

MÜHENDİSLİKTE FİZİKSEL MODELLEME

Teknik Esaslar, Model-Prototip İlişkileri
(Çevre, İnşaat ve Biyokimya Mühendisliği Uygulamalarıyla)



TURKISH WATER INSTITUTE
SUEN
TÜRKİYE SU ENSTİTÜSÜ

MÜHENDİSLİKTE FİZİKSEL MODELLEME

Teknik Esaslar, Model - Prototip İlişkileri
(Çevre, İnşaat ve Biyokimya Mühendisliği Uygulamalarıyla)

Boyut Analizi ve Fiziksel Modelleme

Su ve Atıksu Arıtma Tesisleri için Model – Prototip İlişkileri

Reaktörlerdeki Akımın Hidrolik Modellenmesi

Endüstriyel Biyoreaktörlerde Model – Prototip İlişkileri ve Rejim Analizi

Atıksu, Çamur ve Sıcak Su Deşarjlarıyla ilgili Fiziksel Modelleme Esasları

MÜHENDİSLİKTE FİZİKSEL MODELLEME
Teknik Esaslar, Model - Prototip İlişkileri
(Çevre, İnşaat ve Biyokimya Mühendisliği Uygulamalarıyla)
(1. Baskı - Ekim 2020)

ISBN: 978-605-7599-37-7

Editörler:

İzzet Öztürk
Hale Özgün
Mustafa Evren Erşahin

Bölüm Yazarları:

Ali Fuat Aydın
Tarkan Erdik
Hüseyin Güven
Malhun Fakıoğlu
Mehmet Sadık Akça
Ali İzzet Cengiz
Elif Zeynep Deneri

Baskı:

Ergin Matbaacılık
Rasimpaşa Mah. Beydağı Sokak No: 27/B Kadıköy / İstanbul
Sertifika No: 47691

Türkiye Su Enstitüsü (SUEN)
Küçükçamlıca Mah. Libadiye Cad.
No: 54 Üsküdar / İstanbul

T: 0(216) 325 49 92

F: 0(216) 428 09 92

Web: www.suen.gov.tr
E-posta: info@suen.gov.tr

© 2020, SUEN.

Bu kitabın bütün yayın hakları Türkiye Su Enstitüsü (SUEN)'ne aittir.

TAKDİM

Dünya genelindeki hızlı nüfus artışı ve sanayileşme dolayısıyla sağlıklı ve yeterli içme suyu temini günden güne önemli bir küresel sorun haline gelmiştir. Dünya yüzeyinin dörtte üçü sularla kaplı olmasına rağmen mevcut suyun ancak %1'inden az bir kısmı kullanılabilir tatlı su kaynaklarından oluştuğundan, tatlı su kaynaklarının korunması ve geliştirilmesi büyük önem arz etmektedir. Hayat kaynağımız olan su sadece insanlık için değil, ekosistemi oluşturan tüm canlılar için paha biçilemez bir kaynaktır. Bu yüzden etkili ve bütünlük bir su yönetimi büyük önem taşımaktadır. Bütünlük su yönetimi sadece mevcut su kaynaklarının kullanımını değil kullanılmış suların (atıksuların) da etkin yönetimini içermektedir. Su kaynaklarımızın temiz tutulabilmesi için gerekli atıksu arıtma tesislerinin, besi maddesi, biyokatı, enerji ve su geri kazanımını sağlayacak “Su Rafineleri” olarak tasarlanıp işletilmesi anlayışı giderek yaygınlaşmaktadır.

Su ve atıksu araştırmalarının yürütüldüğü laboratuvar ve pilot ölçekli tesislerin belirli bilimsel esaslar dahilinde tasarlanması gerekmektedir. Elinizdeki bu eser, söz konusu ihtiyacı karşılamak maksadıyla hazırlanmış olup Çevre, İnşaat ve Biyokimya Mühendisliği'nin farklı çalışma alanları için gerekli model-prototip ilişkilerine yönelik bilimsel ve teknik esaslar içermektedir.

Kuruluş misyonu gereği, *su ile ilgili ulusal ve uluslararası kuruluşların çalışma, bilgi üretimi ve istatistik faaliyetleri ile diğer dış gelişmeleri takip etmek ve sürdürülebilir su politikalarının geliştirilmesi ve küresel su meselelerinin çözülmesi yönünde stratejiler üretilmesi için gerekli imkan ve araçların geliştirilmesine katkı sağlamak* anlayışıyla hareket eden Türkiye Su Enstitüsü (SUEN), böyle değerli bir kaynak kitabın yayınlanmasını sağlamaktan memnuniyet duymaktadır.

Su kaynaklarının daha etkin yönetimi için yürütülecek araştırmaların güncel, bilimsel ve teknolojik esaslara uygun olarak sürdürülebilmesi ile ilgili çok önemli bilgileri ihtiva eden bu eserin, kamu kurum ve kuruluşları, yerel idareler, üniversiteler ile özel sektörde su ve çevre konularında çalışan mühendis ve araştırmacılara faydalı olmasını temenni eder, başta Prof. Dr. İzzet Öztürk olmak üzere kitabın hazırlanmasında emeği geçen tüm uzmanlara teşekkürlerimi sunarım.

Prof. Dr. Ahmet Mete Saatçı
Türkiye Su Enstitüsü (SUEN) Başkanı

ÖNSÖZ

Farklı ölçekteki (laboratuvar, pilot ve tam (kurulu)) tesislerden elde edilen sonuçların analizi veya daha küçük ölçekli tesis sonuçlarının gerçek ölçekli tesis tasarımı için uyarlanması mühendislikte en yaygın ve önemli konulardan biridir. Mühendislikte Fiziksel Modelleme: Teorik Esaslar, Model-Prototip İlişkileri başlıklı bu kitap, üniversitelerimizin Çevre, İnşaat, Makine ve Biyokimya Mühendisliği Bölümlerinde eğitim gören lisans ve yüksek lisans öğrencileri ile kamu ve özel sektörde özellikle su, atıksu ve fermantasyon tesisleri tasarımı ve işletimiyle ilgili mühendis ve teknisyenlere yardımcı bir kaynak eser olması gayesi ile yazılmıştır. Toplam 12 bölümden oluşan bu eserde, konu ile ilgili çok sayıda kitap, ders notu, teknik rapor, doktora tezi, proje ve bilimsel makale incelenerek, akademik çalışmalara ve uygulamalara yön verecek bilimsel ve teknik hususlara değinilmiştir. Kitapta Çevre, İnşaat, Makine ve Biyokimya Mühendisliği alanlarında çalışan yüksek lisans öğrencileri ve model laboratuvarı teknik elemanlarının ihtiyaç duyacağı çok sayıda uygulamaya yer verilmiştir.

Schmidtke ve Smith (1983), Wen ve Fan (1976), Khurmi (1999), Ersoy ve Mert (1977), Shuler ve Kargı (2002) Luyben, vd. (2006) ile Kossen ve Oosterhuis (1985) bu kitapta geniş ölçüde istifade edilen kaynaklar arasındadır. Bu sebeple ilgili kitapların yazarları ve yayınevlerine şükranlarımı sunarım. Kitaptaki bazı hususların daha kapsamlı olarak incelenmesi için öncelikle bu kaynaklara başvurulması gerekecektir. Bütün çabamıza rağmen yine de bulunması kaçınılmaz olan yazım/dizgi hataları dolayısıyla anlayışınızı rica ederim.

Kitabın derlenmesi ve belirli bölümlerdeki destekleri dolayısıyla Prof. Dr. Ali Fuat Aydın, Doç. Dr. Hale Özgün, Doç. Dr. Evren Erşahin, Doç. Dr. Tarkan Erdik, Dr. Öğr. Ü. Hüseyin Güven, Y. Müh. Malhun Fakıoğlu, Y. Müh. Mehmet Sadık Akça, Çev. Müh. Ali İzzet Cengiz ve Çev. Müh. Elif Zeynep Deneri'ye teşekkür ederim. Kitapta kullanılan pek çok veride emeği olan lisansüstü öğrencilerim ile diğer meslektaşlarıma, ayrıca kitabın yazım sürecindeki büyük sabır ve anlayışları dolayısıyla aileme en kalbi sevgilerimi sunarım. Onların destekleri olmaksızın bu eserin tamamlanması mümkün olamazdı.

Kitabın üniversite dışında basımına izin veren İTÜ Rektörü Prof. Dr. İsmail Koyuncu ve İnşaat Fakültesi Dekanı Prof. Dr. Ünal Aldemir'e teşekkür ederim.

Bu eserin basımını sağlayan Türkiye Su Enstitüsü (SUEN) Başkanı Sayın Prof. Dr. Ahmet Mete Saatçı'ya, Çevre Mühendisliği eğitim ve uygulamalarına katkıları dolayısıyla şükranlarımı sunarım.

Prof. Dr. İzzet Öztürk
Sarıyer, 2020

İÇİNDEKİLER

TAKDİM	i
ÖNSÖZ	ii
İÇİNDEKİLER.....	iii
KISALTMALAR.....	vii
SİMGE LİSTESİ	x
1. GİRİŞ.....	1
1.1. Proses Tasarımına Bakış.....	1
1.2. Ölçek Büyütme (Scale-up) Esasları.....	4
2. BOYUT ANALİZİ VE FİZİKSEL (HİDROLİK) MODELLEME.....	9
2.1. Boyut Analizi.....	9
2.1.1. Temel Boyutlar ve Boyut Homojenliği.....	9
2.1.2. Boyut Analizi ve Yöntemleri	13
2.2. Fiziksel Modelleme	21
2.2.1. Model Benzeşimi.....	22
2.2.2. Model Analizi Metodolojisi	24
2.2.3. Fiziksel Modellerin Sınıflandırılması.....	25
2.3. Boyutsuz Sayı Grupları ve Modellemedeki Önemi.....	29
3. PİLOT TESİS ÇALIŞMALARI	37
3.1. Giriş	37
3.2. Pilot Tesis Çalışması Hedefleri	38
3.3. Pilot Tesisler İçin Önemli Pratik Hususlar	40
3.4. Pilot Tesisler İçin Temel Kurallar	42
4. REAKTÖRLERDEKİ AKIMIN HİDROLİK MODELLENMESİ	47
4.1. İdeal Akımların Hidrolik Modellenmesi	47
4.2. İdeal Olmayan Akımların Hidrolik Modellenmesi.....	55
4.2.1. Boyuna Dispersiyonlu Piston Akımlı Reaktörler.....	56
4.2.2. Seri Bağlı Tam Karışım Akımlı Reaktörler	60
4.3. Gamma Dağılımı Modeli.....	70
4.3.1. Kısmi Baypas Akımlı Gamma Dağılımı Modeli.....	72

4.3.2.	Tüm Sistemi Baypas Eden Kısmi Akımlı Gamma Dağılımı Modeli.....	80
5.	KİRLİLİK GÖSTERGELERİ, ARITILABİLİRLİK ESASLI ATIKSU KARAKTERİZASYONU VE BİYOREAKTÖR TASARIMININ ESASLARI.....	83
5.1.	Organik Kirlilik Göstergesi Parametreler.....	83
5.1.1.	Birleşik/Kolektif Parametreler	83
5.1.2.	Tekil Organik Kirleticiler.....	90
5.2.	Arıtılabilirlik Esaslı Atıksu Karakterizasyonu	91
5.2.1.	Proses Tasarımı için Gerekli Atıksu Parametreleri	91
5.2.2.	Atıksu Karakterizasyonu için Ölçüm Yöntemleri.....	97
5.3.	Respirometrik Analiz.....	99
5.3.1.	Respirometre Uygulamaları	100
5.3.2.	Oksijen Tüketim Hızının Analizi	101
5.3.3.	Biyometan Potansiyeli Analizi.....	103
5.3.4.	Nitrat Tüketim Hızının Analizi	105
5.4.	Biyoreaktör Tasarımının Esasları	106
6.	MEKANİK KARIŞTIRMALI SİSTEMLERDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ	121
6.1.	Giriş	121
6.2.	Karıştırıcı Tipleri	121
6.3.	Karıştırma için Boyut Analizi ve Genel Akış Denklemi.....	125
6.3.1.	Karıştırma için Boyut Analizi	125
6.3.2.	Genel Akış Denklemi	130
6.4.	Karıştırıcı Özellikleri.....	131
6.5.	Akışkan Özellikleri ve Başlıca Değişkenlerin Etkileri.....	132
6.6.	Karıştırıcı İçin Gerekli Güç İhtiyacı.....	133
6.7.	İki Akışkanın Karışımı için Karıştırıcı Tasarımı	136
6.8.	Üniform Karıştırma İçin Gerekli Süre.....	141
6.9.	Karıştırma Tankında Isı Transferi	143
6.10.	Ölçek Büyütme	146

7. HAVALANDIRMA SİSTEMLERİNDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ.....	151
7.1. Havalandırma Sistemleri	151
7.2. Mekanik Havalandırıcılarda Fiziki Modelleme.....	161
7.2.1. Yüzeysel Havalandırıcılar	161
7.2.2. Yatay Milli Yüzeysel Havalandırıcılar	164
7.3. Difüzörlü Havalandırıcılarda Fiziki Modelleme	165
7.3.1. Geometrik Parametreler ve Difüzörlü Havalandırma Sistemlerinin Verimi	166
7.3.2. Boyuna Dispersiyon Etkisi.....	172
7.4. Döner Biyodisklerin Havalandırılması	176
8. AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ.....	183
8.1. Giriş	183
8.1.1. Ölçek Büyütmede Laboratuvar ve Pilot Ölçekte Elde Edilen Verilerin Değerlendirilmesi	184
8.1.2. Ölçek Büyütmede Dikkat Edilmesi Gereken Hususlar ve Sınırlamalar	193
8.2. Ölçek Büyütme İle İlgili Uygulamalar	196
8.2.1. Son Çökeltim Tankları	201
8.3. Biyolojik Proseslerin Ölçek Büyütülmesinde Kinetik Modellerin Rolü	206
8.3.1. Kimya Endüstrisi Atıksularının Arıtılması Örneği	207
8.3.2. Şeker Endüstrisi Atıksularının Arıtılması Örneği	210
8.3.3. Aktif Çamur Selektör Prosesleri	212
8.3.4. Karışık Atıksularının Arıtılması Örnekleri	215
8.3.5. Genel Değerlendirme	219
9. DAMLATMALI FİLTRELERDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ.....	225
9.1. Boyuna Dispersiyon ve Organik Madde Giderimi	225
9.2. Plastik Malzemeli Filtrelerde Hidrolik Rejim	228
9.3. Taneli Malzemeli Filtrelerde Hidrolik Rejim	228
9.4. Dispersiyonlu Akım Modelleri	229
10. HIZLI KUM FİLTRASYONU, ADSORPSİYON VE İYON DEĞİŞTİRME SİSTEMLERİYLE İLGİLİ FİZİKSEL MODELLEME ESASLARI.....	235
10.1. Hızlı Filtrasyonda Fiziksel Modelleme ve Ölçek Faktörleri.....	235
10.2. Adsorpsiyon ve İyon Değişirme Sistemlerinde Fiziksel Modelleme ve Ölçek Faktörleri	241

11. ENDÜSTRİYEL BİYOREAKTÖRLERDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ VE REJİM ANALİZİ.....	245
11.1. Biyokimya Endüstrisinde Kullanılan Reaktör Tipleri ve Temel Özellikleri	245
11.2. Ölçek Büyütme/Küçültme Uygulamaları Genel Durumu.....	248
11.3. Ölçek Büyütme/Küçültme Yöntemleri	250
11.3.1. Teorik Yöntem.....	250
11.3.2. Yarı Teorik Yöntem.....	252
11.3.3. Boyut Analizi Yöntemi.....	252
11.3.4. Önceki Tecrübeleri Esas Alma Yöntemi	253
11.3.5. Deneme Yanılma Yöntemi	256
11.4. Rejim Analizi	258
11.4.1. Rejim Analizi Yöntemleri	258
11.4.2. Ölçek Büyütme (Scale-up)	260
11.4.3. Karakteristik Zamanlar	265
11.4.4. Seri ve Paralel Yürüyen Alt Prosesler	271
11.4.5. Ölçek Küçültme (Scale-down)	274
12. ATIKSU, ÇAMUR VE SICAK SU DEŞARJLARIYLA İLGİLİ FİZİKSEL MODELLEME ESASLARI.....	289
12.1. Giriş.....	289
12.2. Modelleme Prensipleri	289
12.2.1. Genel Esaslar	289
12.2.2. Benzeşim Kriterleri.....	290
12.2.3. Ölçek ve Sınır Etkileri	295
KAYNAKLAR.....	303
DİZİN	313
<i>EK 1. Havaya doymun sudaki oksijen çözünürlüğü</i>	<i>315</i>
<i>EK 2. Wehner ve Wilhem denkleminin sayısal çözüm tablosu.....</i>	<i>316</i>
<i>EK 3. Çeşitli karıştırıcılardaki Re sayıları grafikleri</i>	<i>318</i>

KISALTMALAR

AAT	: Atıksu Arıtma Tesis
AÇ	: Aktif Çamur
AKM	: Askıda Katı Madde
AnMBR	: Anaerobik Membran Biyoreaktör
AnDMBR	: Anaerobik Dinamik Membran Biyoreaktör
AOTR	: Arazi Şartlarındaki Gerçek Oksijen Transfer Hızı
ATP	: Biyolojik Enerji (Adenozin trifosfat)
A ² O	: Anaerobik-Anoksik-Oksik
BA	: Boyut Analizi
BAK	: Biyolojik Granüler Aktif Karbon
BMP	: Biyometan Potansiyeli
B ₀	: Bodenstein (Dispersiyon) Sayısı
BOİ	: Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı
BOİ _u	: Nihai (Ultimate) BOİ
BOİ ₅	: 5 Günlük BOİ
bKOİ	: Biyolojik olarak Ayrışabilen KOİ
ÇHİ	: Çamur Hacim İndeksi
ÇO	: Çözülmüş Oksijen
ÇYİ	: Çamur Yoğunluk İndeksi
DBD	: Döner Biyodisk
DMF	: Dimetilformamid
EBCT	: Boş Yatak Temas Süresi (Empty Bed Contact Time)
Eu	: Euler Sayısı
Fr	: Froude Sayısı
FMF	: Fiziksel Modelleme Fonksiyonu

FLT	: Kuvvet, uzunluk, zaman
F/M	: Besi/Mikroorganizma Oranı
GAK	: Granüler Aktif Karbon
GDM	: Gamma Dağılımı Modeli
k_{La}	: Oksijen Transfer Katsayısı
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
Ma	: Cauchy (Mach) Sayısı
MADAM	: Michigan Adsorption Design and Applications Model
MLT	: Kütle, uzunluk, zaman
NH ₄ -N	: Amonyum Azotu
NO ₃ -N	: Nitrat Azotu
NTH	: Nitrat Tüketim Hızı
Nu	: Nusselt Sayısı
ORP	: Oksidasyon-Redüksiyon Potansiyeli
OTH	: Oksijen Tüketim Hızı
Pe	: Peclet Sayısı
Pr	: Prandtl Sayısı
RA	: Rejim Analizi
Re	: Reynolds Sayısı
Ri	: Richardson Sayısı
Sc	: Schmidt Sayısı
Sh	: Sherwood Sayısı
SOTR	: Standart Şartlarda Oksijen Transfer Hızı
TeOİ	: Teorik Oksijen İhtiyacı
TOK	: Toplam Organik Karbon
TKM	: Toplam Katı Madde
TKN	: Toplam Kjeldahl Azotu

TKR	: Tam Karışımli Reaktör
TN	: Toplam Azot
TP	: Toplam Fosfor
UAKM	: Uçucu Askıda Katı Madde
UK	: Üniformluk Katsayısı
UV	: Ultraviyole
VSD	: Hız Sürücüsü (Variable Speed Drive)
We	: Weber Sayısı
YAHÇYR	: Yukarı Akışlı Havasız Çamur Yataklı Reaktör
YMH	: Yatay Milli (Yüzeysel) Havalandırıcı
YYAÇ	: Yüksek Yükleme Aktif Çamur

SİMGE LİSTESİ

A	: Alan
a	: İvme
α	: Üstel sabit, Hidrolik kalış süresi
B	: Karıştırıcıdaki kanat sayısı, Genişlik
β	: Debi oranı, Fiziksel parametre, Tuzluluk-yüzey gerilimi düzeltme faktörü
C	: Konsantrasyon
c	: Boyutsuz sabit
D	: Çap, Boyuna dispersiyon katsayısı, Moleküler difüzyon katsayısı
d	: Dispersiyon sayısı
D_e ve E	: Türbülans difüzyonu katsayısı
D_m	: Moleküler difüzyon katsayısı
Δp	: Yataktaki basınç (yük) kaybı
ΔX_v	: Çamur oluşum oranı
e	: Partikül pürüzlülüğü
ε	: Yatak porozitesi
F	: Kuvvet
f	: Sürtünme katsayısı
g	: Yerçekimi ivmesi
H	: Sıvı derinliği, Hidrolik yük
h	: Yük kaybı
hp	: Beygir gücü
K	: Esneklik Modülü
k	: Reaksiyon sabiti, Cidar pürüzlülük katsayısı
K_s	: Monod kinetiği parametresi
L	: Karakteristik uzunluk
L_v	: Hacimsel organik yük

L_{xr}	: Yatay uzunluk ölçeği oranı
L_{zr}	: Düşey uzunluk ölçeği oranı
μ	: Dinamik viskozite, Akışkan viskozitesi
$\tilde{\mu}$	: Monod kinetiği parametresi
μ_{net}	: Net özgül mikroorganizma çoğalma hızı
m	: Kütle
N, n	: Dönüş hızı
N_e	: Pompa/türbin devir sayısı
N_o	: Referans sayısı
N_p	: Güç Sayısı
NTU	: Renk, bulanıklık
η	: Verim
σ_s	: Yüzey gerilimi
P	: Güç
p	: Basınç, Fiziksel parametre
ρ	: Akışkan yoğunluğu
θ	: Boyutsuz zaman
θ_c	: Çamur yaşı
γ	: Sıcaklık düzeltme katsayısı
Q	: Debi
q	: Değişken
r	: Kütle transfer hızı
r_M	: Mikroorganizmaların O_2 tüketim/kullanım hızı
Γ	: Gamma fonksiyonu
S	: Karıştırıcı eğimi, Seyrelme
S_H	: Yatay ölçek faktörü
S_v	: Düşey ölçek faktörü
s	: Ölçek faktörü

$\mathcal{L}$	: Orantılı
$\emptyset$	: Fonksiyon, N_P veya $N_P/(Fr)^n$
Φ	: Difüzör delik çapı
T	: Sıcaklık
t	: Akım süresi, Hidrolik bekletme süresi
$\bar{t}$	: Teorik hidrolik kalış süresi
t_{OT}	: Oksijen transfer süresi
τ	: Kesme gerilimi, Hacim oranı, Boyutsuz ölü zaman, Fiziksel parametre
U	: Boyuna yöndeki akım hızı
U_O	: Isı transfer katsayısı
V	: Hacim
v ve u	: Hız
V_s	: Çökelme hızı
V_{tip}	: Çevre hızı
$v, \bar{t}$	: Ortalama bekletme süresi
ν	: Kinematik viskozite
W	: Genişlik
w	: Akışkan özgül ağırlığı
X_e	: Çıkış atıksuyu
x	: Bağımsız değişken, mesafe
Y_H	: Heterotrof bakteriler için substrat dönüşüm oranı

1. GİRİŞ

İzzet Öztürk

1.1. Proses Tasarımına Bakış

Özellikle endüstriyel proses atıksularının arıtımı için gerekli tesis tasarımı çalışmalarında karşılaşılan ilk sorun, her bir tesis için ayrı tasarım kriterlerine ihtiyaç duyulmasıdır. Her durumda, atıksu karakterizasyonu ve arıtılabilirlik çalışmalarından sonraki ilk aşama; laboratuvar ölçekli modeller vasıtası ile çeşitli temel işlemlerin proses simülasyonlarının (benzetimlerinin) gerçekleştirilmesidir. Bu durum, aynı problem üzerinde çalışan araştırmacıların elde ettiği mevcut verinin proses mühendislerince kullanımına imkan verir. Ancak araştırmalardaki veri karmaşası sebebiyle, büyük miktarda deneysel veride uyumsuzluk ve tutarsızlıklar açığa çıkabilmektedir. Örneğin, laboratuvar, pilot ve tam ölçekli tesislerin ölçeklerindeki farklılık, proses performansını önemli ölçüde etkilemektedir (Horvarth ve Schmiddtke, 1983).

Ölçek Sorunu. Atıksu arıtılabilirlik araştırmalarında, farklı ölçeklerdeki deney ekipmanları sıklıkla kullanılmaktadır. Ancak özellikle biyo-kimya mühendisliğindeki bazı prosesler farklı boyuttaki ekipmanlar için aynı sonucu vermemekte ve bağımlı değişkenler farklılık göstermektedir. Bu yüzden, belirli bir prosesin farklı boyutlu (ölçekte) sistemlerdeki işleyişinin iyi tanımlanmış bir bağıntısını belirlemek yararlı ve önemlidir. Geliştirilen bağıntılar, belirli bir ölçekteki proses cevabıyla ilgili sonuçların başka (farklı) bir ölçeğe aktarılmasına imkan vermektedir.

Benzerlik Kriteri. Farklı ölçekli sistemler arasındaki ilişki (bağıntı) benzerlik teorisi yardımıyla kurulabilmektedir. Benzerlik prensiplerinden hareketle çeşitli temel işlem modellerinin doğru yapılandırılması mümkündür. Su ve atıksu arıtım teknolojilerinin başlıca benzerlik türleri aşağıdaki gibi sıralanabilir:

- Geometrik benzerlik
- Kinematik benzerlik
- Dinamik benzerlik
- Kimyasal benzerlik
- Biyolojik benzerlik
- Termal benzerlik

Geometrik benzerlik. Bu çeşit bir benzerlik halinde bir sistemdeki (modelde) tüm noktalara diğer bir sistemde (prototipte) birebir karşı gelen noktalar bulunması gerekir. Bu tür benzerlikte koordinatlar önemlidir.

Kinematik benzerlik. Geometrik olarak benzer hareketli (dinamik) sistemlerde; model ve prototipte birbirlerine tekabül eden moleküllerin, birbirlerine denk hızları bulunur. Kinematik olarak benzer sistemlerde, sistemdeki moleküllerin minimum ve maksimum hızları oranı laminar (kararlı) ve türbülanslı (çalkantılı) akım şartlarında sabittir.

Dinamik benzerlik. Geometrik ve kinematik olarak benzer sistemlerde, model ve prototipteki tüm benzer kuvvetlerin oranı birbirine eşittir. Akışkan geçiren/içeren sistemlerde; basınç, atalet, yerçekimi, viskoz ve yüzey gerilimi kuvvetleri başlıca kuvvetlerdir. Bu kuvvetler eş zamanlı etki ederken, proseste bir veya ikisi baskın (belirleyici) olabilir. Dinamik benzerlik enerji veya basınç (yük) kaybı tahmini ile doğrudan, kütle ve ısı transferinde ise dolaylı biçimde önem taşımaktadır.

Kimyasal, biyolojik ve termal benzerlik. Kimyasal benzerlik, model ve prototipte birbirlerine karşılık gelen noktalardaki konsantrasyonlar arasında sabit ilişki olmasını gerektirir. Biyolojik ve termal benzerlikte de aynı kaide geçerlidir.

Model ve prototip arasında eksiksiz (tam) benzerlik sağlanamasa da, yaklaşık modelleme ile tatmin edici sonuçlar elde edilebilmektedir.

Benzerlik teorisi, farklı boyutlardaki sistemlerde gerçekleşen benzer olaylar arasındaki bağıntıların belirlenmesiyle ilgilenir. Sonuç olarak, farklı ölçek sistemlerindeki işlemler incelendiğinde, proses sonuçlarındaki her dönüşüm veya bir ölçekten diğerine geçiş tek bir yolla olmalıdır; benzerlik kriterlerini temel (esas) alarak bir geçiş sağlanmalıdır.

Boyutsuz Yaklaşım. Değişkenler arasındaki matematiksel ilişkiler, pratikte boyutsuz şekilde ifade edilmektedir. Bu tür bir yaklaşımın amacı; deneysel planlama ve deney tasarımlarında, benzer koşullarda bulunan daha büyük ölçekli proses sonuçlarının simülasyonunun yapılması için hangi ölçekte bir modelin kurulacağını belirlemektedir. Böylelikle önemli ölçüde emek ve maliyet tasarrufu sağlanmaktadır. Ayrıca mevcut verilerin kapsamlı analizi de yapılabilmektedir.

Deneysel çalışma planı tasarımlarının verimli bir şekilde gerçekleştirilmesinde istatistik yöntemler önemli fırsatlar sunmaktadır. Uygun istatistik yöntemler kullanılarak deney sistemleri ile ilgili iş ve araştırma planlarının hazırlanması ile izleme ve işletim süreçleri optimizasyonu da mümkündür. Bu sayede işletme parametrelerinin proses üzerine etkisi daha etkin ve sistematik olarak araştırılabilir ve deneysel ölçümlerin (analizlerin) uygun maliyetli bir şekilde planlanması mümkün olur. Bu yaklaşımla araştırmacılar için önemli ölçüde zaman tasarrufu da sağlanabilir (Öztürk, 2016a).

Gerçek (Daha Büyük) Ölçeğe Uygulama (Scale-up) Çalışmaları. Başarılı bir ölçek büyütme fonksiyonu (eşitliği) geliştirildiğinde, modelleme için güçlü bir araç elde edilmiş olur. Tam ölçekli

sistemlerde açığa çıkan problemler; laboratuvar ölçeğinde kopyalanıp, laboratuvar ölçekli model tesislerde çalışılarak çözüldükten sonra, elde edilen çözüm tam ölçekli tesiste uygulanabilmektedir. Genel olarak, gerçek ölçeğe uyarılma (scale-up) ve küçük ölçekte inceleme (scale-down) çalışmaları su ve atıksu arıtma teknolojilerindeki çeşitli problem ve hedeflerle ilişkilidir. Bunlar;

- (1) İncelenen prosesin fizibilitesinin incelenmesi ve tasarım kriterlerinin üretilmesi,
- (2) Farklı ölçeklerdeki proses cevabının belirlenmesi ve
- (3) Farklı ölçekteki reaktörlerde gerçekleşen temel işlem ve prosesler arasındaki ilişkilerin genellenmesi

şeklinde sıralanabilir.

Birinci maddeye konu olan problemler, laboratuvar veya pilot ölçekteki modelleme çalışmalarından elde edilen sonuçların prototip ölçeğine uyarlanması ile alakalıdır. İkinci maddede görülen mühendislik problemleri de esas olarak birinci maddedekine benzerdir. Bu grup çalışmalarla, farklı boyuttaki (ölçek) sistemler arası ilişkilerin analizi yapılır. Üçüncü madde kapsamındaki işler, birinci ve özellikle ikinci madde ile yakından ilgilidir. Bu kapsamda temel prosesler matematiksel olarak tanımlanmakta ve ilgili bağıntılar boyutsuz şekle dönüştürülmektedir. Böylece proseslerin farklı ölçekte tesisler için uygulanabilir olması sağlanmaktadır.

Yukarıda verilen geniş sınıflandırma, çeşitli ve çok ayrıntılı değerlendirmeler gerektirebilir. Yeni teknolojilerin geliştirilmesi, yeni ekipmanların test edilmesi, benzer teknolojik proseslerin kıyaslanması ve ekipmanların farklı koşullarda denenmesi, eğitim amaçlı uygulamalar vs. bunlara örnek olarak gösterilebilir.

Benzerlik veya benzeşim teorisi, sadece model-prototip ilişkilerinde değil, aynı zamanda pilot-tam ölçekli tesis ilişkileri bakımından da önemlidir. Birinci durumda; ölçek oranı (model ve prototip boyutları oranı) ve ölçek faktörü (L_r), küçük ölçekli (küçük) modellerden hareketle, ölçek büyütmede sınırlı oranda değişebilir. Ölçekteki değişim nedeniyle tamamlanamayan prosesler, başarılı bir proses ölçek büyütme sürecinde hataya yol açan potansiyel faktörler arasında görülmektedir.

Bazı gerçek (büyük) ölçeğe uyarılma (ölçek büyütme) ve küçük ölçekte inceleme (ölçek küçültme) problemlerinde, prosesin gerçekleşmesinin büyük çapta değişime uğradığı model boyutlarından birinde sınırlayıcı değerler gözlemlendiği durumlar olabilir. Bu etki “ölçek etkisi” olarak isimlendirilir ve genel manada önemi tek bir boyutla değil, herhangi bir değişkenin belirli sınır değeri ile de ilgili olabilir.

Benzeşim teorisi; temel işlemler denklemleri yanında, benzeşim kriterleri kurulurken başlangıç ve sınır şartlarını tanımlamak için de gereklidir. Bu durum incelenen probleme bağlı olarak

değişmektedir. “Cidar/duvar etkisi”, neredeyse tüm durumlarda rol oynayarak, hidrolikte birlikte; fiziksel, kimyasal ve biyolojik şartları değiştirebilmektedir. Benzerlik için, aktif sınır yüzey alanları ve farklı boyutlardaki reaktör hacimleri arasındaki oranlar eşit olmalıdır. Geometrik olarak, yüzey alanının ve hacmin sırasıyla L_r^2 ve L_r^3 ile orantılı olduğu benzer ünitelerde yüzey alanı/hacim oranı L_r^{-1} 'dir. Böylece duvar veya cidar etkisinin küçük ölçekli ünitelerde (özellikle kolon tipi reaktörlerde) daha önemli olduğu sonucu çıkmaktadır (Horvarth ve Schmidtke, 1983).

Ölçek büyütme ve küçültmede yaklaşık sonuçlar veren yöntemler uygulansa bile, gerçek ölçeğe uyarılma ve küçük ölçekte inceleme daha gerçekçi, güvenilir ve uygun maliyetli prototip tasarımı için faydalıdır. Benzerlik teoreminin kuralları ve felsefesi; modelin, pilot veya tam ölçekli çalışmalarda uygulanabilir olup olmadığı ile daha karmaşık proses tasarım problemlerinde en elverişli ve ekonomik çözüme ulaşmak için güçlü bir bilimsel destek sağlamaktadır.

1.2. Ölçek Büyütme (Scale-up) Esasları

Su ve atıksu arıtma tesisi (AAT) tasarımı ve işletimi, doğadaki mevcut olayların gözlemlenmesi, yorumlanması ve çeşitli ölçeklerde (laboratuvar ölçeği, pilot ölçeği vs.) uygulanması ile sağlanmaktadır. Su ve atıksu arıtımı proses tasarımında yıllardan beri kullanılan dört temel mühendislik yaklaşımı bulunmaktadır:

- (1) Ampirik tasarım
- (2) Yarı-ampirik tasarım
- (3) Matematiksel modelleme
- (4) Deneysel olarak geliştirilen tasarım kriterleri (Fiziksel modelleme)

Ampirik tasarım yaklaşımı, proses giriş-çıkış ilişkisi esas alınarak (kara kutu yaklaşımı), teorik bilgiye uygun istatistiksel tasarım kriterlerinin geliştirilmesini içerir. Kimya, fizik ve biyoloji kanunları ile tanımlanan doğal arıtım prosesleri, ilgili istatistiksel bilgiler ve kullanılan **yarı-ampirik tasarım yaklaşımı** ile kuvvetlendirilmektedir. Proses tasarımında bilgi üretimi için bilgisayarlara erişebilme ve matematiksel formüllerin kullanım kolaylığı, **matematiksel modellemeye** rağbeti artırmaktadır. Fiziksel modellerin kullanıldığı proses simülasyon (fiziksel modelleme) yaklaşımı, **tasarım verilerinin deneylerle üretimine** imkan vermektedir.

Günümüzde proses tasarım mühendisi, bahsi geçen tasarım bilgi üretim tekniklerine benzer şekilde, laboratuvar ve/veya pilot ölçeğinde yapılan proses simülasyonu ile üretilen bilginin daha güvenilir olmasını da sağlamalıdır. Bu şart, özellikle, her atıksu akımının kendine has özelliklere sahip olduğu endüstriyel atıksu arıtım prosesleri tasarımında daha fazla önem kazanır. Su ve atıksu arıtma proses uygulamaları için fiziksel model çalışmaları yeni değildir, fakat prototip simülasyonları yeni bir araçtır. Bu durum, bazı araştırmacı ve mühendislerin iddialarının aksine, arıtmadaki sadece biyolojik ve çevresel koşulların etkisini modellemek için gereklidir anlayışıyla

çalışmaktadır. Prototip tasarımı ve davranışıyla uyumlu ve olabildiğince daha anlamlı sonuçlar elde etmek için, modellemeyi yalnızca biyolojik, kimyasal ve çevresel koşullarla sınırlandırmamak gerekir; aynı zamanda hidrolik koşulların da benzeştirilmesi sağlanmalıdır (Schmidtke ve Smith, 1983).

Geçmişte, hidrolik ve biyolojik sistem karakteristikleri ile proses çıktıları arasındaki ilişki incelenirken, karşılıklı etkileşimin ölçülmesi için gerekli bütünleşik bir yaklaşım geliştirilememiştir. Bir AAT'ye giren atıksular, eklenik biyolojik yüklü sular olarak tanımlanır. Bu tesislerde biyolojik ve çevresel koşulların simülasyonları tam anlamıyla sağlanmaktadır fakat akımın türbülans seviyeleri ve ilgili kütle transfer hızlarının benzeşiminin temini daha zor ve karmaşıktır. Sadece model ve prototip tüm yönleriyle benzer olduğunda model sonuçlarının gerçek ölçeğe uygulanması mümkün olabilir. Ölçek büyütme ilişkilerinin geliştirilmesinin önemi, prototipte işletimle alakalı zorluklarla karşılaşıldığında ortaya çıkan sorunların çözümü gerektiğinde daha iyi anlaşılır.

Fiziksel Modeller. Proses simülasyonlarında kullanılan temel işlem (fiziksel) modelleri genel olarak iki sınıfa ayrılır:

- Laboratuvar ölçekli modeller
- Pilot (ölçekli) tesisler

İki farklı ölçek kullanımının sebebi bu modellerden beklenen fonksiyonların farklılığıdır.

Laboratuvar Ölçekli Modeller. Laboratuvar ölçekli modeller, küçük hacimli modeller olup (örn. 5 L'lik reaktörler) kesikli veya sürekli beslenen sistemlerdir. Laboratuvar ölçekli model uygulamaları genel olarak aşağıdaki hususlarla ilgilidir:

- Prosesin uygulanabilirliğinin tespiti,
- Tasarım için temel ilişkilerin geliştirilmesi,
- Sistem performans aralığının belirlenmesi,
- Eğitim,
- Satış promosyonu ve
- Tesis (sistem) tanıtımı.

Pilot Ölçekli Modeller. Pilot ölçekli modeller laboratuvar ölçekli modellerden daha büyük kapasiteli modeller olup, yaklaşık 20-100 L/dk debiye sahiptir ve genellikle sürekli akışlı sistemlerdir. Pilot tesisler aşağıdaki alanlarda kullanılmaktadırlar:

- Laboratuvar ölçekli verilerin doğruluğunun test edilmesi,
- Ölçek büyütme etkilerinin ve ölçek büyütme kaynaklı problemlerin belirlenmesi,

- Kritik proses özelliklerinin tespiti,
- Mühendislik problemlerinin çözümü,
- İşletimdeki problemlerin tespiti ve çözülmesi
- Uzun dönem etkilerinin belirlenmesi,
- Müşteriyi ikna edici sonuçların elde edilmesi,
- Prototip için tasarım kriterlerinin onaylanması ve
- Sistem ekonomisinin (fizibilite) incelenmesi.

Model Tasarım Aşamaları. Genellikle, model tasarımı dört aşamada gerçekleştirilir:

- (1) Modelin amacının belirlenmesi
 - Durumun mümkün olduğunca açıklayıcı anlatımı
- (2) Modelin açıklanması
 - Sistemin ve sistem sınırlarının kesin tanımı
 - Modelin sınıflandırılması ve açıklanması
 - Varsayımların (kabullerin) yapılması
- (3) Modelleme sırasında karşılaşılabilecek problemlere yönelik alternatif çözümlerin geliştirilmesi
 - Bağımlı ve bağımsız değişkenlerin belirlenmesi
 - Malzeme ve işletim koşullarının seçilmesi
- (4) Tasarımın detaylandırılması
 - Geometri, yüzey pürüzlülüğü, sızdırmazlık, hava payı, boru çapı, vs.den kaynaklı problemlerin çözümü.

Doğru çalışan bir model kurulduğunda, fiziksel modellemenin işletimle alakalı aşağıda sıralanan üstünlükleri öne çıkmaktadır:

- İşletim esnasındaki mevcut durumun gözlemlenmesi,
- Deneysel koşulların sıkı denetiminin sağlanması,
- Proses seçimlerinin daha doğru ve kolay yapılması,
- Prototip maliyetinin azaltılması,
- Proses güvenilirliğinin artması ve
- Teknik problemlerin çözümü için ihtiyaç duyulan zamanın azalması.

Model ve prototip verileri arasındaki kıyaslama, istatistiksel yöntemler temelinde yapılmalıdır. Bunun yanında, boyutsuz sayılar, grafikler ve bağıntılar yardımıyla, süreçleri kontrol eden mekanizmalar meydana çıkabilir ve fiziksel faktörlerle alakalı gerçekçi sonuçlara ulaşılması mümkün olabilir. Verilerin bir eğri veya eğri grubu üzerinde toplanması beklenir. Bu durum beklendiği halde gerçekleşemezse, başlangıç varsayımlarında hata olduğuna işaret eder. Boyutsuz

şekilde grafiklenen sonuçlar, fiziksel olayların karakterinde temel değişimlerin olma olasılığı konusunda araştırmacıyı uyarmaktadır.

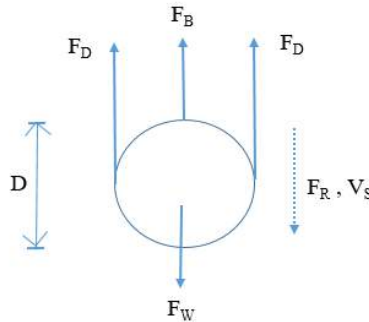
Genel Model Geliştirme Teknikleri. Ölçek büyütme modelleri geliştirme ve proses tasarımıda kullanılan teknikler 3 grupta toplanabilir:

- Ekstrapolasyon (kestirim) testi
- Deterministik modelleme
- İstatistiksel modelleme

(1) Ekstrapolasyon (kestirim) testi. Prototip tasarımıda model test sonuçları esas alınır, ayrıca belirli bir güven faktörü ile benzerlik kurallarına uyum da gözetilir. Güven faktörü, prototip proses bileşenlerinin nihai değerlerini elde etmek üzere standartlaştırılmış testlerden elde edilen sonuçların belirli bir faktörle (katsayı ile) çarpılmasıyla ilgilidir. Bu teknik özellikle ön çöktürme tankları tasarımı için yaygın kullanılmaktadır. Bu durumda yüzeysel hidrolik yük, yumaklı çöktürme testinde olduğu gibi, ölçek büyütme etkisini yansıtmak üzere 0,67 ile çarpılarak düzeltme uygulanmaktadır.

Çeşitli parametre girdilerinin prototipte nasıl karşılık bulacağını fiziksel bir model kullanarak anlamak için kullanılan benzerlik (benzeşim) teknikleri de, diğer bir model geliştirme tekniğidir. Model ve prototip arasında benzerlik sağlandığında, prototipteki hidrolik değişkenler özellikle iki tesis arasındaki ölçek faktörüyle düzeltme uygulanarak hesaplanabilir.

(2) Deterministik Modelleme. Deterministik modellemede, süreci etkileyen değişkenler arası matematiksel bağıntılar kurularak model cevabı tahmin edilmektedir. Bu maksatla teorik veya deneysel teknikler kullanılabilir. Teorik teknik, süreçlerde etkilenen parametreler ve ilgilenilen faktör (bağımlı değişken) arasındaki ilişkileri anlamak için uygulanan en kesin yöntemdir ve genellikle temel fiziksel, kimyasal ve biyolojik bilgilerden hareketle türetilmektedir. Örneğin, kum taneciği çökmesi için, katı tanecik üzerinde etkili olan kuvvetler Şekil 1-1’de gösterildiği üzere listelenerek matematiksel bağıntılar geliştirilebilir:



Şekil 1-1. Çökelmede etkili olan kuvvetler

$$\sum F = F_R = F_w - F_B - F_D \quad (1-1)$$

Bilinen bağıntı;

$$V_s^2 = \frac{2 \cdot g}{C_D} \left(\frac{V}{A} \right) \frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \quad (1-2)$$

Bu denklem küresel tanecikler için aşağıdaki hali alır.

$$V_s^2 = \frac{g}{18} \left(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L} \right) D^2 \quad (1-3)$$

Ampirik (deneysel) teknikte, süreçte etkili parametreler (bağımlı/bağımsız) tespit edilmekte ve bağımsız parametrelerin değiştirildiği ve bağımlı parametrelerin gözlemlendiği bir dizi test (deney) yürütülmektedir. Toplanan veriler dikkate alınarak, istatistiksel olarak geçerli bir bağıntı geliştirilmektedir.

İnert tanecik çökmesinde, tanecik yoğunluğu (ρ_s), sıvı yoğunluğu (ρ_L), akışkan viskozitesi (μ) ve tanecik çapı (D) için çeşitli değerler bağımsız değişkenler olarak kullanılabilir. Bağımlı (ölçülen) parametre ise çökme hızı (V_s)'dır. Formülün genel fonksiyonu;

$V_s = f(g, \rho_s, \rho_L, \mu, D)$ şeklinde ifade edildiği gibi, üstel ifadelerle şu şekilde de gösterilebilir:

$$V_s = c' \cdot g^a \cdot \rho_s^b \cdot \rho_L^c \cdot \mu^d \cdot D^e \quad (1-4)$$

(3) İstatistiksel (Stokastik) Modelleme. Bu tür modellemede, işletim koşulları sabit kabul edilmez. İstatistiksel modellemede, proses performansındaki zamana bağlı değişimi gösteren bağımlı parametreler ile bağımsız değişkenlerin zamanla değişimi arasındaki ilişki incelenmektedir. Seçilen bazı terimler veya bütün terimler (değişkenler) zamanla değişken olabilir. Teorik yöntemle formüle edilen süreç ifadelerindeki terimlerin zamanla değiştiği kabulü ile istatistiksel yöntem için geçerli ifadeler türetilebilir.

$$V_s(t) = \frac{g}{18} \left(\frac{\rho_s(t) - \rho_L(t)}{\rho_L(t)} \right) [D(t)^2] \quad (1-5)$$

$$V_s(t) = c(t)' \cdot g^{a'} \cdot \rho_s^{b'}(t) \cdot \rho_L^{c'}(t) \cdot \mu^{d'}(t) \cdot D^{e'}(t) \quad (1-6)$$

2. BOYUT ANALİZİ VE FİZİKSEL (HİDROLİK) MODELLEME

Tarkan Erdik, İzzet Öztürk

Boyut analizi (BA), tabiattaki olayları tanımlayan çok sayıda değişkenle oluşturulan denklemlerdeki terimlerin boyutlarının birbirine eşit (homojen) olduğu kabulü ile elde edilecek bilgilerle ilgili matematiksel bir tekniktir. Bu yönüyle boyut analizi hem güçlü hem de zayıf yanları olan genel bir yöntemdir. Boyut analizinde, belirli bir çaba ile hemen her problemin kısmi bir çözümü elde edilebilir. Çözümün tam olması için destekleyici ve doğrulayıcı deneylere ihtiyaç duyulur (Ersoy ve Mert, 1977).

Boyut analizi ile (1) bir sisteme ait boyutlar diğer bir sisteme dönüştürülebilir, (2) çeşitli ifade veya denklemler geliştirilebilir, (3) deneysel çalışma programlarındaki değişken sayısı azaltılabilir ve (4) fiziksel model tasarımı temel prensipleri/esasları geliştirilebilir (Giles, 1977). Bu bölümde boyut analizi yöntemleri, çeşitli fizik ve mühendislik problemlerine nasıl uygulandığı, benzeşim ve modelleme teknikleri ile boyutsuz sayı gruplarının model analizindeki önemi üzerinde durulacaktır.

2.1. Boyut Analizi

2.1.1. Temel Boyutlar ve Boyut Homojenliği

Temel Boyutlar. Temel boyutlarla ilgili iki sistem bulunmaktadır: MLT (kütle, uzunluk, zaman) ve FLT (kuvvet, uzunluk, zaman). Herhangi bir büyüklüğün boyutu kullanılan birim sisteminden bağımsızdır. Bu iki sistemden birinin kullanımı tamamen tercihe bağlı bir husustur. Bu kitapta aksi söylenmedikçe MLT sistemi kullanılacaktır.

Tablo 2-1’de fizik ve mühendislik uygulamalarında en çok kullanılan büyüklüklerin boyutları verilmektedir.

ÖRNEK 2-1:

Kuvvet, basınç, güç, özgül ağırlık ve yüzey gerilimi büyüklüklerinin boyutlarını MLT sistemine göre belirleyiniz.

Çözüm: MLT sistemindeki boyutlar aşağıdaki gibi olacaktır:

Kuvvet (F) = Kütle x İvme

$$= M \times \frac{L}{T^2} = \frac{ML}{T^2} = MLT^{-2}$$

$$\text{Basınç (p)} = \text{Kuvvet} / \text{Alan} = \frac{MLT^{-2}}{L^2} = ML^{-1}T^{-2}$$

$$\text{Güç (P)} = \text{Yapılan İş} / \text{Zaman} = \frac{F \times L}{T} = \frac{MLT^{-2} \times L}{T} = ML^2T^{-1}$$

$$\text{Özgül ağırlık (\rho)} = \text{Ağırlık} / \text{Hacim} = \frac{\text{Kuvvet}}{\text{Hacim}} = \frac{MLT^{-2}}{L^3} = ML^{-2}T^{-2}$$

$$\text{Yüzey gerilimi (\sigma_s)} = \text{Kuvvet} / \text{Uzunluk} = \frac{MLT^{-2}}{L} = MT^{-2}$$

Tablo 2-1. Fiziksel büyüklüklerin boyutları ve birimleri (Ersoy ve Mert, 1977)

Büyüklik	Boyut	
	MLT Sistemi	FLT Sistemi
Uzunluk (l)	<i>L</i>	<i>L</i>
Alan (A)	<i>L</i> ²	<i>L</i> ²
Hacim	<i>L</i> ³	<i>L</i> ³
Zaman	<i>T</i>	<i>T</i>
Hız (v)	<i>LT</i> ⁻¹	<i>LT</i> ⁻¹
İvme (a)	<i>LT</i> ⁻²	<i>LT</i> ⁻²
Yerçekimi ivmesi	<i>LT</i> ⁻²	<i>LT</i> ⁻²
Frekans (N)	<i>T</i> ⁻¹	<i>T</i> ⁻¹
Debi	<i>L</i> ³ <i>T</i> ⁻¹	<i>L</i> ³ <i>T</i> ⁻¹
Ağırlık/Kuvvet (W, F)	<i>M LT</i> ⁻²	<i>F</i>
Güç (P)	<i>ML</i> ² <i>T</i> ⁻³	<i>FLT</i> ⁻¹
İş/Enerji	<i>ML</i> ² <i>T</i> ⁻²	<i>FL</i>
Basınç (p)	<i>ML</i> ⁻¹ <i>T</i> ⁻²	<i>FL</i> ⁻²
Kütle (m)	<i>M</i>	<i>FT</i> ² <i>L</i> ⁻¹
Yoğunluk	<i>ML</i> ⁻³	<i>FT</i> ² <i>L</i> ⁻⁴
Özgül ağırlık (w)	<i>ML</i> ⁻² <i>T</i> ⁻²	<i>FL</i> ⁻³
Dinamik viskozite (μ)	<i>ML</i> ⁻¹ <i>T</i> ⁻¹	<i>FTL</i> ⁻²
Kinematik viskozite (ν)	<i>L</i> ² <i>T</i> ⁻¹	<i>L</i> ² <i>T</i> ⁻¹
Yüzey gerilimi (σ)	<i>MT</i> ⁻²	<i>FL</i> ⁻¹
Kesme gerilimi (τ)	<i>ML</i> ⁻¹ <i>T</i> ⁻²	<i>FL</i> ⁻²
Esneklik modülü (K)	<i>ML</i> ⁻¹ <i>T</i> ⁻²	<i>FL</i> ⁻²

Türev ve İntegrallerin Boyutları. Tanımı gereği türevin, limitin asimptotik değeri olduğundan hareketle, kısmi veya toplam türevlerin boyutları kolayca belirlenebilir: y'nin x'e göre türevi ifadesinde, tabii olarak:

$$y' = \left[\frac{dy}{dx} \right] = \left[\frac{\delta y}{\delta x \rightarrow 0} \right] = \left[\frac{y}{x} \right] \quad (2-1)$$

δy ve y ile δx ve x'in boyutları birbiri ile aynıdır. Benzer şekilde,

$$y'' = \left[\frac{d^2 y}{dx^2} \right] = \frac{d}{dx} \left(\frac{dy}{dx} \right) = \frac{dy/dx\text{'in artımı}}{x\text{'in artımı}} \quad (2-2)$$

olup boyutsal olarak;

$$\left[\frac{d^2 y}{dx^2} \right] = \left[\frac{dy/dx}{x} \right] = \left[\frac{y/x}{x} \right] = \left[\frac{y}{x^2} \right] \quad (2-3)$$

veya en genel haliyle;

$$\left[\frac{d^n y}{dx^n} \right] = \left[\frac{y}{x^n} \right] \quad (2-4)$$

yazılabilir. Türev ifadelerinin boyutu, bağımlı değişken boyutunun serbest değişkenin türev mertebesi derecesinde üstüne bölümüne eşittir. İntegrallerin boyutları da benzer yolla belirlenebilir. Basit integraller için,

$$\left[\int_a^b y dx \right] = [yx] \quad (2-5)$$

Katlı integraller için ise

$$\left[\iiint a dz_1 dz_2 \right] = [az_1 z_2] \quad (2-6)$$

yazılabilir. Dolayısıyla integral ifadelerinin boyutu, bağımlı ve serbest değişkenlerin boyutları çarpımına eşittir.

