

**JET LOOP REAKTÖRLER ve ATIKSU
ARITIMINDA KULLANIMI**

Emine AKBAYIR

**Y.Lisans Tezi
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı
Yrd.Doç.Dr.Burhanettin FARİZOĞLU
2007
Her Hakkı Saklıdır**

ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Yüksek Lisans Tezi

JET LOOP REAKTÖRLER ve ATIKSU ARITIMINDA
KULLANIMI

Emine AKBAYIR

ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Erzurum

2007

Her hakkı saklıdır

Yardımcı Doçent Doktor Burhanettin Farizoğlu danışmanlığında, Emine Akbayır tarafından hazırlanan bu çalışma .../.../2007 tarihinde aşağıdaki jüri üyeleri tarafından Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans tezi olarak kabul edilmiştir.

Başkan : Doç. Dr. Alper Nuhoğlu

İmza :

Üye : Yrd. Doç. Dr. Burhanettin Farizoğlu

İmza :

Üye : Yrd. Doç. Dr. Nuray Gedik

İmza :

Yukarıdaki sonucu onaylarım

Enstitü Müdürü

ÖZET

Y. Lisans Tezi

JET LOOP REAKTÖRLER ve ATIKSU ARITIMINDA KULLANIMI

Emine AKBAYIR

Atatürk Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Yrd. Doç. Dr. Burhanettin FARİZOĞLU

Gelişen endüstrileşme ve yoğunlaşan nüfus ile birlikte oldukça sıkılaştıran deşarj limitlerinden dolayı arıtma proseslerinin seçimi oldukça önemli hale gelmiştir. Bu limitleri karşılayabilmek için var olan arıtma sistemleri ya modifiye edilmek ya da yeni nesil reaktörler ile değiştirilmek zorundadır. Aerobik biyoproseslerde oksijen transferi sistem performansı açısından çok önemlidir. Oksijen noksanlığı proses performansını hissedilir bir biçimde olumsuz yönde etkilemektedir. Bununla beraber oksijen transferi metabolik aktiviteyi, proses verimini ve enerji maliyetini de etkilemektedir. Öte yandan, oksijen transferi sucul biyoprosesler için önemli ve hız sınırlayıcı basamaktır. Jet havalandırma sistemleri, artan yüklemeleri ve sıkılaştıran yönetmenlikleri karşılamak amacıyla biyolojik arıtma sistemlerini iyileştirmede başarıyla kullanılabilirler.

Kompakt bir yapıya sahip olmaları ve işletmedeki yüksek esnekliği nedeniyle jet loop biyoreaktörler (JLB) gibi yeni prosesler özellikle oldukça kirli atıksuların biyolojik arıtımı için yüksek arıtma verimi ve düşük maliyet çözümü sunmaktadır. Oksijen temin hızı ise aerobik prosesin verimini belirler. JLB basit inşaa ve işletme, düşük ilk yatırım ve işletme maliyeti, iyi seviyede gaz dispersiyonu yüksek karışım ve kütle transfer performansı ve nispeten düşük enerji gereksinimleri gibi birçok avantaja sahiptir. Bu çalışmada atıksu arıtımında kullanımı giderek yaygınlaşan JLB'lerin kütle transfer özellikleri ve arıtımda sundukları yüksek verimlerin sebepleri üzerine bir araştırma yapılmıştır.

2007, 49 sayfa

Anahtar kelimeler: Jet loop reaktörler, yeni nesil reaktörler, k_{La} , oksijen transferi, aerobik arıtım.

ABSTRACT

MS Thesis

JET LOOP REACTORS and USING WASTEWATER TREATMENT

Emine AKBAYIR

Atatürk University
Graduate School of Natural
and Applied Sciences Department
of Environmental Engineering

Supervisor: Asst. Prof. Dr. Burhanettin FARİZOĞLU

With growing industrialization and density of population, the selection of treatment processes has become more and more important because of the stringent discharge limits. In order to meet these limits, the existing treatment plants have to be modified or replaced with the novel reactors. In the aerobic bioprocesses, oxygen transfer is essential for the performance of the system. Any shortage of oxygen drastically affects the process performance negatively. The oxygen transfer also effects metabolic activity, process efficiency and energy cost. Therefore, oxygen transfer is important and frequently a rate limiting step for aqueous bioprocesses. Jet aerator systems have been used successfully to upgrade biological treatment plants to meet increased loads and ever tightened legislations.

Due to their compactness, and high flexibility in operation, the new processes like jet loop bioreactors (JLB) show a large potential for high removal efficiency and significant cost reduction in particular for the biological treatment of highly polluted wastewater. The rate of oxygen delivery determines the efficiency of aerobic processes. The JLBs have many advantages such as simple construction and operation, low investment and operational costs, fine gas dispersion, high mixing and mass transfer performance and relatively lower power requirements.

2007, 49 pages

Keywords: Jet loop reactors, novel reactors, k_La , oxygen transfer, aerobic treatment.

TEŞEKKÜR

Yüksek lisans tezi olarak sunduğum bu çalışmada; danışmanlığımı üstlenerek araştırma konusunun seçilmesi, çalışmanın yürütülmesi ve tezin hazırlanmasında yardımlarını esirgemeyerek her türlü desteği veren değerli hocam Sayın Yrd. Doç. Dr. Burhanettin FARİZOĞLU'a, yardımcı danışman hocam Sayın Doç. Dr. Alper NUHOĞLU'na en içten teőekkürlerimi sunmayı bir borç bilirim.

Ayrıca çalışmalarım süresince benden manevi desteğini hiç çekmeyen aileme ve çalışmalarım sırasında yardımda bulunan herkese teşekkür eder, eserin ilgililere yararlı olmasını dilerim.

Emine AKBAYIR

Ağustos 2007

İÇİNDEKİLER

ÖZET	i
ABSTRACT	ii
TEŞEKKÜR.....	iii
KISALTMALAR	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ	ix
1. GİRİŞ	1
2. KURAMSAL TEMELLER	3
<u>2.1. Atıksuların Biyolojik Arıtımı ve Biyoreaktörlerin Rolü</u>	<u>3</u>
<u>2.1.1. Biyoreaktörlerde kütle transferi</u>	<u>5</u>
<u>2.2. Atıksu Arıtımında Kullanılan Yeni Nesil Reaktörler</u>	<u>15</u>
<u>2.2.1. Bubble (kabarcık) kolonlar</u>	<u>16</u>
<u>2.2.2. Air lift (hava kaldırmalı) reaktörler</u>	<u>18</u>
<u>2.2.3. Jet loop reaktörler</u>	<u>21</u>
3. MATERYAL ve YÖNTEM	24
4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA	26
<u>4.1. Jet Loop Reaktörlerde Kütle Transferini Etkileyen Parametreler</u>	<u>26</u>
<u>4.1.1. Sudaki katı partiküllerin konsantrasyonu, yoğunluğu ve tane boyutunun etkisi</u>	<u>26</u>
<u>4.1.2. Püskürtme başlığı ve çapının etkisi</u>	<u>27</u>
<u>4.1.3. Emme tüpü çapının reaktör çapına oranı</u>	<u>29</u>
<u>4.1.4. Sıvı debisinin etkisi</u>	<u>30</u>
<u>4.1.5. Gaz debisinin (hızı) etkisi</u>	<u>32</u>
<u>4.1.6. Püskürtme başlığının emme tüpüne batma derinliğinin etkisi</u>	<u>33</u>
<u>4.1.7. Su ortamında bulunan yüzey aktif maddelerin ve polimerlerin etkisi</u>	<u>34</u>
<u>4.1.8. Emme tüpü kesit geometrisinin etkisi</u>	<u>36</u>
<u>4.2. Jet Loop Reaktörlerin Atıksu Arıtımında Kullanımı</u>	<u>38</u>
5. SONUÇ	45

KAYNAKLAR	46
ÖZGEÇMİŞ	

KISALTMALAR

a	Özgül yüzey alanı (m^2/m^3)
A	Toplam arayüzey (m^2)
A_b	Emme tüpü ve reaktör arasında kalan alan (m^2)
A_D / A_R	Aşağı çevirici kesit alanının reaktör kesit alanına oranı
BOI_5	5 günlük biyolojik oksijen ihtiyacı
C	Çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg/l)
C_B	Besleme çözeltisindeki çözünmüş madde konsantrasyonu (mg/l)
C_i	Arayüzey içindeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg/l)
C_L	Hacim sıvısı içindeki çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg/l)
C_0	$t=0$ anındaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg/l)
C_s	Çeşme suyunun işletme koşullarında oksijen doygunluk değeri (mg/l)
C_{s^*}	Çözünmüş oksijen doygunluk değeri (mg/l)
C_t	t anındaki çözünmüş oksijen konsantrasyonu (mg/l)
ÇO	Çözünmüş oksijen (mg/l)
D	Moleküler difüzyon katsayısı
d_B	Kabarcık çapı (mm)
D_e	Emme tüpü çapı (mm)
d_G	Hava borusu çapı (mm)
D_r	Jet loop reaktörün çapı (mm)
d_T	Püskürtme başlığı çıkış borusunun çapı (mm)
e	Püskürtme başlığı sıvı ve hava çıkış noktaları arasındaki mesafe (mm)
E	Sisteme aktarılan güç (watt)
E/V	Birim sıvı hacmine verilen enerji (kw/m^3)
g	Yerçekimi ivmesi (m/s^2)
H_b	Emme borusunun çarpma levhasına olan mesafesi (cm)
ΔH	Sıvı seviye farkı (cm)
JLMBR	Jet loop membran biyoreaktör
K_L	Sıvı faz kütle transfer katsayısı
K_{La}	Hacimsel kütle transfer katsayısı

K_m	Sıvı ve membran yüzeyü arasındaki partikül kütle transfer katsayısı
KOI	Kimyasal oksijen ihtiyacı (mg/l)
OHT	Oksijen tüketen bir sistemde işletme koşulları altında gerçek oksijen transfer hızı (kg O ₂ /Kw saat)
P_B	Çözünmüş oksijen oksijen konsantrasyonu içeren bir çözelti ile denge halindeki gaz fazda bulunan oksijenin kısmi basıncı
P_i	Sıvı faz içerisindeki çözünmüş oksijenin aktivitesi
ΔP	Basınç farkı (kPa-atm)
Q	Hacimsel debi (m ³ /gün)
Q_g	Gaz veya hava debisi (l/dak)
Q_L	Sıvı debisi (l/dak)
t	Zaman
T	Sıcaklık (°C)
u_g	Gaz sirkülasyon hızı (m/s)
v	Jetin ucundaki sıvının akış hızı (m/s)
V	Reaktör hacmi (m ³)
ϵ	Gaz tutulma (%)
ϵ_s	Katı madde tutulma
η	Sıvının viskozitesi (N s/m ²)
ν	Sıvının kinematik viskozitesi (N s/m ²)
ρ	Sıvının özgül ağırlığı (kg/m ³)

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Gaz Kabarcığında Oksijen Transfer Diyagramı	7
Şekil2.2. Bir Kolon Reaktör Düzenegi	17
Şekil 3.1. Jet loop biyoreaktör sisteminin ve püskürtme başlığının genel görünüşü	24
Şekil 3.2. Jet loop biyoreaktör sisteminin genel görünüşü.....	25
Şekil 4.1. Püskürtme başlığının ayrıntılı şekli	28
Şekil 4.2. Püskürtme başlığının emme tûpüne batma derinliği.....	34

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1: Çeşitli havalandırma sistemlerinin avantaj, dezavantaj ve oksijen transfer değerleri (Basınçlı hava sistemleri).....	14
Çizelge 4.1: Yapılan bazı çalışmalardan çıkarılan modeller.....	38
Çizelge 4.2: Endüstriyel amaçlı kullanılan HCR (Jet Loop Reaktör) sistemleri	40

1. GİRİŞ

Endüstriyel gelişmeler, sanayi tesislerinin artması, hızla artan nüfus ve nüfusla birlikte tüketim çeşitliliğinin de büyümesi çevre sorunlarını da beraberinde getirmektedir. Birçok endüstriyel kuruluşun üretimi sonucu ortaya çıkan atık sularını arıtıma tabi tutmadan çevreye vermesi, canlı hayatını etkilemekte ve su sorununu ortaya çıkarmaktadır. Su, insan yaşamının en önemli ihtiyaçlarından biri olması nedeniyle atıksuların arıtılması için önlemler alınmaya başlanmış ve arıtma teknolojileri çoğalarak geliştirilmiştir.

Başlangıçta çevresel ve estetik kaygılarla başlayan çevre sorunları zamanla sağlık açısından toksik etkilerin giderilmesini amacına dönüşmüştür. Öncelikle klasik arıtma yöntemleri kullanılmış, biyolojik olarak parçalanabilen organik maddelerin giderilmesi hedeflenmiş ve patojen mikroorganizmaların giderilmesi amaçlanmıştır. Günümüzde ise yüksek verimde çalışabilen çeşitli arıtma sistemleri çalışmalarına ağırlık verilmiştir. Bu çalışmalar yapılırken yatırım maliyeti, işletme maliyeti, kullanılan alanın azaltılması gibi ekonomik değerlerde dikkate alınmıştır. Son yıllarda özellikle biyo-reaksiyon mühendisliğinde geliştirilen yeni ve modern reaktörler daha etkin ve düşük maliyette atıksu arıtımı sağlamaktadır.

Kimya sanayisinde son yıllarda kullanılan yüksek gaz hızlarının temin edilerek sistem verimliliğinin arttırıldığı “gaz kaldırmalı reaktörler”, klasik karıştırılmalı reaktörlerle karşılaştırıldığında büyük avantajlar sağlamaktadır. Gaz kaldırmalı reaktörler, mekanik karıştırıcı kullanılmadan, yüksek gaz hızları ve büyük spesifik ara yüzey alanları sağlayabilmektedirler. Bu avantajları atıksu arıtımında kullanmak amacıyla önce “kabarcık kolonlar”, sonra “hava kaldırmalı reaktörler” ve daha sonra da “jet loop reaktörler” geliştirilmiştir.

Yeni nesil reaktörlerin üçüncü versiyonunu jet loop reaktörler oluşturmaktadır. Bu reaktörlerin hava kaldırmalı reaktörlerden en önemli farkı, sisteme verilen enerjinin sıvının kinetik enerjisinden sağlanmasıdır.

Jet loop biyoreaktörler, klasik aerobik sistemlerle (aktif çamur sistemleri gibi) karşılaştırıldıklarında havalandırma için mekanik gereçleri (pedal, türbin vb.) bulundurmaz, yüksek H/D (yükseklik/çap) oranı (5–10/1) nedeniyle inşası için az arazi ihtiyacı oluşu ve daha etkili bir karışımın sağlanabilmesi gibi birçok avantaj sunmaktadır. Püskürtme başlığı sayesinde meydana getirilen çift akımın hava kabarcıklarını küçük parçalara bölmesi ile etkili bir karışım ve yüksek etkin yüzey alanının oluşturduğu jet loop reaktörler birçok ünitenin yaptığı işi tek başına yaptığı için büyük enerji tasarrufu sağlayarak yüksek difüzyon katsayısı ve oksijenlenme temin etmektedir. Bu özellikleri nedeniyle jet loop biyoreaktörler yüksek konsantrasyonlarda organik madde içeren endüstriyel atıksuların arıtımında verimli bir şekilde kullanılmaktadırlar.

Bu çalışmada özellikle endüstriyel atıksu arıtımında kullanımları son yıllarda yaygınlaşan JLB'lerin kütle transfer özelliklerinin ve yüksek verimlerinin araştırılması hedeflenmiştir.

2. KURAMSAL TEMELLER

2.1. Atıksuların Biyolojik Arıtımı ve Biyoreaktörlerin Rolü

Hızlı nüfus artışı ve endüstrileşme sonucunda oluşan atıksular doğanın özümleyebileceği miktarı aşmış ve alıcı ortamları kirlenme tehlikesi ile karşı karşıya bırakmıştır. Doğadaki ekolojik dengeyi olumsuz yönde etkileyebilecek ve diğer faydalı kullanımlarını engelleyecek bu durumun önüne geçebilmek için atıksuları uzaklaştırmadan önce arıtma zorunluluğu doğmuştur. Atıksuların özellikleri kaynaklarına bağlı olarak önemli farklılıklar gösterir ve bu farklılıklara göre arıtma yöntemleri de değişir. Atıksuların genellikle %99'undan daha yüksek bir kısmı su ve yalnız geri kalan kısmı kirletici maddelerden oluşmaktadır. Kirleticiler suyun içinde çözülmüş halde bulunabilecekleri gibi, katı madde olarak askıda da bulunabilirler. Bu maddelerin özelliklerine göre uzaklaştırılmaları için kullanılacak arıtma yöntemi de değişir. Örnek olarak organik kirleticilerin uzaklaştırılması için en etkin yöntemin "biyolojik arıtma" olduğu söylenebilir. Biyolojik arıtma atıksuyun içinde bulunan askıda veya çözülmüş organik maddelerin bakterilerce parçalanması ve çökebilen biyolojik floklarla sızının içinde kalan veya gaz olarak atmosfere kaçan sabit inorganik bileşiklere dönüşmesidir. Biyolojik arıtmanın esası organik kirleticilerin doğada yok edilmeleri için yer alan biyoflokülasyon ve mineralizasyon proseslerinin kontrolü ile çevrede ve optimum şartlarda tekrarlanmasıdır. Böylece doğadaki reaksiyonların hızlandırılarak daha kısa bir sürede, emniyetli ortamda gerçekleştirilmeleri sağlanmaktadır.

