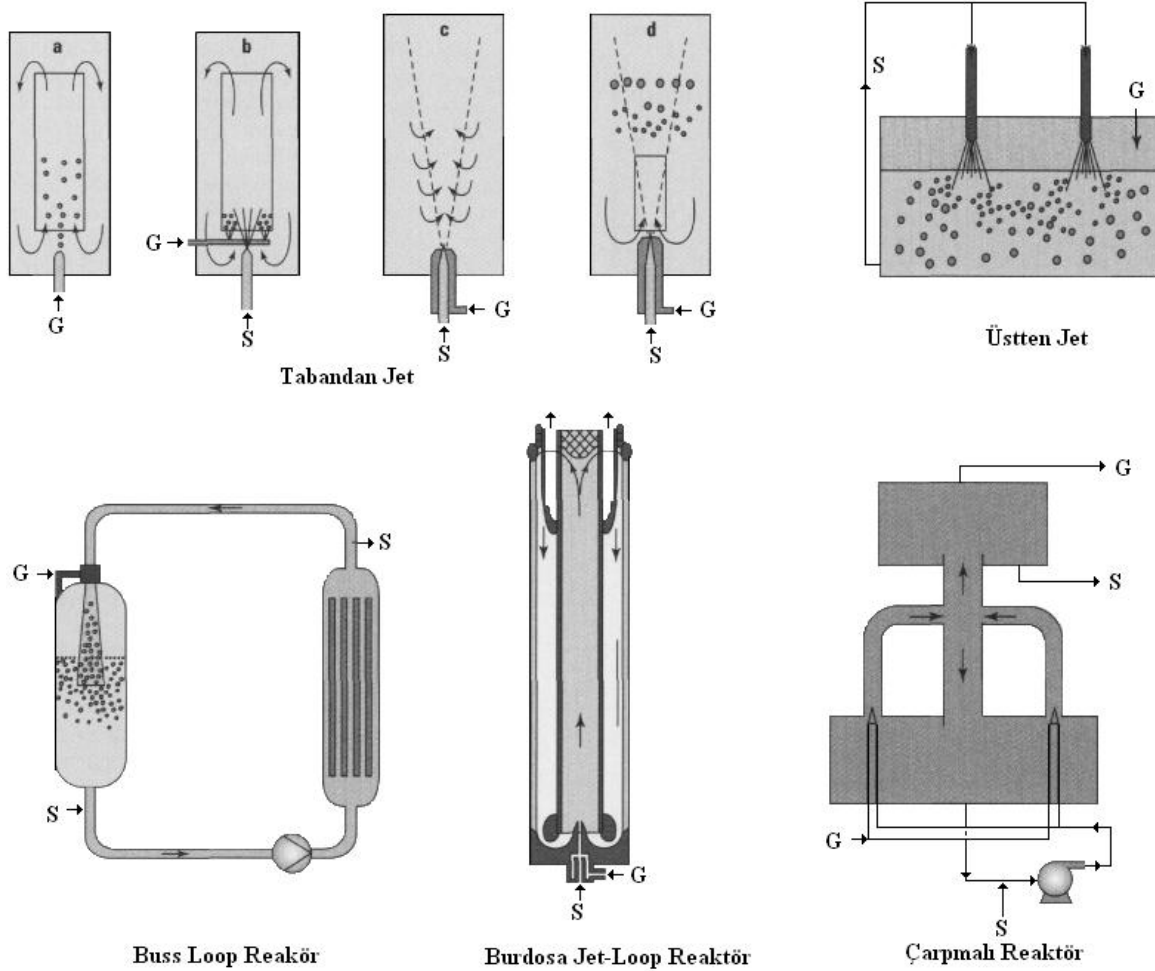
Parçalı Akış: Kolon çapı 15 cm'den daha küçükse yüksek gaz hızı olduğunda kabarcıklar çaplarda ve kolon kesit alanını kaplar şekilde olacaktır.

Akış rejimi gazın yüzeysel hızına bağlıdır. Eğer kolon çapı 15 cm'den küçük olursa kolon çapı da etkili olur. Gaz hızı kabarcıklı ve çalkalama - türbülans arasında olursa, basınçla gaz hızı da artar. Viskozitesi yüksek sıvılarda parçalı akış daha baskındır (Deckwer and Schumpe, 1993; İnce 2008).

2.3 Püskürtme Çevrimli Reaktörlerin Çalışma Prensibi

Gaz-sıvı kütle transferi ve ısı giderimi çoğu kimyasal proseslerde hız belirleyici basamaktır. Bu tür reaksiyonlarda ara yüzeydeki kütle transferini arttırmak için enjektör kullanımı tavsiye edilmektedir. Enjektörler çok hızlı sıvı jeti ile reaktör içerisinde gaz fazı disperse eden cihazlardır. Böylece birim hacim başına çok büyük gaz-sıvı temas yüzeyi oluşur. Literatürde enjektör ile elde edilen temas yüzey alanı arasındaki oran $40000-70000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'tür. Enjektör dışındaki diğer bütün sistemlerde birim hacim başına temas yüzey alanı $500-2500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ arasında değişmektedir (Gaddis and Vogelpohl, 1992; İnce 2008).

Gaz-sıvı ya da gaz-sıvı-katı reaksiyonları enjektör ile sisteme vererek gerçekleştirilen reaktörler çevrimli venturi reaktörler olarak bilinmektedir. Çevrimli venturi reaktörlerde enjektör reaktörün sonuna yerleştirilmiştir. Enjektörün uzunluğu sıvı içerisindeki gaz-sıvı faz ara yüzeyi boyunca dizayn edilir. Enjektör içerisinde gaz dispersiyonu çok yüksektir. Ancak tam bir kabarcıklı kolon gibi davranan reaktör içerisinde aynı oranda dispersiyon kalmamaktadır. Reaktörde enjektörün bulunduğu ortamın dışında küçüklü büyüklü girdaplar oluşmakta ve süspansiyon halde bulunan katalizörlerin kütle transferleri azalmaktadır. Püskürtme çevrimli reaktör, kabarcıklı kolonla venturi enjektörün birleşmesi ile oluşmuştur (Van Dierendonck and Meindersma, 1988). Dışsal çevrim ile nozullu püskürtme çevrimli reaktörün özelliklerini taşımaktadır. Reaktörde içsel çevrimi arttırmak için içeride özel bir kolon bulunmaktadır. Şekil 2.3'te püskürtme çevrimli reaktör çeşitleri verilmiştir.



Şekil 2.3. Püskürtme Çevrimli Reaktör Çeşitleri (Sheng and Pang,1999).

Söz konusu gaz fazın sıvı içinde iki türlü dispersiyonu gerçekleşir. Bunlardan birincisi, sıvı ve gaz fazların ilk buluştukları enjektörde, diğeri ise sıvının reaktör içerisindeki dağılması sırasındaki dispersiyondur (Dirix and Wiele, 1990). Kütle transferinin yüksek oluşu, bu iki dispersiyonun ortak etkisinden kaynaklanmaktadır. Yüksek bir hızla gelen sıvının, gazı çok küçük kabarcıklar haline parçalaması ve reaktörün altına doğru giden bu kabarcıkların sıvı basıncının artışıyla daha kolay bir şekilde çözülmesi sonucunda kütle transferi artmaktadır. Özellikle reaktörün ortasında merkezlenmiş bir şekilde duran emme tüpü yardımıyla sıvının birkaç defa sirkülasyona uğraması sıvı faz içerisine dağılmış olan gaz fazın sistemdeki bekleme süresini arttırmaktadır (Wachsmann et al., 1984; Velan and Ramanujam, 1991; Gaddis and Vogelpohl, 1992).

Püskürtme çevrimli reaktör gaz-sıvı, sıvı-sıvı ya da gaz-sıvı-katı fazlara tüm reaktör içerisinde temas ve yoğun karışma sağlamaktadır. Ayrıca püskürtme çevrimli reaktörler yer ve zaman açısından da oldukça avantajlıdır. Püskürtme çevrimli reaktörlerin bir diğer avantajı da reaktör hacmi içerisinde sıcaklık gradientinin çok küçük olmasıdır. Karışım reaktörün üst tarafında bulunan nozul ile aşağı doğru jet oluşturularak başlatılır. Reaktörden çıkışı ise daha düşük akış rejimi olan bölgede, üstten gerçekleşir. Çıkan sıvı hacmi pompa ile nozula verilerek dış çevrim sağlanır.

Püskürtme çevrimli reaktör, reaktör boyunca uzanan (tepesi ve tabanı hariç) bir emme tüpüne sahiptir. Bu emme tüpünün kesit alanı reaktörün kesit alanının $1/10$ 'u ile $1/2$ 'si arasında değişir. Emme tüpü merkezi reaktörün merkezine gelecek şekilde reaktörün tavanına yerleştirilir. Nozulun emme tüpünden yüksekliği emme tüpünün çapının $1/8-1$ katı ya da emme tüpü çapının katları mesafesince emme tüpü içerisine yerleştirilebilir (Sheng and Pang, 1999; İnce, 2008).

Sisteme aktarılması gereken enerji, reaktörün giriş yapısının boyutları değiştikçe önemli oranda değişir. Püskürme çevrimli reaktörlerde sisteme aktarılan enerji miktarı püskürtme başlığının ucundaki sıvı hızının kinetik enerjisi olarak ölçülür ve Denklem 1 yardımıyla kolaylıkla bulunabilir (Yıldız, 1999).

$$E = Q_L \cdot \Delta P = Q_L \cdot \left(\rho \frac{v^2}{2} \right) \quad (2.1)$$

Yukarıdaki denklemde sıvı hızı (v), jet yapısındaki hava ve sıvı borularının kesit alanları farkına bağlı olarak değişir. Aynı sıvı ve gaz debilerinde, ancak farklı püskürtme başlığı yapılarında sisteme aktarılan enerjilerin değişmesi, kütle transferi üzerinde önemli etkilere sahiptir (İnce, 2008).

Püskürtme çevrimli reaktörlerde reaksiyon karışımının büyük bir bölümü içsel çevrim ile sağlandığından enerji tüketimi açısından da oldukça avantajlıdır. Reaktörün dizaynında en önemli parametreler; akış hızı, gaz içeriği, geri karışım, karışma zamanı ve kalış süresidir. Jet nozulu bilindiği gibi çıkış yönünde ucu sivri bir tüptür. İki, üç ya da tek sıvı girişli olarak dizayn edilebilir. Tek-sıvı nozulu kullanıldığı zaman bir ya da daha fazla gaz (reaksiyonuna giren) reaktörün üst kısmında bulunan gaz boşluğuna veya emme tüpü ile reaktör arasındaki dairesel boşluğa verilebilir. Ayrıca gaz kabarcıklarının kaldırma kuvveti içsel çevrimin gerçekleşmesine yardımcı olmaktadır.

Reaktör çıkışı prensip olarak herhangi bir noktadan çıkabilir. Ancak düşük rejimin olduğu bölgeler tercih edilmelidir. Merkezi reaktörün merkezi ile çakışacak şekilde yerleştirilen emme tüpünün üst noktası her zaman sıvı seviyesinin altında olmalıdır. Sıvı ile reaktörün tavanı arasında kalan hacim, reaktörün toplam hacminin takriben %3 - 15 arasında olmalıdır. Optimum oran %5 - 7 arasındadır. Emme tüpüne ve sıvı seviyesine bağlı olarak nozulun pozisyonu reaktör hacminin gaz içeriğini ayarlama da kullanılabilir.

Nozulun reaksiyon hacmi içerisine dalma derinliği hacmin gaz içeriğini etkiler. Reaksiyon hacminin gaz içeriği sıvı seviyesi arttırılarak veya düşürülerek değiştirilebilir. Örneğin sıvı seviyesi yükseltilerek nozulun dalma derinliği arttırılırsa daha küçük çaplı kabarcıklar oluşur. Tersisi durumunda da daha geniş çaplı kabarcıklar reaksiyon hacmine dahil olur.

Reaksiyon hacminin bir kısmı pompa ile dış çevrimle emme tüpü içerisinde yukarıdan aşağıya doğru verilebilir. Sonra emme tüpü ile reaktör arasındaki dairesel boşluktan yukarı doğru hareket eder. Söz konusu akış reaktörün tavanına yerleştirilen nozuldan ürettiği sıvı jeti tarafından yönlendirilir. Emme tüpünün üst noktasına gelen reaksiyon karışımı sürücü jetin etkisiyle tekrar emme tüpü içerisine girer. Ayrıca içsel çevrimle oluşan kabarcıkların kaldırma kuvveti de destek olmaktadır. Sıvı jet sistemine verilen gazı emme tüpünün üst kısmında iki fazlı akış içerisinde gaz kabarcıkları şeklinde disperse eder. Jet nozulu etrafından birim hacim başına oldukça yüksek yüzey alanı elde edilir.

2.3.1. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerde Kütle Transferini ve Proses Tasarımını Etkileyen Parametreler

Püskürtme çevrimli reaktörlerde kütle transferini etkileyen ve proses tasarımında göz önüne alınması gereken bazı önemli parametreler bulunmaktadır (Lindert et al., 1992; Siegel and Robinson, 1992; Velan and Ramanujam, 1992; Xianliou et al., 1992; Padmavathi and Remananda, 1993; Zehner and Benfer, 1996; Yıldız, 1999).

1. Gaz debisi,
2. Sıvı debisi,
3. Püskürtme başlığının yapısı,
4. Reaktör geometrisi,
5. Katı madde konsantrasyonu,
6. Sirkülasyon süresi

Gaz Debisi

Gaz debisi, hemen hemen tüm reaktörlerin performanslarının ölçülmesinde de kullanılan kütle transfer katsayısı ($K_L a$) ve gaz tutulma (ϵ) değerleri üzerinde rol oynayan önemli parametrelerden biridir.

Püskürtme çevrimli reaktörlerde özgül yüzey alanı (a) ile birim hacim başına harcanan güç (E/V) arasındaki ilişki Denklem 2.2 gibi ifade edilebilir (Chaudhari et al., 1986; Yıldız, 1999).

$$a = 5.4 \times 10^3 u_g^{0.4} \left(\frac{E}{V} \right)^{0.66} \quad (2.2)$$

Denklem 2.2’de görülebileceği gibi özgül yüzey alanı, gaz sirkülasyon hızı ile de, E/V değeri ile de orantılı olarak artmaktadır. Dolayısıyla hem gaz sirkülasyon hızının hem de sisteme aktarılan enerjinin artması, sistemin kütle transfer katsayısını arttırmaktadır (Wachsmann et al., 1985; Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999).

Gaz debisinin artışıyla $K_L a$ değerinin arttığı bilinmektedir. Bunun sebebi, yüksek gaz debilerinde gaz sıvı arayüzeyinin artması ile açıklanmaktadır (Velan and Ramanujam, 1991; Yıldız, 1999). Yapılan bazı çalışmalarda artan gaz debisi ile $K_L a$ ve gaz tutulmaları orantılı

olarak artmaktadır (Xianliou et al., 1992; Velan and Ramanujam, 1992; Padmavathi and Remananda, 1993; Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999).

Sıvı Debisi

Sıvı debisi de kütle transfer katsayıları ve reaktör performansları üzerinde önemli etkilere sahiptir. Gaz debisine benzer şekilde, sıvı hızının arttırılması K_{La} değerini belli bir değere kadar yükseltmektedir. Ancak artan sıvı hızından dolayı bir geçiş bölgesi meydana gelir ve dolayısıyla artan girdaplar, gaz kabarcıklarının sirkülasyonunu azaltır. Bunu takiben hava kabarcıkları birleşerek kütle transferi için gaz-sıvı arayüzeyini küçültür (Prasad and Ramanujam, 1995; Yıldız, 1999). Bu geçiş evresinde gaz kabarcıklarının bir kısmı reaktörden kaçabilmektedir. Sistemden kaçan gaz miktarı azaldıkça kütle transferi de o kadar yüksek olmaktadır.

Nozulun (Püskürtme Başlığının) Yapısı

Sıvı ve gazın reaktör içerisine girişi reaktör performansı açısından son derece önemli olan bir parametredir. Nozulun reaktörün alt veya üstünde yer alması sıvı giriş hızıyla doğrudan ilgili olduğu için reaktörün üstüne yerleştirilmesi daha uygun olduğu görülmektedir (Wachsmann et al., 1984; Dirix and Wiele, 1990; Yıldız, 1999).

Yapılan çalışmalarda çok farklı nozullar kullanılarak gazı sıvı içinde daha iyi dağıtabilen tasarımlar üzerinde çalışılmaktadır (Dutta and Raghavan, 1987). Nozulun hemen çıkışında hava kabarcıkları ve sıvı tanecikleri arasında yoğun bir etkileşim vardır ve buna ilk karışım adı verilmektedir. Daha sonraki karışımlar reaktör içerisindeki türbülansın bir sonucudur (Wachsmann et al., 1984).

Reaktör Geometrisi

Reaktörün uzunluğu ve çapı arasındaki oran da önemli bir parametre olarak karşımıza çıkmaktadır ve 3 ile 10 arasında olması tavsiye edilmektedir. Fakat en ideali 6 - 10 arasındır. İçsel çevrimin kolaylıkla yönetilebilmesi için reaktör bu yüksek uzunluk ve çap oranlarına sahip olması gerekmektedir. Sisteme giren hava kabarcıklarının daha uzun süre içeride kalması için emme tüpünün çapı ile reaktör çapı arasındaki oran 0,25 ile 0,5 arasında olmalıdır. Optimum oran ise 0,28 - 0,33'tür (Sheng and Pang, 1999).

Katı Madde Konsantrasyonu

Özellikle biyolojik atıksu arıtma amacıyla kullanılan reaktörlerde katı madde konsantrasyonunun önemli bir parametre olduğu ve artan katı madde miktarı ile biyoreaktör içerisindeki oksijen konsantrasyonunun azaldığı bilinmektedir (Heijen et al., 1990). Özellikle artan biyokütle konsantrasyonu sıvının viskozitesini arttırmakta ve hava borusundan sisteme verilen kabarcıkların boyutunun azalmasına yol açmaktadır. Biyoreaktörlerde katı madde bulunması durumunda hem gaz tutulmalar hem de kütle transfer katsayısı temiz suya göre belli bir oranda azalmaktadır (Kawase and Moo-Young, 1991; Yıldız, 1999). Ayrıca sistemde katı fazın bulunması daha fazla enerji harcanmasına yol açar (İnce, 2008).