Boyut Homojenliği. Boyut homojenliği, bir eşitliğin iki tarafındaki temel boyutların üstlerinin eşit olmasını gerektirir. Bu tür bir eşitlik, kullanılan ölçüm sisteminden bağımsızdır. Örneğin hidrolikteki debi ifadesini ele alalım:

$$Q = V \cdot A \quad (2-7)$$

$$L^3 T^{-1} = L \cdot T^{-1} \times L^2 = L^3 T^{-1}$$

Bu ifadenin iki tarafındaki boyutların eşit ($L^3 T^{-1}$) olduğu açıkça görülmektedir.

Boyut homojenliğine sahip iki ifade birbiri ile çarpılır veya biri diğerine bölünürse, elde edilen yeni eşitlikte de boyut homojenliği bozulmaz. Ancak toplama veya çıkarma işlemleri sonucu oluşan (kalan) yeni eşitlikte boyut homojenliği her zaman geçerli olmayabilir. Boyut homojenliği prensibi başlıca aşağıdaki alanlarda kullanılabilir:

(a) Bir fiziksel büyüklüğün boyutunun belirlenmesinde,

Örneğin, kuvvet x yol (mesafe) şeklinde tanımlanan enerji veya işin boyutu,

$$E = F \times L = M L T^{-2} \times L = M L^2 T^{-2} \quad (2-8)$$

olarak kolayca bulunabilir.

(b) Bir eşitliğin boyut homojenliğinin kontrolünde,

Örneğin,

$$h_f = \frac{4f}{D} \cdot \frac{V^2}{2g} \cdot L \quad (2-9)$$

ile basınçlı borulardaki yük kaybı için, verilen Darcy formülünün boyut homojenliği, aşağıdaki homojenlik kontrolü ile,

$$[L] = \frac{[1] \times [L] \times [L T^{-1}]^2}{[L T^{-2}] \times [L]} = [L]$$

kolayca gösterilebilir.

(c) Bir eşitliğin katsayısının başka bir birim için değişimini (yeni değerini) bulmada,

Örneğin, aşağıdaki Manning denklemindeki M sabitinin metrik, [v] = m/s sisteminden, [v] = ft/s'ye geçiş durumundaki yeni değeri, yine boyut homojenliği prensibi ile bulunabilir:

$$\begin{aligned} v &= M \cdot R^{2/3} \cdot J^{1/2} \\ L T^{-1} &= M \cdot [L]^{2/3} [1]^{1/2} = M \cdot L^{2/3} \\ M &= L T^{-1} / L^{2/3} = L^{1/3} \cdot T^{-1} \end{aligned} \quad (2-10)$$

Yukarıdaki eşitlikte v hızını m/s'den ft/s birimine getirmek için, 1 m = 1,3281 ft olduğuna göre, $L^{1/3} = (1,3281)^{1/3} = 1,486$ katsayısı ile çarpmak gerekir.

$$v \text{ (ft/s)} = 1,486 \cdot M \cdot R^{2/3} \cdot J^{1/2} \quad (2-11)$$

(d) Boyut analizinde,

Boyut homojenliği prensibinin Boyut Analizi alanında kullanımı ile ilgili yöntem ve uygulamalar aşağıda kapsamlı olarak verilecektir.

2.1.2. Boyut Analizi ve Yöntemleri

Boyut Analizinde en yaygın kullanılan iki yöntem İndis Yöntemi (Rayleigh Yöntemi) ile Gruplandırma (Buckingham'ın Pi (π) Teoremi) Yöntemidir. Bu iki yöntemin uygulanış biçimi açıklanmadan önce bazı noktaların aydınlatılmasında yarar bulunmaktadır.

Boyut analizinde neyin istendiği ve arandığı açıkça belirlenmedikçe bazı durumlarda yanlış anlaşılmalarda olmaktadır. Boyut analizi sürecinde, araştırmacının fiziksel sorunlarla ilgili yeterli bilgiye sahip olması, sorunun fizik kökeni hakkında hüküm verebilecek kadar tecrübeli olması ve cismin hareketini veya davranışını tanımlayabilecek fiziksel büyüklükleri tanıması önem taşır.

Yukarıda belirtilen her iki yöntemin uygulanışında izlenen yollar farklı olmasına rağmen, temel ve ortak adımlar şunlardır:

- (1) Problemin genel durumu tanımlanır.
- (2) Sistemin davranışını etkileyebilecek fiziksel büyüklükler (değişken ve sabitler) seçilir ve genel denklem yazılır.
- (3) En uygun temel büyüklüklerin oluşturduğu boyut sistemi seçilir ve boyut sisteminde (2.) adımdaki büyüklüklerin boyutlarının oluşturduğu boyut matrisi yazılır.
- (4) Yukarıda belirtilen iki yöntemden biri kullanılarak büyüklükler arasındaki fonksiyonel bağıntı bulunur (Ersoy ve Mert, 1977).

Rayleigh Yöntemi. Bu yöntemde incelenen olayda etkili olduğu öngörülen başlıca bağımsız değişkenler arasındaki ilişki, boyut homojenliği olan üstel bir fonksiyonla ifade edilir:

$$Y = f(x_1, x_2, x_i, \dots, x_n) \quad (2-12-a)$$

veya,

$$Y = c.x_1^{\alpha_1}.x_2^{\alpha_2} \dots x_i^{\alpha_i}.x_n^{\alpha_n} \quad (2-12-b)$$

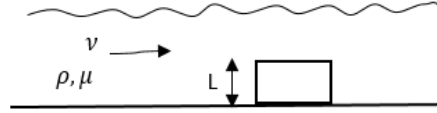
Bu eşitlikte, Y bağımlı değişkeni, x_i bağımsız değişkenleri, f ise aradaki ilişkiyi tanımlayan fonksiyonu; α_i bilinmeyen üstel sabitleri, c ise boyutsuz bir sabiti göstermektedir. Rayleigh yöntemi yukarıda belirtilen 4 adım izlenerek uygulanır. Bağımsız değişken sayısının çok ($> 8 \sim 10$) olması halinde, üstel katsayıların ($= \alpha_i$) matris yaklaşımı ile Gauss yok etme vs. bir sayısal yöntemle (veya hazır bilgisayar yazılımlarıyla) belirlenmesi yoluna gidilebilir (Ersoy ve Mert,

1977). Denklem (2-12-b) boyutsuz bir sabit terimi (c) ihtiva ettiğinden, Y fonksiyonu herhangi bir fonksiyonla çarpılıp bölünebilir.

ÖRNEK 2-2:

Bir akarsudaki batmış bir cisme etki eden sürüklenme kuvvetini; suyun yoğunluğu, viskozitesi ve hızı ile söz konusu cismin karakteristik uzunluğunun bir fonksiyonu olarak Boyut Analizi yoluyla elde ediniz (Şekil 2-1).

Çözüm:



Şekil 2-1. Cisme etkiyen kuvvetler (Ersoy ve Mert, 1977)

Problemin matematiksel tanımı,

$$F = f(\rho, \mu, L, v)$$

$$F = c \cdot \rho^{\alpha_1} \cdot \mu^{\alpha_2} \cdot L^{\alpha_3} \cdot v^{\alpha_4}$$

olarak ifade edilebilir. İki tarafta boyut homojenliği esası ile,

$$F^1 \cdot L^0 \cdot T^0 = (F^{\alpha_1} \cdot T^{2\alpha_1} \cdot L^{-4\alpha_1}) \cdot (F^{\alpha_2} \cdot T^{\alpha_2} \cdot L^{-2\alpha_2}) \cdot (L^{\alpha_3}) \cdot (L^{\alpha_4} \cdot T^{-\alpha_4})$$

yazılabilir. F, L ve T terimlerinin üsleri eşitlenerek,

$$1 = \alpha_1 + \alpha_2$$

$$0 = -4\alpha_1 - 2\alpha_2 + \alpha_3 + \alpha_4$$

$$0 = 2\alpha_1 + \alpha_2 - \alpha_4$$

elde edilir. Dört bilinmeyen ve üç denklem olduğundan, üç bilinmeyen diğer bilinmeyen cinsinden ifade edilebilir:

$$\alpha_1 = 1 - \alpha_2$$

$$\alpha_4 = 2 - \alpha_2$$

$$\alpha_3 = 2 - \alpha_2$$

α_i 'ler ilk denklemde yerine konarak,

$$F = c \cdot \rho^{1-\alpha_2} \cdot \mu^{\alpha_2} \cdot L^{2-\alpha_2} \cdot v^{2-\alpha_2}$$

elde edilir. Bu eşitlik 2/2 ile çarpılıp düzenlenirse,

$$F = 2 \cdot c \cdot \rho \left(\frac{v \cdot L \cdot \rho}{\mu} \right)^{-\alpha_2} \cdot L^2 \cdot \frac{v^2}{2}$$

olur. Bu son ifadede $\frac{v \cdot L \cdot \rho}{\mu} = Re$ ve $L^2 = A$ olduğu dikkate alındığında, akarsu içindeki batmış

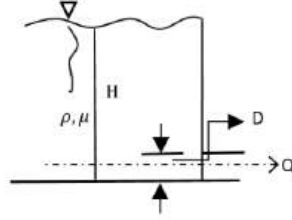
bir cisme etkiyen sürüklenme kuvveti için, akışkanlar mekaniğinde iyi bilinen,

$$F = F_D = \left[c \cdot Re^{-\alpha_2} \right] \cdot \rho \cdot A \cdot \frac{v^2}{2} = C_D \cdot \rho \cdot A \cdot \frac{v^2}{2}$$

eşitliği elde edilir.

ÖRNEK 2-3:

Şekil 2-2 keskin kenarlı orifisten atmosfere H hidrolik yükü altında akacak debi için bir ifade geliştiriniz.



Şekil 2-2. Orifise etkiyen kuvvetler (Ersay ve Mert, 1977)

Çözüm:

Orifisten geçecek debi (Q) için,

$$Q = f[H, D, \rho, \mu, g] = c \cdot H^{\alpha_1} \cdot D^{\alpha_2} \cdot \rho^{\alpha_3} \cdot \mu^{\alpha_4} \cdot g^{\alpha_5}$$

ifadesi yazılabilir. Burada,

D : Orifis çapını,

H : Orifis ekseninden itibaren sabit hidrolik yükü, su derinliğini,

ρ, μ : Suyun yoğunluğunu ve dinamik viskozitesini,

g : Yerçekimi ivmesini

göstermektedir.

Bu ifadedeki terimler yerine ilgili boyutlar (MLT sistemiyle) yerlerine konmakla,

$$\left[L^3 T^{-1} \right] = c \cdot \left[L^{\alpha_1} \right] \left[L^{\alpha_2} \right] \left[M L^{-3} \right]^{\alpha_3} \left[M L^{-1} \right]^{\alpha_4} \left[L T^{-2} \right]^{\alpha_5} \quad (1)$$

elde edilir. Boyut homojenliği esası ile,

$$M \text{ için: } 0 = \alpha_3 + \alpha_4 \quad (2)$$

$$L \text{ için: } 3 = \alpha_1 + \alpha_2 - 3\alpha_3 - \alpha_4 + \alpha_5 \quad (3)$$

$$T \text{ için: } -1 = -\alpha_3 - 2\alpha_4 \quad (4)$$

yazılabilir.

Denklem (2)'den, $\alpha_4 = -\alpha_3$

Denklem (4)'ten, $\alpha_5 = \frac{1}{2} + \frac{\alpha_3}{2}$

Denklem (3)'ten, $\alpha_2 = \frac{5}{2} - \alpha_1 + \frac{3\alpha_3}{2}$

α_3, α_4 ve α_5 Denklem (1)'deki yerlerine konup gerekli düzenlemeler yapılarak,

$$Q = C \left[D^2 \sqrt{gH} \left(\frac{\mu}{\rho \cdot D^{3/2} \cdot g^{1/2}} \right)^{-\alpha_3} \left(\frac{H}{D} \right)^{\alpha_1 - 1/2} \right]$$

elde edilir. Son denklemin sağ tarafı $\pi/4$ ile çarpılıp bölünerek,

$$Q = \left(\frac{C}{\pi/4} \right) \left[\frac{\pi D^2}{4} \sqrt{gH} \left(\frac{\mu}{\rho \cdot D^{3/2} \cdot g^{1/2}} \right)^{-\alpha_3} \left(\frac{H}{D} \right)^{\alpha_1 - 1/2} \right]$$

ve

$$Q = \left(\frac{C}{\pi/4} \right) \cdot a \cdot \sqrt{gH} \cdot f \left(\left(\frac{\mu}{\rho \cdot D^{3/2} \cdot g^{1/2}} \right)^{-\alpha_3}, \left(\frac{H}{D} \right)^{\alpha_1 - 1/2} \right)$$

yazılabilir. Son denklem hidrolikte iyi bilinen,

$$Q = C_o \cdot a \cdot \sqrt{g \cdot H}$$

orifis denklemdir. $\left(C_o = \left(\frac{C}{\pi/4} \right) \cdot f \left(\left(\frac{\mu}{\rho \cdot D^{3/2} \cdot g^{1/2}} \right)^{-\alpha_3}, \left(\frac{H}{D} \right)^{\alpha_1 - 1/2} \right) \right)$ orifis katsayısı olup,

orifis tipine bağlı olarak deneysel olarak belirlenmelidir.

Buckingham'ın π Teoremi Yöntemi. Çok sayıda ($> 8 \sim 10$) değişken olması durumunda Rayleigh Yöntemi'nin uygulanması zorlaşır. Bu zorluğu aşmak için Buckingham'ın π Teoremi Yöntemi kullanılır. π Teoremi Yöntemi'ne göre, boyut homojenliği olan n değişkenli bir ifade, m temel boyut (M, L, T) olmak üzere, n-m adet boyutsuz π terimi halinde gruplandırılabilir. Matematiksel olarak x_1 bağımlı değişkeni ile $x_2, x_3, \dots, x_n$ bağımsız değişkenleri arasındaki fonksiyonel ilişki,

$$x_1 = C(x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (2-13)$$

olarak yazılabilir. Bu ifade en genel haliyle,

$$f(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) = 0 \quad (2-14)$$

C bir sabit ve f ilgili fonksiyon olmak göstermek üzere, yukarıdaki şekilde de yazılabilir. n değişkenli son ifade, Buckingham'ın π Teoremi uyarınca $k = n - m$ adet boyutsuz π terimi ile,

$$f_1(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_{n-m}) = 0 \quad (2-15)$$

olur. π Teoremi Yöntemi aşağıdaki 6 adım takip edilerek uygulanır:

- (1) Verilen (incelenen) değişkenler (ve sabitler) için bir fonksiyonel ilişki (Denklem (2-13)) yazılır.
- (2) Bu ifade en genel haline (Denklem (2-14)) getirilir.
- (3) m adet tekrarlanan değişken seçilir ve her bir π terimi için ayrı bir ifade yazılır. Her π terimi, tekrarlanan değişkenler ve geri kalan bir değişkenle temsil edilir. Tekrarlanan değişkenler üstel şekilde yazılır.
- (4) Boyut homojenliği prensibi uygulanarak π terimlerindeki üstel sabitler ($\alpha_1, \alpha_2, \dots$) bulunur.
- (5) Belirlenen üstel sabitler π terimleri ifadelerindeki yerlerine konur.
- (6) π terimleri bir araya getirilerek ilgili fonksiyonel ilişki (Denklem (2-15)) elde edilir.

Not: π terimleri yerine, gerektiğinde üstel şekilleri veya belirli sabitlerle çarpımları $\left(\pi_1^2, \pi_1^3, \dots, \sqrt{\pi_1}, 2\pi_1, 3\pi_1, \frac{1}{2}\pi_1, \text{v.b.} \right)$ da kullanılabilir.

- Boyutsuz büyüklüklere doğrudan bir π terimi atanır.
- Herhangi iki fiziksel terim aynı boyutta ise onların oranlarına bir π terimi karşılık gelecektir.
- Herhangi bir π terimi, diğer bir terimin fonksiyonu olarak ifade edilebilir.
(Ör: $\pi_1 = f(\pi_2)$)

Tekrarlanan Değişkenlerin Seçimi. π teoremi yöntemindeki tekrarlanan değişkenlerin seçiminde aşağıdaki hususlar göz önünde tutulur:

- (1) Bu değişkenlerin hiçbiri boyutsuz olmamalıdır.
- (2) Herhangi iki değişken aynı boyutta olmamalıdır.
- (3) Bağımsız değişkenler, mümkün olduğunca tekrarlanan değişkenler olarak seçilmelidir.
- (4) Bağımlı değişkenler, tekrarlanan değişken olarak seçilemez. Genelde ρ , v ve L gibi (akışkan, akım ve geometrik karakterleri yansıtan) değişkenler tekrarlanan değişkenler olarak seçilir. Viskozite (μ) ve yüzey gerilim katsayısı (σ) gibi az kullanılan büyüklüklerin seçiminden kaçınılmalıdır.

π Teoremi Yönteminin Kullanımı ile İlgili Tavsiyeler. Boyut analizi yönteminin kullanımı ile ilgili bazı önemli hususlar aşağıda maddeler halinde özetlenmiştir. Tecrübeli araştırmacılar boyut analizi kullanımı ile ilgili temel hususları adeta farkında olmadan hızlı bir şekilde uygularlar:

- (1) Listelenen değişkenler doğru ve olabildiğince az sayıda olmalıdır. Çok uzun bir değişken (q_i 'ler) listesi doğal olarak π_i 'lerin de çok sayıda olmasına yol açacağından boyut analizinin faydası kaybolur (Fisher vd., 1979).

- (2) Değişkenler listesinde sadece 1 bağımlı değişken bulunmalıdır. Birden fazla bağımlı değişken olması halinde, her biri için ayrıca π teoremi uygulamak gerekir.
- (3) Değişkenler anlamlı gruplar halinde bir araya getirilerek belirleyici tekil değişkenler oluşturulmalıdır. Örneğin, yüzen jet deşarjı probleminde olduğu gibi ($\Delta p \ll \rho$ olduğu için), değişkenler listesinde ρ , Δp ve g yer alabilir. Birim hacim kütlesi kaldırma (yüzdürme) kuvveti $g \cdot \Delta p$ ile orantılı olduğundan, 2 parametre (g , Δp) yerine tek bir parametre ($g \cdot \Delta p$) kullanılabilir (Örnek 12-1).
- (4) Akışkanlar mekaniği ile ilgili bilgi ve tecrübeler ışığında bazı ön kabuller (yüksek Re sayılı (türbülanslı) akımlarda viskozitenin ihmal edilmesi gibi) yapılabilir.
- (5) Fiziksel boyut sayısını (k) göz önünde tutarak, akışkan kütlesi yerine çözeltideki belirli bir iz madde konsantrasyonu dikkate alınabilir. Bu yöntem özellikle atıksu jet ve bulutlarındaki seyrelmelerin bulunmasını sağlayan pratik bir usuldür.
- (6) Boyutsuz gruplar oluşturulurken, akışkanlar mekaniğinde iyi bilinen boyutsuz sayılar (Re , Fr , Richardson Sayısı (Ri), uzunluk oranı (L_r), sürüklenme, debi ve sürtünme katsayıları gibi) esas alınmalıdır.
- (7) Boyutsuz fonksiyonel ilişkinin açık ve net olabilmesi için bağımlı değişken sadece bir grup içinde (q_1 sadece π_1 'de) bulunmalıdır.
- (8) Deneysel çalışmalar sırasında bir değişkenin ihmal edilmesi hâlinde, bu değişkenin sadece bir boyutsuz grupta yer almasına dikkat edilmelidir. Böyle durumlarda, bir değişken (örneğin viskozite) ihmal edildiğinde ilgili boyutsuz sayı (π_i) grubu düşeceği için problemin çözüm denklemlerindeki boyutsuz grup (π_i) sayısı da 1 azalacaktır.

ÖRNEK 2-4:

İçerisinden v hızı ile bir akışkanın geçtiği basınçlı bir borudaki basınç düşüşünün (ΔP veya yük kaybı) başlıca; hız (v), boru çapı (D), akışkan viskozitesi (μ), boru uzunluğu (l) ve ortalama cidar pürüzlülük katsayısı (k) ile değiştiğini varsayarak Buckingham'ın π Teoremi'yle gerekli fonksiyonel ilişkiyi bulunuz.

Çözüm: Verilenler:

$$h_f = \frac{4f}{D} \cdot \frac{v^2}{2g} \cdot L$$

Sürtünme kaynaklı yük kaybı ($\Delta P/w$): h_f , akışkanın özgül ağırlığı: w , sürtünme katsayısı: f , basınç değişimi: ΔP , ortalama akış hızı: v , boru uzunluğu: l , boru çapı: d , akışkan viskozitesi: μ , boru cidarındaki ortalama pürüzlülük katsayısı: k , akışkanın yoğunluğu: ρ

Fonksiyon yazılır:

$$\Delta P = f[v, l, d, \mu, k, \rho]$$

Fonksiyon genel ifadesiyle yeniden yazılır:

$$f[\Delta P, v, l, d, \mu, k, \rho] = 0$$

Yukarıdaki ifadede de görüleceği üzere, birincil boyutlar 4 tanedir. Bu sebeple, $m = 4$ olur. v , d ve ρ tekrar eden değişkenler olduğundan,

$$\pi_1 = (v)^{\alpha_1} (d)^{\alpha_2} (\rho)^{\alpha_3} . \Delta P$$

ifadesi elde edilir. Üstteki ifadede, boyutlar (MLT) yerine konulur ve aşağıdaki eşitlik elde edilir:

$$M^0 L^0 T^0 = [LT^{-1}]^{\alpha_1} \times [L]^{\alpha_2} \times [ML^{-3}]^{\alpha_3} \times [ML^{-1}T^{-2}] \quad (1)$$

Boyut homojenliği esası ile,

$$M \text{ için } 0 = \alpha_3 + 1 \quad (2)$$

$$T \text{ için: } 0 = -\alpha_1 - 2 \quad (3)$$

$$L \text{ için: } 0 = -\alpha_1 + \alpha_2 - 3\alpha_3 - 1 \quad (4)$$

yazılabilir.

Denklem (2)'den, $\alpha_3 = -1$

Denklem (3)'ten, $\alpha_1 = -2$

Denklem (4)'ten, $\alpha_2 = 0$

α_1, α_2 ve α_3 Denklem (1)'deki yerlerine konup gerekli düzenlemeler yapılarak,

$$\begin{aligned} \pi_1 &= (v)^{-2} (d)^0 (\rho)^{-1} . \Delta P \\ &= \frac{\Delta P}{\rho v^2} \end{aligned} \quad (5)$$

Benzer şekilde,

$$\pi_2 = (v)^{\alpha_4} . (d)^{\alpha_5} . (\rho)^{\alpha_6} . l \quad (6)$$

yazılır. Üstteki eşitliğin her iki tarafında, boyutlar (MLT) yerine konulur ve aşağıdaki eşitlik elde edilir:

$$M^0 L^0 T^0 = [LT^{-1}]^{\alpha_4} \times [L]^{\alpha_5} \times [ML^{-3}]^{\alpha_6} \times [L] \quad (7)$$

denklemleri elde edilir. Boyut homojenliği için,

$$M \text{ için: } 0 = \alpha_6 \quad (8)$$

$$T \text{ için: } 0 = -\alpha_4 \quad (9)$$

$$L \text{ için: } 0 = \alpha_4 + \alpha_5 - 3\alpha_6 + 1 \quad (10)$$

yazılabilir.

Denklem (8)'den, $\alpha_6 = 0$

Denklem (9)'dan, $\alpha_4 = 0$

Denklem (10)'dan, $\alpha_5 = -1$

olarak bulunur. α_4, α_5 ve α_6 Denklem (6)'daki yerlerine konup gerekli düzenlemeler yapılarak,

$$\begin{aligned} \pi_2 &= v^0 . d^{-1} . \rho^0 . l \\ &= \frac{l}{d} \end{aligned}$$

yazılır. Benzer şekilde,

$$\pi_3 = (v)^{\alpha_7} \cdot (d)^{\alpha_8} \cdot (\rho)^{\alpha_9} \cdot \mu \quad (11)$$

yazılır. Üstteki eşitliğin her iki tarafında, boyutlar (MLT) yerine konulur ve aşağıdaki eşitlik elde edilir:

$$M^0 L^0 T^0 = [LT^{-1}]^{\alpha_7} \times [L]^{\alpha_8} \times [ML^{-3}]^{\alpha_9} \times [ML^{-1}T^{-1}] \quad (12)$$

Boyut homojenliği için,

$$M \text{ için: } 0 = \alpha_9 + 1 \quad (13)$$

$$T \text{ için: } 0 = -\alpha_7 - 1 \quad (14)$$

$$L \text{ için: } 0 = \alpha_7 + \alpha_8 - 3\alpha_9 - 1 \quad (15)$$

yazılabilir.

Denklem (13)'den, $\alpha_9 = -1$

Denklem (14)'ten, $\alpha_7 = -1$

Denklem (15)'ten, $\alpha_8 = -1$

olarak bulunur. α_7, α_8 ve α_9 Denklem (11)'deki yerlerine konup gerekli düzenlemeler yapılarak,

$$\pi_3 = v^{-1} \cdot d^{-1} \cdot \rho^{-1} \cdot \mu$$

$$= \frac{\mu}{vdp}$$

yazılır ve

$$\pi_4 = (v)^{\alpha_{10}} \cdot (d)^{\alpha_{11}} \cdot (\rho)^{\alpha_{12}} \cdot k \quad (16)$$

yazılır. Üstteki eşitliğin her iki tarafında, boyutlar (MLT) yerine konulur ve aşağıdaki eşitlik elde edilir:

$$M^0 L^0 T^0 = [LT^{-1}]^{\alpha_{10}} \times [L]^{\alpha_{11}} \times [ML^{-3}]^{\alpha_{12}} \times [L] \quad (17)$$

denklemi elde edilir. Boyut homojenliği için,

$$M \text{ için: } 0 = \alpha_{12} \quad (18)$$

$$T \text{ için: } 0 = -\alpha_{10} \quad (19)$$

$$L \text{ için: } 0 = \alpha_{10} + \alpha_{11} - 3\alpha_{12} + 1 \quad (20)$$

yazılabilir.

Denklem (18)'den, $\alpha_{12} = 0$

Denklem (19)'dan, $\alpha_{10} = 0$

Denklem (20)'dan, $\alpha_{11} = -1$

olarak bulunur. α_{10}, α_{11} ve α_{12} Denklem (16)'daki yerlerine konup gerekli düzenlemeler yapılarak,

$$\pi_4 = v^0 \cdot d^{-1} \cdot \rho^0 \cdot k = \frac{k}{d}$$

yazılır. Fonksiyonel ilişki aşağıdaki şekilde bulunur:

$$f_1\left(\frac{\Delta P}{\rho v^2}, \frac{l}{d}, \frac{\mu}{vd\rho}, \frac{k}{d}\right) = 0$$

$$\diamond f_1\left(\frac{\Delta P}{\rho v^2}, \frac{l}{d}, \frac{\mu}{vd\rho}, \frac{k}{d}\right) = 0$$

$$\text{veya } \Delta P = \frac{\rho v^2 l}{d}, f_1\left(\frac{l}{d}, \frac{\mu}{vd\rho}, \frac{k}{d}\right)$$

şeklinde de ifade edilebilir.

$$2f = f_1\left(\frac{l}{d}, \frac{\mu}{vd\rho}, \frac{k}{d}\right) = 0 \quad (f: \text{sürtünme katsayısı})$$

$$\diamond \Delta P = \frac{2f\rho v^2 l}{d} = \frac{4f\rho v^2 l}{2d}$$

Eşitliğin sol tarafı w 'ye bölüldüğünde, (akışkanın özgül ağırlığı) ve sağ tarafı ρg ile çarpıldığında,

$$\frac{\Delta P}{w} = \frac{4f\rho v^2 l}{2\rho g d} \text{ veya } h_f = \frac{4fv^2}{2gd}$$

bulunur.

2.2. Fiziksel Modelleme

Tabiatta karşılaşılan fiziksel bir olay ve sürecin laboratuvar ortamında simülasyonu için belirli bir ölçeğe bağlı kalarak küçültülmüş benzerine “model” denir. Modeli hazırlanan yapı veya ekipman ise “prototip” olarak adlandırılır (Khurmi, 1999). Model analizi veya fiziksel modellemeyle başlıca aşağıdaki faydalar sağlanır:

- Bir su yapısı veya makinasının davranışı ve çalışma/işleyiş ayrıntıları onun fiziksel modeli üzerinde yürütülecek testlerden hareketle kolayca tahmin edilebilir.
- Bir su yapısı veya makinasının doğrudan yapımı halinde yaşanacak herhangi bir hatanın telafisi veya tasarımın değiştirilmesi çok zor ve pahalıdır. Fiziksel model testleri ile asgari iş gücü ve malzeme kullanılarak, kurulu sistemlerde yaşanması muhtemel sorunlar önceden belirlenerek yapım öncesi gerekli revizyonlar yapılabilir.
- Fiziksel model deneyleri ile çeşitli tasarım seçenekleri çalışılarak en duyarlı, ekonomik ve emniyetli çözüm ortaya konabilir.
- Mevcut bir su yapısının iyi çalışmaması halinde, fiziksel model testi ile sorun tespit edilerek iyileştirme yapılabilir.
- Bazı durumlarda bir su yapısı veya makinasının belirli bir kısmının (Ör. Dolu savak, türbin kanadı, vb.) tasarımındaki sorunları aşmak ve üretim için yol göstermek üzere söz konusu kısımlarla ilgili fiziksel model testi icra edilmesi de gerekebilir.

2.2.1. Model Benzeşimi

Bir insana ait fotoğrafa bakılarak o kişinin çeşitli vut azalarının oranı hakkında bir fikir edinilebilir. Fotoğraf, o kişinin vut kısımlarının durumu/görünüşü ile ilgili de fikir verir. Benzer şekilde, bir tesis/makinanın (prototip) gerçek çalışma ve davranışının doğru temsili için, onun ölçekli modeli ile prototipi arasında tam benzerlik olması gerekir. Bu benzerlik hidrolik benzeşim veya benzerlik olarak bilinmektedir. Su yapıları veya makinaları için aşağıdaki 3 tür benzerlik önem taşır:

- Geometrik benzerlik
- Kinematik benzerlik
- Dinamik benzerlik

evre ve kimya mühendisliğinde hidrolik benzeşimin dışında termal, kimyasal, biyolojik vb. benzeşimler de gerekebilir (Bakınız: Bölüm 1).

Geometrik Benzerlik. Bu tür benzerlik model ve prototipin şeklen tam benzer fakat büyüklükçe farklı olmaları durumunda söz konusudur. Diğer bir ifade ile geometrik benzerlik halinde, model ve prototipin karşılıklı bütün lineer boyutları arasındaki oranlar birbirine eşittir. Örneğin, prototipin uzunluk, genişlik ve ykseklėi sırası ile L, B ve H; geometrik olarak tam benzer modelinin uzunluk, genişlik ve ykseklėi l, b ve h ise; prototip ve model arasındaki oran veya ölçek faktörü,

$$L_r = \frac{L}{l} = \frac{B}{b} = \frac{H}{h} \quad (2-16)$$

Benzer şekilde alan oranı,

$$A_r = \left(\frac{L}{l}\right)^2 = \left(\frac{B}{b}\right)^2 = \left(\frac{H}{h}\right)^2 = (L_r)^2 \quad (2-17)$$

ve hacimler arasındaki oranı da,

$$V_r = \left(\frac{L}{l}\right)^3 = \left(\frac{B}{b}\right)^3 = \left(\frac{H}{h}\right)^3 = (L_r)^3 \quad (2-18)$$

olur.

Kinematik Benzerlik. Bu tür benzerlik prototip ve modeldeki karşılıklı noktalardaki kinematik büyüklükler (hız, ivme, vb.) arasındaki oranın sabit olması halinde söz konusudur. Örneğin model ve prototipte karşılıklı olarak eşdeğer (mütekabil) iki noktadaki (1 ve 2 noktaları) hız oranları,

$$v_r = \frac{v_{\text{prototip}}}{v_{\text{model}}} = \frac{V_1}{v_1} = \frac{V_2}{v_2} = \frac{V_3}{v_3} \dots \quad (2-19)$$

ise kinematik benzerlik var demektir.

Dinamik Benzerlik. Bu tür benzerlik model ve prototipin karşılıklı eşdeğer noktalarındaki dinamik büyüklükler (kuvvet, güç, vb.) arasındaki oranın sabit olması durumunu göstermektedir. Örneğin model ve prototipte karşılıklı olarak eşdeğer iki noktadaki (1 ve 2 noktaları) kuvvetlerin oranı,

$$F_r = \frac{F_1}{f_1} = \frac{F_2}{f_2} \dots \quad (2-20)$$

ise dinamik benzerlik tesis edilmiş demektir.

ÖRNEK 2-5:

Yerçekimi ve atalet kuvvetlerinin etkili olduğu bir olayda, model ve prototip debi oranını ölçek parametresine (L_r) bağlı olarak veren bir ifade elde ediniz.

Çözüm: Problemin matematiksel ifadesi,

$$\frac{Q_m}{Q_p} = \frac{L_m^3 / T_m}{L_p^3 / T_p} = \frac{L_r^3}{T_r}$$

'dir. Yerçekimi ve atalet kuvvetleri için yukarıdaki ifadenin eşdeğeri,

$$\text{Yerçekimi kuvveti: } \frac{F_m}{F_p} = \frac{W_m}{W_p} = \frac{W_m}{W_p} \cdot \frac{L_m^3}{L_p^3} = W_r \cdot L_r^3$$

$$W = \rho \cdot g$$

$$\text{Atalet kuvveti: } \frac{F_m}{F_p} = \frac{M_m \cdot a_m}{M_p \cdot a_p} = \frac{\rho_m}{\rho_p} \cdot \frac{L_m^3}{L_p^3} \cdot \frac{L_r}{T_r^2} = \rho_r \cdot L_r^3 \cdot \frac{L_r}{T_r^2}$$

Bu iki kuvvet oranı eşitlenirse,

$$W_r \cdot L_r^3 = \rho_r \cdot L_r^3 \cdot \frac{L_r}{T_r^2} \quad \text{ve} \quad T_r^2 = L_r \cdot \frac{\rho_r}{W_r} = \frac{L_r}{g_r} \rightarrow T_r = L_r^{1/2}$$

olur. T_r ilk ifadedeki yerine konarak,

$$Q_r = \frac{L_r^3}{L_r^{1/2}} = L_r^{5/2} \text{ elde edilir.}$$

2.2.2. Model Analizi Metodolojisi

Fiziksel Model Analizi genel metodolojisi başlıca aşağıdaki adımları içerir:

- Model ölçeği seçimi
- Fiziksel modelin yapımı
- Model deneyleri
- Sonuçların prototipe doğru uyarlanması

Uygun bir model ölçeği seçimi çok önemlidir. Model ölçeği seçiminde başlıca; eldeki mali imkânlar, süre, su temini durumu, modele ayrılabilir alan ile çalışmadan beklenen çıktılar dikkate alınır. Model ile prototip arasında, ilgili her bir kuvvet oranının (Fr, Re, vb.) yeterli seviyede tesis edilememesi durumunda ölçek etkileri ortaya çıkabilir. Yapı (prototip) tipine göre, genelde aşağıdaki model ölçeklerinin yaygın ölçüde kullanıldığı bilinmektedir.

• Giriş/su alma yapıları, kanallar, kapaklar vb.:	1/5 – 1/25
• Barajlar, savak/dolu savaklar vb.:	1/3 – 1/400
• Nehirler, limanlar vb.:	1/100 – 1/1000

Tip ve malzeme seçildikten sonraki adım, fiziksel modelin uygun ölçekte yapımıdır. Model eğrisel formda ise yapımdan önce ana (merkez) eksen işaretlenir. Dikey yükseltiler/mesafeler olabildiğince hassas biçimde ölçülerek kontrol edilir.

Model testlerinde genellikle iki yöntem esas alınır: Rüzgâr tüneli ve su tüneli yöntemleri. Mevcut su tünellerinin genişliği/çapı 0,5 ~ 2,0 m aralığında değişmektedir. Model testlerinde incelenecek parametrelerin hassas düzenek ve aletlerle doğru ve dikkatlice ölçülmeleri gerekir. Model sonuçlarının doğru biçimde elde edilebilmesi için büyük bir sabır ve dikkate ihtiyaç duyulur.

Laboratuvardaki fiziksel modelleme testlerinde, gerekli hassasiyette deneysel sonuçlar alındıktan sonraki adım, bu sonuçların gerçek tesise (prototipe) uyarlanmasıdır. Aşağıda, bu hususa değinilecektir (Khurmi, 1999).

2.2.3. Fiziksel Modellerin Sınıflandırılması

Hidrolik modeller en genel haliyle, tam benzer (undistorted) ve kısmi benzer (distorted) modeller olarak iki sınıfa ayrılmaktadır:

Tam Benzer Modeller. Bu tür modellerde, prototiple geometrik olarak bütün boyutlarda tam benzerlik (uzunluk (x), genişlik (y), yükseklik (z) bakımından tam geometrik benzerlik) söz konusudur. Tam benzer modellerden elde edilen deneysel sonuçların prototipe uyarlanması (prototip davranışının tahmini) nispeten daha kolaydır:

Model Hız Ölçümlerinin Prototipe Uyarlanması. Modeldeki su hızları $v = C_v \sqrt{2gh}$ genel halinde ifade edilerek, eşdeğer noktadaki prototip ve model hızları arasındaki ilişki,

$$V = v \sqrt{s} \quad (2-21)$$

eşitliği ile verilir. Burada,

V, v: Karşılıklı eşdeğer noktalardaki prototip ve model hız değerleri

s: Model/prototip oranındaki (1/s) ölçek faktörüdür.

ÖRNEK 2-6:

Prototipiyle tam benzer 1/10 ölçekli bir fiziksel dolu savak modelinin belirli bir noktasında ölçülen su hızı $v = 1,3 \text{ m/s}$ 'dir. Prototipin aynı noktasında beklenen hızı tahmin ediniz.

Çözüm:

$v = 1,3 \text{ m/s}$ ve $s = 10$ olduğuna göre prototipteki hızın,

$$V = 1,3 \sqrt{10} = 4,11 \text{ m / s}$$

olması beklenir.

Model Debi Ölçümlerinin Prototipe Uyarlanması

Prototiple geometrik olarak tam benzer fiziksel modellerde, eşdeğer noktalardaki prototip ve model debileri arasındaki ilişki,

$$Q = q.s^{2,5} \quad (2-22)$$

ifadesiyle verilir. Burada,

Q, q: Karşılıklı eşdeğer noktalardaki prototip ve model debi değerleri olup s model ölçek faktörüdür.

ÖRNEK 2-7:

1/100 ölçekli, geometrik olarak tam benzer bir dolu savak modelinden geçen 1,5 L/s 'lik debinin prototipteki karşılığı nedir?

Çözüm:

$q = 1,5 \text{ L/s}$ ve $s = 100$ olduğuna göre, prototip debisinin,

$$Q = 1,5 (100)^{2,5} = 150.000 \text{ L/s} = 150 \text{ m}^3/\text{s}$$

olması beklenir.

Model Pompa/Türbin Devir Sayılarının Prototipe Uyarlanması. Prototiple geometrik olarak tam benzer santrifüj pompa veya türbin modellerinde, devir sayıları arasındaki ilişki,

$$N = n / \sqrt{s} \quad (2-23)$$

ifadesiyle verilir. Burada, N ve n, prototip ve model pompa/türbin motorlarının devir hızları olup s daha önce tanımlandığı gibi model ölçek faktörüdür.

ÖRNEK 2-8: Prototipiyle tam benzer 1/10 ölçekli bir türbin modeli 20 m'lik yükte 475 devir/dk hızıyla çalışmaktadır. Eşdeğer şartlardaki prototip devir sayısı ne olur?

Çözüm:

$n = 475 \text{ dev/dk}$, $s = 10$ olduğuna göre, eşdeğer şartlarda prototipin devir sayısının

$$N = 475 / \sqrt{10} = 150,2 \text{ dev / dk}$$

olması beklenir.

Tam ve Kısmi Benzer Model Deneyi Sonuçlarının prototiplere uygulanması ile ilgili daha geniş bilgi için Giles (1977), Khurmi (1999), Munson vd. (2013)'ye başvurulmalıdır.

Kısmi Benzer Modeller. Bu tür modellerde, prototip ile yatay (x,y) ve düşey (z) boyutlar itibarı ile tam benzerlik söz konusu değildir. Akarsu, liman, baraj vb. hidrolik yapılarda yatay boyut düşeye göre çok büyüktür. Bu tür yapılarla ilgili hidrolik modeller tam benzer tipte kurulmak istenirse yükseklik veya derinliğin testler esnasında hassas şekilde ölçülemeyecek derecede küçük tutulması gerekir. Bu tür sorunları önlemek üzere yatay ve düşey model ölçeklerinin farklı seçilmesi yoluna gidilir. Aslında farklı hidrolik yükler (su seviyeleri) altında çalıştırılan Tam Benzer Modeller de, düşey ölçek farklı ise (kısmi benzer), model/prototip oranı yatay ölçek, derinliklerin oranı ise yataydan farklı düşey ölçek olarak alınır. Söz konusu ölçek farklılığı dolayısıyla, Kısmi Benzer Modellerde Model Sonuçlarının prototipe uyarlanması daha zordur. Kısmi Benzer Modellerin başlıca aşağıdaki üstün yönleri vardır:

- Model boyutlarının küçültülebilmesi yer ihtiyacı ve maliyet yönünden fayda sağlar.

- Düşey ölçeğin abartılı (büyük) tutulması özellikle seviye ölçümünü kolaylaştırır ve ölçüm hassasiyetini artırır.
- Düşey ölçeğin farklılaştırılması model Reynolds sayısı (Re)'nin önemli ölçüde artmasına (türbülanslı akışın korunması) yol açar ve bu sayede model/prototip arasındaki debilerin daha iyi simülasyonu sağlanabilir (Marriott, 2016).

Model Hızlarının Prototipe Uyarlanması. Kısmi benzer modellerde, model ve prototip hızları arasındaki ilişki,

$$V = v \sqrt{S_v} \quad (2-24)$$

eşitliği ile verilir. Burada, V, v daha önce tanımlanmış olup S_v fiziksel modelin düşey ölçek faktörüdür.

ÖRNEK 2-9:

1/10 ölçekli bir dolu savak modeli, 100 mm'lik savak (su) yükü ile 1 m/s hız oluşacak şekilde inşa edilmiştir. Prototipte $H = 5,5$ m'lik yükteki su hızını bulunuz.

Çözüm:

$$\frac{1}{S_H} = \frac{1}{10}, \quad S_H = 10, \quad v = 1 \text{ m/s}, \quad h = 100 \text{ mm} = 0,1 \text{ m} \text{ ve } H = 5,5 \text{ m}$$

$$\text{Düşey ölçek, } S_v = \frac{5,5}{0,1} = 55$$

Bu durumda prototipteki su hızı,

$$V = v \sqrt{S_v} = 1 \times \sqrt{55} = 7,42 \text{ m/s}$$

Model Debilerinin Prototipe Uygulanması. Kısmi benzer hidrolik modellerde model ve prototip debileri arasındaki ilişki,

$$Q = q \cdot S_H \cdot S_v^{1,5} \quad (2-25)$$

ifadesiyle verilir. Burada,

Q, q: Prototip ve model debilerini,

S_H, S_v : Model tesisin yatay ve düşey ölçek faktörlerini

göstermektedir.

ÖRNEK 2-10:

Bir savak modelinde yatay ölçek 1/40, düşey ölçek ise 1/9'dur. Model debisi 1 L/s için prototip debisini bulunuz.

Çözüm:

$S_H = 40$, $S_V = 9$ ve $q = 1$ L/s için yukarıdaki ilişki yardımıyla,
 $Q = 1 \times 40 \times 9^{1,5} = 1080$ L/s = 1,08 m³/s
 bulunur.

Model Pompa/Türbin Devir Sayılarının Prototipe Uyarlanması. Prototiple geometrik olarak kısmi benzer santrifüj pompa veya türbin modellerinde, model ile prototip devir sayıları arasındaki ilişki,

$$N_e = n. \frac{\sqrt{S_V}}{S_H} \quad (2-26)$$

ifadesiyle verilir. Burada,

N_e ve n : Prototip ve model motorlarının devir sayılarını (devir/dk)

S_V ve S_H : Model tesisin düşey ve yatay ölçek faktörlerini göstermektedir.

ÖRNEK 2-11:

Bir türbin modelinde yatay ölçek 1/15'tir. Prototip türbin motorunun 10 m'lik yükteki devir sayısı 300 dev/dk olduğunda, 200 mm'lik yük altında model tesis motorunun devir sayısını bulunuz.

Çözüm:

$S_H = 15$, $N = 300$ dev/dk, $H = 10$ m, $h = 200$ mm = 0,2 m için modelin düşey ölçek faktörü,

$$S_V = \frac{H}{h} = \frac{10}{0,2} = 50$$

bulunur. Bu durumda modelin devir sayısının,

$$N = n. \frac{\sqrt{S_V}}{S_H}$$

Eşitliği yardımıyla,

$$n = N. \frac{S_H}{\sqrt{S_V}} = 300 \times \frac{15}{\sqrt{50}} \cong 637 \text{ dev / dk bulunur.}$$

Daha önce belirtilen tam ve kısmi benzer hidrolik modellerde, çeşitli temel tasarım ve işletme parametreleri için model prototip ilişkileri Tablo 2-2’de topluca özetlenmiştir (Khurmi, 1999).

Tablo 2-2. Tam ve kısmi benzer hidrolik modellerde bazı temel tasarım/işletme parametreleri (Khurmi, 1999)

<i>Parametre</i>	<i>Model-Prototip İlişkisi</i>	
	<i>Tam Benzer Modeller</i>	<i>Kısmi Benzer Modeller</i>
<i>Akım hızı, m/s</i>	$V = v \cdot \sqrt{S}$	$V = v \cdot \sqrt{S_V}$
<i>Debi, m³/s</i>	$Q = q \cdot S^{2,5}$	$Q = q \cdot S_H \cdot S_V^{1,5}$
<i>Motor devir hızı, 1/dk</i>	$N = \eta / \sqrt{S}$	$N = \eta \frac{\sqrt{S_V}}{S_H}$
<i>Motor gücü, kW</i>	$P = p \cdot S^{3,5}$	$P = p \cdot S_H \cdot S_V^{2,5}$
	$P^* = p \cdot \frac{\gamma_P}{\gamma_M} \cdot S^{3,5}$	
<i>Hazne boşalma süresi, s</i>	$T = t \cdot \sqrt{S}$	$T = t \cdot \frac{S_H}{\sqrt{S_V}}$

(*) Model ve prototipteki akışkanlar farklı ise kullanılacak ifade.

- Büyük harfler prototip, küçük harfler ise modeldeki değerleri göstermektedir.
- S modeldeki ölçek faktörü; S_H ve S_V kısmi benzer modellerde yatay ve düşey ölçek faktörlerini göstermektedir.

2.3. Boyutsuz Sayı Grupları ve Modellemedeki Önemi

Bu bölümde, fiziki bir modelde incelenen olay veya süreçteki hakim kuvveti dikkate almaksızın, model-prototip ilişkilerinin farklı bir bakışla kıyaslanması üzerinde durulacaktır. Ayrıca, hareketli bir akışkan ortamındaki yükler ve etkilerine de değinilecektir.

Hareketli Bir Akışkan Ortamında Mevcut Kuvvetler. Hareket halinde (akan) bir sıvı ortamında, daima akış sürecinde rol oynayan bazı kuvvetler vardır. Ancak bu kuvvetlerden bir veya ikisi diğeri üzerinde baskın/hâkim olup, sıvı akımının sürekliliğini kontrol eder. Hareketli akışkanlarda etkili başlıca kuvvetler; Atalet kuvveti (F_i), Viskoz Kuvveti (F_v), yerçekimi kuvveti (F_g), yüzey gerilim kuvveti (F_σ), basınç kuvveti (F_p) ve elastik kuvvet (F_e) olarak sıralanmaktadır.

Boyutsuz Sayı Grupları. Sıvıların akışı süresince F_i daima etkin bir kuvvet olduğu için, dinamik benzeşim şartları ile F_i ’nin diğer kuvvetlere oranı göz önünde tutularak çalışılır. Söz konusu kuvvetlerin birbirine oranı (kuvvet oranları) doğal olarak boyutsuz olacaktır. Bu kapsamda söz konusu kuvvet oranlarını yansıtan aşağıdaki 5 boyutsuz sayı önem taşımaktadır.

- Reynolds Sayısı (Re)

- Froude Sayısı (Fr)
- Weber Sayısı (We)
- Euler Sayısı (Eu)
- Cauchy (Mach) Sayısı (Ma)

Re, F_i 'nin viskoz kuvvete oranını gösterir. Bir olay veya süreçte viskoz kuvvet hâkim (belirleyici) ise, dinamik benzeşim için model ve prototipte Re'lerin aynı (eşit) olması gerekir.

$$Re = \frac{V.L}{\nu} \quad (2-27)$$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \text{ (kinematik viskozite katsayısı)} \quad (2-28)$$

ifadesiyle verilir. Burada V, prototipteki akım karakteristik hızı; L karakteristik uzunluk ve ν , kinematik viskozite katsayısıdır. Karakteristik uzunluk, basınçlı borulardaki akım halinde boru çapına, açık kanallarda ortalama derinliğe, fan veya pompa/türbin analizlerinde ise kanat çapına karşılık gelir.

ÖRNEK 2-12:

Bir geminin performansı, fiziksel bir modeli rüzgar tüneline test edilerek tahmin edilecektir. Gemi prototipinin uzunluğu 350 m olup tam benzer modelinin uzunluğu ise 1 m'dir. Havanın kinematik viskozitesinin suya göre 1,25 kat fazla olduğu bilinmektedir. Rüzgâr tüneli deneyinde, gemi modeli civarındaki hava hızı 35 m/s ölçülmüştür. Prototipte bu şartlarda, sudaki hızı hesaplayınız.

Çözüm:

$L = 350 \text{ m}$, $l = 1 \text{ m}$, $\nu_m = 1,25 \nu_p$ ve $V = 35 \text{ m/s}$. Dinamik benzerlik için model ve prototipte Re sayılarının eşit olması prensibiyle,

$$Re = \frac{V.L}{\nu_p} = \frac{V.L}{\nu_m}$$

yazılıp, bilinenler yerine konursa

$$V = \frac{\nu_p}{\nu_m} \cdot \frac{L}{l} \cdot V = \frac{1}{1,25} \cdot \frac{1}{350} \cdot 35 = 0,08 \text{ m / s}$$

bulunur.

Fr, F_i 'nin yerçekimi kuvvetine oranını ifade eder. İncelenen olay ve süreçlerdeki hakim kuvvet F_g ise, dinamik benzeşim için, Fr sayısının model ve prototipte aynı (eşit) olması gerekir. Fr,

$$Fr = \sqrt{\frac{V^2}{L \cdot g}} = \frac{V}{\sqrt{L \cdot g}} \quad (2-29)$$

ifadesiyle verilir. Burada V ve L, incelenen akım şartlarındaki ortalama hız ve karakteristik uzunluk olup dikdörtgen kanallarda su derinliğine, düzensiz en kesitli kanallarda ise ortalama (eşdeğer) derinliğe karşılık gelir. Modelleme çalışmalarında, aynı akışkan kullanılarak model ve prototipte (eşdeğer işletme şartlarında) Fr ve Re sayılarının eşdeğer tutulması mümkün değildir.