Biyolojik arıtma sistemleri değişik şekillerde sınıflandırılabilirler. Ortamda oksijen varlığına göre havalı (aerobik) ve havasız (anaerobik) olarak sınıflandırılan bu sistemler kullanılan mikroorganizmaların sistemdeki durumuna göre askıda ve sabit film (biyofilm) prosesleri olarak da sınıflandırılabilirler.

Biyolojik arıtmanın amacı, atıksudaki çökelmeyen koloidal katıları pıhtılaştırarak gidermek ve organik maddeleri kararlı hale getirmektir. Evsel atıksu arıtımında organik madde içeriğinin yanı sıra azot ve fosfor gibi besi maddeleri de biyolojik arıtımda giderilir. Çoğu kez ortamda toksik olabilecek eser (iz) miktardaki organik maddeleri gidermek de önemlidir. Tarım alanlarından geri dönen sularda önemli olan azot ve fosforun arıtılması kritik önem taşır. Endüstriyel atıksular için, organik ve inorganik bileşiklerin arıtımı önemlidir. Bu bileşiklerden çoğu mikroorganizmalar üzerinde toksik etki yaptıkları için genellikle çoğu zaman ön arıtma gerekebilir.

Biyolojik arıtma sistemlerinin tasarımında ve sistem seçiminde, mikroorganizmaların biyokimyasal aktivitelerinin anlaşılması için iki önemli konu vardır. Bunlar, atıksu arıtımında karşılaşılan mikroorganizmaların besi maddesi ihtiyacı ve moleküler oksijen ihtiyacına dayalı mikrobiyal metabolizmaların yapısıdır.

Çevre koşullarının (sıcaklık, pH, çözülmüş oksijen, çözülmüş karbondioksit, redox potansiyeli, toksisite vb.) organizmalar üzerine etkileri önemlidir. Mikroorganizmaların metabolizmaları (özellikle büyüme faaliyetleri) kendilerini çevreleyen fiziksel ortamın özelliklerine geniş ölçüde bağlıdır.

Çözülmüş oksijen (ÇO), havalı arıtma sistemlerinde önemli bir parametredir. Suda çözünlüğü az olan (ÇO=7-8 mg/L, 25°C, 1 atm.) oksijenin sürekli sağlanması ve oksijen sınırlamasının önüne geçilebilmesi için oksijen transfer hızının oksijen kullanma hızından daha büyük olması gerekir. Kritik oksijen konsantrasyonu, bakteri ve mantarlar için doygunluk konsantrasyonunun %5-10'u arasındadır (1-2 mg/L), küfler için ise doygunluk konsantrasyonunun %10-50'si arasındadır (1-5 mg/L). Ortamda oksijen sınırlamasını gidermek için saf oksijen kullanılabileceği gibi, sistem yüksek basınç altında (2-3 atm) da çalıştırılabilir (Öztürk vd 2004).

Çözünmüş karbondioksit (CO_2) de organizmaların aktivitelerini etkiler. Yüksek konsantrasyonları toksik, düşük konsantrasyonları da sınırlayıcı etki yapar. Bazı organizmalar (ototrofik) CO_2 'i karbon kaynağı olarak kullanırlar (Öztürk vd 2004).

Ortamın iyonik kuvveti de (iyon konsantrasyonu) organizmaların metabolik fonksiyonlarını, O_2/CO_2 'nin çözünürlüğünü ve iyonların hücre içine ve dışına aktarımını etkileyen önemli bir faktördür (Öztürk vd 2004).

2.1.1. Biyoreaktörlerde kütle transferi

Biyoreaktör tasarımında reaktörün fiziksel özellikleri, ekonomik olması, elde edilen kinetikler ve stokiometri, karışımı, reaktörün geometrisi, gaz tutulma miktarı, kabarcık boyutu ve kütle transfer katsayısı gibi parametrelerin etkisi oldukça önemlidir. Biyoreaktör tasarlanırken karışımın etkisi özellikle dikkate alınmalıdır. Çünkü kütle transfer katsayısını etkileyen en önemli parametre karışımıdır. Dolayısıyla bu parametrelerin belirlenmesi istenen sonuçların alınması açısından önemlidir.

Oksijen transferi, evsel ve endüstriyel kaynaklı atık suların aerobik biyolojik prosesler ile arıtımında önemli rol oynamaktadır. Aerobik atıksu arıtımında mikroorganizmaların ihtiyaç duyduğu oksijenin su ortamına transfer edilmesi süreci kütle transferidir. Gaz transferi de gazın bir fazdan diğer bir faza geçirildiği bir proses olarak açıklanabilir. Bu transfer genellikle gaz fazdan sıvı faza doğru olur. Oksijen hava kabarcıklarından süspanse haldeki mikroorganizmalara birçok kütle transferi direncini aşarak transfer edilir. Kabarcıklar etrafındaki sıvı filmi direnci bütün oksijen transferini kontrol eden dirençtir. Kütle transferindeki etkili dirençler:

1. Çözeltideki gaz ile gaz-sıvı ara yüzeyindeki gaz film direnci,
2. Gaz-sıvı ara yüzeyindeki ara yüzey direnci,

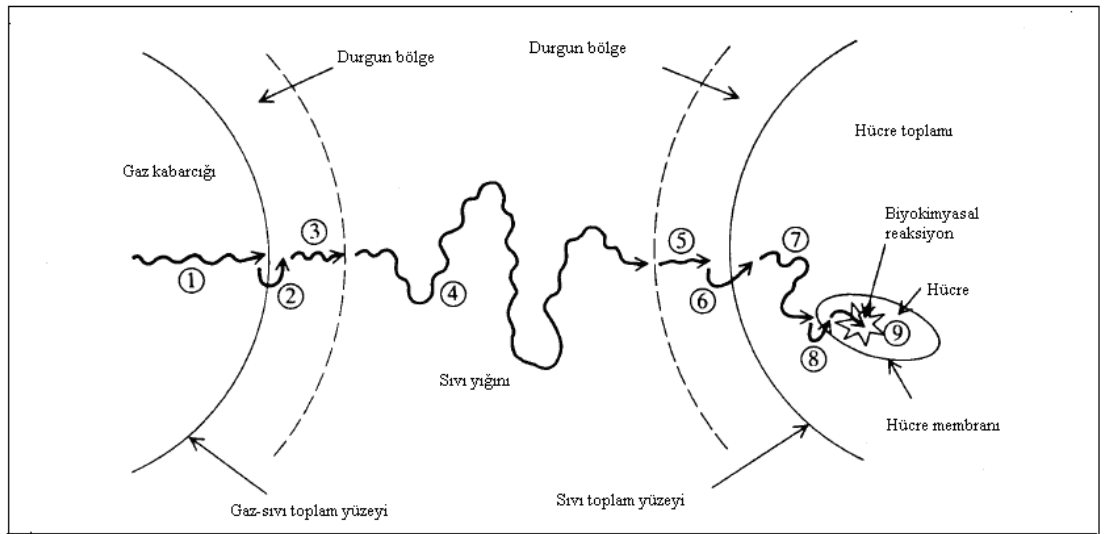
3. Ara yüzey ve çözelti sıvı fazı arasındaki sıvı film direnci,
 4. Mikrobiyal hücreleri çevreleyen sıvı film tabakasına oksijen transferine karşı sıvı faz direnci,
 5. Mikroorganizmaların etrafındaki sıvı film direnci,
 6. Mikrobiyal floklardan kaynaklanan hücreler arası direnç,
 7. Mikroorganizmaların oksijen tüketiminden kaynaklanan direnç,
- olarak sayılabilir. Eğer hücre büyümesi yumaklaşma şeklinde ise oksijenin yumağın içerisine geçmesi ve yumaklarda anaerobik şartların oluşmaması için karıştırma işlemi gerçekleştirilmektedir.

Oksijenin suda çözünürlüğünün az olması ve düşük transfer hızına sahip olması nedeniyle normal koşullarda aerobik ortam için yeterli oksijen hava-su arayüzeyinden su içerisine geçemez. Bunun için bazı ekipmanlar kullanılarak ya su içerisine hava verilmeli ya da farklı bir dağıtım yapısıyla su damlacıklar halinde dağıtılarak hava ile teması artırılıp aerobik şartlar için yeterince oksijen kazanması sağlanmalıdır.

Atık suda yüksek miktarda nütrient ve iyonik tuzlarında bulunması nedeniyle mikroorganizmaların oksijen tüketim hızı fazla olmaktadır. Dolayısıyla yeterli oksijenin sağlanamaması durumunda biyoproseslerin performansı düşmektedir. Bu yüzden oksijen transferi performansı ve oksijen transferi hızı sınırlayıcı parametredir ve transfer katsayısının doğru hesaplanması çok önemlidir. Bu amaçla kullanılmakta olan birçok hesaplama tekniği vardır (Gogate and Pandit 1999). Gaz transfer mekanizmasını açıklamak amacıyla geliştirilmiş kullanımı oldukça yaygın ve en sade olanı iki film teorisidir. İki film teorisinin popüler kalmasının sebebi, karşılaşılan durumların %95'inden fazlasında diğer kompleks teorilerden elde edilen sonuçlar ile aynı sonuçları vermesidir (Tchobanoglous 1991). Şekil 2.1'de gaz fazdan sıvı faza oksijen transferinin şematik gösterimi verilmektedir.

1. Gaz fazı,
2. Kabarcığın gaz-sıvı arayüzeyinden geçişi,
3. Hava kabarcığının durgun sıvı tabakadan geçişi,
4. Hava kabarcığının sıvı yığını ortamından geçişi,
5. Hava kabarcığının tekrar durgun bölgeye girişi,
6. Toplam sıvı yüzeyinden geçişi,
7. Hücre yapısından geçişi,
8. Hücrede biyokimyasal reaksiyonun gerçekleşmesi,
9. Membran hücreye girişi.

İki film teorisi, gaz-sıvı ara yüzeyinde iki film tabakasının oluşturduğu fiziksel bir modeldir ve bu tabakalardan biri sıvı diğeri gaz fazdaki iki film tabakası gaz moleküllerinin gaz ve sıvı faz arasındaki geçişine direnç göstermektedir. Oksijen transferinin suya geçişinin iki aşamada gerçekleştiğini düşünürsek; ilk aşamada oksijen gaz-sıvı ara yüzeyindeki daha yoğun olan bir tabakada sıvı içerisinde çözünür ve ikinci aşamada bu tabakadan sıvının daha iç kesimlerine transfer edilir. Oksijenin sudaki çözünürlüğü son derece düşük olduğundan, ikinci aşama tüm prosesi kontrol eden aşamadır.



Şekil 2.1. Gaz kabarcığında oksijen transfer diyagramı (Agblevar *et al.* 2000).

Atıksu arıtımında gaz transfer hızı, o andaki gazın çözeltildeki yoğunluğu ve denge yoğunluğu farkı ile orantılıdır. Toplam hacmi V olan ve toplam ara yüzeyi A olarak aldığımız bir sıvı içerisinde toplam oksijen transfer hızı,

$$r_m = K_L \cdot A \cdot (C_s - C) \quad (2.1)$$

Burada:

- r_m : kütle transfer hızı,
- K_L : gaz difüzyon katsayısı,
- A : gazın difüze olduğu alan,
- C_s : gazın çözeltildeki doyum konsantrasyonu,
- C : gazın çözeltildeki konsantrasyonu

şeklinde gösterilebilir. Birim zamanda birim hacme düşen oksijen transfer hızı ise OTH ile sembolize edilir ve OTH ifadesi,

$$OTH = \frac{dC}{dt} = K_L \frac{A}{V} (C_s - C) \quad (2.2)$$

şeklinde oluşturulabilir. Aslında $\frac{A}{V}$ değeri özgül yüzey alanıdır ve a ile gösterilir. Bu durumda OTH,

$$OTH = K_L \cdot a \cdot (C_s^* - C_L) \quad (2.3)$$

OTH : Konsantrasyon değişimi, mg/L.sn,

$K_L a$: Toplam kütle transfer katsayısı, 1/s

olur. Pratikte K_L ve a değerlerinin ayrı ayrı incelenmesi yerine $K_L a$ olarak tek bir parametre şeklinde değerlendirilmesi daha kolaydır. Bu durumda $K_L a$ hacimsel kütle

transfer katsayısı olarak tanımlanır. (2.3) numaralı eşitliğin $C=C_0$, $C=C_t$, $t=0$, $t=t$ aralığında integrali alınır;

$$\int_{C_0}^C \frac{dC}{(C_s^* - C_L)} = K_L a \int_0^t dt \quad (2.4)$$

olur ve sonuç olarak;

$$\frac{C_s^* - C_t}{C_s^* - C_0} = e^{-K_L a t} \quad (2.5)$$

ifadesi elde edilmiş olur. Buradan sistemin hacimsel (tüm) kütle transfer katsayısı $K_L a$ değeri hesaplanabilir. $(C_s - C_t)$ ve $(C_s - C_0)$ terimleri başlangıç ve sonuçtaki doygunluk eksikliğini gösterir.

Biyoreaktörlerde kütle transfer katsayısının ($K_L a$) artırılması reaktörün performansının artmasına neden olmaktadır. Su ortamında kütle transferine birçok direncin etkisi vardır. Bu film dirençlerinin düşürülmesi kütle transfer hızını artırabilir. Bunun için de film kalınlığını azaltmak gerekebilir ve bunun iki yolu vardır:

1. A/V ifadesindeki A (temas yüzey alanı) değerinin artırılması: Bu iki şekilde gerçekleştirilir: Birincisi sisteme verilen gaz miktarının artırılması, ikincisi ise kesme kuvvetlerinin artırılması ile kabarcık boyutlarının azaltılması yoluyla yüzey alanının artırılmasıdır.

2. Ortamdaki kesme kuvvetlerinin artırılması: Sisteme verilen enerjinin artırılarak karıştırmanın daha fazla olması, dolayısıyla kesme kuvvetinin artırılmasıdır. Özellikle

viskozitesi yüksek sıvıların film kalınlıklarının daha fazla olması nedeniyle kesme kuvvetinin artırılması sonucu viskozitenin düşürülerek kütle transferinin artırılmasıdır.

Yapılan çalışmalarda $K_L a$ değerinin birim sıvı hacmine verilen enerji ile birim alana veya hacme gönderilen gaz debilerinin fonksiyonu olduğu belirlenmiştir. Bu ilişki genel olarak şu şekilde gösterilebilir (Yıldız 1999):

$$K_L a \approx \left(\frac{E}{V} \right)^a \left(\frac{Q_g}{A} \right)^b \quad (2.6)$$

$K_L a$ teriminin birçok araştırmacı tarafından doğrudan kullanılmasına karşın gaz-sıvı kütle transfer mekanizmasının daha iyi anlaşılması için K_L ve a parametrelerini ayrı ayrı ele alarak hangi parametrenin kütle transfer hızını kontrol ettiğini belirlemek gerekir. Ara yüzey alanı (a) gaz-sıvı reaktör dizaynında en önemli parametrelerden birisidir ve a reaktörün geometrisine, işletme parametrelerine ve sıvının fiziksel-kimyasal özelliklerine bağlıdır. Dolayısıyla a değeri, güç tüketimine ve gaz dağıtıcı tipine bağlıdır ve ayrıca gaz tutulma değeri (ε) ve kabarcık boyutu ile ilişkilidir (Bouaifi *et al.* 2001).

Reaktör içerisinde oluşturulan kabarcıkların çaplarının ve ε 'nin bilinmesi ile a hesaplanabilir:

$$a = \frac{6}{d_B} \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right) \quad (2.7)$$

Burada (ε) reaktör içerisindeki toplam gaz miktarının, tüm hacme oranı olarak tanımlanan gaz tutulma değeridir. ε değeri gaz hızına, sıvının fiziksel yapısına ve gaz dağıtıcının çeşidine bağlıdır.

Kütle transferi sadece ε ve kabarcık boyutuna bağlı değildir. Sıvı tabaka kütle transfer katsayısı K_L parametresine de bağlıdır. Bu değer,

$$K_L = K_{L,a} \frac{d_B(1-\varepsilon)}{6\varepsilon} \quad (2.8)$$

eşitliği ile hesaplanabilir. K_L difüzyon katsayısı ve sıvı fazda oluşturulan türbülansa bağlıdır. Bu parametrenin değeri kabarcık boyutu ve kabarcık etrafındaki akış olayları ile değişir. 1 mm civarındaki kabarcıklar rijit cisimler gibi davranırlar ve K_L düşüktür. Daha büyük kabarcıklarda ise K_L nispeten daha büyüktür. Karıştırıcılı reaktörle için K_L güç tüketimine (sıvı hızı ve bölgesel türbülans) bağlı iken kabarcık kolonlarında temas süresine bağlıdır (Bouaifi *et al.* 2001).