Sirkülasyon Süresi

Püskürtme çevrimli reaktörlerde sirkülasyon süresi, sisteme üstten giren bir sıvının reaktörün en altına kadar inip yeniden girdiği noktaya kadar gelmesi için gerekli süre olarak tanımlanır (Velan and Ramanujam, 1991). Dolayısıyla enjektör ile emme tüpü arasındaki mesafe önemlidir. Bu mesafe arttıkça sirkülasyon süresi azalmaktadır (Velan and Ramanujam, 1991).

Püskürtme çevrimli reaktörlerde içeri emilen veya verilen havanın mümkün olduğu kadar içeride tutulması reaksiyonun etkinliği açısından son derece önemlidir. Bu amaçla reaktör içerisinde basınç kayıplarına yol açmadan reaktör geometrisi üzerinde değişiklikler yapmak gerekmektedir. Sirkülasyon süresinin artışı özellikle biyolojik reaksiyonlarda sisteme verilen oksijenin kullanımını arttırmaktadır. Dolayısıyla sisteme gönderilen oksijenin büyük bir kısmı kullanılabildiğinden, reaktörün oksijen iletme kapasitesi yükselmektedir (Yıldız, 1999).

3. PATATES İŞLEME ENDÜSTRİSİ ATIKSUYU VE ARITIMI

Patates işleme endüstrisinde yıkama, soyma ve ilave proses işlemleri sonucu büyük miktarda atıksu ve organik atıklar oluşmaktadır. Patates işleme endüstrisi atıksularının arıtımı seçilirken organik ve zararlı maddelerin çevreye olan etkileri en düşük seviyeye düşürecek proseslerin seçimi gereklidir. Buna ek olarak patates işleme endüstrisi atıksularında çökebilir ve çözünmüş katıların giderilmesinde etkili arıtımı sağlamak amacıyla patates işleme endüstrisinin arıtım metotlarını geliştirmeyi zorunlu kılmıştır.

3.1. Patates İşleme Sonucunda Oluşan Atıksular

Patatesin kalitesi son ürün ve oluşacak atık miktarını doğrudan etkilemektedir. Genellikle işletmelerde yüksek katı içermeyen patatesler, düşük şeker içeriği olan, ince kabuklu, düzgün şekil ve boyutlu olanlar tercih edilmektedir. Patates yaklaşık olarak %18 nişasta, %1 selüloz ve %81 sudan oluşmaktadır. Bu su içeren kısmında protein ve karbonhidrat gibi çözünmüş organik bileşikler mevcuttur (Vegt and Vereijken, 1992).

3.1.1 Ana Prosesler

Depolama: İşletme sezonu boyunca prosese sabit bir patates kaynağı sağlamak için depolama gereklidir. Depolamada gerekli olan şartlar sağlanmaz ise depolanan patatesin kalitesi düşer.

Yıkama: Patatesler işletmeye alınmadan önce kum ve kiri tamamen giderilinceye kadar yıkanmaları gerekmektedir. Gelen patatesteki kir miktarına bağlı olarak atıksu 45-181 kg katı/ton patates katı içermektedir. Organik olarak ayrışabilen maddeler atıksu içerisinde çözünmüş halde bulunabileceği gibi ince ince parçacıklar halinde disperse olarak bulunabilmektedir.

Soyma: Patates soyma işlemi procesten kaynaklanan organik atık yüküne büyük oranda katkıda bulunmaktadır.

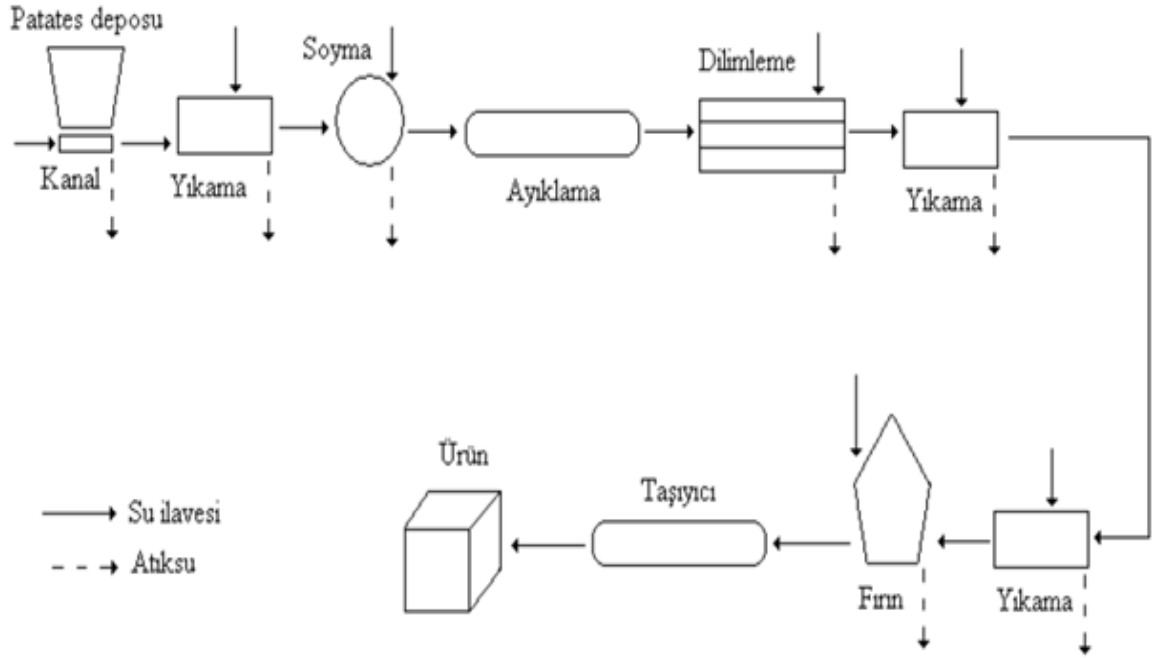
3.1.2 Patates Üretimi

Patates işleme endüstrileri istenilen ürün türüne göre farklı prosesler içermektedirler. Dondurulmuş kızarmış patates, nişasta, un ve patates cipsi yaygın olarak üretilen patates üretim türleridir. Dondurulmuş kızarmış patates ve diğer dondurulmuş patates ürünleri için yüksek spesifik yoğunluğa sahip büyük ve şeker içeriği düşük olan patatesler tercih edilmektedir. Yıkanan patatesler buhar ya da alkali soyma metodu ile soyulurlar. Soyma ve kırpma işlemi patatesin kalitesini %15 - 40 arasında değiştirmektedir. Kesme ve ayıklama işleminden sonra patates dilimleri genellikle sıcaklıktan dolayı suyu beyazlatırlar. Liçing işlemi atıksudaki çözünmüş nişasta içeriğinin yüksek olmasına sebep olabilir. Kızartma işleminden sonra da serbest yağ sıcak hava buharı ve çalkalama bölümünde uzaklaştırılır (Guttormsen and Carlson, 1969).

Patatesler farklı boyutlara sahip parçalara bölünürler. Kesme ve yıkama işleminden sonra küpler su ya da buhar ile (90 - 100°C) ağartılırlar. Ağartma işlemi takiben susuzlaştırma işlemi boyunca küplerin birbirine yapışmasını önlemek için yüzeydeki jelatinleşmiş nişasta dikkatli bir uygulama ile uzaklaştırılır. Kurutma işlemi takiben patates küpleri içerisindeki çok küçük parçalar seçilerek ayrılır ve belli boyutlara sahip olanlar bir araya getirilir (Guttormsen and Carlson, 1969).

Patates granülleri, suyu alınmış nem içeriği yaklaşık %6 - 7 olan patateslerdir. Soyma ve kırpma işleminden sonra dilimlenen patatesler atmosferik basınçta yaklaşık olarak 30 - 40 dakika buharda pişirilirler. Pişirme işlemi tamamlandıktan sonra dilimler sulu bir karışım oluşturmak üzere karıştırılırlar ve nem içeriği %12 - 13 olacak kadar kurutulur (Talbert and Smith, 1967; Guttormsen and Carlson, 1969). Suyu alınmış patates püresinin değişik bir formudur. Patatesler ince yaprak şeklinde sıcak buhar ile kurutulurlar. Daha sonra küçük parçacıklara bölünerek paketlenirler. Üretim prosesi patates granülleri üretim prosesinin benzer karakterine sahiptir (Hung et al., 2006). Patates nişastasını nişasta kullanımı için yapılan uygulamalarda elde edilen en iyi üründür. Patatesler değirmenlerde ya da öğütücülerde parçalanarak bulamaç haline getirilirler. Bu bulamaçtan nişasta ayrılarak kurutulur (Guttormsen and Carlson, 1969). Patates üretim prosesindeki en eski ve yaygın üretimi patates unudur. Kırpma yapıldıktan sonra patatesler dilimlenir ve kurutma işlemine tabi tutulur. Kurutulan dilimler öğütücü bölümüne alınır. Burada mikserler ya da çekiçler ile öğütülür ve nihai un ile granül kısımlar birbirinden ayrılır (Guttormsen and Carlson, 1969).

Patates Cipsi üretiminde özellikle soyulmuş patateslerin dilimlenmesi, dilimlerin soğuk su ile yıkanması, durulanması, kısmen kurutulması ve kızartılması işlemlerini içermektedir. Yüksek kalitede cips üretmek için beyaz kabuklu, yüksek spesifik yoğunluğa sahip ve düşük şeker içeriği olan patatesler tercih edilmektedir (Guttormsen and Carlson, 1969). Cips üretiminin akım şeması Şekil 3.1’de gösterilmektedir.



Şekil 3.1. Tipik Bir Patates Cipsi Üretim Şeması (Hung et al., 2006).

3.2. Patates İşleme Atıksuyunun Karakteristiği

Patates işleme endüstrisi atıksuları nişasta ve protein gibi (Abeling and Seyfried, 1993; Hadjivassilis et al., 1997) biyolojik parçalanabilen bileşiklerden yüksek konsantrasyonlarda içermesinden ve ilave olarak yüksek KOİ, toplam AKM ve TKN'ye (Kadlec, 1997) sahip oldukları için patates işleme endüstrisi ciddi su kirletici problemleri oluşturmaktadır. Orta büyüklükteki kızartılmış patates üreten bir patates işleme endüstrisi 200 000 kişilik bir şehrin oluşturacağı atık yüküne eş değer atık oluşturmaktadır. 1 kg patatesin işlenebilmesi için yaklaşık olarak 17 L su gerekmektedir. Ham patates işleme atıksuları 10 000 kg/L KOİ içermektedir. Toplam AKM ve UAKM sırasıyla 9 700 ve 9 500 mg/L'ye ulaşabilmektedir (Hung, 1983).

3.3. Arıtma Metotları

Meyve ve sebze işleme endüstrisinin atıksuları nişasta, şeker, pektin gibi karbonhidratları, vitaminleri ve diğer bileşenleri içermektedir. Toplam organik maddenin yaklaşık %75'i çözünmüş formdadır. Bu yüzden mekanik ya da fiziksel yöntemlerle giderilemezler. Fakat bu tip atıksuların arıtımında biyolojik ya da kimyasal oksidasyon tercih edilmektedir (Loehr, 1974; Bertola et al., 1999).

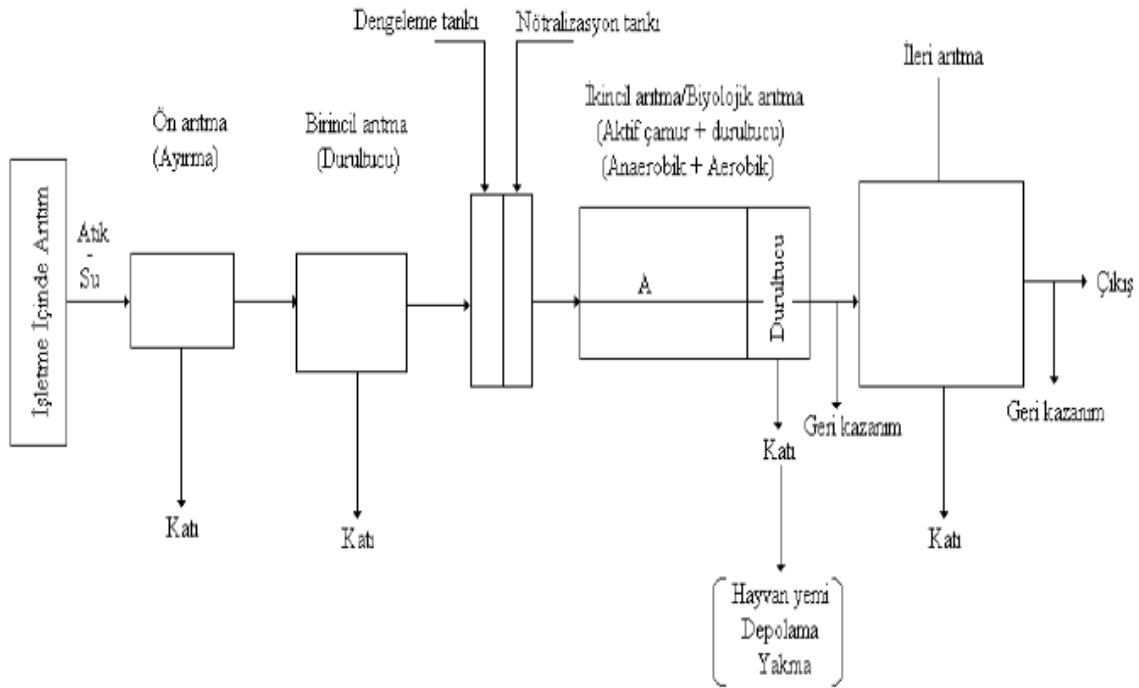
3.3.1. Atıksu Arıtma Sistemleri

Ulusal atıksu standartları ileri arıtma ihtiyacını ortaya çıkarmıştır. İleri arıtım nütrient giderimi, askıda katı, organik ve inorganik materyallerin giderimini içermektedir. Patates işleme endüstrisi atıksularının arıtma kısımları Çizelge 3.1'de gösterilmiştir.

Çizelge 3.1. Patates İşleme Endüstrisi Atıksularının Arıtımı (Hung et al., 2006).

Arıtma Ünitesi	İşletme, proses ve arıtma	Açıklama
Fabrika içi	Koruma ve tekrar su kullanımı Proses düzeltme Proses kontrol Yeni ürünler	Atık yükü azaltımı
Ön Arıtım	Eleme (mesh büyüklüğü 20 - 40)	%10 - 25 BOİ ₅ giderimi
Birincil Arıtım	Çöktürme Yüzdürme	%30 - 60 BOİ ₅ giderimi %20 - 60 KOİ giderimi
Dengeleme	Dengeleme/buffer tankı	Sabit debi ve konsantrasyon
Nötralizasyon	Şartlandırıcı tank	pH ve sıcaklık ayarlaması
İkincil Arıtma		
1. Aerobik Arıtma	Doğal arıtma Aktif çamur Biyodiskler Damlatmalı filtreler	%80 - 90 BOİ ₅ giderimi %70 – 80 KOİ giderimi
2. Anaerobik Arıtma	UASB EGSB Anaerobik kontak reaktör Anaerobik filtreler Akışkan yataklı reaktörler	%80 - 90 BOİ ₅ giderimi %70 – 80 KOİ giderimi
İleri Arıtma	Mikroeleme Granül filtrasyon Kimyasal koagülasyon ve çöktürme Nitrifikasyon – Denitrifikasyon Hava sıyırma ve iyon değiştirme Membran teknolojisi	%90 - 95 BOİ ₅ giderimi %90 – 95 KOİ giderimi Bazen de %95’ten daha fazla

Şekil 3.2’de patates işleme endüstrisi atıksularının arıtımı için genel bir arıtma modeli sunulmuştur. Daha iyi atıksu arıtımı ihtiyacı için, işletmelerde arıtma sistemlerinde modifikasyonların yapılmasına ve geri kazanım uygulamalarına yöneltmiştir. Son zamanlarda farklı arıtma üniteleri anaerobik ve aerobik proseslerle ikincil arıtmanın daha etkili olması için kombine edilmiş sistemler oluşturulmuştur.



Şekil 3.2. Patates İşleme Endüstrisi Atıksularının Arıtımı İçin Genel Bir Arıtma (Hung et al., 2006).

3.3.2. Proseste Atık Giderimi

Atık problemlerini azaltmak için atıksu içerisine karışan katı miktarının azaltılması ile yıkama suları ve proseste kullanılan suyun azaltılması gerekmektedir. Atıksu içerisindeki katı miktarının azaltılması için aşağıdaki adımlar uygulanmalıdır (Pailthorp et al., 1987):

- Az katı kaybı ile temizlenmiş patates üretimi için uygulanan soyma işleminin gerçekleştirilmesi,
- Taban döküntüsünü azaltmak,
- Tabandaki atıkları bir haznede toplamak,
- Su içerisinde katıların çözünmesine engellemek için patates atıklarının uzaklaştırılması.

Su hacmi proses suyunun tekrar kullanılması ile azaltılabilir. İkinci olarak atık konsantrasyonu ile birincil çökeltim tankının etkinliği artırılır. Son proses adımında klorlanmış su üründe bakteriyel kirlenmenin önlenmesi için uygulanabilir. Atıksu hacmini azaltmak için yapılabilecek diğer adımlar ise patateslerin taşınması için seçilen metodu düzgün seçmek (kanallarda yüzdürmek yerine), ekipmanların ve zeminin temizlenmesi için yapılan işlemlerin iyileştirilmesi (yüksek basınçlı nozullar, aç kapa nozullar) yapılabilir (Hung et al., 2006).

3.3.3. Ön Arıtma (Ayırma)

Atıksu arıtma tesisinde ilk olarak elekten geçirilir. Genellikle ayırma atıksu proseste tekrar kullanılması için büyük atık parçalarının uzaklaştırılmasında uygulanır. Genel olarak üç tip ayırıcı kullanılmaktadır: sabit ayırıcılar, dönen ayırıcılar ve titreyen ayırıcılar. Kaba büyük katılar 1 mm'lik meshe sahip ayırıcılarla sudan giderilirler. En basit tipteki sabit ayırıcı birçok sayıda ızgara içerir ve atıksu kanalının girişinde bulunur. Dönen ayırıcıların çok geniş kullanımı vardır ve mevcut birçok tipi bulunmaktadır. En yaygın tipi tambur ayırıcıdır. Bu silindirik ayırıcının üzerinde belli meshe sahip gözenekler bulunmaktadır. Atıksu silindir içerisine girince katı kısımlar tamburun içinden kalırken atıksu tamburun dışına çıkar. Titreşimli ayırıcılar ise karşılıklı olarak ileri geri hareket eden düzenden oluşmaktadır. Atıksu ayırıcı yüzeyine yatay olarak verilir. Su akarken katı maddeler sıçrayarak ayırıcı üzerinden katı toplama noktasına doğru hareket eder (Şentürk, 2010).