ÖRNEK 2-13:

Bir açık kanal modelinde 250 mm derinlikte 1,5 m/s hızla su geçmektedir. Modelle dinamik benzeşimli bir prototipte 4 m derinlikteki hızı bulunuz.

Çözüm:

$h = 250 \text{ mm} = 0,25 \text{ m}$, $V = 1,5 \text{ m/s}$ ve $H = 4 \text{ m}$. Dinamik benzerlik için model ve prototipte Fr sayılarının eşit olması gerektiğinden,

$$\frac{V}{\sqrt{H \cdot g_p}} = \frac{v}{\sqrt{h \cdot g_m}}$$

yazılabilir. Verilenler yerine konup $g_p = g_m$ alınarak

$$V = v \cdot \sqrt{\frac{H}{h}} \cdot \sqrt{\frac{g_p}{g_m}} = 1,5 \times \sqrt{\frac{4}{0,25}} \times 1 = 6 \text{ m/s}$$

bulunur.

Model (dinamik) benzeşiminde kullanılan boyutsuz sayı gruplar ile temsil ettikleri kuvvet oranları ve kullanıldığı alanlar Tablo 2-3'te gösterilmiştir.

Tablo 2-3. Model benzeşiminde kullanılan kuvvet oranları (Khurmi, 1999)

Boyutsuz Sayı	Formülü	Oranlanan Kuvvetler	Kullanıldığı Yerler
Fr	$\frac{V}{\sqrt{L \cdot g}}$	Atalet / Ağırlık	Açık kanal akımları dolu savak ve orifis akımları, yüzey dalgaları
Re	$\frac{V \cdot L}{\nu}, \frac{N D^2}{\nu}$	Atalet / Viskoz	Basınçlı boru akımları, batmış cisim civarındaki akımlar
Euler	$g \cdot V^2 / p$	Atalet / Basınç	Basınç ve basınç farkının önemli olduğu problemler
Cauchy (Mach)	$\frac{V}{\sqrt{E \cdot \rho}}$	Atalet / Elastisite	Sıkıştırılabilen akışkan problemleri
Weber	$g \cdot L \cdot V^2 / \sigma$	Atalet / Yüzey gerilimi	Yüzey geriliminin önem kazandığı durumlar

Basınç, gerilme ve kuvvet katsayıları: Basınç (C_p), kaldırma (C_L), sürüklenme (C_D) ve sürtünme (C_f) terimleri de basınç farkları veya akım kaynaklı kuvvetlere bağlı bir seri boyutsuz sayı grubu ile ifade edilebilmektedir. Örneğin basınç veya gerilme katsayıları (C_p) akım kinetik enerjisi terimine bağlı ($\frac{1}{2} \rho V^2$) aşağıdaki boyutsuz eşitlikte ifade edilebilir.

$$C_p = \Delta P / \left(\frac{1}{2} \rho V^2 \right) \quad (2-30)$$

Burada; V karakteristik hız, $\frac{1}{2}$ ise deneysel çalışmalarla belirlenmiş olan bir sabittir. Kuvvet katsayıları da bir alan terimine bağlı olarak kaldırma ve sürüklenme katsayıları için,

$$C_D \text{ veya } C_L = \Delta P / \left(\frac{1}{2} \rho V^2 L^2 \right) \quad (2-31)$$

denklemleri ile verilir. Türbin ve pompalardaki güç katsayısı da Denklem (2-32) ile verilir.

$$N_p = P / \rho V^2 L^3 \quad (2-32)$$

ÖRNEK 2-14: Serbest Yüzeyle Olmayan Akımlarda Modelleme

Bir deniz altından fırlatılan, çapı 2 m ve uzunluğu 10 m'lik bir füze, su içindeki hareketi esnasında maruz kalacağı yükleri belirlemek üzere, bir su tüneline test edilecektir. Füzenin hareketi sırasındaki maksimum hızının 10 m/s olması gerektiği kabulü ile 1/20 ölçekli dinamik benzeşimli bir model için su tüneline test edilmesi gereken eşdeğer hız ne olmalıdır?

Çözüm:

$$(\rho V L / \mu)_m = (\rho V L / \mu)_p$$

Verilenler yardımıyla,

$$V_m = V_p (L_p / L_m) (\rho_p / \rho_m) (\mu_m / \mu_p)$$

$$V_m = 10 \times 20 \times 1 \times 1 = 200 \text{ m/s}$$

bulunur. Su tünellerinde pratik olarak sağlanamayacak derecede yüksek bir su hızı gerekmesi, Re tipi tam dinamik benzeşimin en önemli kısıdıdır. Bu tür bir benzeşim ancak model ve prototip akışkanları farklılaştırılarak (su tüneli yerine hava tüneli testleri ile) sağlanabilir.

ÖRNEK 2-15: Serbest Yüzeyli Ortamlarda Modelleme

1/50 ölçekli bir hidroelektrik santral türbini çıkış/deşarj kanalı modeli ile prototip debisinin tahmini yapılacaktır. Tasarımda öngörülendeşarj debisi 1200 m³/s için modelden geçirilmesi gereken debi ne olmalıdır?

Çözüm:

Bu tür problemlerde Fr benzeşimi esası ile

$$Fr_m = Fr_p$$

olmalıdır. $Fr = \bar{V} / \sqrt{L \cdot g}$ olduğuna göre,

$$\bar{V}_m / \bar{V}_p = \sqrt{L_m / L_p}$$

olup

$$\frac{Q_m}{Q_p} = \frac{A_m \cdot \bar{V}_m}{A_p \cdot \bar{V}_p} = \frac{L_m^2}{L_p^2} \cdot \sqrt{\frac{L_m}{L_p}} = \left(L_m / L_p \right)^{2,5}$$

yazılabilir. Verilenler son ifadedeki yerlerine konursa, eşdeğer model tesis debisi,

$$Q_m = Q_p (L_m / L_p)^{2,5} = 1200 (1/50)^{2,5} = 0,067 \text{ m}^3/\text{s} = 67 \text{ L/s}$$

ÖRNEK 2-16: Türbülanslı Açık Kanal Akımlarında Model Ölçeği Seçimi

Su hızı ve derinliği sırası ile $v_p = 1,5 \text{ m/s}$ ve $H_p = 2 \text{ m}$ olan bir kanalla dinamik benzerlik gösteren model tesis ölçeği ne olmalıdır?

Çözüm:

(a) 1/200 ölçekli Tam Benzer Model Hali

$$s = 200 = \frac{H}{h} = \frac{2}{h} \Rightarrow 2 / 200 = 0,01 \text{ m}$$

$$\frac{V_m}{V_p} = \frac{1}{\sqrt{s}} \Rightarrow V_m = \frac{V_p}{\sqrt{s}} = \frac{150}{\sqrt{200}} = 10,6 \text{ m / s}$$

$$Re_m = \frac{V \cdot h}{\nu} = \frac{10,6 \times 1,0}{0,0133} = 799 < 2320$$

olup akım laminierdir.

(b) Yatay ölçek (uzunluk ölçeği) $\frac{1}{S_H} = \frac{1}{200}$, yükseklik ölçeği $\frac{1}{S_V} = \frac{1}{50}$ olan Kısmi Benzer

Model Hali

$$h = 200/50 = 4 \text{ cm}$$

$$V_m = \frac{150 \text{ cm / s}}{\sqrt{50}} = 21,2 \text{ cm / s}$$

$$Re_m = \frac{21,2 \times 4,0}{0,0133} = 6390 > 2320$$

olduğundan, türbülanslı modelde akım şartları oluşur. Dolayısıyla kısmi benzer modelleme ile modeldeki akımın hidrolik rejimi türbülanslı duruma getirilebilir.

ÖRNEK 2-17:

Bir boru hattındaki sürekli yük kaybı, h_f aşağıdaki parametrelere bağlıdır.

Akışkan özellikleri: ρ , μ ; Boru hattı özellikleri: L , D , ve k_s ; Akım özellikleri: V ;

Buna göre,

(a) Boru hattından geçecek debi ile ilgili boyutsuz sayı gruplarını belirleyiniz.

(b) Uzunluğu $L = 15$ km olan 750 mm çaplı bir boru hattı, 450 L/s debi ile yağ ($\rho = 850$ kg/m³, $\mu = 0,008$ kg/m.s) naklinde kullanılacaktır. Boru hattı üzerinde, belirli aralıklarla basınç yükseltici pompalar teşkil edilmesi planlanmıştır. Tasarımın bir parçası olarak $s = 1/50$ ölçekli bir modelde hava ile dinamik bakımdan benzerlik taşıyan testler yapılacaktır. Test havasının yoğunluğu 1,2 kg/m³, viskozitesi ise $1,8 \times 10^{-5}$ kg/m.s alınacaktır. Buna göre, yağ iletimi durumunu tam simüle edecek model testi hava hızı ne olmalıdır? Model boru hattındaki yük kaybı 15 m ise, prototipteki yük kaybının ne olması beklenir?

Çözüm:

(a) Problem matematiksel olarak aşağıdaki gibi ifade edilebilir:

$$f(h_f, \rho, \mu, L, D, k_s, V) = 0$$

Buckingham'ın π Teoremi yöntemi kullanılarak,

$k = n - m = 7 - 3 = 4$ adet boyutsuz π terimi,

$$\pi_1 = \frac{h_f}{D}, \pi_2 = \left(\frac{\rho DV}{\mu}\right)^{-1} = \frac{1}{Re}, \pi_3 = k_s / D \text{ ve } \pi_4 = L / D \text{ olarak bulunur. Sonuç olarak,}$$

$$f\left(\frac{h_f}{D}, Re, \frac{k_s}{D}, \frac{L}{D}\right) = 0$$

elde edilir.

$$(b) V_p = \frac{0,450 \times 4}{\pi \times 0,75^2} = 0,019 \text{ m/s (yoğun akış hızı)}$$

Dinamik benzerlik şartı: $Re_p = Re_m$

$$Re_p = \frac{850 \times 1,019 \times 0,75}{0,008} = 81202 = \frac{1,2 \times V_m \times \left(\frac{0,75}{50}\right)}{1,8 \times 10^{-5}}$$

$$V_m = 81,2 \text{ m/s (modeldeki hava hızı)}$$

$$\frac{\pi_1}{\pi_4} = \frac{h_f}{L} \Rightarrow \left(\frac{h_f}{L} \right)_p = \left(\frac{h_f}{L} \right)_m$$

$$L_p = 15000 \text{ m}$$

$$(h_f)_m = 15 \text{ m}$$

$$L_m = \frac{1}{50} \times 15000 = 750 \text{ m}$$

$$(h_f)_p = \frac{15}{300} \times 15000 = 750 \text{ m}$$

$$\frac{15}{300} = \frac{(h_f)_p}{15000}$$

bulunur.



Pilot ölçekli ozonlama sistemi - İSKİ Ömerli Su Arıtma Tesisi, İstanbul

(Ozon reaktörü çapı = 0,24 m, Kolon yüksekliği = 5 m, Toplam reaktör hacmi = 0,226 m³, Ozon reaktörü malzemesi = Pleksi cam, Difüzör çapı = 0,185 m, Reaktör besleme pompası kapasitesi = 0-2000 L/s (2 bar), H₂O₂ tankı hacmi = 0,250 m³, H₂O₂ dozaj pompası kapasitesi = 0-19 L/s (0-3 bar), Ham su deposu hacmi = 15 m³, Ham su deposu çapı = 2,8 m, Ham su deposu yüksekliği = 2,4 m, Ham su tankı karıştırıcı güç ihtiyacı = 1,5 kW, Karıştırıcı devri = 6-8 d/dk)

3. PİLOT TESİS ÇALIŞMALARI

Malhun Fakioğlu, İzzet Öztürk

3.1. Giriş

Önceki bölümlerde bir modelin bir prototipe dönüştürülmesi hususunun yalnızca şekilsel olarak üzerinde durulmuştu. Bu bölümde ise konuya daha ayrıntılı olarak değinilecektir. Esasen bir pilot tesis bir tür model olarak, bir ticari tesis ise bir prototip olarak değerlendirilmelidir. Pilot tesis için çeşitli tanımlamalar yapılmış olup, en basit haliyle şu şekilde ifade edilebilir:

Pilot tesis, bir prosesin işletiminde kritik önemdeki parametrelerin çalışıldığı, çeşitli mekanik ve elektromekanik ekipmanlardan oluşan bir sistemdir.

Pilot tesisler, bir proses ile ilgili araştırmalarla bu prosesin uygulanması arasında ilişki kurulmasını sağlamaktadır. Pilot tesis için daha genel bir tanım aşağıda verilmiştir (Luyben vd., 2006; Palluzi, 1992):

Pilot tesis, bir proses veya prosese ait sorunun, olabildiğince (mümkün ölçüde), zamanında ve gerçekçi bir bakış açısıyla araştırılmasına olanak sağlayan bir araçtır.

Tanımdan da anlaşılacağı gibi pilot tesis, bir çalışmanın son adımı değil, tam ölçekli bir tesisin kurulması gibi belirli bir hedefin başarılmasında gerekli bir ara adımdır. Tanımda bahsedilen “mümkün ölçü” sözcüğü ile kastedilen; sınırlı olan zaman, para ve diğer kaynaklardır. Pilot tesis, tam ölçekli tesiste bulunan ve önemli olabilecek tüm etkileri içerecek kadar kapsamlı olmalıdır. Pilot tesisteki araştırmalar genellikle belirli bir zaman dönemi içinde yürütülür.

Pilot tesislerin bazı özellikleri aşağıda sıralanmıştır:

- Kritik proses özelliklerinin çalışılmasına imkan verir.
- Boyutları laboratuvar ölçek ile tam ölçek arasındadır.
- Çalışılan en önemli sorunlar, proseslerle ilgili teknik ve ekonomik özelliklerdir; çünkü bilimsel esaslar bir önceki safha olan laboratuvar ölçekli çalışmalarda araştırılmıştır.
- Çoğu durumda birden çok proses aynı tesis bünyesinde bir arada incelenebilir.

Pilot tesislerde öncelikle, alt proseslerin her birinin münferit olarak ele alınması tercih edilmektedir; ancak tüm prosesin performansının incelenmesi için (örneğin bir AAT’nin arıtma verimi) prosese ait tüm alt proseslerinin çalışmaya dahil edilmesi gerekmektedir.

3.2. Pilot Tesis Çalışması Hedefleri

Ölçek büyütme ile ilgili çeşitli stratejiler bulunmaktadır. Bunlardan iki uç yöntem aşağıda açıklanmıştır:

- Temel: Her bir proses geliştirme işlemi, akabinde ticari bir tesisin başarılı tasarımıyla sonuçlanan küçük ölçekli çalışmalardan meydana gelmektedir.
- Deneyisel: İstenen proses simüle edilir ve başarılı bir proses gelişimi için gereken cevaplar, deneysel çalışmalarla, kurulum esnasındaki hata düzeltmeleriyle ve tesis işletimiyle elde edilir.

Uygulamada, bu iki yöntem arasında büyük bir farklılık bulunmamakta, ikisini kapsayan entegre bir sistem olan hem teorik analizin ve temel deneylerin hem de uygun ölçekte proses simülasyonunun (deneysel) yapıldığı bütünleşik yöntem kullanılmaktadır.

İlgili prosesin karakteristiği (karmaşıklık ve ölçek), deneyimlilik ve ölçek büyütme teknolojisinin erişilebilirliği de dâhil olmak üzere, hangi yöntemin kullanılacağı birçok faktöre bağlıdır. Çünkü söz konusu iki ölçek büyütme tekniği arasında net bir farklılık bulunmamakta; ölçeklendirme için birçok olasılık söz konusu olmaktadır.

Pilot tesislerde ölçek ve karmaşıklık açısından çeşitlilik bulunmaktadır. Bir pilot tesisin temel hedefi, ekipmanın boyut ve türünden bağımsız olarak; piyasa değerlendirmesi, tasarım, devreye alma ve tam ölçekli tesisin yapımı aşamalarındaki risk ve hatayı azaltmaktır. Böylece toplam başarısızlık ihtimali en aza indirilmektedir.

Bir pilot tesis, halihazırda kullanılan veya yeni bir proses için kullanılabilir. Yeni bir prosesin incelenmesi durumunda (yeni veya eski ekipmanla) düşünülen prosesin kimyasal, fiziksel ve teknolojik özelliklerinin anlaşılmasında laboratuvar ölçekte çalışılarak tam ölçeğe geçiş (ekstrapolasyon) yapılması uygun değildir. Bu durumda kurulacak bir pilot tesis, proses ve ekipmanların geliştirilmesinde geçiş adımı (ara adım) olarak kullanılır. Ayrıca pilot tesisten bir takım yararlı ekonomik veriler elde edilebilir ve genellikle tam ölçekli bir projeye devam edilip edilmeyeceğine pilot tesiste yapılan testlerin sonucuna göre karar verilir. Halihazırdaki bir prosesin geliştirilmesi hususunda ise (yeni ekipman) bazı testlerin tam ölçekli tesiste yapılması; yüksek karmaşıklık ve maliyet ile üretimin aksaması gibi sebeplerden dolayı pratik değildir.

Pilot tesisin kullanım amaçları aşağıda sıralanmıştır:

- Ürün kalitesinin test edilmesi
- Üründen piyasaya sunmak üzere az miktarda üretim yapılması
- Proses veya ürün formülasyonunun oluşturulması veya geliştirilmesi
- Farklı hammadde veya yardımcı (yan) malzemelerin değerlendirilmesi

- Proses, malzeme ve kimyasallardan kaynaklanan birikme, tıkanma veya korozyon gibi zamansal etkilerin göz önünde bulundurulması
- Dinamik davranışın gözlenmesi
- Fiziksel yapının test edilmesi (malzemeler)
- Yüksek teknolojiye sahip proseslerin geliştirilmesi
- Spesifik ölçek büyütme kriterlerinin daha iyi değerlendirilmesi ışığında, güvenilir ölçek büyütme kriterlerinin oluşturulması
- Prosesin teknik olarak kesinlikle uygulanabilir olduğunun net bir şekilde gösterilmesi
- Hammaddelerin ve yardımcı yan malzemelerin kullanımı dikkate alınarak ekonomik analizin yürütülmesi
- Bir sonraki tesis için iyi bir proses gelişiminin sağlanması. Özellikle bir prosesin geliştirilmesi için gereken süre uzun olduğunda (örneğin patent durumunda)
- Proseste başarısızlık, düşük proses verimi veya ekonomik açıdan maliyetli olan bir prosesin kullanılma ihtimalinin sınırlandırılması. Özellikle proses büyük ölçekliyse ve büyük yatırımlar gerektiriyorsa bu husus önem arz etmektedir.

Pilot tesislerin üstün yönleri:

- Daha doğru/kesin tasarımın sağlanması
- İlk yatırım maliyetinin azaltılması
- Proses ile ilgili gerekli tecrübenin edinilmesi
- Birincil üretim (piyasa için)
- Tanıtım (demo)

Pilot tesislerin zayıf yönleri:

- Bir prosesin tam ölçekte uygulanmasının gecikmesi
- Pilot tesislerin pahalı olması
- İşletme ile ilgili olası tüm seçeneklerin çok net olarak görülememesi
- Elde edilen verilerin kullanılmasıyla tam ölçekte başarı sağlama garantisinin mutlak olmaması ve ölçek büyütme etkisinin görülmeme ihtimalinin olması. Böyle bir durumda pilot tesisin yeterince büyük tasarlanmamış olduğu düşünülmelidir.

Proses tasarımı için gereken yeni bilgiler bir pilot tesisten makul süre ve maliyetle sağlanabiliyorsa zaman ve para açısından karşılık alınabiliyorsa; literatür araştırması, hesaplamalar (bilgisayar simülasyonu), laboratuvar ölçekli çalışma ve tam ölçekli tesis denemeleri yerine pilot tesis çalışması tercih edilmelidir. Pilot tesis çalışması yüksek maliyet nedeniyle (daha dar bir bakış açısıyla bakıldığında) genellikle cazip gözükmemektedir. 1965 yılında Industrial & Engineering Chemistry dergisinin yayın kurulu tarafından şu ifade kullanılmıştır: “Proses için ölçek büyütme yapılırken laboratuvar ölçekten tam ölçekli tesise geçişte ara adımları kaldırmak, akademik açıdan ideal olmasa da ekonomik açıdan bir gerekliliktir”. Bu sebeple günümüzde ölçek büyütülürken pilot tesis aşaması genellikle

atlanmaktadır. Ancak bir prosesin tasarım aşamasında pilot tesis çalışmalarının yürütülmesi hala büyük önem taşımaktadır.

3.3. Pilot Tesisler İçin Önemli Pratik Hususlar

Boyut. Boyuta dayalı olarak genel olarak kabul gören pilot tesis sınıflandırması aşağıda belirtildiği gibidir (Luyben, vd., 2006; Palluzi, 1992):

Laboratuvar ölçekli, tezgâh üstü pilot tesisler/mikro-üniteler: Bu tür pilot tesisler genellikle tezgâh üstüne veya küçük bir laboratuvar hacmine sığabilir. Genellikle hacimleri 1 L'den küçük ve toplam yüzey alanı 0,5 – 1 m² aralığında olup, toplam maliyetleri 250.000 € (2020 kuruyula ~2.000.000 ₺)'a kadar yükselebilmektedir. Bu sistemler geleneksel olarak tamamen manuel (elle kontrollü) ve sürekli gözetimli olarak işletilmektedir. Ancak birçok yeni sürüm otomatik olarak işletilebilmektedir ve söz konusu yeni sistemler sürekli olarak gözetimsiz işleme uygun olarak tasarlanmaktadır.

Entegre pilot tesisler veya araştırma ölçeğindeki pilot tesisler: Bu tür pilot tesisler endüstrilerde tercih edilmekte ve boyut olarak birkaç parça ekipmandan küçük bir binayı kaplayan bir üniteye kadar değişiklik göstermektedir. Genellikle kullanılan tankların hacmi 4 m³'e kadar çıkmakta ve toplam alanı 2 ile 15 m² arasında olmakta, maliyeti ise 100.000 ile 1.000.000 € arasında değişmektedir. Bu sistemler genellikle otomasyonlu olup sıklıkla gözetimsiz işleme uygun olarak tasarlanmaktadır.

Demo üniteleri, yarı teknik-tesis üniteleri veya prototip üniteler: Bu üniteler tam ölçekli bir tesisin bir alt ölçeğinde işletilmek için tasarlanmıştır. Büyük boyuttadırlar ve tank hacmi 4 – 40 m³ arasında ve toplam alanı 900 m² civarında veya üzerindedir. Bu tesislerin maliyeti 500.000 ile 25.000.000 € arasında değişmektedir.

Maliyet. Pilot tesislerin maliyeti genellikle yüksektir; ekipman maliyeti değişkendir fakat enstrümanlar ve proses kontrol ekipmanlarının maliyeti, toplam maliyetin %50'sine kadar ulaşabilmektedir. Bunun sebebi, genellikle normalde pilot tesis için gereken enstrümanların tam ölçekli tesiste kullanılanlar ile aynı sayıda olmasıdır. Ayrıca buna ek olarak, ölçek büyütülürken ihtiyaç duyulan verileri elde etmek için lüzumlu enstrüman ve proses kontrol ekipmanlarının da gerekmesidir. Bunun dışında, işletme maliyeti açısından da pilot tesisler pahalıdır çünkü genellikle sistemi bir proje ekibi yönetmektedir. Ancak tüm bu maliyetlerin karşılığı alınabilir; örneğin pilot tesiste elde edilen deneyimler sayesinde tam ölçekli sistemi işleme alma süresi kısaltılmış olur. Bir pilot tesisin maliyeti, ölçeğin küçültülmesi halinde yaklaşık %20 ile %40 oranında düşürülebilir (örneğin pilot tesisin kabaca 1/10'u olan bir mini-tesis). Ancak daha küçük bir ölçekte test edilen prosesin (mini-tesis) kararlılığının genellikle çok yüksek olmadığı ve proses kontrolünü sağlamanın daha zor olduğu unutulmamalıdır. Maliyeti düşürmek için bir

prosesin yalnızca belli bir kısmının ele alınması da mümkündür ancak bu durumda bazı kısımlar (örneğin geri devirler ve yan akımlar) çalışma haricinde kalmış olur ve bu da bazı önemli hususların gözden kaçmasına sebep olabilir.

Zamansal planlama. Bir ürün geliştirilirken hangi adımda pilot tesisin kurulacağı önemli bir sorundur. Genellikle tam ölçekli tesiste üretim aşamasına en kısa zamanda geçilmesi için bir baskı vardır ve bu yüzden pilot tesis aşamasının atlanmasına dair büyük bir eğilim söz konusudur. Bu soruna getirilebilecek en muhtemel çözüm, pilot ve tam ölçekli tesisin tasarımı ve inşasına eşzamanlı olarak başlamaktır. Pilot tesis tasarım ve inşası için gereken süre tam ölçekli tesise kıyasla çok daha kısa olduğundan, tam ölçekli tesis devreye alınmadan önce pilot tesiste gerekli testlerin yapılmasına imkân sağlanmış olacaktır. Ancak tatbiki pilot tesis sonuçlarına göre tam ölçekli tesiste bir takım yanlış seçimlerin yapılmış olduğu sonucunun ortaya çıkma ihtimali/riski bulunmaktadır; hatta tam ölçekli tesis halihazırda kurulduğunda, hedeflenen proses veriminin elde edilemeyeceği veya istenilen ürünün üretilmeyeceği sonucuna dahi varılabilir.

Gecikme. Devreye alma ve alışma sürelerinin kısa olabilmesi için ekipmanın temin ve kurulumunda gecikme yaşanmamalıdır.

Esneklik. Bir pilot tesis yeterince esnek işletilmeye imkan tanınmalıdır. Analiz için sıklıkla ve prosesi/işletmeyi yarıda bırakmadan birçok noktadan numune alabilme olanağı olmalıdır. Ayrıca hammadde temininin kesintisiz olarak yapılabilmesi ve prosesin kesintisiz şekilde sürdürülebilmesi sağlanmalıdır. Proseste bağımsız değişkenlerin kolayca değiştirilip test edilebilme imkânları sağlanmalıdır.

Ürün araştırması. Bir pilot tesis, bir ürünün araştırılmasında kullanılmak üzere (piyasa araştırması, kalite araştırması veya klinik testler), ürünün düşük miktarlarda üretimi gibi tek bir amaçla da kurulabilir.

Geri devir akımları. Proseslerde uygulanan geri devir akımları verimi arttırmak, maliyet ve atık miktarını azaltmak için uygulanmaktadır. Bununla birlikte geri devir akımları, proseste madde birikme riskine ve diğer olumsuz etkilere sebep olmaktadır. Bazı maddeler geri devir akımlarında sıklıkla birikmektedir ve bu etki laboratuvar ölçekli çalışmalarda yeterince gözlenememektedir.

Emniyet. Özellikle bir prosesin riskli aşamaları mevcutsa, proseste tehlikeli hammaddeler, girdiler veya ürünler söz konusu ise, proses emniyetinin sağlanması için ilgili tüm risklerin saptanması gerekmektedir.

Bilgisayar kullanımı. Pilot tesislerin işletiminde bilgisayar kullanımı önemli bir rol oynamaktadır. Bilgisayarlar çoğunlukla proses kontrolünün sağlanması ile çevrimiçi/anlık analizlerin yapılmasını ve veri işlenmesini sağlamaktadır. Örneğin besleme akımları tamamen kontrol edilebilir; büyük ölçüde geliştirilmiş ve hızlandırılmış proses kontrolüyle birlikte prosesler daha kontrol edilebilir ve güvenli hale getirilebilir. Bilgisayar kullanımının ilave faydası, personel ve ekipman maliyetini düşürmesi sayesinde toplam maliyetin azalmasıdır.

Bilgisayarların bir diğer kullanım alanı modeller vasıtasıyla prosesleri simüle etmesidir. Bu durumda genellikle tüm tesisin tasarımı, inşası ve kurulumu gerekmemektedir. Bir prosesle ilgili bir veri hâlihazırda bilinmekteyse, model sayesinde parametreler hakkında gerekli bilgiyi edinmek için çok daha basit deneylerin yapılması yeterli olacaktır. İyi bir model, birçok farklı deney yapılmasına gerek kalmaksızın prosesin hızlı ve basit bir simülasyonunu yaparak istenilen bilgilerin elde edilmesini sağlamaktadır. Örneğin günümüzde ısı değiştiriciler tamamen bilgisayarda tasarlanmaktadır. Ölçek büyütme amacıyla kullanılan bir modelde, sistemdeki olası değişimlerin gözden kaçmasına sebep olacak şekilde modellerin vaktinden önce ve aşırı derecede kullanılması gibi bazı riskler vardır. Belirtilen ikinci husus, ölçek büyütmede modellerin dikkatli kullanımını gerektirmektedir. Örneğin büyük ölçekli aerobik fermentasyon gibi karmaşık prosesler için bilgisayar yardımıyla ölçek büyütme yapılamamaktadır.

3.4. Pilot Tesisler İçin Temel Kurallar

Aşağıdaki temel kurallar genellikle kimya endüstrisinde kullanılmaktadır. Pilot tesisler genellikle ilk tasarım aşamasında ve sorunların giderilmesi sürecinde, belirli bir problemin çözümü ile ilgili süreçte iyi bir yaklaşım sağlaması açısından oldukça yardımcı olmaktadır. Pilot tesisler için bazı temel hususlar aşağıda özetlenmiştir (Aerstin vd., 1985; Luyben, vd. 2006).

- Reaksiyon hızı her 10°C'lik artışta iki katına çıkabilir.
- Buhar basıncı her 20°C'lik artışta iki katına çıkabilir.
- Sıvı ve gazların bulunduğu proseslerin işletilmesi katı madde bulunan proseslere göre daha kolaydır.
- Geri devir akımları çoğunlukla safsızlıkların oluşmasına sebep olur ve tespiti zor sorunlara yol açabilir.
- Genellikle kaynatma reaktörü veya adyabatik (ısı ve kütle değişimi olmayan) reaktörde ölçek büyütme, ceket soğutmalı reaktörden daha kolaydır.
- Küçük hacimli üretimler, ekipmanların birden çok amaç için kullanılmasına olanak sağlar, büyük ölçekli üretimde ise her bir ekipmanın tek bir amaç için kullanımı uygundur.

- Küçük ekipmanlarda maliyeti düşürmek için dijital (aç-kapa) kontrol sistemi kullanılmalıdır.
- Geri karıştırma (back-mixing) işleminin uygulanması, bir miktar ürünün girdi ile karıştırılmasını gerektirdiğinden daha büyük reaktör boyutlarını gerekli kılar.

Isı transferi için,

- Ceketli reaktörler için ısı transfer sabitleri metal ve cam kaplamalı malzemelerde sırasıyla $0,23 \text{ kW/m}^2.\text{K}$ ve $0,17 \text{ kW/m}^2.\text{K}$ 'dir.
- Kondenserler ve termosifonlu ısı değiştiricileri için ısı transfer sabitleri emniyetli olarak sırasıyla, $0,54 \text{ kW/m}^2.\text{K}$ ve $1,1 \text{ kW/m}^2.\text{K}$ olarak alınabilir.

Ayırma prosesleri için,

- Çok kademeli ters akımlar ayırma yüksek verim sağlar.
- Çepere yakın bölgelerde ölü nokta oluşumlarından kaçınmak için kolon çapı, dolgu malzemesi boyutunun en az 8 katı olmalıdır.
- Kolon uzunluğu (yükseklik) ve birim alana düşen hammadde miktarı, benzer sonuçlar almak için sabit tutulmalıdır.
- Bir distilasyon kolonunda ilk geçiş için kaynama buhar hızı, tahmini olarak $1,4 \text{ kg/s.m}^2$ civarında alınabilir.
- Distilasyon, bağıl (nispi) uçuculuk 1,2'den büyükse kullanılmalıdır.
- İki sıvı karıştırılamıyorsa, sonsuz seyreltme aktivite sabiti 8'den büyüktür.
- Sudaki alkoller hariç, düşük sıcaklıklar genellikle daha yüksek bağıl uçuculuk sağlar.
- Suda %10 oranında tuzun bulunması genellikle bir çözünmüş organığın aktivite sabitini iki katına çıkartır.
- Az çözünen bir organik maddenin 1000 ppm konsantrasyona sahip olması, temelde sonsuz olarak seyreltildiği anlamına gelir.
- Sıyırma faktörü veya adsorpsiyon yüksekse, kütle transfer katsayısı teorik modelden daha iyi bir matematiksel yaklaşım sağlar.
- Sıyırma faktörü veya adsorpsiyon değerinin 5 civarında olması, neredeyse sonsuz değer kadar iyi sayılır.
- Dolgulu kulede sıvı dağılımı sorunu, problemlili vakaların %80'ini oluşturmaktadır.
- İlk aşamada, bir dekantördeki kalış süresi 20 dakika olarak ve yukarı akış hızı $0,09 \text{ g/s.cm}^2$ olarak alınabilir.
- Yoğunluk farkının $0,2 \text{ kg/m}^3$ olduğu durumda sıvı-sıvı ekstraksiyon kolonundaki toplam hız $6,5 \text{ (m}^3/\text{sa)}/\text{m}^2$ ($1,8 \text{ mm/s}$) olarak alınabilir.
- Sıvı-sıvı ekstraksiyonunda katı partiküller iki sıvının ara yüzeyde toplanma eğilimi gösterir.
- Bir sıvı-sıvı ekstraksiyon kolonunda bağıl ayırma faktörü en az 5 olmalıdır.

- Ara yüzey gerilimi yüksekse sıvı-sıvı ekstraksiyon kolonunun hacmi mekanik karıştırma sayesinde küçültülebilir.
- Çözünabilir organik maddenin %2-20 oranında ilavesi, ara yüzey gerilimini genellikle düşürmektedir.
- Her bir %1,5 mol safsızlık için donma noktası 1°C sapabilmektedir.
- Bir katı ve sıvı faz arasındaki safsızlık konsantrasyonu oranının 0,2'den yüksek olmasının muhtemel sebebi katı madde çözünmesidir.
- Yüksek viskozite, kristalizasyon esnasında aşırı soğumaya sebep olmaktadır.

Bazı prosesler (veya bir prosesin belirli kısımları), diğer proseslere (veya prosesin diğer kısımlarına) kıyasla bir pilot tesisin kurulumuna daha fazla ihtiyaç duymaktadır. Bu duruma örnek olarak, özgül kütle transfer alanı veya akım profili gibi doğrudan ölçek büyütmenin zor olduğu bazı önemli proses özellikleri sıralanabilir. Tablo 3-1 ve Tablo 3-2'de birkaç temel işlem için ölçek büyütmede kullanılan bazı temel kurallar ile bazı açıklamalara yer verilmiştir (Aerstin vd., 1985).

Tablo 3-1. Ölçek büyütmede kullanılan temel kurallar ve bazı özel hususlara ilişkin açıklamalar (Sweere, vd., 1987)

Proses	Pilot tesisin gerekliliği	Açıklamalar
Distilasyon	<i>Genellikle hayır. Bazen HETP (teorik eşdeğer plaka yüksekliği) verisi veya tava veriminin eldesinde gerekli</i>	<i>Pilot tesis aşamasını atlamak bazen, birikim gibi, beklenmeyen sorunlara yol açabilir.</i>
Akışkan akımı	<i>Tek aşama için gerekli değil, iki aşamalı akım için neredeyse çoğu durumda gerekli</i>	<i>Bazı polimer sistemlerindeki sorunların öngörülmesi oldukça zordur.</i>
Reaktörler	<i>Sıklıkla</i>	<i>Homojen bir sistemde çalışılıyorsa (nadiren heterojen bir sistemde de) doğrudan laboratuvar ölçekten tam ölçeğe geçiş makuldür.</i>
Polimerleştiriciler	<i>Genellikle evet</i>	-
Buharlaştırıcılar, ısı değiştiriciler, soğutucular, yoğunlaştırıcılar	<i>Birikim ihtimalinin olduğu durumlar dışında gerekli değil</i>	-
Kurutucular	<i>Genellikle evet</i>	<i>Genellikle tedarikçiden temin edilen ekipman kullanılarak yapılır.</i>
Katı madde yönetimi	<i>Genellikle evet</i>	<i>Genellikle tedarikçiden temin edilen ekipman kullanılarak yapılır.</i>
Kristalizasyon	<i>Genellikle evet</i>	<i>Çoğunlukla tedarikçiden temin edilen ekipman kullanılarak yapılır.</i>
Ekstraksiyon	<i>Genellikle evet</i>	<i>Üretim tesisi için önerilen benzer ekipman türünü yansıtmalıdır.</i>

Tablo 3-2. Aktif çamur damlatmalı filtre ve biyodisk sistemleri için başlıca fiziksel modelleme kriterleri

Sistem ve ana bileşenleri	Başlıca fiziksel modelleme; ölçek büyütme veya küçültme kriterleri	Açıklama/Referans
(I) Aktif Çamur Sistemleri		
Havalandırılmalı Kum Tutucular	θ_h (dk), B/H, L/H	Geometrik ve hidrodinamik benzerlik yanında; termal, fizikokimyasal ve mikrobiyolojik benzerliğin de dikkate alınması gerekir.
Ön çökeltim havuzları	V_{so} (m / sa), θ_h (sa), H_{su} (m)	
Havalandırma Havuzları	F/M (=S _o /(θ_h .X)) (kg KOİ/ kg KM.gün), θ_c (gün), θ_h (gün) $\dot{C}O$ (mg/L)	
Son çökeltim havuzları	V_{so} (m / sa), V_{sx} (kg KM / m ² .gün), θ_h (sa), H_{su} (m)	
Dezenfeksiyon havuzları	θ_h (dk), n_R (adet)	Tchobanoglous vd. (2014) Qasim (1999) Grady vd. (2011), van Haandel A.C. ve van der Lubbe (2012) Öztürk (2012; 2016b), Henze vd. (1995)
Yüksek yüklemeli aktif çamur sistemleri (A Prosesi)	θ_h (dk), F/M (kg KOİ/ kg KM.gün), $\dot{C}O$ (mg/L), $r=Q_r/Q_o$ V_{so} (m / sa), θ_h (sa), H_{su} (m)	Öztürk (2016b), Liu, Y. ve Zhang M. (2019)
Havalandırma Havuzları		
Çökeltim Havuzları		
(II) Damlatmalı Filtreler		Dolgu malzemesi ile pilot tesis yüksekliği (dolgu kalınlığı) kurulması planlanan tesisle aynı tutulmalı; filtre öncesi çökeltim uygulanmalı.
Taş dolgulu	Φ_d , L_H (m ³ / m ² .gün), L_O (mg KOİ / m ³ .gün), Φ_d / D , H_d , $r = Q_r / Q_o$	Tchobanoglous vd. (2003) ve Muslu, Y. (1996), Henze vd. (1995)
Plastik dolgulu	Φ_d veya S_a (m ² / m ³), L_H , L_X , Φ_d / D , H_d , $r = Q_r / Q_o$	
(III) Döner Biyodisk (DBD)’ler	L_H (m ³ / m ² .gün), L_O (mg KOİ / m ² .gün), θ_h (sa), n_R (adet), A_S (m ² / modül)	Disk malzemesi, diskler arası mesafe ile suya batma oranı model ve prototipte aynı olmalı. Tchobanoglous vd. (2014)

θ_h (dk) : Hidrolik bekletme süresi, V_{so} : Çökelme süresi, F/M : Besi /mikroorganizma oranı, θ_c : Çamur yaşı, L_H : Hidrolik yük, L_O : Organik yük

4. REAKTÖRLERDEKİ MODELLENMESİ

AKIMIN

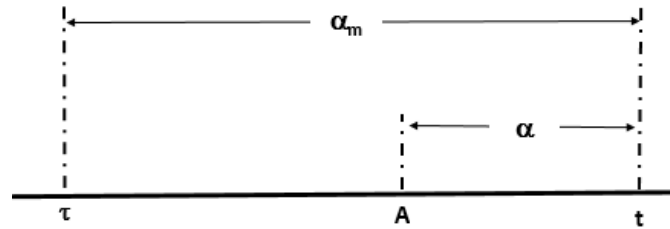
HİDROLİK

İzzet Öztürk, Mehmet Sadık Akça

4.1. İdeal Akımların Hidrolik Modellenmesi

Gerçek reaktörlerdeki akımın hidrolik rejiminin tespiti, deneysel veya teorik yöntemlerle doğrudan tahmin edilemeyecek ölçüde zorluklar içerir. Bu yüzden gerçek akım durumu ve karışım derecesini açıklamak üzere yapılandırılan fiziksel benzeşimli modellerden yararlanılır. Yaş veya çıkış (kalış) süresi dağılımları, reaktöre beslenen maddelerin reaktör çıkışına ulaşmaya kadar reaktörde geçirdikleri sürelerin olasılık dağılımını gösterir. Bu bölümde biyokimyasal reaksiyonların olmadığı (korunan madde) ve giriş debisinin sabit olduğu reaktörlerde hidrolik kalış (bekleme) sürelerinin dağılımları incelenecektir.

İçinden Q debisiyle sıvı geçen V hacimli bir kapalı reaktörün, herhangi bir noktası veya bölgesindeki bir akışkan elemanın (veya bir grup akışkan elemanlarının) yaşı (hidrolik kalış, alıkonma süresi) α olsun. Yaşı α ile $\alpha + d\alpha$ arasında olan elemanlara “ α elemanı” denir. α elemanlarının reaktörün belirli bir noktası veya bölgesinde bulunma sıklıklarının (rölatif frekanslar) belirli bir yaş veya hidrolik kalış süreleri dağılımı söz konusudur. Reaktörde α kadar süre geçiren elemanların (akışkan zerrecelerinin) dâhili yaş veya kalış süresi α' 'dır. Herhangi bir anda, α elemanlarının sistem (reaktör) dâhili yaşının α ve $\alpha + d\alpha$ aralığında kalma oranı (ihtimali), $I(\alpha)$ sistemdeki dâhili kalış süreleri rölatif frekans dağılımı fonksiyonu olmak üzere, $I(\alpha).d\alpha$ olur. Herhangi bir anda α ve $\alpha + d\alpha$ aralığında sistemi terk eden (reaktörden çıkan) sıvı elemanlarının oranı da, $E(\alpha)$ reaktör çıkışındaki kalış (çıkış) süreleri rölatif frekans dağılımı fonksiyonu olmak üzere, $E(\alpha).d\alpha$ 'dır. Belirli bir τ zamanından önce veya sonra reaktöre giren akışkan elemanlarının (α) maksimum reaktör içi (dâhili) yaşı (kalış süresi), herhangi bir t süresi için $\alpha_m = t - \tau$ dur (Şekil 4-1) (Wen ve Fan, 1976).



Şekil 4-1. Akışkan sistemde sıvı elemanları yaşları (Wen ve Fan, 1976)

t : Kronolojik zaman ölçeği, saat

τ : Belirli (bir) zaman (giriş zamanı), saat

A : α elemanlarının (akışkan zerrecelerinin) giriş zamanı

α_m : α elemanlarının maksimum sistem içi yaşı (hidrolik kalış süresi)

α : Sistem içi yaş (hidrolik kalış veya alıkonma süresi)

Reaktördeki kalış süreleri $\leq \alpha_m$ olan akışkan zerrelerinin (α) eklenik çıkış yaşı (süreleri) dağılımı $F(\alpha_m)$ aşağıdaki denklemle ifade edilir:

$$F(\alpha_m) = \int_0^{\alpha_m} E(\alpha).d\alpha \quad (4-1)$$

Bu ifadeye göre,

$$E(\alpha) = \frac{dF(\alpha)}{d\alpha} \quad (4-2)$$

yazılabilir.

Q debisiyle akışkan beslenen, V hacimli bir reaktör girişine herhangi bir t anında aniden enjekte edilen (ani enjeksiyon) bir iz madde için, reaktör üzerinde kütle dengesi aşağıdaki denklemle ifade edilebilir:

$$Q.\alpha_m = V.\int_0^{\infty} I(\alpha).d\alpha + Q\int_0^{\infty} F(\alpha).d\alpha \quad (4-3)$$

Bu ifade, her iki yanı Q ile bölünüp α 'ya göre türevi alınır,

$$1 - F(\alpha) = \frac{V}{Q} I(\alpha) \quad (4-4)$$

hâlini alır. Sistemi terk eden akışkan elemanlarının (zerrelerinin) ortalama kalış süresi, $\bar{\alpha}$, için

$$\bar{\alpha} = \int_0^{\infty} \alpha E(\alpha).d\alpha = \int_0^{\infty} \alpha dF(\alpha) \quad (4-5)$$

eşitliği yazılabilir. Ayrıca, ihtimal teorisi gereği, $\int_0^1 \alpha dF(\alpha) = \int_0^1 [1-F(\alpha)]d\alpha$ olduğu göz önünde tutularak;

$$\bar{\alpha} = \int_0^{\infty} \alpha dF(\alpha) = \frac{V}{Q} \int_0^{\infty} I(\alpha).d\alpha = \frac{V}{Q}.1 = \frac{V}{Q} \quad (4-6)$$

bulunur. Reaktöre beslenen akışkan elemanlarının, reaktörde tutulma oranı H ise,

$$H = \bar{\alpha} \int_0^{\infty} I(\alpha) d\alpha = \frac{1}{\bar{\alpha}} \int_0^{\infty} I(\alpha) d\alpha \quad (4-7)$$

ile ifade edilir.

Reaktördeki (hidrolik) kalış süreleri dağılımı, reaktör girişine aniden enjekte edilen bir iz maddenin çıkıştaki konsantrasyonlarının izlenmesi yoluyla deneysel olarak elde edilebilir. Küçük hacimde konsantre bir iz madde belirli bir anda, τ (referans zamanı), reaktör girişine aniden (en kısa sürede) verilip reaktör çıkışındaki iz madde konsantrasyonu zamana karşı ölçülerek, çıkış iz madde konsantrasyonu rölatif ve eklenik frekans dağılım eğrileri, $E(\alpha)$ ve $F(\alpha)$ elde edilebilir.

İz madde deneyi grafiklerinin analizi sürecinde genelde boyutsuz zaman ve konsantrasyon birimleri ile çalışılması tercih edilir. Reaktör girişine aniden verilen iz madde miktarı W , Q debiyi göstermek üzere, çıkıştaki iz madde konsantrasyonu, $C(\text{mg/L})$,

$$C = \frac{W}{Q} \frac{dF(\alpha)}{d\alpha} = \frac{W}{Q} \cdot E(\alpha) \quad (4-8)$$

ile ifade edilir. Burada $F(\alpha)$, hidrolik kalış süresi, belirli bir α_m süresine eşit veya daha küçük madde / partikül yüzdesine karşılık gelmektedir.

İz madde çıkış (bekleme) süreleri dağılımı genelde boyutsuz zaman $\lambda (= \frac{Q \cdot \alpha}{V} = \alpha / \bar{\alpha})$ ve konsantrasyon C/C_0 şeklinde elde edilir. İdeal bir reaktördeki çıkış süreleri dağılımları için aşağıdaki ifadeler yazılabilir:

$$I(\lambda) = \frac{V}{Q} \cdot I(\alpha) \quad (4-9)$$

$$E(\lambda) = \frac{V}{Q} \cdot E(\alpha) \quad (4-10)$$

$$F(\lambda) = F(\alpha) \quad (4-11)$$

$$C(\lambda) = \frac{V \cdot C}{W} = E(\lambda) = \frac{dF(\lambda)}{d\lambda} = -\frac{dI(\lambda)}{d\lambda} \quad (4-12)$$

İdeal piston akışlı ve tam karışımli reaktörlerin çıkış süreleri dağılım fonksiyonları Tablo 4-1'de, grafikleri ise Şekil 4-2'de görülmektedir.

Tablo 4-1. İdeal reaktörler için yaş (hidrolik kalış süresi) dağılımı fonksiyonları (Wen ve Fan, 1976)

Fonksiyon	Piston Akış	Tam Karışım	Ölü Bölge*	n adet Tam Karışım**
$I(\lambda)$	$U(1-\lambda)$	$e^{-\lambda}$	$1 - U(\lambda)$	$e^{-n\lambda}, \sum_{i=1}^n \frac{(n\lambda)^{i-1}}{(i-1)!}$
$E(\lambda)$	$\delta(\lambda-1)$	$e^{-\lambda}$	$\delta(\lambda)$	$\frac{n^n \lambda^{n-1}}{(n-1)!}, e^{-n\lambda}$
$F(\lambda)$	$U(\lambda-1)$	$1 - e^{-\lambda}$	$U(\lambda)$	$1 - e^{-n\lambda}, \sum_{i=1}^n \frac{(n\lambda)^{i-1}}{(i-1)!}$
$C(\lambda)$	$\delta(\lambda-1)$	$e^{-\lambda}$	$\delta(\lambda)$	$\frac{n^n \lambda^{n-1}}{(n-1)!}, e^{-n\lambda}$
H	0	$1/e$	1	$e^{-n}, \sum_{i=1}^n \frac{(n-i+1)}{(i-1)!} n^{i-2}$

* Ölü bölge, reaktöre beslenen akımın bir kısmının hapsedilerek durgun bir akışa sebep olduğu reaktör kısmına denilmektedir.
 ** n adet tam karışım reaktör, eşit hacimli n adet tam karışım reaktörün seri bağlı haline denilir. λ n tane karıştırma tankının boyutsuz bekleme süresidir.

Birim adım fonksiyonu $U(t)$ aşağıdaki gibi tanımlanır:

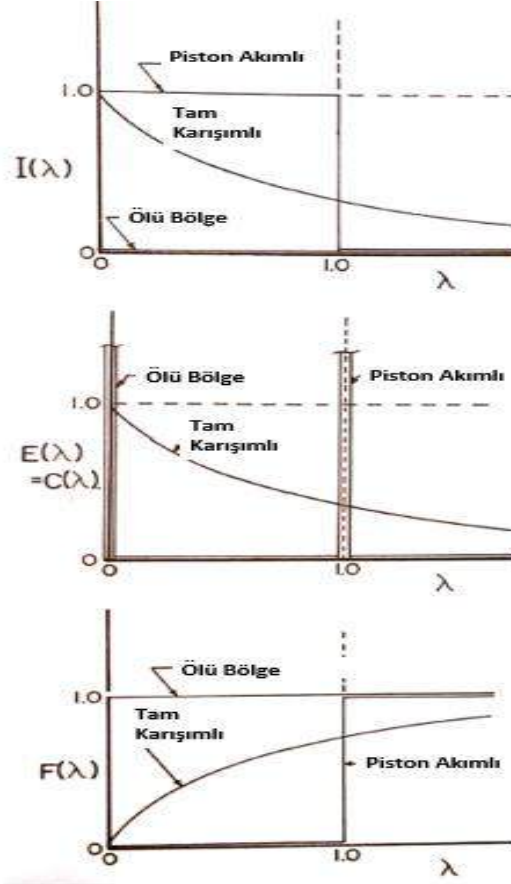
$$U(t-t_0) = 0, t < t_0$$

$$U(t-t_0) = 1, t > t_0$$

Birim ani enjeksiyonu (implus) fonksiyonu $\delta(t)$ aşağıdaki gibi tanımlanır:

$$\delta(t-t_0) = 0, t \neq t_0$$

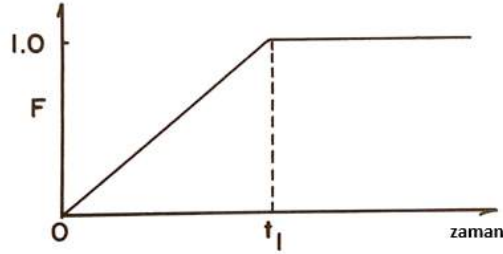
$$\delta(t-t_0) = \infty, t = t_0$$



Şekil 4-2. İdeal reaktörler için yaş dağılım fonksiyonları (Wen ve Fan, 1976)

ÖRNEK 4-1:

Laboratuvar ölçekli, V hacminde ve Q debisi ile beslenen bir reaktördeki yaş dağılımı Şekil 4-3'teki eğriye sahiptir.



Şekil 4-3. Reaktörün yaş dağılımı grafiği (Wen ve Fan, 1976)

Buna göre;

- E , I ve C diyagramlarını V ve Q cinsinden ifade ediniz. Reaktördeki tutulma oranını (H) bulunuz.
- Reaktör içindeki ve reaktörden çıkan akışkan zerrelere ortalama kalış sürelerini bulunuz.