Havalandırma verimi olarak da bilinen $K_L a$ üzerinde etkili olan birçok parametre bulunmaktadır. Bu parametreleri; karıştırma, hava akış hızı, hava basıncı, sıcaklık, tank geometrisi (gaz sıvı arasındaki etkileşme süresini etkiler), akışkanının özellikleri (yoğunluk, viskozite, tuzlar, yüzey aktif maddeler, biyokütle, yüzey gerilimi vb.), köpük önleyicilerin bulunuşu, kullanılan immobilize materyallerin konsantrasyonu ve fiziksel özellikleri (yoğunluk, partikül boyutu, vb) olarak sayabiliriz (Vogelaar *et al.* 2000; Özbek and Gayik 2001). Özbek and Gayik (2001) yaptığı çalışmada glikol ve biyokütle bağlayıcı materyal kullanıldığında, akışkanın viskozitesinin artması nedeniyle hava kabarcıklarının büyümesi sonucu kötü dispersiyon meydana geldiğini ve sonuç olarak biyokütle tutucu materyallerin gaz-sıvı ara yüzeyini birleştirmesinden dolayı $K_L a$ üzerinde negatif etki yaptığını tespit etmiştir.

Hacimsel kütle transfer katsayısı $K_L a$ üzerinde basınç profilinin etkisinin incelendiği bir araştırma yapılmıştır. Birçok araştırmacı gaz ve sıvı fazın $K_L a$ hesaplamasında büyük hataya neden olabilecek farklı etkileri hesaba katmayan basit modellerin kullanıldığını

rapor etmiştir. Bunun yanısıra tank yüksekliği boyunca basınç profilinin etkisini belirleyen $K_L a$ üzerinde diğer faktörlerinde etkisinde incelenmiştir. Basınç profilinde hesaba katan iki fazlı ayırım modeli önerilmiştir. Beklenen basınç profilinde hataya sebep olan çeşitli hassas parametrelerin üzerinde durulduğunda; sıvı fazda ideal olmayan akışkanlığa sahip hacimsel tanklarda hesap edilmesi gereken basınç profil varlığı, ayırım etkilerini elimine eden deneysel bir teknik kullanıldığında bulunmuştur. Öngörülen basınç profilinde hataların sebebini tanımlayan basit bir düzeltme önerilmiştir. Öneri basıncı hesaba katmayan bir model tarafından değerlendirilen tüm kütle transfer katsayılarını doğrulamada kullanılmıştır (Petera and Ditl 2000).

Toplam kütle transfer katsayısı $K_L a$; sıcaklığın, karıştırma hızının (aynı zamanda havalandırma cihazı tipi ve karışma hücresi şekli) ve sudaki maddelerin de fonksiyonudur. Bu faktörler aşağıda kısaca anlatılmıştır.

Sıcaklığın etkisi:

$$r_T = r_{20} \Theta^{(T-20)} \quad (29)$$

Burada;

- r_T : T°C deki reaksiyon hızı,
- r_{20} : 20°C'deki reaksiyon hızı,
- Θ : sıcaklık aktivite katsayısı
- T : sıcaklık, °C

Karıştırma ve tank şeklinin etkisi: Karıştırma hızı ve tank şeklinin $K_L a$ ya etkisini teorik olarak bulmak çok zordur. Havalandırma sistemlerinde sistem seçimi verimle, verim de $K_L a$ ile ilişkili olduğundan mutlaka bulunması gerekmektedir. Havalandırma

sistemlerinin genellikle musluk suyu kullanılarak ve düşük çözünmüş oksijen seviyelerinde özellikleri belirlenir. Gerçek sistemde $K_L a$ 'yı bulmak için α faktörü kullanılır:

$$\alpha = C_s(\text{atıksu})/C_s(\text{musluk suyu}) \quad (2.10)$$

α değeri havalandırma sistemi tipi, şekli, karıştırma şekli ve atıksu karakteristiklerine göre değişir (0,3–1,2). Difüzörlü sistemlerde 0,4–0,8; mekanik havalandırma sistemlerinde ise 0,6–1,2 arasındadır. Gerçek havalandırma tankı geometrisi, deney için kullanılan çok farklıya uygun α değerinin seçilmesine çok dikkat edilmelidir.

Atıksu karakterinin etkisi: Üçüncü düzeltme faktörü β , test sistemi oksijen transfer hızını, sudaki tuzların, partikül maddelerin ve yüzey aktif maddelerin oksijenin çözünlüğüne etkisini düzeltmek amacıyla kullanılır:

$$\beta = C_s(\text{atıksu})/ C_s(\text{çeşme suyu}) \quad (2.11)$$

β 0,7–0,98 arasında değişir. Atıksu için genellikle $\beta = 0,95$ kullanılır. β 'nin tayini, atıksu arıtma tesisi laboratuvarlarında kolaylıkla yapılabileceğinden kullanılacak değerlerin laboratuvarda doğrulanması önerilmektedir (Öztürk vd 2004). Çizelge 2.1'de çeşitli havalandırma sistemlerinin karşılaştırılması verilmektedir (Öztürk vd 2004).

Çizelge 2.1: Çeşitli havalandırma sistemlerinin avantaj, dezavantaj ve oksijen transfer değerleri (Öztürk vd 2004)

Havalandırma Sistemi	Açıklama	Avantajlar	Dezavantajlar	Transfer Verimi (%)	Transfer Hızı (standart kgO/kW.h)
Basınçlı hava sistemi	Hava tankın dibine yakın bir yerden gözenekli veya gözeneksiz difüzörlerden verilir. Hava kabarcıkları yüzeye çıkarken oksijen transferi ve karışma gerçekleşir.				
İnce kabarcıklı	Seramikten yapılmış gözenekli plaka, tüp, kubbemsi difüzör veya lastik esnek membran	İyi karıştırma, hava debisini değiştirerek işletme esnekliği ve iyi oksijen transferi, enerji gereksinimi düşük, membran tiplerinin bakım masrafları düşük	Yüksek yatırım ve bakım masrafları, hava filtresi gerekiyor.	10–30	1,2–2,0
Orta kabarcıklı	Basınçla dağıtılan hava esnek diskin yerinden oynatabilir.	Tıkanma olmaz, bakımı düşük, hava filtresi gerekmez, spiral akış için kullanılır.	İlk yatırım masrafı yüksek, oksijen transferi düşük, enerji gideri yüksek	4–8	0,6–1,2
İri kabarcıklı	Basınçla dağıtılan hava esnek diskin yerinden oynatabilir.	Tıkanma olmaz, bakımı düşük, hava filtresi gerekmez, spiral akış için kullanılır.	İlk yatırım masrafı yüksek, oksijen transferi düşük, enerji gideri yüksek	4–8	0,6–1,2
Jet Havalandırıcı	Basınçlı hava ve sıvı karıştırılıp öyle veriliyor. İnce kabarcıklar yükselirken karışma ve oksijen transferi sağlar.	Maliyeti orta, derin tanklar için uygun, yüksek transfer verimi	Üfleyici (blower) ve pompalama ekipmanı gerektirir, ağızda (nozzle) tıkanma	10–25	1,2–2,4
Mekanik sistem	Hava dolambaçlı yoldan yukarı doğru bir tüp içinden akar. Karışma ve oksijen transferi sağlanır.	Yatırım maliyeti düşük, transfer verimi yüksek	Karışım düşük	-	1,2–2,6
Radyal akışlı düşük hız 20–60 dev/dak	Düşük hız, büyük çaplı pervane kullanılır, yüzer veya sabittir, vites değiştirici kullanılır.	Tank şekli ve boyutu ayarlanabilir, iyi karışma.	İlk yatırım yüksek, soğuk iklimde buzlanma, vites düşürücü bakım problemi yaratabilir.	-	1,2–2,4
Eksenel akışlıyüksek hızlı 300–1200 dev/dak	Yüksek hız, daha küçük çaplı pervane kullanılır. Yüzer yapı	İlk yatırım düşük, çeşitli su seviyelerine ayarlanabilir, esnek işletme.	Soğuk iklimde buzlanma, bakım zor, karışım yetersiz	-	1,2–2,4
Döner fırçalı	Havalandırma ve sirkülasyon sağlar, çevresinden çelik fırça çıkan silindirik şeklinde	Havalandırma ve sirkülasyon sağlar, oksidasyon hendeklerinde kullanılır, ilk yatırım orta, bakım kolay.	Tank şekli limitli, verim düşük	-	1,2–2,4
Batmış türbin	Şiddetli karışım sağlar, sıkıştırılmış hava pervanesinin altından verilir. Sabit köprü gerektirir.	Karışım iyi, birim hacim için kapasite yüksek, derin tanklar için uygun, işletme esnekliği, buzlanma ve sıçrama yok.	Üfleyici ve devir düşürücü gerektirir, toplam enerji gereksinimi yüksek, ilk yatırım yüksek.	-	1,0–1,5

Oksijen transfer verimi şu faktörlere bağlıdır:

- difüzörün tipi, boyutu ve şekli

- hava debisi
- suya batma derinliği
- tank şekli (difüzörün yeri de dâhil)
- atıksu karakteristikleri

2.2. Atıksu Arıtımında Kullanılan Yeni Nesil Reaktörler

Son yıllarda çevreye daha az zarar verecek, daha düşük miktarlarda atık üretecek, enerji tasarrufunun da göz önünde bulundurulduğu yüksek arıtma kapasitesine sahip reaktörlerin geliştirilmesi için birçok çalışma yapılmaktadır. Dolayısıyla reaktörün bir bölümünde reaksiyon gerçekleşirken diğer bölümlerde de kütle, sıcaklık ve momentum transferlerinin meydana geldiği reaktör sistemleri geliştirilmektedir (Westerterp 1992). Bu durum çok amaçlı fonksiyona sahip reaktör türlerinin dizayn edilmesine neden olmuştur. Birden fazla prosesin tek bir reaktörde toplanarak dizayn edilmesi ekonomik parametrelerdende istenilen ölçüde yararlanmaya neden olmaktadır (Agar 1999).

Biyoreaktörlerin işletilmesinde proses verimini, reaktördeki metabolik aktiviteyi ve enerji maliyetini etkileyen en önemli hidrodinamik parametre oksijen transferidir. Atık su ortamındaki oksijen dengesi transfer hızına ve bakteriyel solunuma bağlıdır. Yıllardan beri kullanılan klasik arıtma sistemlerinin evsel ve endüstriyel atıksuların arıtılmasında yeterli miktarda ve verimde kütle transferi sağlayamaması nedeniyle daha etkili ve daha düşük maliyetteki yeni tip biyoreaktörler geliştirilmiştir.

Son yıllarda özellikle kimya sanayiinde kullanılan yüksek gaz hızlarının temin edilerek sistem verimlerinin artırıldığı “gaz kaldırmalı reaktörler”, klasik karıştırmalı reaktörlerle karşılaştırıldığında büyük avantajlar sağlamaktadır. Gaz kaldırmalı reaktörler mekanik karıştırıcı kullanılmadan, yüksek gaz hızları ve büyük spesifik ara yüzey alanları sağlayabilmektedirler (Ghrirardini *et al.* 1992). Bu avantajları atıksu arıtımında

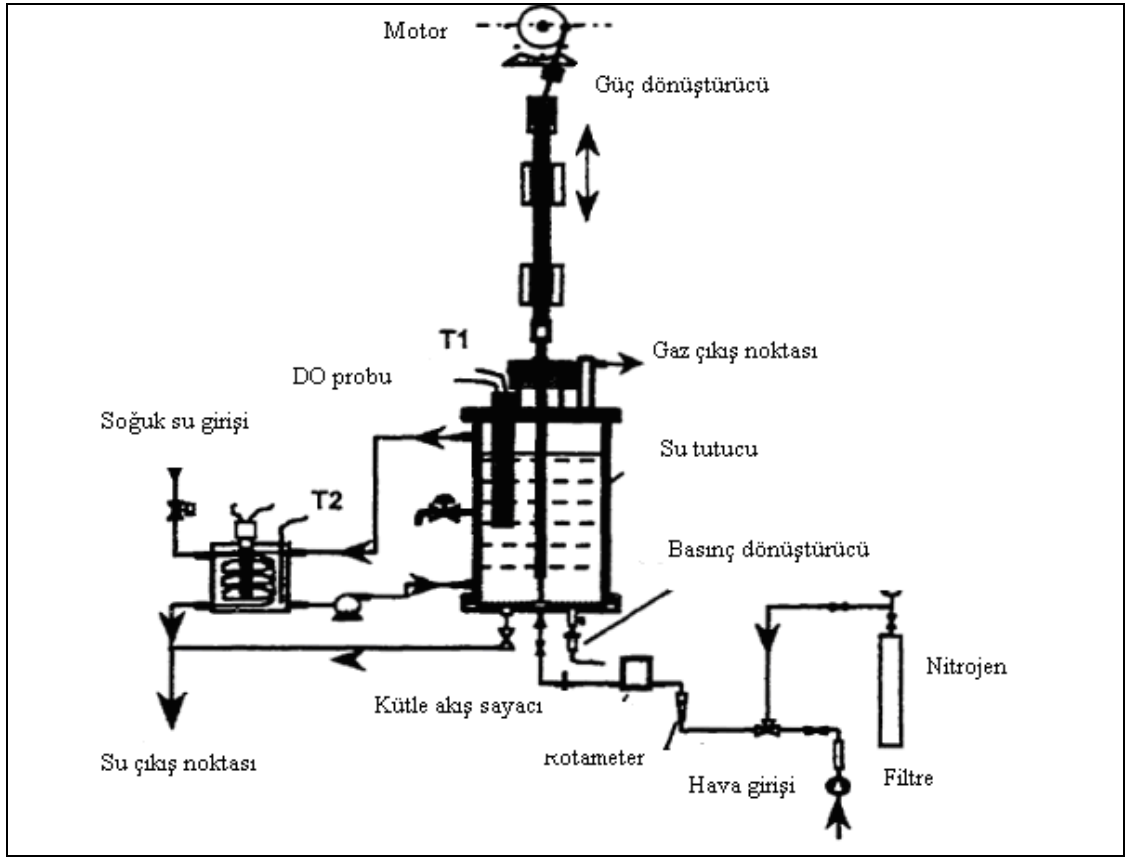
kullanmak amacıyla önce “kabarcık kolonlar”, sonra hava “kaldırmalı reaktörler” ve daha sonra da “jet-loop reaktörler” geliştirilmiştir.

2.2.1. Bubble (kabarcık) kolonlar

Biyolojik arıtım ve fermantasyon sistemlerinde karıştırıcıların kesme kuvvetinin zararlarının bertaraf edilmesi kabarcık kolonların tercih edilmesinin nedenidir ve kabarcık kolonların bu yüzden kullanımı oldukça yaygındır. Bir kabarcık kolon reaktör sistemi Şekil 2.2’de gösterilmektedir (Gagnon 1998).

Ayrıca düşük enerji gerektirmesi de diğer mekanik karıştırıcılara göre avantaj göstermektedir (Hamdi and Ellauz 1992). Kabarcık kolonlarda $K_L a$ reaktör performansı üzerinde en etkili parametredir. Fakat farklı parametreler K_L ve a değerlerini farklı farklı şekilde etkilemektedir. Bu iki parametrenin etkilenme şeklinin ve bu parametreleri etkileyen faktörlerin iyi değerlendirilmesi $K_L a$ ’nın daha iyi anlaşılabilmesi için gereklidir. Kabarcık kolonlar reaktörlerde K_L değeri doğrudan kullanılan dağıtıcı tipine bağlı aksenel sıvı dispersiyon katsayısı ile a ise ε ve kabarcık çapıyla (d_p) bağıntılıdır (Kawase and Moo-Yang 1992; Bouaifi *et al.* 2001). Kabarcık kolon reaktörlerin inşaları basit ancak hidrodinamik özellikleri nedeniyle dizayn ve kurulumları oldukça zordur. Bu reaktörlerde dizayn parametrelerinin başında gelen $K_L a$ ’nın hesaplanması amacıyla birçok eşitlik geliştirilmiştir. Çıkarılan ifadeler hep temiz su için geliştirildiğinden su içerisinde deterjan, süspanse maddeler ve polimerler bulunduğu $K_L a$ ’nın ne şekilde etkileneceği konusu açık değildir. Dudley (1995) yaptığı çalışmada $K_L a$ üzerine yüzey aktif maddelerin etkisinin üç şekilde olduğunu tespit etmiştir. Birincisi yüzey aktif maddeler gaz-sıvı yüzey gerilimini düşürerek daha küçük kabarcıkların oluşumuna yol açmıştır ve böylece kütle transferi için a artırılmıştır. İkincisi genellikle hava kabarcıklarının etrafını saran yüzey aktif madde yüzeyinden oksijen difüzyonu su içerisindeki kabarcıktan daha zor olması nedeniyle K_L değeri azalır. Üçüncü etkisi ise bu maddeler kabarcıkları oldukça rijit hale getirirler ve böylece de K_L azalır.