Atıksudaki askıdaki katıların giderilmesi için sedimantasyon işlemi uygulanmaktadır. Böylece çökebilen katıların çoğunluğu durultuculardan uzaklaştırılır. Bu birincil arıtmadaki KOİ giderimi genellikle % 40 - 70'tir (Pailthorp et al., 1987). Atıksudaki yağ gres ve askıda katıların uzaklaştırılması için yüzdürme yöntemi de kullanılmaktadır. Arıtma tesisindeki optimum şartları sağlamak için atıksu karakterizasyonundaki salınımları azaltmak veya kontrol edebilmek için dengeleme tankı kullanılır. Böylece fiziksel ve kimyasal homojenlik sağlanmış olur. Genellikle patates işleme endüstrisi atıksularının arıtımında dengeleme tankındaki su şartlandırma tankına pompalanır. Şartlandırma tankında atıksuyun pH ve sıcaklığı kontrol edilir. Bu sayede biyolojik arıtma için uygun şartlar sağlanmış olur (Şentürk, 2010).

3.3.4. İkincil Arıtım

İkincil arıtma giriş yükü 50 - 1000 mg/L BOİ ya da daha fazla olan çözünmüş organik bileşiklerin biyolojik olarak parçalanarak çıkış seviyesinin 15 - 20 mg/L'nin altına düşürüldüğü sistemlerdir. İkincil arıtmada önemli olan atık arıtmını gerçekleştirecek olan biyolojik organizmaların büyümesi için uygun çevrenin oluşturulmasıdır. Bu genellikle aerobik olarak havalandırma tankında ya da lagünde yapılır. Ayrıca atıksu anaerobik olarak kapalı bir tankta da arıtılabilir. Biyolojik arıtmadan sonra mikroorganizmaların ve diğer büyük partiküllerin çökmesi sağlanmaktadır. Bu çamurun bir kısmı ise ana prosese geri devredilmektedir. Aşırı çamur arıtmadan sonra sistemden uzaklaştırılmaktadır (Hung et al., 2006). Patates işleme endüstrisi atıksuyu ile evsel atıksu birlikte stabilizasyon havuzlarında arıtılmaktadır (Fossum et al., 1964). Patates işleme atıksularının arıtılmasında sulak alanlar denenmiş ve patates nişastası endüstrisinin atıksu arıtımında başarılı bir şekilde kullanılmıştır (de Zeeuw et al., 1990).

Aktif Çamur Prosesleri

Bu sistemlerde ön çöktürmeye tabi tutulmuş atıksular havalandırma tankına veya havuzuna alınırlar. Burada oksijen temini mekanik yüzey karıştırıcılarla ya da hava kompresörleri ile sağlanmaktadır. Çözünmüş ve çözünmemiş organikler atıksu içerisinde floküle olmuş mikrobiyal ürünlere dönüştürülürler. Çökme özelliklerinin iyi olmasından dolayı çökeltme tankına alınarak çöktürülürler. Böylece yüksek arıtılmış çıkış suyu elde

edilmiş olur. Hung ve arkadaşları patates atıksuyu arıtımı için geniş bir ölçekte araştırma yapmışlardır (Hung and Priebe, 1981; Hung, 1983; Hung, 1984; Hung and Jen, 1987; Shih and Hung, 1987; Liyah and Hung, 1988; Hung et al., 1994). Bunlar içerisinde aktif çamur sistemi, toz aktif karbon kullanılan aktif çamur sistemi, aktif çamur sistemini takiben biyolojik aktif karbon kolonu olan iki kademeli arıtma sistemi, anaerobik filtreyi takiben aktif çamur prosesinden oluşan iki kademeli arıtım, anaerobik arıtma gibi prosesleri bulunmaktadır.

3.3.5 İleri Arıtma

İleri atıksu arıtımı ikincil arıtmadan sonra kalan organik ve inorganik kirleticilerin giderilmesi için kullanılmaktadır. İleri arıtma prosesi ile askıda katılar, BOİ, nütrientler ve KOİ için deşarj standartlarını sağlamada kullanılan yöntemlerdir. İkincil arıtımından çıkan atıksuyun kalitesini arttırmak için silindir yüzeyi çok ince deliklerle (23 - 60 im) kaplı eleklerle atıksu mikroelemeye tabi tutulmuştur. Aktif çamur sistemini takiben mikroeleme ile çıkıştaki AKM 6 - 8 mg/L'ye, BOİ ise 3,5 - 5 mg/L'ye düşürüldüğü bildirilmektedir (Lyman et al., 1969). Kimyasal koagülasyon ve çöktürme atıksudaki fosforu gidermek için uygulanmaktadır. Bu metot genellikle patates işleme atıksularının arıtımında da kullanılabilir (Karim and Sistrunk, 1985). Patates işleme endüstrisi atıksularından azot giderimi için nitrifikasyon ve denitrifikasyon tercih edilmez. Önemli bir araştırma da ileri arıtma tekniği olarak aktif karbon prosesi ile patates atıksularının arıtımı uygulamasından bahsetmek kayda değerdir. Tam karışımli aktif çamur sistemini takiben yapılan aktif karbon adsorpsiyonu ile KOİ % 97 oranında giderilmiş ve çıkış suyundaki KOİ konsantrasyonunun 24 mg/L'ye düşürüldüğü rapor edilmiştir (Hung, 1984).

4. AEROBİK ARITIM

Aerobik mikroorganizmaların oksijeni kullanarak organik maddeyi parçalaması olayına aerobik arıtım denir. Bu parçalama sonucu karbondioksit, su, yeni bakteri hücreleri, amonyak ve enerji açığa çıkar.

Aktif çamur, damlatmalı filtre gibi aerobik prosesler genellikle atıksuda düşük konsantrasyonlarda bulunan çözünmüş ve kolloidal haldeki kirlilikleri arıtır. Prosesin etkili işletilmesi 1 g KOİ/L gibi düşük konsantrasyonlarda mümkündür. Yüksek konsantrasyonlardaki kirlilikler ise genellikle (kimyasal+anaerobik+aerobik) entegre bir arıtma uygulaması gerektiğinden arıtımı zor ve maliyetlidir. Fakat bu tür atıksuların püskürtme çevrimli biyoreaktörlerde tek kademede başarılı bir şekilde arıtılabildiği bilinmektedir.

Termofilik aerobik arıtma sistemleri 45 ve 45°C'den yüksek sıcaklıklarda çalışan arıtma sistemleridir. Bu sistemler yüksek biyolojik parçalama hızlarına ve düşük çamur üretimine sahiptirler. Mezofilik sistemlerle karşılaştırıldığında daha yüksek substrat kullanım hızlarına sahiptirler. Ayrıca maksimum spesifik büyüme hızı (μ_{max}) mezofilik sistemlerden 3 - 10 kat daha büyük ve içsel solunum hızı sabitide 10 kat daha büyük bulunmuştur. Bu avantajları sayesinde yüksek kirlilik yüküne sahip atıksuların arıtımında verimli çalışmaktadır.

4.1. Termofilik Aerobik Biyolojik Atıksu Arıtma Sistemleri

Termofilik aerobik biyolojik arıtma sistemleri yüksek kirlilik yüklü ve/veya yüksek sıcaklıktaki atıksular için yeni sistemlerdir. Termofilik uygulamaların çoğu yüksek kirlilik yüküne sahip atıksuların biyolojik parçalanması sonucu açığa çıkan ısıнын reaktör sıcaklığını önemli miktarda artırdığını bulmuşlardır.

Termofilik aerobik atıksu arıtma sistemleri daha büyük biyolojik parçalama hızına ve düşük çamur üretimine sahiptir. Artırılan biyolojik parçalama hızı ile arıtma için gerekli bekleme süresi azaltılmış olur. Bu da inşa maliyetini düşürür. Yüksek biyolojik parçalama hızı olumsuz koşullarda hızlı iyileşme göstererek prosesin stabilitesini sağlar. Bu yüzden

termofilik aerobik sistemler zor parçalanabilir bileşiklerden kaynaklanan toksite varlığında yüksek kirlilik yüklü ve düşük akışlı atıksularda uygun çalıştığı görülmüştür (Rozich and Colvi, 1997). Patojenik mikroorganizmaları etkisizleştirmek için çiftlik hayvanı üretimi sonucu oluşan atıksu arıtımı için temel bir proses olabilir. Fakat bu durum termofilik aerobik arıtımın teknik olarak atıksuyun diğer türleri için uygun olmadığı söylenemez. Gerçekte termofilik aerobik arıtım üzerine çok sayıda yapılan araştırmalarda biyolojik olarak parçalanabilen bileşiklerin düşük konsantrasyonlarını içeren atıksularla çalışılmıştır. Bu konuda birçok çalışma bulunmaktadır Bu yapılan çalışmalardan bazıları aşağıda verilmiştir.

Çizelge 4.1. Farklı Atıksu Karakterleri ve Termofilik Arıtımı (Lapara and Alleman, 1999).

Atıksu Tipi	Arıtma Tipi	KOİ (mg/L)
Selüloz ve Kağıt	Askıda Büyüyen	150 – 2.300
	Bağlı Film	1.500 – 18.000
Evsel	Askıda Büyüyen	300 – 3.000
	Bağlı Film	100 – 300
Hayvan Gübresi	Askıda Büyüyen	2.000 – 46.000
Tavukkesimhane	Askıda Büyüyen	3.000
Bira	Askıda Büyüyen	6.500
Turunçgil	Askıda Büyüyen	-
Fermantasyon	Askıda Büyüyen	10.000 – 20.000
Sızıntı Suyu	Askıda Büyüyen	30.000
Patates İşleme	Askıda Büyüyen	600 – 2.000
Endüstrisi		
Süt endüstrisi	Askıda Büyüyen	1.000
Sentetik Şeker	Askıda Büyüyen	2.000 – 5.500
Maya/Melas	Askıda Büyüyen	10.000 – 26.200

Termofilik aerobik proseslerin dezavantajları tank havalandırmasının pahalı olması, zayıf bakteriyel flokülasyon karakteristiği ve köpükleşme problemleridir. Ayrıca havalandırılmalı termofilik reaktörlerin maliyeti anaerobik teknolojiyle karşılaştırıldığında bir dezavantaj oluşturur ve termofilik aerobik proseslerin düşük çamur karakteristikleri olmasına rağmen mezofilik aktif çamur proseslerinkinden daha fazla oksijene ihtiyaç duyar. Oksijen ihtiyaçları klasik aerobik proseslerden %14 daha fazla olduğu tahmin edilmiştir (Sürücü et al., 1976). Daima aerobik arıtma prosesleri ayrı olarak büyüyen mikroorganizmalardan dolayı zayıf bakteriyel çökeltme özelliğine sahiptir. Sonuç olarak biyokütlenin ayrılması çok zor olmakta ve sık sık tam arıtma verimini olumsuz etkilemektedir.

Rudolf ve Amberg (1953) yüksek sıcaklıkta yiyecek atık sularını termofilik aerobik biyolojik arıtma sistemiyle arıtmaya çalışmıştır. Termofilik sıcaklıklarda 24 saat sonunda BOİ giderimi mezofilik sistemlerden daha az olduğunu bulunmuştur. İlk biyolojik parçalanma hızı en yüksek 50°C'de olmasına rağmen zayıf bakteriyel çökeltme son çıkış BOİ'sini sınırlamıştır. Bir koagülant olan alümin eklenmesiyle termofilik sistemlerde BOD giderimi %95'e kadar artmıştır.

Gehm (1956) 48 - 50°C'de ambalaj fabrikası atıksularının arıtımı üzerine 3 aylık pilot ölçekli bir çalışma yapmıştır. 9.5 - 9.8 pH aralığında BOİ giderimi daha düşük sıcaklıklarda (30 - 38°C) yapılmış olan deneylerle benzerlik gösterdiğini bulmuştur.

Rudolfs ve Amberg (1953) ve Gehm (1956) tarafından bu çalışmada 3 genel proses karakteristiği gösterilmiştir: (1) yüksek biyolojik parçalanma hızları (2) yüksek biyolojik parçalanma hızlarından dolayı havalandırma havzasında düşük çözünmüş oksijen konsantrasyonu (3) zayıf bakteri çökeltmesi. Dördüncü genel bir özellik olan ototermal işlem yüksek kirlilik yüküne sahip turuncu atıksuların pilot ölçekli arıtımı süresince McNary arkadaşları (1956) tarafından rapor edilmiştir. Biyolojik bir aktivitenin sonucu olarak yayılan ısı reaktör sıcaklığını 32'den 41°C'ye artırdığını bulmuşlardır. Arıtma performansı üzerine sıcaklığın etkisini değerlendiren ileriki çalışmalarda zayıf çökeltmenin 43°C'den daha yüksek sıcaklıklarda önemli miktarda giderildiği görülmüştür (Dougherty and McNary, 1958).

Sentetik ve evsel atıksu deneylerinde 55°C'de KOİ arıtımının olanaklılığı gösterilmiştir (Tischer et al., 1962). Hunter ve arkadaşları (1966) 45 - 55°C'ye sentetik atıksuyun arıtımını karşılaştırdı ve 45°C'de optimum arıtma verimini bulunulmuştur. Streebin (1968) en yüksek biyolojik aktivitenin sıcaklığının spesifik oksijen kullanma hızının 45°C'de olduğunu belirlemiştir. Duke ve arkadaşları (1981) 35 - 52°C'de birleşik evsel/endüstriyel atıksuların arıtımını çalışmışlardır ve 35°C'de en iyi BOİ giderimini bulmuştur. Bu değer termofilik sıcaklık değerinin altındadır. Visvanathan ve Nhien (1995) 30 - 55°C'de artan sıcaklık azalan proses performansı ile batık havalandırmalı biyofiltreyle modifiye edilmiş evsel atıksuyun arıtımında çalışmıştır. Bu araştırmaların tümünde termofilik sıcaklıklarda zayıf bakteriyel çökeltme gözlenmiştir.

1960 sonları ve 1970 başları araştırmacılar ototermal işlemle yeterince kirlilik yüküne sahip atıksuların termofilik aerobik arıtımını araştırmaya başlamışlardır. Kambhu ve Andrews (1969) konsantre edilmiş biyolojik çamurların ototermal termofilik aerobik arıtımın olanaklı olduğunu teorik ipuçlarını göstermiştir. Daha sonra Pöpel ve Ohnmacht (1972) 45 - 50°C'de yüksek kirlilik yüklü endüstriyel atıksuların ve sıvı gübrelerin ototermal arıtımı için pilot ölçekte deneysel ipuçları ve teorik konsantrasyonlar sunmuşlardır. Sürücü ve ekibi (1975, 1976) 58°C'de aerobik arıtımın verimliliğini değerlendirmek için yüksek kirlilik yüklü sentetik atıksularla çalışmıştır. Klasik aktif çamur sistemleriyle karşılaştırıldığında yüksek biyolojik parçalanma hızlarına ve düşük büyüme verimleri gözlemlenmiştir.

Son 30 yıldır yayınlanan teknik literatürlerin çoğunda yüksek sıcaklıktaki atıksular için termofilik aerobik arıtma sistemleri veya ototermal işlem için yüksek kirlilik yüküne sahip atıksulara termofilik aerobik arıtma sistemleri uygulandığı görülmektedir. Carpender ve arkadaşları (1968), Middlebrooks ve Coogan (1969), Jackson (1983), Rintala ve Lepistö (1993) ve Barr ve arkadaşları (1996) kağıt endüstrisinde yüksek sıcaklıktaki atıksular üzerine termofilik aerobik arıtımın başarılı çalışmalar yapmışlardır. Genel bir performans sınırlaması arıtım çıkışında termofilik bakterileri ayırmanın zor olduğu görülmüştür. Carpender ve arkadaşları (1968) zayıf bakteriyel çökelmenin sonucu olarak 37°C'den daha yüksek sıcaklıklarda arıtma veriminin azaldığını bulmuştur. Middlebrooks ve Coogan (1969) 45 - 50°C'de ambalaj atıksuyu arıtımında damlatmalı filtrenin iyi bir performansı olduğunu tespit etmiştir. Jackson (1983) arıtma verimliliğini artırmak için 53°C'de termofilik karışık sıvıya modifiye edilmiş doğal bir polimer ilave etti. Rintala ve Lepistö (1993) termofilik aerobik bir reaktörle KOİ'nin etkili giderimini sağlamıştır. Barr ve arkadaşları (1996) iyi çökeltme karakteristikleri sağlamıştır ve 15 günlük çamur yaşında yaklaşık olarak %90 BOİ giderimi sağlamıştır.

Bazı araştırmacılar çeşitli yüksek kirlilik yüküne sahip atıksuların termofilik aerobik proste arıtımının yararlı olduğunu bulmuştur. Ginnivan ve arkadaşları (1981) ve Beaudet ve arkadaşları (1990) 55°C'de sıvı domuz gübresi arıtımında çalışmıştır ve toplam katı, KOİ ve BOİ'de mükemmel gidermeler ve patojen mikroorganizmaların inaktivasyonunu sağlamıştır. Couillard ve Zhu (1993) 45 - 58°C'de mezbaha atıksuyunu arıtmaya çalışmıştır ve mezofilik proseslerden 10 kat daha fazla substrat kullandığını gözlemlemiştir. Rozich ve arkadaşları (1992) 50°C'de yüksek kirlilik yüküne sahip sızıntı suyunu termofilik aerobik teknolojiyle arıtmaya çalışmıştır ve yaklaşık olarak 0,1 mg TAKM/mg KOİ'nin yeni hücreye dönüştüğünü

bulmuştur. Daha sonra Colvin ve arkadaşları (1996) tam ölçekli uygulamasını tasarlamaya çalışmıştır ve %99 KOİ arıtımından daha fazlasını başarmıştır. Ayrıca 0,05 mg UAKM/mg KOİ'nin hücreye dönüşümünü başarmıştır. Malladi ve İngham (1993) 55°C'de patates prosesi atıksuyunu arıtmaya çalışmıştır ve BOİ'nin %95'inden daha fazlasını ayrıca 4 günde TAKM'nin da %75'ini gidermiştir. Zvauya ve arkadaşları (1994) 50°C'de bira atıksuyundan BOİ'nin %67'sini ve TAKM'nin %75'ini gidermiştir. Stover ve Samuel (1997) 55 ve 60°C'de sentetik atıksuyun arıtımında çalışmıştır ve %90 KOİ giderimi-başarmıştır.