Çözüm:

(a)

$$\begin{aligned} F(\alpha) &= \alpha / t_1 & \alpha < t_1 \\ F(\alpha) &= 1 & \alpha \geq t_1 \end{aligned} \quad \left\{ \begin{aligned} F(\lambda) &= \frac{\lambda V}{t_1 Q} & \lambda < \frac{t_1 Q}{V} \\ F(\lambda) &= 1 & \lambda \geq \frac{t_1 Q}{V} \end{aligned} \right.$$

$$\begin{aligned} E(\lambda) &= \frac{dF(\lambda)}{d\lambda} \end{aligned} \quad \left\{ \begin{aligned} E(\lambda) &= \frac{V}{t_1 Q} & \lambda \leq \frac{t_1 Q}{V} \\ E(\lambda) &= 0 & \lambda \geq \frac{t_1 Q}{V} \end{aligned} \right.$$

$$\begin{aligned} I(\lambda) &= 1 - F(\lambda) \\ C(\lambda) &= E(\lambda) \end{aligned} \quad \left\{ \begin{aligned} I(\lambda) &= 1 - \frac{\lambda V}{t_1 Q} & \lambda < \frac{t_1 Q}{V} \\ I(\lambda) &= 0 & \lambda \geq \frac{t_1 Q}{V} \end{aligned} \right.$$

Tanım gereği;

$$\int_0^{\infty} I(\lambda) d\lambda = \int_0^{t_1 Q/V} \left(1 - \frac{\lambda V}{t_1 Q} \right) d\lambda = \frac{t_1 Q}{2V} = 1$$

olduğu için

$$t_1 = 2V/Q = 2/\alpha$$

olur.

Reaktörde tutulma oranı da,

$$H = \int_1^{\infty} I(\lambda) d\lambda = \int_1^2 \left(1 - \frac{\lambda}{2}\right) d\lambda = \frac{1}{4}$$

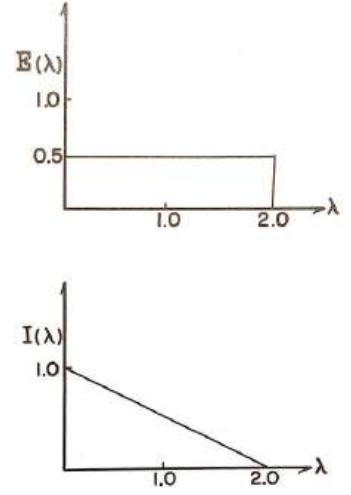
'tür.

$$(b) \bar{\alpha}_I = \int_0^{\infty} \alpha I(\alpha) d\alpha = \frac{Q}{V} = \int_0^{t_1} \alpha \left(1 - \frac{Q \cdot \alpha}{2V}\right) d\alpha = \frac{2}{3} \frac{V}{Q}$$

olur. Bu durumda reaktörde kalan ve reaktörü terk eden akışkan zerrelerinin kalış süreleri de,

$$\bar{\alpha}_E = \frac{V}{Q}$$

olarak bulunur (Şekil 4-4).



Şekil 4-4. E(λ)-λ ve I(λ)-λ grafikleri
(Wen ve Fan, 1976)

ÖRNEK 4-2: İdeal Tam Karışımli Reaktörlerin Hidrolik Modellenmesi

İdeal tam karışımli reaktörlerde, ani iz madde enjeksiyonu hali için korunan maddelerin çıkış konsantrasyonu, kararlı durumda aşağıdaki ifade ile verilir:

$$C = C_0 e^{-\theta}, \theta = \frac{t}{\bar{t}}, \bar{t} = \frac{V}{Q}$$

Sürekli iz madde enjeksiyonu durumunda bu ifade yerine,

$$C = C_0 (1 - e^{-\theta})$$

eşitliği esas alınmalıdır.

Buna göre;

- İdeal tam karışımli V hacimli bir reaktör girişine aniden, reaktördeki başlangıç konsantrasyonu C_0 olan bir iz maddenin verilmesini müteakip, $\theta = 1, 2$ ve 4 halleri için reaktör çıkış konsantrasyonlarını C_0 'a bağlı olarak bulunuz.
- Aynı reaktöre sürekli iz madde enjeksiyonu hali için, $\theta = 1, 2$ ve 4 sonundaki reaktör çıkış konsantrasyonları ne olur?

Çözüm:

Tam karışımli reaktöre ani iz madde enjeksiyonu hali,

$$\frac{C}{C_0} = e^{-\theta}, \theta = \frac{t}{\bar{t}}, \bar{t} = \frac{V}{Q}$$

$$\theta = 1, \frac{C}{C_0} = e^{-1} = 0,368$$

$$\theta = 2, \frac{C}{C_0} = e^{-2} = 0,135$$

$$\theta = 4, \frac{C}{C_0} = e^{-4} = 0,018$$

$\Rightarrow \theta = \frac{t}{\bar{t}} = 4 \rightarrow t = 4 \times \bar{t}$ sonunda reaktöre verilen iz maddenin çıkıştaki konsantrasyonu, $\sim 0,02 C_0$ 'a düşer.

Tam karışımli reaktöre sürekli iz madde enjeksiyonu hali,

$$\frac{C}{C_0} = 1 - e^{-\theta}$$

$$\theta = 1, \frac{C}{C_0} = 1 - e^{-1} = 1 - 0,368 = 0,632$$

$$\theta = 2, \frac{C}{C_0} = 1 - e^{-2} = 1 - 0,135 = 0,865$$

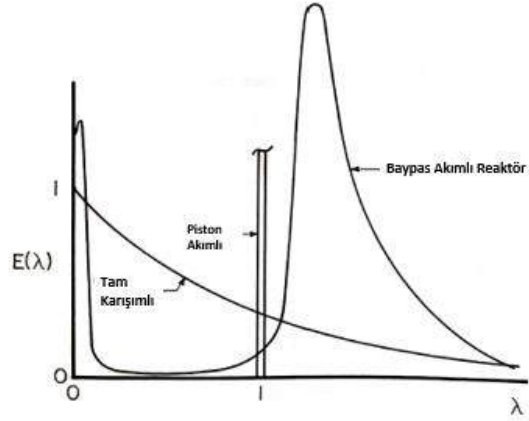
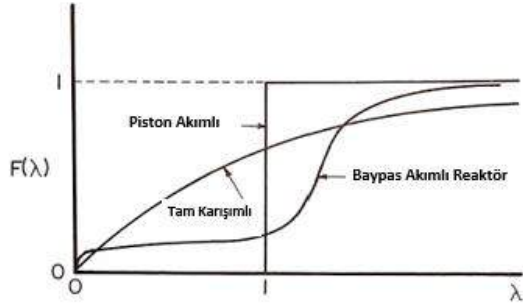
$$\theta = 4, \frac{C}{C_0} = 1 - e^{-4} = 1 - 0,018 = 0,982$$

$\Rightarrow \theta = 4 \rightarrow (t = 4\bar{t})$ sonunda reaktör çıkışındaki iz madde konsantrasyonu, başlangıçtaki değer $\sim 98\%$ 'ine ulaşır.

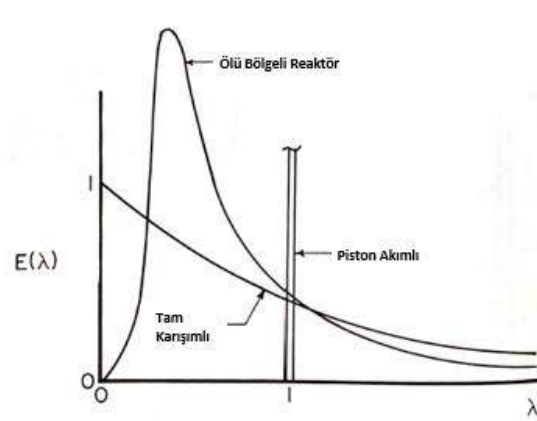
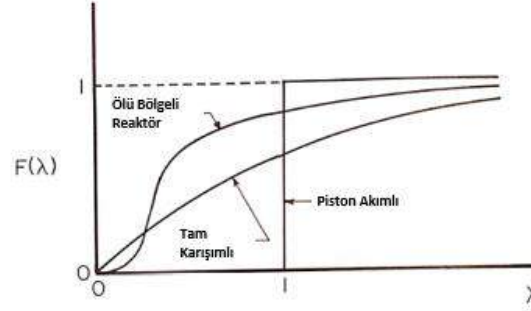
İz Madde Deneyi Sonuçlarının Yorumlanması. İz madde deneyleri ile elde edilen (reaktörden) çıkış süresi dağılımları, karışım şartlarına bağlı olarak, ideal tam karışım ve piston akım grafiklerinden farklılık gösterir. Bazı reaktörlerde yürütülen iz madde deneylerinden elde edilen tipik bir $E(\lambda)$ ve $F(\lambda)$ eğri grubu Şekil 4-5'teki gibi olabilir.

Herhangi bir reaktör çıkışındaki iz madde konsantrasyonları ölçülerek elde edilen $E(\lambda)$ ve $F(\lambda)$ eğrileri altındaki alanlar daima 1'e eşittir. Şekil 4-2'deki ideal durum $E(\lambda)$ grafiklerinden de görüldüğü üzere, karışım derecesi, dağılımın pik noktası etrafındaki yayılımla ilgilidir. Daha küçük derecede karışım, $E(\lambda)$ eğrisinin daha dar ve sivri görünümü olması gerektirir. İz madde deneyi ile elde edilen çıkış süresi grafiklerine bakılarak testin gerçekleştirildiği reaktörde (a) önemli oranda baypas (çevirme) olup olmadığı (b) büyük ölü bölge durumları ve (c) önemli derecede kanallanma ihtimali vb. bulgular da elde edilebilir. İz madde deneylerinin esas hedefi, reaktörlerdeki fiziksel süreçleri yeterli derecede açıklayan basit bir matematik modelin yapılandırılabilmesidir. Önemli ölçüde baypas, ölü bölge ve kanallanma bulunan reaktörlerde gözlenmesi beklenen tipik F ve E eğrileri Şekil 4-5'te verilmiştir (Wen ve Fan, 1976).

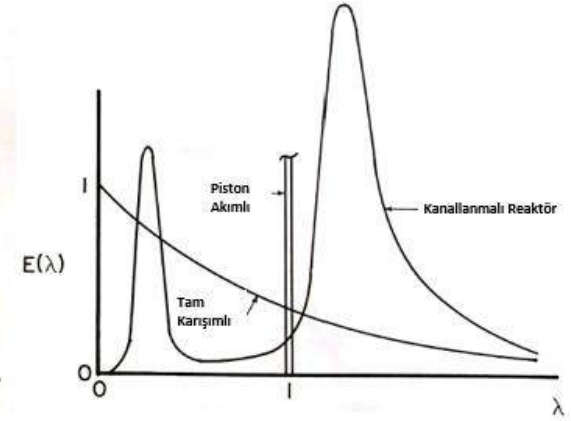
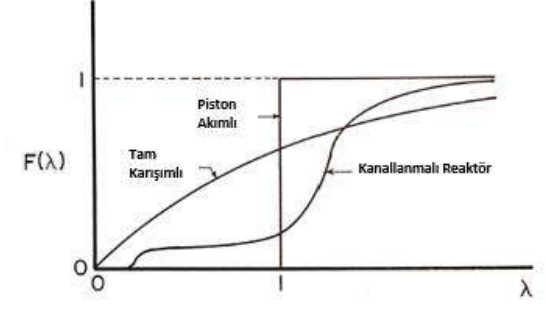
BAYPAS



ÖLÜ BÖLGE



KANALLANMA



Şekil 4-5. (a) Baypas akımlı (b) Ölü bölgesi (c) Kanallanmalı reaktörler için $F(\lambda)$ ve $E(\lambda)$ - λ eğrileri (Wen ve Fan, 1976)

Çevre ve İnşaat Mühendisliği uygulamalarında en yaygın kullanılan iz maddeler NaCl, KCl, LiCl, Rhodamin-B ve Floresan Boyalardır. Biyolojik faaliyetin olmadığı durumlarda, örneğin LiCl için, tam karışım halinde reaktörde $C_0 \cong 10$ mg Li/L’lik bir başlangıç konsantrasyonu elde etmeye yetecek miktarda iz maddeye ihtiyaç duyulur. Biyolojik reaktörlerde, biyokütle tarafından tutulma da dikkate alınarak, $C_0 = 15-20$ mg Li/L’lik bir başlangıç iz madde konsantrasyonu düşünülebilir.

4.2. İdeal Olmayan Akımların Hidrolik Modellenmesi

Reaktörlerdeki ideal olmayan akımların hidrolik karakteristikleri dispersiyon etkisi dikkate alınarak modellenebilir. Örneğin dispersiyonun sonsuz olması halinde boyuna dispersiyon, piston akım reaktörü tam karışımli reaktöre dönüşür veya eşdeğeri olur. Reaktördeki ideal olmayan akımları incelerken öncelikle moleküler difüzyon, türbülans difüzyonu ve dispersiyon arasındaki farkın ortaya konması gerekir. Aşağıda boyuna dispersiyonlu piston akımlı ve seri bağlı tam karışımli reaktörlerdeki (ideal olmayan) akımların hidrolik karakteristikleri ele alınmaktadır.

Moleküler Difüzyon, Türbülans Difüzyonu. Durgun (akım/akıntı olmayan) su ortamlarında kirletici veya maddelerin kütle transferi moleküler difüzyonla gerçekleşir. Bu tür ortamlardaki kütle transferi, ilgili maddenin konsantrasyon gradyanına bağlı olarak aşağıdaki ifade ile verilir:

$$r = - D_m \cdot \frac{\partial C}{\partial x} \quad (4-13)$$

Burada,

r: birim alandan birim zamanda geçen kütle transfer hızını (madde akısı), $ML^{-2}T^{-1}$

D_m : x yönündeki moleküler difüzyon katsayısını, L^2T^{-1}

C: taşınan maddenin konsantrasyonunu, ML^{-3}

x: mesafeyi, L

göstermektedir. Formüldeki eksi işareti, x yönündeki difüzyonun azalan konsantrasyonla gerçekleştiğini ifade etmektedir.

Türbülanslı ortamlarda boyuna (x yönündeki) doğrultuda madde yayılımı moleküler difüzyon yerine dispersiyonla olacağı için yukarıdaki denklemde D_m yerine dispersiyon katsayısı D kullanılmaktadır. Dispersiyon; moleküler difüzyon, türbülans difüzyonu ve adveksiyon (hız gradyanı etkisiyle taşınım) süreçlerinin tamamını temsil eden bir süreçtir.

Durgun ve türbülanslı ortamlarda, kütle/madde taşınımı mikro ölçekte türbülans veya Eddy difüzyonu ile gerçekleşeceği için Denklem (4-13)'teki D_m yerine türbülans difüzyonu katsayısı D_e veya E kullanılmalıdır.

Yukarıda belirtilen 3 tür kütle taşınım katsayısı arasındaki ilişki,

$$D \gg D_e \gg D_m$$

şeklinde olup tipik değer aralıkları Tablo 4-2'de verilmiştir. Hangi çeşit difüzyon olduğuna bakılmaksızın, Denklem (4-13) ile tanımlanan madde taşınımını kontrol eden itici güç, konsantrasyon gradyanıdır.

Tablo 4-2. Difüzyon ve dispersiyon katsayılarının tipik aralığı (Tchobanoglous, 2003)

<i>Kütle İletim Katsayısı</i>	<i>Değeri (cm²/s)</i>
<i>Moleküler difüzyon, D_m</i>	$10^{-8} \sim 10^{-4}$
<i>Türbülans difüzyonu, D_e, E</i>	$10^{-4} \sim 10^{-2}$
<i>Dispersiyon, D</i>	$10^{-2} \sim 10^6$

4.2.1. Boyuna Dispersiyonlu Piston Akımlı Reaktörler

Kütle iletiminin adveksiyon ve dispersiyonla kontrol edildiği bir ortamda, korunan türden maddelerin konsantrasyon değişimi,

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -D \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - U_x \cdot \frac{\partial C}{\partial x} \quad (4-14)$$

veya $U_x = \partial x / \partial t$ yazılarak

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -D \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \frac{\partial C}{\partial t} \quad (4-15)$$

denklemlerle ifade edilebilir. Bu son denklemin, kapalı bir reaktör girişine korunan (bozunmayan) türden bir iz maddenin aniden verilmesi durumu için çözümü Levenspiel (1972) tarafından aşağıdaki ifade ile verilmektedir.

$$C_0 = \frac{1}{2\sqrt{\pi\left(\frac{D}{UL}\right)}} \cdot \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\left(\frac{D}{UL}\right)}\right) \quad (4-16)$$

Burada,

C_0 : C/C_0 boyutsuz iz madde konsantrasyonunu,

θ : $t/\bar{t}$ boyutsuz zamanı,

$\bar{t}$: teorik hidrolik kalış süresini ($=V/Q$), s

D : boyuna dispersiyon katsayısını, m^2/s

U : Boyuna yöndeki akımın hızını, m/s

L : x yönündeki karakteristik uzunluğu, m

göstermektedir.

Denklem (4-16) ile Normal Dağılım olasılık (ihtimal) yoğunluk fonksiyonu arasındaki benzerlikten hareketle, θ boyutsuz zamanının ortalama varyansı için,

$$\bar{\theta} = \frac{\bar{t}_c}{\bar{t}} = 1 \quad (4-17)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma_c^2}{\bar{t}^2} = 2 \frac{D}{UL} \quad (4-18)$$

yazılabilir. Burada,

$\bar{\theta}$: boyutsuz zamanların ($\bar{t}_c/\bar{t}$) ortalamasını,

$\bar{t}_c$: ortalama hidrolik kalış süresini (V/Q), (iz madde çıkış C - t eğrisinden hesaplanan ortalama), sa

$\bar{t}$: teorik hidrolik kalış süresini (V/Q), h

σ_{θ}^2 : boyutsuz ($C/C_0 \sim t/\bar{t}$) iz madde çıkış konsantrasyon dağılımı eğrisi varyansını, s^2

σ_c^2 : iz madde C - t eğrisinden hesaplanan (bulunan) varyansı

$$\left(\sigma_{\Delta E}^2 \approx \frac{\sum t_i^2 C_i t_i}{\sum C_i t_i} - (\bar{t}_{\Delta C})^2, \bar{t}_{\Delta C} = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{\sum C_i \Delta t_i} \right)$$

göstermektedir.

Boyuna dispersiyonun tam olarak tanımlanması mümkün değildir. Boyuna dispersiyonun yaklaşık tahmini aşağıdaki ifadeyle verilen dispersiyon sayısı yardımıyla yapılabilir:

$$d = \frac{D}{UL} = \frac{Dt}{L^2} \quad (4-19)$$

Burada,

d : boyutsuz dispersiyon sayısı,

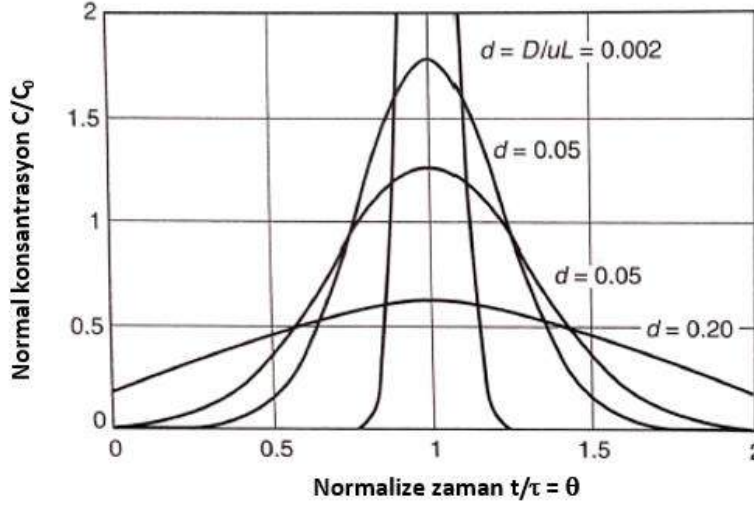
D : boyuna dispersiyon katsayısı, m^2/s

U : x yönünde (yatay) akım hızı, m/s

L: karakteristik uzunluk/mesafe, m

t: akım süresi, s

'dir. Denklem (4-16)'nın, piston akımlı reaktörlerde korunan maddelerin sınırlı oranda dispersiyonlu halleri için çözümü Şekil 4-6'da gösterilmektedir.



Şekil 4-6. Piston akımlı reaktörlerde korunan maddelerin sınırlı oranda dispersiyonlu halleri için tipik zamana bağlı konsantrasyon değerleri (Tchobanoglous, 2003)

Dispersiyonun büyük olduğu hallerde, reaktör çıkışındaki iz madde C-t eğrileri asimetric olmaya başlar. Çevre mühendisliğinde karşılaşılan problemlerin çoğunda, çok değişkenli giriş/çıkış şartları söz konusu olduğu için açık reaktör durumu (akım şartları sistem sınır şartları ile büyük oranda değişmeyen) geçerlidir. Denklem (4-16)'nın açık reaktörlerde korunan maddelerin ani enjeksiyonu hali için çözümünde aşağıdaki eşitlik esas alınabilir (Levenspiel, 1972).

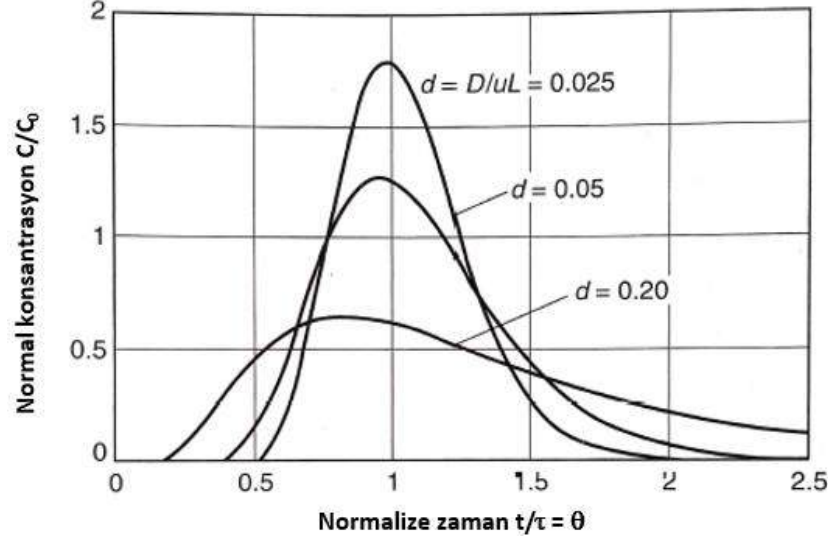
$$C_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta\left(\frac{D}{UL}\right)}} \cdot \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta\left(\frac{D}{UL}\right)}\right) \quad (4-20)$$

Bu ifadeye göre,

$$\bar{\theta} = \frac{\bar{t}_c}{t} = 1 + 2\frac{D}{UL} \quad (4-21)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma_c^2}{t^2} = 2\frac{D}{UL} + 8\left(\frac{D}{UL}\right)^2 \quad (4-22)$$

'dir. Denklem (4-20)'nin önemli oranda boyuna dispersiyona sahip akım durumları için çözümü Şekil 4-7'de verilmiştir.



Şekil 4-7. Piston akımlı reaktörlerde korunan maddelerin önemli orandaki durumları için tipik zamana bağlı konsantrasyon değerleri (Tchobanoglous, 2003)

Literatürde dispersiyon sayısı yerine onun tersi olan Peclet sayısı (Pe) da kullanılmaktadır.

$$Pe = \frac{1}{d} = \frac{UL}{D} \quad (4-23)$$

Pe, adveksiyon ve dispersiyon ile gerçekleşen kütle transferlerinin oranını ifade etmektedir.

Pratik maksatlarla AAT'lerdeki dispersiyon dereceleri aşağıdaki gibi sınıflandırılabilir:

1. Dispersiyonsuz	→ $d = 0$ (ideal piston akım)
2. Çok Az Dispersiyonlu	→ $d \leq 0,05$
3. Orta Dispersiyonlu	→ $0,05 \leq d \leq 0,25$
4. Yüksek Dispersiyonlu	→ $d \geq 0,25$ (0,50)
5. Tam Karışım	→ $d > 4$

Bir AAT'nin çeşitli ünitelerinde karşılaşılan dispersiyon sayısı aralıkları Tablo 4-3'te özetlenmiştir.

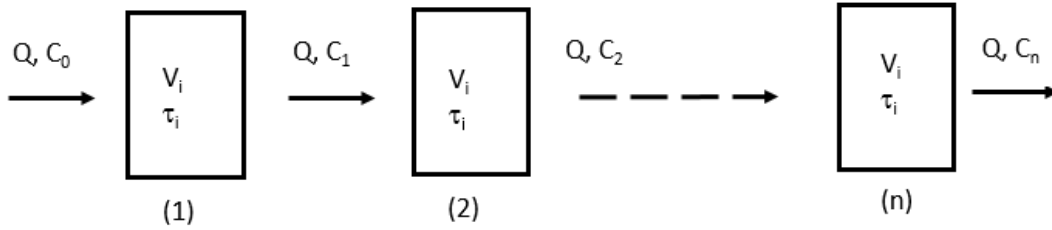
Tablo 4-3. AAT bileşenleri için dispersiyon sayıları (Tchobanoglous, 2003)

<i>AAT Bileşenleri</i>	<i>Dispersiyon Sayısı Aralığı</i>
<i>Dikdörtgen Çökeltme Tankı</i>	0,2-2,0
<i>Aktif Çamur Havalandırma Reaktörü</i>	
<i>Uzun Piston Akımlı</i>	0,1-1,0
<i>Tam Karışım</i>	3,0-4,0
<i>Aktif Çamur Prosesi Havalandırma Havuzu</i>	3,0-4,0
<i>Atık Stabilizasyon Havuzları</i>	
<i>Tek Havuz</i>	1,0-4,0
<i>Seri Halinde Çoklu Havuzlar</i>	0,1-1,0
<i>Mekanik olarak Karıştırılan Lagünler</i>	
<i>Uzun Dikdörtgen</i>	1,0-4,0
<i>Kare</i>	3,0-4,0
<i>Klor Temas Tankı</i>	0,02-0,004

4.2.2. Seri Bağlı Tam Karışımli Reaktörler

Değişen seviyelerde boyuna dispersiyonun olduğu durumlarda, reaktördeki akımın rejimi “karışık” olarak tanımlanır. Karışık rejimli piston akımlı reaktörlerin çıkışı genelde, Şekil 4-8’de gösterilen seri bağlı tam karışımli reaktörler yaklaşımı ile analiz edilir.

Seri bağlı tam karışımli reaktörlerin hidrolik karakteristiğini anlamak için eşit hacimli n adet reaktörden ilkinin girişine, korunan türden bir iz maddenin aniden verilmesi sonrası reaktördeki ardışık C-t eğrilerinin analizi yapılır.



Şekil 4-8. Seri bağlı tam karışımli reaktörler (Tchobanoglous, 2003)

Birinci reaktörün çıkışındaki iz madde konsantrasyonu,

$$C_1 = C_0 \exp \left(-\frac{1}{\tau_i} \right) \quad (4-24)$$

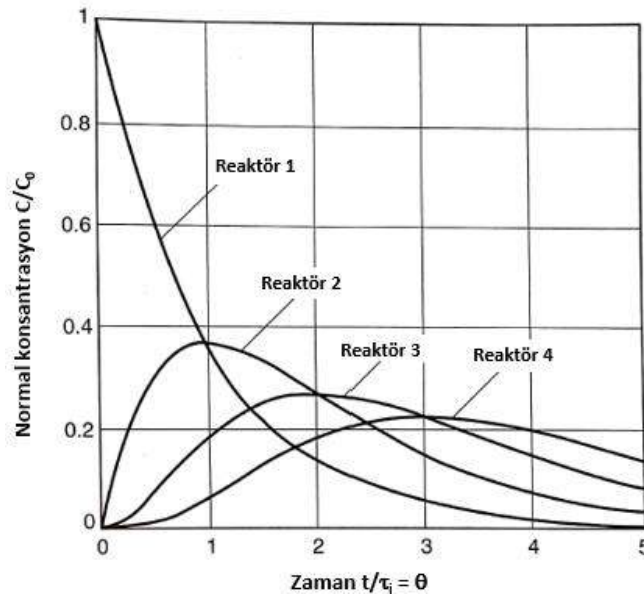
’dir. İkinci reaktör için kütle dengesi yazılıp düzenlenirse;

$$\frac{dC_2}{dt} + \frac{C_2}{\tau_i} = \frac{C_0}{\tau_i} \cdot \exp(-\eta\theta) \quad (4-25)$$

elde edilir. Birinci mertebeden lineer diferansiyel denklem olan yukarıdaki ifade çözülürse, i. reaktörün çıkış konsantrasyonu için,

$$C_i = \frac{C_0}{(i-1)!} \cdot \left(\frac{t}{\tau_i}\right)^{i-1} \cdot \exp\left(-\frac{t}{\tau_i}\right) \quad (4-26)$$

elde edilir. Seri bağlı 4 tam karışımli reaktörün her birinde boyutsuz çıkış konsantrasyonu – zaman grafikleri Şekil 4-9’da verilmiştir.



Şekil 4-9. Seri bağlı 4 tam karışımli reaktörün herbirinde boyutsuz çıkış konsantrasyonu – zaman grafiği (Tchobanoglous, 2003)

Seri bağlı n adet reaktörün genelleştirilmiş hidrolik kalış süreleri dağılımı için de,

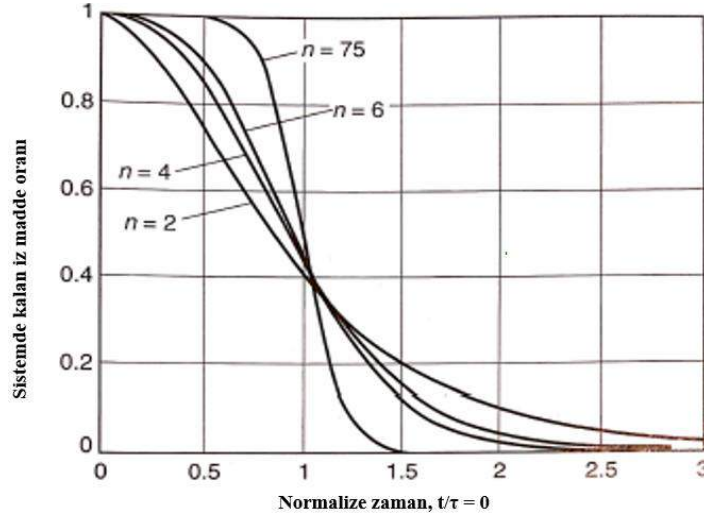
$$E(t) = \frac{t^{n-1}}{(n-1)! \tau_i^n} \exp\left(-\frac{t}{\tau_i}\right) \quad (4-27)$$

ifadesi geçerlidir.

Denklem (4-26) yardımıyla, seri bağlı tam karışımli reaktörlerde, herhangi bir anda kalan iz madde oranı, F de hesaplanabilir.

$$F = \frac{C_1 + C_2 + \dots + C_n}{C_0} \quad (4-28)$$

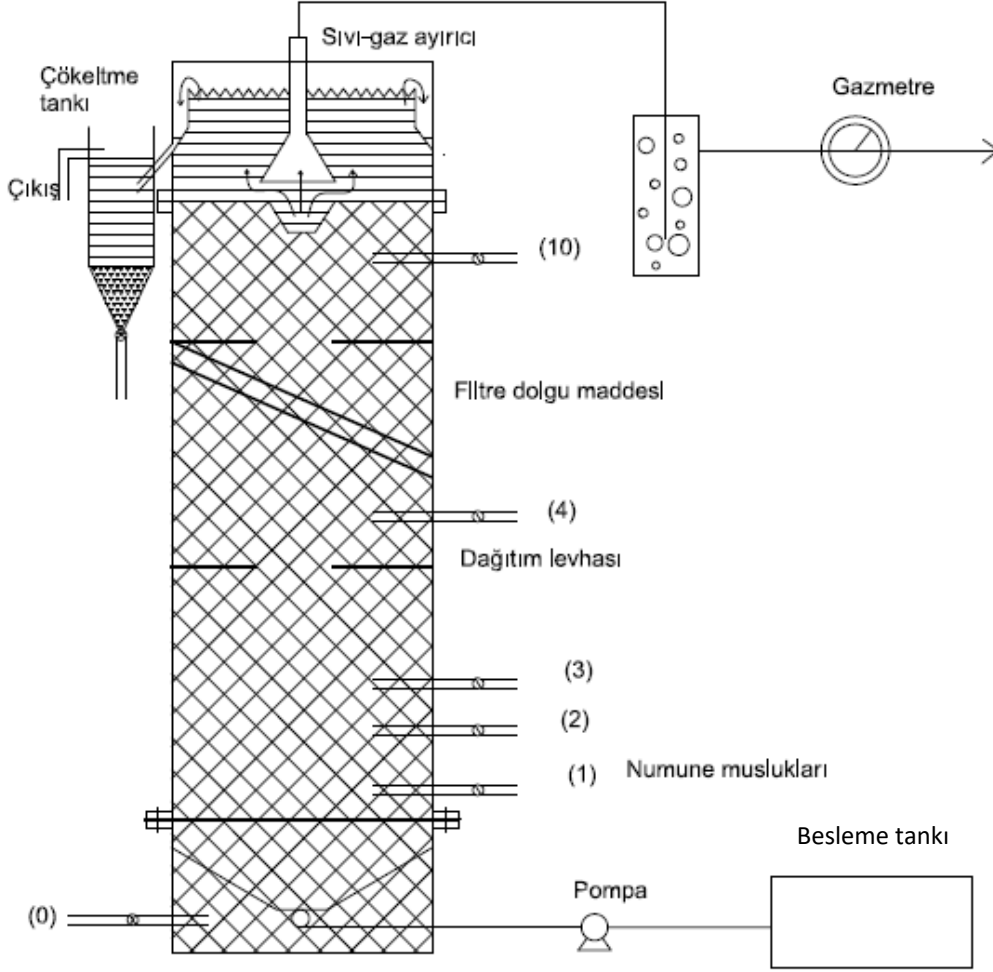
$\theta(t/\bar{t})$ normalize (boyutsuz) zamana bağılı olarak seri bağılı reaktör sisteminde tutulan/kalan iz madde oranı Şekil 4-10'da verilmiştir.



Şekil 4-10. Seri bağılı reaktörler için sistemde kalan iz madde oranı (Tchobanoglous, 2003)

ÖRNEK 4-3: *Yukarı Akışlı Anaerobik Reaktörde Ani İz Madde Enjeksiyonu ile Hidrolik Modelleme Deneyleri*

Timur (1986) tarafından doktora tezi kapsamında pilot ölçekli anaerobik filtrede, seyreltik melas atığı ile yürütülen sürekli beslemeli arıtılabilirlik çalışmaları kapsamında, sistemde biyofilm oluşmasından sonra akımın hidrodinamik rejiminin belirlenmesi amacıyla ani enjeksiyon yöntemiyle iz madde deneyleri gerçekleştirilmiştir (Şekil 4-11). Hidrolik çalışmalarda iz element olarak Li^+ kullanılmış ve reaktör girişine $LiCl$ çözeltisi enjekte edilmiştir. Sisteme uygulanan debi ve sistemde oluşan gaz miktarı sistem hidroliğini en fazla etkileyecek parametreler olarak düşünülmüş ve bu amaçla değişik organik yükleme değerlerinde ani iz madde enjeksiyonu sonrası 6. (filtre ortası) ve 10. (filtre çıkış bölümü) numune musluklarından alınan örneklerle Li^+ tayini yapılarak iz elementin sistemden çıkış süreleri dağılımı belirlenmiştir.



Şekil 4-11. Yukarı akışlı havasız filtrenin şematik görüşü (Timur, 1986)

(Toplam filtre yüksekliği = 190 cm, Dolgu maddesi yüksekliği = 155 cm, Filtre çapı=19 cm, Boş filtre hacmi =45,1 L, Boşluk hacmi =19,85 L, Boşluk oranı = 0,44, Dolgu maddesi = 1 x 4 silindirik PVC, Filtre özgül yüzey alanı = 60 m²/m³, 0-6 Bölünmüş dolgu yüksekliği = 75 cm, 0-10 Bölünmüş dolgu yüksekliği = 150 cm)

Çözüm:

Reaktördeki hidrolik akışın ve biyokimyasal reaksiyonlar sonucu oluşan gazın yaratacağı dispersiyonun filtre sisteminin her noktasında aynı olacağı kabulü ile (açık sistem) dispersiyon katsayısının hesaplanmasında kullanılan denklemler aşağıda verilmiştir.

Ortalama kalış süresi;

$$\bar{t} = \frac{\sum t_i \cdot C_i}{\sum C_i}$$

Varyans;

$$\sigma^2 = \frac{\sum t_i^2 C_i}{\sum C_i} - \bar{t}^2$$

Açık sistemler için dağılım eğrisi fonksiyonu, C_θ , Levenspiel (1972)'e göre aşağıdaki şekildedir:

$$C_\theta = \frac{1}{2\sqrt{\pi\theta\left(\frac{D}{UL}\right)}} \cdot \exp\left(-\frac{(1-\theta)^2}{4\theta\left(\frac{D}{UL}\right)}\right)$$

Dağılım fonksiyonu ortalama değeri θ ;

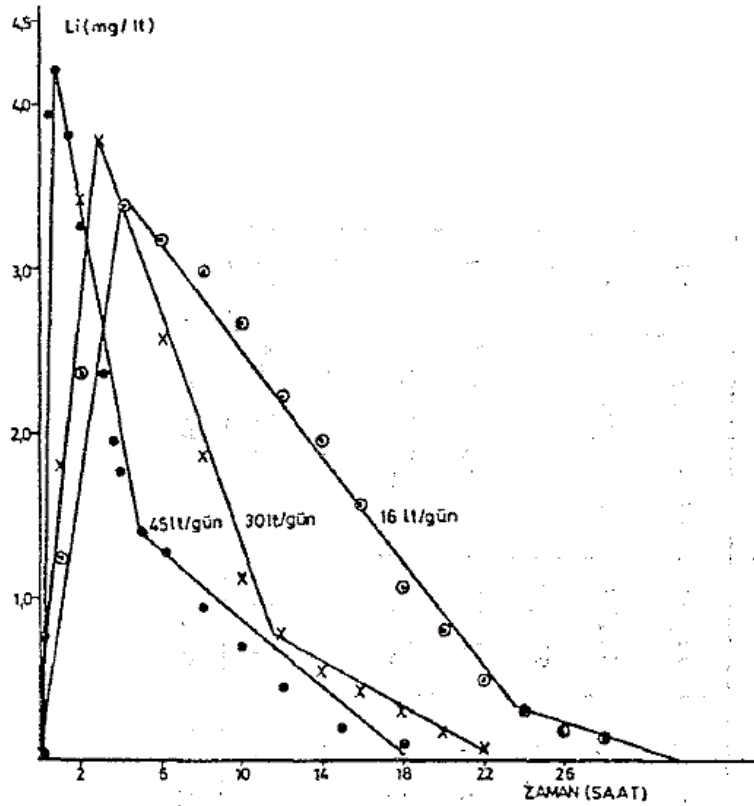
$$\bar{\theta} = \frac{\bar{t}_i}{\bar{t}} = 1 + 2\frac{D}{UL}$$

Dağılım fonksiyonu varyansı;

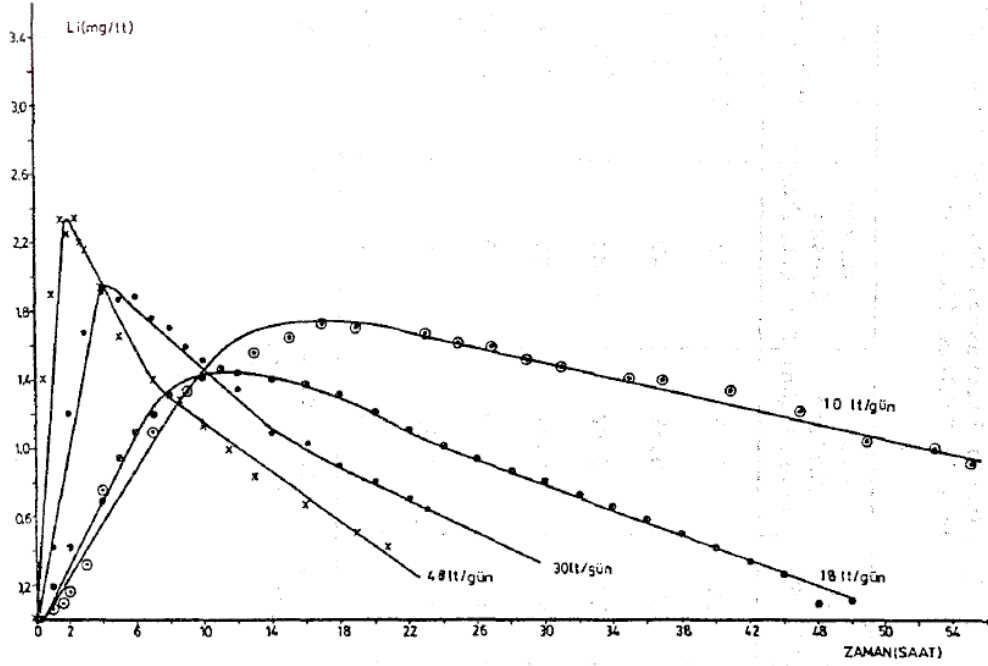
$$\sigma^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2\frac{D}{UL} + 8\left(\frac{D}{UL}\right)^2$$

ile ifade edilir.

Filtre sistemine uygulanan organik yükleme değerine bağlı olarak filtrenin (0-6) ve (0-10) bölümlerinde iz madde çıkış konsantrasyonu dağılım eğrileri Şekil 4-12 ve Şekil 4-13'te verilmiştir.



Şekil 4-12. (0-6) bölümünde iz elementin organik yüklemede değişimi (Timur, 1986)



Şekil 4-13. (0-10) bölümünde iz elementin organik yüklemeye değişimi (Timur, 1986)

Filtre hidroliğinin tanımlanması yönünde sisteme uygulanan organik yüklemeye değerlerine bağlı olarak dağılım eğrilerinden hesaplanan ortalama kalış süresi ($\bar{t}$) ve varyans (σ^2) değerlerinden dispersiyon sayısı (D/UL) değerleri hesaplanmıştır. Sürekli besleme koşullarında yürütülen hidrolik çalışmaların sonuçları ve sistemde D/UL değerlerinin organik yüklemeye göre değişimi Tablo 4-4, Şekil 4-12 ve Şekil 4-13'te verilmiştir.

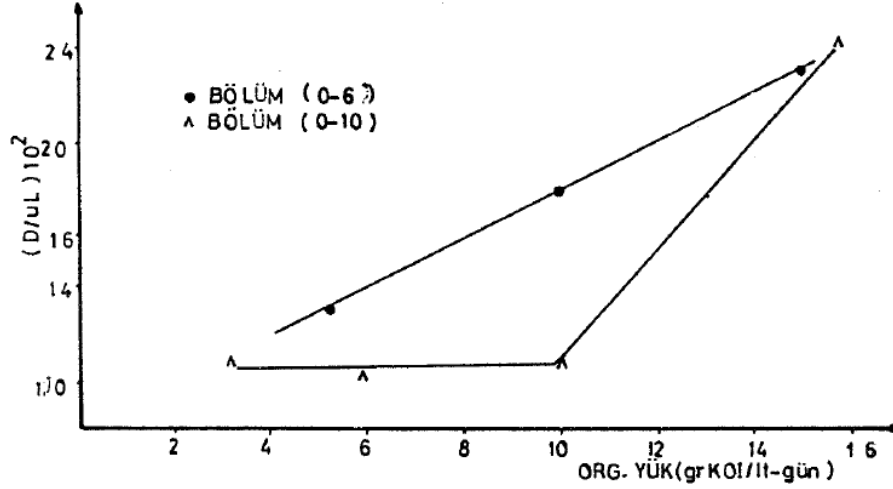
Tablo 4-4. Sürekli filtrasyon çalışmalarında (D/UL) değerinin (0-10) ve (0-6) bölümleri için organik yüklemeye ile değişimi (Timur, 1986)

Bölüm	Debi (L/gün)	Organik yüklemeye (g/L.gün)	Sistemde oluşan gaz (L/gün)	$\sum t_i C_i$ (sa.mg/L)	$\sum t_i^2 C_i$ (sa ² .mg/L)	$\sum C_i$ (mg/L)	$\bar{t}$ (sa)	$C\bar{t}$	D/UL
0-10	10	3,27	17	1038,01	37897,13	38,02	27,31	0,337	11
0-10	18	5,89	40	636,07	14755,35	35,67	17,83	0,300	10
0-10	30	9,82	82	302,28	4208,34	28,72	10,52	0,323	11
0-10	48	15,71	86	175,91	1687,00	34,29	5,13	0,869	24
0-6	16	5,23	40	461,41	6092,84	50,01	9,22	0,433	13
0-6	30	9,82	80	199,05	1900,64	33,43	5,95	0,600	18
0-6	45	14,73	78	135,06	868,06	38,65	3,49	0,844	23

* 0-10 ve 0-6 bölümleri için tabloda verilen organik yüklemeye değerleri filtre boşluk hacmi temel alınarak hesaplanmıştır.

İz madde deneyi çalışmalar sonucu elde edilen bulguların incelenmesi ile tüm filtre sistemi için (0-10), D/UL değerinin 0,1-0,24, (0-6) bölümü için ise 0,13-0,22 aralığında değiştiği hesaplanmıştır (Şekil 4-14). Bu sonuçlar ışığında sisteme uygulanan hidrolik yüklemeye

aralığında filtre hidrolik rejminin “Dispersiyonlu Piston Akım” rejimine tekabül ettiği görülmüştür.



Şekil 4-14. D/UL değerinin organik yükleme ile değişimi (Timur, 1986)

ÖRNEK 4-4: Ortalama Kalış Süresi ve Piston Akımlı Klor Temas Tankı Varyansını Belirleme

Bir klor temas tankının hidrolik performansını tahkik etmek için yapılan ani enjeksiyonlu iz madde deney sonuçları Tablo 4-5’te verilmiştir. Klor temas sistemi, 2 saatlik minimum temas süresini sağlayacak şekilde 300.000 m³/gün debi için tasarlanmıştır. Debinin 240.000 m³/gün olduğu durumda iz madde deneyi başlatılmıştır. Klor temas sistemi 4 adet klor temas tankından oluşmaktadır. Her bir tank 13 adet temas kanalına ayrılmıştır. Her kanal 36,6 m uzunluk, 3 m genişlik ve 4,9 m su derinliğine sahiptir. Bu veriler ve iz madde verilerini kullanarak ortalama kalış süresini ve varyansını belirleyiniz (Tchobanoglous, 2003).

Tablo 4-5. Ani iz madde enjeksiyonu deneyi sonuçları (Tchobanoglous, 2003)

Zaman (dakika)	Konsantrasyon (µg/L)	Zaman (dakika)	Konsantrasyon (mg/L)
0	0	144	9,333
16	0	152	16,167
40	0	160	20,778
56	0	168	19,944
72	0	176	14,111
88	0	184	8,056
96	0,056	192	4,333
104	0,333	200	1,556
112	0,556	208	0,889
120	0,833	216	0,278
128	1,278	224	0
136	3,722		

Çözüm:

Tablo 4-6’da verilen yöntem kullanılarak ortalama kalış süresi ve varyansı hesaplanır. At değeri pay ve paydada bulunduğundan hesaplamaya katılmaz.

Buna göre,

$$\text{Ortalama hidrolik kalış süresi} = \bar{t}_{\Delta C} = \frac{\sum t_i C_i \Delta t_i}{C_i \Delta t_i} = \frac{16.702,36}{102,22} = 163,4 \text{ dk} = 2,7 \text{ saat}$$

$$\text{Varyans} = \sigma_{\Delta C}^2 = \frac{\sum t_i^2 C_i \Delta t_i}{C_i \Delta t_i} - (\bar{t}_{\Delta C})^2 = \frac{2.757.986,11}{102,22} - (163,4)^2 = 280,5 \text{ dk}^2$$

$\sigma_{\Delta C} = 16,7 \text{ dk}$
olarak bulunur.

Tablo 4-6. Ortalama kalış süreleri ve varyanslar (Tchobanoglous, 2003)

Zaman (dakika)	Konsantrasyon ($\mu\text{g/L}$)	$t \times C$	$t^2 \times C$
88	0	0	0
96	0,056	5,376	516
104	0,333	34,632	3602
112	0,556	62,272	6974
120	0,833	99,96	11.995
128	1,278	163,584	20.939
136	3,722	506,192	68.842
144	9,333	1343,952	193.529
152	16,167	2457,384	373.522
160	20,778	3324,48	531.917
168	19,944	3350,592	562.899
176	14,111	2483,536	437.102
184	8,056	1482,304	272.744
192	4,333	831,936	159.732
200	1,556	311,2	62.240
208	0,889	184,912	38.462
216	0,278	60,048	12.970
224	0	0	0
Toplam	102,22	16.702,36	2.757.986

ÖRNEK 4-5: Hidrolik Kalış Süreleri Dağılımı Eğrisi ve İz Madde Konsantrasyon-Zaman Eğrilerinin Elde Edilmesi (Tchobanoglous, 2003)

Örnek 4-4'te verilen iz madde deneyi verilerini kullanarak klor temas tankı için E ve F kalış süresi dağılımlarını elde ediniz. E eğrisi ile kalış süresini hesaplayınız ve Örnek 4-4'teki kalış süresi ile kıyaslayınız.

Çözüm:

1. Örnek 4-4'teki zaman ve konsantrasyon değerlerini kullanılarak, $C \times \Delta t$ değerleri ve $E(t)$ değerleri bulunur. Hesaplanan değer, C (konsantrasyon) eğrisinin altında kalan alana tekabül etmektedir.

C eğrisi altında kalan alan: $\sum C \Delta t$

$$E(t) = \frac{C}{\sum C \Delta t}$$

- Her bir zaman aralığı için konsantrasyon zaman ile çarpılır ($\Delta t = 8$ dk) ve çarpılan değerler toplanır. Aşağıdaki hesap tablosunda görüldüğü üzere toplam 817,784 ($\mu\text{g/L} \cdot \text{dk}$)'dır.
- $E(t)$ değerleri; konsantrasyon değerlerinin hesaplanan C eğrisi altında kalan alana bölünmesiyle bulunur.
- Zaman aralığı ile çarpılan $E(t)$ değerleri toplanır, sonucun diferansiyel hali 1'dir (Tablo 4-7).

$$\sum E(t) \Delta t = \sum \left(\frac{C \Delta t}{\sum C \Delta t} \right) = \sum \left(\frac{C}{\sum C} \right) = 1$$

Tablo 4-7. $C \times \Delta t$ ve $E(t)$ değerleri (Tchobanoglous, 2003)

Zaman (dakika)	Konsantrasyon ($\mu\text{g/L}$)	$C \times \Delta t$, ($\mu\text{g/L} \cdot \text{dk}$)	$E(t) \text{ dk}^{-1}$	$E(t) \times \Delta t$	$t \times E(t) \times \Delta t$, dk
88	0	0	0,00000	0,00000	0,000
96	0,056	0,448	0,00007	0,00056	0,054
104	0,333	2,664	0,00041	0,00326	0,339
112	0,556	4,448	0,00068	0,00544	0,609
120	0,833	6,664	0,00102	0,00815	0,978
128	1,278	10,224	0,00156	0,01250	1,600
136	3,722	29,776	0,00455	0,03641	4,952
144	9,333	74,664	0,01141	0,09130	13,147
152	16,167	129,336	0,01977	0,15815	24,039
160	20,778	166,224	0,02541	0,20326	32,522
168	19,944	159,552	0,02439	0,19510	32,777
176	14,111	112,888	0,01726	0,13804	24,295
184	8,056	64,448	0,00985	0,07881	14,501
192	4,333	34,664	0,00530	0,04239	8,138
200	1,556	12,448	0,00190	0,01522	3,044
208	0,889	7,112	0,00109	0,00870	1,809
216	0,278	2,224	0,00034	0,00272	0,587
Toplam	102,223	817,784	-	1,0000	163,4

2. Aşağıdaki denklem kullanılarak ortalama kalış süresi hesaplanır.

$$\bar{t} = \sum (t) E(t) \Delta t$$

Ortalama kalış süresi, yukarıdaki tablonun son sütununda hesaplandığı üzere 163,4 dakika bulunmuştur. Bu değer, Örnek 4-4'te elde edilen kalış süresine eşittir, bu sebeple çözüm doğrulanmıştır.