Oluşturulan bu küçük ve rijit kabarcıklar nedeniyle toplam yüzey alanıyla birlikte $K_{L,a}$ azalmış olmaktadır. Yapılan bir başka araştırmada ise polimerlerin kabarcık kolon biyoreaktörde hidrodinamik ve $K_{L,a}$ üzerine etkisi incelenmiştir. Sonuçlar polimer eklenmesinin $K_{L,a}$ üzerinde olumsuz etkisinin olduğunu göstermiştir (Kawase and Moo-Yang 1992).



Şekil 2.2. Bir kabarcık kolon reaktör düzeneği.

Çamur kabarcık kolonlarında su ortamındaki katıların özellikleri, kullanılan emme tüpünün boyu ve çapı ile gaz yoğunluğunun önemli bir parametre olan kritik gaz hızını etkilediği sonucuna varılmıştır (Kojima *et al.* 1999). Endüstriyel proseslerde kimyasal reaktör olarak iki ve üç fazlı kabarcık kolonlar yaygın bir şekilde kullanılmaktadırlar. İçerisinden çok fazlı bir karışımın yukarı doğru aktığı silindirik bir kolondan meydana gelen yapı klasik kabarcık kolonlar olarak adlandırılmaktadır. Giriş borusundan kolonun

içerisine gaz fazın püskürtülmesi fazların etkili bir şekilde tekrar sirkülasyonuna sebep olmaktadır. Bu etki katıların sıvı fazda üniform bir şekilde süspansiyon oluşturmaya neden olur ve ayrıca ara yüzey kütle transferlerinin ve karışım olaylarının artmasına yardım eder.

Ozon kullanılarak kabarcık kolonlarda kütle transferi ve gaz tutunma değerleri incelenmiştir. 3 m boyunda ve 25 mm çapında bir sürekli akışa sahip kabarcık kolon ile yapılan bu çalışmada gaz hızı 500 ml/dak'dan 1000 mL/dak çıkarıldığında ϵ_g değerinin ise %8'den %15'e çıktığı gözlenmiştir (Tiwari and Bose, 2007). Aynı çalışmada sıvı faz dispersiyon katsayısı D_L 'nin ise (Q_g 'nin 500'den 1000 mL/dak'ya çıkması durumunda) $(2.02 \pm 0.83) \times 10^{-3}$ 'den $(2.34 \pm 0.46) \times 10^{-3} \text{ m}^2/\text{s}$ değerine çıktığı tespit edilmiştir. Sistem reaktör boyunca basınç değişimlerine göre modellendiğinde ise reaktördeki gaz ve sıvı fazın tıpa ve karışık akış karakteristiğine sahip olduğu görülmüştür. Bu model kullanılarak sıvı fazdaki farklı reaktör yükseklikleri için ozon konsantrasyonları zamana bağlı olarak tahmin edilmiştir.

2.2.2. Air lift (hava kaldırmalı) reaktörler

Hava kaldırmalı reaktörler kabarcık kolonların bir sonraki adımıdır. Bu reaktörlerde karışımın sağlanması ve katıların süspansiyon hâle getirilmesi yalnızca havalandırma ile sağlanır. Hava kaldırmalı reaktörler oldukça büyük boyutlarda inşa edildiklerinde bile yüksek oksijen ihtiyacını karşılayabilecek kapasiteye sahiptirler. Bu nedenle yüksek kirlilik içeren kentsel ve endüstriyel atıksu arıtımında ve biyoteknoloji endüstrisinde oldukça fazla dizayn avantajlarına sahiptirler (Verlaan *et al.* 1989; Chisti and Moo-Young 1993).

Atıksu arıtımı ve fermantasyon biyoreaktörleri gibi bazı uygulamalarda fazlar arasında tüm kolon boyunca etkili bir sirkülasyonun ve etkileşimin meydana gelmesi istenir. Bu, ya kabarcık kolon içerisine yerleştirilen bir emme tüpü (internal loop) ile ya da kabarcık

kolonun üst ve alt bölgelerine dışardan bir tüpün (external loop) bağlanması ile sağlanabilmektedir. İçsel çevrim konfigürasyonundaki emme tüpü, giriş bölümünde oluşturulan jeti kanalize ederken reaktör ile emme tüpü arasında kalan bölgenin altında hafif bir vakum oluşturur. Oluşan vakum fazların emme tüpü içerisinde yukarıya doğru yükselmesine neden olurken reaktör ile emme tüpü arasındaki bölgede ise aşağıya doğru bir harekete olanak sağlayarak büyük çaplı bir sirkülasyonun oluşmasını sağlar (Pironti *et al.* 1995).

Hava kaldırmalı reaktörler, havanın sisteme verildiği ve yukarı yönde akışın olduğu bir yükseltici (riser) ve hava verilmeyen veya nispeten az hava bulunan, statik basınç farkından dolayı aşağı yönde sıvı akışının meydana geldiği bir de aşağı çevirici (downcomer) bölgeden meydana gelmektedir. Bununla beraber hava kaldırmalı reaktörler iç çevrimli ve dış çevrimli olmak üzere iki esas dizayna sahiptirler (Chisti and Moo-Young 1993; Couvert *et al.* 2001). Hava reaktöre emme tüpünden girer ve yukarı doğru hareket ederek reaktörün üst kısmından reaktörü terk eder. Bu bölgede gazdan ayrılan su aşağı çevirici kolondan aşağı doğru akar. Emme tüpü ve aşağı çevirici bölgeleri arasında meydana gelen yoğunluk farkı nedeniyle sürekli bir sirkülasyon oluşmaktadır.

Oldukça büyük hacimlerde ve daha düşük maliyetlerde inşa edilebilmeleri hava kaldırmalı reaktörlerin klasik mekanik karıştırılmalı reaktörlerle karşılaştırıldığında en büyük avantajıdır. Bu reaktörler mekanik hareketli parçaları bulundurmamasından dolayı az miktarda güç gereksinimi olan, düşük işletme maliyetine sahip, ekonomik reaktörlerdir ve biyo-oksiasyon için yüksek oksijen alma kapasitesine sahiptirler. Ayrıca kesme kuvvetlerinin küçük olması nedeniyle biyofilm gelişiminin artması sonucu biyolojik reaksiyon hızının artmasında diğer avantajlarından biridir (Gou *et al.* 1997; Ruitenber *et al.* 2001). Hava kaldırmalı bir reaktörün performansını, emme ve aşağı döndürme tüplerindeki ϵ miktarı, $K_L a$ değeri, sıvı sirkülasyon hızı, sıvı fazın karışma süresi ve sıvı ile gaz fazın dispersiyon katsayısı parametreleri etkilemektedir. Reaktörün performansı sadece işletme parametrelerine değil aynı zamanda geometrik

parametrelere de (gaz dağıtıcı çeşidi, A_D/A_R) bağlıdır (Choi *et al.* 1993). Hava kaldırmalı reaktörler hareketli elemanı olmayan basit, ucuz ve kolay işletilebilen gaz-sıvı kontaktörleridir. Gaz yüklemelerine karşı oldukça elastiktirler. Dizayn eşitlikleri reaktörün geometrisine, işletme parametrelerine ve sıvı özelliklerine bağlı olarak çıkarılır (Majeed 1995).

Air-lift biyoreaktörlerde minerallerin yüksek orandaki biyooksidasyon oranı son yıllarda çok büyük ilgi çekmektedir ve şu ana kadar, havalandırılmalı karışım sistemi olan tank reaktörler ki bu sistem madencilik sektöründe yaygın olarak kullanılmaktadır. Ancak çalışmada biyolojik bir sistemle ilgilenildiği için, özellikle biyoteknolojik uygulamalar için tasarlanan reaktör türlerine uygulanması düşünülmektedir. Circox adındaki hava kaldırmalı jet loop reaktör özellikle biyolojik süreçler için tasarlanmıştır ve yüksek kütle transfer oranları ve iyi karışabilme özelliklerine sahiptir. Çalışmada, gaz kaldırmalı reaktörde, tam kapasiteli bir sülfat indirgeme reaktörü faaliyette bulunmaktadır ve bu reaktörde metal çökmesi %20 katı konsantrasyonla sonuçlanmaktadır. İncelenen çalışmalar ve pilot olarak seçilen ve tam kapasiteli olarak gerçekleştirilen deneysel çalışmalardan, Circox hava kaldırmalı jet loop reaktörü minerallerin biyooksidasyona tabi tutulması için karıştırılmalı tank reaktörlerine çok önemli bir alternatif olarak ileri sürülebileceği sonucu elde edilmiştir. Hava kaldırmalı sisteme sahip jet loop reaktörünün konvansiyonel karıştırılmalı tank reaktörlerine göre ana avantajları düşük düzeydeki sermaye ve işletme giderlerinin olmasıdır ve büyütme ve geliştirme olanağının rahat ve kolay olmasıdır (Ruitenber *et al.* 2001).

Çok kademeli yeni bir dış çevrimli airlift reaktörde kütle transfer karakteristiklerinin incelendiği bir çalışmada arayüzey alanı (a) ve sıvı faza kütle transfer katsayısı $K_L a$ incelenmiştir. Geliştirilen reaktör sistemi atıksulardan iz elementlerin gideriminde ve kimyasal proses endüstrilerinde kullanılmıştır. Gaz ve sıvı akış hızlarının denendiği sınırlar içerisinde maksimum (a) ve $K_L a$ değerleri $300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ve $0,05 \text{ L/s}$ olarak ölçülmüştür. Ayrıca bu çalışmada arayüzey alanı ve kütle transferi katsayıları için önemli ve kullanışlı eşitlikler geliştirilmiştir (Mohanty *et al.* 2007).

Airlift tp reaktörlerin optimal geometrisi ve toplam hacimsel oksijen transfer katsayısının incelendiği bir çalışmada; yeni bir airlift reaktörde havadan destile suya oksijen absorpsiyonu 1,3 L'lik hacimde incelenmiştir. Hidrodinamik sonuçlarla birlikte bu kütle transfer çalışmasının sonuçları reaktörün geometrik parametrelerinin optimizasyonunda kullanılabilir. Bu alışmada $K_{L,a}$; reaksiyon tüpünde ölçülen gaz hızının, sıvı yksekliliğine bağlı ifade edilen gaz tutunma değerlerinin, (A_{rec}/A) oranının, sıvı sıcaklığının ve g girişinin bir fonksiyonu olarak hesaplanmıştır (Bekassy-Molnar *et al.* 1997).

2.2.3. Jet-loop reaktörler

Yeni tip reaktörlerin üçüncü versiyonunu jet-loop reaktörler oluşturmaktadır. Bu reaktörlerin hava kaldırmalı reaktörlerden en önemli farkı sisteme verilen enerjinin sıvının kinetik enerjisinden sağlanmasıdır.

Son yıllarda özellikle fermantasyon, biyoteknoloji ve atıksu arıtma sistemlerinde loop (evrim) reaktörler üzerindeki ilgi oldukça artmıştır. Jet-loop reaktörler ise performansları artırılmış loop reaktörlerdir. Jet-loop reaktörlerde oluşturulan jet akışın hidrodinamik gücü ile oldukça yüksek derecede sıvı sirkülasyonu ve gaz dispersiyonu sağlanmaktadır.

Jet loop reaktörlere ait geliştirilen ilk reaktörler reaktör tabanına yerleştirilmiş iki akışlı bir püskürtme başlığının ve merkeze yerleştirilmiş bir emme tüpünün bulunduğu bir sistem şeklinde tasarlanmıştır.

Sıvı çıkışının reaktörün üst kısmından olduğu ve çift akımlı püskürtme başlığının reaktör tabanına yerleştirildiği jet loop reaktörlerin birtakım dezavantajları bulunmaktadır. Özellikle atıksu arıtımında çamur reaktörü olarak jet loop reaktör

kullanıldığında, püskürtme başlığının tıkanma ihtimalinin bulunması ve reaktörün proses gereği çözünmüş gaz içermesi halinde gaz fazın yeteri kadar sistemde kalamadan reaktörü terk etmesi nedeniyle kalış süresinin az olması bu dizaynın sakıncaları olarak sayılabilir. İki akışlı püskürtme başlığının reaktörün üstüne yerleştirildiği reaktör dizaynı jet-loop reaktörün geliştirilmiş bir versiyondur (Jain *et al.* 1990; Velan and Ramanujam 1991; Padmavathi and Rao 1993; Prasad and Ramanujam 1995).

Çarpışan akımlı loop reaktörler, Jet-loop reaktörlerin diğer bir modifikasyonudur ve klasik jet loop reaktörle karşılaştırıldığında aynı güç tüketiminde daha yüksek kütle transfer yeteneğine sahiptir. İki ayrı püskürtme başlığı ile reaktör içerisinde su ve hava karışımının çarpıştırılarak ön bir karışımın sağlanması bu reaktörün temel prensibidir (Gaddis and Vogelpohl 1992). Püskürtme başlığının reaktörün üstünde, emme tüpünün içerisine doğru tasarlanması ile sadece püskürtme başlığının tıkanması önlenmekle kalmayıp aynı zamanda gaz kabarcıkları suyun kaldırma kuvvetinin aksi yönde hareket etmeye zorlandığından kabarcıkların sistemde kalış süreleri de artırılmış olmaktadır. Bununla beraber yapılan ilk çalışmalarda suyun çıkışı reaktör tabanından yapılmaktaydı. Çıkışın reaktör tabanından yapılması halinde, suyun sadece bir bölümü sirkülasyona sokulurken önemli bir kısmı sirkülasyona sokulmadan reaktörden ayrılmaktaydı. Bu nedenle sıvı fazın reaktör içerisinde kalış süresi azalmaktadır.

Jet loop reaktörün son modifikasyonu ise püskürtme başlığının reaktörün üstüne emme tüpünün içerisine doğru yerleştirildiği ve çıkışın da yine reaktörün üstünden verildiği dizayndır. Hava ve su püskürtme başlığında karışarak büyük bir hızla emme tüpünün içerisinden aşağıya doğru püskürtülmektedir. Sağlanan jetin yardımıyla emme tüpü boyunca aşağı doğru harekete zorlanan gaz ve sıvı karışımı, reaktörün altında bulunan çarpma levhasına çarparak buradan yanlara doğru yayılır ve emme borusu ile reaktör arasında kalan bölgedeki boşluktan yukarı doğru çıkar. Kesitteki değişimden dolayı burada sıvı hızı değişir. Reaktörün en üstüne gelen gaz kabarcıkları ve sıvı taneciklerinin bir kısmı püskürtme başlığından çıkan sıvının sürüklenme kuvvetlerinden doğan hareket nedeniyle tekrar emme tüpüne girebilirler. Böylece su-hava karışımının

reaktör içerisindeki kalış süresi ve buna bağlı olarak da ε ve K_{1a} artırılmış olur (Velan and Ramanujam 1992; Gaddis and Vogelpohl 1992; Prasad and Ramanujam 1995).