Sonuç olarak sabit film ve askıdaki termofilik aerobik prosesler geniş bir aralıktaki substrat ve KOİ'yi içeren atıksuları arıtmada kullanmışlardır. Bazı araştırmacılar yüksek içsel solunum hızından kaynaklanan düşük mikroorganizma artışıyla ilişkilendirilen hızlı biyolojik parçalanma gözlenmiştir. Maksimum spesifik büyüme hızı (μ_{max}) mezofilik sistemlerden 3 - 10 kat daha büyük ve içsel solunum hızı sabitide 10 kat daha büyük bulunmuştur. Bunun sonucunda biyolojik çamurun üretilme hızı bu sistemlerde düşüktür hatta bu yönüyle anaerobik arıtma sistemlerinkine benzemektedir.

Bu avantajlara rağmen sıcaklık, çözünmüş oksijen ihtiyacı ve pH gibi temel parametrelerin optimum seviyeleri henüz belirlenememiştir. Aerobik biyolojik arıtma üzerine sıcaklığın etkisini araştıran araştırmacılar termofilik sıcaklığının altında (30°C) (Visvanathan ve Nhien, 1995) ve 58°C'de de (Sürücü, 1975) optimum seviyeleri bulmuşlardır. Termofilik aerobik arıtma prosesleri üzerine çözünmüş oksijenin ve pH'ın etkileri teknik literatürde henüz rapor edilmemiştir.

Termofilik Aerobik Reaktörlerin Biyolojisi

Termofilik aerobik atıksu arıtma reaktörlerinde sadece *Bacillus* (Tischer et al., 1962; Sürücü, 1975; Beaudet et al., 1990) ve *Bacillus* gibi (Sürücü, 1975) mikroorganizmalar bulunmuştur. Termofilik aerobik arıtma sistemlerinde nitrifikasyon bakterisi, flok oluşturan organizmalar protozua veya diğer canlı formları gözükmez. Bu yönüyle Termofilik aerobik atıksu arıtma sistemleri klasik aktif çamur sistemlerinden farklıdır.

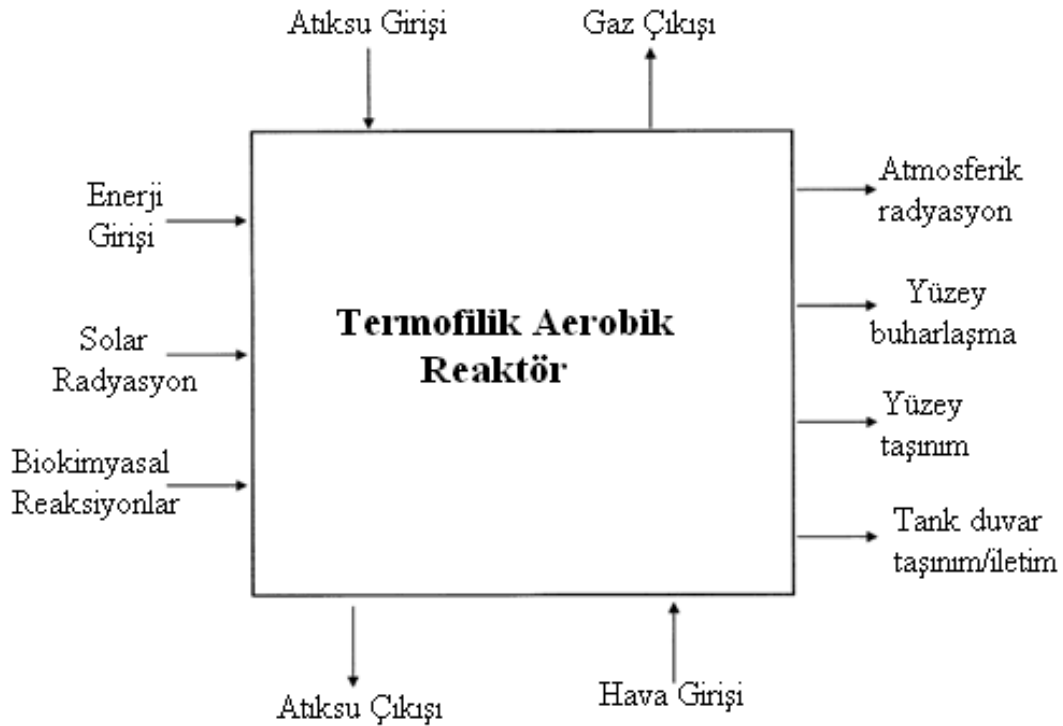
Termofilik atıksu arıtma proseslerinin temel amacı atıksularda organik bileşiklerin seviyesini azaltmak olduğu için baskın mikroorganizmalar belirgin olarak heterofroflardır. Bu yüzden önceden belirtilmiş olan termofilik organizmaların *Bacillus*, *Thermus*, ve

aktinomisetler yalnızca belirli türleri bu reaktörlerde çoğalabilirler. Termofilik *Bacillus spp.* Kaplıca gibi alanlarda ve toprak, yüzey suları, kanalizasyon suları gibi sıcak olmayan yerlerde de bulunan heterojen bir gruptur (Sharp et al., 1992). *Thermus spp.* çok az yerde bulunurlar. Bu bakteriler daha çok kaplıcalarda bulunur buna rağmen onlar evsel sıcak su ısıtıcılarında bulunmuştur (Brock and Boylen, 1973) Termofilik *aktinomisetler* genelde suda iyi büyüyemezler, bu yüzden termofilik atıksu arıtma sistemleri için uygun değildirler.

Ototermal Arıtım İçin Gereksinimler

Tam ölçekli bir reaktörde 45°C veya daha yüksek sıcaklıklarda artan maliyet gerçekte bu ısının serbest olduğu uygulamaları olan termofilik aerobik atıksu arıtma sistemleri için uygulanabilir olmuştur. Ototermal termofilik aerobik atıksu arıtma proseslerinde KOİ giderim seviyesinde belirsizlikler vardır (Pöpel ve Ohnmact, 1972; Sürücü et al., 1976; Loll, 1976; Rozich et al., 1992; Stover and Samuel, 1997). Çok az tam ölçekli uygulamaları mevcuttur. Bu yüzden yeterince veri yoktur. Aktif çamur modelleri ise yüksek sıcaklıklarda değerlendirilemezler ve OTAP (ototermal termofilik aerobik parçalama) modeller KOİ giderimi yerine katının parçalanmasının bir fonksiyonu olarak ısı üretimini modellerler.

Tüm modeller deneysel olarak doğrulanmamasına ve kalibre edilmemesine rağmen, en azından ototermal termofilik aerobik atıksu arıtımı için gerekli dizayn ve işletme değerleri sağlanılmıştır. Ototermal modeller termodinamik olarak (tank izolasyonu, çevre sıcaklığı gibi) proses değişkenlerinin fonksiyonu olarak reaktör sıcaklığını bulur. Matematiksel olarak sürekli sistemde tam karışım tank reaktör olarak tanımlanabilir. Şekil 4.1’de termofilik atıksu arıtma reaktörünü şekli verilmiştir.



Şekil 4.1. Termofilik Atıksu Arıtma Reaktörünü Şeklin Şematik Gösterimi (Lapara and Alleman, 1999).

Teorik olarak aerobik reaktörler termofilik sıcaklık aralığında (45°C 'den daha yüksek sıcaklıklarda) ototermal olarak iyi işletilebilirler ve hatta çevre sıcaklığı suyun donma noktasına yakın olsa bile işletilebilir. Reaktör sıcaklığında kararlı durumu etkileyen faktörler KOİ giderimi ve oksijen transfer verimi (OTV)'dir. Bu parametrelerin hiçbiri bir birinden bağımsız olmamasına rağmen, havalandırma ekipmanının yüksek etkisiyle (jet havalandırıcılar, ince por difüzörleri, ve yüksek saflıkta oksijen sistemleri; WEF/ASCE, 1991), ototermal termofilik sistemler için 20 000 - 25 000 KOİ sahip atıksuların arıtımı OTV'in %-10-20 iken başarabilir. Fakat 30 000 - 40 000 mg/L KOİ sahip atıksuların arıtımında çok yüksek OTV'nin (yüksek saflıkta oksijen) ve $65 - 70^{\circ}\text{C}$ sıcaklıkta karalı hale gelebilir. Bu sıcaklıklar termofilik bacilli için maksimum sıcaklıktır. Bu yüzden bu durumdan kaçınılmalıdır.

Dönüştürücü Dizaynı ve İşletilmesi

Termofilik reaktörlere ilişkin en önemli kaygı fazla miktardaki oksijen transfer katsayısının (OTK) (muhtemelen 1000 - 2000 mg/L·saat) karşılamasının gerekliliğidir. Çünkü çözünmüş oksijen doygunluk konsantrasyonunun çok düşük olduğu özellikle yüksek sıcaklıklarda KOİ arıtımında büyük miktarda OTK'ya ihtiyaç vardır. Fakat birkaç araştırmacı oksijen transferi üzerine sıcaklığın etkisinin önemsiz olduğu sonucuna varmıştır (Boogerd et al.,1990; Wynn et al., 1997). Çünkü suyun vizkozitesi, difüzyonu gibi suyun fiziksel-kimyasal parametrelerinde değişiklikler fazla miktarda kütle transferi yapar ve böylece azalan oksijen çözünürlüğünün etkisini azaltırlar Birçok tam ölçekli OTAP prosesinin uygun havalandırma ekipmanı arıtıma devam etmek için gerekli oksijeni sağlamaktadır. Buna rağmen teknik literatürde tam olarak belirtilmemiştir. Rozich ve Colvin (1997) termofilik arıtma proseslerinin büyük oksijen miktarını karşılamak için daha etkili havalandırma ekipmanlarını ve daha büyük tank derinlikleri tavsiye etmişlerdir. Hızlı ve yüksek verimli oksijen transferi en önemli proses dizayn seçimlerinden biridir.

Yüksek reaktör sıcaklığı suyun yüzey gerilimini düşürür bunun sonucunda muhtemelen köpüklenme problemi olur. Köpük problemi termofilik aerobik sistemlerde yaygın olarak görülür ve sistemin kararlı yapısında sorun teşkil eder (Rozich and Colvin, 1997). Fakat termofilik sıcaklıkta köpüklenme azalan yüzey gerilimi sayesinde ciddi bir proses sorun oluşturmaz. Termofilik aerobik reaktörlerde köpüklenme yüksek hücre konsantrasyonlarıyla ilişkilendirilmiştir (Rozich and Colvin, 1997; LaPara et al., 1998).

Yoğun flok partikülleri oluşumu yerine dağınık hücreler olarak üremesi termofilik bakterilerin biyokütle ayırımı için sorun oluşturur. İki durumda bu sistemler işletilebilir ya hücre geri döngüsü olmaksızın işletilecektir ya da membranlı biyolojik sistemler tasarlanılmalıdır. Çamur geri devri olmaksızın işletmeler sistemin çok verimli olmasını engeller. İleri arıtmalarda deşarjdan önce bu cıkıştan termofilik hücrelerin geri döndürülmesine ihtiyaç vardır (Lapara et al., 1998). Membranlı arıtma sistemleri çok yüksek çamur yaşlarında çalıştırılabileceğinden dolayı caziptir. Fakat ekonomik maliyeti yüzünden bu sistemin kullanımı uygun görülmeyebilir. Ayrıca membran reaktörlerde flok partüküllerin oluşumu engellendiği için membran reaktörlerde gözüken biyolojik kirlenme problemi daha az görülebilir. Bu alternatif öncelikle sızıntı suyu arıtımında kullanılmıştır (Colvin et al., 1996).

Sonuç olarak termofilik aerobik prosesleri atıksuyun geniş bir aralığında çalışılabilir. Bu proses özellikle yüksek kirlilik yüküne sahip atık sular için oldukça uygun olduğu görülmüştür. Çünkü termofilik bakterilerin karakteristik özelliği olan hızlı subsret kullanımı ve düşük çamur üretiminden dolayı bu tür atıksuların arıtımını sağlayabilir. Yüksek kirlilik yüküne sahip atıksular ototermal arıtım için gerekli enerji içeriklerini içermektedir. Termofilik reaktörlerde geniş metabolik yeteneklere sahip olan termofilik *bacillus* baskındır. Teorik ısı dengesi sağlandığında 20 000 - 40 000 mg/L KOİ arıtımı için %10 - 20 arasında OTK'nın uygun olduğu bulunmuştur. Dizayn mühendisleri termofilik atıksu arıtma reaktörlerinin büyük oksijen ihtiyaçlarını karşılamak için doğru seçimler yapmaları gerekir. Ayrıca biyokütlenin arıtım çıkışından ayırmada da uygun metodu seçmeleri gerekmektedir.

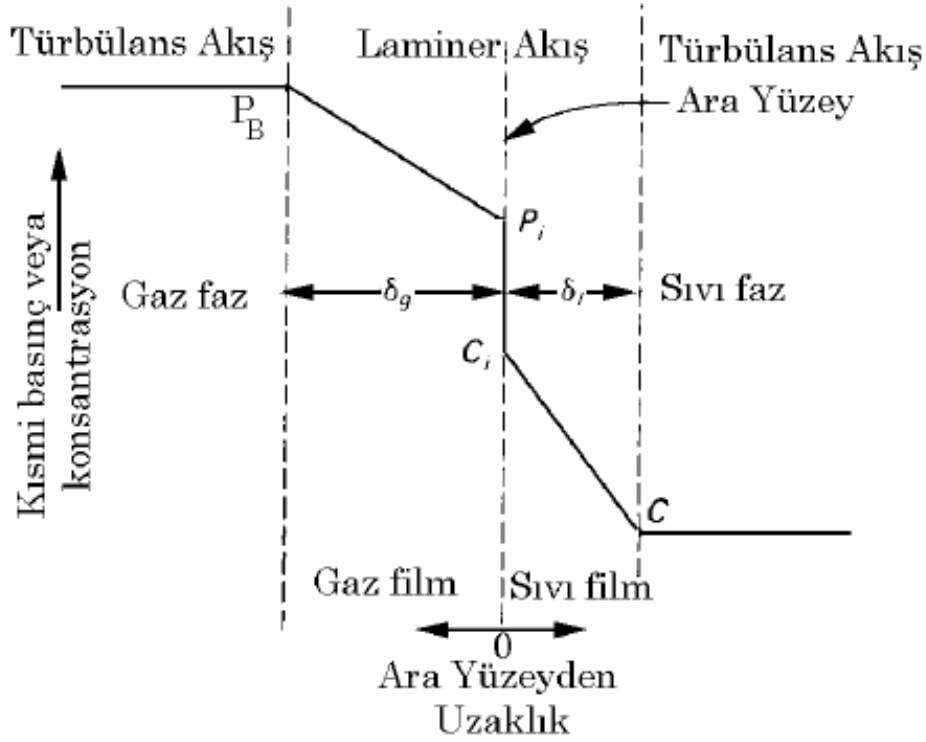
5. KİNETİK VE STOKİYOMETRİK PARAMETRELER

5.1. K_L Parametresini Bulunması

Aktif çamur, havalandırma havuz ve havalı ortamda biyolojik parçalama süreçlerinde mikroorganizmalara oksijen sağlanmalı ve karıştırma, katıların askıda kalması için yeterli olmalıdır. oksijen aktarımı ve karıştırma, sıkıştırılmış kabarcıklı hava, mekanik havalandırma ve sıkıştırılmış kabarcıklı hava ve mekanik havalandırma (suya daldırılmış türbin havalandırıcı gibi) kullanılarak sağlanabilir. saf oksijen ile de mekanik karıştırma sağlanabilir (Bakır Öğütveren, 2011).

Çözünen bir gazın, bir gaz karışımından temasta olan bir sıvıya taşınımı Lewis ve Whitman (1924)'ın iki film teorisi ile açıklanabilir. Şekil 5.1 birbiri ile temasta olan iki evreyi göstermektedir. Gaz kütlesinde ve gaz ara yüzeyinde çözünen gaz derişimleri sırasıyla P_B ve P_L , sıvı ara yüzeyinde ve sıvı kütlesinde çözünen gaz derişimi de C_L ve C olsun. Çözünen gaz, gaz filmden (durgun laminer tabaka) geçtikten sonra ara yüzeyden geçmeli ve sıvı filme (durgun laminer tabaka) yayılmalıdır. Ara yüzey çözünen gazın taşınımına bir direnç göstermez. Sıvıda çok çözünen gazlar için hız belirleyen basamak, çözünen gazın gaz filmden geçişidir. Sıvıda az çözünen gazlar için (su da oksijen gibi) hız belirleyen basamak, çözünen gazın sıvı filmden geçişidir. Su filmden geçen oksijen için kütle aktarım katsayısı $K_L = D/\delta_L$ ile verilir. Burada D , oksijenin sudaki yayınma (difüzyon) katsayısı, δ_L sıvı film kalınlığıdır. K_L , birim su hacmi başına kabarcık ara yüzey alanı a ile çarpıldığında toplam kütle aktarım katsayısı k_{La} elde edilir. Sıvı direnci kontrol edilebildiğine göre $P_B = P_L$ ve $C_L = C_s$ olur. C_s , hava kabarcığındaki oksijen kısmi basıncı (P_B) ile dengede olan çözünmüş oksijen doygunluk derişimidir. Bu ikisi arasındaki ilişki Henry yasası ile ifade edilir. Bu yasanın bir şeklide $P_B = (\text{sabit}) (C_s)$ 'dir. Kütle aktarımı için yürütücü güç $C_L - C$ dir ve $C_s = C_L$ olduğuna göre yürütücü güç $C_s - C$ olur (Bakır Öğütveren, 2011).

Aşağıdaki şekilde gaz transferi için iki film teorisini tanımlama şeması verilmiştir (Şekil 5.1).



Şekil 5.1. Gaz Transferi İçin İki Film Teorisini Tanımlama Şeması (Akbulut, 2012).

Sıvı içerisine oksijen transferi birim zamanda birim alandan oksijenin kütleli aktarımı olarak tanımlanır (Denklem 5.1).

$$\frac{dC}{dt} = k_p (p_B - p_L) \quad (5.1)$$

Suya oksijen transfer prosesinin iki aşamada gerçekleştiği düşünülebilir. Birinci aşamada oksijen gaz-sıvı ara yüzeyindeki nispeten yoğun bir tabakada sıvı içerisinde çözünür ve ikinci aşamada bu tabakadan sıvının daha iç kesimlerine transfer edilir. Oksijenin sudaki çözünürlüğü son derece düşük olduğundan, ikinci aşamanın tüm prosesi kontrol eden aşama olduğu kabul edilir. Arayüzey ve sıvı arasında aktivite katsayısının değişmediği düşüncesiyle kütle transferinin sıvı fazdaki konsantrasyon farklılığından ileri geldiği söylenebilir. Bu durumda kütle transfer ifadesi çözülmüş oksijen konsantrasyonları kullanılarak aşağıdaki şekilde yazılabilir.