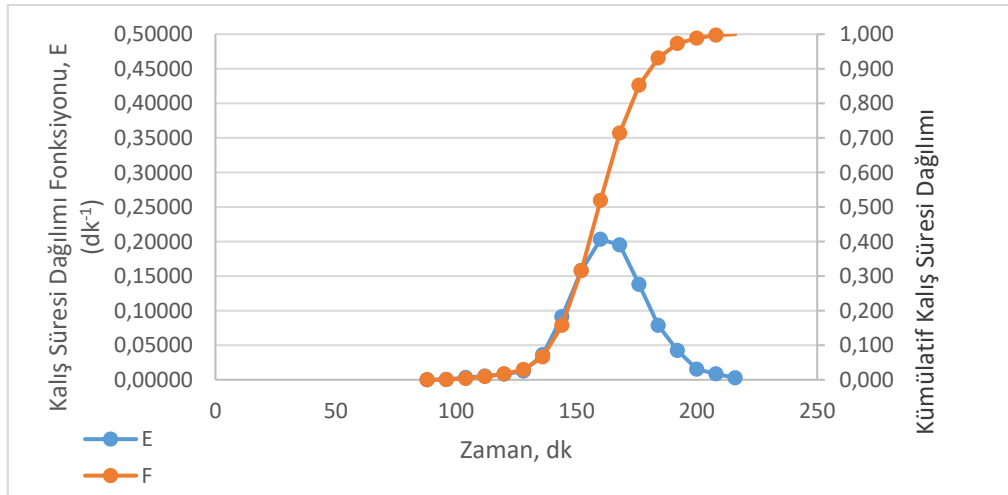
3. F - Kalış süresi Dağılım grafiği çizilir.

Not: F değerleri, $E(t) \times \Delta t$ değerlerinin eklenik toplamı şeklinde elde edilir (Tablo 4-8).

Tablo 4-8. $E(t) \times \Delta t$ ve eklenik toplamlar (Tchobanoglous, 2003)

Zaman (dakika)	$E(t) \text{ dk}^{-1}$	$E(t) \times \Delta t$	Eklenik Toplam F
88	0,00000	0,00000	0,000
96	0,00007	0,00056	0,001
104	0,00041	0,00326	0,004
112	0,00068	0,00544	0,009
120	0,00102	0,00815	0,017
128	0,00156	0,01250	0,030
136	0,00455	0,03641	0,066
144	0,01141	0,09130	0,158
152	0,01977	0,15815	0,316
160	0,02541	0,20326	0,519
168	0,02439	0,19510	0,714
176	0,01726	0,13804	0,852
184	0,00985	0,07881	0,931
192	0,00530	0,04239	0,973
200	0,00190	0,01522	0,989
208	0,00109	0,00870	0,997
216	0,00034	0,00272	1,000
Toplam	-	1,0000	

4. E ve F eğrilerini çizilir (Şekil 4-15).



Şekil 4-15. E ve F eğrileri (Tchobanoglous, 2003)

4.3. Gamma Dağılımı Modeli

Çevre Mühendisliğinde kullanılan reaktörlerin hidrodinamik şartları; reaksiyona girmesi beklenen maddelerin temas durumu, kütle transferinin hızlanması, pH ve sıcaklığın homojen dağılımı gibi hususları belirlemesi bakımından, reaktör performansına doğrudan etki etmektedir.

Bir mikroorganizma (bakteri) hücrenin veya maddenin reaktör içerisinde geçirdiği zamana bekleme süresi denir. Tam karışımly veya piston akımlı reaktörlerde bütün maddelerin reaktör içerisindeki bekleme süresi aynıdır. Ancak gerçek şartlarda tam karışım veya ideal piston akım hiçbir zaman sağlanamaz. Bu durum, reaktör içerisinde farklı bekleme sürelerinin oluşmasına yol açar. Reaktördeki maddelerin bir kısmı akış hızının çok düşük olduğu yerlerde, ortalama bekleme süresinden daha fazla zaman geçirir, hatta akışın olmadığı ölü bölgelerde kalıp reaktörü hiç terk etmeyebilir. Benzer şekilde maddelerin bir kısmı da reaktörde ortalama bekleme süresinden daha az zaman geçirebilir. Bu durum, hesaplanan reaktör veriminde beklenen değerlerden sapmalara sebep olur. Bu sorunun üstesinden gelmek için reaktöre beslenen sıvı veya katı (hücre) partiküllerin bekleme süresi dağılımı (beklenen çıkış yaşı/süresi dağılımı) fonksiyonlarından faydalanılır.

Bekleme süresi dağılımı, reaktöre beslenen/verilen maddelerin reaktör içerisinde geçirdikleri zamanın dağılımını ifade eden matematiksel bir fonksiyondur. Reaktörün gerçek performansının belirlenmesinde bu fonksiyondan yararlanılır.

Bekleme süresi dağılımını ifade eden matematiksel modellerden biri Gamma Dağılımı Modeli (GDM)'dir. Matematiksel olarak bu model, aşağıdaki olasılık yoğunluk fonksiyonuna tekabül etmektedir (Wen ve Fan, 1976);

$$f(t) = \frac{1}{\Gamma(p)\gamma^p} (t-D)^{p-1} \exp\left(-\frac{t-D}{\gamma}\right) \quad (4-29)$$

$$\Gamma(p) = \int_0^{\infty} x^{p-1} \cdot \exp(-x) dx$$

$$p \geq 1, \infty > t > D \geq 0 \text{ ve } \gamma > 0$$

Bu denklemde γ ölçek parametresi, p ise şekil parametresidir. Γ ise matematikte tanımlı Gamma fonksiyonunu ifade etmektedir. Bu parametrelere fiziksel bir anlam getirilmek istenirse, D ölü zaman veya gecikme zamanı, p ise karışım yönünde akımın karışım derecesi ile ilgili parametre olarak kabul edilebilir.

Burada $p = 1$ ve $D = 0$ olduğu şartlar tam karışıma tekabül etmektedir. Bu durumda yukarıdaki denklem aşağıda görülen hali alır;

$$f(t) = \frac{1}{\gamma} \exp\left(-\frac{t}{\gamma}\right) \quad (4-30)$$

Bu ifade, tam karışımli durumdaki çıkış yaşı/dağılımı (E(t)) denklemlle aynıdır;

$$E(t) = \frac{1}{t} \exp\left(-\frac{t}{t_x}\right) \quad (4-31)$$

Bu denklemleri karşılaştırırsak, v 'yi sistemin ortalama bekleme süresi ($\bar{t}_x$) olarak yorumlayabiliriz. p değeri 1'in üstüne çıktıkça Gamma dağılımının pik (tepe) noktası sağa kayacaktır. Bunun fiziksel olarak karşılığı, reaktörün tam karışımından uzaklaşmasıdır; p değerinin artması akış yönünde karışımın azalmasına tekabül eder ve $p = \infty$ 'da sistem ideal piston akışlıdır. GDM'ye çeşitli fiziksel açıklamalar getirilebilir, ancak bu model tamamen matematiksel bir modeldir.

Bir reaktör sisteminin bekleme süresi dağılımı, Denklem (4-29)'da gösterildiği gibi GDM ile ifade edilecek olursa, $f(t)$, sistemin girişine ani enjeksiyonla bırakılan bir iz (boya, tuz vb.) maddesinin, sistem çıkışındaki zamana bağlı değerine eşittir;

$$f(t) = E(t) = Y(t) \quad (4-32)$$

Sistemin transfer fonksiyonu ise $f(t)$ 'nin Laplace dönüşümüne eşittir;

$$H(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = Y(s) = E(s) = f(s); \quad (4-33)$$

Burada;

$X(s)$ = giriş; ani enjeksiyonda 1'e eşittir

$Y(s)$ = cevap

$H(s)$ = transfer fonksiyonu

olarak tanımlanır.

Ortalama $f(t)$ aşağıdaki gibi gösterilir;

$$u_t = \gamma p + D \quad (4-34)$$

Kapalı sistemlerde ortalama bekleme süresi dağılımı, ortalama bekleme süresine eşit olacaktır;

$$u_t = \bar{t} = \frac{V}{Q} \quad (4-35)$$

ve böylece;

$$v = \frac{ut-D}{p} = \frac{\bar{t}-D}{p} \quad (4-36)$$

elde edilir. Denklem (4-36), Denklem (4-29)'da yerine konulursa, bekleme süresi dağılımı için aşağıdaki ifade elde edilir;

$$E(t) = \frac{p^p}{\Gamma(p)(\bar{t}-D)^p} (t-D)^{p-1} \exp\left(-p \frac{t-D}{\bar{t}-D}\right) \quad (4-37)$$

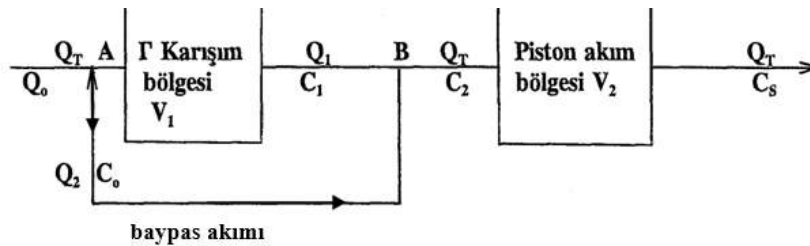
Bekleme süresindeki t (zaman) ifadesi yerine boyutsuz θ terimi ($t/\bar{t}$) getirilirse bu denklem aşağıdaki gibi olacaktır;

$$E(\theta) = E(t)\bar{t} = \frac{p^p}{\Gamma(p)(1-\tau)^p} (\theta-\tau)^{p-1} \exp\left(-p \frac{\theta-\tau}{1-\tau}\right) \quad (4-38)$$

$\theta = \frac{t}{\bar{t}} =$ boyutsuz zaman ve $\tau = \frac{D}{\bar{t}} =$ boyutsuz ölü zaman

4.3.1. Kısmi Baypas Akımlı Gamma Dağılımı Modeli

Bu model GDM'nin yapısal bir modifikasyonudur (Şekil 4-16). Bu modelde Gamma karışım bir reaktör ve ona seri bağlanmış piston akımlı bir reaktör vardır (Wen ve Fan, 1976). Ancak giriş akımının bir kısmı Gamma karışım reaktöre girmez ve doğrudan piston akışlı reaktöre gider.



Şekil 4-16. Baypas akışlı Γ dağılım modeli (Wen ve Fan, 1976)

Q₁: Γ karışım bölgesi debisi

Q₂: Baypas akımı debisi

Q₃: Toplam debi

C₁: İz madde konsantrasyonu (zaman fonksiyonu şeklinde)

V₂: Piston akım hacmi

V_T: Tüm sistemin toplam hacmi

V₁: Γ karışım bölgesi hacmi

Gamma karışımli reaktördeki bekleme süresi dağılımı aşağıdaki formülle verilmektedir;

$$E(t)_r = \frac{1}{\Gamma(p)\gamma^p} t^{p-1} \exp\left(-\frac{t}{\gamma}\right) \quad (4-39)$$

ve $E(t)$ 'nin ortalaması;

$$\bar{t}_r = \gamma p \quad (4-40)$$

Q_T : toplam debi, Q_1 : Gamma karışımli reaktöre giren debi, V_T : toplam reaktör hacmi, V_1 : Gamma karışımli reaktörün hacmi ve V_2 : piston akışlı reaktörün hacmi olmak üzere; β ve τ değerleri;

$$\beta = \frac{Q_1}{Q_T} \quad (4-41)$$

ve

$$\tau = \frac{V_2}{V_T} = 1 - \frac{V_1}{V_T} \quad (4-42)$$

olarak tanımlanır. Bu durumda Şekil 4-16'daki sistemin genel ortalama hidrolik bekleme süresi (kapalı sistem olduğu kabulüyle) aşağıdaki şekilde yazılabilir:

$$\bar{t} = \frac{V_T}{Q_T} \quad (4-43)$$

Aynı zamanda;

$$\bar{t}_r = \gamma p = \frac{V_1}{Q_1} = \frac{V_T V_1}{\beta Q_T V_T} = \frac{\bar{t}(1-\tau)}{\beta} \quad (4-44)$$

ve

$$\nu = \frac{\bar{t}(1-\tau)}{p\beta} \quad (4-45)$$

denklemlerine ulaşılır. Denklem (4-45), Denklem (4-39)'da yerine konursa, Gamma karışımı bölgesinin boyutsuz θ katsayısına bağlı bekleme süresi dağılımı aşağıdaki denklemle ifade edilir:

$$E(\theta)_T = \frac{(p\beta)^p}{\Gamma(p)(1-\tau)^p} \theta^{p-1} \exp\left(-p\left(\frac{p\beta}{1-\tau}\right)\theta\right) \quad (4-46)$$

Baypas akımın Gamma karışımli reaktörün çıkış akımıyla karıştığı noktada kütle dengesi kurulursa;

$$C_2 Q_T = Q_1 C_1 + Q_2 C_0 \quad (4-47)$$

elde edilir. Denklemin her iki tarafı Q_T 'ye bölünürse;

$$C_2 = \beta C_1 + (1 - \beta) C_0 \quad (4-48)$$

olarak bulunur. Fiziksel olarak β değerinin artışı, reaktördeki hidrolik rejimin genel olarak piston akıştan tam karışıma geçtiği şeklinde yorumlanabilir. Aynı şekilde p değerindeki artış da Gamma karışım reaktörünün transfer fonksiyonunun derecesinin artması veya akış yönündeki aksinel karışımın azalması anlamına gelmektedir. Hatırlanacağı gibi; p değeri sonsuza yaklaşırken, akış, ideal piston akışa doğru gitmekte p 'nin 1'e eşit olduğu durumda ise tam karışıma tekabül etmektedir. τ değerindeki artış da aynı şekilde akışı ideal piston akışa yaklaştırmaktadır.

Özetlenecek olursa bu üç parametre, genelde piston akışla tam karışım arasında bir yere tekabül eden reaktör hidrolik rejimini tarif etmede önemli rol oynar. Bu modelin karakteristikleri, daha ileri olarak modelin 2 çeşit cevap fonksiyonu ile açıklanacaktır.

(a) Ani İz Madde Enjeksiyonu Halinde Çıkış (Kalış) Süreleri Dağılımı. Gamma dağılımlı ve baypas akımlı sistemlerde ani iz madde enjeksiyonu sonrası, çıkış yaşı $Y(\theta)$ fonksiyonunun boyutsuz şekli aşağıdaki gibi yazılabilir (Wen ve Fan, 1976):

$$Y(\theta) = E(\theta) = \frac{\beta(p\beta)^p}{\Gamma(p)(1-\tau)^p} (\theta-\tau)^{p-1} \exp\left(-\frac{\beta p(1-\tau)}{\theta-\tau}\right) + (1-\beta)\delta(\theta-\tau) \quad (4-49)$$

$\beta = 1$, $\tau = 0$ ve p = pozitif tam sayı iken Denklem (4-49) aşağıdaki hali alır;

$$Y(\theta) = \frac{p^p}{(p-1)!} \theta^{p-1} \exp(-p\theta) \quad (4-50)$$

Bu denklem, p tane tam karışımli reaktör için (p -TKR) ani iz madde enjeksiyonu sonrası çıkış cevabına tekabül etmekte olup aynı zamanda seri bağlı tam karışımli reaktörler için verilen boyutsuz çıkış yaşı C eğrisine denktir:

$$C(\theta) = \frac{j^j}{(j-1)!} \theta^{j-1} \exp(-j\theta) \quad (4-51)$$

Denklem (4-49)'a bakıldığında, $j = p$ = tam karışımli reaktörlerin sayısı olduğu görülür. $p = 1$ ise (ideal tam karışım), Denklem (4-50), aşağıdaki hali alır;

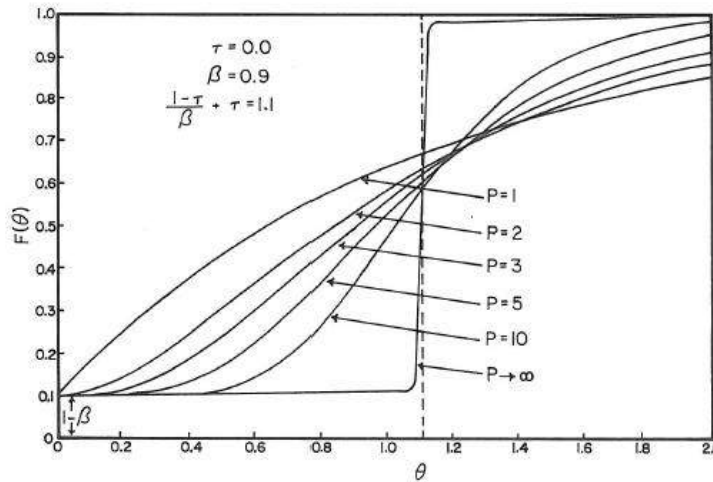
$$Y(\theta) = \exp(-\theta) \quad (4-52)$$

Bu denklem, tam karışımli sistemlerin ani enjeksiyon sonrası çıkış cevabına karşılık gelmektedir. Şayet $\beta = 0$ ve $\tau = 1$ alınırsa Denklem (4-50) aşağıdaki şekli alır;

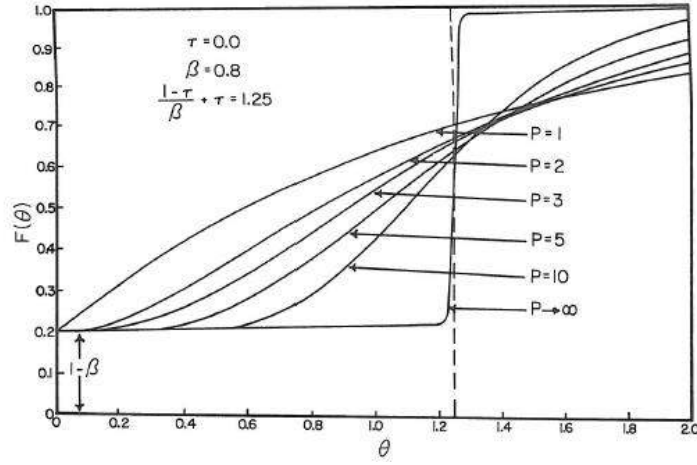
$$Y(\theta) = \delta(\theta-1) \quad (4-53)$$

Bu da, piston akışli sistemlerin ani iz madde enjeksiyon sonrası çıkış cevabına karşılık gelmektedir.

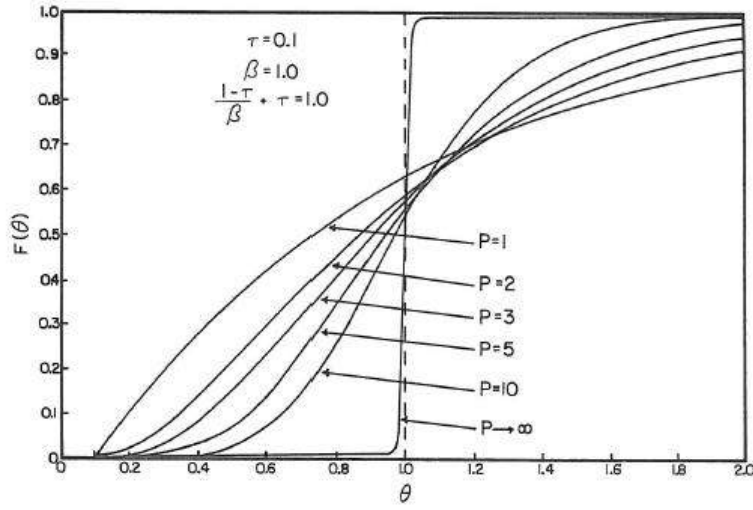
Çeşitli parametre değerleri için Gamma dağılımı modeliyle ifade edilen bekleme süresi dağılımı eğrileri aşağıdaki şekillerde gösterilmiştir (Şekil 4-17-Şekil 4-20). Grafiklerden görüleceği üzere; $p = 1$ olduğu durum tam karışıma tekabül etmektedir. Matematiksel karşılığı şekil parametresi olan p değerinin artmasıyla eğrinin pik noktasının grafikte sağa kaydığı ve basıklığının azaldığı görülebilir. Bu durumun fiziksel karşılığı, akımın ideal tam karışımdan uzaklaşıp piston akışa yakınsamasıdır.



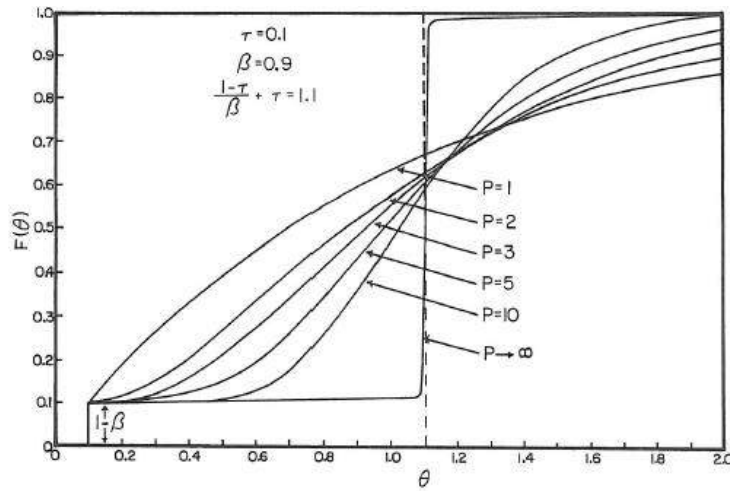
Şekil 4-17. Gamma dağılımı ani enjeksiyon tepki fonksiyonu ($\beta = 0,9$; $\tau = 0$) (Wen ve Fan, 1976)



Şekil 4-18. Gamma dağılımı ani enjeksiyon tepki fonksiyonu ($\beta = 0,8$; $\tau = 0$) (Wen ve Fan, 1976)



Şekil 4-19. Gamma dağılımı ani enjeksiyon tepki fonksiyonu ($\beta = 1$; $\tau = 0,1$) (Wen ve Fan, 1976)



Şekil 4-20. Gamma dağılımı ani enjeksiyon tepki fonksiyonu ($\beta = 0,9$; $\tau = 0,1$) (Wen ve Fan, 1976)

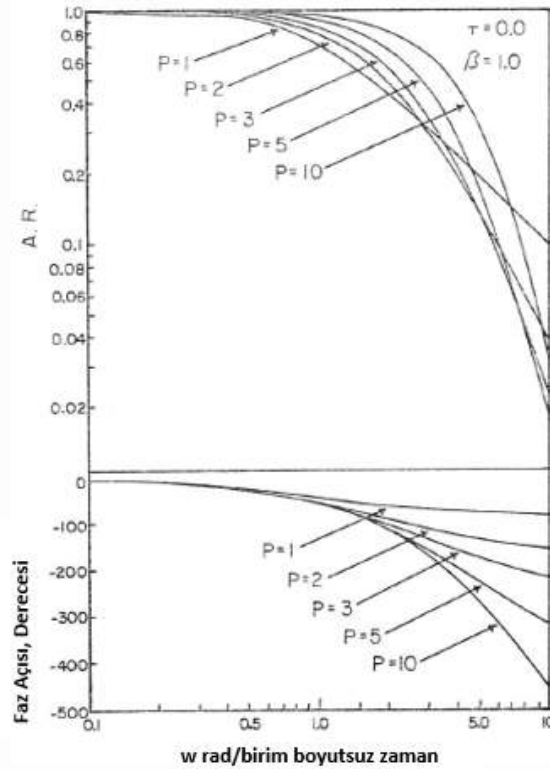
(b) Sürekli İz Madde Enjeksiyonu Durumunda Çıkış (Kalış) Süreleri Dağılımı. Ani enjeksiyonun integralinin sürekli enjeksiyona karşılık gelmesinden yola çıkarak, sürekli enjeksiyon için reaktör çıkışı F eğrisi aşağıdaki şekilde elde edilebilir:

$$Y(\theta) = \int_0^{\theta} E(\theta) d\theta \quad (4-54)$$

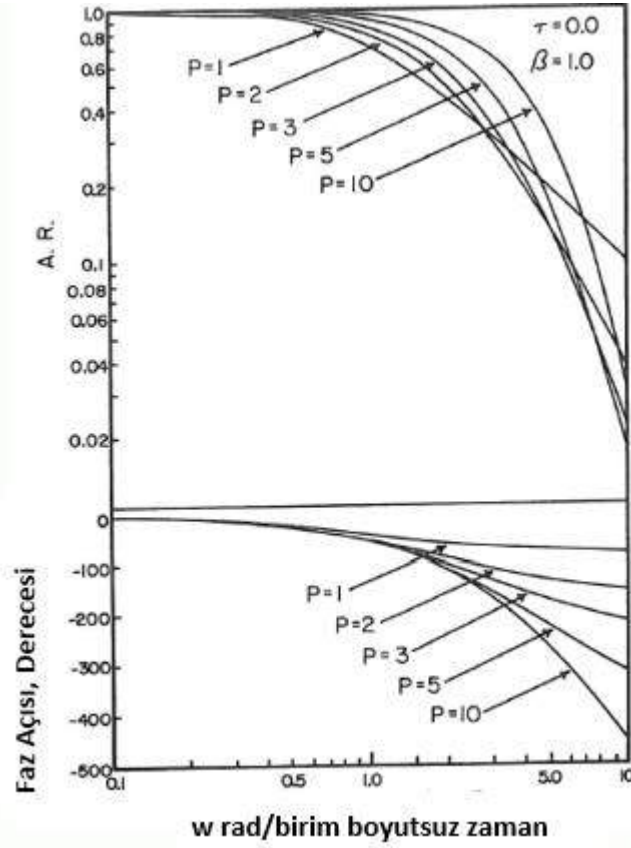
Denklem (4-50)'nin integrali sürekli enjeksiyon çıkış kalış süreleri dağılımına karşılık gelir (Wen ve Fan, 1976).

$$Y(\theta) = \int_0^{\theta} \frac{\beta(p\beta)^p}{\Gamma(p)(1-\tau)^p} (\theta-\tau)^{p-1} \exp\left(\frac{(-p\beta)(\theta-\tau)}{1-\tau}\right) d\theta + (1-\beta) U(\theta-\tau) \quad (4-55)$$

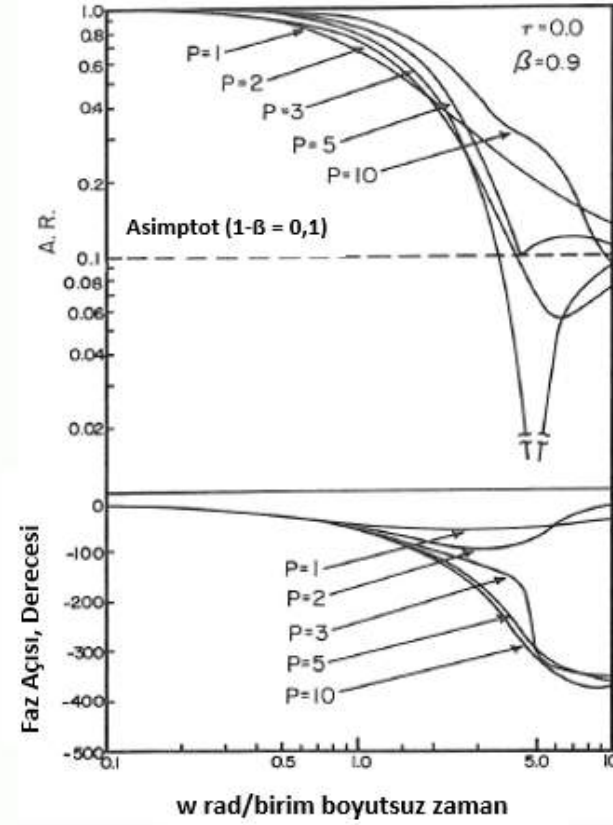
Denklem (4-55) bilinen sayısal integrasyon yöntemleriyle çözülebilir. Bu ifade ile verilen sürekli iz madde beslemesi için çıkış kalış süreleri dağılımlarının τ , β ve P parametrelerine bağlı olarak elde edilen grafikler, Şekil 4-21-Şekil 4-23'te verilmektedir (Wen ve Fan, 1976).



Şekil 4-21. Gamma dağılım modeli için frekans karşılığı ($\beta = 1,0$ $\tau = 0,0$) (Wen ve Fan, 1976)

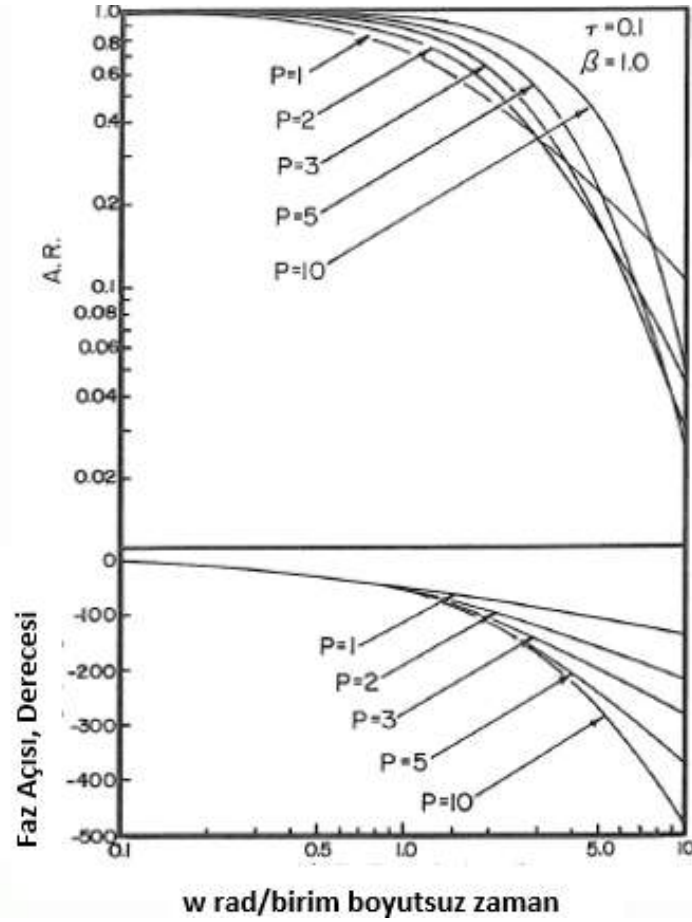


(a)

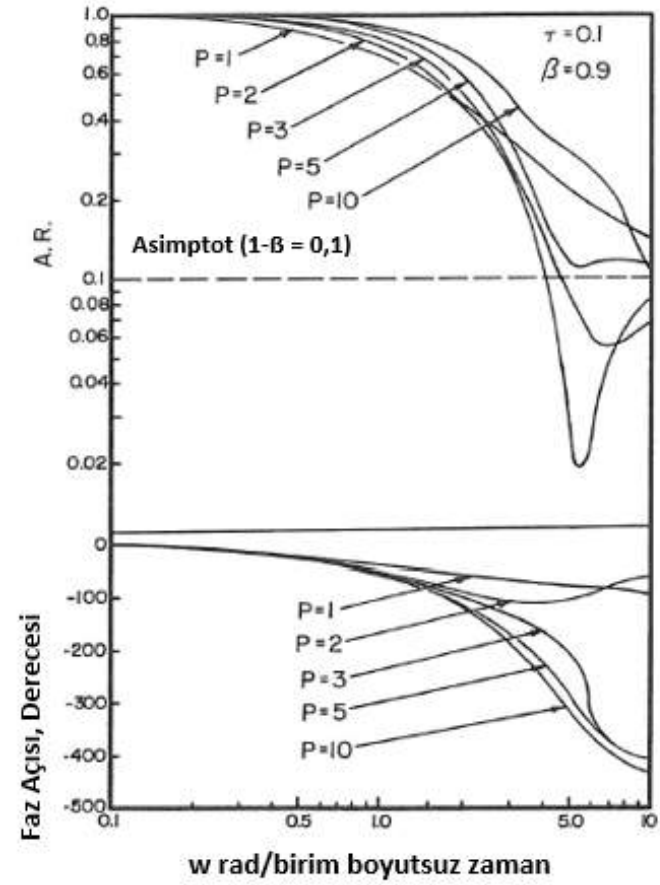


(b)

Şekil 4-22. Gamma dağılımı sürekli enjeksiyon tepki fonksiyonu (a) ($\beta = 1$; $\tau = 0$) (b) ($\beta = 0,9$; $\tau = 0$) (Wen ve Fan, 1976)



(a)

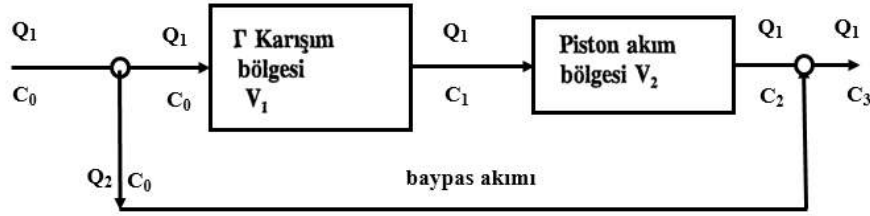


(b)

Şekil 4-23. Gamma dağılımı sürekli enjeksiyon tepki fonksiyonu (a) ($\beta = 1$; $\tau = 0,1$) (b) ($\beta = 0,9$; $\tau = 0,1$) (Wen ve Fan, 1976)

4.3.2. Tüm Sistemi Baypas Eden Kısmi Akımlı Gamma Dağılımı Modeli

Bu model, orijinal GDM'nin bir modifikasyonudur (Şekil 4-24). Baypas akımlı modeller arasındaki tek fark, baypas edilen akımın piston akışlı reaktöre girmeyip, piston akışlı reaktörün çıkışında ana akımla karışmasıdır. Bu modelin transfer fonksiyonunun formüle edilmesi için bir önceki baypas akımlı GDM'yle aynı prosedür uygulanır.



Şekil 4-24. Tüm sistemi baypas eden Γ dağılım modeli (Wen ve Fan, 1976)

Q_1 : Γ karışım bölgesi debisi

Q_2 : Baypas akımı debisi

Q_T : Toplam debi

C : İz madde konsantrasyonu (zaman fonksiyonu şeklinde)

V_2 : Piston akım hacmi

V_T : Tüm sistemin toplam hacmi

V_1 : Γ Karışım Bölgesi hacmi

$$H(s)_\Gamma = \frac{C_1(s)}{C_0(s)} = \left\{ \frac{p\beta}{(1-\tau)s + p\beta} \right\}^p \quad (4-56)$$

Burada, $H(s)_\Gamma$ Gamma karışımli reaktör için transfer fonksiyonu; $C_1(s)$, Gamma karışımli reaktörün çıkışındaki iz madde konsantrasyonu (response); $C_0(s)$, Gamma karışımli reaktörün girişindeki iz madde konsantrasyonu (input) olmaktadır.

Piston akışlı reaktör için transfer fonksiyonu aşağıdaki gibi yazılmaktadır;

$$H(s)_p = \frac{C_2(s)}{C_1(s)} = \exp(-\tau_s) \quad (4-57)$$

Burada;

C_2 : piston akışlı reaktör çıkışı iz madde konsantrasyonu (response)

C_1 : piston akışlı reaktör girişi iz madde konsantrasyonu (input)

olarak ifade edilir.

Baypas akımının ana akımla karıştığı noktada kütle dengesi kurulursa;

$$C_3 Q_T = Q_1 C_2 + Q_2 C_0 \quad (4-58)$$

elde edilir. Bu ifadenin her iki tarafı da Q_T 'ye bölünürse;

$$C_3 = \beta C_2 + (1 - \beta) C_0 \quad (4-59)$$

olarak bulunur.

Denklemin her iki tarafına da Laplace dönüşümü uygulanırsa;

$$C_3 = \beta C_2(s) + (1 - \beta) C_0(s) \quad (4-60)$$

elde edilebilir.

Denklem (4-56), (4-57) ve (4-60) birleştirilirse bütün sistemin transfer fonksiyonu aşağıdaki şekilde yazılabilir (Wen ve Fan, 1976):

$$H(s) = \frac{C_3(s)}{C_0(s)} = \left[\frac{p\beta}{(1-\tau)s + p\beta} \right]^p \exp(-\tau_s) + (1-\beta) \quad (4-61)$$

ÖRNEK 4-6:

Evsel atıksuların havasız çamur yataklı reaktörde arıtımı konulu bir doktora çalışması kapsamında, etkili hacmi 10,35 L olan ($D_{iç} = 120$ mm, $H_{net} = 100$ cm, ayrıca 30 cm çökme bölmesi) laboratuvar ölçekli bir reaktörde LiCl ile ani reaksiyon yöntemiyle iz madde deneyleri gerçekleştirilmiştir (Ubay, 1993). Elde edilen deney sonuçlarına Gamma dağılımı ve genelleştirilmiş Gamma fonksiyonunu uygulayarak farklı yükleme şartlarındaki reaktör hidroliğinin değişimini yorumlayınız.

Çözüm:

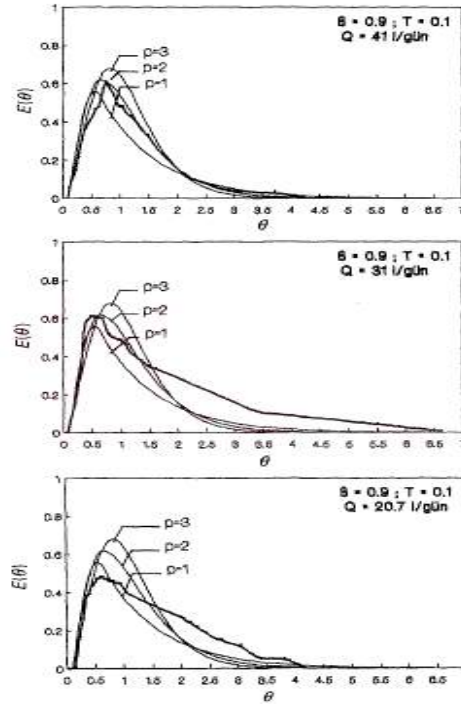
Üç farklı debi (hidrolik kalış süresi) için yürütülen iz madde deneyi sonucunda elde edilen değerler Tablo 4-9'da toplu olarak verilmiştir. Deneysel çalışmadan elde edilen boyutsuz çıkış iz madde konsantrasyon-süre, $E(\theta) - \theta$, eğrilerinin genelleştirilmesi ve Gamma dağılım modeli tipik eğrileriyle karşılaştırılması aşağıda Şekil 4-25'te yer almaktadır.

Tablo 4-9. Lityum klorür ile yapılan deneylerden elde edilen sonuçlar (Ubay, 1993)

Debi (L/gün)	$\sum C_i$ (mg/L)	$\sum t_i C_i$	$\sum t_i^2 C_i$	$\frac{\sum t_i^2 C_i}{\sum C_i} - \left[\frac{\sum t_i C_i}{\sum C_i} \right]^2$	σ^2	$d = D/UL$	$Pe = d^{-1}$	Geri kazanılan $Li = \sum C_i \cdot Q \cdot \Delta t$ (mg/L)
20,7	163,942	$1,185 \times 10^5$	$1,357 \times 10^8$	$3,055 \times 10^5$	0,589	0,541	1,85	88,759
31	182,771	$7,863 \times 10^4$	$4,885 \times 10^7$	$8,22 \times 10^4$	0,357	0,231	4,33	95,131
41	119,484	$4,1 \times 10^4$	$1,761 \times 10^7$	$2,961 \times 10^6$	0,228	0,131	7,63	81,68

Deneyisel çalışmadan elde edilen sonuçlar; Gamma dağılımı ve genelleştirilmiş Gamma fonksiyonuna uygulanmıştır. Bu sonuçların genelleştirilmiş Gamma dağılımına daha uygun olduğu görülmüştür. Söz konusu modelin parametreleri $\beta = 0,9$, $\tau = 0,1$ ve $p = 2$ olarak bulunmuştur. Bu sonuçlara göre çalışmada kullanılan havasız çamur yatağı sistemi ardışık iki tam karışimli reaktör ile bunları izleyen bir piston akımlı reaktör grubu gibi düşünülebilir (Şekil 4-25).

Ubay (1993) tarafından gerçekleştirilen bu çalışmada elde edilen boyutsuz zaman ve konsantrasyon eğrilerine ait şekillerden görüldüğü üzere; debi arttıkça veya diğer bir ifade ile hidrolik bekletme süresi azaldıkça sistem seri bağlı iki tam karışimli reaktör davranışı gösterirken; hidrolik bekletme süresi arttıkça ölü bölgenin arttığı tam karışimli bir reaktör hali gözlenmektedir. Bu olay; debinin az olması durumunda sistemde yatay düzlemde daha iyi bir karışım oluştuğu ve dolayısıyla akımın tam karışıma yaklaştığı, debinin yüksek olması durumunda ise reaktöre giren atıksuyun hızla yükselip önce çamur yatağında sonra çamur örtüsünde dağılarak iki ayrı karışım bölgesi oluşturması ile açıklanabilir. Evsel atıksular gibi seyreltik atıksuların havasız çamur yataklı sistemlerde arıtılması durumunda genelde yüksek hidrolik yükler uygulanacağından bu tip reaktörlerin genelleştirilmiş Gamma dağılımı modelinin verdiği sonuçlara göre çamur yatağının ve çamur örtüsünün iki ayrı tam karışimli reaktör ve çamur örtüsünün üzerinde kalan çökeltme bölgesinden hemen önceki hacmin de piston akım özelliğe sahip olduğu söylenebilir.



Şekil 4-25. $E(\theta)$ - θ eğrisi ($Q = 31$ L/gün) (Ubay, 1993)

Burada p , β ve τ daha önce açıklanan fiziksel parametrelerdir.

5. KİRLİLİK GÖSTERGELERİ, ARITILABİLİRLİK ESASLI ATIKSU KARAKTERİZASYONU VE BİYOREAKTÖR TASARIMININ ESASLARI

Hale Özgün, Mustafa Evren Erşahin, Ali İzzet Cengiz, İzzet Öztürk

5.1. Organik Kirlilik Göstergesi Parametreler

5.1.1. Birleşik/Kolektif Parametreler

Organik bileşikler genellikle karbon, hidrojen ve oksijenden oluşurken, bazı durumlarda azot da bu bileşime dahil olur. Atıksularda bulunan organik maddeler tipik olarak protein (%40-60), karbonhidrat (%25-50), yağ ve petrol artıkları (%8-12) kaynaklıdır. Üre, idrarın temel bileşeni olarak atıksuda bulunan bir diğer önemli organik kirleticidir. Atıksuyun karmaşık doğası gereği; organik bileşenler, kolektif organik bileşenler ve tekil organik bileşenler olarak iki sınıfa ayrılır. Kolektif organik bileşenler, ayrı bir şekilde tespit edilemeyen çok sayıda tekil bileşenden oluşur. Bu yönleriyle, tekil organik bileşenlerden ayrılmaktadırlar. Besin ve insan atıklarından kaynaklı protein, karbonhidrat, üre, petrol artıkları ve yağlar dışında, atıksuda düşük miktarda da olsa çok farklı türde (çok basit yapıdan aşırı karmaşığa kadar) sentetik organik moleküller bulunabilmektedir. Bu sentetik organik moleküllerin kaynakları; kullanılmamış ilaçlar, kişisel bakım ürünleri, ev temizlik ve bakım ürünleri şeklinde sıralanabilir. Genel olarak bir atıksu numunesindeki kolektif organik maddeyi ölçmek için kullanılan yöntemler iki sınıfa ayrılır. Bunlardan birincisi, konsantrasyonu 1,0 mg/L'den büyük olan organik maddelerin brüt konsantrasyonunu ölçmeyi, ikincisi ise konsantrasyonu 10^{-12} ile 1 mg/L aralığında değişen organik maddelerin eser konsantrasyonunu ölçmeyi kapsar. Günümüzde kullanılan laboratuvar yöntemleri, atıksuda konsantrasyonu 1,0 mg/L'den büyük organik maddeleri ölçmeyi hedefler. İkinci sınıfta bulunan maddelerin ölçümleri ise çok daha kapsamlı analiz yöntemlerinin uygulanması ile mümkündür. Yapılan ölçümler aşağıdaki gibi sıralanabilir:

(1) Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı (BOİ), (2) Kimyasal Oksijen İhtiyacı (KOİ), (3) Toplam Organik Karbon (TOK)

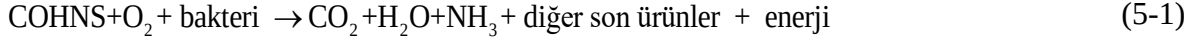
Yapılan bu laboratuvar testlerini tamamlayıcı olarak organik maddenin kimyasal formülünden hesaplanan Teorik Oksijen İhtiyacı (TeOI) da göz önünde bulundurulmalıdır (Tchobanoglous vd., 2014).

Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı. Atıksulardaki ve yüzeysel sulardaki organik kirlenmenin tespiti için en sık kullanılan parametre BOİ'dir. Bu parametrenin ölçümü için yapılan deney, organik maddenin oksidasyonu için mikroorganizmalar tarafından kullanılan çözünmüş oksijen (ÇO)'in ölçülmesine dayanır. BOİ deneyinden elde edilen sonuçlar başlıca aşağıdaki amaçlar için kullanılır (Tchobanoglous vd., 2014):

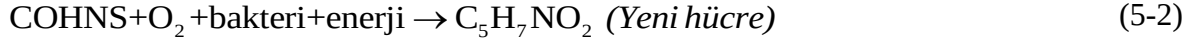
- (1) Organik içeriğin biyolojik olarak parçalanması için gerekli oksijen miktarının hesaplanması,
- (2) Atıksu arıtma tesislerinin boyutlandırılması, (3) Arıtma proseslerinin verimlerinin ölçülmesi, (4) Deşarj standartlarına uygunluğun tespiti.

(a) Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı Deneyinin Esasları. Ortamda yeterli seviyede oksijen mevcutsa, organik atığın aerobik ortamda biyolojik ayrışması tüm atık tüketilene kadar devam edecektir. Bu süreçte üç farklı faaliyet meydana gelmektedir. İlk olarak atığın bir kısmı oksitlenerek hücre devamlılığı ve yeni hücrelerin sentezi için gerekli enerji sağlanır. Eş zamanlı olarak oksidasyon sırasında sağlanan enerji kullanılarak atığın bir kısmı yeni hücrelere dönüştürülür. Son olarak ortamdaki organik madde tükenince, yeni hücreler kendi hücre dokularını tüketerek hücre devamlılığı için enerji sağlamaya başlar. Bu son aşama içsel solunum olarak isimlendirilir. Bu üç aşama, hücre dokusu $C_5H_7NO_2$, organik atık ise COHNS ile temsil edilecek şekilde aşağıdaki genelleştirilmiş reaksiyonlar kullanılarak ifade edilebilir:

Enerji reaksiyonu (oksidasyon)



Sentez reaksiyonu



İçsel solunum



Sadece atıktaki bulunan organik karbonun oksidasyonu göz önünde bulundurulursa, nihai (ultimate) BOİ (BOİ_u) bu üç reaksiyonu tamamlamak için gereken oksijen ihtiyacına tekabül eder. Bu esnada sarf edilen oksijene birinci kademe BOİ_u denir. Standart BOİ deneyi, az miktardaki atıksu numunesinin, hacmi 300 ml olan BOİ şişesine alınmasıyla başlar. Sonrasında BOİ şişesi oksijene doymuş ve mikrobiyal büyüme için gerekli besin maddelerini ihtiva eden seyreltme suyuyla doldurulur. Anlamlı sonuçlar elde edebilmek için atıksu numunesi uygun bir şekilde hazırlanmış seyreltme suyuyla seyreltilmeli yani inkübasyon periyodu için yeterli oksijen ve besin maddesi temin edilmelidir. Tıkaç vasıtasıyla şişe kapatılmadan önce şişedeki oksijen konsantrasyonu ölçülmelidir (Şekil 5-1, Şekil 5-2). Yeterli mikroorganizma içeren atıksular için (Örneğin; arıtılmamış atıksu) aşısız BOİ testi uygulanabilir. Mikroorganizma içeriği yetersiz ise aşılama yapılması gerekir.

BOİ testinde standart inkübasyon süresi genellikle 20 °C’de 5 gündür. 5 gün sonrasında oksijen konsantrasyonu tekrar ölçülür. Numuneye ait 5 günlük BOİ (BOİ₅) konsantrasyonu, iki ölçüm arasındaki ÇO konsantrasyonu farkı olarak tayin edilir (APHA, 2017). 5 günlük inkübasyon süresi, 1800’lerin sonunda İngiltere’de nehir kirliliğinin belirlenmesi için yapılan BOİ deneyine dayanır. İngiltere’de suyun bir nehir membasından alıcı ortama ulaşması için gerekli maksimum

akış süresi 5 gün olduğu için BOİ testinde 5 günlük inkübasyon süresi kullanılmıştır. Daha uzun zaman periyotları da kullanılabilir (Tipik olarak 7 gün).



Şekil 5-1. BOİ tayininde kullanılan ÇO probu (Tchobanoglous vd., 2014)



Şekil 5-2. Karıştırıcı (Tchobanoglous vd., 2014)

BOİ oksidasyon oranı, herhangi bir t zamanında geriye kalan organik madde miktarının birinci dereceden bir fonksiyon ile belirlenmesi varsayımı üzerinden modellenir:

$$\frac{dBOI_r}{dt} = k_1 BOI_r \quad (5-4)$$

t=0 ve t=t anında, BOI_u ve BOI_t sınır değerleri arasında integral alınırsa denklem aşağıdaki şekilde ifade edilebilmektedir:

$$BOI_r = BOI_u (e^{-k_1 t}) \quad (5-5)$$

BOI_r : t (gün) zamanında kalan (remaining) mevcut atığın oksijen eşdeğeri, mg/L

BOI_u : Nihai BOİ konsantrasyonu, mg/L

k_1 : Birinci dereceden reaksiyon sabiti, 1/gün

t: Zaman, gün

Böylece t anına kadar mikroorganizmaların tükettiği oksijen miktarı veya oksijen eşdeğeri cinsinden organik madde miktarı (BOI_t) aşağıdaki şekilde ifade edilir:

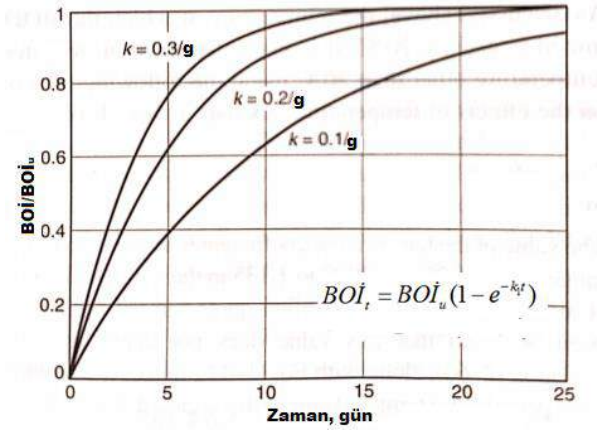
$$BOI_t = BOI_u - BOI_r = BOI_u - BOI_u(e^{-k_1 t}) = BOI_u(1 - e^{-k_1 t}) \quad (5-6)$$

Biyokimyasal oksidasyonun tamamlanması, “oksidasyon hızının kalan organik maddeyle doğru orantılı olduğu” varsayımı nedeniyle teorik olarak sonsuz zaman alır. 20 günlük periyotta karbonlu organik maddenin oksidasyonu %95-99 arasında tamamlanır. 5 günlük periyotta ise oksidasyon %60-70 civarında tamamlanır.

k_1 değeri arıtılmamış atıksu için genellikle $0,12-0,46 \text{ gün}^{-1}$ arasında, tipik olarak da $0,23 \text{ gün}^{-1}$ olarak alınır. 20°C 'de k_1 değeri, ÇO'nun zamana göre değişimini gözlemleyerek deneysel olarak saptanabilir. Farklı sıcaklık değerleri için k reaksiyon sabitini belirlemek için Denklem (5-7) kullanılabilir:

$$\frac{k_2}{k_1} = \theta^{(T_2 - T_1)} \quad (5-7)$$

Sıcaklık sabiti (θ), sıcaklık aralığı $20-30^\circ\text{C}$ arasında 1,056; $4-20^\circ\text{C}$ aralığında 1,135 değerini alır (Schroepfer vd., 1964). k_1 değerleri atık tipine göre belirgin şekilde değişir. Şekil 5-3'te görüleceği gibi; aynı BOI_u değeri için, zamana bağlı oksijen tüketimi farklı reaksiyon hız sabitleri için değişmektedir.