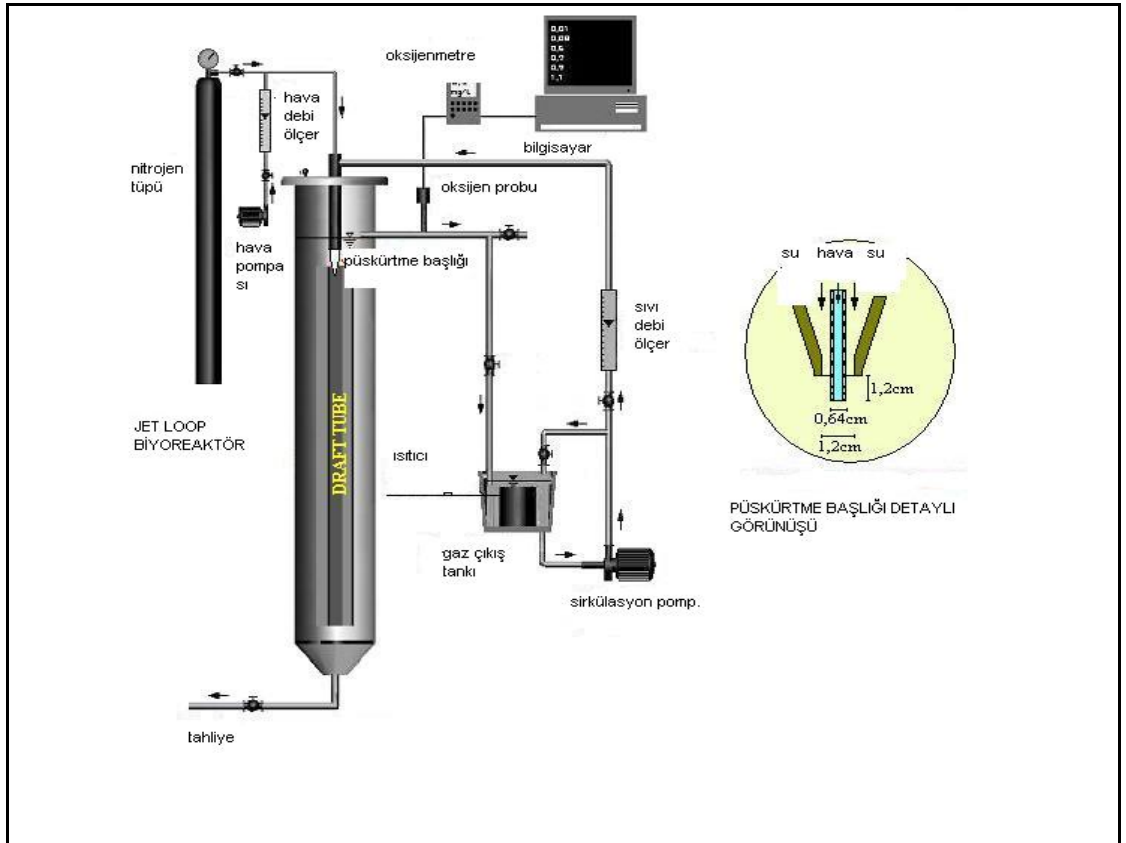
Jet-loop reaktörlerde gaz fazın sıvı içerisindeki dispersiyonu iki şekilde gerçekleşir. İlk dispersiyon sıvı ve gaz fazların ilk buluştukları püskürtme başlığının çıkışında, diğeri ise sıvının reaktör içerisindeki dağılması sırasında meydana gelmektedir. Birinci dispersiyon bölgesinde son derece yüksek bir hızla gelen sıvı gaz fazı çok küçük kabarcıklara parçalar. Daha sonra reaktörün altına doğru sürüklenen bu küçük kabarcıklar ikinci dispersiyon bölgesine girerler. Burada sıvı basıncının artmasıyla gaz fazın çözünürlüğü de yükselmektedir. Bunun sonucu olarak da 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 sistemde kalış süresini arttırmaktadır. Diğer bir önemli dispersiyon bölgesi ise sıvı ve gaz fazın emme tüpünü terk ettikten sonra reaktör tabanındaki çarpma levhasına çarparak gaz kabarcıklarının dağılması esnasında gerçekleşir (Wachsmann *et al.* 1984; Dirix and Wiele 1990; Vogelpohl 2000).

Ters akışlı jet-loop reaktörler klasik reaktörlerle karşılaştırıldığında gerek performans gerekse verim açısından oldukça fazla avantaja sahiptirler. Bu avantajları aşağıdaki gibi sıralayabiliriz:

- Oldukça basit inşaat ve işletme,
- Düşük yatırım ve işletme maliyeti,
- Tamamen kontrol edilebilen sirkülasyon hızı,
- Çok iyi seviyede gaz dispersiyonu,
- Oldukça yüksek karıştırma ve kütle transferi performansı,
- Klasik sistemlere göre düşük enerji gereksinimi,
- Reaktörlerde hareketli parçanın bulunmaması,
- Oldukça homojen konsantrasyon ve ısı profilinin sağlanabilmesi.

3. MATERYAL ve METOD

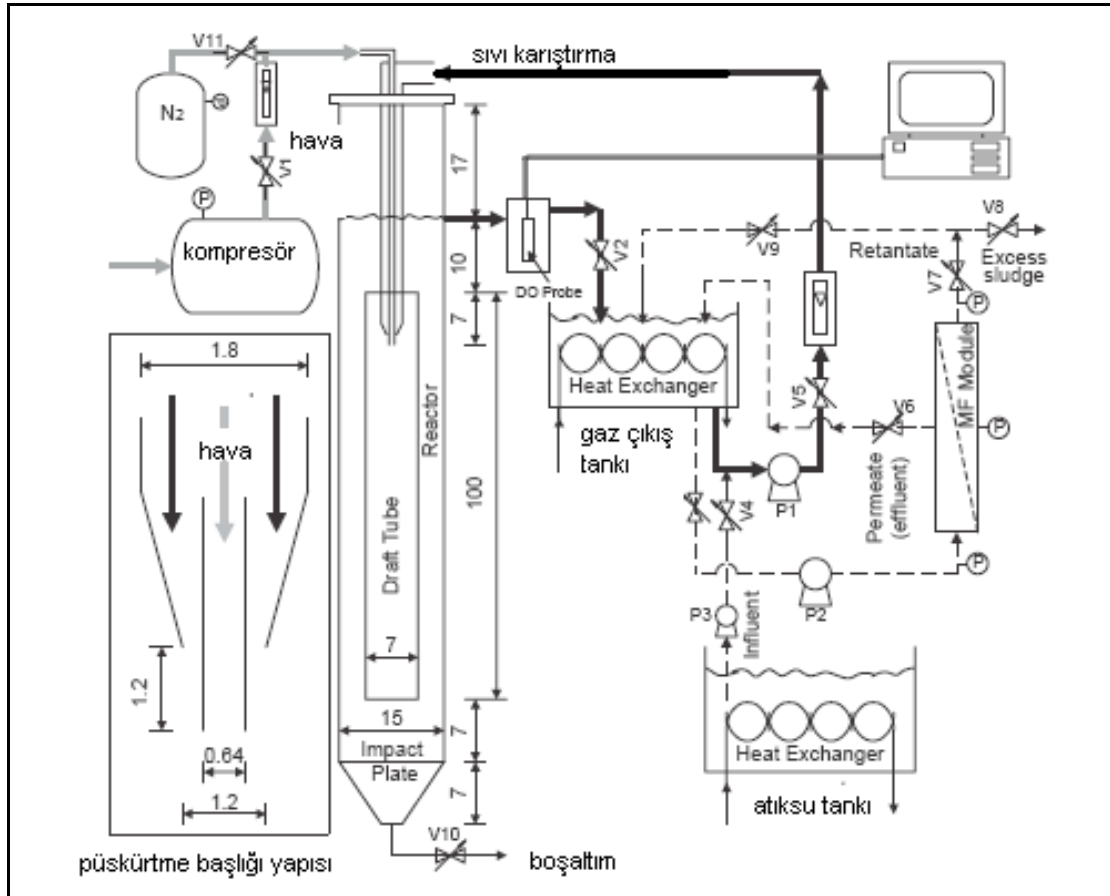
Araştırmanın ortaya çıkmasında, daha önce üniversitelerde yapılmış lisansüstü tezlerden ve bu konuda yayımlanmış makalelerden, yayınlardan ve kitaplardan yararlanılmıştır. Kabarcık kolon reaktörlerin, hava kaldırmalı (air-lift) reaktörlerin ve jet loop reaktörlerin kullanılarak evsel ve endüstriyel atıksuların arıtılmasını amaçlayan çalışmalar incelenmiş, bu çalışmalarda izlenen yöntemler, arıtma verimliliği etkileyen parametreler göz önünde bulundurulmuştur. Kütle transferi çalışmaları için kullanılmış bir jet loop reaktör çizimi Şekil 3.1’de verilmektedir (Farizoğlu vd 2007).



Şekil 3.1. Jet loop biyoreaktör sisteminin ve püskürtme başlığının genel görünüşü

Reaktörde kütle transferi hesaplamaları için reaktör içerisinde çözülmüş oksijen konsantrasyonları ölçülmektedir ve bu çözülmüş oksijen konsantrasyonlar değerleri yardımıyla $K_L a$ hesaplanmaktadır. Daha sonra $K_L a$ değerleri sıcaklık düzeltmeleri yapılarak son değerler elde edilmektedir.

Şekil 3.2’de atıksu arıtımında kullanılan laboratuvar ölçekli bir jet loop reaktör sisteminin genel görünüşü verilmiştir (Yıldız vd 2005).



Şekil 3.2. Jet loop biyoreaktör sisteminin genel görünüşü

4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA

4.1. Jet-Loop Reaktörlerde Kütle Transferini Etkileyen Parametreler

Jet-loop reaktörlerde kütle transfer hızı ve reaktör performansı üzerinde etkili birçok parametre bulunmaktadır.

Bu parametreler, işletme değişkenleri (Q_g , Q_L , partikül yoğunluğu, partikül çapı, katı madde konsantrasyonu, yüzey aktif madde ve CMC konsantrasyonu) ve dizayn parametreleri (d_p , D_e/D_r , püskürtme başlığının emme tüpü içerisine batma derinliği) olarak sayılabilir.

4.1.1. Suda bulunan katı partiküllerin konsantrasyonunun, yoğunluğunun ve boyutunun etkisi

Yapılan biyoteknolojik gelişmelerle birlikte jet-loop reaktörlerin atıksu arıtımında kullanımının artmasıyla birlikte üç fazlı sistemler daha fazla önem kazanmıştır. Biyoreaktörlerde bulunan katı partiküller enzimler, mikroorganizma grupları ve bunlar için sağlanan destek materyallerinden meydana gelmektedir. Düşük konsantrasyonlarda katıların bulunduğu sistemlerle yapılan çalışmalarda K_{La} değerlerinde %10–20 arasında artış olduğu gözlenmiş ve sonuçta optimum katı konsantrasyonu katıların hacimsel fraksiyonu olarak $\epsilon_s=0,025$ olarak bulunmuştur. Ancak katı konsantrasyonundaki artış bu değer üzerine çıktığında K_{La} değerlerinde düşüş gözlenmiştir. Katı konsantrasyonunun düşük olduğu durumda karışım sırasında hava kabarcıklarının etrafında oluşan film tabakası katı partiküller tarafından dağıtılarak kütle transferi için

direncin kırıldığı tespit edilmiştir. Fakat kaı madde konsantrasyonu arttıkça partiküllerin fazlaca baskın olması kütle transferi için etkin ara yüzey alanını azaltmaktadır.

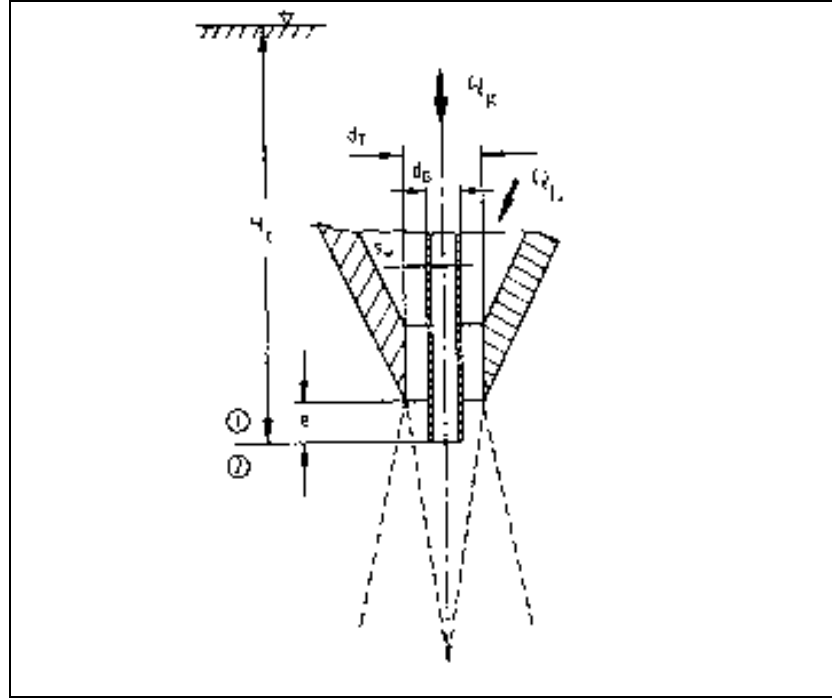
Sistemde katıların bulunması nedeniyle büyük kabarcıklar oluşur. Bu kabarcıklar son derece düzensiz, kararsız, büyük yükselme hızına sahip ve sıvı fazda türbülans hareketinden dolayı sirkülasyona neden olan bir yapıya sahiptir. Bu durum sıvı fazda kütle transfer katsayısını artırmaktadır (Prasad and Ramanujam 1995; Jianping *et al.* 2002; Tinge and Casado 2002).

4.1.2. Püskürtme başlığının ve püskürtme başlığı çapının etkisi

Püskürtme başlığı iç içe geçmiş sıvı ve gaz borularından oluşur ve reaktörün içindeki emme borusunu ortalar. Jet loop reaktörlerde sıvı, emilerek belli bir debide emme tüpünün tam ortasında bulunan “püskürtme başlığı” (jet nozzle) yardımıyla yüksek bir hızla püskürtülür. Bu yapı gaz ve sıvı fazların birleşerek reaktörün içerisine girdiği ve ilk dispersiyonun gerçekleştiği parçadır.

Püskürtme başlığının çok farklı yapılarda dizayn edilmektedir. En yaygın olarak kullanılan püskürtme başlığının şekli Şekil 4.1’de ayrıntılı olarak gösterilmektedir. Püskürtme başlığında gaz ve sıvı faz birleşerek reaktöre girer ve ilk dispersiyon burada sağlanır.

Püskürtme başlığı jet loop reaktörlerin en önemli bileşenlerinden birisidir. Buna bağlı olarak da birçok çalışmada püskürtme başlığının K_{La} ve ϵ üzerine etkileri detaylı olarak çalışılmıştır.



Şekil 4.1. Püskürtme başlığının ayrıntılı şekli.

Sisteme aktarılması gereken enerji, hava borusu ve jetin iç çaplarının boyutları değiştikçe önemli oranda değişir. Püskürtme çevrimli reaktörlerde sisteme aktarılan enerji miktarı püskürtme başlığının ucundaki sıvı hızının kinetik enerjisi olarak ölçülür ve (4.1) ifadesi yardımıyla kolaylıkla bulunabilir.

$$E = Q_L \cdot \Delta P = Q_L \cdot \left(\rho \frac{v^2}{2} \right) \quad (4.1)$$

(4.1) ifadesindeki sıvı hızı (v), jet yapısındaki hava ve sıvı borularının kesit alanları farkına bağlı olarak değişmektedir. Sıvı ve gaz debisi aynı olan, fakat püskürtme başlığı yapıları farklı olduğunda sisteme aktarılan enerjilerin değişmesi, kütle transferini önemli derecede etkiler. Özellikle E/V oranı üzerinde püskürtme başlığının geometrisinin etkisi oldukça fazladır. Bazı püskürtme başlıklarında hava ve sıvı aynı merkeze sahip, iç içe geçmiş iki boru ile sisteme gönderilirken, bazılarında ise ayrı ayrı

bir karışım bölmesine püskürtülebilirler (Padmavathi *et al.* 1993). Hava ve sıvının aynı merkezden beslendiği püskürtme başlıklarında her iki hattın birbirlerine göre mesafesi (e), sıvı hızı (v), hava ve sıvı borularının çapları ve kalınlıkları (d_G , d_T , S_w), püskürtme başlığının emme tüpü içerisindeki batma derinliği (H_t) gibi çok sayıda etkili parametre bulunmaktadır. Özellikle aynı hava debilerinde ve değerinin $d_p=18$ mm olması durumunda K_{La} değerinin en üst değere ulaştığı saptanmıştır (Wachsmann *et al.* 1985). Püskürtme başlığının hemen çıkışında hava kabarcıkları ve sıvı tanecikleri arasında yoğun bir etkileşim olmaktadır ve buna ilk karışım adı verilmektedir. Daha sonraki karışımlar reaktör içerisindeki türbülansın bir sonucudur (Wachsmann *et al.* 1984).

4.1.3. Emme tüpü çapının reaktör çapına oranının (D_e/D_r) etkisi

Emme tüpü çapının reaktör çapına oranı (D_e/D_r); jet-loop reaktörler için ve reaktör performansı için en önemli parametredir. Hem ε hem de K_{La} değerleri D_e/D_r oranının belli bir değerine kadar artmakta ve optimum bir değerden sonra azalmaktadır. Yapılan çalışmalarda ε 'nın D_e/D_r 'nin 0,57–0,61 arasında olduğu durumda maksimuma ulaştığı ve optimum değer ise 0,57 olduğu bulunmuştur (Padmavathi and Rao 1993). Prasad and Ramanujam (1995) ise D_e/D_r değerinin 0,4–0,5 arasında olduğunda optimum gaz tutulma değerlerinin elde edildiğini tespit etmişlerdir. Yine yapılan çalışmalarda K_{La} için optimum değerler 0,4–0,44 olarak belirlenmiştir (Velan and Ramanujam 1992; Prasad and Ramanujam 1995).

D_e/D_r oranının artışı dolayısıyla emme tüpünün çapının artışı, emme tüpü ile reaktörün dışı arasında kalan bölgenin kesit alanının (A_b) azalmasına neden olmaktadır. Böylece emme tüpü içerisindeki gaz dispersiyonu ve emme tüpü ile reaktör arasındaki kısımdaki sıvı hızı artmakta ve sonuçta da sirkülasyon hızı artmaktadır. Bu durum daha fazla gaz kabarcığının dış bölgeden emme tüpü içerisine girmesine yol açmakta ve bu da sisteme giren hava kabarcıklarının daha uzun süre içeride kalması anlamına gelmektedir. D_e/D_r oranı daha fazla arttırıldığında ise, emme tüpünün daha büyük kesit alanına sahip olması

nedeniyle sıvı sirkülasyonu için gerekli sürücü kuvvet azalmakta ve dıştaki boşluk bölgesinde kabarcıkların oldukça büyük yükselme hızlarından dolayı, yükselen hava kabarcıklar emme tüpü içerisine çekilemeden sistemi terk etmektedir. Sistemde kabarcıkların kalış sürelerinin azalması hem ε hem de K_{La} 'da düşüişlere neden olmaktadır (Velan and Ramanujam 1992; Padmavathi and Rao 1993; Prasad and Ramanujam 1995).