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L (C_A - C_L) \quad (5.2)$$

Arayüzeydeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun, genel olarak Henry kanununa uygun olarak gaz fazdaki oksijenin kısmi basıncı ile dengede olan çözünmüş oksijenin doygunluk veya denge değeri olduğu kabul edilir. Böylece;

$$\frac{dC_L}{dt} = K_L (C_S^* - C_L) \quad (5.3)$$

yazılabilir. Eğer bir gaz fazıyla temas halinde olan ve toplam ara yüzey alanı A , toplam hacmi V olan bir sıvı içine oksijen transferi düşünüldüğünde, sıvı içerisine birim zamanda toplam transfer hızı (M_c);

$$M_c = K_L A (C_S^* - C_L) \quad (5.4)$$

Birim zamanda sıvının birim hacmine oksijen transfer hızı (OTH);

$$OTH = \frac{dC_L}{dt} = K_L \frac{A}{V} (C_S^* - C_L) \quad (5.5)$$

Buradaki $\frac{A}{V}$ değeri özgül yüzey alanı olarak isimlendirilir ve kısaca a ile gösterilir.

$$OTH = K_L a (C_S^* - C_L) \quad (5.6)$$

Pratikte K_L ve a 'nın bireysel olarak etkilerini belirlemek güç olduğundan ve $K_L a$ tek bir grup şeklinde kullanılmaktadır. Bu durumda $K_L a$ hacimsel kütle transfer katsayısı olarak tanımlanır. Denklem 5.5'nin C sınır şartları için integrali alındığında;

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{(C_S^* - C_L)} = K_L a \int_0^t dt \quad (5.7)$$

sonuç olarak;

$$\frac{C_S^* - C_t}{C_S^* - C_0} = e^{-K_L a t} \quad (5.8)$$

elde edilir. Denklem 5.8 yardımıyla sistemin hacimsel (tüm) kütle transfer katsayısı değeri bulunabilir.

K_{La} üzerine sıcaklığın etkisi Denklem 5.9'daki formülü ile ifade edilir. Bu denkleme göre sıcaklığın artması K_{La} 'yı arttırmaktadır.

$$K_{La(T)} = K_{La(20)} \quad (5.9)$$

$K_{La(T)}$: T sıcaklığında oksijen kütle transfer katsayısı, 1/sn,

$K_{La(20)}$: 20°C de oksijen kütle transfer katsayısı, 1/sn,

Θ : sıcaklık-aktivite katsayısı

5.2. Hücre Büyümesi (μ) ve Yarı Doygunluk Sabiti (K_s) Parametrelerini Bulunması

Atıksu arıtımında kullanılan kinetik modeller kirlilik yüküne sahip atıkların arıtılması için kullanılır. Matematiksel modeller proseslerin tasarımı ve kontrolü için önemli bilgiler sağlamaktadır. Bir proses üzerinde etkili olan tüm parametreleri belirlemek oldukça zordur ve biyolojik sistemlerde bu deneyler çok zaman alabilir. Bu yüzden atıksu arıtma sistemlerinde matematiksel yöntemlerin yapılması avantajlar sağlar. Atıksuların arıtılmasında en çok kullanılan kinetik monod kinetiğidir.

Kesikli ve sürekli sistemlerde mikroorganizmaların büyüme hızı,

$$\frac{dx}{dt} = \mu x \quad (5.10)$$

ile verilmektedir.

Burada;

dx/dt : mikroorganizma üretim hızı, kütle/zaman,

X : mikroorganizma kütlesi, kütle

μ : özgül büyüme hızı, 1/zaman

Denklem 5.11'teki monod ifadesinde bulunan μ değeri,

$$\mu = \frac{\mu_{\max} S}{K_s + S} \quad (5.11)$$

ile tanımlanmaktadır.

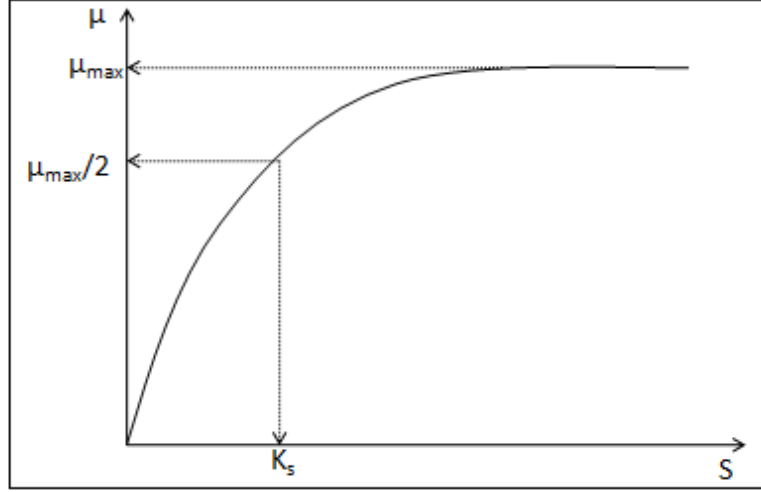
Bu eşitlikte;

$\mu_{\max}$: maksimum özgül büyüme hızı değeri, 1/zaman,

S : substrat konsantrasyonu, mg/L,

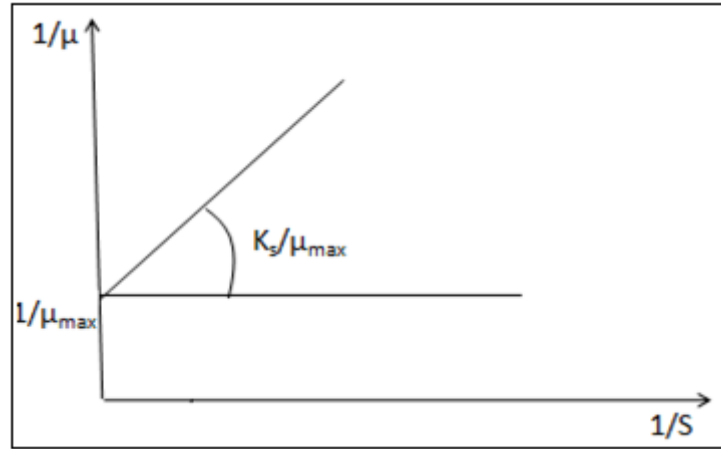
K_s : Yarı hız sabiti, maksimum büyüme hızının yarısındaki substrat konsantrasyonu, mg/L

Monod, özgül büyüme hızı (μ) ile (S) arasındaki ilişkinin Şekil 5.2'de gösterildiği gibi olduğunu bulmuştur. Özgül büyüme hız sabiti $\frac{1}{2} \mu_{\max}$ olduğunda S 'nin değeri K_s 'ye eşit olur. Yüksek besin konsantrasyonlarında $\mu_{\max}$ verir. Daha düşük besin derişimlerinde Denklem 5.11'de verildiği gib ve Şekil 5.2'de gösterildiği gibidir. Biyolojik arıtım süreçlerinin tasarımında Monod eşitliğinden yararlanılmaktadır. Monod bağıntısının lineerleştirilmiş şematik bir gösterimi de Şekil 5.3'te verilmektedir.



Şekil 5.2. Spesifik Büyüme Hızının Substrat Konsantrasyonu İle Değişimi.

Şekil 5.2’de verilen spesifik büyüme hızının substrat konsantrasyonu ile değişim grafiği lineerleştirilirse Şekil 5.3’teki grafik elde edilir.



Şekil 5.3. $1/S$ 'ye Karşılık $1/\mu$ Grafiği.

Bu grafiğin kesim noktası $1/\mu_{\max}$ 'ı verir ve grafiğin eğiminden de K_s değeri bulunur. Kimyasal tepkimeler genellikle sıcaklığın artmasıyla daha hızlı gerçekleşir, biyokimyasal tepkimelerde benzer şekilde davranır. Mikroorganizmalar ve mikroorganizmaların bulundukları ortam ile aynı sıcaklıkta olduğuna ve yaşamsal süreçte tepkimeler biyokimyasal

enzim katalizörlü tepkimeler olduğuna göre, sıcaklıktaki bir artış genellikle tepime hızını artırır. Arhenius sıcaklık ilişkisi için basitleştirilmiş eşitlik Denklem 5.12’de verilmektedir:

$$\frac{K_{T_2}}{K_{T_1}} = \theta^{(T_2 - T_1)} \quad (5.12)$$

Burada; K_{T_1} : T_1 sıcaklığında tepime hız sabiti, K_{T_2} : T_2 sıcaklığında tepime hız sabiti, θ : sıcaklık düzeltme katsayısı, (Biyolojik artım süreçleri için; θ 1,01 ile 1,09 arasındadır ve tipik değeri 1.03’tür.), T_1, T_2 : Sıcaklık, °C.

5.3. İçsel Solunum (k_d) Parametresinin Bulunması

Atıksu arıtımında kullanılan biyolojik sistemlerde, hücre yaşı dağılımında, mikroorganizmalar hep büyüme fazında değildirler. Büyüme hızı, hücre için gerekli enerjinin hesaplanmasında kullanılır. Ölüm gibi diğer faktörlerde, hesaplamalarda dikkate alınmalıdır. Genellikle bu faktörlerin hepsi göz önüne alınır ve hücre kütleindeki azalmanın ortamdaki mevcut organizma konsantrasyonu ile orantılı olduğu düşünülür.

Literatürde bu azalma içsel solunum olarak tanımlanır ve aşağıdaki gibi formüle edilir (Denklem 5.13);

$$r_d = \frac{dx}{dt} = -k_d x \quad (5.13)$$

Burada,

r_d : içsel solunum hızı, kütle/hacim·zaman

k_d : Birim zamanda içsel solunum hızı katsayısı, 1/zaman

X : mikroorganizma konsantrasyonu, kütle/hacim,

Sıcaklığın hücre içi parçalanma hız sabiti (k_d) üzerine etkisi mikroorganizmaların büyüme hızına etkisi ile benzer şekildedir. Yani sıcaklık arttıkça içsel solunum hızı da artacaktır. Bu durumda Denklem 5.12 hücre içi parçalanma hız sabiti üzerine sıcaklığın etkisi için de kullanılabilir (Bakır Ögütveren, 2011).

5.4. Hücre Büyümesi (Y) Parametresinin Bulunması

Biyolojik oksidasyon proseslerinde BOİ giderim mekanizmasının açıklamasında birkaç matematik model önerilmiştir. Yüksek BOİ konsantrasyonlarında birim hücrenin giderdiği BOİ giderim hızı sabit kalmaktadır. Bu durumda hız konsantrasyona bağlı olup düşecektir. Ortamda tek bir substrat varsa reaksiyon hızı sıfırıncı derece olup son derece düşük seviyelere kadar substrat artırılır. Birden fazla substrat olması durumunda substratlar farklı hızlarda ortamdan arıtılırlar. Substatlardan bir tanesi tamamen ortamdan giderilene kadar sabit maksimum giderim hızı hakim olacaktır. Diğer substratlar sırayla giderildikçe, toplam reaksiyon hızı düşecektir.

Kesikli ve sürekli sistemlerde, substratın bir kısmı yeni hücrelere dönüştürülürken, bir kısmı da inorganik ve organik son ürünlere oksitlenir. Substrat kullanım hızı ile hücre büyüme hızı arasındaki ilişki aşağıdaki eşitlikle verilebilir (Denklem 5.14) (URL 1, 2012);

$$r_g == -Y \cdot r_{su} \quad (5.14)$$

Burada,

r_g = bakteri büyüme hızı, kütle/hacim×zaman

Y = maksimum verim (biyokütle dönüşüm) katsayısı, kütle/kütle

r_{su} = substrat kullanım hızı, kütle/hacim.zaman

6. MATERİYAL – METOT

6.1. Patates İşleme Endüstrisi Atıksuyu

Bu çalışmada kullanılan atıksu patates ve mısır cipsi ile mısır çerezleri üreten bir fabrikadan temin edilmiştir. Proseste bir ton patates cipsi üretimi başına yaklaşık 33 m³ su kullanılmaktadır. Çalışmada kullanılan patates işleme atıksuyu tesis içinden soyma, yıkama ve dilimlemeden oluşan atıksu diğer proses (mısır işleme) suyu ile karışmadan atıksu kanalından alınmıştır. Tesisten alınan atıksuyun özellikleri Çizelge 6.1’de verilmiştir.

Çizelge 6.1. Çalışmada Kullanılan Atıksuyun Karakterizasyonu.

Parametre	Birim	Değer
KOİ	mg/L	5600
BOİ ₅	mg/L	4600
pH	-	6,8
Sıcaklık	°C	18
TKN	mg/L	220
Amonyak	mg/L	90
Sülfat	mg/L	50
Toplam fosfat	mg/L	80

Kullanılan atıksu hiçbir arıtma ünitesinden geçmeden önce atıksu kanalından dalgıç pompa vasıtası ile 100 L’lik bidonlara alınarak laboratuvara getirilmiştir. Besleme yapılmadan önce her bir bidondan atıksu numunesi alınarak gerekli olan tüm analizler yapılmış ve ölçülen parametrelerin Çizelge 1’deki değer aralığına uygun olduğu kontrol edilmiştir.

Atıksuyun BOİ/KOİ oranı 0,82 olduğundan biyolojik arıtım için elverişli olduğu anlaşılmıştır.

6.2. Ekipman, Enstrümantasyon ve İşletim Prosedürü

Püskürtme Çevrimli Biyoreaktörün Yapısı

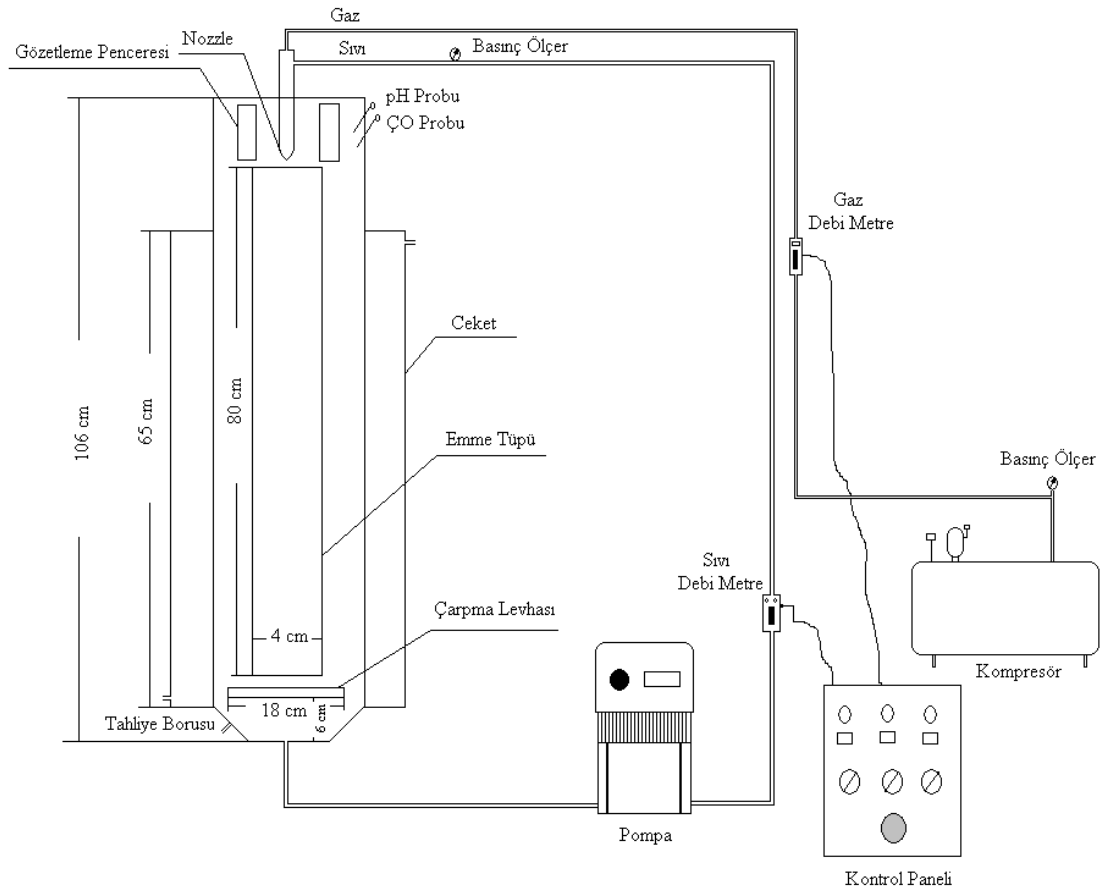
Reaktör, iç içe geçmiş yüksekliği 106 cm, iç çapı 19 cm olan ve emme tüpü uzunluğu 80 cm ve iç çapı 4 cm olan silindirik konik tabanlı çelik tüpten oluşmaktadır. Reaktörün dışında, reaktör sıcaklığını $45\pm 2^{\circ}\text{C}$ 'de tutmak amacıyla yapılmış ceket adı verilen silindirik bir yapı bulunmaktadır (Şekil 6.1). Reaktörün üst kısmında bulunan nozulda hava ve atıksu ile ilk kez çarpışır. Bu çarpışmanın etkisiyle atıksuya oksijen difüzyonu artar ve bu sayede mikroorganizmaların organik maddeyi etkin bir şekilde parçalamaları sağlanmış olur. Şekil 6.1'de kullanılan reaktörün resmi verilmiştir.



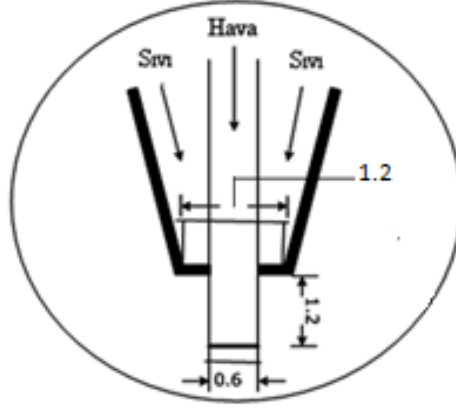
Şekil 6.1. Çalışmada Kullanılan Püskürtme Çevrimli Reaktör.