Şekil 5-3. Reaksiyon hız sabitinin BOİ üzerindeki etkisi (Tchobanoglous vd., 2014)

Karbonlu olmayan maddeler arasında yer alan amonyak, proteinlerin hidrolizi sırasında üretilir. Birçok bakterinin amonyağı nitrite ve sonrasında da nitrata oksitleme yeteneği olduğu bilinmektedir. Bu işleme dair genelleştirilmiş reaksiyonlar aşağıdaki gibidir:

Amonyanın nitrite dönüştürülmesi (Nitrosomonas bakterileri)



Nitritin nitrata dönüştürülmesi (Nitrobakter bakterileri)



Amonyanın nitrata dönüşümü



Amonyanın nitrata oksidasyonu ile ilişkilendirilen oksijen ihtiyacına nitrifikasyon kaynaklı biyokimyasal oksijen ihtiyacı (NBOİ) denir. Nitrifikasyon bakterilerinin üreme hızı yavaş olduğu için normal şartlarda nitrifikasyon kaynaklı belirgin bir oksijen tüketimi 6-10 gün arasında gözlemlenebilir. Fakat başlangıçta yeterli miktarda nitrifikasyon bakterisinin bulunması neticesinde nitrifikasyon kaynaklı oksijen tüketimi önemli seviyede girişim yapabilir. BOİ deneyi sırasında nitrifikasyon meydana gelmesi nedeniyle hatalı arıtılabilirlik yorumları yapılmasına sebep olabilir. Örneğin; giriş akımında BOİ konsantrasyonunun 200 mg/L olduğu durum için, biyolojik arıtma prosesi çıkışında BOİ konsantrasyonu nitrifikasyon olmadığında 20 mg/L, nitrifikasyon olduğu durumda 40 mg/L olursa; BOİ giderim verimi nitrifikasyonsuz durum için %90 ve nitrifikasyonlu durum için %80 olarak raporlanacaktır. Bu nedenle nitrifikasyon meydana geliyor ancak dikkate alınmıyorsa, aslında iyi performans göstermesine rağmen arıtma prosesinin iyi performans göstermediği sonucuna varılabilir (Tchobanoglous vd., 2014). Nitrifikasyon meydana geldiğinde ölçülen BOİ, karbonlu maddelerden kaynaklanan BOİ değerinden daha yüksek olacaktır. Mevzuat tarafından belirlenmiş deşarj sınırlarını sağlamak için belirli bir yüzde ile karbonlu maddelerden kaynaklı biyokimyasal oksijen ihtiyacı (CBOİ) giderimi gerektiğinde, erken nitrifikasyon ciddi sorunlara neden olabilir. Nitrifikasyon kaynaklı oksijen tüketimiyle ilgili sorunlar, nitrifikasyon reaksiyonlarını baskılamak için çeşitli kimyasallar kullanarak veya numuneyi nitrifikasyon bakterilerini ortadan kaldıracak şekilde arıtarak önlenabilir (Young, 1973).

(b) Partikül Boyutunun Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı Reaksiyon Hız Sabiti Üzerindeki Etkisi. Atıksudaki katıların boyut dağılımını belirlemek için membran filtrasyonu gibi bir ayırma tekniği kullanılırsa, çeşitli boyut dağılımları, bir respirometre vasıtasıyla, gözlenen oksijen tüketim hızları ile ilişkilendirilebilir. Tablo 5-1’de görüleceği üzere; gözlemlenen BOİ reaksiyon hız sabitleri ve partikül boyutları arasında belirgin bir ilişki bulunmaktadır. Başka bir deyişle; BOİ reaksiyon hız sabitleri partikül boyutundan önemli derecede etkilenmektedir. Bu durumda; atıksuyun arıtılabilirliği de partikül boyutu dağılımının değişimi ile farklılaşmaktadır (Tchobanoglous vd., 2014).

Tablo 5-1. Biyolojik olarak ayrışabilen organik maddelerde partikül boyutunun gözlemlenen reaksiyon hız sabiti üzerindeki etkisi (Tchobanoglous vd., 2014)

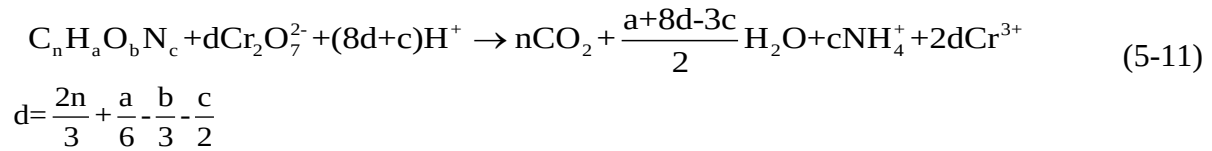
Bileşen	Boyut aralığı (μm)	k (gün ⁻¹)
Çökelebilen	> 100	0,08
Supra-Kolloidal	1-100	0,09
Kolloidal	0,1-1,0	0,22
Çözünabilir	< 0,1	0,39

(c) Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı Deneyinin Kısıtları. BOİ deneyinin kısıtları aşağıdaki şekilde sıralanabilir:

1. Yüksek konsantrasyonda aklime olmuş (ortama alışmış) aktif aşı bakterisi gereklidir.
2. Toksik atıklar söz konusu olduğunda ön arıtma gereklidir ve nitrifikasyon bakterilerinin etkisi önlenmelidir.
3. Yalnızca biyolojik olarak ayrışabilen organik maddeler ölçülebilir.
4. BOİ test şişesindeki çözünabilir organik madde tükendikten sonra testin stokiyometrik olarak geçerliliği yoktur.
5. Deney sonuçlarının elde edilebilmesi için nispeten uzun bir süreye ihtiyaç duyulur.

BOİ deneyi ile ilgili en önemli kısıt, 5 günlük sürenin sonunda mevcut çözünabilir organik maddenin tükendiği noktaya gelinip gelinmediği konusundaki belirsizliktir (Tchobanoglous vd, 2014).

Toplam ve Çözünmüş Kimyasal Oksijen İhtiyacı. KOİ deneyi, aşağıdaki reaksiyonda gösterildiği üzere, asit çözeltisi içinde dikromat (Cr₂O₇²⁻) kullanılarak kimyasal olarak oksitlenebilir organik maddenin oksijen eşdeğerliğini ölçmek için kullanılır (Sawyer vd., 2003).



Karbonlu maddelerden kaynaklanan BOİ_u değerinin KOİ değeri kadar yüksek olması beklense de bu nadiren görülebilen bir durumdur. Gözlenen bu farkın bazı olası nedenleri aşağıdaki şekilde sıralanabilir:

- (1) Biyolojik olarak oksitlenemeyen birçok organik madde (Örneğin; lignin) kimyasal olarak oksitlenebilir.
- (2) Dikromat tarafından oksitlenen inorganik maddeler, numunenin görünen organik içeriğini arttırır.
- (3) Bazı organik maddeler BOİ deneyinde kullanılan mikroorganizmalar için toksik olabilir.

(4) Dikromatin reaksiyona girebileceği bazı inorganik maddeler nedeniyle yüksek KOİ değerleri elde edilebilir.

KOİ deneyinin BOİ deneyine göre başlıca avantajlarından birisi 2,5 saat gibi kısa bir sürede tamamlanabilmesidir. BOİ deneyi için 5 veya daha fazla gün gerektiği düşünüldüğünde, aradaki fark KOİ deneyini daha pratik hale getirmektedir (Tchobanoglous vd., 2014).

Toplam ve Çözünmüş Organik Karbon. Toplam organik karbon (TOK) deneyi enstrümantal olarak yapılan, numunede yer alan TOK’u ölçmeye yarayan bir testtir. TOK ölçümünde; ısı ve oksijen, ultraviyole (UV) ışınları, kimyasal oksitleyiciler veya bu yöntemlerin bazılarının bileşimi kullanılarak, numunede yer alan organik karbonun, karbondioksit (CO₂)’e dönüştürülmesi amaçlanır. Atıksularda TOK ölçümü, kirlenme karakteristiklerini belirlemek ve bazı durumlarda bu değeri BOİ ve KOİ ile ilişkilendirerek aralarında anlamlı bir ilişki kurmak için kullanılır. TOK ölçümü, 5 ile 10 dakikada tamamlanması açısından avantajlıdır. TOK ve BOİ arasında anlamlı bir ilişki kurulabildiği durumlarda, proses kontrolü için TOK değerinin kullanılması tavsiye edilir (Tchobanoglous vd., 2014). TOK’un başlıca türleri çözünmüş ve partiküler TOK’tur. KOİ’de yapıldığı gibi, arıtılabilirlik değerlendirmesi yapabilmek için TOK parametresinin de alt türlerini tespit etmek gerekir.

Teorik Oksijen İhtiyacı. Atıksularda bulunan hayvansal ve bitkisel kaynaklı organik maddeler genellikle karbon, hidrojen, oksijen ve azot elementlerinin farklı oranlarda bulunmasıyla oluşmaktadır. Atıksuda bulunan bu elementlerin temel grupları; daha öncede belirtildiği gibi, karbonhidratlar, proteinler, yağlar ve petrol artıkları ve bunların ayrışmasından oluşan ürünlerdir. Organik maddenin kimyasal formülü biliniyorsa TeOİ hesaplanabilir. Hesaplanan bu teorik değerin KOİ ve BOİ’den daha büyük olması beklenir. KOİ testinde dahi kimyasal olarak oksitlenemeyen bir miktar karbonlu madde bulunabilir (Tchobanoglous vd., 2014).

Biyokimyasal Oksijen İhtiyacı, Kimyasal Oksijen İhtiyacı ve Toplam Organik Karbon Arasındaki İlişki. Arıtılmamış evsel atıksu için BOİ/KOİ oranı 0,3-0,8 aralığında değişmektedir (Tablo 5-2). BOİ/KOİ oranı 0,5’ten büyükse bu durum, atıksuyun biyolojik olarak kolaylıkla arıtılabileceğini göstermektedir. Eğer bu oran 0,3’ten küçük ise atıksu bazı toksik maddeler içeriyor veya stabilizasyonu için aklime olmuş biyokütle gerekiyor olabilir. Arıtılmamış evsel atıksu için BOİ/TOK oranı genelde 1,2-2,0 aralığında değişir. Atıksu belirli arıtma prosesleri ile arıtıldığında, bu oranların belirgin değişimler göstereceği unutulmamalıdır.

Eğer evsel atıksuya ait KOİ ölçümü yoksa ve BOİ konsantrasyonu biliniyorsa; Denklem (5-12)’den yararlanılarak toplam KOİ tahmini yapılabilir (Water Environment Federation, 1998; Tchobanoglous vd., 2003):

$$KOI_{\text{toplam}} \approx 2,1(BOI_5) \quad (5-12)$$

Yine evsel atıksu için BOI_u ve BOI_5 arasındaki yaklaşık olarak aşağıdaki ilişki kurulabilir (Tchobanoglous vd., 2003):

$$BOI_u \approx (1,5) (BOI_5) \quad (5-13)$$

Son olarak; evsel atıksu için biyolojik olarak ayrışabilen kimyasal oksijen ihtiyacı ($bKOI$) ve BOI parametreleri arasındaki ilişki aşağıdaki ifade ile gösterilebilir (Grady vd., 2011):

$$bKOI \approx (1,14) (BOI_u) \approx (1,71) (BOI_5) \quad (5-14)$$

Tablo 5-2. Atıksu karakterizasyonu için kullanılan farklı parametrelerin oranları (Tchobanoglous vd., 2014)

<i>Atıksu tipi</i>	<i>BOI/KOI</i>	<i>BOI/TOK</i>
<i>Arıtılmamış atıksu</i>	0,3-0,8	1,2-2,0
<i>Birincil çökeltim çıkışındaki akım</i>	0,4-0,6	0,8-1,2
<i>Çıkış atıksuyu</i>	0,1-0,3 ^a	0,2-0,5 ^b

^a $CBOI/KOI$

^b $CBOI/TOK$

5.1.2. Tekil Organik Kirleticiler

Tekil organik kirleticiler, Amerika Birleşik Devletleri Çevre Koruma Ajansı (EPA) tarafından belirlenen öncelikli kirleticilerin ve birçok yeni kirleticinin (haklarında ilgili düzenlemeler oluşturulmamış olan) varlığını belirlemek için kullanılır. Öncelikli kirleticiler (organik ve inorganik); kirleticinin kanserojen, mutajen, teratojen ve yüksek akut toksisite durumları göz önünde bulundurularak seçilir. Spesifik bileşikler tespit etmek için kullanılan yöntemler geliştikçe, tatlı su kaynaklarında ve arıtılmış atıksularda birçok farklı organik madde tespit edilmiştir. Tekil organik kirleticiler aşağıdaki şekilde farklı kategorilere ayrılabilir (Tchobanoglous vd., 2014):

(1) Öncelikli Kirleticiler, (2) Uçucu Organik Bileşikler, (3) Dezenfeksiyon Yan Ürünleri, (4) Pestisitler ve Tarımsal Kimyasallar, (5) Hakkında Düzenleme olmayan Eser Organik Bileşikler

5.2. Arıtılabilirlik Esaslı Atıksu Karakterizasyonu

Aktif çamur proseslerinin tasarımında; giriş atıksu karakterizasyonunun, havalandırma tankı hacminin, oluşan çamur miktarının, oksijen ihtiyacının ve çıkış atıksuyunda önemli parametrelerin konsantrasyonlarının belirlenmesine ihtiyaç duyulur. Uygun bir tasarım için giriş atıksu karakterizasyonunun doğru olarak belirlenmesi en önemli adımdır. Biyolojik azot-fosfor giderimi sağlayan proseslerin performansının öngörülmesi için atıksu karakterizasyonu bilinmelidir. Bununla birlikte; atıksu karakterizasyonu, mevcut tesislerin performansının ve arıtma kapasitesinin iyileştirilmesi için de önemli bir veridir. Kapsamlı bir atıksu karakterizasyonu olmadan tasarlanan tesisler yeteri kadar kirletici giderimi sağlayamadığından düşük arıtma verimine sahip olabilirler. Bunu önlemek amacıyla önemli atıksu bileşenleri kapsamlı bir şekilde incelenmelidir (Tchobanoglous vd., 2014).

5.2.1. Proses Tasarımı için Gerekli Atıksu Parametreleri

Aktif çamur sistemlerinin tasarımı için gerekli parametreler aşağıdaki şekilde gruplandırılabilir:

(1) Karbonlu Bileşikler, (2) Azotlu Bileşikler, (3) Fosforlu Bileşikler, (4) Toplam ve Uçucu Askıda Katı Madde (UAKM), (5) Alkalinite

Atıksu arıtma proseslerinin bilgisayar destekli tasarımları için kullanılan parametreler ve bu parametrelerin evsel atıksulardaki tipik değerleri Tablo 5-3'te verilmiştir. Bilgisayar destekli tasarım, kararlı hal işletme koşulları için makul tasarım parametre değerlerinin belirlenmesinde oldukça faydalıdır.

Tablo 5-3. Tipik atıksu karakterizasyonu (Tchobanoglous vd., 2014)

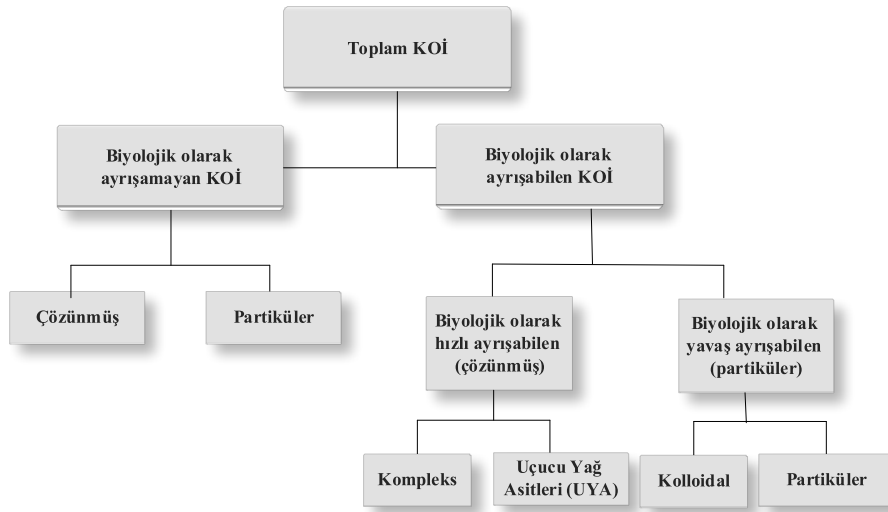
Parametre	Konsantrasyon (mg/L)
<i>KOI</i>	508
<i>Çözünmüş Kimyasal Oksijen İhtiyacı (sKOİ)</i>	177
<i>BOİ</i>	200
<i>Askıda Katı Madde (AKM)</i>	195
<i>UAKM</i>	150
<i>Toplam Kjeldahl Azotu (TKN)</i>	35
<i>Amonyum Azotu (NH₄-N)</i>	20
<i>Nitrat Azotu (NO₃-N)</i>	0
<i>Toplam Fosfor (TP)</i>	5,6
<i>Alkalinite</i>	200 ^a

^a mg CaCO₃/L

Biyolojik azot-fosfor giderimi yapan sistemler, farklı özelliklerde (havalandırmalı, havasız, anoksik) birbiri ardına sıralanmış birçok reaktöre ve içsel geri devir hatlarına sahiptir. Bu sistemlerin farklı yük ve debi koşulları altındaki proses analizi için ilgili tüm atıksu bileşenlerini

hesaba katan diferansiyel denklemlerden faydalanan simülasyon modelleri kullanılır. Bu tip simülasyon modelleri kullanıldığında; hesaba katılan atıksu bileşenleri sayıca artar ve daha kapsamlı bir hal alır. Bu analizlerde kullanılan başlıca bileşenler Tablo 5-4'te verilmiştir (Tchobanoglous vd., 2014). Bu bölümde, atıksu bileşenlerinin yapısını belirtmek için şu notasyonlardan faydalanılmıştır: S (çözünmüş), X (partiküler) ve T (X+S; toplam). S ve I alt indisleri biyolojik ayrışabilir (s) ve biyolojik ayrışamayan yani inert (i) bileşenleri belirtmek için kullanılmıştır.

Karbonlu Bileşikler. Karbonlu bileşikler, BOİ ve KOİ analizleri ile tayin edilen ve aktif çamur proses tasarımlarında kilit rol oynayan atıksu bileşenleridir. Örneğin; biyolojik olarak ayrışabilen BOİ ve KOİ konsantrasyonu arttıkça, daha fazla oksijen ihtiyacı, daha fazla çamur oluşumu ve hacim olarak daha büyük havalandırma tankı ihtiyacı gibi tasarımı doğrudan etkileyen sonuçlar oluşur. KOİ parametresi, kapsamlı bilgisayar modellerinde karbonlu bileşenleri temsil etmesi için kullanılmaktadır. Bu modeller, karbonlu bileşenlerin AAT'deki akıbetinin belirlenmesi için KOİ kütle dengesini esas almaktadır. Şekil 5-4'te çeşitli KOİ bileşenleri belirtilmiş ve bu bileşenler Tablo 5-4'te tanımlanmıştır.



Şekil 5-4. Atıksudaki KOİ fraksiyonları (Tchobanoglous vd., 2014)

KOİ ise oluşan çamurda yer alır. Tablo 5-4'te verilen terimlerden faydalanılarak toplam KOİ, Denklem (5-15)'teki gibi ifade edilebilir:

$$C_{TO} = S_{SO} + X_{SO} + S_{IO} + X_{IO} \quad (5-15)$$

$$X_{SO} = X_{Kolloidal} + X_{Partiküler} \quad (5-16)$$

Farklı KOİ fraksiyonlarına ait ölçüm yöntemleri ve bu bileşenlerin nispi miktarları Şekil 5-5'te görülmektedir.

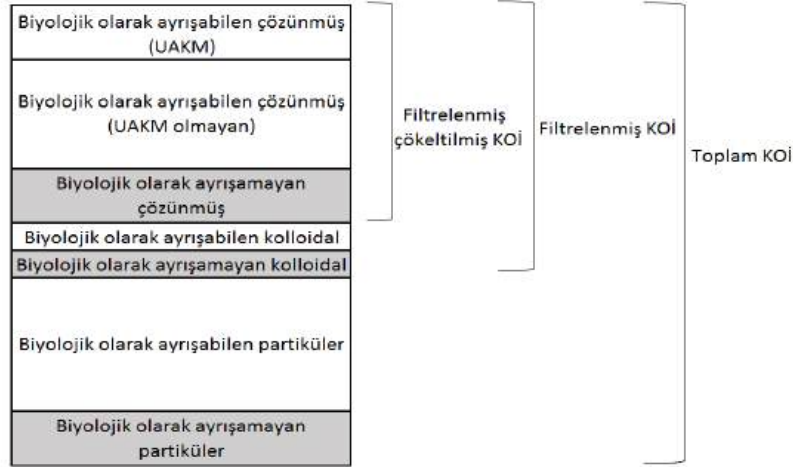
Tablo 5-4. Biyolojik atıksu arıtma proseslerinin tasarımı ve analizinde önemli atıksu bileşenlerini karakterize etmek için kullanılan terimler ve tanımları (Tchobanoglous vd., 2014)

<i>Parametre^a</i>	<i>Sembol^b</i>	<i>Tanım</i>
<i>BOİ</i>		
<i>BOİ</i>		Toplam 5-günlük biyokimyasal oksijen ihtiyacı
<i>sBOİ</i>		Çözünmüş 5-günlük biyokimyasal oksijen ihtiyacı
<i>BOİ_u</i>		Nihai biyokimyasal oksijen ihtiyacı
<i>KOİ</i>		
<i>KOİ</i>	C_{TO}	Toplam kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>bKOİ</i>		Biyolojik olarak ayrışabilen kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>pKOİ</i>		Partiküler kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>sKOİ</i>		Çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>nbKOİ</i>		Biyolojik olarak ayrışamayan kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>rbKOİ</i>	S_{SO}	Biyolojik olarak hızlı ayrışabilen çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>bsKOİ</i>		Biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>bcolKOİ</i>	X_{col}	Biyolojik olarak ayrışabilen kolloidal kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>sbKOİ</i>	X_{SO}	Biyolojik olarak yavaş ayrışabilen partiküler kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>bpKOİ</i>	X_{SP}	Biyolojik olarak ayrışabilen partiküler kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>nbpKOİ</i>	X_{IO}	Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>nbsKOİ</i>	S_{IO}	Biyolojik olarak ayrışamayan çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı
<i>Azot</i>		
<i>TKN</i>		Toplam kjeldahl azotu
<i>bTKN</i>		Biyolojik olarak ayrışabilen toplam kjeldahl azotu
<i>sTKN</i>		Çözünmüş (filtrelenmiş) toplam kjeldahl azotu
<i>ON</i>		Organik azot
<i>NH₄-N</i>	S_{NH4}	Amonyum azotu
<i>bON</i>		Biyolojik olarak ayrışabilen organik azot
<i>pON</i>		Partiküler organik azot
<i>bpON</i>	X_{NS}	Biyolojik olarak ayrışabilen partiküler organik azot
<i>nbpON</i>	X_{NI}	Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler organik azot
<i>sON</i>		Çözünmüş organik azot
<i>bsON</i>	S_{NS}	Biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş organik azot
<i>nbsON</i>		Biyolojik olarak ayrışamayan çözünmüş organik azot
<i>Fosfor</i>		
<i>TP</i>		Toplam fosfor
<i>PO₄</i>	S_{PO4}	Ortofosfat
<i>bpP</i>	X_P	Biyolojik olarak ayrışabilen partiküler fosfor
<i>nbpP</i>	X_{PI}	Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler fosfor
<i>bsP</i>	S_P	Biyolojik olarak ayrışabilen çözünmüş fosfor
<i>nbsP</i>	S_{PI}	Biyolojik olarak ayrışamayan çözünmüş fosfor
<i>AKM</i>		
<i>AKM</i>		Askıda katı madde
<i>UAKM</i>		Uçucu askıda katı madde
<i>nbUAKM</i>		Biyolojik olarak ayrışamayan uçucu askıda katı madde
<i>iAKM</i>		İnert askıda katı madde

^a b: Biyolojik olarak ayrışabilen, I: İnert; n: -mayan; p: Partiküler; s: Çözünmüş

^b IWA aktif çamur modelinde sıklıkla kullanılan semboller

BOİ'den farklı olarak KOİ'nin bir kısmı biyolojik olarak ayrışabilir değildir. Dolayısıyla KOİ, biyolojik olarak ayrışabilen ve ayrışamayan olmak üzere iki kategoriye ayrılır. Bir sonraki adımda ise her bir kategori için KOİ'nin çözünmüş ve partiküler kısmı belirlenir. Biyolojik olarak ayrışamayan çözünmüş KOİ çıkış atıksuyunda, biyolojik olarak ayrışamayan partiküler



Şekil 5-5. Atıksudaki KOİ fraksiyonlarının ve ölçüm yöntemlerinin şematik gösterimi (Tchobanoglous vd., 2014)

bKOİ'nin, biyolojik olarak hızlı ayrışabilen çözünmüş KOİ (rbKOİ) ve biyolojik olarak yavaş ayrışabilen partiküler KOİ (sbKOİ) fraksiyonlarının belirlenmesi, aktif çamur proses tasarımı için son derece önemlidir. rbKOİ fraksiyonu hızlı bir şekilde biyokütle tarafından tüketilir. sbKOİ fraksiyonu ise öncelikle hücre dışı enzimler tarafından ayrıştırılmakta; bu sebeple biyokütle tarafından çok daha yavaş tüketilmektedir. rbKOİ fraksiyonunun aktif çamur prosesinde kullanılan biyolojik kinetikler ve proses performansı üzerinde doğrudan etkisi vardır. Bu KOİ fraksiyonunun, tasarım ve performansı etkilediği proses uygulamaları Tablo 5-5'te özetlenmiştir.

Tablo 5-5. Biyolojik olarak hızlı ayrışabilen KOİ'den etkilenen biyolojik prosesler (Tchobanoglous vd., 2014)

Proses	rbKOİ Etkisi
Havalandırmalı aktif çamur sistemi	Piston akımlı ve kademelendirilmiş havalandırmalı reaktörlerde artan giriş rbKOİ konsantrasyonlarında, daha yüksek oksijen ihtiyacı meydana gelir.
Biyolojik besi maddesi giderimi	Ön anoksik tanklarda artan giriş rbKOİ konsantrasyonlarında daha yüksek denitrifikasyon kapasitesine ulaşılması sonucu daha az hacimli anoksik tanklara ihtiyaç duyulur.
Biyolojik aşırı fosfor giderimi	Giriş rbKOİ konsantrasyonunun artmasıyla, daha yüksek oranda biyolojik fosfor giderimi sağlanır.
Aktif çamur selektörü	Giriş atıksuyunun daha yüksek rbKOİ konsantrasyonuna sahip olması, selektörde flok oluşturan bakteriler için daha fazla KOİ sağlar. Bu durum çamur hacim indeksi (ÇHİ)'nin iyileşmesini sağlayabilir.

Konvansiyonel piston akımlı reaktörlerde ve kademelendirilmiş havalandırmalı aktif çamur sistemlerinde, artan giriş $rbKOİ$ konsantrasyonlarında daha yüksek oksijen transfer hızlarına ihtiyaç duyulur. Biyolojik besi maddesi giderimi yapan proseslerde, $rbKOİ$ fraksiyonunun havalandırma tanklarına ulaşmadan önce tüketilmeye başlandığı ön anoksik tanklarındaki denitrifikasyon oranı üzerinde önemli bir etkisi vardır. $rbKOİ$ konsantrasyonu arttıkça, denitrifikasyon kapasitesi artacaktır. Biyolojik aşırı fosfor giderimi yapan sistemlerde $rbKOİ$, havasız ortamda fosfor depolayan bakterilerin bünyelerine fosfor alabilmesi için fermentasyon yoluyla kolay bir şekilde asetata çevrilebilir. Bu sebeple, biyolojik aşırı fosfor giderimi yapan sistemlerin performansının daha doğru bir şekilde tahmin edilebilmesi için giriş atıksuyu $rbKOİ$ konsantrasyonunun bilinmesi gerekir (Tchobanoglous vd., 2014).

Şekil 5-4'te görülebileceği üzere, $KOİ$ karakterizasyonu için bir sonraki adım $rbKOİ$ 'nin alt fraksiyonlarını belirlemektir. $rbKOİ$, giriş atıksuyundaki uçucu yağ asitlerini (UYA) ve UYA'ya fermente edilebilecek kompleks çözünmüş $KOİ$ 'yi içerir. Septik koşullardaki atıksu (Örneğin; sıcak iklimlerde asgari eğimlerden oluşan toplama sistemleriyle toplanan atıksu) daha yüksek konsantrasyonlarda UYA muhteva eder. Biyolojik aşırı fosfor gideren sistemlerin performansı, giriş atıksuyundaki UYA konsantrasyonu arttıkça yükselir (Tchobanoglous vd., 2014).

$bKOİ$ 'nin tayin edilebilmesi için, $BOİ$ deneyine ait verilere ihtiyaç duyulur. Grady vd. (1999), $bKOİ/BOİ$ oranının, $BOİ_u$ 'nun $BOİ_5$ 'e oranından ($BOİ_u/BOİ_5$) daha büyük olduğunu belirtmiştir. Bunun sebebi, $BOİ$ deneyinde tüm organik maddenin 5 veya 7 gün içinde parçalanamamasıdır. Bir miktar $bKOİ$, $BOİ_u$ tayini için uzun inkübasyon süresi sonunda hücre kalıntısı ve aktif hücre olarak kalan biyokütleyle çevrilir. Evsel atıksu için $BOİ_u/BOİ_5$ oranı 1,5; $bKOİ/BOİ$ oranı ise biyokütle verimine ve hücre kalıntısı fraksiyonuna bağlı olarak 1,6-1,7 civarındadır (Tchobanoglous vd., 2014). $bKOİ/BOİ$ oranı, $BOİ$ deneyinde tüketilen $bKOİ$ 'nin, $BOİ_u$ ve kalan hücre kalıntısının oksijen eşdeğerliğinin toplamına eşit olduğu esasına [$bKOİ = BOİ_u + 1,42(f_d)(Y_H)bKOİ$] dayanan Denklem (5-17) ile hesaplanabilir:

$$\frac{bKOİ}{BOİ} = \frac{BOİ_u/BOİ}{1 - 1,42f_d(Y_H)} \quad (5-17)$$

f_d : Hücre kalıntısı olarak kalan hücre kütlesi, g/g

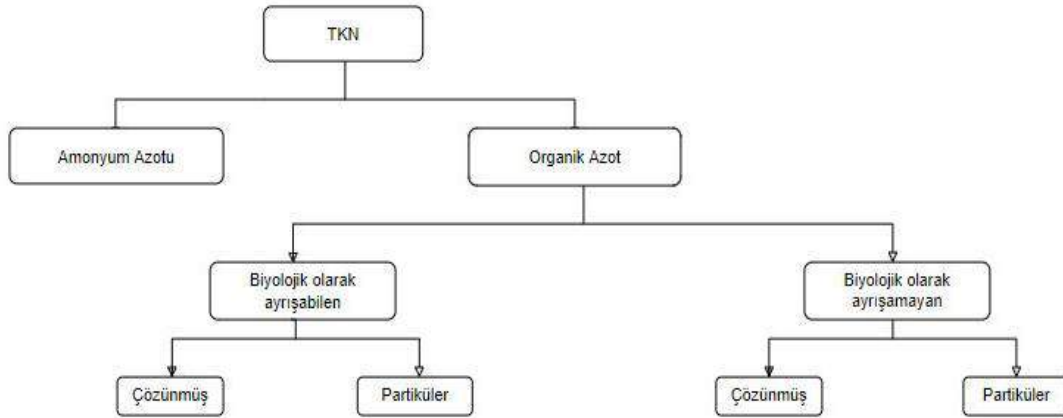
Y_H : Heterotrof bakteriler için substrat dönüşüm oranı, g UAKM/g $KOİ$

Örneğin; evsel atıksu için tipik değerlerin ($BOİ_u/BOİ_5 = 1,5$; $f_d = 0,15$; $Y_H = 0,40$) kullanılması durumunda $bKOİ/BOİ$ oranı 1,64 olacaktır.

Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler $KOİ$ ($nbpKOİ$) organik madde olduğu için; aktif çamur prosesinde atıksu ve çamurdaki UAKM konsantrasyonuna katkıda bulunacak ve burada biyolojik olarak ayrışamayan uçucu askıda katı madde ($nbUAKM$) kapsamına girecektir. Giriş

atıksuyu, aktif çamur prosesinde çamur konsantrasyonuna katkıda bulunan uçucu olmayan askıda katı madde de içermektedir. Bu katı maddeler giriş inert askıda katı madde (iAKM) olarak tanımlanır ve konsantrasyonu, giriş atıksuyu AKM ve UAKM konsantrasyon farkı ile hesaplanabilir.

Azotlu Bileşikler. Atıksuda bulunan azotlu bileşikler Şekil 5-6’da gösterilmiştir. TKN, $\text{NH}_4\text{-N}$ ve organik azot (ON)’un toplamına eşittir. Giriş TKN konsantrasyonunun %60-70’i $\text{NH}_4\text{-N}$ olarak bakteriyel sentez ve nitrifikasyon için kolaylıkla kullanılabilir. ON, çözülmüş ve partiküler fraksiyonlara ayrılırken, bu iki fraksiyon da kendi içerisinde biyolojik olarak ayrışabilen ve ayrışamayan kısımlar içerir. Biyolojik olarak ayrışabilen partiküler organik azot (bpON), bsON’a göre daha yavaş giderilir. Partiküler azot giderimi için ilk olarak hidroliz kademesinin gerçekleşmesi gereklidir. Biyolojik olarak ayrışamayan organik azot (nbON), KOİ cinsinden giriş UAKM’nin takribi % 6-7’sine tekabül etmektedir (Melcer vd., 2003). Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler organik azot (nbpON), atılan fazla çamur ile sistemden uzaklaştırılır. Fakat biyolojik olarak ayrışamayan çözülmüş organik azot (nbsON) son çökeltim tankı çıkışında yer alır. Biyolojik olarak ayrışamayan çözülmüş azot, çıkış atıksuyu toplam azot konsantrasyonuna 1-2 mg N/L mertebesinde katkı sağlar (Parkin ve McCarty, 1981; Uygun-Demirtaş vd., 2008). İşsel solunum ile bir miktar nbsON (8-15 gün çamur yaşı aralığında; 0,1-0,3 mg/L civarında) üretilebilir (Czerwionka vd., 2012).



Şekil 5-6. Atıksudaki azotlu bileşiklere ait fraksiyonlar (Tchobanoglous vd., 2014)

Alkalinite. Alkalinite, nitrifikasyon prosesinin performansını etkileyen önemli bir atıksu parametresidir. Tam verimli bir nitrifikasyon sağlanabilmesi için atıksuda yeterli miktarda alkalinite bulunmalıdır.

5.2.2. Atıksu Karakterizasyonu için Ölçüm Yöntemleri

Atıksuda bulunan biyolojik olarak hızlı ayrışabilen kimyasal oksijen ihtiyacı (rbKOİ), nbUAKM, sON ve nbON konsantrasyonlarının belirlenmesi için özel yöntemler kullanılmaktadır. Kullanılan bazı yöntemler aşağıda verilmiştir (Tchobanoglous vd., 2014).

Biyolojik Olarak Hızlı Ayrışabilen Kimyasal Oksijen İhtiyacı. rbKOİ konsantrasyonu, Ekama vd. (1986) tarafından tarif edilen kesikli oksijen tüketim hızı (OTH) testi veya nispeten basit kimyasal-fiziksel test prosedürü ile belirlenebilir. Basit kimyasal-fiziksel test prosedürü sıklıkla kullanılır ve giriş atıksuyu numunesindeki flokülasyon/filtrasyon yöntemi ile KOİ (ffKOİ) konsantrasyonunu hesaplamayı içerir.

rbKOİ yöntemi, Mamais vd. (1993) tarafından sunulan atıksu numunesindeki kolloidal ve partiküler KOİ'yi çözünebilir KOİ'den ayırmayı esas alan yöntemi temel almaktadır. ffKOİ testi, atıksu numunesine ve son çökeltim tankı çıkış numunesine uygulanabilir. Son çökeltim tankı çıkışında ölçülen çözünmüş KOİ (sKOİ), rbKOİ aktif çamur prosesinde giderildiği için, biyolojik olarak ayrışamayan çözünmüş kimyasal oksijen ihtiyacı (nbsKOİ)'dir. Flokülasyon/filtrasyon yöntemi uygulanabilirliğinin basit olması nedeniyle atıksu arıtma tesislerinde sıklıkla kullanılmaktadır. Seçilen ölçüm prosedürü, aktif çamur prosesinin performansını değerlendirmek için kullanılan tasarım modelleriyle uyumlu olduğu sürece, kullanılmasında herhangi bir mahzur yoktur. Prosedür, askıda ve kolloidal katı maddenin flokülasyon (yumaklaştırma) sonucunda çinko hidroksit çökeltisi olarak etkin bir şekilde giderileceği ve filtrasyon sonrasında yalnızca çözünmüş organik maddenin elde edileceği varsayımına dayanır. Bu yöntemle yönelik adımlar aşağıdaki şekilde sıralanabilir (Tchobanoglous vd., 2014):

- (1) 1 mL 100 g/L çinko sülfat ($ZnSO_4$) çözeltisi 100 mL numuneye 1 dakika boyunca hızlı karıştırma altında eklenir.
- (2) Flok oluşumu için 5-10 dakika yavaş karıştırmayla; 6 molar (M) sodyum hidroksit (NaOH) kullanılarak pH 10,5'e yükseltilir.
- (3) Numune 10-20 dakika çökeltir ve üst faz çekilerek 0,45 µm membran filtresi vasıtasıyla filtre edilir.
- (4) Süzüntü, KOİ konsantrasyonunun belirlenmesi için analiz edilir. Atıksu KOİ konsantrasyonu ve arıtılan atıksu numunesi KOİ konsantrasyonu arasındaki fark rbKOİ konsantrasyonunu verecektir.

Biyolojik Olarak Ayrışamayan Uçucu Askıda Katı Madde. Atıksudaki nbUAKM konsantrasyonu, KOİ, sKOİ, BOİ, sBOİ ve UAKM parametreleri kullanılarak hesaplanabilmektedir. Bu hesaplama yönteminde, KOİ/UAKM oranı biyolojik olarak ayrışabilen ve ayrışamayan UAKM için sabit kabul edilmektedir:

$$nbUAKM = \left[1 - \left(\frac{X_{SO}}{X_{TO}} \right) \right] UAKM \quad (5-18)$$

$$\left(\frac{X_{SO}}{X_{TO}} \right) = \frac{(C_{SO}/BOİ)(BOİ-sBOİ)}{C_{TO}-S_{TO}} \quad (5-19)$$

X_{SO} : Biyolojik olarak yavaş ayrışabilen partiküler KOİ konsantrasyonu, mg/L

X_{TO} : pKOİ konsantrasyonu, mg/L

S_{TO} : Çözünmüş KOİ konsantrasyonu, mg/L

Yukarıda bahsedilen yöntem yerine, aşağıda belirtilen basitleştirilmiş yaklaşım daha çok tercih edilmektedir. Bu yaklaşımda, KOİ/UAKM oranı biyolojik olarak ayrışabilen ve ayrışamayan UAKM için aynı kabul edilmektedir:

$$X_{IO} = C_{TO} - C_{SO} - S_{IOe} \quad (5-20)$$

$$UAKM_{KOİ} = \frac{C_{TO}-S_{TO}}{UAKM} \quad (5-21)$$

$$nbUAKM = \frac{X_{IO}}{UAKM_{KOİ}} \quad (5-22)$$

S_{IOe} : Çıkış akımında filtrelenmiş KOİ konsantrasyonu, mg/L

$UAKM_{KOİ}$: g KOİ/g UAKM

Azotlu Bileşikler. Çıkış toplam azot konsantrasyonuna etkisi nedeniyle sON konsantrasyonu önemlidir. nbsON doğrudan hesaplanamaz; fakat pratik olarak çıkış atıksuyunda düşük sON konsantrasyonu olduğu varsayılarak, çamur yaşı 5-10 gün arasında olan aktif çamur sistemlerinde çıkış akımlarında toplam sON konsantrasyonu tahmin edilebilir (Tchobanoglous vd., 2014).

nbpON, giriş UAKM değerinin tespit edilmesiyle hesaplanabilir. UAKM içindeki azot fraksiyonu aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$f_N = \frac{(TKN-sON-NH_4N)}{UAKM} \quad (5-23)$$

$$nbpON = f_N(nbUAKM) \quad (5-24)$$

f_N : UAKM içerisindeki ON fraksiyonu, g N/g UAKM

TKN: TKN konsantrasyonu, mg/L

sON: Çözünmüş (filtrelenmiş) organik azot konsantrasyonu, mg/L

nbpON: Biyolojik olarak ayrışamayan partiküler organik azot konsantrasyonu, mg/L

Özet olarak atıksudaki KOİ ve azotlu bileşikler aşağıdaki denklemlerle ifade edilebilmektedir:

$$C_{TO} = C_{SO} + C_i \quad (5-25)$$

$$C_{SO} \sim 1,6 (BOİ) \quad (5-26)$$

$$C_i = S_{i0} + X_{i0} \quad (5-27)$$

$$C_{SO} = X_{SO} + S_{SO} \quad (5-28)$$

$$TKN = NH_N - N + ON \quad (5-29)$$

$$ON = bON + nbON \quad (5-30)$$

$$nbON = nbsON + nbpON \quad (5-31)$$

Bu eşitliklerdeki terimlerin tanımları Tablo 5-4'te verilmiştir.

5.3. Respirometrik Analiz

Respirometre, canlı mikroorganizmaların havalı, havasız ve anoksik ortamlardaki solunumunu ölçmek için kullanılan bir cihazdır. Respirometre ile yapılan analizler önceki bölümlerde açıklanan BOİ şişesi yöntemine göre daha hassas sonuçlar vermektedir (Young ve Cowan, 2004; Young ve Baumann, 1976a, 1976b). Modern gaz respirometreleri, sabit oksijen basıncında organik bir substratın mikroorganizmalar tarafından tüketilmesi sırasında oksijen kullanımını ölçme esasına dayalı olarak çalışmaktadır. Oksijen değişimi; bir elektroliz hücresi, kabarcık tipi akış hücresi veya transdüser (dönüştürücü) kontrollü pnömatik enjeksiyon vasıtasıyla gerçekleştirilir (Tchobanoglous vd., 2014). Ticari bir respirometre örneği Şekil 5-7'de verilmiştir. Modern gaz respirometrelerinin Gilson ve Warburg gibi manometrik respirometrelere göre avantajları aşağıdaki şekilde sıralanabilir (Tchobanoglous ve Burton, 1991):

1. Geniş hacimli numune (1 L) kullanımı numune miktarına bağlı hataları asgari düzeye indirir.
2. Oksijen kullanımı sürekli olarak ölçüldüğü için biyolojik reaksiyonların seyri hakkında daha fazla bilgi sahibi olunur.



Şekil 5-7. Gaz respirometresi (Tchobanoglous vd., 2014)

5.3.1. Respirometre Uygulamaları

İlk kullanım maksadı BOİ tespiti olan respirometreler, günümüzde atıksu arıtımında birçok alanda kullanılmaktadır (Young ve Cowan, 2004). Aşağıda sıralanan uygulama alanları örnek olarak verilebilir:

1. Aktif çamurdaki OTH'nin gözlenmesi
2. Endüstriyel atıksuların arıtılabilirliğinin ve biyolojik olarak ayrışabilirliğinin tespiti
3. Endüstriyel kimyasalların atıksu arıtma prosesindeki toksisite etkisinin belirlenmesi
4. Besi maddesi eksikliklerinin tespiti

Geleneksel olarak respirometreler kapalı bir sistemde doğrudan sıvı fazdaki ÇO miktarının (oksijen elektrodu) veya dolaylı olarak sıvı üzerindeki hava boşluğundaki oksijenin ölçülmesine (manometrik yöntem) dayanan bir yöntem ile çalışır. Hızlı yöntemlerde birden fazla elektrot ve özel bilgisayar yazılımları ile sistem desteklenir ve az miktarda biyokütle kullanılarak 5-10 dakika içerisinde sonuçlar elde edilebilir. Hızlı laboratuvar ölçümleri, özellikle toksisite kontrolünde fayda sağlamaktadır. Fakat laboratuvar ölçümleri, tam ölçekli sistemlerdeki mevcut biyokütleden ve dinamik atıksu arıtma proseslerinden anlık geri bildirimler almak için uygun değildir. Çevrimiçi (anlık) respirometreler ile gerçek zamanlı ve sürekli proses kontrolü yapılabilmektedir (Gruiz vd., 2016). Çok farklı çeşitlerde ticari olarak tedarik edilebilen respirometre cihazları mevcuttur. Şekil 5-8'de doğrudan aktif çamur havuzunda ölçüm yapan taşınabilir "Bioscope" markalı (Bileşik Krallık) respirometre cihazı görülmektedir.



Şekil 5-8. Taşınabilir "Bioscope" respirometre (Głodniok, 2011)

Respirometreler, biyokütlenin bir sıvı ortamından hangi hızla elektron alıcısı (O_2 veya NO_3^- gibi) tükettiğini veya hangi hızla indirgenmiş bir ürün (CH_4) açığa çıkardığını ölçen bir teknikle çalışır. O_2 ve NO_3^- gibi elektron alıcıları için var olan teknik, genellikle sıvı fazdaki elektron alıcısı konsantrasyonunun ölçülmesi ve solunum hızını elde etmek için kütle dengesi

oluşturulması esasına dayanır. Eğer bir gaz fazı mevcutsa, bu gaz fazındaki oksijenin kütle dengesi de dikkate alınır. Benzer şekilde, metan üretim hızının ölçülmesi durumunda, sıvı ve gaz fazındaki metanın kütle dengesi dikkate alınmalıdır (van Loosdrecht vd., 2016).

Atıksuların aktif çamur prosesi ile arıtılması esnasında gerçekleşen biyolojik reaksiyonları anlamak için oksidasyon-redüksiyon potansiyeli (ORP) adı verilen parametre kullanılır. ORP ölçüm cihazları iyonların elektriksel yüklerini ölçen sensörler içerir. Bu yükler, milivolt (mV) değerlerine çevrilir ve ORP değeri olarak ifade edilir. ORP skalasında, oksijen gibi yükseltgeyici maddeler bulunmasıyla ORP değeri artarken substrat gibi indirgeyici maddeler bulunmasıyla bu değer azalır. ORP değeri gözlemlenerek hangi biyolojik reaksiyonların meydana geldiği takip edilebilir. Bu şekilde AAT operatörleri, tesis içinde farklı reaktörlerde meydana gelen biyolojik faaliyetin uygun şartlarda gerçekleşip gerçekleşmediğini tespit edebilir. Örneğin; anaerobik çürütücüde metan oluşumu istenen bir durumdur; fakat kanalizasyon sistemlerinde metan oluşumu istenmez. Metan üretimi -175 ve -400 mV ORP değerleri aralığında gerçekleşir. Bu ORP değerlerine göre kanalizasyon sistemleri ve anaerobik çürütücüler kontrol edilerek istenen koşulları sağlamak için gerekli müdahaleler yapılabilir (Gerardi, 2007). Farklı biyokimyasal reaksiyonlara ait ORP aralıkları Tablo 5-6’da verilmiştir.

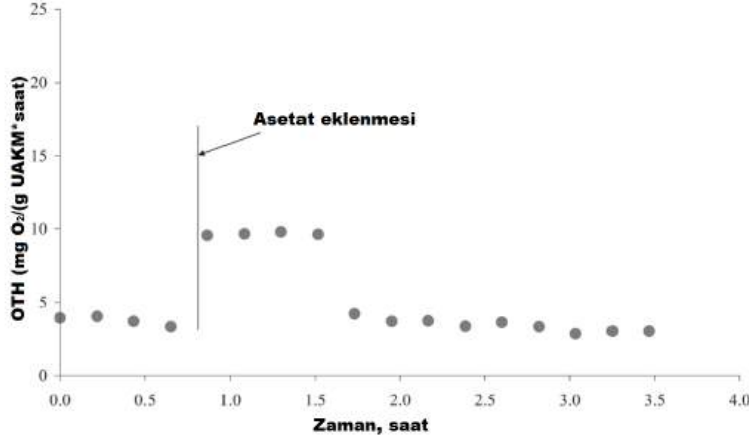
Tablo 5-6. Biyokimyasal reaksiyonlar ve ORP aralıkları (Gerardi, 2007)

<i>Biyokimyasal reaksiyon</i>	<i>ORP, mV</i>
<i>Nitrifikasyon</i>	+100 ; +350
<i>Aerobik cBOİ giderimi</i>	+50 ; +250
<i>Biyolojik fosfor giderimi</i>	+25 ; +250
<i>Denitrifikasyon</i>	+50 ; -50
<i>Sülfid oluşumu</i>	-50 ; -250
<i>Fermantasyon</i>	-100 ; -225
<i>Metan oluşumu</i>	-175 ; -400

5.3.2. Oksijen Tüketim Hızının Analizi

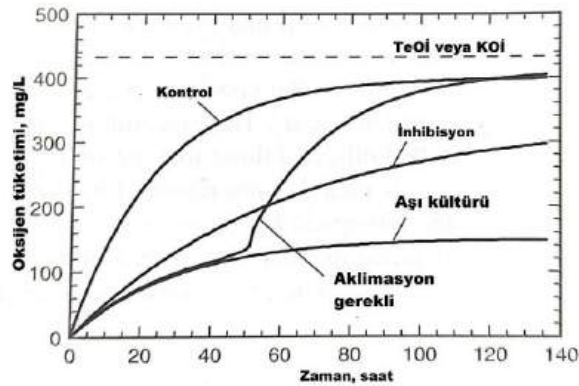
OTH, mikroorganizmaların çoğalma hızlarını takip etmek için kullanılan temel bir gözlem parametresidir (Garcia-Ochoa vd., 2010). OTH, mikroorganizmaların belli bir sürede ne kadar oksijen kullanarak organik maddeyi biyolojik olarak ayrıştırdıklarını ölçmeye yarar. OTH, atıksu karakterizasyonunun değerlendirilmesi, arıtma tesisi performansının tespiti, matematiksel modeller için gerekli parametre değerlerinin sağlanması ve arıtma tesislerinde uygulanabilecek olası optimizasyonların belirlenmesi konularında önemli faydalar sağlayabilir (Hagman vd., 2007). Pratik olarak OTH ölçümü çok zor olmamakla birlikte, genellikle elde edilen sonuçları faydalı çıktılara dönüştürme kısmına dikkat edilmesi gerekir. Şekil 5-9, evsel bir AAT’ye ait aktif çamur numunesine eklenen asetatın tüketim hızının respirometre ile elde edilen örnek bir grafiğini göstermektedir. Asetat eklenmeden önceki oksijen tüketimi “içsel solunum” kaynaklıdır. İçsel solunum daha önce de tanımlandığı üzere, ortamda substrat

olmadığı durumda mikroorganizmaların hücre devamlılığı için enerji üretebilmek amacıyla oksijen tüketmesidir. Şekil 5-9 incelendiğinde, aktif çamura, hızlı ayrışabilen karbon kaynağı (asetat) eklenmesiyle birlikte OTH artmış eklenen substrat tükendiği zaman da azalmış ve eski seviyesine geri dönmüştür (Hagman vd., 2007).



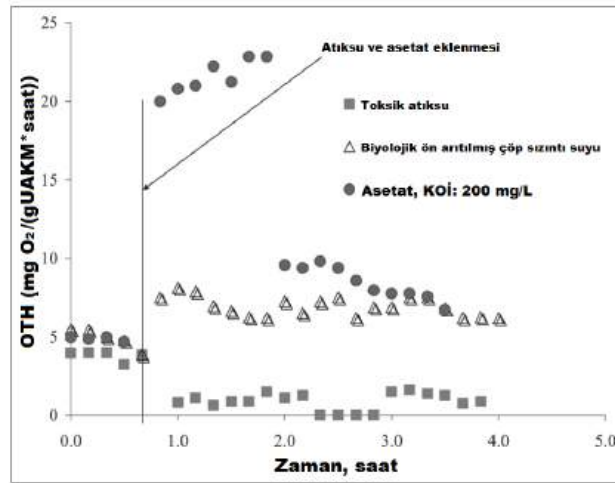
Şekil 5-9. Aktif çamur numunesine ait OTH grafiği (Hagman vd., 2007)

Biyolojik olarak ayrışabilirlik özellikleri atıksu kaynağına ve atıksu içerisinde bulunan kimyasalların türüne göre değişebilir. Bunu anlamak için OTH kullanımına dair respirometrik analiz sonuçlarından elde edilen örnek bir grafik Şekil 5-10'da verilmiştir. Şekil 5-10'da yer alan "Kontrol" eğrisi, biyolojik olarak hızlı ayrışabilir maddelere ait OTH'yi temsil etmektedir. "İnhibisyon" eğrisi biyolojik ayrışabilirlik açısından toksik veya düşük ayrışabilirlik özelliğine sahip maddelerin oksijen tüketim hızlarını temsil etmektedir. "Aklımasyon gerekli" durumlarda OTH'de gecikme meydana gelecek; fakat başlangıç OTH'si aşı kültürünün hızı ile aynı olacaktır. "Aşı kültürünün" davranışına göre farklı oksijen tüketim modellerinin de gözlenmesi mümkündür. Görüldüğü üzere; respirometre kullanılarak ölçülen OTH, mikroorganizmaların belirli substrat yüklemeleri altında faaliyetlerinin doğrudan bir ölçüsü olduğundan, atıksu arıtılabilirliği konusunda çok önemli bir kontrol parametresi olarak kullanılabilir (Watts ve Garber, 1995).