Emme tüplü reaktörde evsel atıksulardaki nitrojen giderimine emme tüp çapının etkisinin incelendiği bir çalışma yapılmış ve bu çalışmada emme tüp çapının reaktör çapına olan oranının nitrojen ayrıştırma işleminin verimliliği üzerindeki etkisi sıvı sirkülasyona sahip akış oranına dayalı olarak tartışılmış ve ayrıca devamlı işleme verileride detaylı olarak incelenmiştir. Çember bölümdeki 2,5 dakikalik sirkülasyon zamanından daha fazlası, ki bu işlem anoksik bir ortam yaratılmasını gerektirir, belli çalışma şartları altında elde edilebilir, bu şartlar ise her reaktör başına hava akım oranı $2 \text{ m}^3/(\text{m}^3.\text{hr})$ dir ve $D_e/D_r=0,19$ dur. $D_e/D_r =0.19$ değerinde ayarlandığı zaman, toplam ortalama organik karbon (TOC) ve toplam nitrojen (TN) ve çözünmüş nitrojen (DN) ve arıtma verimliliği 83,2%, 72,1% ve 71,6% dir, ki bu değerler D_e/D_r nin 0,26 veya 0,36 arasında olduğu zaman ortaya çıkan değerlerden daha yüksektir. Bu sonuçlardan, 0,19 değerinin emme tüp tipi reaktörlerde nitrojen arıtma için D_e/D_r en iyi değerdir ki bu reaktörlerin etkili derinliği 4,0m'dir ve BOD hacimsel yükleme oranının 0,22 ile 0,46 kg BOD değerleri arasındadır. %80 nitrifikasyon ve denitrifikasyon verimliliğinden fazlası her iki şartlarda sağlanarak elde edilebilir. Bu iki şart şudur, aerobik alan oranı 0,2 den daha fazla olmalıdır ve anoksik alan oranıda 0,3 den daha yüksek değerlerde olmalıdır (Fujiwara *et al.* 1998).

4.1.4. Sıvı debisinin etkisi

Jet-loop reaktörlerde gaz debisi kadar karışım olayını gerçekleştiren ve jet akışın oluşmasını sağlayan sıvının debisi ve hızı da çok önemli bir işleme parametresidir. Bu

reaktörlerde sistem için gerekli enerji, meydana getirilen su jetinin kinetik enerjisinden elde edildiği için su hızı direk olarak sağlanması gerekli kinetik enerji ile ilişkilendirilebilir. Reaktörde kabarcık oluşturmak için kullanılan güç önemsenmeyecek kadar azdır. Sistemde özellikle türbülans oluşturmak için kullanılan gücün bir bölümü ve çevrimin devamı için kullanılan gücün bir bölümü reaktörün iç yüzeyleri ile sıvı arasında meydana gelen sürtünmeden dolayı ısıya dönüşmektedir.

Herhangi bir gaz hızında hem gaz hem de sıvının tamamen sirkülasyonunun sağlanabilmesi için sıvının hızının kabarcıkların terminal hızını aşması gerekmektedir. Gaz ve sıvı fazların tam bir sirkülasyonu için kritik sıvı hızı (yani sabit bir gaz hızında gereken minimum sıvı hızı) gaz hızının ve emme tüpünün çapının artışıyla artmaktadır. Emme tüpü çapının artması emme tüpündeki sıvı hızını azaltır. Bu nedenle kabarcıkların terminal hızını aşmak için emme tüpü çapı arttıkça sıvı hızı da artmalıdır. Sistem kritik sıvı hızının altında işletilirse gaz kabarcıkları emme tüpünün içerisinde yukarı doğru yükselir (Padmavathi and Rao 1993). Sıvı hızının artışıyla gaz kabarcıkları sıvı içerisinde daha iyi sirküle edilmekte ve gaz kabarcıklarının tekrar sirkülasyona sokulan miktarı arttığından ϵ da artmaktadır. Sıvı hızının ya da E/V 'nin artmasının $K_L a$ üzerine etkisi değişik olmaktadır. Bu durumu şöyle açıklamak mümkündür: Reaktördeki akış rejimleri sıvı ve gaz hızları ile değişmektedir. Düşük E/V değerlerinde ($E/V < 2 \text{ kW/m}^3$) kabarcıklar üniform bir şekilde akmaktadır. Bu durum gaz-sıvı ara yüzeyinin artması nedeniyle $K_L a$ değerlerinde artışlara neden olmaktadır. Ancak $K_L a$ maksimum bir noktaya ulaştıktan sonra ($E/V \cong 2-2,5 \text{ kW/m}^3$) düşmeye başlamaktadır. Çünkü akış üniformdan düzensiz türbülans akıma dönmektedir. Geçiş bölgelerinde meydana gelen türbülans ve oluşan girdaplar kabarcıkların birleşmesine ve sisteme tekrar sirküle edilemeden sistemden kaçmasına neden olmaktadır. Böylece azalan gaz-sıvı ara yüzeyi $K_L a$ 'da düşmelere neden olmaktadır. $K_L a$ 'da azalmaya neden olan bir diğer etken ise kütle transferi için sürücü kuvvetin (konsantrasyon farkı gibi) türbülans akış rejiminde kabarcık akış rejiminden daha düşük olmasıdır. Daha sonra E/V arttıkça sirkülasyonun artması sebebiyle $K_L a$ tekrar artmaya başlamaktadır. Yapılan çalışmalarda $K_L a$ için E/V 'nin optimum değeri $2-2,5 \text{ kW/m}^3$ olarak tespit edilmiştir (Padmavathi and Rao 1991; Velan and Ramanujam 1992; Prasad and Ramanujam 1995; Jianping *et al.* 2002).

4.1.5. Gaz debisinin etkisi

Sisteme sağlanan gazın debisi K_{La} üzerinde oldukça etkilidir. Q_g 'nin kütle transfer katsayısına etkisi direk olarak gaz-sıvı ara yüzey alanıyla ilgilidir. Jet-loop reaktörlerde özgül yüzey alanının (a), gaz sirkülasyon hızı (u_g) ve birim hacim başına harcanan güce (E/V) göre değişimi şöyle ifade edilebilir (Farizoğlu 2003):

$$a = b.u_g^\alpha \left(\frac{E}{V}\right)^\beta \quad (4.2)$$

İfadeden de görüldüğü gibi özgül yüzey alanı gaz hızı arttıkça artmaktadır. Yapılan çalışmalarda sistem ters akışlı ve sıvının sistemden üstten ayrıldığı reaktörlerde hem ε hem de K_{La} değerlerinin arttığı tespit edilmiştir. Çünkü sistem içerisinde tutulan gaz miktarı ve aynı zamanda gaz fazın sistemde kalma süresi artmaktadır. Ayrıca gaz fazın sistem içerisinde daha iyi disperse olarak gaz-sıvı ara yüzey alanının daha da artması nedeniyle kütle transferi için uygun bir ortam doğurması da etkili olmaktadır. Yapılan çalışmalarda kütle transferi üzerinde gaz debisinin sıvı debisinden daha etkili olduğu görülmüştür (Xianliou *et al.* 1992; Gaddis and Vogelpohl 1992; Velan and Ramanujam 1992; Padmavathi and Rao 1993; Prasad and Ramanujam 1995; Jamshidi *et al.* 2001; Jianping *et al.* 2002).

Gaz sıkışması ε ve volumetrik sıvı kütle transfer katsayıları K_{La} çeşme suyuyla havada oksijenin fiziki absorpsiyonu yoluyla bir aşağı akış jet loop reaktöründe deneysel olarak incelenmiştir. Hem ε ve K_{La} artan gazla beraber artış kaydetmektedir ve yine sıvı hızı ile de artış kaydederler ve her ikisi de aynı sıvı hızı ve gaz hızındaki diğer tip reaktörlerdekinden daha büyüktürler. Her bir ünite sıvı düzeyi başına benzer enerjilerle, K_{La} yukarı akım sistemli bir jet loop reaktöründekilerden daha büyük değerlere sahip olduklarını göstermektedir. Bu gözlemleri baz alarak, ε ve K_{La} için deneysel denklemler ileri sürülmektedir (Dazhang and Rongji 1991).

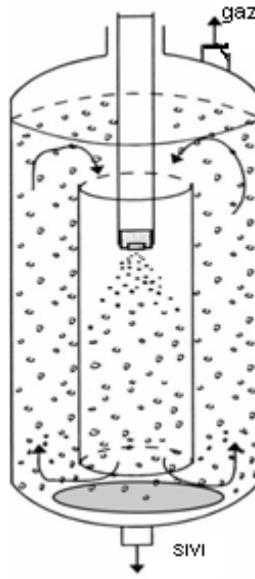
Hava su sisteminde genel hacimsel kütle transfer katsayısı ve gaz basıncını belirlemek için reaktörün en tepesinde sıvı noktası olan modifiye edilmiş ters akışlı jet loop reaktöründe bazı deneyler gerçekleştirilerek yapılan çalışmada; gaz ve sıvı akım oranlarının ve emme tüpünün reaktör çapına etkisi incelenmiştir. Burada gözlemlenen, hem gaz sıkışmasının hem de artan sıvı ve gaz akım oranlarıyla beraber yükselme gösteren hacimsel kütle transfer katsayısının klasik olan reaktörlerle kıyaslanınca modifiye reaktörlerde önemli derecede yüksek olduğu bulunmuştur. Optimum emme tüpünün reaktör çapına oranı 0,4 ile 0,5 arası bir değerde olduğu bulunmuştur. Bazı deneye dayalı korelasyonlar gaz tıkanıklığı konusunda tahminler yürütmek için bu çalışmada kullanılmaktadır ve ayrıca genel hacimsel kütle transfer katsayısı geometrik ve operasyonel değişkenler yönünden bu çalışmada incelenmektedir (Prasad and Ramanujam 1995).

4.1.6. Püskürtme başlığının emme tüpüne batma derinliğinin etkisi

Püskürtme başlığının emme tüpü içerisine batma derinliği ϵ ve K_{La} üzerinde etkili olan önemli bir parametredir. Batma derinliği azaldıkça bir taraftan gazın geçtiği toplam biyoreaktör hacmi artmakta ve böylece gaz tutulmalar artmakta iken, diğer taraftan reaktörün altındaki çarpma levhasına gaz kabarcıklarının çarpma şiddeti azalmakta ve ϵ 'nin azalmasına neden olmaktadır. Gaz kabarcıklarının çarpma levhasına çarpma şiddetinin, kabarcıkların daha küçük parçalara bölünmesi ve yayılmasında etkili olduğu bir gerçektir. Yapılan çalışmalarda ϵ 'ların batma derinliği arttıkça azaldığı görülmüştür. Bu duruma batma derinliğinin artması ile emme tüpü içerisinde önemli bir hacmin havalandırılmaması neden olmaktadır (Padmavathi and Rao 1993; Jianping *et al.* 2000; Jianping *et al.* 2002).

Jamshidi *et al.* (2001) yüksek gaz ve sıvı debilerinde ϵ için optimum püskürtme başlığı batma derinliğini 11.5 cm olarak tespit etmiştir (Şekil 4.2). Diğer taraftan batma derinliği azaldıkça sirkülasyon yolu ve böylece kabarcıkların sistemde kalış süreleri

artmaktadır. Ayrıca küçük batma derinliklerinde emme tüpünün üst girişinde emme tüpünün dışındaki bölgeden gelen kabarcıkları tekrar sirkülasyona sokmak için daha büyük bir sürücü kuvvet oluşturulmaktadır. Bu durumda sirkülasyon süresi ve gaz tutulmalarda meydana gelen artışlardan dolayı püskürtme başlığının batma derinliği azaldıkça $K_L a$ da artmaktadır (Padmavathi and Rao 1993; Jianping *et al.* 2000; Jamshidi *et al.* 2001; Jianping *et al.* 2002; Jamshidi *et al.* 2001).



Şekil 4.2. Püskürtme başlığının emme t p ne batma derinliği (Jamshidi *et al.* 2001).

4.1.7. Su ortamında bulunan yüzey aktif maddelerin ve polimerlerin etkisi

Oksijen transferinin prosesin başarisında sınırlayıcı rol oynadığı biyolojik arıtım proseslerinde $K_L a$ su içerisindeki kirleticilerin tipinden önemli derecede etkilenmektedir.  nk n  bu maddeler suyun fiziksel ve kimyasal özelliklerini değiştirebilmektedir. Atıksular üretildikleri kaynağa bağlı olarak, yüzey gerilimini azaltan sentetik maddeler olan yüzey aktif maddeler içerebilirler. Bu maddeler azalan yüzey gerilimi ile kabarcıkların birleşmesi önlenmekte ve böylece etkin yüzey alanı oldukça artırmaktadır. Atık sularda bulunması muhtemel yüzey aktif maddeleri temsil

eden maddelerle yapılan çalışmalarda, yüzey aktif madde konsantrasyonunun artışı ile K_{La} 'nın arttığı tespit edilmiştir (Fakeeha *et al.* 1999).

Sardeing *et al.* 2006, sürfektanların kütle transfer parametreleri (K_{La} ve K_L) üzerine etkilerini araştırmıştır (Sardeing *et al.* 2006). Bu çalışmada musluk suyu ve sürfektanlı solüsyonlar (3500 mg/L konsantrasyonuna kadar anyonik, katyonik ve iyonik olmayan sürfektan solüsyonları hazırlanmış) sıvı faz olarak kullanılmıştır. Burada tekli orifiz tipi dağıtıcıya sahip bir kabarcık kolon kullanılmıştır. Üç bölgeci sıvı faz kütle transfer katsayısı K_L kabarcık çapı ile değişmiştir. 1,5 mm'den küçük çaplı kabarcıklar için K_L sabit değerde 1×10^{-4} m/s olarak ölçülmüştür. Kabarcık çapı 3,5 mm'yi geçtiğinde K_L kabarcık çapı ile değişmemekte ve sürfaktan konsantrasyonuna bağlı olarak değişmektedir. Sonuç olarak sürfektanların ortamda bulunması kabarcık çapını oldukça etkilemektedir. Çünkü sürfektanlar yüzey gerilimini düşürmektedir.

Öte yandan suda bulunan organik kirleticiler suyun viskozitesini etkilemektedir. Organik kirleticileri temsil eden glikoz ile yapılan çalışmalar %4'lük (ağırlıkça) bir glikoz ilavesi ile suyun viskozitesinde %17,5'lik bir artış olduğunu göstermiştir (Fakeeha *et al.* 1999). Su ortamında glikozun bulunması ile yükselen viskozite oksijen moleküllerinin hareketliliğini azaltmaktadır. Aynı zamanda viskozitenin artışı ile reaktörde daha büyük kabarcıklar oluşmakta ve böylece azalmaktadır. Bu sonuçlar ışığında, düşen sıvı faz kütle transferi katsayısı ve azalan etkin ara yüzey alanı ile K_{La} değerlerinde önemli düşüşler meydana geldiği görülmüştür. Viskozite artışının oluşturduğu diğer bir önemli etki ise sisteme oksijen temini için gerekli güç miktarlarında artış olarak sayılabilir (Velan and Ramanujam 1992; Fakeeha *et al.* 1999; Jianping *et al.* 2000; Jianping *et al.* 2002). Atıksu ortamındaki bakteriler ortamda bulunan kirleticilerin birbirleri ile çatışan etkilerine maruz kalabilirler. Hem yüzey aktif maddelerin hem de polimerlerin ortamda birlikte bulunması durumundaki K_{La} değerleri yalnız polimer bulunması durumundan daha yüksek bulunmuştur (Fakeeha *et al.* 1999).

4.1.8. Emme tüpü kesit geometrisinin etkisi

Emme tüpü kesit geometrisinin kütle transferine etkisini inceleyen literatürde çok fazla çalışma bulunmamaktadır. Ancak (Farizoğlu 2003) doktora tezi çalışmasının bir bölümünde emme tüpü kesit geometrisinin jet loop biyoreaktörün $K_{L,a}$ ve ε değerleri üzerine etkisinin incelenmiştir. Daire en kesitli silindirik, kare en kesitli dikdörtgen prizma (iki farklı kesit alanında) ve yine kare en kesitli ancak yamuk prizma geometrilerine sahip emme tüpleri kullanılarak kütle transfer ve gaz tutulma değerleri tespit edilmiştir (Farizoğlu 2003).