Yüksek performanslı biyoreaktörlerde sıvı jet sürüşü ile sirkülasyon sağlanmaktadır. Sıvı faz, reaktöre yüksek bir hızla verilerek sıvı faz ile gaz fazın çok iyi karışması sağlanmaktadır (İnce et al., 2008). Oluşan sıvı jetinin momentumu ile iç tüpe giren sıvı aşağıya doğru hareket ederek çarpma levhasına çarptıktan sonra reaktör ile emme tüpü arasındaki dairesel boşluktan yukarı doğru çıkmaktadır. Emme tüpünün hemen üstünde, sıvının bir kısmı tekrar iç tüp tarafından emilmektedir. Bu şekilde tam bir sıvı-gaz karışımı sağlanmaktadır (Farizoglu et al., 2004).

Reaktörün şematik gösterimi Şekil 6.2’de, kullanılan nozulun detayının ayrıntıları ise Şekil 6.3’te verilmektedir.



Şekil 6.2. Reaktörün Şematik Gösterimi.



Şekil 6.3. Enjektörün Detaylı Gösterimi (boyut ölçüleri cm olarak verilmiştir).

Reaktörün dışına yerleştirilen ceket (soğutma ünitesi) sayesinde reaktörün sıcaklığı $45 \pm 2^\circ\text{C}$ 'de tutulmuştur. Reaktörü soğutma işlemi, soğutma özelliği olan su sirkülatörü (Nüve BS 402) kullanılarak sağlanmıştır. Çözünmüş oksijen ve sıcaklık multi-parametre ölçüm cihazı (WTW Multiline P4) ile 5 saniye aralıklarla ölçülmüştür. Her deney çözünmüş oksijen değerlerinin dengeye ulaşana kadar devam edilmiştir. Multimetre tarafından kaydedilen veriler WTW Multi/ACHAT II sistemiyle bilgisayara aktarılmıştır. K_La parametresi hesaplanırken Sigma Plot10.0 programı kullanılmıştır.

6.3. Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Solunum Hızına Bağlı Olarak Hesaplanması

Aerobik biyolojik arıtma sistemlerindeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu direkt olarak aktif çamurun aktivitesi ile alakalıdır (sabit sıcaklık, basınç ve gaz debisi altında). Dolayısıyla çözünmüş oksijen konsantrasyonunun takip edilmesiyle sistemdeki karışık kültürün performansı belirlenebilir. Ancak respirometrik ölçümlerin sabit sıcaklık, basınç ve gaz debisi şartlarında yapılması gerekmektedir (İnce, 2008). Bunun yanında respirometrik ölçümlerin yapılması için respirometrik bir reaktör, hava verici bir kompresör, çözünmüş oksijeni ölçen WTW markalı oksijen probu, WTW markalı çözünmüş oksijen metre ve çözünmüş oksijen değerlerini kayıt eden bir bilgisayar kullanılmıştır.

Püskürtme çevrimli reaktörde meydana gelen türbülansın dolayı çözünmüş oksijen konsantrasyonu her noktada homojen olduğundan respirometrik ölçümlere uygundur. Sisteme ilave edilen oksijen ile oksijen tüketimi arasındaki denge sağlandıktan sonra sisteme yapılan atıksu (substrat) ilavesi sistemdeki oksijen tüketiminde bir değişiklik oluşturmaktadır. Substrat ilavesi sistemin çözünmüş oksijen dengesini değiştirdiğinden zamanla değişen çözünmüş oksijen konsantrasyonu grafiğe geçirilirse elde edilen eğri 'respirogram' olarak adlandırılır (Şekil 6.4) (Roš, 1993; İnce, 2008). Sistemin genel bir değerlendirmesinin yapılabileceği gerekli kinetik parametreler, sisteme ait $K_L a$ değeri de kullanılarak elde edilen respirogram ile hesaplanabilmektedir (Roš and Dular, 1992; İnce, 2008). Bilindiği gibi, endojen safhada oksijen tüketim hızı, belli sabit şartlar altında sabit bir değere sahiptir (Denklem 6.1).

$$r_s = K_L a(C_s - C_e) = \text{sabit} \quad (6.1)$$

Ancak yukarıda da belirtildiği gibi sisteme atıksu ilave edildiğinde denge, substratın oksidasyonu ile değişmektedir. Dolayısıyla bu Denklem 6.2 ile ifade edilebilmektedir;

$$\frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C) - r_t \quad (6.2)$$

Burada

$$r_t = r_s + r_e \quad (6.3)$$

r_t = toplam oksijen tüketim hızı, mg/L·dak.

r_s = çamur tüketim hızı (endojen oksijen tüketim hızı), mg/L·dak.

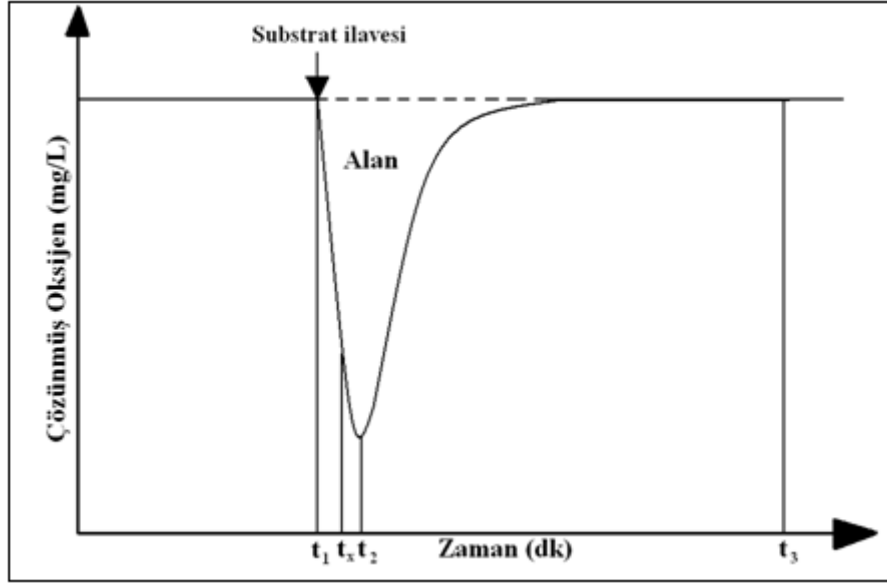
r_e = substrat tüketim hızı (eksojen oksijen tüketim hızı), mg/L·dak.

olarak tanımlanmaktadır. Denklem 6.3'teki r_t , Denklem 6.2'de yerine konursa ve Denklem 6.1'de verilen r_s , Denklem 6.2'de yerine konursa Denklem 6.4 elde edilir.

$$\frac{dC}{dt} = K_L a(C_s - C) - K_L a(C_s - C_e) - r_e \quad (6.4)$$

Buradan substrat tüketim hızı r_e elde edilir.

$$r_e = K_L a(C_e - C) - \frac{dC}{dt} \quad (6.5)$$



Şekil 6.4. Respirogram Grafiği (Roš, 1993).

Şekil 6.4'te görüldüğü gibi oksijen konsantrasyonunun minimum olduğu noktada dC/dt "0" değerine eşittir. Dolayısıyla belli miktarda substrat ilave edildiğinde substrat tüketim hızı aşağıdaki gibi hesaplanabilmektedir (Denklem 6.6).

$$r_e = K_L a(C_e - C_{\min}) \quad (6.6)$$

$$\int_0^{\infty} \frac{dC}{dt} dt = 0 \quad (6.7)$$

olduğunda, Denklem 6.5 integre edilirse;

$$\int_0^{\infty} r_e dt = K_L a \int_0^{\infty} (C_e - C) dt \quad (6.8)$$

elde edilir.

Respirogramdan görülebileceği gibi t_1-t_3 arasında ilave edilen tüm substrat mikroorganizmalar tarafından kullanılır. Dolayısıyla, Denklem 6.9 aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$\int_{t_1}^{t_2} r_e dt = K_L a \int_{t_1}^{t_2} (C_e - C) dt \quad (6.9)$$

Ayrıca respirogramdaki belirtilen “Alan” hesaplanarak, belli miktarda ilave edilen substratın parçalanması için kullanılan toplam oksijen miktarı Denklem 6.10 ile hesaplanabilir.

$$\int_{t_1}^{t_2} r_e dt = K_L a \cdot A \quad (6.10)$$

Burada A respirogramdaki alanı göstermektedir.

Biyokütle dönüşüm oranı (Y) ise Denklem 6.11 kullanılarak hesaplanmaktadır.

$$Y = \frac{K_L a \cdot A}{S} \quad (6.11)$$

6.3.1. μ ve μ_{max} ve K_s Değerlerinin Hesaplanması

Substrat tüketim hızı denkleminde (Denklem 6.5) faydalanılarak Denklem 6.12 elde edilebilir (Roš, et al., 1988).

$$\mu = K_L a (C_e - C) - \frac{dC}{dt} \quad (6.12)$$

Denklem 6.5 ve Denklem 6.12’den görülebileceği gibi r_e ve μ değerleri birbirine eşittir. Dolayısıyla maksimum substrat tüketim hızı da $(R_{e,max})$, μ_{max} ’a eşittir. Sisteme farklı hacimlerde substrat ilave edilirse, respirogramdan farklı r_e değerleri elde edilmektedir. Dolayısıyla $r_{e,max}$ değerini bulabilmek için yeterli miktarda substrat ilavesi ve yeterli sayıda

deneme yapmak gerekmektedir. Denemeler sırasında artan substrat ilavesi ile elde edilen μ (r_e) değeri μ_{max} 'a kadar artmaktadır. r_e değeri maksimuma ulaştıktan sonra, substrat ilavesinin arttırılmasına rağmen r_e değeri sabit bir değerde kalmalıdır ($r_{e,max}$).

Elde edilen r_e değerlerinin sistemdeki ortalama mikroorganizma konsantrasyonuna bölünmesiyle spesifik substrat solunum hızı, R_e değeri elde edilmektedir (Denklem 6.13).

$$R_e = \frac{r_e}{X}, \quad (1/T) \quad (6.13)$$

Yarı doygunluk sabiti, K_s , değeri, lineerleştirilmiş Monod denklemi kullanılarak bulunabilmektedir. Kesikli çalışan sistemler için, $1/S$ 'ye karşılık $1/\mu$ grafiğinin eğiminden K_s kolayca elde edilebilmektedir (Setiadi and Fairus, 2003).

6.3.2. k_d Değerinin Hesaplanması

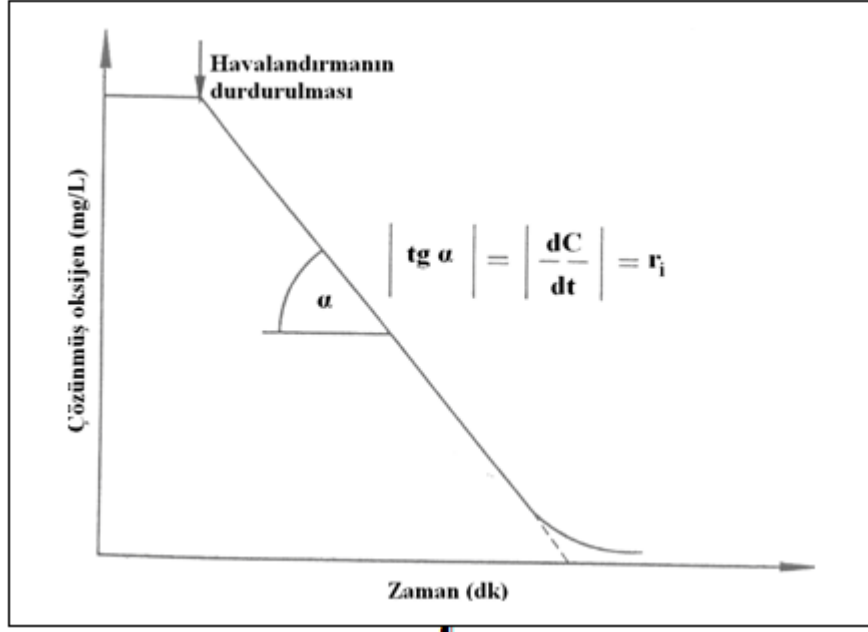
Çözünmüş oksijen konsantrasyonu doygunluğa ulaşmış, endojen safhadaki respirometrenin oksijen kaynağı kesildiğinde respirometredeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun zamanla değişimi Şekil 6.5'teki gibi gerçekleşmektedir. Çamur solunum hızı, elde edilen grafiğin lineer kesiminden aşağıdaki eşitlik kullanılarak hesaplanabilir.

$$r_s = \left| \frac{dC}{dt} \right| \quad (\text{mg/L} \cdot \text{dak}) \quad (6.14)$$

Buradan da spesifik endojen safha oksijen kullanım hızı ($R_s = k_d$);

$$R_s = \frac{1,44 \cdot r_s}{X} \quad (1/T) \quad (\text{aktif çamur}) \quad (6.15)$$

olarak hesaplanmaktadır.



Şekil 6.5. Endojen Solunum Hızının Hesaplanma Grafiği (Roš, 1993).

6.3.3. Oksijen Transfer Katsayısının Hesaplanması

Çamur tarafından tüketilen oksijenin miktarını hesaplayabilmek için respirometrede $K_L a$ 'yı bilmek gerekmektedir.

$$K_L a (C_s - C_e) = \frac{dc}{dt} \quad (6.16)$$

Sistem kararlı şartta olduğundan;

$dc/dt = 0$ olacağından,

$$K_L a (C_s - C_e) = r_s \quad (6.17)$$

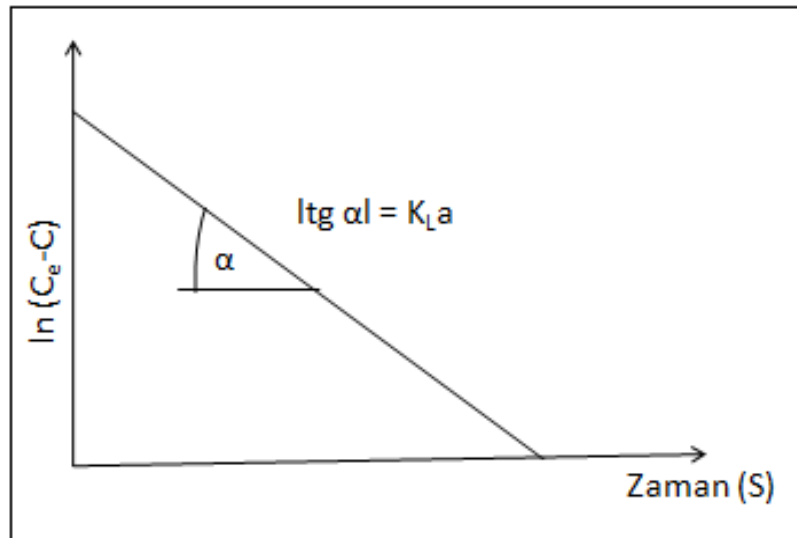
olur ve Denklem 6.17'de $K_L a$ yalnız bırakılırsa 6.18 nolu denklem elde edilir;

$$K_L a = \frac{r_s}{(C_s - C_e)} \quad (6.18)$$

Denklem 6.18’de r_s bilinse bile C_s ve C_e ’yi doğru olarak değerlendirmek zor olduğu için güvenilir değildir (Roš, 1993). Bu yüzden sisteme saf azot (N_2) gazı verilerek içerideki çözülmüş oksijen konsantrasyonu 0,5 mg/L’ye kadar düşürülmüştür. Daha sonra sisteme tekrar hava vermeye başlanmıştır. Çözülmüş oksijendeki değişiklikler zamanın fonksiyonu olarak grafiğe geçirilerek bu grafiğin eğiminden oksijen transfer katsayısı hesaplanmıştır (Denklem 6.19).

$$K_L a = \frac{\ln \frac{(C_e - C_1)}{(C_e - C_2)}}{(t_1 - t_2)} \quad (6.19)$$

Denklem 6.19’da verilen eşitliğe göre zamana karşılık $\ln(C_e - C)$ grafiği çizildiğinde (Şekil 6.6);



Şekil 6.6. Zamana Karşı $\ln(C_e - C)$ Grafiği (Roš, 1993).

Doğrunun eğimi K_{La} değerini vermektedir. Ancak çamur solunum hızı (r_s)'nin ölçüm süresince sabit olduğu varsayılır. Aktif çamur süspansiyonunda μ_{max} , r_e , ve Y gibi respirometrik parametrelerin doğru olarak bulunması için K_{La} , önemli bir parametredir. Bu yüzden K_{La} 'yı büyük bir dikkatle ölçmek gerekir. K_{La} gaz akış hızına, kabarcık çapına, reaktör çapına, türbülansa, sıvının sıcaklığına ve hava basıncı gibi parametrelere bağlıdır.

7. SONUÇLAR

7.1. Kütle Transfer Özelliklerinin Belirlenmesi

Bölüm 6.3.3'te belirtildiği gibi çamur tarafından tüketilen oksijenin miktarını hesaplayabilmek için respirometrede $K_L a$ 'yı bilinmesi gerekir. Azot gazı gönderilerek oksijeni alınan reaktöre, kompresör ile hava verilmeye başlanmış ve artan çözünmüş oksijen konsantrasyonları kaydedilerek, çözünmüş oksijen konsantrasyonu değişmeyinceye kadar bu işleme devam edilmiştir. Deney süresince suyun sıcaklığı $45 \pm 2^\circ\text{C}$ olacak şekilde sabit tutulmuştur. Zamanla reaktör içerisinde artan çözünmüş oksijen değerlerinden yararlanarak Sigma plot programı kullanılarak nonlinear regresyon tekniği ile $K_L a$ değeri Bölüm 6.3.3'deki Denklem 6.19 kullanılarak hesaplanarak $K_L a$ değeri 397,44 1/gün olarak bulunmuştur.