Şekil 5-10. Farklı biyolojik ayrışabilirliğe sahip atıksuların OTH'leri (Tchobanoglous vd., 2014)

OTH aynı zamanda mikroorganizmalar için toksik özellikteki atıksuların saptanmasında kullanılan bir parametredir (Ko vd., 2002; Le Bonte vd., 2005). Şekil 5-11’de görüldüğü üzere, üç paralel respirometrik analiz yapılmış ve OTH kullanılarak hangi atıksuyun toksik özellikte olduğu belirlenmiştir. Yapılan deneyde, asetat içeren atıksu, biyolojik ön arıtmaya tabi tutulmuş çöp sızıntı suyu ve toksik atıksu kullanılmıştır. Üç reaktörde de aynı AAT’dan alınan çamur kullanılmış, yani aynı mikroorganizmaların OTH verisi gözlenmiştir. Buna göre, arıtılmış çöp sızıntı suyu içeren reaktörde OTH az bir artış gösterirken, asetat içeren reaktörde hızlı bir artış gözlenmiştir. Toksik atıksu içeren reaktörde ise OTH içsel solunum seviyesinin altına gerilemiştir. Bu da çamur içerisindeki mikroorganizmaların inhibe olduğunu göstermektedir (Hagman vd., 2007).



Şekil 5-11. Farklı özellikteki atıksulara uygulanan toksisite testi (Hagman vd., 2007)

5.3.3. Biyometan Potansiyeli Analizi

Tam ölçekli anaerobik çürütücü prosesi tasarlanmak istendiğinde, substratın fiziksel ve kimyasal özelliklerini iyi anlamak gerekmektedir. Kullanılacak substrat ile elde edilebilecek metan üretim miktarı biyometan potansiyeli (BMP) testi ile tespit edilebilmektedir. Zamana bağlı metan üretiminin tespiti, sistem çamur yaşını optimize etmek, çürütücü ve çürütücü ekipmanlarını boyutlandırmak için kullanılabilir. BMP parametresi, biyogaz tesislerinin tasarım ve ekonomik analizlerinin değerlendirilmesinde de kullanılabilir (Angelidaki vd., 2009).

Anaerobik çürütme, dış elektron alıcı olmadan havasız şartlarda gerçekleşen bir biyolojik dönüşüm prosesi olarak tanımlanabilir. Bu proses sırasında harcanan organik madde başına üretilen metan ise metan verimi olarak tanımlanır. Teorik olarak, giderilen 1 kg KOİ’ye karşılık 0,35 m³ CH₄ üretilir. Aşağıda teorik olarak metan verimi hesaplanmaktadır:



gram cinsinden eşdeğerliği:

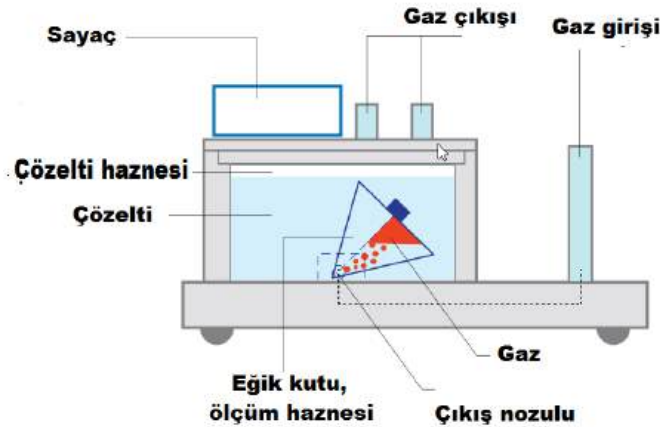
$$16 \text{ g CH}_4 \sim 64 \text{ g O}_2 \text{ (KOİ)} \rightarrow 1 \text{ g CH}_4 \sim 64 / 16 = 4 \text{ g KOİ}$$

$$1 \text{ mol CH}_4 \sim 22,4 \text{ L CH}_4$$

$$16 \text{ g CH}_4 \sim 22,4 \text{ L CH}_4 \rightarrow 1 \text{ g CH}_4 \sim 22,4 / 16 = 1,40 \text{ L CH}_4$$

$$1 \text{ kg KOİ} \sim 0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4$$

Anaerobik respirometre deneyleri, substrata ait BMP'yi ölçmek için kullanılır. Anaerobik respirometre deneyleri için iki koşul gereklidir. Birincisi anaerobik solunumun gerçekleşeceği düzendir. Bu düzenek, küçük bir şişe veya geniş bir reaktör olabilir. Bu reaktör veya şişede, substrat ve aşı çamuru bir araya getirilir. İkinci olarak metan üretimini ölçmek için bir sistem gereklidir. Anaerobik reaksiyon için elektron akışı ölçülmelidir. Substrat tüketimi ve elektron alıcısının tüketimi doğrudan ölçülememektedir. Bu nedenle, anaerobik reaksiyonun nihai ürünleri H_2 ve metan üretimi anaerobik respirometrede belirlenir. Metan, reaktör veya şişeyi biyogaz içerisinde terk eder. Biyogaz metan dışında, CO_2 , H_2S ve eser miktarda diğer gazları da içerir. Bu nedenle metan oluşumunu tayin edebilmek için biyogaz akımı ve biyogaz içeriğini bilmek gerekir. Biyogaz içeriğini belirlemek için gaz kromatografisi kullanılabilir (van Loosdrecht vd., 2016). Şekil 5-12'de anaerobik respirometre düzeneği verilmiştir. Şekil 5-13, bilgisayar yazılımı ile entegre olan anaerobik respirometre sistemine bir örnektir.

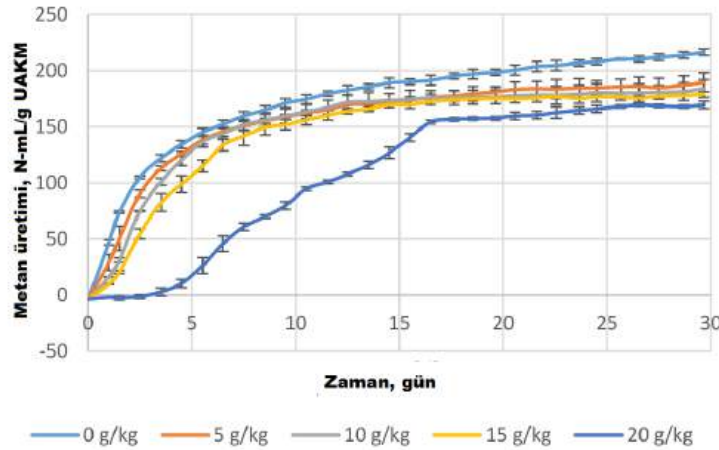


Şekil 5-12. Anaerobik respirometre düzeneği (Url-1)



Şekil 5-13. Anaerobik respirometre sistemi (Url-2)

Anaerobik respirometre deneyinde elde edilen örnek bir grafik Şekil 5-14'te verilmiştir. Şekil 5-14'te görüleceği üzere; biyogaz üretimi zamana bağlıdır. BMP, atık aktif çamur için genellikle 150-200 N-mL/g UAKM, ön çökeltim çamuru için 300-400 N-mL/g UAKM aralığında değişir. Anaerobik çürütmede genellikle hidroliz hız sınırlayıcı basamak olduğundan (Eastman ve Ferguson, 1981), metan üretim hızı doğrudan hidroliz hızıyla ilişkilidir. Bu nedenle, Şekil 5-14'te görülen respirometre grafiğinin eğimi, o zamana karşılık gelen hidroliz hızını vermektedir.

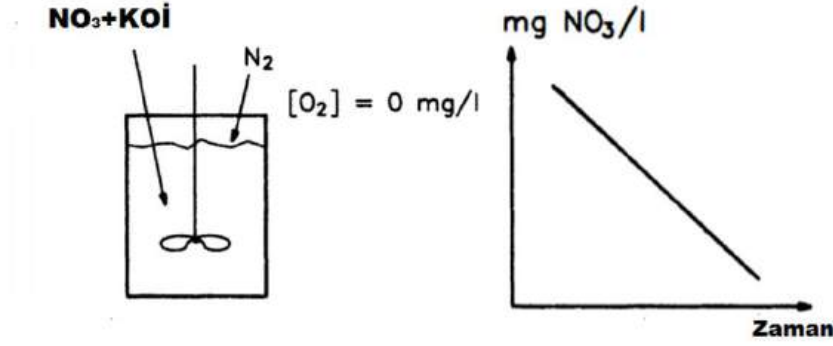


Şekil 5-14. BMP testlerinde elde edilen sonuçlar (Kooijman vd., 2017)

5.3.4. Nitrat Tüketim Hızının Analizi

Atıksuda bulunan mikroorganizmaların nitrat tüketim hızları (NTH) denitrifikasyon prosesi için önemlidir. NTH, denitrifikasyon prosesinde organik madde kullanılmasıyla ilişkili olduğu için, NTH testleri NTH dışında denitrifikasyon için organik maddenin kullanımı ve anoksik biyokütle verim katsayısı gibi çeşitli parametrelerin değerlendirilmesini de mümkün kılar (Naidoo vd., 1998; Kujawa ve Klapwijk, 1999). NTH, tam karışım, kapalı, 2 L kesikli reaktörler kullanılarak belirlenebilir. Genellikle bu testte, geri devir çamuru seyreltilerek reaktör içerisinde 3-4 g UAKM/L konsantrasyonu elde edilir. Stabil (kararlı) koşullara ulaşıldıktan sonra, 20-30 mg N/L başlangıç konsantrasyonu elde etmek için nitrat eklenir.

Başlangıç konsantrasyonu 100-150 mg KOİ/L olacak şekilde KOİ kaynağı (genellikle asetat) eklenir. 10 mL hacimlerle ve 15-30 dakika aralıklarla, 3-4 saat boyunca aktif çamur numuneleri sistemden çekilir. Bu sırada reaktöre oksijen girişini engellemek için azot gazı (N₂) verilebilir. NTH, nitrit ve nitrat tüketim grafiğinin eğimi alınarak hesaplanır (Şekil 5-15) (Kristensen vd., 1992).



Şekil 5-15. NTH analizi (Kristensen vd., 1992)

5.4. Biyoreaktör Tasarımının Esasları

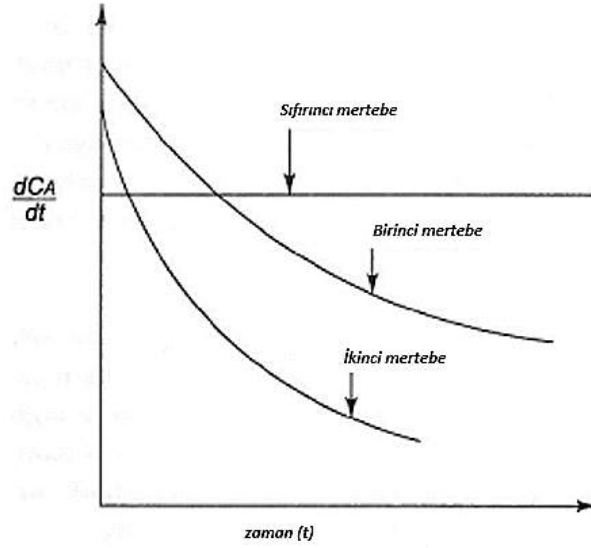
Bu bölümde organik kirlilik göstergesi parametreler, arıtılabilirlik esaslı atıksu karakterizasyonu ile biyolojik AAT tasarımıyla ilgili temel kinetik ve hidrodinamik hususlar özetlenerek, farklı ölçek ve akım şemalarındaki yansımalarına değinilecektir.

Reaksiyon Mertebesi/Derecesi. Biyolojik reaktörlerde, biyobozunur maddeler için genel ayrışma süreci,

$$\frac{dC_A}{dt} = \pm k.C_A^n \quad (5-33)$$

ifadesiyle verilir. Burada C_A bozunan maddenin konsantrasyonunu, k reaksiyon hızı katsayısını, n ise reaksiyonun mertebe veya derecesini göstermektedir. k reaksiyon hızını başlıca etkileyen faktörler; sıcaklık, ortamda katalizörlerin olup olmadığı, herhangi bir toksik maddenin varlığı ile mikroorganizmaların çoğalması için gerekli makro (N, P) ve mikro besi elementlerinin yeterliliği olarak sıralanabilir.

A maddesinin 0., 1. ve 2. Mertebe kinetiği ile bozunma hızlarının zamanla değişimi Şekil 5-16'daki gibidir.



Şekil 5-16. Sıfırıncı, birinci ve ikinci mertebe için tipik eğriler (Arceivala ve Asolekar, 2006)

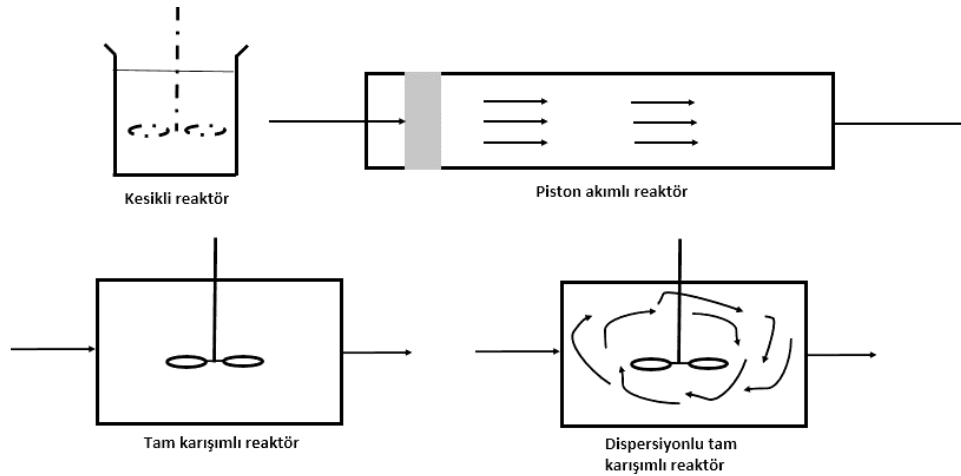
Reaktördeki Akım Tipleri. Farklı besleme akımı ve karışım tiplerine göre atıksu arıtımında kullanılan biyoreaktör türleri aşağıdaki gibi sınıflandırılabilir (Şekil 5-17).

- (a) Kesikli beslenen reaktörler
- (b) Sürekli beslenen reaktörler

Sürekli beslenen reaktörlerde akımın hidrolik rejimine bağlı olarak;

- (b.1) İdeal piston akımlı reaktörler
- (b.2) İdeal tam karışımli reaktörler
- (b.3) Dispersiyonlu piston akımlı reaktörler

şeklinde sınıflandırılabilir.



Şekil 5-17. Farklı tipte reaktörler (Arceivala ve Asolekar, 2006)

Reaktördeki ideal ve ideal olmayan akım şartlarının hidrolik modellemesi ile ilgili esaslar daha önce Bölüm 4.1 ve 4.2’de ayrıntılı olarak açıklanmıştır.

İdeal Piston Akımlı Reaktörlerde Substrat (Biyobozunur Madde) Giderimi. Bu tür reaktörlerde başlangıç konsantrasyonu C_0 olan bir biyobozunur maddenin birinci mertebe kinetiğine göre k hızı ile bozunması durumunda, t zaman sonundaki konsantrasyonu, C ,

$$C = C_0 \cdot \exp(-kt) \quad (5-34)$$

ifadesiyle verilir. Burada,

C_0 ve C : Başlangıçtaki ve t zaman sonraki konsantrasyonlar ($M.L^{-3}$)

k : 1. Mertebe reaksiyon hızı sabiti (t^{-1})

t : Reaktörün hidrolik bekletme süresini ($t = V/Q$, T)

göstermektedir. Denklem (5-34) aynı zamanda kesikli reaktörler için de geçerlidir.

İdeal Tam Karışımli Reaktörlerde Biyobozunur Madde Giderimi. Bu tip reaktörlerde, biyobozunur maddelerin birinci mertebe kinetiği ile t süresinde arıtımı sonrası kalan madde konsantrasyonu, C ,

$$C = \frac{C_0}{1+kt} \quad (5-35)$$

ifadesiyle verilir.

Dispersiyonlu Piston Akımlı Reaktörlerde Biyobozunur Madde Giderimi. Bu tür reaktörlerde tek boyutlu akım için biyobozunur maddenin genelleştirilmiş giderim denklemi,

$$D = \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - u \frac{\partial C}{\partial t} - k \cdot C^n = 0 \quad (5-36)$$

ifadesiyle verilir (Levenspiel, 1972). Burada,

u : reaktör boyunca akım yönünde akım hızı (L/t)

L : reaktör boyu (L)

k : reaksiyon hızı katsayısı (T^{-1})

n : reaksiyonun mertebesi veya derecesini

göstermektedir.

Denklem (5-35)’in, $n=1$ için sayısal/nümerik çözümü Wehner ve Wilhem (1956) tarafından verilmiştir. Söz konusu sayısal çözümde C/C_0 veya $1-C/C_0$ değerleri, dispersiyon sayısı (d) ve $k.t$ parametrelerine bağlı olarak aşağıdaki ifadeden Şekil 5-18’deki grafik veya sayısal olarak EK-2 Tablo kullanılarak bulunabilmektedir.

$$\frac{C}{C_0} = \frac{4.a.\exp\left(\frac{1}{2d}\right)}{(1+a)^2.\exp\left(\frac{a}{2d}\right) - (1+a)^2.\exp\left(-\frac{a}{2d}\right)} \quad (5-37)$$

Bu denklemde,

$$a = \sqrt{1 + 4k\bar{t}d}$$

$$d = \frac{D}{UL} = \frac{D_x \bar{t}}{L^2}$$

L: akım yönünde kat edilen yolu

$$\bar{t} = V/Q$$

k: 1. Mertebe kinetik sabitini

C₀ ve C: Başlangıç ve çıkıştaki biyobozunur madde konsantrasyonlarını göstermektedir.

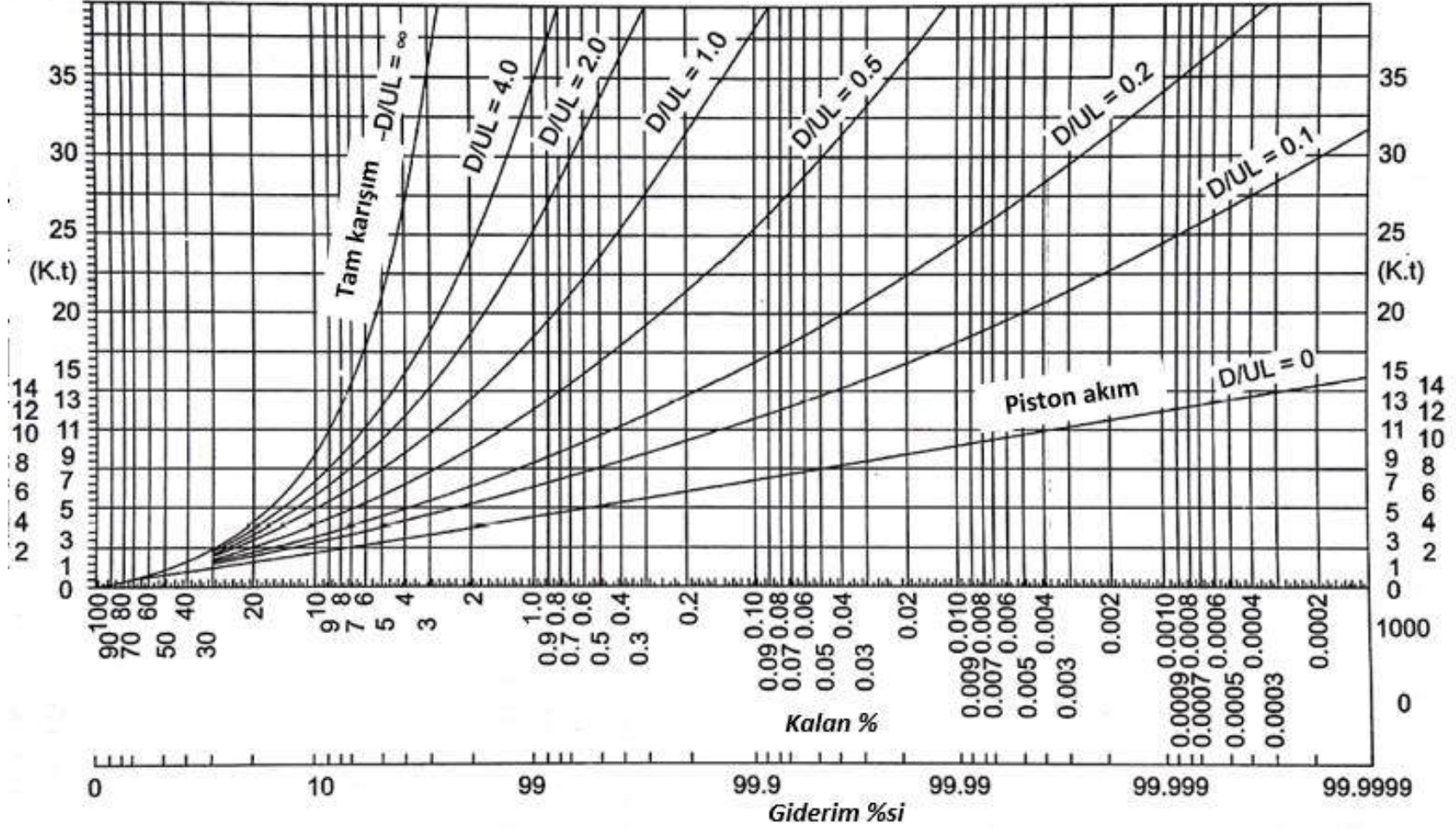
Denklem (5-37)'nin grafiği Şekil 5-18'de verilmiştir.

Dispersiyon Sayısı Tahmini. Pratikte, farklı yapı ve geometriye sahip reaktörlerdeki D/UL (=d) değeri 0,1 ~ 4 (hatta 100) gibi çok geniş bir aralıkta değişebilmektedir (Tablo 5-7).

Tablo 5-7. Farklı atıksu arıtma birimleri için tipik D/UL değerleri (Arceivala, 1986)

Atıksu Arıtma Birimi	D/UL
Havalandırma Tankı	3,0 – 4,0 ya da daha yüksek
Tam karışımli aktif çamur sistemleri	3,0 – 4,0 ya da daha yüksek
Pasveer ve döner pres tipi oksidasyon havuzları	
Atık stabilizasyon havuzları ve lagünler	
Tek dikdörtgen havuz	1,0 – 4,0 ya da daha yüksek
Perdeli ve çok girişli uzun ve dar havuzlar	0,1- 1,0
Fakültatif lagünler: Uzun dikdörtgen	0,2 – 4,0
Kare	3,0 – 4,0 ya da daha yüksek
Seri bağlı havuz ve lagünler	
2 seri bağlı hücre için D/UL	0,2 – 0,7
3 seri bağlı hücre için D/UL	0,10 ya da daha düşük

Bir AAT'de D/UL < 0,2 (0,5) ise piston akımlı reaktör kabulü yapılabilir. D/UL >3~4 ise takriben tam karışımli akım şartlarının hakim olduğu sonucuna varılabilir.



Şekil 5-18. Dpersiyonlu akım modeli ile besi maddesi giderim verimi belirleme (Wehner-Wilhem Denklemi) (Arceivala ve Asolekar, 2006)

Atıksu arıtma birimlerinde dispersiyonu etkileyen başlıca parametreler aşağıdaki gibi sıralanabilir (ASCE, 1983):

- Karışım olayının ölçeği/boyutu
- Havuz geometrisi
- Karıştırma gücü yoğunluğu (P/V)
- Giriş çıkış yapılarının tip ve konumları
- Atıksu debisi ve değişkenliği
- Atıksu ile reaktör muhtevası arasındaki sıcaklık ve yoğunluk farkları

Murphy ve Timpany (1967)'ye göre 12-20°C aralığındaki sıcaklıkların D/UL'ye etkileri önem taşımamaktadır. Ancak kuvvetli rüzgârlar, geniş yüzeyli havuzlarda C-t eğrisi tepe noktasının sol tarafa ötelenmesine ve belirli ölçüde kısa devrelere yol açabilmektedir. Bu tür etkileri en aza indirmek için, toplam hacmi 2~3 veya daha fazla seri/paralel bağlı reaktör dizisinden oluşan çok havuzlu sistemler önerilmektedir.

Dispersiyon Sayısı (D/UL) Tahmini. Dispersiyon sayısı başlıca iki yolla tahmin edilebilmektedir.

- İz Madde Deneyi Yapılarak
- Ampirik İfadelerle Hesap Yoluyla

İz Madde Deneyi Sonuçlarından Tahmin. Ani iz madde enjeksiyonu deneyi ile elde edilen C-t veya (C/C₀-t/τ) eğrisi varyansı hesaplanıp, kapalı reaktörler için Levenspiel (1972) tarafından verilen aşağıdaki ifade yardımıyla D/UL bulunabilir:

$$\sigma^2 = 2 \left(\frac{D}{UL} \right) - 2 \left(\frac{D}{UL} \right)^2 \cdot \left(1 - \exp \left(- \frac{1}{D/UL} \right) \right) \quad (5-38)$$

Diğer bir yöntem de, Murphy ve Timpany (1967) tarafından geliştirilen pik nokta süresi yöntemidir. Bu yöntemde C-t eğrisinden elde edilen pik zamanı (t_p) ile t_p/τ oranına bağlı olarak aşağıdaki denklemlerden biri ile D/UL tahmin edilebilir:

$$D/UL = 4,027 \times 10^{-2,09 \frac{t_p}{\tau}}, 0,3 < \frac{t_p}{\tau} < 0,8 = 0,2 \left(\frac{t_p}{\tau} \right)^{-1,34}, 0,03 < \frac{t_p}{\tau} < 0,3 \quad (5-39)$$

C-t eğrisinin sağa doğru uzanan kuyruk kısmının tam olarak elde edilemediği durumlarda pik nokta süresi yöntemi kullanılmaktadır.

Ampirik İfadelerle Tahmin. Arceivala (1981), mevcut çok sayıda fakültatif havalandırmalı lagün, oksidasyon (stabilizasyon) havuzları ve dikdörtgen çökeltim havuzlarında yürütülen iz madde deneylerinden elde edilen bilgilere dayalı olarak, D için aşağıdaki ifadelerin kullanılmasını önermektedir (Tablo 5-8).

Tablo 5-8. Lagün ve havuzlarda D değerleri (Arceivala, 1981)

<i>Lagün ve Havuzlar</i>	<i>D (m²/sa)</i>	
	<i>Perdeli</i>	<i>Perdesiz</i>
<i>B > 30 m</i>	<i>33 B</i>	<i>16,7 B</i>
<i>B < 10 m</i>	<i>11 B²</i>	<i>2 B²</i>

Murphy ve Wilson (1974), Kanada'daki havalandırmalı lagünlerde yürütülen çalışmalarda 0,47 ~2,39 W/m³ güç uygunlukları için, mekanik havalandırıcıların D ve D/UL üzerinde belirgin bir etkiye yol açmadığını belirtmektedirler. Lagünlerde dispersiyon sayısı tahmini için aşağıdaki ampirik ifadeler önerilmektedir.

Polprasert ve Bhattarai (1985):

$$d = \frac{0,184[tv(B+2H)^{0,489} (B)^{1,511}]}{(LH)^{1,489}} \quad (5-40)$$

Agunwamba (1991):

$$d = 0,102 \left[3(B+2H) t/4BLH \right]^{-0,410} (H/L) \times (H/B)^{-(0,981 + 1,385H/B)} \quad (5-41)$$

Soares ve Bernandes (2001):

$$d = \frac{D}{UL} = \frac{L/W}{1,014 \left(\frac{L}{B} \right)^2 + 0,254 \left(\frac{L}{B} \right) - 0,261} \quad (5-42)$$

Bu eşitliklerde;

t: Hidrolik bekletme süresi, gün⁻¹

v: Kinematik viskozite, m²/gün

B: Lagün genişliğini, m

L: Lagün uzunluğunu, m

H: Lagün derinliğini, m

göstermektedir.

Murphy (1971) difüzörlerle havalandırılan aktif çamur havalandırma havuzlarında dispersiyon katsayısı için,

$$D = 3,11 B^2 q_a^{0,346} \quad (5-43)$$

ifadesini önermektedir. Bu denklemde,

B: havuz genişliğini, m

q_a: havalandırma debisini (m³/1000 m³.dakika)

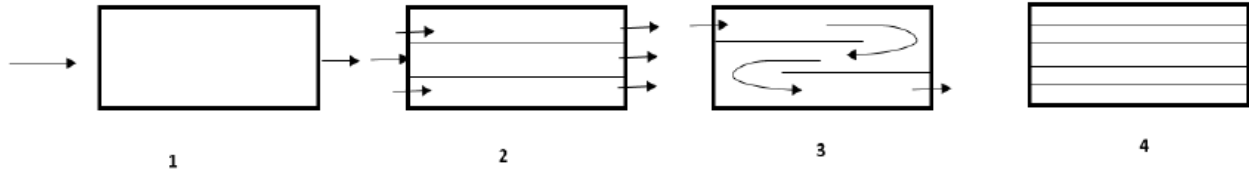
göstermektedir.

ÖRNEK 5-1:

Havuz geometrisi ve Akım Yönlendirmelerin Dispersiyon Sayısına (Hidrolik Rejime) Etkileri (Arceivala, 1986)

Çözüm:

Şekil 5-19'da verilen 4 tip akım yönlendirmesinin (şaşırtma) dispersiyon sayısı üzerindeki etkileri, 4 farklı yaklaşımla hesaplanarak sonuçlar Tablo 5-9'da özetlenmiştir. Tablodaki değerlere bakıldığında, Arceivala (1981) yöntemi dışındaki yöntemlerin birbirine daha yakın sonuçlar verdiği görülmektedir. Nispeten dar ve uzun kanal şeklinde düzenlenen havuzlarda (2, 3 ve 4 no'lu havuzlar) hidrolik rejimin piston akım şartlarına iyice yaklaştığı görülmektedir.



Şekil 5-19. Çeşitli havuz konfigürasyonları (Arceivala, 1986)

Tablo 5-9. Farklı yaklaşımlarla hesaplanan D/UL değerleri (Arceivala, 1986)

	Havuz Boyutları		Arceivala (1981)	Polprasert ve Bhattarai (1985)	Agunwamba (1991)	Soares ve Bernandes (2001)
	W (m)	L (m)				
1	314	1000	4,7	0,67	0,16	0,29
2	104,7	1000	1,6	0,08	0,05	0,10
3	104,7	3000	0,35	0,01	0,03	0,03
4	3,5	1000	0,02			

ÖRNEK 5-2: Akışkan Yataklı Reaktörlerde Model Prototip İlişkileri

Çözüm:

Hidrodinamik Benzeşim

Akışkan yataklı bir reaktördeki hidrodinamik yapı en genel haliyle aşağıdaki kapalı fonksiyonla ifade edilebilir.

$$f(d_p, \mu, \rho, g, h_b, u, \varepsilon, D_z, d_t, \Delta p) = 0 \quad (1)$$

Bu ifadedeki fiziksel büyüklüklerin tanımları ve boyutları aşağıdaki gibidir:

Dolgu maddesi çapı, $d_p = L$

Yatak yüksekliği $h_b = L$

Reaktör (kolon) çapı, $d_t = L$

Sıvı ortam viskozitesi $\mu = FT/L^2$

Boyuna disp. kats., $D_z = L^2/T$

Yataktaki basınç (yük) kaybı $\Delta p = F/L^2$

Yerçekimi ivmesi, $g = L/T^2$

Akışkan yoğunluğu, $\rho = FT^2/L^4$

Yukarı akış hızı, $u = L/T$

Yatak porozitesi, $\varepsilon = L^3/L^3$

Bu ifade Buckingham'ın π teoremi yaklaşımına göre analiz edilirse, 10 fiziksel büyüklük ve 3 temel boyut olduğu için toplam $10-3 = 7$ adet π terimi söz konusudur.

d_p , u ve ρ tekrarlanan 3 değişken olarak seçilerek, 7 π terimi aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

$$\pi_1 = d_p^{\alpha_1} u^{\alpha_2} \rho^{\alpha_3} \mu = (L^{\alpha_1}) (L^{\alpha_2} / T^{\alpha_2}) (F^{\alpha_3} T^{2\alpha_3} / L^{4\alpha_3}) (FT / L^2)$$

$$\pi_2 = d_p^{\alpha_4} u^{\alpha_5} \rho^{\alpha_6} g = (L^{\alpha_4}) (L^{\alpha_5} / T^{\alpha_5}) (F^{\alpha_6} T^{2\alpha_6} / L^{4\alpha_6}) (T / L^2)$$

$$\pi_3 = d_p^{\alpha_7} u^{\alpha_8} \rho^{\alpha_9} h_b = (L^{\alpha_7}) (L^{\alpha_8} / T^{\alpha_8}) (F^{\alpha_9} T^{2\alpha_9} / L^{4\alpha_9}) (L)$$

$$\pi_4 = \varepsilon (\text{boyutsuz})$$

$$\pi_5 = d_p^{\alpha_{10}} u^{\alpha_{11}} \rho^{\alpha_{12}} D_z = (L^{\alpha_{10}}) (L^{\alpha_{11}} / T^{\alpha_{11}}) (F^{\alpha_{12}} T^{2\alpha_{12}} / L^{4\alpha_{12}}) (L^2 / T)$$

$$\pi_6 = d_p^{\alpha_{13}} u^{\alpha_{14}} \rho^{\alpha_{15}} d_t = (L^{\alpha_{13}}) (L^{\alpha_{14}} / T^{\alpha_{14}}) (F^{\alpha_{15}} T^{2\alpha_{15}} / L^{4\alpha_{15}}) (L)$$

$$\pi_7 = d_p^{\alpha_{16}} u^{\alpha_{17}} \rho^{\alpha_{18}} \Delta p = (L^{\alpha_{16}}) (L^{\alpha_{17}} / T^{\alpha_{17}}) (F^{\alpha_{18}} T^{2\alpha_{18}} / L^{4\alpha_{18}}) (F / L^2)$$

Her bir π terimindeki üstlerin değerleri, aşağıdaki denklemler yardımıyla bulunabilir.

$$\pi_1 : \quad 0 = \alpha_3 + 1, 0 = \alpha_1 + \alpha_2 - 4\alpha_3 - 2, 0 = -\alpha_2 + 2\alpha_3 + 1$$

$$\text{Sonra } \alpha_1 = -1, \alpha_2 = -1, \alpha_3 = -1$$

$$\pi_2 : \quad 0 = \alpha_6, 0 = \alpha_4 + \alpha_5 - 4\alpha_6 + 1, 0 = -\alpha_5 + 2\alpha_6 - 2$$

$$\text{Sonra } \alpha_4 = 1, \alpha_5 = -2, \alpha_6 = 0$$

$$\pi_3 : \quad 0 = \alpha_9, 0 = \alpha_7 + \alpha_8 - 4\alpha_9 + 1, 0 = -\alpha_8 + 2\alpha_9$$

$$\text{Sonra } \alpha_7 = -1, \alpha_8 = 0, \alpha_9 = 0$$

$$\begin{aligned}
\pi_4 : & \quad \varepsilon \\
\pi_5 : & \quad 0 = \alpha_{12}, 0 = \alpha_{10} + \alpha_{11} - 4 \alpha_{12} + 2, 0 = -\alpha_{11} + 2 \alpha_{12} - 1 \\
& \quad \text{Sonra } \alpha_{10} = -1, \alpha_{11} = -1, \alpha_{12} = 0 \\
\pi_6 : & \quad 0 = \alpha_{15}, 0 = \alpha_{13} + \alpha_{14} - 4 \alpha_{15} + 1, 0 = -\alpha_{14} + 2 \alpha_{15} \\
& \quad \text{Sonra } \alpha_{13} = -1, \alpha_{14} = 0, \alpha_{15} = 0. \\
\pi_7 : & \quad 0 = \alpha_{18} + 1, 0 = \alpha_{16} + \alpha_{17} - 4 \alpha_{18} - 2, 0 = -\alpha_{17} + 2 \alpha_{18} \\
& \quad \text{Sonra } \alpha_{16} = -2, \alpha_{17} = -2, \alpha_{18} = -1.
\end{aligned}$$

Üstel sabitler π denklemlerindeki yerlerine konularak:

$$\begin{aligned}
\pi_1 &= \mu / (d_p u \rho) \text{ veya } d_p u \rho / \mu & (Re) \\
\pi_2 &= d_p g / u^2 \text{ veya } u / (d_p g)^{0.5} & (Fr) \\
\pi_3 &= h_b / d_p \\
\pi_4 &= \varepsilon & (\text{Yatak Porozitesi}) \\
\pi_5 &= D_z / (u d_p) & (Pe) \\
\pi_6 &= d_t / d_p \\
\pi_7 &= \Delta p / (u^2 \rho) & (Eu)
\end{aligned}$$

elde edilir.

π_3 / π_6 oranı başka bir π terimi olarak tanımlanabilir.

π_5 de π_3 / π_5 oranıyla tanımlanan yeni bir π terimi olarak $\pi_3 / \pi_5 = h_b u / D_z$ (Peclet sayısı) ifade edilebilir.

Sonuçta akışkan yataklı reaktörler için fiziksel modelleme fonksiyonu,

$$f(Re, Fr, Pe, Eu, \varepsilon, d_t / h_b) = 0 \quad (2)$$

olarak elde edilir.

Biyokimyasal Benzeşim

İdris (1989) tarafından laboratuvar ve pilot ölçekli havasız akışkan yataklı reaktörlerde (Tablo 5-10) yürütülen kapsamlı deneyler sonunda, bu tür reaktörler için en anlamlı hidrodinamik modelleme parametresinin Pe olduğu, biyolojik arıtma süreçlerindeki benzerliği en iyi yansıtan proses parametrelerinin ise hacimsel organik yük ($L_v = S_o / \theta_h$) ve çamur yaşı (θ_c) olarak seçilebileceği gösterilmiştir (İdris ve Öztürk, 1992). Dolayısıyla havasız akışkan yataklı reaktörlerde, geometrik ve Pe benzeşimi korunmak suretiyle belirli hacimsel organik yük aralığında ölçek büyütme yapılabilir (pilot tesis performans (arıtılabilirlik) verileri gerçek ölçekli tesis için de kullanılabilir).

Tablo 5-10. Laboratuvar ve pilot ölçekli reaktör boyutları (İdris, 1989)

Boyutlar	Laboratuvar Ölçekli (Reaktör)	Pilot Ölçekli (Reaktör)
Kolon çapı, cm	8	15,2
Boş reaktör hacmi, L	13,5	65
Kum tutucu hacmi, L	1,5	25
Kumla dolu yatak hacmi, L	2,5	20
Toplam sıvı hacmi, L	12,5	70
Dolgu malzemesi (kum) medyan dane çapı, mm	0,5	0,5

ÖRNEK 5-3: Batık Membranlı Anaerobik Biyoreaktörlerde (An-MBR) Model-Prototip İlişkileri

Shaaban (1986), Doktora çalışması kapsamında, seyreltik bira endüstrisi atığı ile beslenen geometrik olarak benzer lab. ölçekli (21 L) ve pilot (98 L) Batık An-MBR'ler için model-prototip ilişkisini araştırmıştır. Buckingham'ın π teoremi yöntemiyle boyut analizinden hareketle, An-MBR'lerdeki sıvı hareketlerini (hidrodinamik faktörler) ifade eden kapalı matematiksel denklem aşağıdaki gibi yazılmıştır.

$$f(D_R, H_L, D_I, W_I, L_I, B, S, r, m, g, N, P) = 0 \quad (1)$$

An-MBR'in proses veriminin, hidrolik ve biyolojik faktörlere bağlı olduğu göz önünde tutularak biyolojik faktörleri ifade eden kapalı matematiksel denklem de;

$$f(X, X_e, Q_I, Q_W, S_I, D_R, H_L) = 0 \quad (2)$$

olarak verilmiştir.

Burada;

D_R : Reaktör çapı, L

H_L : Sıvı yüksekliği, L

H_I : Sıvıya daldırılan karıştırıcı pervane, L

D_I : Pervane çapı, L

W_I : Pervane kanat genişliği, L

L_I : Pervane kanat uzunluğu, L

B : Pervane kanat sayısı, boyutsuz

S : Merkezi diske monte edilmiş pervane kanat uzunluğu, L

ρ : Sıvı yoğunluğu, ML^{-3}

μ : Sıvı viskozitesi, $ML^{-1}T^{-1}$

g : Yerçekimi ivmesi, LT^{-2}

N : Pervane dönüş hızı T^{-1}

P : Karıştırıcı gücü, ML^2T^{-3}

X_R : Tank içindeki uçucu askıda katı madde konsantrasyonu, ML^{-3}

X_W : Çıkış uçucu askıda katı madde konsantrasyonu, ML^{-3}

Q_I : Giriş debisi, L^3T^{-1}

Q_W : Atık (çamur) debisi, L^3T^{-1}

S_I : KOİ cinsinden giriş besi maddesi konsantrasyonu, ML^{-3}

'dur. Reaktörler aynı atıkla beslenip aynı aşı ile besi elementleri, pH ve sıcaklık bakımından benzer şartlarda çalıştırıldığı için, Denklem (2)'de listelenen 7 parametrenin, biyolojik benzerliği yeterince yansıtacağı düşünülmüştür.

Çözüm:

Hidrodinamik Benzeşim. Denklem (1) ρ , D_I ve N tekrarlanan bağımsız değişkenler olarak seçilip Buckingham'ın π teoremi yöntemi ile çözüldüğünde aşağıdaki fiziksel modelleme fonksiyonu (FMF) elde edilmiştir.

$$f\left(\frac{D_R}{D_I}, \frac{H_L}{D_I}, \frac{H_I}{D_I}, \frac{W_I}{D_I}, \frac{L_I}{D_I}, B, \frac{S}{D_I}, Re, Fr, N_p\right) = 0 \quad (3)$$

bu ifadedeki ilk 7 parametre geometrik son 3 parametre ise hidrodinamik özellikleri yansıtmaktadır.

Biyolojik Benzeşim

Denklem (2)'de, yukarıdakine benzer yolla çözülerek, biyolojik faktörlere bağlı, benzerliği yansıtan modelleme fonksiyonu,

$$f(O_{LR}, V_{LR}, \theta_c, \theta) = 0$$

olarak elde edilmiştir. Burada,

$$\theta = \frac{V}{Q_I}$$

$$\theta_c = \frac{X_R \times V}{(X_W \times (Q_I - Q_W)) + (X_R \times Q_W)}$$

$$L_v = \frac{S_I}{\theta} \quad L_x = \frac{S_I}{X_R \cdot \theta} \text{ dir.}$$

Model-Pilot Tesis Deneyleri. Laboratuvar ve pilot ölçekli reaktörlerde Tablo 5-11'deki parametrelerin eşitliği/benzerliği esası ile paralel arıtılabilirlik deneyleri yürütülmüş ve aşağıdaki sonuçlara ulaşılmıştır.

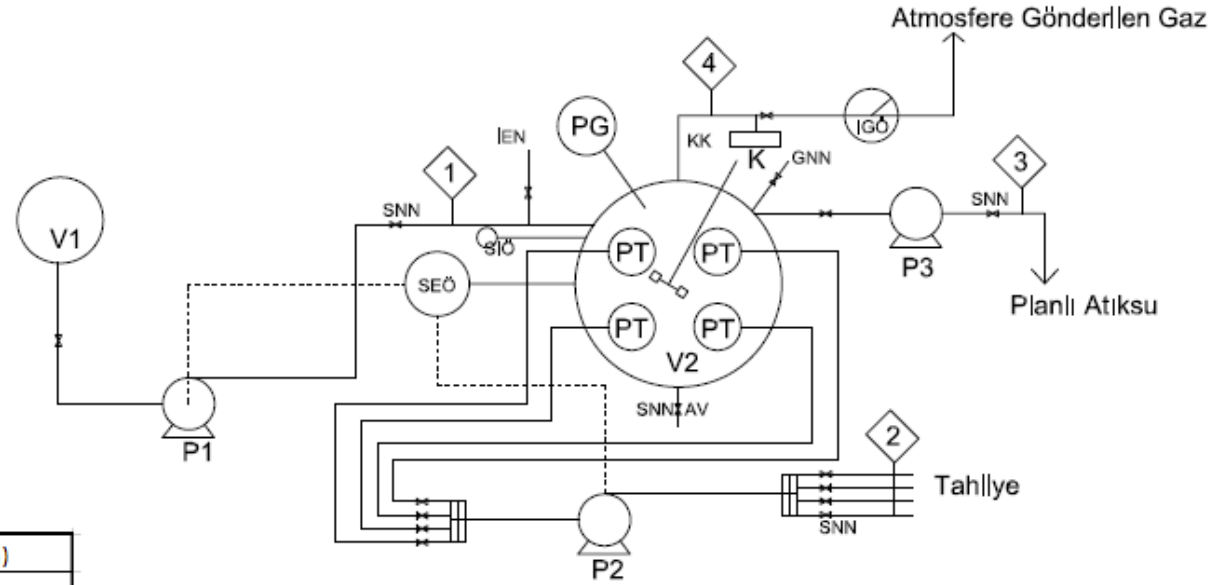
Tablo 5-11. Parametreler ve benzerlik durumları (Shaaban, 1986)

Parametreler	Benzerlik Durumu
TKM	Kinematik
Re, Fr	Dinamik
$L_x, L_v, \theta_c, \theta$	Biyolojik

Ölçek büyütme (model-prototip ilişkileri) sürecinde biyolojik ve hidrodinamik parametreler birlikte belirleyici durumdadır. Bu tür (An-MBR veya tam karışım) anaerobik biyolojik reaktörler için en önemli (önerilen) ölçek büyütme kriteri TKM ve Fr sayılarına dayalı benzeşimdir. TKM esaslı ölçek büyütmede, model-prototip arasında Biyometan verimi ve KOİ giderim verimleri bakımından (>%98'lik performans) benzerlik/paralellik elde edilmiştir. Tablo 5-12'de laboratuvar ve pilot ölçekli reaktörlerin boyutları ve Şekil 5-20'de tipik anaerobik çürütücü ünitesi için P&I diyagramı gösterilmiştir.

Tablo 5-12. Laboratuvar ve pilot ölçekli reaktörlerin boyutları (Shaaban, 1986)

	<i>Lab. Ölçeği (21 L)</i>	<i>Pilot Ölçek (98 L)</i>
V, L	21	98
D, mm	298	500
H, mm	298	500
D_i, mm	99	167
z, mm	99	167
S, mm	12,4	21
r, mm	25	42
W, mm	20	34
H_i, mm	418	700
V_G, L	8,4	39,3
V_G/V	0,4	0,4



K	Karıştırıcı (Değişen Hızlarla)
KK	Kondens Kapağı
IGÖ	Islak Gaz Ölçer
GNN	Gaz Numune Noktası
SNN	Sıvı Numune Noktası
SEÖ	Seviye Ölçer
BG	Basınç Göstergesi
SIÖ	Sıcaklık Ölçer
PT	Porvair Tüp
İEN	İz madde Enjeksiyon Noktası
AV	Atıksu Vanası

Birim/Ortam	V1	V2	P1	P2	P3	1	2	3	4
İsim	Besleme tankı	Reaktör tankı	Besleme pompası	Çıkış pompası	Atıksu Pompası	Besleme	Çıkış	Atıksu	Egzoz gazı
Sıvı Hacmi (L)	20 veya 60	21 veya 98	-	-	-	-	-	-	-
Malzeme/Tip	Cam veya Polietilen	PVC	Peristaltik	Peristaltik	Peristaltik	Silikon lastik boru	Silikon lastik boru	Silikon lastik boru	Silikon lastik boru
Debi (L/gün)	-	-	3,0 veya 10,0	2,8 veya 9,5	Değişken	3,0 veya 10,0	2,8 veya 9,5	Değişken	20,0-170,0
S.S. (mg/L)	0	7000-13000	-	-	-	0	50-500	13000	-
pH	3,8-4,2	6,9-7,5	-	-	-	3,8-4,2	6,9-7,5	6,9-7,5	-

Şekil 5-20. Tipik anaerobik çürütücü ünitesi için P&I diyagramı (Shaaban, 1986)



Pilot ölçekli YYAÇ sistemi - A reaktörü ve Lamelli çökeltim tankı - İSKİ Baltalimanı Ön AAT, İstanbul
 (A reaktörü: $en = 0,8 \text{ m}$, $boy = 2,2 \text{ m}$, $yükseklik = 2,9 \text{ m}$ ($V_{toplam} = 5,1 \text{ m}^3$, $V_{etkin} = 4 \text{ m}^3$ Reaktör tabanında 270 mm çaplı 21 adet difüzör, 60° açı ile yerleştirilmiş lameller arası boşluklar 10 cm)

6. MEKANİK KARIŞTIRMALI SİSTEMLERDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ

Hale Özgün, Mustafa Evren Erşahin, İzzet Öztürk

6.1. Giriş

Karıştırma ve çalkalama; birbirlerinin yerine kullanılan iki terimdir. Karıştırma, iki veya daha fazla malzemenin istenilen homojenlik düzeyine ulaşmasını sağlayan işlemdir. Çalkalama ise, sıvıda türbülans oluşumunu teşvik etmek amacıyla uygulanan bir işlemdir. Her iki işlem de çevre mühendisliği proseslerinde oldukça geniş bir uygulama alanına sahiptir. Bu uygulama alanları iki ana başlık altında değerlendirilebilir (Keinath, 1983).

1. Su Arıtma

- Hızlı Karıştırma:* Koagülantların (pıhtılaştırıcıların) ve yumuşatıcı kimyasalların sudaki dispersiyonunun sağlanması.
- Flokülasyon:* Destabilize olan kolloidal partiküllerin yumaklaşması (floklaşması) amacıyla yavaş karıştırılması.
- Kesikli Besleme:* Çözeltilerinin Hazırlanması: Potasyum permanganant (KMnO_4), sodyum florür (NaF), sodyum hekzametafosfat (NaPO_3)₆ gibi kimyasallar kesikli besleme çözeltisi olarak hazırlanırlar. Kuru kimyasalların çözünme hızlarının artırılması için karıştırma yapılmalıdır.

2. Atıksu Arıtma

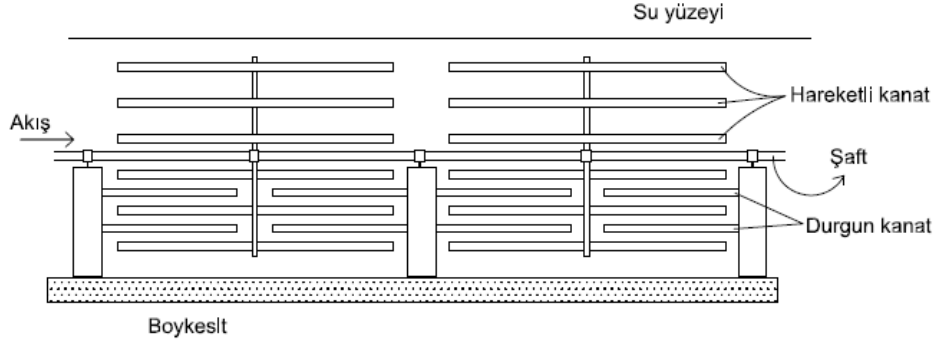
- Aktif Çamur Tankları:* Katı maddenin üniform dağılımının sağlanması (Samstag ve Wicklein, 2014).
- Anaerobik Çürütme:* Yüksek hızlı çürütücülerde ayrışma sürecinin hızlandırılması.
- Yıkayarak Tasfiye:* Yüzdürme (yıkama) işlemi sırasında farklı çökelme hızlarından yararlanılarak ayırma işleminin yapılması.

6.2. Karıştırıcı Tipleri

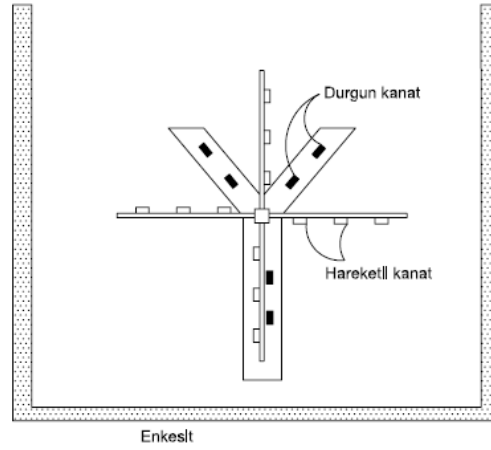
Karıştırıcı tipleri paletli, pervaneli ve türbin karıştırıcılar olmak üzere üç ana başlıkta incelenebilir (Keinath, 1983).

Paletli Karıştırıcılar. Bu tip karıştırıcılar genellikle dikey veya yatay shaft üzerinde uzun ve düz paletler içermekte olup, dönüş hızları düşük ile orta hız (2-150 rpm) arasında değişmektedir. Yaygın olarak, seyreltik süspansiyonların (katı-sıvı karışımı) ve yüksek

viskoziteye sahip akışkanların karıştırılması uygulamalarında kullanılırlar. Karıştırma esnasında suyun hareketi dönen paletlere radyal ve teğettir. Paletli tip karıştırıcıya ait boykesit ve enkesit çizimler sırasıyla Şekil 6-1 ve Şekil 6-2’de verilmektedir.