Daire kesitli silindirik emme tüpünün D_e/D_r oranı 0,44 ($A_e/A_r = 0,19$) olarak seçilmiştir. Daha önce yapılan çalışmalarda bu oran $K_{L,a}$ için optimum değer olarak tespit edilmiştir. (Velan ve Ramanujam 1992; Prasad ve Ramanujam 1995) Kare en kesite sahip dikdörtgen prizma şeklindeki emme tüplerinden iki adet (R_2, R_3) kullanılmıştır. Birinci kare en kesitli emme tüpünün (R_2) kenar uzunluğu, daire en kesitli emme tüpünün çapına eşit (6,2 cm) olacak şekilde hazırlanmıştır. Oluşturulan bu konfigürasyonda $A_e/A_r = 0,25$ olarak hesaplanmıştır. İkinci kare en kesitli emme tüpünün (R_3) ise kenar uzunluğu 5,5 cm ve $A_e/A_r = 0,19$ olarak belirlenmiştir. Kare en kesitli yamuk prizma şeklinde dizayn edilen emme tüpünün (R_4)  st kesitinin kenar uzunluğu 8 cm ve alt kesitinin kenar uzunluğu ise 4,5 cm olacak şekilde ayarlanmıştır. Son olarak yine kare kesitli ikinci yamuk emme tüpünün (R_5) ise üst kesitinin kenar uzunluğu 4,5 cm ve alt kesitinin kenar uzunluğu ise 8 cm olarak dizayn edilmiştir. Bu şekilde planlanarak dizayn edilen her bir emme tüpünün kütle transfer katsayısı ve gaz tutulma değerleri tespit edilmiş ve sonuçlar değerlendirilmiştir (Farizoğlu 2003).

.Emme tüpü geometrisi üzerine yapılan bu çalışmalar sonucunda, emme tüpü kesit geometrisinin kare seçilmesi durumunda daire en kesitten daha yüksek $K_{L,a}$ değerlerinin elde edildiği g r lm ştir. Daire ile aynı en kesit alanına sahip kare emme tüpü yerleştirilerek oluşturulan jet loop reaktör konfigürasyonunda daire en kesitli

konfigürasyonundan % 10–13 arasında daha yüksek $K_{L,a}$ elde edilmiştir. $K_{L,a}$ 'daki bu iyileşmeden biyolojik arıtımda faydalanmak için (R_3) emme tüpü yerleştirilerek reaktör modifiye edilmiş ve bu modifikasyon biyolojik arıtımda kullanılmıştır (Farizoğlu 2003; Farizoğlu ve Keskinler 2007).

Bunlardan başka jet loop reaktörlerde kütle transferi ve gaz tutulma değerlerini etkileyen başka parametrelerde bulunmaktadır. Emme tüpü boyununda kütle transferini etkilediği görülmüştür. Bu emme tüpünün aşağıdamı yoksa daha yukarıyı yerleştirileceği ile alakalı olmaktadır. Eğer yukarıya yerleştirilirse (yani reaktör tabanından çok yukarıda) bu durumda reaktör hacminin bir kısmı sirküle edilemeyecek ve durgun kalacaktır ve bu bölgede çözünmüş oksijen girişi ve transferi fazla olmayacaktır.

Ayrıca püskürtme başlığından çıkan hava borusunun püskürtme başlığı ucuna mesafesinde kütle transferine etkisi bulunmaktadır. Bu ise mesafe ne kadar uzun olursa kabarcıklar daha büyük olacak ve kabarcık yükselmeye başladığında sıvı ile karşılaşacaktır. Böylece loop'u engellemeye çalışacaktır. Ayrıca da sıvı jetinin havayı emme etkisi azalacaktır.

Yapılan birçok çalışmada araştırmacılar kullandıkları sistemlerin ürettiği $K_{L,a}$ değerlerini; sisteme verilen hava debisi ve sisteme aktarılan güce bağlı olarak modellemişlerdir. Çıkarılan modeller Tablo 4.1'de gösterilmektedir. Modellerdeki katsayılar, araştırmacıların sistemlerindeki dizayn parametrelerine, işletme değişkenlerine ve reaktör konfigürasyonlarına göre değişiklik göstermektedir.

Tablo 4.1. Yapılan bazı çalışmalardan çıkarılan modeller.

Model	Referans
$K_L a = K_L \cdot \frac{\varepsilon}{d_s}$	Vogelpohl <i>et al.</i> 1985
$K_L a = 1,09 \times 10^{-2} \left(\frac{E}{V_L}\right)^{0,71} \left(\frac{G}{V_L}\right)^{0,76}$	Xianliou <i>et al.</i> 1992
$K_L a = 1,08 \times 10^{-4} U_J^{0,90} U_{sg}^{0,67} \left(\frac{D_E}{D}\right)^{-0,56}$	Yagna and Ramanujam 1995
$K_L a = 0,76 U_g^{0,8} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-2}$	Bello <i>et al.</i> 1985
$K_L a = 1,19 \times 10^{-4} U_g^{0,525} \left(1 + \frac{A_d}{A_r}\right)^{-0,853} \cdot \mu_{app}^{-0,89}$	Popovic and Robinson 1984
$K_L a = 34 U_g^{0,764} U_l^{0,700}$	Nordkvist <i>et al.</i> 2003
$K_L a = 23,38 \left(\frac{E}{V}\right)^{0,17} (Q_g)^{0,80}$	Farizoğlu ve Keskinler 2007
$K_L a = 19,91 \times 10^{-3} e_T^{0,361} \cdot \varepsilon^{0,667}$	Fadavi and Chisti 2005
$K_L a^* = K_L a \left(\frac{v}{g^2}\right)^{1/3}$	Yıldız <i>vd</i> 2005

4.2. Jet Loop Reaktörlerin Atıksu Arıtımında Kullanımı

Jet loop biyoreaktörler, klasik aerobik sistemlerle (aktif çamur sistemleri gibi) karşılaştırıldıklarında havalandırma için mekanik gereçleri (pedal, türbin vb.) buldurmuyuşu, yüksek H/D (yükseklik/çap) oranı (5–10/1) nedeniyle inşası için az arazi ihtiyacı oluşu ve daha etkili bir karışımın sağlanabilmesi gibi birçok avantaj sunmaktadır (Bloor *et al.* 1995). Püskürtme başlığı sayesinde meydana getirilen çift akımın hava kabarcıklarını küçük parçalara bölmeye ile etkili bir karışım ve yüksek etkin

yüzey alanının oluşturduğu jet loop reaktörler birçok ünitenin yaptığı işi tek başına yaptığı için büyük enerji tasarrufu sağlayarak yüksek difüzyon katsayısı ve oksijenlenme temin etmektedir.

Jet loop reaktörler son 15–20 yıldan beri atıksu arıtımında ve özellikle de endüstriyel atıksu arıtımında kullanımı yaygınlaşmaktadır. Ülkemiz için oldukça yeni ve herhangi kurulmuş bir sistem bulunmamasına karşın özellikle Almanya, İtalya, Portekiz, İsveç ve Çin gibi ülkelerde kurulmuş ve başarılı bir şekilde işletilmekte olan sistemler bulunmaktadır. Tablo 4.2’de endüstriyel amaçlı kullanılan jet loop reaktör sistemleri verilmektedir.

Jet loop biyoreaktör sistemlerinde yüksek çamur konsantrasyonlarına çıkılarak yüksek arıtım verimleri elde edilmektedir. Biyolojik atıksu arıtımında reaksiyon hızı her ne kadar biyokütlenin yaşlı ve genç oluşu gibi faktörlere de bağlı olsada biyokütle (MLSS) konsantrasyonu ile doğrudan ilişkilidir (Vogelpohl 2000). Bu nedenle temin edilen yüksek biyokütle konsantrasyonu reaktör hacminde azalmaya neden olmaktadır.

Jet loop biyoreaktörlerde flok boyutunun küçülmesi etkin yüzey alanının ve böylece kütle transferinin artmasına neden olmaktadır. Elde edilen küçük boyutlu floklar jet loop reaktörlerin yüksek yüklerde etkili bir arıtım gerçekleştirmesinde önemli bir rol oynamaktadır. Diğer taraftan flok boyutunun küçülmesi çamur çökmesinde sorunlar yaratmaktadır (Farizoğlu vd 2004).

Tablo 4.2. Endüstriyel amaçlı kullanılan HCR (Jet Loop Reaktör) sistemleri (Vogelpohl 2000).

Endüstri	Atıksu	Konsantrasyon COD(BOD)mg/l	Yük kg COD (BOD ₅)/gün	Reaktör hacmi	Ülke
Gıda	Mandıra	1.200	33	1	Almanya
Gıda	Mandıra	3.700	55	0,5	Almanya
Gıda	Maya	11.000	1.850	25+10	Almanya
Cam	Proses	11.000	2.650	25	Almanya
Belediye	Evsel	600	720	3x5	Almanya
Matbaaa	Mürekkep	30.000	450	12	Almanya
Et	Proses	2.250 (1500)	15.000	5x40	Almanya
Kağıt	Proses	2.500	8.800	5x30	Almanya
Kimyasal	Proses	4.200	33	1	Norveç
Gıda	Zeytin	4.000	550	5x3	İtalya
Gıda	Zeytin	4.000	550	3x3	İtalya
Balık	Yıkama	3.000	120	1	Almanya
LFG	Süzüntü	3.500	970	3x10	Almanya
LFG	Süzüntü	3.500	875	3x10	Almanya
LFG	Süzüntü	3.500	875	3x10	Almanya
Gıda	Mandıra	1.500	250	5	Almanya
Belediye	Gece	6.000	280	2x10	Almanya
Belediye	Gece	6.000	960	15	Almanya
Kağıt	Proses	14.000	35.000	2x250	Norveç
Kağıt	Proses	1.900	12.000	300	Kanada
Kağıt	Proses	1.500	24.000	2x300	Çin
Kağıt	Proses	4.000	92.000	2x1000	Norveç
Kağıt	Proses	3.600	11.500	2x150	Fransa
Kağıt	Proses	3.000	72.000	1200+800	Norveç
Belediye	Karıştırma	450	Et	4x1000	Çin
Et	Proses	3.000	6.000	2x50	G.Kore

Klasik aktif çamur sistemlerinde çamur konsantrasyonu sistemin toplam verimini etkileyen en önemli parametrelerden birisidir. Çamur konsantrasyonu arıtma verimleri ve giderim hızlarını doğrudan etkilemektedir ve yüksek verim için yüksek çamur konsantrasyonu istenen bir sonuçtur. Meydana gelen yüksek sirkülasyondan dolayı jet loop biyoreaktörde flok yapıları parçalanarak sistem içerisine dağılmaktadır. Bununla beraber biyoreaktörün yüksek oksijen transfer kapasitesi nedeniyle sistemde yüksek biyokütle konsantrasyonları için gerekli oksijen rahatlıkla temin edilebilmektedir. Bu sonuç biyoreaktörde çok yüksek MLSS konsantrasyonlarına çıkılabilmesine ve böylece yüksek organik yüklerin etkili bir şekilde arıtılabilmesine imkân tanımaktadır. Yapılan bir çalışmada jet loop biyoreaktör MLSS konsantrasyonu 40.000 mg/L'ye çıkarılarak çok yüksek organik yüklerin verimli bir şekilde arıtımı gerçekleştirilmiştir (Lübbecke *et al.* 1995).

Jet loop biyoreaktörlerin en önemli artısı reaktörde tutulan yüksek biyokütle konsantrasyonlarının ihtiyaç duyduğu oksijeni rahatlıkla sağlayabilmesidir. Bir diğer önemli artısı ise genellikle anaerobik arıtım metodları ile arıtılabilen çok yüksek kirlilik yüklerine sahip atıksuların aerobik arıtımında başarıyla kullanılabilmesidir. Peyniraltı sularının arıtımının gerçekleştirildiği bir çalışmada da oldukça yüksek biyokütle konsantrasyonlarına çıkılabilmiştir. Öte yandan biyoreaktördeki biyokütlenin çökeltme kabiliyetinin çok zayıf olduğu görülmüştür. Öyle ki biyokütlenin çamurun hacim indeksi tespit edilememiştir. Bu duruma iki önemli etkenin neden olduğu düşünülmektedir. Birincisi hem jet loop reaktör hem de çapraz akış mikrofiltasyon ünitesinin meydana getirdiği çok yüksek sirkülasyonlar nedeniyle oluşan büyük kesme kuvvetlerinin flokları parçalayarak boyutlarının oldukça küçültmesine sebep olmasıdır. İkinci etken ise peyniraltı sularının özel (yağlı) yapılarından dolayı yapışkan özellikte bir çamurun meydana gelmesidir (Farizoğlu vd 2004). Dolayısıyla çalışmada katı-sıvı ayırımında membran ayırma tekniğinin kullanımı bir anlamda tek seçenek olarak görülmüştür. Son yıllarda membranların iyileştirilmesi ve çok amaçlı membranların geliştirilmesi ile bugün membran ayırma prosesleri birçok alanda son derece uygulanabilir ve güvenilirdir (Vogelpohl 2000).

Jet loop reaktörlerin atıksu arıtımındaki yüksek performansı, iki fazlı akışa sahip jetin oluşturduğu büyük kütle transfer alanı ve yüksek türbülans kaynaklanan gaz kabarcıklarının ve biyokütlenin oldukça etkili ilk dispersiyon ve çevrim esnasında oluşan ikinci dispersiyonu ile akışın homojen dağılımından kaynaklanmaktadır. Klasik aktif çamur sistemleri için literatürde tavsiye edilen F/M değerleri 0,05–1,0 arasındadır (Tchobanoglous 1991). Ancak jet loop reaktör kullanılarak yapılan bir araştırmada artan organik yükleme ile birlikte F/M oranı 5,81 kg KOI/kg MLVSS.gün değerine kadar çıkarılmıştır. Artan F/M değeri ile spesifik KOI giderim hızının lineer olarak arttığı tespit edilmiştir (Farizoğlu vd 2004). Ayırma prosesi olarak membran ünitelerinin kullanıldığı jet loop biyoreaktörlerdeki yüksek oksijen transfer kapasitesinden dolayı, biyokütle klasik aktif çamur proseslerine nazaran çok daha hızlı stabilize olmaktadır. Bunun sonucunda çamur yaşı çok daha düşük, F/M oranı çok daha yüksek olmasına rağmen jet loop biyoreaktörlerde üretilen çamur miktarı daha az olmaktadır. Böylece arıtma sistemlerinde en önemli maliyetlerinden birisini oluşturan çamur bertarafı maliyeti de azaltılmaktadır.

Pratikte biyolojik arıtma sistemlerinin havalandırma ünitelerinde, çözülmüş oksijen konsantrasyonunun 1,5–4 mg/L arasında olması tavsiye edilmektedir (Tchobanoglous 1991). Klasik sistemlerde, düşük sirkülasyonlar ve sistemde çözülmüş oksijen konsantrasyonunun sıfıra düştüğü ölü bölgelerin meydana gelmesi nedeniyle çözülmüş oksijen değerinin 2 mg/L civarında olması ve özellikle 2 mg/L'den düşük olmaması istenir. Çözülmüş oksijenin 2 mg/L'nin altına düşmesi durumunda sistem performansının son derece olumsuz etkilendiği tespit edilmiştir. Jet loop biyoreaktörde yapılan çalışmalar sırasında özellikle yüksek besleme konsantrasyonu ve organik yüklemelerde çözülmüş oksijenin 1 mg/L'ye kadar düştüğü gözlemlenmiştir. Ancak çözülmüş oksijen değerinin 1 mg/L'ye düştüğü zamanlarda dahi sistemin performansının ve mikroorganizmaların olumsuz bir şekilde etkilenmediği tespit edilmiştir. Jet loop biyoreaktörde çok yüksek sirkülasyonlar sonucunda elde edilen son derece yüksek karışım ve $K_L a$ nedeniyle mikroorganizmaların ihtiyaç duyduğu oksijenin sürekli olarak temin edilmesinin bu sonucu doğurduğu düşünülmektedir. Yapılan bir çalışmada jet loop biyoreaktördeki çözülmüş oksijen konsantrasyonunun 0,1 mg/L

değerine düşmesi ve sonra 2,0 mg/L'ye çıkarılması sırasında hem mikroorganizma hem de sistem performansının etkilenmediği görülmüştür (Bloor *et al.* 1995). Sonuç olarak çözünmüş oksijenin reaktörde homojen olarak dağıldığı ve bu nedenle de çözünmüş oksijen değerinin sıfıra düştüğü ölü bölgelerin meydana gelmediği kanaatine varılmıştır.

Jet loop reaktörlerde sıvı jetinden dolayı oluşan yüksek türbülanslı bölge etkili kütle transferinin meydana geldiği son derece küçük gaz kabarcıkları üretmektedir. Ayrıca bu bölgede bakteri kümeleri (flokları) küçük gruplara parçalanmakta ve böylece bakterilerin etkin yüzey alanları artırıldığından oksijen ve substrat tüketim hızları da artmaktadır. Buna ilaveten meydana getirilen yüksek sirkülasyon, reaktörde durgun bölgelerin oluşumunu engellerken bakterilerin oldukça homojen bir şekilde dağılımını sağlamaktadır. Bakteri kümelerinin homojen bir şekilde biyoreaktörün her tarafına dağılması ve bunların ihtiyaç duydukları çözünmüş oksijenin yeterince temin edilebilmesi bölgesel reaksiyon şartlarını artırmaktadır. Ancak bakterilerin jet loop reaktörlerde yüksek gerilmelere maruz kalmalarına rağmen metabolizmalarını hızlandırmaları ve performanslarını artırmaları literatürde hala cevaplanmamış açık bir sorudur (Naundorf *et al.* 1985).