7.2. Püskürtme Çevrimli Reaktörlerde Kinetik Katsayıların Belirlenmesi

7.2.1. μ , $\mu_{\max}$ ve K_s Değerlerinin Tespiti

Daha önce de belirtildiği gibi kinetik katsayılar solunum hızına bağlı olarak hesaplanmıştır. Aktif çamur süspansiyonuna substrat ilavesinden sonra substrat solunum hızı bulunmuştur (Roš, 1993). Denklem 7.1'de görülebileceği gibi r_e ve μ değerleri birbirine eşittir, dolayısıyla, maksimum substrat solunum hızı da $(r_{e,\max})$ $\mu_{\max}$ 'a eşittir. Sisteme farklı miktarlarda substrat ilave edildiğinde, farklı μ değerleri elde edilmektedir. $\mu_{\max}$ değerini elde edebilmek için, yeterli miktarda substrat ilavesi gerekmektedir ve çalışılan reaktör için yeterli sayıda deneme yapılarak sonuca ulaşmak gerekmektedir (Roš, 1993).

$$r_e = K_L a(C_e - C) - \frac{dC}{dt} = \mu \quad (7.1)$$

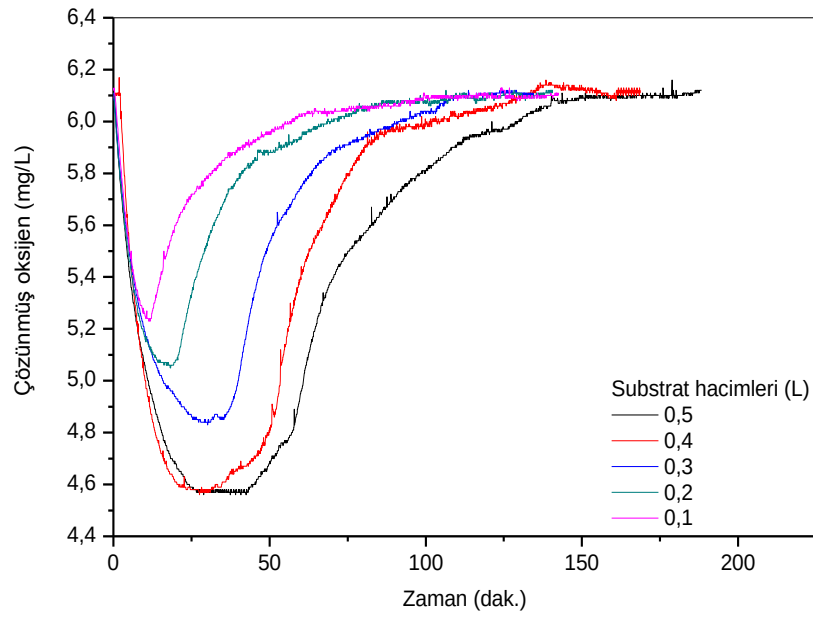
Elde edilen r_e değerleri daha sonra ortalama biyokütle konsantrasyonuna bölünerek maksimum spesifik büyüme hızını veren R_e değerleri elde edilmektedir (Denklem 7.2). Kesikli çalışmalar sırasında reaktör iç çeperinde biyofilm oluşumu gözlenmediğinden ölçülen MLSS değerlerinin tüm biyokütleyi temsil ettiği kabul edilmiştir.

$$R_e = \frac{r_e}{X}, \quad (1/T) \quad (7.2)$$

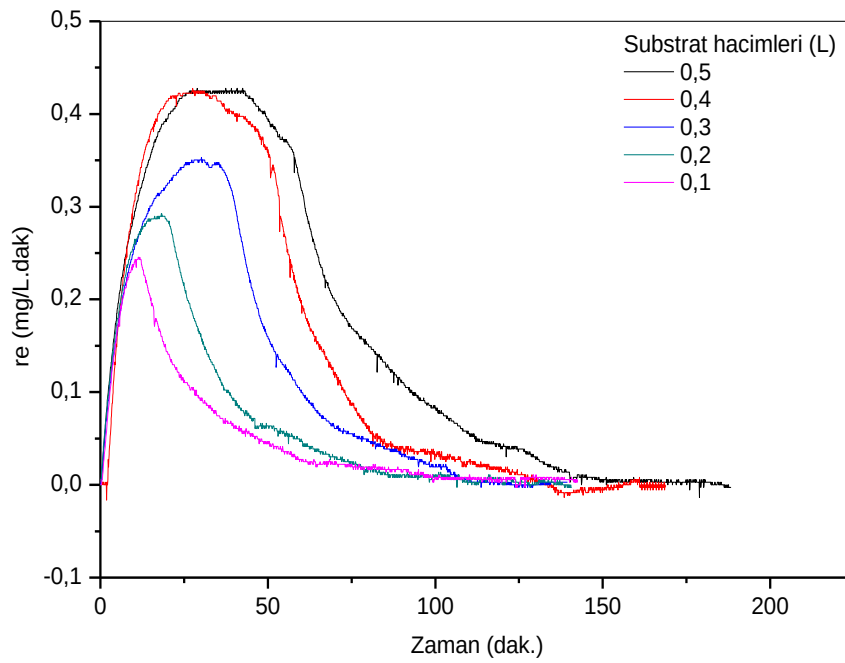
Şekil 7.1 ve Şekil 7.2’de elde edilen respirogram ve r_e diyagramları sunulmuştur. Yukarıda da belirtildiği gibi sistem endojen solunuma geçtikten sonra sisteme 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5 L patates atıksuyu ilave edilmiştir. Reaktöre ilave edilen kirletici yükü artışıyla farklı respirogramlar elde edilmiştir. Şekil 7.1’den de görülebileceği gibi her bir respirogramın alanı farklı olmaktadır. Buradan da Denklem 7.1 ve 7.2 uyarınca Şekil 7.2’de görülen farklı r_e grafikleri elde edilmiştir.

Şekil 7.2’de de görülebileceği gibi 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,5 L hacimlerde patates atıksuyu ilave edildiğinde r_e değerlerinin arttığı gözlenmektedir. Ancak 0,4 L ilave edildiğindeki r_e değeri ile 0,5 L ilave edildiğindeki r_e değeri hemen hemen eşit olduğundan $r_{e,max}$ değerini ulaşıldığı kanaatine varılarak daha fazla deneme yapılmamıştır. Dolayısıyla tepe noktasındaki r_e değerlerinden elde edilen $R_{e,max}$ (μ_{max}) olarak kabul edilmektedir. Çalışılan sistem için μ_{max} değeri 0,2 1/saat olarak bulunmuştur. Tablo 7.2 de literatürde yapılmış olan endüstriyel atıksu arıtımı çalışmalarıyla kıyaslandığında μ_{max} değeri termofilik atıksu arıtma prosesleri için 0,1 ve 0,25 1/saat arasında değiştiği rapor edilmiştir (Jackson, 1983; Couillard et al., 1989; Couillard and Zhu, 1993). Bu da literatüre göre bu çalışmada bulunan μ_{max} değerinin iyi olduğunu göstermektedir.

Yarı doygunluk sabiti, K_s değeri lineerleştirilmiş Monod denklemi kullanılarak bulunmuştur. Kullanılan reaktör için K_s değeri 25,72 mg/L olarak bulunmuştur. Bu da, patates atıksuyunun mikroorganizmalar tarafından kolay parçalandığının bir göstergesidir. Bilindiği gibi, bu parametre mikroorganizmaların substrata karşı affinitesini göstermektedir (Setiadi and Fairus, 2003).



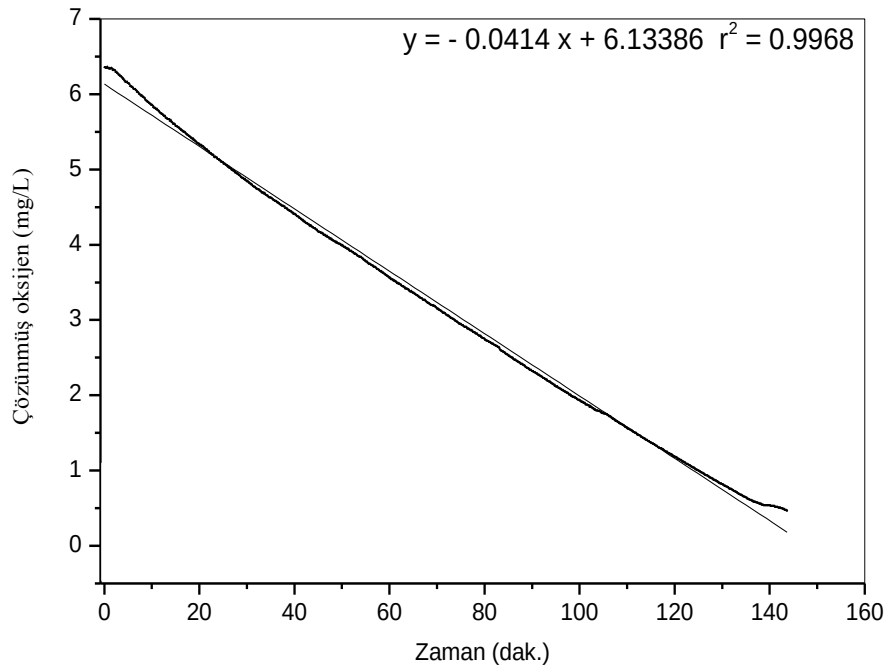
Şekil 7.1. Reaktöre Farklı Miktarlarda Patates İşleme Atıksuyu İlavesiyle Elde Edilen Respirogramlar.



Şekil 7.2. Reaktöre Farklı Miktarlarda Patates İşleme Atıksuyu İlavesiyle Elde Edilen r_e Grafikleri.

7.2.2. k_d Değerinin Tesbiti

k_d ölçümü için püskürtme çevrimli reaktörün kendisi kullanılmıştır. Deneyler süresince nozul aracılığıyla reaktöre verilen hava kesilmiştir. Reaktörün nozul dışındaki hava alabileceği bütün noktalar sıkıca kapatılmıştır. Pompa sürekli olarak çalıştığından reaktör içerisindeki türbülans ve homojenite deney süresince devam etmiştir. Endojen solunumdan kaynaklanan oksijen konsantrasyonundaki değişim reaktör gövdesine takılı olan çözünmüş oksijen probu ile sürekli olarak kaydedilmiştir. Şekil 7.3'te görülebileceği gibi hava kaynağı kesildikten sonra (endojen safhasında ve doygun çözünmüş oksijen konsantrasyonunda) respirometredeki çözünmüş oksijen konsantrasyonunun zamanla değişimi incelenmiştir. Suschka ve Ferreira (1986) tarafından belirtildiği gibi endojen solunuma ulaşmak için 4 saatlik bir havalandırma süresi genellikle yeterli olmaktadır. Burada dikkat edilmesi gereken husus, uzun süreli çalışmalarda logaritmik bir eğrinin elde edileceğidir. Dolayısıyla belli bir sistem için tek bir endojen solunum hızından bahsedilememektedir (Suschka and Ferreira, 1986). k_d değerinin zamanla azalması beklenmektedir. Dolayısıyla elde edilen grafiğin iyi yorumlanması burada öne çıkmaktadır. Bu çalışmada, çamur solunum hızı, çözünmüş oksijenin zamanla değişiminden elde edilen grafiğin lineer kesiminden hesaplanmıştır (Roş, 1993).



Şekil 7.3. Spesifik Endojen Solunum Hızı İçin Elde Edilmiş Grafik.

Şekil 7.3'ten görülebileceği gibi havanın kesilmesinden sonraki yaklaşık 2,5 saatlik periyoda rastlayan lineer bölümün eğiminden R_s (k_d) değeri hesaplanmaktadır. Spesifik endojen solunum hızı (k_d), 0,02 1/saat olarak bulunmuştur (Çizelge 7.1). Çizelge 7.2 de literatürde yapılmış olan endüstriyel atıksu arıtımı çalışmalarıyla kıyaslandığında k_d değeri 0,01 ve 0,03 1/saat arasında bulunmuştur (Jackson, 1983; Couillard et al., 1989; Couillard and Zhu, 1993). Böylece bu çalışmada bulunan k_d değerinin (0,02 1/saat) literatürdeki değerlere göre iyi olduğu söylenebilir. Yüksek sıcaklıklara maruz kalan mikroorganizmaların membran bütünlüğünü devam ettiremedikleri ve böylece bozunma hızlarının artan sıcaklık ile birlikte arttığı rapor edilmiştir (Konopka et al., 1999; Jaap, 2003).

7.2.3. Dönüşüm Oranı Y Değerinin Belirlenmesi

Dönüşüm oranı, Y'nin bulunması için Roş (1993) tarafından önerilen metot uygulanmıştır. Bilindiği gibi Y değeri mikroorganizma tipine, substrattaki organik maddenin oksidasyon basamağına ve bozunma hızına bağlıdır. Yüksek Y değeri (Çizelge 7.1) substratın biyokütleyle dönüşümü için termofilik püskürtme çevrimli biyoreaktörün yapısı nedeniyle elverişli olduğunu göstermiştir. Çizelge 7.2'de literatürde yapılmış olan endüstriyel atıksu arıtımı çalışmalarıyla kıyaslandığında Y değerinin yüksek olduğu görülmüştür. Bu durum patates atıksuyunun kolay parçalanıyor olup mikroorganizma kütesine dönüştüğünü gösterir. Termodinamik olarak, Y değerleri sistemdeki mevcut oksijen kullanılarak organik maddenin oksitlemesiyle açığa çıkan Gibbs enerjisi ve yeni biyokütle oluşumu arasındaki dengenin bir sonucu olarak elde edilmiştir (Heijnen, 1999; Vogelaar et al., 2002). Gibbs enerji salımının, mezofilik şartlardan termofilik şartlara sıcaklık artışı ile %15 etkilendiği rapor edilmiştir (Chang, 1990; Vogelaar et al., 2002). Çizelge 7.2'de kinetik katsayıların karşılaştırılması verilmiştir.

Çizelge 7.1. Elde Edilen Kinetik Katsayılar.

Kinetik katsayılar	Değer
μ_{max} , max, spesifik büyüme hızı, 1/saat	0,20
Y, dönüşüm oranı, gr/gr	0,71
k_d , endojen solunum hızı 1/saat	0,02
K_s , yarı doygunluk hız sabiti, mg/L	25,72

Çizelge 7.2. Elde edilen katsayıların karşılaştırılması

Atık	T (°C)	$\mu_{\max}$	Y_T (mg TAKM/mg KOİ)	k_d (gün ⁻¹)	Kaynak
Endüstriyel	53	3,4	0,6	0,52	Jackson, 1983
Endüstriyel	45	5,8	0,35	0,52	Couillard and Zhu, 1993
Endüstriyel	52	6	0,3	0,32	Couillard et al., 1989
Endüstriyel	45	4,8	0,71	0,48	Bu çalışma

DEĞERLENDİRME

Patates işleme endüstrisinde yıkama, soyma ve ilave proses işlemleri sonucu büyük miktarda atıksu oluşmaktadır. Bu atıksular nişasta ve protein gibi biyolojik parçalanabilen bileşiklerden oluşmaktadır. Bu nedenle kimyasal oksijen ihtiyacı, toplam askıda katı madde konsantrasyonları yüksektir. Kirlilik yükünün yüksek olması sebebi ile genellikle entegre sistemlerle arıtımı yapılmaktadır. Çevre mühendisliği açısından işletme ve maliyet dikkate alındığında entegre sistemler yerine kompakt sistemler tercih edilebilir. Termofilik aerobik arıtma sistemleri bu tür atıksular için oldukça iyi arıtma sağlayabilmektedirler. Ancak bu sistemlerde yüksek kirlilik yüküne sahip atıksular parçalanırken yüksek oksijen transferine ihtiyaç vardır. Bu yüksek oksijen transferini sağlamak amacıyla bu çalışmada püskürtme çevrimli reaktör kullanılmıştır.

Termofilik püskürtme çevrimli membran biyoreaktörlerde türbülans dolayısı ile oksijen konsantrasyonu homojendir. Reaktörün bu özelliğinden faydalanılarak sistemin biyolojik, kinetik ve stokiyometrik katsayıları respirometrik olarak bulunmuştur. μ_{max} , k_d , Y ve K_s değerleri sırasıyla 0.2 saat^{-1} , 0.02 saat^{-1} , 0.71 ve 25.72 mg/L olarak bulunmuştur. Çalışılan patates atıksuyunun BOİ/KOİ oranı 0.82 olduğundan biyolojik olarak parçalanabilirliği yüksektir. Bu sayede Y değeri diğer termofilik aerobik sistemlere göre yakalaşık olarak aynı bulunmuştur. Bu da literatüre göre bu çalışmada bulunan Y değerlerinin iyi olduğunu göstermektedir. μ_{max} ve K_d değerleride termofilik aerobik sistemlerle yapılan çalışmalardakine benzer çıkmıştır. Respirometrik kinetik ve stokiyometrik katsayıların bulunması patates atıksuyunun patates cipsi fabrikasından alınıp laboratuarda $0.1 - 0.5 \text{ L'lik}$ respirometre düzeneklerinde gerçekleştirilmektedir.

Sonuç olarak, bu çalışmada termofilik püskürtme çevrimli membran biyoreaktörde patates atıksuyu kullanılarak respirometre deneyleri yapılmıştır. Literatürde bu sistem ile ilgili çok az çalışma yapılmıştır. Literatürde yapılan çalışmalarda bakıldığında benzer kinetik ve stokiyometrik katsayılar elde edilmiştir. Bilindiği gibi sıcaklık artışı biyolojik aktiviteyi artırdığından dolayı kinetik ve stokiyometrik katsayılar artmaktadır. Fakat aynı zamanda oksijen transferi artan sıcaklıkla birlikte azalmaktadır. Gelecek çalışmalarda Hiper-Termofilik sistemlerde de kinetik ve stokiyometrik katsayılar bulunup bunun sonucunda bu katsayılar

için optimum bir aralık belirlenebilir. Ayrıca bu çalışmada kullanılan reaktör yüksek kirlilik yüküne sahip çiftlik atıksu arıtımında, gıda endüstrisinde, evsel atıksu arıtımında, zeydin yağı atıksu arıtımında, kağıt endüstrisi atıksuların arıtımında, patates atıksuyu arıtımında ve sızıntı atıksuyu arıtımında kullanılabilir.