Jet loop reaktörlerde üretilen bakteri populasyonları üzerinde yapılan çalışmalarda klasik sistemlerle karşılaştırıldıklarında aerobik bakterilerin anaerobik bakteri gruplarına oranının daha yüksek olduğu görülmüştür (Dilek *et al.* 1996; Farizoğlu 2003; Petruccioli *et al.* 2004). Bilindiği gibi aerobik bakterilerin aktivitesi anaerobik bakterilerden daha yüksektir. Dolayısıyla jet loop reaktörlerin daha iyi performansını yüksek aerobik bakteri oranı ve aerobik bakterilerin yüksek aktivitesi ile açıklamak mümkündür.

Yüksek performanslı, üçüncü jenerasyon biyoreaktörler sınıfına giren jet loop reaktörler (Yenkie *et al.* 1992), yüksek türbülans bölgesi oluşturan bir dizayna sahiptirler. Bu dizayn özellikleri hem akışkan içerisindeki kütle transferini artırmakta hem de daha

büyük biyokütle floklarını küçük bakteri kümelerine parçalayarak sonuçta daha büyük etkin yüzey alanına sahip çok küçük floklara dönüştürmektedir. Bakteriyel aktiviteyi de artıran bu dizaynlarından dolayı jet loop reaktörler, diğer reaktörlerden ayrılırlar. Jet loop reaktörler için elde edilen kalış süresi dağılımı eğrisinin karıştırılmalı tank reaktörden elde edilen kalış süresi dağılımı eğrisi ile son derece iyi uyumu jet loop reaktörlerin tam karışımı kabulünü desteklemektedir (Yenkie *et al.* 1992).

5. SONUÇ

Yeni tip reaktörlerin üçüncü versiyonunu jet loop reaktörler oluşturmaktadır. Bu reaktörlerin hava kaldırmalı reaktörlerden en önemli farkı, sisteme verilen enerjinin sıvının kinetik enerjisinden sağlanmasıdır.

Jet loop reaktörlerden elde edilen kütle transfer katsayısı ve gaz tutulma değerleri klasik sistemlerden çok daha yüksektir. Klasik aktif çamur havalandırıcıları 1–2,2 kg O₂/kWh arasında değişen miktarlarda oksijen iletim kapasitesine sahipken, bu değer jet loop reaktörlerde 3–4 kg O₂/kWh değerine kadar ulaşabilmektedir. Su ve hava debisinin bu değerlere etkisi vardır. Gaz debisinin artışı bu değerleri önemli ölçüde artırırken sıvı debisinin artışının etkisi daha az olmuştur. Jet loop reaktörler yüksek kütle transfer yetenekleri ile membran prosesleri yardımıyla elde edilen biyokütlenin karıştırma ve oksijen ihtiyacını fazlasıyla karşılayabilecek konumdadır. Biyolojik atıksu arıtımında organik yüklerin karşılanabilmesi için oksijen transfer kapasiteleri yüksek reaktörlerin kullanılması zorunludur. Dolayısıyla jet loop reaktörler yüksek kütle transfer özelliklerinden dolayı endüstriyel atıksuların arıtılmasında rahatlıkla kullanılabilirler.

KAYNAKLAR

- Agar, D. W., 1999. Multifunctional reactors: Old preconceptions and new dimensions. *Chem. Eng. Science*, 54, 1299-1305.
- Agbkevar, F.A., Cundiff, J.S., Yousten, A.A., Velandar, W.H., 2000. Virginia, 10.
- Bello, R.A., Robinson, C.W., Moo-Young, M., 1985. Prediction of the volumetric mass transfer coefficient in pneumatic contactors. *Chemical Engineering Science* 40, 53–58.
- Bloor, C.J., Anderson, G., Willey, A.R., (1995), High rate aerobic treatment of brewery wastewater using the jet loop reactor, *Wat. Res.*, 29, 5, 1217-1223.
- Boaifi, M., Hebrard, G., Bastoul, M., 2001. A comparative study of gas hold-up, bobble size, interfacial area and mass transfer coefficients in stirred gas-liquid reactors and bubble columns. *Chem. Eng. And Processing*, 40, 97-111.
- Chisti, Y. and Moo-Young, M., 1993. Improve the performance of air reactors. *Chem. Eng. Progress*, June, 38-45.
- Choi, K.H. and Lee, W.K., 1993. Circulation liquid velocity, gas holdup and volumetric oxygen transfer coefficient in external- loop airlift reactors. *J. Chem. Tech. Biotechnology*, 56, 51-58.
- Couvert, A., Bastoul, D., Roustan, M., Line, A., Chatellier, P., 2001. Prediction of liquid velocity and gas hold-up in rectangular air-lift reactors of different scales. *Chemical Engineering and Processing*, 40, 113-119.
- Dazhang, H., Rongji, H., 1992. Gas hold-up and volumetric liquid phase mass transfer coefficients in a downjet loop reactor. *Chem. Eng. Journal* 49, 49–54.
- Dilek, F.B., Anderson, G.K., Bloor, J., 1996. Investigation into the microbiology of a high rate jet-loop activated sludge reactor treating brewery wastewater. *Wat. Res.*, 34,5-6, 107-112.
- Dirix, C.A.M.C., Van der Wiele, K., 1990. Mass transfer in jet loop reactors. *Chem. Eng. Science*, 45, 2333-2340.
- Dudley, J., 1995. Mass transfer in bubble columns: a comparison of correlations. *Wat. Res.*, 29, 4, 1129-1138.
- Dudley, J., 1995. Mass transfer in bubble columns: a comparison of correlations. *Wat. Res.*, 29, 4, 1129-1138.
- Fadavi, A., Chisti, Y., 2005. Gas-liquid mass transfer in a novel forced circulation loop reactor. *Chem. Eng. Jour.* 112, 73-80.
- Fakeeha, A.H., Jibril, B.Y., Ibrahim, G., Abasaheed, A.E., 1999. Medium effects on oxygen mass transfer in a plunging jet loop reactor with a downcomer. *Chemical Engineering and Processing*, 38, 259–265.
- Farizoğlu, B., 2003. Peyniraltı Sularının Membran Filtrasyonlu Püskürtme Çevrimli Reaktörde Arıtımı. Doktora tezi, Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Erzurum.
- Farizoglu, B., Keskinler, B. 2007. Influence of draft tube cross-sectional geometry on k_{La} and ϵ in jet loop bioreactors (JLB). *Chem. Eng. Journal*.
- Farizoglu, B., Keskinler, B., Yıldız, E., Nuhoglu, A., 2004. Cheese whey treatment performance of an aerobic jet loop membrane bioreactor. *Process Biochemistry* 39, 2283–2291.

- Farizoglu, B., Keskinler, B., Yıldız, E., Nuhoglu, A., 2007. Simultaneous removal of C,N,P from cheese whey by jet loop membrane bioreactor (JLMBR). *Journal of Hazardous Materials*.
- Fujiwara, T., Somiya, I., Tsuno, H., Okuna, Y. 1998. Effect of draft tube diameter on nitrogen removal from domestic sewage in a draft tube type reactor. *Wat. Sci. Tec.* 38, 319–326.
- Gaddis, E.s., Vogelpohl, A., 1992. The impinging-stream reactor: a high performance loop reactor for mass transfer controlled chemical reactions. *Chem. Eng. Science*, 47, 2877–2882.
- Gagnon, H., 1998. National Library of Canada, 45.
- Ghirardini, M., Donati, G., Rivetti, F., 1992. Gas lift reactors: hydrodynamics mass transfer and scale up. *Chem. Eng. Science*, 47, 9–11, 229–2214.
- Gogate, P.R., Pandit, A.B., 1999. survey of measurement techniques for gas-liquid mass transfer coefficient in bioreactors. *Biochemical Engineering Journal*, 4, 7-15.
- Gou, Y.X., Rathor, M.N., Ti, H.C., 1997. Hydrodynamics and mass transfer studies in a novel external-loop airlift reactor. *Chemical Engineering Journal*, 67, 205-214.
- Hamdi, M. and Ellouz, R., 1992. Bubble column fermentation of olive mill wastewaters by *Aspergillus niger*. *J. Chem. Tech. Biotechnology*, 54, 331-335.
- Jain, D.K., Patwari, A.N., Rao, M.B., Khan, A.A., 1990. Liquid circulation characteristics in jet loop reactors. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, 68, 1047–1051.
- Jamshidi A. M., Sohrabi, M., Vahabzadeh, F., Bonakdarpour, B., 2001. Hydrodynamic and mass transfer characterization of a down flow jet loop bioreactor. *Biochemical Engineering Journal*, 8, 241-250.
- Jamshidi,A. M., Sohrabi, M., Vahabzadeh, F., Bonakdarpour, B., 2001. Studies on the hydrodynamic behaviour and mass transfer in a down-flow jet loop reactor with a coaxial draft tube. *Journal of Chem. Technol. Biotechnol.*, 76, 39-46.
- Jianping, W., Ping, N., Lin, H., Yunlin, C., 2000. Local overall volumetric gas- solid mass transfer coefficients in gas-liquid-solid reversed flow jet loop bioreactor with a non-Newtonian fluid. *Biochemical Engineering Journal*, 5, 225–229.
- Jianping, W., Ping, N., Lin, H., Yunlin, C., 2002. Local overall gas-liquid mass transfer coefficient in a gas-liquid-solid reversed flow jet loop reactor. *Chem. Eng. Science*, 88, 209-213.
- Kawase, Y., Moo-Young, M., 1992. Correlations for liquid-phase mass transfer coefficients in bubble column reactors with Newtonian and non-Newtonian fluids. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, 70, 48–54.
- Kojima, H., Sawai, J., Uchino, H., Ichige, T., 1999. Liquid circulation and critical gas velocity in slurry bubble column with short size draft tube. *Chem. Eng. Science*, 54, 5181-5185.
- Lübbecke, S., Vogelpohl, A., Dewjanin, W., (1995). Wastewater treatment in a biological high performance system with high biomass concentration. *Was. Res.*, 29, (3), 793-802.
- Magnus, E., Hoel, H., and Carlberg, G.E., 2000. Treatment of NSSC effluent in a biological high efficiency compact reactor. *TAPPI Journal*, 83, 1, 149-156.
- Majeed, J.G. and Bekassy-Molnar, E., 1995. Design correlations of an air-lift tube reactor. *Gas Sep. Purif.*, 9, 101-109.

- Mohanty, K., Das, D., Biswas, 2007. Mass transfer characteristic of a novel multi-stage external loop airlift reactor. *Chem. Eng. Jour.*
- Molnar, E.B., Majeed, J.G., Vatai, G. 1997. Overall volumetric oxygen transfer coefficient and optimal geometry of airlift tube reactor. *Chem. Eng. Jour.* 68, 29–33.
- Naundorf, E.A., Subramanian, D., Rabiger, N., Vogelpohl, A., 1985. Biological treatment of wastewater in compact reactor. *Chem. Eng. Process.*, 19, 229-233.
- Nordkvist, M., Grotkjaer, T., Jan, S.H., John, V., 2003. Applying rotary jet heads for mixing and mass transfer in a forced recirculation tank reactor system. *Chemical Engineering Science* 58, 3877–3890.
- Özbek, B. Gayik, S., 2001. The studies on the oxygen mass transfer coefficient in a bioreactor. *Process Biochemistry*, 36, 729-741.
- Öztürk, İ., Timur, H., Kuşkan, U. *Atıksu Arıtımının Esasları-Evsel, Endüstriyel Atıksu Arıtımı ve Arıtma Çamurlarının Kontrolü* 2004.
- Padmavathi, G., Rao, K.R., 1993. Influence of geometry on gas holdups in a reversed flow jet loop reactor. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, 71, 94–100.
- Petera, K., Ditzl, P., 2000. Effect of pressure profile on evaluation of volumetric mass transfer coefficient in $k_L a$ bioreactors. *Biochemical Eng. Journal* 5, 23–27.
- Petruccioli, M., Duarte J.C., Eusebio, A., Federici, F., (2002), Aerobic treatment of winery wastewater using a jet loop activated sludge reactor. *Process Biochemistry*, 37, 8, 821-829.
- Pironti, F.F., Medina, V.R., Calvo, R., Saez, A.E., 1995. Effect of draft tube position on the hydrodynamics of a draft tube slurry bubble column. *The Chemical Engineering Journal*, 60, 155-160.
- Popovic, M., Robinson, C.W., 1984. Estimation of some important design parameters for non-Newtonian liquids in pneumatically-agitated fermentors. *Proceeding of the 34th Canadian Chemical Engineering Conference, Quebec, 30th September–3rd October*, pp. 258–263.
- Prasad, K.Y., Ramanujam, T.K., 1995. Enhancement of gas-liquid mass transfer in a modified reversed flow jet loop reactor with three phase system. *Chem. Eng. Science*, 50, 18, 2997-3000.
- Prasad, K.Y., Ramanujam, T.K., 1995. Gas holdup and overall volumetric mass transfer reversed flow jet loop reactor. *The Canadian Journal Of Chemical Engineering*, 73, 190–195.
- Rüitenberg, R., Schultz, C.E., Buisman, C.J.N. 2001. Bio-oxidation of minerals in air-lift loop bioreactors. *Int.J. Miner. Process*, 62, 271–278.
- Sardeing, R., Painmanakul, P., Hebrard, G. 2006. Effect of surfactants on liquid-side mass transfer coefficients in gas-liquid systems: A first step to modeling. *Chem. Eng. Sci.* 61, 6249–6260.
- Tchobanoglous, G. and Burton, F.L., 1991. *Wastewater Engineering*. McGraw-Hill Inc., p1315 (3rd ed.) New York.
- Tinge, J.T., Casado, A.J.R., 2002. Influence of pressure on the gas hold-up of aqueous activated carbon slurries in a down flow jet loop reactor. *Chem. Eng. Science*, 57, 3575-3580.
- Tiwari, G., Bose, P., 2007. Determination of ozone mass transfer coefficient in a tall continuous flow counter-current bubble contactor. *Chem. Eng. Jour.*

- Velan, M., Ramanujam, T.K., 1992. Gas-liquid mass transfer in a down flow jet loop reactor. *Chem. Eng. Science*, 47, 2871–2876.
- Verlaan, P., Vos, J-C., Riet, V.K., 1989. Hydrodynamics of the flow transition from a bubble column to an airlift-loop reactor. *J. Chem. Tech. Biotechnology*, 45, 109-121.
- Vogelaar, J.C.T., Klapwijk, A., Van Lier, J.B., Rulkens, W.H., 2000. Temperatures effects on the oxygen transfer rate between 20 and 50°C. *Wat. Res.*, 34, 3, 1037-1041.
- Vogelpohl, A., (2000), Wastewater treatment by the HCR-Process. *Acta Biotechnol*, 20, 2, 119–128.
- 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.*, 8, 411-418.
- Wahsmann, U., Rabiger, N., Vogelpohl, A., 1985. Effect of geometry on hydrodynamics and mass transfer in compact reactor. *German Chemical Engineering*, 8, 411-418.
- Westerterp, K.R., 1992. Multifunctional reactors. *Chem. Eng. Science*, 47, 2195-2206.
- Xianliou, M., Dazhang, H., Rongji, H., Taiping, X., 1992. Gas hold up and volumetric mass transfer coefficients in a down jet loop reaktor. *The Chem. Eng. Journal*, 49, 49-54.
- Yenkie, M.K.N., Geissen, S.U., Vogelpohl, A., 1992. Biokinetics of wastewater treatment in the high performance compact reactor (HCR). *The Chem. Eng. Journal*, 49, B1-B12.
- Yıldız, E., 1999. Çapraz akış mikrofiltrasyon sistemli püskürtme çevrimli (jet loop) reaktörlerde biyolojik arıtım. Doktora Tez, Atatürk Üniversitesi, Erzurum.
- Yildiz, E., Keskinler, B., Pekdemir, T., Akay, G., Nuhoglu, A., 2005. High strength wastewater treatment in a jet loop membrane bioreactor: kinetics and performance evaluation. *Chem. Eng. Science* 60, 1103–1116.

ÖZGEÇMİŞ

Emine AKBAYIR 1977 yılında Erzurum'da doğdu. İlk, orta ve lise öğrenimini Erzurum'da tamamladı.1997 yılında girdiği Erzurum Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Çevre Mühendisliği Bölümü'nden 2001 yılında Çevre Mühendisi unvanı olarak mezun oldu. Şu anda Balıkesir İl Çevre ve Orman Müdürlüğü'nde Çevre Mühendisi olarak çalışmaktadır.