KAYNAKLAR

- 1) Abeling,U. and Seyfried, C.F. (1993) Anaerobic-aerobic treatment of potato-starch wastewater, Water Sci. Technol. 28, 165–176
- 2) Akbulut, L. (2012) Püskürtme çevrimli reaktörde kütle transfer özelliklerinin belirlenmesi, Yüksek Lisans Tezi, Gebze İleri teknoloji Enstitüsü, Çevre Mühendisliği, Gebze, Kocaeli
- 3) Bakır Öğütveren, Ü. (2011) Çevre mühendisliğinde temel işlemler ve süreçler, Efil Yayınevi, Ankara
- 4) Barr, T.A., Taylor J.M., Duff S.J.B. (1996) Effect of HRT, SRT and temperature on the performance of activated sludge reactors treating bleached kraft mill effluent. Wat. Res. 30, 799 - 810
- 5) Beaudet R., Gagnon C., Bisaillon J.G., Ishaque M. (1990) Microbiological aspects of aerobic thermophilic treatment of swine waste. Appl. Environ. Microbiol. 56, 971 - 976
- 6) Bertola, N., Palladino, L., Bevilacqua, A., Zaritzky, N. (1999) Optimisation of the design parameters in an activated sludge system for the wastewater treatment of a potato processing plant. Food Eng. 40, 27-33
- 7) Boogerd, F.C., Bos, P., Kuenen, J.G., Heijnen, J.J. van der Lans R.G.J.M. (1990) Oxygen and carbon dioxide mass transfer and the aerobic, autotrophic cultivation of moderate and extreme thermophiles: A case study related to the microbial desulfurization of coal. Biotechnol. Bioeng. 35, 1111 - 1119
- 8) Brock, T.D. and Boylen, K.L. (1973) Presence of thermophilic bacteria in laundry and domestic hot-water heaters. Appl. Microbiol. 25, 72 - 76
- 9) Carpenter, W.L., Vamvakias, J.G., Gellman, I. (1968) Temperature relationships in aerobic treatment and disposal of pulp and paper wastes. J. Wat. Pollut. Control Fed. 40, 733 - 740
- 10) Chang, R. (1990) Physical chemistry with applications to biological systems. Macmillan, New York

- 11) Chaudhari, R.V., Shah, Y.T., Foster, N.R. (1986) Novel gas-liquid-solid reactors, *Catal. Rev.-Sci. Eng.*, 28, (4), 431-519
- 12) Colvin R.J., Rozich, A.F., D'Aco, V., Hollerbach, G.H., Mitchell, D. (1996) Thermophilic aerobic treatment of high strength groundwater: Full-scale system operations. In *Proceedings WEFTECH '96*, Water Environment Federation, Alexandria, VA, U.S.A.
- 13) Couillard, D. and Zhu, S. (1993) Thermophilic aerobic process for the treatment of slaughterhouse effluents with protein recovery. *Environ. Pollut.* 79, 121 - 126
- 14) Couillard, D., Gariepy, S., Tran, F.T. (1989) Slaughterhouse effluent treatment by thermophilic aerobic process. *Wat. Res.* 23, 573 - 579
- 15) Deckwer, W.D., and Schumpe, A. (1993) Improved Tools For Bubble Column Reactor Design and Scale-up, *Chem. Eng. Sci.*, 48, 889
- 16) de Zeeuw, W., Heijnen, G., de Vries, J. (1990). Reed bed treatment as a wastewater (post) treatment alternative in the potato starch industry. In *constructed wetlands in Water Pollution Controls*. Cooper, P.F. and Findlay, B.C. (Eds.). Pergamon Press. Oxford, UK. 551-554.
- 17) Dirix, C.A.M.C. and Wiele, K.V. (1990) Mass transfer in jet loop reactors, *Chem. Eng. Sci.* 45, (8), 2333-2340
- 18) Dougherty, M.H. and McNary, R.R. (1958) Elevated temperature effect on citrus waste activated sludge. *Sewage Indust. Wastes* 30, 1263 - 1265
- 19) Duke, M.L., Templeton, M.E., Eckenfelder, W.W., Stowe, J.C. (1981) High-temperature effects on the activated sludge. In *Proceedings of the 35th Purdue Industrial Waste Conference*, West Lafayette, Indiana, ed. J. M. Bell, Ann Arbor Science Publishers, Ann Arbor, MI, U.S.A.
- 20) Dutta, N.N. and Raghavan, K.V. (1987) Mass transfer and hydrodynamic characteristics of loop reactors with downflow liquid jet ejector, *J. Chem. Eng.*, 36, 111-121
- 21) Farizoglu, B., Keskinler, B., Yildiz, E., Nuhoglu, A. (2004) Cheese whey treatment performance of an aerobic jet loop membrane bioreactor, *Process Biochem.*, 39, 2283 - 2291

- 22) Fossum, G.O. Cooley, A.M., Wahl, G.D. (1964). Stabilisation ponds receiving potato wastes with domestic sewage. In proceedings of the 19th. Industrial waste conference. Purdue University, West Lafayette, 96-111
- 23) Gaddis, E. S. and Vogelpohl, A. (1992) The Impinging Stream Reactor: a High Performance Loop Reactors by Oxidation for Mass Transfer Controlled Chemical Reactions, Chem. Eng. Sci., 47, 2877–2882
- 24) Gehm H.W. (1956) Activated sludge at high temperatures and pH values. In Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes, Volume I: Aerobic Oxidation. eds. J. McCabe and W. W. Eckenfelder Jr., Reinhold Publishing Corporation, New York, NY, U.S.A.
- 25) Ginnivan, M.J., Woods, J.L., O'Callaghan, J.R. (1981) Thermophilic aerobic treatment of pig slurry. J. Agric. Eng. Res. 26, 455 - 466
- 26) Guttormsen, K.G. and Carlson, D.A. (1969) Current Practice in Potato Processing Waste Treatment. Water Pollution Research Series, Report No. DAST-14. Water Pollution Control Federation, US Department of the Interior, Washington, DC.
- 27) Hadjivassilis, I., Gajdos, S., Vavco, D., Nicolauo, M. (1997) Treatment of wastewater from the potato chips and snacks manufacturing industry, Water Sci. Technol. 36, 329 - 335
- 28) Heijen, S.J., Mulder, A., Weltevrede, R., Hols, P., Leeuwen, H.L. (1990) Large - scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors, Chem. Eng. Tech., 13, 202 - 208
- 29) Heijnen, J.J., (1999) Bioenergetics of microbial growth. In: Flickinger MC, Drew SW (eds) Bioprocess technology: fermentation, biocatalysis and bioseparation. Wiley, New York
- 30) Hung, Y.T. and Jen, P.C. (1987). Anaerobic filter followed by activated sludge process with bio-augmentation for combined potato and sugar wastewater treatment. In proceeding of 1987 food processing waste conference, Atlanta, Georgia.
- 31) Hung, Y.T. and Priebe, B.D. (1981) Biological activated carbon process for treatment of potato processing wastewater for in-plant reuse. Engineering Experimental Station, University of North Dakota.

- 32) Hung, Y.T., Howard, H.L., Javaid, A.M. (1994). Effect of bio-augmentation on activated sludge treatment of potato wastewater. *Environ. Stud.* 45, 98 - 100
- 33) Hung, Y.T., Lo, H.H., Awad, A., Salman, H. (2006). Potato wastewater treatment. In: Wang, L.K., Hung, Y.-T., Lo, H.H., Yapijakis, C. (Eds.), *Waste Treatment in the Food Processing Industry*. CRC Press, Taylor and Francis Group, Florida, 193 - 254
- 34) Hung, Y.T. (1983). Tertiary treatment of potato processing waste by biological activated carbon process. *Am. Potato J.* 60, 7, 543 - 555
- 35) Hung, Y.T. (1984). Treatment of potato processing wastewater by activated carbon adsorption process. *Am. Potato J.* 61, 1, 9 - 22
- 36) Hunter, J.V., Genetelli, E.J., Gilwood, M.E. (1966) Temperature and retention time relationships in the activated sludge process. In *Proceeding of the 21st Industrial Waste Conference*, ed. D. E. Bloodgood, Purdue University Publishing, Lafayette, IN, U.S.A.
- 37) İnce, M. (2008) Düzenli deponi sahası sızıntı sularının yüksek performanslı kompakt membran biyoreaktörlerle arıtılabilirliğinin araştırılması, Doktora Tezi, Gebze İleri teknoloji Enstitüsü, Gebze, Kocaeli
- 38) İnce, M., Yıldız, F., Onkal Engin, G., Engin, S.N., Keskinler, B. (2008) Respirometric kinetic parameter calculations of a batch jet loop bioreactor treating leachate and oxygen uptake rate estimation by DTM, *Journal of Hazardous Materials*, 153, 991 – 998
- 39) Jaap, C.T., Vogelaar, B.K.H, van Lier, T.J.B., (2003) Kinetic comparisons of mesophilic and thermophilic aerobic biomass, *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.*, 30, 81 - 88
- 40) Jackson M.L. (1983) Thermophilic treatment of a high-biochemical oxygen demand wastewater: Laboratory, pilot-plant and design. In *Proceedings of the 37th Purdue Industrial Waste Conference*, Purdue University, ed. J. M. Bell, Ann Arbor Science Publishers, Ann Arbor, MI, U.S.A.
- 41) Kadlec, R.H. (1997) Deterministic and stochastic aspecting constructed wetland performance and design, *Water Sci. Technol.* 35, 149 - 156

- 42) Kambhu K. and Andrews J. F. (1969) Aerobic thermophilic process for the biological treatment of wastes- Simulation studies. J. Wat. Pollut. Control Fed. 41, R127 - R141
- 43) Karim, M.Y.A. and Sistrunk, W.A. (1985) Treatment of potato processing wastewater with coagulating and polymeric flocculating agents, J. Food Sci., 50, 1657 - 1661
- 44) Kawase, Y., and Moo-Young, M. (1991) Oxygen transfer in slurry bioreactors, Biotech. Bioeng., 37, 960-966
- 45) Konopka, A., Zakharova, T., La Para, T.M. (1999) Bacterial function and community structure in reactors treating biopolymers and surfactants at mesophilic and thermophilic temperatures, J. Ind. Microbiol. Biotechnol., 23, 127 - 132
- 46) Lapara, T.M., Alleman, J.E., (1999) Thermophilic aerobic biological wastewater treatment, Wat. Res. 33, 895 - 908
- 47) Lapara T. M., Pantea L. M. and Alleman J. E. (1998) Analysis of a full-scale thermophilic aerobic biological treatment facility. Proceedings Industrial Wastes Technical Conference, Water Environment Federation, Alexandria, VA, U.S.A.
- 48) Lewis, W.K. and Whitman, W.G. (1924) Principles of gas adsorption, Ind. and Eng. Chem., 16, 12: 1215
- 49) Lindert, M., Kochbeck, B., Prüss, J., Warnecke, H.J., Hempel, D.C. (1992) Scale-up of airlift-loop bioreactors based on modelling the oxygen mass transfer, Chem. Eng. Sci., 47, (9-11), 2281 - 2286
- 50) Liyah, R.Y. and Hung, Y.T. (1988) Bio-augmented activated sludge treatment of potato wastewaters. Acta Hydrochim Hydrobiol. 16, 2 223 - 230
- 51) Loehr, R.C. (1974) Biological processes. In agricultural wastes management problems. Processes and approaches. Academic Pres. New York. 129 - 182
- 52) Loll, U. (1976) Purification of concentrated organic wastewaters from the food studies industry by means of aerobic thermophilic degradation process. Progr. Wat. Technol. 48(2/3), 373 - 379

- 53) Lyman, B., Ettelt, G. and McAloon, T. (1969) Tertiary treatment at metro Chicago by means of rapid sand filtration and microstrainers. *Water Pollut. Control Feder.* 41, 247 - 251
- 54) Malladi, B., Ingham S.C., (1993) Thermophilic aerobic treatment of potato-processing wastewater. *World J. Microbiol. Biotechnol.* 9, 45 - 49
- 55) McNary, R. R., Wolford R. W. and Dougherty M. H. (1956) Pilot plant treatment of citrus waste water by activated sludge. *Sewage Indust. Wastes*, 28, 894 - 905
- 56) Middlebrooks, E. J. and Coogan F. J. (1969) Treatment of kraft mill wastes with a plastic media trickling filter. *Wat. Res.* 3, 203 - 214
- 57) Padmavathi, G. and Remananda, K., (1993) Influence of geometry on gas holdups in a reversed flow jet loop reactor, *J. Canadian Chem. Eng.*, 71, 94 - 100
- 58) Pailthorp, R.E., Filbert, J.W., Richter, G. A. (1987) Treatment and disposal of potato wastes, *P 05765*, 747 - 785
- 59) Pöpel, F. and Ohnmacht, C. (1972) Thermophilic bacterial oxidation of highly concentrated substrates, *Wat. Res.*, 6, 807 - 815
- 60) Prasad, K.Y. and Ramanujam, T.K. (1995) Gas holdup overall volumetric mass transfer coefficient in a modified reversed flow jet loop reactor, *j. Canadian Chem. Eng.*, 73, 190-195
- 61) Rintala, J. and Lepistö, R. (1993) Thermophilic anaerobic-aerobic and aerobic treatment of kraft bleaching effluents, *Wat. Sci. Technol.*, 28 (2), 11 - 16
- 62) Roš, M. and Dular, M. (1992) Determination of some kinetic parameters by respirometry, *Wat. Sci. Tech.*, 26, 2535–2538
- 63) Roš, M. (1993) *Respirometry of activated sludge*, Technomic Publishing Co., Pennsylvania, USA
- 64) Rozich A.F., Clay S.G., Colvin R.J., (1992) Thermophilic aerobic treatment of high-strength groundwater: Bench-scale results. In *Proceedings of the 47th Industrial Waste Conference*, Purdue University, ed. R. F. Wukasz, Lewis Publishers, Ann Arbor, MI, U.S.A.

- 65) Rozich A.F., and Colvin R.J., (1997) Design and operational considerations for thermophilic aerobic reactors treating high strength wastes and sludges. In Proceedings of the 52nd Industrial Waste Conference, Purdue University, ed. J. E. Alleman, Ann Arbor Press, Ann Arbor, MI, U.S.A.
- 66) Rudolfs W. and Amberg H.R., (1953) White water treatment. V. Aeration with nonocculent growths. *Sewage Indust. Wastes* 25, 70 - 78
- 67) Setiadi T., Fairus, S., (2003) Hazardous waste landfill leachate treatment using an activated sludge-membran system, *Wat. Sci. Tech.*, 48, 111 - 117
- 68) Sharp, R.J., Riley, P.W., White, D. (1992) Heterotrophic thermophilic Bacilli. In *Thermophilic Bacteria*, ed. J. K. Kristjansson, CRC Press, Inc., Ann Arbor, MI, U.S.A.
- 69) Sheng-Yi L. and Pang Tsui, Y. (1999) Succeed at gas/liquid contracting, *Chemical Engineering Progress*, 95, 7
- 70) Shih and Hung, 1987; Shih, J.K.C. and Hung, Y.T. (1987). Biological treatmrnt of potato processing wastewaters. *Am. Potato J.* 64, 9, 493-506
- 71) Siegel, M.H., and Robinson, C.W. (1992) Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotechnology, *Chem. Eng. Sci.*, 47, (13/14), 3215 - 3229
- 72) Stover E.L., Samuel G.J., (1997) High rate thermophilic pretreatment of high strength industrial wastewaters. In Proceedings of the 52nd Industrial Waste Conference, Purdue University, ed. J. E. Alleman, Ann Arbor Press, Ann Arbor, MI, U.S.A.
- 73) Streebin L.E., (1968) Comparison between thermophilic and mesophilic aerobic biological treatment of a synthetic organic waste. Unpublished Ph. D. Thesis, Oregon State University.
- 74) Suschka, J. and Ferreira, E. (1986) Activated Sludge Respirometric Measurements, *Water Res.*, 20, 137 - 144
- 75) Sürücü, G. A. (1975) Thermophilic aerobic treatment of high-strength wastewaters with recovery of protein. Unpublished Ph. D. Thesis, University of Illinois, Champaign-Urbana.
- 76) Sürücü, G.A., Chian E.S.K., Engelbrecht R.S. (1976) Aerobic thermophilic treatment of high strength wastewaters, *J. Wat. Pollut. Control Fed.*, 48, 669 - 679

- 77) Şentürk, E. (2010) Patates işleme endüstrisi atıksularının anaerobik kontakt reaktörde mezofilik ve termofilik şartlarda arıtılması ve modellenmesi, Doktora Tezi, Çevre Mühendisliği, GYTE, Gebze, Kocaeli
- 78) Talburt, W.F. and Smith, O. (1967). Potato processing; Van Nostrand Reinhold Company. New York.
- 79) Tischer R.G., Brown L.R., and Cook D.W., (1962) Decomposition of wastewater by thermophilic microorganisms. J. Wat. Pollut. Control Fed. 34, 1244 – 1255
- 80) URL 1, 2012: <http://pdf.gen.tr/ara/pdf>
- 81) Van Dierendonck, L. L. and G. W. Meindersma, (1988) Scale-up of G-L Reactions Made Simple with Loop Reactors, presented at 6th Eur. Conf. on Mixing, Pavia, Italy
- 82) Velan, M. and Ramanujam, T.K. (1992) Gas-liquid mass transfer in a down flow jet loop reactor, Chem. Eng. Sic. 47, (9-11), 2871-2876
- 83) Velan, M. and Ramanujam, T.K. (1991) Hydrodynamics in down flow jet loop reactor, J. Can. Chem. Eng., 69, 1257-1261
- 84) Visvanathan, C. and Nhien, T.T.H. (1995) Study on aerated biofillter process under high temperature conditions, Environ. Technol., 16, 301 - 314
- 85) Vogelaar, JCT, van Lier JB, Klapwijk B, de Vries MC, Lettinga G. (2002) Assessment of effluent turbidity in mesophilic and thermophilic activated sludge reactors origin of effluent colloidal COD. Appl Microbiol Biotechnol 59, 105 - 111
- 86) Wachsmann, U., Rabiger, N. and Vogelpohl, A. (1984) The compact reactor: A newly developed loop reactor with a high mass transfer performance, Ger. Chem. Eng., 7, 39-44
- 87) Wachsmann, U., Rabiger, N., Vogenpohl, A. (1985) Effect of geometry on hydrodynamics and mass transfer in the compact reactor, Ger., Chem., Eng., 8, 411-418
- 88) Wynn, B.F., Linden, W.V., Backman R.C. (1997) Evaluation of the oxygen transfer characteristics of aeration systems operating in thermophilic temperature ranges. In

Proceedings of the 52nd Industrial Waste Conference, Purdue University, ed. J. E. Alleman, Ann Arbor Press, Ann Arbor, MI, U.S.A.

89) Xianliou, M., Dazhang, H., Rongji, H., and Taiping, X. (1992) Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in a down jet loop reactor, J. Chem. Eng, 49, 49 - 54

90) Yıldız, E. (1999) Çapraz akış mikrofiltrasyon sistemli püskürtme çevrimli (jet loop) reaktörlerde biyolojik arıtım, Doktora Tezi, Atatürk Üniversitesi, Erzurum

91) Zehner, P., Benfer, R. (1996) Modelling fluid dynamics in multiphase reactors, Chem. Eng. Sci., 51, (10), 1735-1744

92) Zvauya R., Parawira W., and Mawadza C., (1994) Aspects of aerobic thermophilic treatment of Zimbabwean tradition opaque-beer brewery wastewater. Bioresource Technol. 48, 273 - 274

ÖZGEÇMİŞ

1985 yılında Trabzon’da doğan Alikemal TOPALOĞLU ilk, orta ve lise öğrenimini Trabzon’da tamamladı. 2008 yılında Atatürk Üniversitesi, Mühendislik Fakültesi, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde lisans eğitimini bitirdi. 2009-2010 güz yarıyıl döneminde Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Bölümü’nde yüksek lisans programına başladı.