Şekil 6-1. Paletli karıştırıcıya ait boykesit çizim (Keinath, 1983)

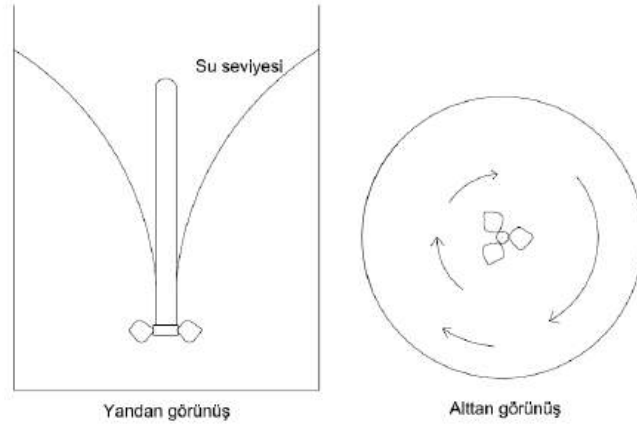


Şekil 6-2. Paletli karıştırıcıya ait enkesit çizim (Keinath, 1983)

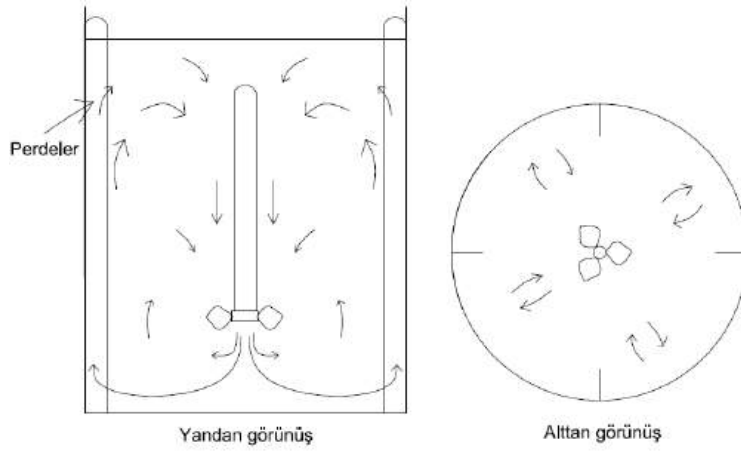
Paletli karıştırıcılar, su arıtımında flokülasyon prosesinde kullanılırlar. Bu işlem esnasında partikül temasının fazla olması floklaşmayı (yumaklaşmayı) hızlandırır. Bununla birlikte, artan kesme kuvvetleri flokların küçük partiküllere dönüşmesine neden olabilir. Flokların istenen boyuta erişmesi ve yavaş karıştırmayı takip eden çökeltim prosesinde hızlıca çökmesi için ayarlanabilir, değişken hız sürücüsü (variable speed drive/VSD) kullanılarak hız düzenlemesi yapılabilir. Paletli karıştırıcıların işletim zorlukları nedeniyle türbin karıştırıcılar flokülasyon proseslerinde daha sık tercih edilmeye başlanmıştır (Tchobanoglous vd., 2003).

Pervaneli Karıştırıcılar. Düşük viskoziteye sahip akışkanlar için kullanılan nispeten küçük karıştırıcılardır. Dönüş hızları genellikle 400 rpm (küçük çaplı olanlar için) ile 1750 rpm (büyük çaplı olanlar için) arasında değişmektedir. Bu tip karıştırıcılar, yüksek akış yer değiştirme potansiyeline sahiptir ve karıştırma sırasında eksenel yönde güçlü bir su hareketi sağlarlar. Şekil 6-3’te görüldüğü gibi; perdesiz tanklarda kullanıldıklarında tank içerisinde dairesel bir akış ve

girdap (vorteks) oluştururlar. Bununla birlikte, perdeli tanklarda girdap oluşumu gözlenmez ve perdeler arasındaki bölgelerde eksenel bir akış elde edilir (şekil 6-4).

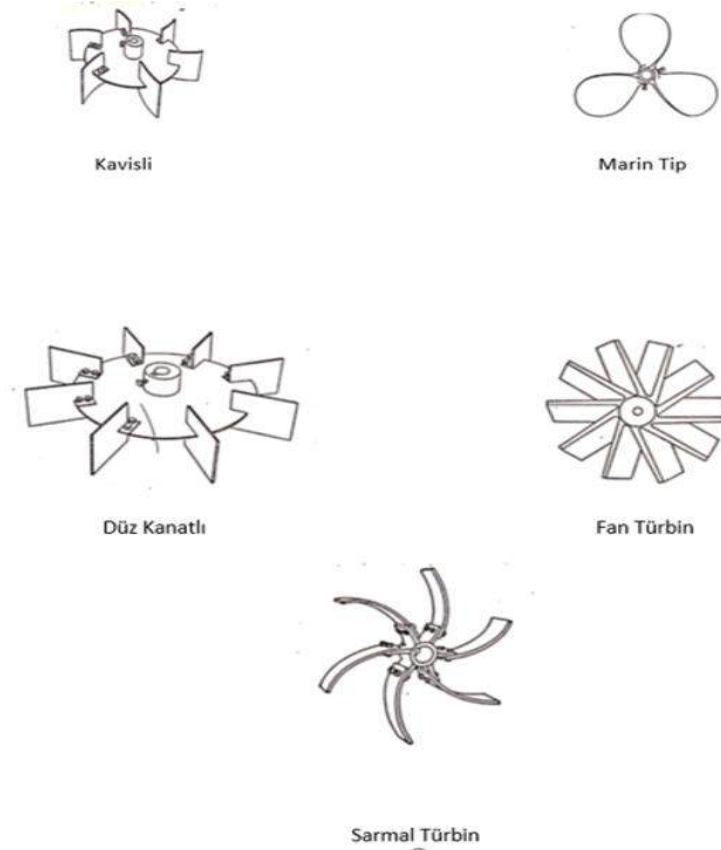


şekil 6-3. Pervaneli karıştırıcıyla karıştırılan perdesiz tankta su hareketinin profili (Keinath, 1983)



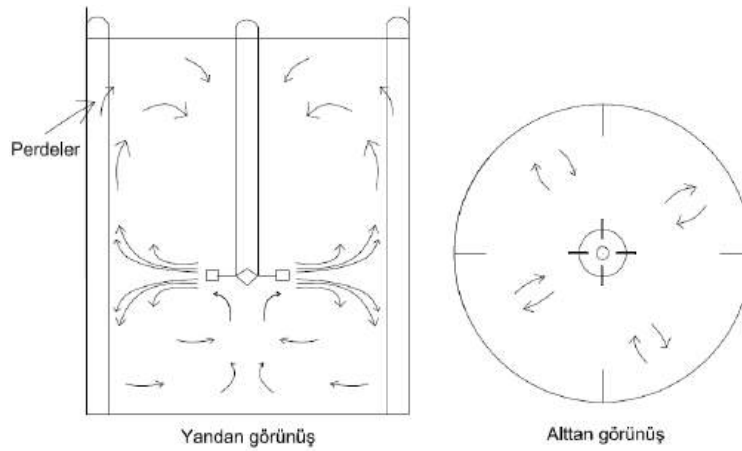
şekil 6-4. Pervaneli karıştırıcıyla karıştırılan perdeli tankta su hareketinin profili (Keinath, 1983)

Türbin Karıştırıcılar. Türbin karıştırıcılar genellikle düz bir plakaya dikey olarak monte edilen birkaç kanattan oluşan ve çeşitli şekillerde teşkil edilebilen karıştırıcı tipleridir. Bu kanatlar düz, kavisli veya farklı konfigürasyonlara sahip olabilmektedir (şekil 6-5).



Şekil 6-5. Farklı türbin karıştırıcı tipleri (Tchobanoglous vd., 2003)

Düz veya kavisli kanatların kullanımıyla her türlü hidrolik rejim elde edilebileceği için, bu tip yapılar en sık kullanılan kanat yapılarıdır. Bu türdeki kanatlı karıştırıcıların kullanımı sonucu, pervaneli karıştırıcılarda olduğu gibi, perdesiz tanklarda girdap ve dairesel akım oluşmaktadır. Perdeli tanklarda su hareketinin profili ise Şekil 6-6'da verilmektedir.



Şekil 6-6. Türbin karıştırıcıyla karıştırılan perdeli tankta su hareketinin profili (Keinath, 1983)

6.3. Karıştırma için Boyut Analizi ve Genel Akış Denklemi

Akışkan kütlesi içinde dönen bir karıştırıcı, yalnızca karıştırıcının şekline, boyutuna ve hızına bağlı değil; aynı zamanda akışkanın bulunduğu reaktör özelliklerine ve şaşırtma perdesi mevcudiyetine bağlı olarak akış rejimini oluşturur. Viskoz akış rejiminde; herhangi bir sıvı karışımı mevcut olmayıp, yer değişimi yalnızca difüzyon kaynaklıdır. Türbülanslı akış rejiminde ise; karışım, akışkanın her yöne hareket etmesiyle oluşan konvektif yer değiştirmeden kaynaklanır. Dolayısıyla difüzyon kaynaklı yer değişimi türbülanslı akışta önemli bir rol oynamaz (Keinath, 1983).

6.3.1. Karıştırma için Boyut Analizi

Bu bölümde karıştırıcılar ve karıştırma işlemi için daha önce Bölüm 2.1’de ayrıntılı olarak açıklayan yukarıda tanımı verilen “boyut analizi” değerlendirilecektir. Boyutları belirtmek için kullanılan notasyonlar, Rushton vd. (1950) tarafından derlenmiş ve Tablo 6-1’de verilmiştir. Tabloda tanımı verilen semboller, karıştırıcı hesaplarında sıklıkla karşılaşılan notasyonları temsil etmektedir. Karıştırmayı etkileyen faktörler üç farklı türdedir:

1. Tank ve Karıştırıcı için Geometrik Sınır Koşullarını ve Şeklini Tam Olarak Tanımlayan Doğrusal Boyutlar. D, T, H, C, S, L, W ve J değişkenlerini kapsar. Ayrıca B (karıştırıcıdaki kanat sayısı) ve R (perde sayısı), karıştırıcı ve tank duvarının şeklini tanımlamaya yardımcı olan boyutlardır.

2. Akışkan Özellikleri. Yoğunluk ve viskozite gibi.

3. Akışa ait Hız, Güç ve Yerçekimi Kuvveti gibi Dinamik ve Kinematik Özellikler. Akış hızı, karıştırıcı ucu hızının bir fonksiyonu olarak düşünülebilir ve hız, karıştırıcının birim zamandaki devir sayısı ile orantılıdır. Karıştırıcının sağladığı enerji, kütle akışı için gerekli kuvvetleri oluşturmak ve yerçekimi kuvvetini aşmak için kullanılır.

Tablo 6-1. Karıştırıcı hesaplarında yaygın olarak kullanılan birimler (Rushton vd., 1950)

Sembol	Tanım ve Boyut	Kullanıldığı Boyutsuz Grup veya Oran	Grup veya Oran için Üstel Fonksiyon
P	Güç, N.m/saniye	N_p	
hp	Beygir Gücü, P/550		
N	Karıştırıcı Hızı, dev/saniye	Re N_p Fr	n
ρ	Akışkanın Yoğunluğu, kg/m ³	Re N_p	m
μ	Akışkan Viskozitesi, kg/m.saniye	Re	m
ν	Kinematik Viskozite, m ² /saniye	Re	m
g	Gravimetrik Sabit, m/saniye ²	Fr N_p	n
D	Karıştırıcı Çapı, m	Re Fr N_p	m
T	Tank Çapı, m	T/D	t
H	Sıvı Derinliği, m	H/D	h
C	Karıştırıcı Yüksekliği, m	C/D	c
R	Perde Sayısı	$R/4$	r
J	Perde Genişliği, m	J/D	j
S	Karıştırıcı Eğimi	S/D	s
B	Karıştırıcıdaki Kanat Sayısı	B	b
L	Karıştırıcı Kanat Uzunluğu, m	T/D	l
W	Karıştırıcı Kanat Genişliği, m	W/D	w
Fr	Froude Sayısı	$\frac{D N^2}{g}$	n
N_p	Güç Sayısı	$\frac{P_g}{PN^3 D^5}$	
Re	Reynold Sayısı	$\frac{D^2 N \rho}{\mu}$	m
F	Kuvvet, N		
L	Uzunluk, m		
M	Kütle, kg		
T	Zaman, saniye		
a	İvme, m/saniye ²		
$\emptyset$	Fonksiyon, N_p veya $N_p/(Fr)^n$		

Akışkan hareketinin incelenmesi için “ π Teoremi” yöntemi kullanılabilir. π Teoremi, bir değişkenin (Örneğin; güç (P)) birkaç bağımsız değişkene (Örneğin; sınır, kinematik ve dinamik koşulları belirleyen değişkenler) bağlı olması durumunda, değişkenler için aşağıdaki gibi genel bir fonksiyonel ilişkinin kurulabileceği esasına dayanmaktadır:

$$f(D, T, H, C, S, L, W, J, \rho, v, g, N, P) = 0 \quad (6-1)$$

Denklem (6-1)'de verilen 13 değişken, üç temel boyut (FLT) cinsinden verilirse; denklem, 13-3 fonksiyonu olarak veya 10 boyutsuz π teriminin (Her terim 3+1 veya 4 değişken içerecek şekilde) bir fonksiyonu olarak ifade edilebilir. Boyutsal olarak homojen olması için, her terim her bir boyutun özdeş üslerini içermelidir. Her terime ait 4 değişkenden 3'ünü uzunluk, hız ve yoğunluk değişkenleri olarak seçmek uygun olacaktır. Geri kalan 10 değişkeni, “-1” üssü ile birlikte; 10 boyutsuz π teriminde kullanmak uygundur. Böylece genel denklem aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$f'(\pi_1, \pi_2, \dots, \pi_{10}) = 0 \quad (6-2)$$

Karıştırıcı çapı (D), karıştırıcı dönüş hızı (N) ve akışkan yoğunluğu (ρ) kullanılarak π terimleri aşağıdaki gibi ifade edilebilir:

$$\pi_1(T \text{ tank çapı için}) = D^{x_1} N^{y_1} \rho^{z_1} T^{-1} \quad (6-3)$$

Denklem (6-3)'teki terimlere ait boyutlar yerine konularak çözülürse Denklem (6-4) elde edilmiş olur:

$$\pi_1 = L^x \left(\frac{1}{T} \right)^y \left(\frac{FT^2}{L^4} \right)^z T^{(-1)} = L^0 T^0 F^0 \quad (6-4)$$

$$\begin{array}{llll} L: & x & -4z & -1 & = & 0 \\ T: & & -y & +2z & = & 0 \\ F: & & & z & = & 0 \end{array}$$

Sonuç olarak aşağıdaki ifade bulunmuş olur:

$$\begin{array}{l} x = 1 \\ z = 0 \quad \pi_1 = \frac{D}{T} \\ y = 0 \end{array} \quad (6-5)$$

Bir grupta benzer boyutta iki değişken birlikte yer alıyorsa, diğer değişkenlerin ortadan kalktığı açıkça görülmektedir. Bu durumda $\pi_2, \pi_3, \pi_4, \pi_5, \pi_6$ ve π_7 aşağıdaki şekilde yazılabilir:

$$\frac{D}{H}, \frac{D}{C}, \frac{D}{S}, \frac{D}{L}, \frac{D}{W} \text{ ve } \frac{D}{J} \quad (6-6)$$

Kinematik viskozite için π_8 aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$\pi_8 (\nu \text{ için}) = L^x \left(\frac{1}{T} \right)^y \left(\frac{FT^2}{L^4} \right)^z \left(\frac{L^2}{T} \right)^{-1} = L^0 T^0 F^0 \quad (6-7)$$

$$\begin{array}{lcl} L: & x & -4z & -2 & = & 0 \\ T: & & -y & +2z & +1 & = & 0 \\ F: & & & z & & = & 0 \end{array}$$

Sonuç olarak aşağıdaki ifade bulunmuş olur:

$$\begin{aligned} x &= 2 \\ z &= 0 & \pi_8 &= \frac{D^2 N}{\nu} \\ y &= 1 \end{aligned} \quad (6-8)$$

Benzer şekilde π_9 ve π_{10} aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$\pi_9 = \frac{DN^2}{g} \quad (6-9)$$

$$\pi_{10} = \frac{D^5 N^3 \rho}{p} \quad (6-10)$$

Yukarıda bahsedilen 10 π terimine ilave olarak; kanat sayısı (B) ve perde sayısı (R) değişkenlerinin dâhil edilebileceği iki farklı sayısal oran mevcuttur:

$$\frac{B}{N_0} \text{ ve } \frac{R}{N_0} \quad (6-11)$$

N_0 (referans sayısı) uygun bir seçim ile belirlenir.

Tüm grupların birleştirilmesi ile aşağıdaki anlamlı ilişki oluşturulabilir:

$$f' \left(\underbrace{\frac{D}{T}, \frac{D}{H}, \frac{D}{C}, \frac{D}{S}, \frac{D}{L}, \frac{D}{W}, \frac{D}{J}}_{\boxed{1}}, \underbrace{\frac{D^2 N}{\gamma}, \frac{DN^2}{g}}_{\boxed{2}}, \underbrace{\frac{D^5 N^3 \rho}{P}}_{\boxed{3}}, \underbrace{\frac{B}{N_o}, \frac{R}{N_o}}_{\boxed{1}} \right) = 0 \quad (6-12)$$

Burada uygun birimler kullanıldığında tüm terimler boyutsuzdur. Bu anlamlı ilişkiyi temsil eden üç farklı parametre bulunur:

(1) Sınır Değerlerini ve Şekli Tanımlayanlar (ilk 7 ve son 2 terim): Sınır değerleri tek bir uzunluk veya sayısal oran ile tanımlanır.

(2) Viskozite ve Yer çekimi ile İlişkili Olanlar: Viskozite ve yerçekimi kuvvetini temsil eden terimler sırasıyla Re ve Fr olarak adlandırılmaktadır:

$$Re = \frac{D^2 N}{\nu} = \frac{D^2 N \rho}{\mu} \quad (6-13)$$

$$Fr = \frac{DN^2}{g} \quad (6-14)$$

Karakteristik hız, DN ile orantılı olan karıştırıcı ucu hızı (V) olarak alınır.

(3) Akış Düzenini Tanımlayanlar: $\frac{D^5 N^3 \rho}{P}$ terimi temel akış düzenini temsil eder. Bu terimi payında güç olacak bir şekle çevirmek uygun olur. Terimin bu haline güç sayısı (N_p) denir. Kuvvet birimini kütle birimine dönüştürmek için ρ , yerçekimi sabitine (g) bölünmelidir:

$$N_p = \frac{P_g}{\rho N^3 D^5} \quad (6-15)$$

Herhangi bir π terimi genel denklemde bağımlı bir değişken gibi düşünülebilir. N_p de akışın temel özelliklerini içerdiği için bağımlı değişken olarak kullanılabilir. Ayrıca, D parametresinin boyut oranlarında paydada kullanılmasının uygun olduğu bulunmuş ve genel denklem aşağıdaki gibi düzenlenmiştir:

$$N_p = K(Re)^m (Fr)^n \left(\frac{T}{D}\right)^t \left(\frac{H}{D}\right)^h \left(\frac{C}{D}\right)^c \left(\frac{S}{D}\right)^s \left(\frac{L}{D}\right)^l \left(\frac{W}{D}\right)^w \left(\frac{J}{D}\right)^j \left(\frac{B}{N_o}\right)^b \left(\frac{R}{N_o}\right)^r \quad (6-16)$$

Bu denklem; silindirik, dikey eksenli, düz tabanlı bir reaktörde merkeze konumlanmış tek bir karıştırıcı ile karıştırma halinde en sık kullanılan ilgili fiziksel değişkenleri göstermektedir. Denklem farklı tank ve tank tabanı şekline, tank merkezine konumlanmamış karıştırıcılara ve birden fazla karıştırıcıyla karıştırma durumlarına göre revize edilebilir. Denklem (6-16) üstel fonksiyona sahip bir denklemdir. Denklemden kullanılan üsler, deneysel olarak tek tek denklemden yer alan bir üstel ifadeyi değiştirirken, diğer terimleri sabit tutarak ve elde edilen “N_p”yi gözlemleyerek elde edilmiştir (Keinath, 1983).

6.3.2. Genel Akış Denklemi

Denklem (6-16) içerisinde yer alan son 9 terim akışkan hareketini etkileyen geometrik sınır koşullarını ifade etmektedir. Terimler geometrik benzerliği gösteren parametrelerdir. Bu parametreler herhangi bir deney setinde sabit kabul edilirse, denklem aşağıdaki şekilde sadeleştirilebilir:

$$N_p = K(Re)^m (Fr)^n \quad (6-17)$$

Sadeleştirme ile Denklem (6-17)’de yer alan değişkenler hesaplanabilir. Tam tersi senaryoda, Re ve Fr sabit tutulur veya ihmal edilebilir seviyede kabul edilirse, geometrik benzerlik parametreleri hesaplanabilir. Re ve Fr sayıları kinematik koşulları belirleyen parametrelerdir. Re, viskoz kuvvetlerin baskın olduğu koşullar altında, viskozitenin etkisini ortaya koyar. Viskoz kuvvetlerin baskın olduğu koşullar altında karşılaştırılan iki akış için Re aynı olmadıkça kinematik benzerlik söz konusu olamaz. Fr, yerçekimi kuvvetinin akışkan hareketini belirlediği durumlarda, yerçekimi kuvvetinin harekete olan etkisini ortaya koyar. Yerçekimi kuvvetinin akışkan hareketini kontrol ettiği durumlarda, akışlar için benzerlik durumu Fr’ler aynı olduğunda ortaya çıkar. Karıştırma sırasında yerçekimi ve viskoz kuvvetlerin akışkan hareketinin belirlenmesinde birlikte önemli rol oynadığı girdap oluşumu söz konusu ise; bir pilot ölçekli veya model tesis, prototip ile karşılaştırılırken Re ve Fr’ler mutlaka sabit tutulmalıdır.

Genellikle hidrodinamik veriler, logaritmik grafiklerde Re yatay ekseninde olacak şekilde verilir. Genel akış denklemi aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$\phi = \frac{N_p}{Fr^n} = K(Re)^m \quad (6-18)$$

$(Fr)^n$ teriminin 1'e eşit olduğu veya etkisinin ihmal edilebilir olduğu durumda (Örneğin; girdap oluşmayan durumlar), Denklem (6-18) aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$\phi = N_p = K (Re)^m \quad (6-19)$$

Denklem (6-19) "Güç" ifadesini de kapsayacak şekilde genişletilerek aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$P = \frac{K}{g} \rho N^3 D^5 \left(\frac{D^2 N_p}{\mu} \right)^m \quad (6-20)$$

Denklem (6-19) ve Denklem (6-20), boyutsal ve dinamik benzerliği tanımladıkları için, farklı koşullarda çalışan karıştırıcıları tanımlamak amacıyla kullanılabilirler (Keinath, 1983).

6.4. Karıştırıcı Özellikleri

Perdesiz Tankta Pervaneli Karıştırıcılar. N_p ile Re arasındaki ilişkiyi gösteren logaritmik ölçekli grafik EK-3 Şekil 1'de verilmektedir. Bu veriler Denklem (6-19) kullanılarak elde edilmiştir. Re 'nin 300'den küçük olduğu durumlarda, pervanenin farklı hızları için elde edilen veriler tek bir doğru üzerinde gösterilebilir. Bu aralıkta; çok az girdap oluşumu gözlenir. Re 'nin 300'den büyük olduğu durumlarda ise, pervane dönüş hızı arttıkça girdap oluşumu daha belirgin hale gelir. EK-3 Şekil 1'de görüldüğü üzere, Denklem (6-19)'daki veriler arasında düşük Re 'lerde bağıntı kurulabildiği için, Re tek başına dinamik benzerliği tanımlamak için yeterlidir. 10'dan küçük Re ($Re < 10$)'ler için grafik eğimi "-1" dir. Denklem (6-20)'de " m " "-1" değerini alırsa, viskoz kuvvetlerin hakim olduğu durumlar için gücün; akışkan viskozitesi, pervane hızının karesi ve pervane çapının küpü ile orantılı olduğunu gösteren aşağıdaki denklem elde edilmiş olur:

$$P = \frac{K}{g} \mu N^2 D^3 \quad (6-21)$$

K değeri pervane özellikleri ve bulunduğu koşullara bağlı değişiklik gösteren karakteristik bir değerdir. EK-3 Şekil 1 incelendiğinde; Re 'nin 300'den büyük olduğu durumlarda elde edilen verinin tek bir doğru üzerinde olmadığı açık bir şekilde görülmektedir. Bu akış rejiminde girdap oluşumu gözlemlendiği için; viskoz kuvvetlerin önemsiz hale geldiği ve yerçekimi kuvvetlerinin baskın hale geldiği sonucuna varılabilir. EK-3 Şekil 2'de; düşey ekseni ϕ , yatay ekseni Re olacak şekilde Fr 'yi esas alan bir grafik verilmektedir. Bu grafikte, 4. egride (Veriler EK-3 Şekil 1'den alınmıştır.) veriler tek bir eğri üzerinde olduğundan; Denklem (6-17)'nin etkin bir şekilde

uygulanabileceği ve belirli koşullarda Fr 'nin dikkate alınması gerektiği sonucuna ulaşılabilir (Keinath, 1983).

Perdeli Tankta Pervaneli Karıştırıcılar. EK-3 Şekil 2'de yer alan 6. eğri, 4 adet düz perdenin simetrik olarak tanka yerleştirildiği durumu temsil etmektedir. Düşey eksenin N_p olduğu grafikte, 6. eğri için veriler tek bir hat üzerine düşmektedir. Bu durum perdeli koşullarda Froude etkisinin olmadığını ve bu koşullar altında Denklem (6-19) ve Denklem (6-20)'nin uygulanabilir olduğunu göstermektedir. Dolayısıyla; perdeli tanktaki pervaneli karıştırıcılar için Denklem (6-20) esas alınabilir. Viskoz kuvvetlerin hakim olduğu durumlarda “ m ” “-1” değerini alır ve Denklem (6-20), Denklem (6-21)'e dönüşür. Daha yüksek Re 'lerde eğri eğimleri sıfıra eşit olduğunda “ m ” değeri “0” değerini alır ve Denklem (6-20) aşağıdaki şekilde ifade edilir (Keinath, 1983):

$$P = \frac{K}{g} \rho N^3 D^5 \quad (6-22)$$

Perdesiz Tankta Türbin Karıştırıcılar. Perdesiz tankta türbin karıştırıcılar için elde edilen veriler arasındaki bağıntı EK-3 Şekil 3'teki 4. eğri ile ifade edilmektedir. Bu verilerden elde edilen eğri perdesiz tanktaki pervaneli karıştırıcılar ile tamamen paralellik göstermektedir. Re 'nin 300'den büyük olduğu durumlarda Fr esas alınmalıdır. Viskoz kuvvetlerin hâkim olduğu küçük Re 'ler için grafik eğimi “-1” olup, bu durumda Denklem (6-21) geçerli olur (Keinath, 1983).

Perdeli Tankta Türbin Karıştırıcılar. EK-3 Şekil 3'te yer alan diğer eğriler üç farklı perde genişliğinin etkisini göstermektedir. N_p düşey ekseninde olacak şekilde çizilen grafikte veriler tek bir hat üzerine düşmektedir. Dolayısıyla veriler arasındaki ilişki Denklem (6-19) ile ifade edilebilir. Perdeli tanklarda türbin hızının artırılmasıyla perdesiz tanklara göre daha fazla güç sağlanabilir. Perdeli tanklara ait eğriler; Re 'nin 10'dan küçük olduğu durumlar için, tipik viskoz kuvvetlerin hâkim olduğu koşulları temsil eder. Re arttıkça, eğrinin eğimi “-1”’den “0”’a yükselir. Eğrideki en düşük noktaya Re 200 olduğunda ulaşılır. En düşük noktaya ulaşıldıktan sonra, eğride artış gözlenir ve eğrinin eğimi düşük pozitif değerler alır. Eğrideki artışlar perde genişliklerine göre değişiklik gösterir (Keinath, 1983).

6.5. Akışkan Özellikleri ve Başlıca Değişkenlerin Etkileri

Viskozitenin Etkisi. Viskozitenin güç tüketimi üzerindeki etkisi yalnızca Re 'ye bağlı değil, aynı zamanda karıştırıcı şekline ve tankta perde kullanılıp kullanılmamasına da bağlıdır (Keinath, 1983).

Akışkan Yoğunluğunun Etkisi. Re'nin 10'dan küçük olduğu durumlarda, yoğunluğun karıştırıcının güç ihtiyacı üzerine herhangi bir etkisi yoktur. Ancak türbülanslı ve geçiş rejiminde olan akışlarda yoğunluğun etkisi gözlenir. Denklem (6-22)'de görüldüğü üzere, türbülanslı akış rejiminde güç ihtiyacı doğrudan akışkanın yoğunluğuna bağlı olarak değişir. Geçiş akışı rejiminde yoğunluk etkisi değişken olup, tam olarak saptanabilmesi için Denklem (6-19)'da yer alan “m” değeri hesaplanmalıdır (Keinath, 1983).

Tank Çapının Etkisi. N_p , perdeli tanklar için T/D değerinin 2 ile 7 aralığında olması durumunda sabit olup, T/D değerinin bir fonksiyonu değildir. Dolayısıyla; Denklem (6-16)'da yer alan “t” üssü 0 değerini alır. Perdesiz tanklarda T/D oranının 2,7 ile 4,5 aralığında olduğu durumlarda, “t” üssünün 0,91 değerini aldığı belirlenmiştir (Keinath, 1983).

Akışkan Derinliğinin Etkisi. H/D oranının 2 ile 4,8 aralığındaki değerleri için derinliğin N_p üzerinde herhangi bir etkisi olmadığı görülmüştür. Bu durumda Denklem (6-16)'da yer alan “h” üssü 0 olmaktadır (Keinath, 1983).

6.6. Karıştırıcı İçin Gerekli Güç İhtiyacı

Karıştırıcı için gerekli güç, uygulanan karıştırma hızında akışkanın karıştırıcıya uyguladığı direnç ile doğrudan bağıntılıdır. Karıştırıcı ekipmanları içindeki sürtünme vb. mekanik etkenler akışkana iletilen enerjiyi azaltır. Dolayısıyla; karıştırıcı motoru tarafından tüketilen enerji hesaplanırken bu kayıplara dikkat edilmelidir. Karıştırma işleminin verimi ve etkisi, birim kütle veya birim akışkan hacmine göre etkin enerji girdisine bağlıdır. Bu bağlamda yapılan deneysel çalışmalarda, türbin karıştırıcının çalıştığı havalandırılmalı tanklardaki oksijen iletim hızı ve akışkanın birim hacmi başına düşen net karıştırma gücü girdisi arasında doğrudan bir oran olduğu tespit edilmiştir (Hixson ve Gaden, 1950). Dolayısıyla akışkan birim hacmi başına düşen net güç girdisi karıştırma verimliliğinin bir ölçütü olarak kullanılabilir. Bu güç girdisi arttıkça, türbülans ve buna bağlı olarak karıştırma verimi artar. Karıştırıcı için güç ihtiyacı maliyet analizini de doğrudan etkileyen önemli bir ölçüttür. Bir karıştırıcı için gerekli güç ihtiyacının hesaplanması aşağıda verilen örnekte açıklanmaktadır.

ÖRNEK 6-1: 45 ° açıyla monte edilmiş 4 adet 0,305 m genişliğinde eğik kanatlara sahip, 1,47 m çapında türbin karıştırıcının 1,4 dev/saniye hızla, yoğunluğu 1150 kg/m³ ve viskozitesi 12 kg/m.saniye olan bir akışkanı karıştırması istenmektedir. Karıştırıcının çalıştırılabilmesi için gereken motor gücünü belirleyiniz.

Çözüm:

1. Karıştırıcı Geometrisi için Türbülanslı Akışta Güç Sayısının Belirlenmesi:

N_p ; güç (P_g), sıvı yoğunluğu (ρ), karıştırıcı dönüş hızı (N) ve çap (D) gibi değişkenlere bağlı olan boyutsuz bir değişkendir:

$$N_p = \frac{P_g}{\rho N^3 D^5}$$

Verilen karıştırıcı geometrisi için türbülanslı koşullarda N_p sabittir. Bazı karıştırıcı geometrileri için türbülanslı akış koşullarında belirlenmiş güç sayıları Şekil 6-7'de verilmektedir.

W/D = 1/5	W/D = 1/5	W/D = 1/6	W/D = 1/6	W/D = 1/5
Eğimli kanatlı (P-4) $N_p = 1.37$	Eğimli kanatlı (P-6) $N_p = 1.70$	Düz kanatlı (S-4) $N_p = 2.96$	Düz kanatlı (S-6) $N_p = 3.86$	Disk tipi (D-6) $N_p = 5.46$

*W/D: Kanat Genişliği/Karıştırıcı Çapı

Şekil 6-7. Türbülanslı akışta çeşitli karıştırıcı geometrileri için güç sayıları (N_p) (Keinath, 1983)

Örnekte tarif edilen eğik kanatlı türbin karıştırıcı, W/D oranının 1/5 olması dışında, şekildeki dört kanatlı karıştırıcı ile benzerdir. Standart olmayan W/D oranına sahip dört kanatlı türbin karıştırıcının N_p değeri; türbülanslı akıştaki standart N_p değeri (1,37) ile gerçek W/D'nin standart W/D'ye bölünmesiyle elde edilen değerin 1,25 üssü çarpılarak hesaplanır:

$$N_{p_{gerçek}} = N_{p_{standart}} \left(\frac{\text{Gerçek } \frac{W}{D}}{\text{Standart } \frac{W}{D}} \right)^{1,25}$$

Dolayısıyla; 0,305 m genişliğindeki kanatlara sahip, 1,47 m çapındaki türbin karıştırıcının türbülanslı akış için N_p aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$N_p = 1,37 \left[\frac{\left(\frac{12}{58} \right)}{\left(\frac{1}{5} \right)} \right]^{1,25} = 1,37 [1,034]^{1,25} = 1,43$$

2. İşletme Koşulları için Güç Sayısının Hesaplanması:

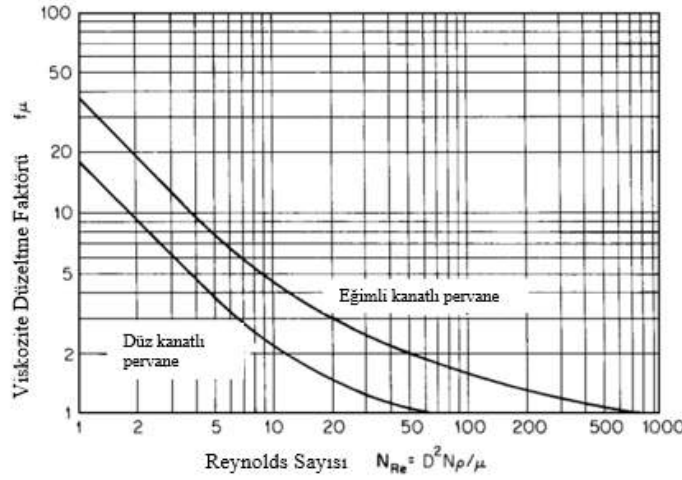
Karıştırma içindeki türbülans, bir başka boyutsuz değişken olan Re 'ye göre hesaplanabilir. Karıştırmada kullanılan Re ile boru içindeki akışta kullanılan Re aynı olsa dahi, laminar ve türbülanslı koşullar ile ilişkilendirilen Re tanımlaması ve değerleri boru içi akıştaki durumdan farklıdır. Bu bağlamda kullanılacak Re önceki bölümlerde de belirtildiği gibi aşağıdaki şekildeki tanımlanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu}$$

Karıştırıcıda, türbülanslı akış durumu $Re > 20.000$, laminar akış durumu ise $Re < 10$ olduğu koşullarda meydana gelir. N_p , Re 'nin ve karıştırıcı geometrisinin bir fonksiyonudur:

$$Re = \frac{(1,47)^2 (1,4)(1150)}{12} = 290$$

Türbülanslı akışta çeşitli karıştırıcı geometrileri için güç sayıları kullanılarak $Re = 290$ için, viskozite düzeltme faktörü 1,2 olarak bulunur. Örnekteki türbin karıştırıcı için " N_p ", türbülanslı akış için elde edilen güç sayısı ile viskozite düzeltme faktörü çarpılarak bulunur:

$$N_p = 1,2 \times 1,43 = 1,72$$


Şekil 6-8. Re 'nin bir fonksiyonu olarak viskozite düzeltme faktörü (Keinath, 1983)

3. Karıştırıcının Dönüşü için Gerekli Şaft Beygir Gücünün Hesabı:

Gerekli beygir gücü, $P = N_p \rho N^3 D^5$ formülü ile hesaplanır. Bu formülde kullanılacak N_p önceki adımlarda hesaplanan N_p olmalıdır:

$$P = 1,72 \times 1150 \times 1,4^3 \times 1,47^5 = 37256 \text{ watt} = 37,3 \text{ kW}$$

$$37,3 \text{ kW} \times 1,341 = 50 \text{ hp}$$

4. Standart Motor Gücü Seçimi:

Tipik bir türbin karıştırıcı; motor, özel olarak tasarlanmış bir dişli redüktör, bir şaft ve bir veya daha fazla karıştırıcı içerir. Dişli redüktörden kaynaklanan kayıplar tipik olarak sadece %3 ile %8 aralığında olduğu halde, gerçek hızdaki küçük sapmalar ve proses koşullarındaki değişkenlikler nedeniyle minimum motor gücü, hesaplanan beygir gücü 0,85'e bölünerek elde edilir:

$$P_{\text{motor}} = \frac{50}{0,85} = 58,8 \text{ hp}$$

Hesaplanan motor gücü 43,8 kW'a eşdeğer olup, ticari olarak mevcut olan en yakın kapasitedeki motor olan 45 kW'lık bir motor seçilebilir.

Yüksek viskoziteli akışkanlarda kontrolsüz türbülans oluşumu akışkanın kendisi tarafından önlenir. Bu sebeple viskozitenin 5 Pa.saniye (5 kg/m.saniye)'den büyük olduğu durumlarda çoğu uygulama için perde duvar kullanımına ihtiyaç duyulmaz. N_p , karıştırıcıyı istenilen hızda işletebilmek için gerekli motorun seçiminde önemli tasarım bilgileri sağlar. Bununla birlikte; bu hesaplamalar karıştırmanın proses gereklilikleri için yeterli olup olmadığıyla ilgili bir bilgi vermemektedir (Dickey, 2012).

6.7. İki Akışkanın Karışımı için Karıştırıcı Tasarımı

Bu bölümde verilen proses koşulları için gerekli güç ve hız ihtiyacının hesabı bir örnek üzerinden açıklanacaktır.

ÖRNEK 6-2:

Bir proseste kullanılmak üzere, yoğunluğu 1400 kg/m^3 ve viskozitesi $0,015 \text{ kg/m.s}$ olan konsantre sulu çözeltinin, yoğunluğu 1000 kg/m^3 ve viskozitesi 18 kg/m.s olan polimer çözeltisine ilave edilmesi gerekmektedir. İki akışkan tamamen karışabilir özellikte olup, karışım nihai olarak 1100 kg/m^3 yoğunluğa ve 15 kg/m.s viskoziteye sahip olacaktır. Karışımın son hacmi $33,5 \text{ m}^3$ olup, karıştırma işleminin yapıldığı düz tabanlı tank $2,9 \text{ m}$ çapa sahip olacaktır. Buna göre, karıştırma sisteminin tasarımını yapınız.

Çözüm:

(1) Gerekli Karıştırma Şiddetinin Hesaplanması. Çoğu karıştırma ekipmanının tasarımında; mevcut deneyimler ve belirli şartlar altında dönen bir karıştırıcının neden olduğu akışkan hareketinin ölçümü esas alınır. Karıştırıcı tasarımı için mutlak kurallar olmasa da, tasarım için yönlendirici ilkeler mevcuttur. Çoğu karıştırma uygulaması için kullanılan akışkan hareket tipi, yukarıdan aşağıya doğru sirkülasyon akış modelidir. Düşük viskoziteli ($< 5 \text{ kg/m.saniye}$) akışkanlarda gereğinden fazla oluşan türbülans önlemek için şaşırtma perdeleri kullanılması gerekir. Karıştırma tankındaki akışkan hareketini ölçen parametrelerden biri hızdır. Bununla birlikte; akışkan hızı yön ve büyüklük açısından rastgelelik içermektedir. Gerçek hız ölçümünün zor olması ve hızın tanktaki konum ile ilişkili olması; karıştırma şiddetinin pratik bir ölçüsü olarak “yaklaşık hızın” kullanılmasını gerektirir. Yaklaşık hız, karıştırma kapasitesinin (hacimsel debi) tank enkesit alanına bölünmesiyle hesaplanır. Enkesit alanını hesaplarken tank içindeki su seviyesinin tank çapına eşit olduğu varsayımı yapılır. Önceki deneyimler, yaklaşık hız büyüklüğünün karıştırma şiddetinin bir ölçüsü olarak kullanılabileceğini göstermiştir. Karıştırma tankındaki yaklaşık hızlar $0,03 \text{ m/saniye}$ ile $0,3 \text{ m/saniye}$ arasında değişmektedir. Bu örnekte; özgül ağırlık farkı $0,4$ ve viskoziteler oranı $1,2$ olan iki akışkanın karıştırılması istenmektedir. Tablo 6-2'deki verilere göre; yaklaşık hızın $0,12 \text{ m/saniye}$ seçilmesi bu örnek için yeterli olacaktır. Özel bazı durumlar ortalama hız seçimini etkileyebilmektedir.

(2) Gerekli Karıştırma Kapasitesinin Hesaplanması. Gerekli karıştırma kapasitesini belirlemek için, seçilen yaklaşık hız (0,12 m/saniye) uygun enkesit alanı ile çarpılmalıdır. Yaklaşık hıza göre, tasarımda tank içindeki su seviyesinin tank çapına eşit olduğu varsayımı yapıldığında, silindir hacmi aşağıdaki şekilde yeniden düzenlenir:

$$V = \left(\frac{\pi}{4} D^2\right) D = \frac{\pi}{4} D^3 \quad \frac{\pi}{4} (T_{eq})^3 = V$$

Nihai karışım hacmi olan 33,5 m³ kullanılarak eşdeğer tank çapı bulunur:

$$T_{eq} = \left[\frac{33,5 \times 4}{\pi} \right]^{1/3} = 3,49 \text{ m}$$

3,49 m çapındaki tankın enkesit alanı ve buna bağlı gerekli karıştırma kapasitesi aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$A = \left(\frac{\pi}{4} T_{eq}^2 \right) = \left(\frac{\pi}{4} 3,49^2 \right) = 9,56 \text{ m}^2$$

$$\text{Gerekli Karıştırma Kapasitesi} = 0,12 \text{ m/s} \times 9,56 \text{ m}^2 = 1,15 \text{ m}^3/\text{saniye}$$

Tablo 6-2. Yaklaşık hız değerlerine göre karıştırma özellikleri (Keinath, 1983)

Yaklaşık Hız (m/saniye)	Özellikler
0,03-0,06	Minimum akışkan hareketi gerektiren uygulamalarda kullanılma
	Özgül ağırlık farkı 0,1'den az olan iki akışkanı karıştırma
	Karışım boyunca akışkan hareketi sağlama
	Düz ama hareketli akışkan yüzeyi oluşturma
0,09-0,18	Kimyasal prosesler için gerekli karışımlarda kullanılma
	Özgül ağırlık farkı 0,6'dan az olan iki akışkanı karıştırma
	Çökelme hızı 0,01-0,02 m/saniye olan iz elementleri askıda tutma
	Düşük viskoziteli akışkanlar için yüzeyde hafif dalgalanma sağlama
0,21-0,30	Yüksek karışım oranı gerektiren uygulamalarda kullanılma
	Özgül ağırlık farkı 1'den az olan iki akışkanı karıştırma
	Çökelme hızı 0,02-0,03 m/saniye olan iz elementleri askıda tutma
	Düşük viskoziteli akışkanlar için yüzeyde kuvvetli dalgalanma sağlama

(3) Karıştırıcı Çapının Seçimi ve Gerekli Karıştırıcı Hızının Hesaplanması. Dört kanatlı türbin karıştırıcının karıştırma kapasitesi diğer karıştırma parametreleri ile aşağıdaki şekilde ilişkilendirilebilir. Grafik; akış sayısı ve Re gibi iki boyutsuz değişken arasındaki ilişkiyi göstermektedir. Her iki eksen de karıştırıcı çapı (D) ve dönüş hızı (N) ile ilişkili olduğu için iteratif bir çözüm gerekebilir. Böyle bir çözüm için aşağıdaki yolu izlemek uygundur:

a. Karıştırıcı Çapının Seçimi. Karıştırıcı çapı genellikle tank çapının 0,2 ve 0,6 arasında değişen belirli bir oranla çarpımı ile bulunur. Bu örnekte karıştırıcı çapının tank çapına oranı (D/T) 0,4 olacaktır. Eşdeğer tank çapı olan 3,49 m'yi göz önünde bulundurarak, karıştırıcı çapı

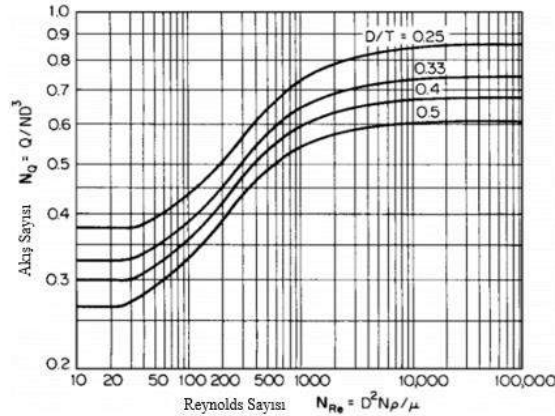
$0,4 \times 3,49 = 1,4 \text{ m}$ olarak hesaplanır (Kanat genişliği ise; W/D oranının $1/5$ olduğu göz önüne alınarak, $0,28 \text{ m}$ olarak alınabilir).

b. Reynolds Sayısının Hesaplanması. Re 'nin hesabında; iteratif çözüm için öncelikle bir başlangıç dönüş hızı tahmini yapılması gerekmektedir. Başlangıç dönüş hızının 100 dev/dakika ($1,66 \text{ dev/saniye}$) olarak öngörülmesi halinde, karıştırma sonundaki akışkan özellikleri olan 1100 kg/m^3 yoğunluk ve 15 kg/m.saniye viskozite verileri kullanılarak, başlangıç Re aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{(1,40)^2 (1,66) (1100)}{15} = 238$$

c. Akış Sayısının ve Karıştırıcı Hızının Hesaplanması. Re 'nin 238 ve D/T oranının $0,4$ olduğu şartlar altında Şekil 6-9'dan okunan akış sayısı $N_Q = 0,44$ olmaktadır. Akış sayısı formülü kullanılarak, devir sayısı aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$N = \frac{Q}{N_Q D^3} = \frac{69}{0,44 \times (1,4)^3} = 57,1 \text{ dev / dk}$$



Şekil 6-9. Güç sayısı $N_p=1,37$ için Re 'nin fonksiyonu olarak akış sayısı (Keinath, 1983)

Öngörülen hız (100 dev/dakika) ve hesaplanan devir sayılarının ($57,1 \text{ dev/dakika}$) birbirini tutmadığı görülmüştür. Akış sayısının, bu Re aralığı için sabit olmadığı bilinmektedir. Bu sebeple hız için yapılan iterasyona devam edilir ($Re > 20.000$ için akış sayısı sabittir ve iterasyona gerek duyulmaz. Hesaplanan hız tasarım hızı olarak alınır).

d. Karıştırıcı Hızının Belirlenmesi için İterasyon Yapılması. b ve c adımlarına benzer şekilde yapılan ardışık hesaplamalar ile hızlar Tablo 6-3'te yer almaktadır:

Tablo 6-3. Karıştırıcı hızının belirlenmesi için yapılan iterasyon (Keinath, 1983)

İterasyon	Re	Akış Sayısı	Hız, dev/dakika
2	139	0,38	67,6
3	160	0,40	64,2
4	152	0,39	65,8
5	156	0,395	65

Böylelikle 1,4 m çaplı karıştırıcılar kullanılarak 69 m³/dakika karıştırma kapasitesini karşılamak için 65 dev/dakika'lık hıza ihtiyaç duyulduğu sonucuna varılır.

(4) Standart Hız ve Motor Gücünün Seçilmesi. Tasarım hesaplamalarına göre; karıştırıcı hızının 65 dev/dakika olması gerektiği sonucuna ulaşılsa da, ticari olarak bulunan tipik endüstriyel dişli redüktörlerde belirli standart çıkış hızları mevcuttur. Tasarım hızına en yakın standart hız 68 dev/dakika'dır. Çapı 1,4 m olan karıştırıcıyı 68 dev/dakika hız ile döndürebilmek için gerekli motor gücü Örnek 6-1'deki gibi hesaplanabilir. Türbülanslı akıştaki N_p Örnek 6-1'de olduğu gibi 1,37'dir. 68 dev/dakika hızdaki Re 161 olarak hesaplanır. Bu değer için, viskozite düzeltme faktörü, Re ile viskozite düzeltme faktörü arasındaki ilişkiyi gösteren grafikten 1,35 olarak okunur. Güç sayısı ve karıştırıcının güç ihtiyacı, %85 motor yükü dikkate alınarak aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$N_p = 1,37 \times 1,35 = 1,85$$

$$P = N_p \rho N^3 D^5 = 1,85 \times 1100 \times 1,13^3 \times 1,4^5 = 15,8 \text{ kW}$$

$$15,8/0,85 = 18,5 \text{ kW} = 24,8 \text{ hp}$$

Bu durumda 25 hp motor gücü gereklidir. Eğer ticari olarak mevcut olan motor gücü, gerekli motor gücünden büyük ölçüde fazlaysa; motor kapasitesini tam verimle kullanmak için karıştırıcı çapı 2-3 cm arttırılabilir.

(5) Karıştırıcı Sayısı ve Konumunun Belirlenmesi. Önceki adımlarda yapılan hesaplamalar, 68 dev/dakika hızla çalışan 25 hp güce sahip bir karıştırıcının 0,12 m/s'lik bir hız oluşturarak yeterli karışımı sağladığını göstermektedir. Fakat bu hesaplamalar, karıştırma işleminin 2,9 m çapa sahip bir tankta gerçekleştirilme durumunu göz ardı etmektedir. Tasarım aşamasındaki bu son adım; 68 dev/dakika hızın ve 25 hp gücün, karıştırıcı sayısının ve konumlarının, karıştırma yüksekliği için uygun olması durumunda istenilen karıştırmayı sağlayacağını göstermektedir. Bu durumun değerlendirilmesi için; sıvı yüksekliğinin tank çapına oranını ifade eden Z/T parametresi kullanılmaktadır.

Silindirik tanklar için kapasite verilerinin yer aldığı Tablo 6-4'e göre; 2,9 m çapa sahip olan tankta birim sıvı yüksekliği başına hacim 6,57 m³/m'dir. Bu sebeple 33,46 m³ hacmindeki sıvı, tankı yaklaşık $(33,46/6,57) = 5 \text{ m}$ yükseklik sağlayacak şekilde dolduracaktır. Sonuç olarak sıvı yüksekliğinin tank çapına oranı hesaplanır:

$$Z/T = 5/2,9 = 1,75$$

Tablo 6-4. Silindirik tanklar için kapasite verisi (Keinath, 1983)

Tank Çapı (m)	Birim Sıvı Yüksekliği Başına Hacim (m ³ /m)	Standard Bombeli Yapının Derinlik ve Hacmi	
		Derinlik (m)	Hacim (m ³)
0,9	0,66	0,12	0,04
1,1	0,89	0,14	0,07
1,2	1,17	0,17	0,10
1,4	1,48	0,19	0,14
1,5	1,82	0,21	0,20
1,7	2,21	0,23	0,26
1,8	2,62	0,25	0,34
2,0	3,08	0,27	0,42
2,1	3,58	0,29	0,54
2,3	4,10	0,31	0,66
2,4	4,66	0,33	0,80
2,6	5,26	0,35	0,96
2,74	5,90	0,37	1,14
2,9	6,57	0,39	1,34
3,05	7,29	0,41	1,57
3,2	8,05	0,43	1,82
3,4	8,79	0,45	2,12
3,5	9,69	0,51	2,52
3,7	10,43	0,51	2,78

1,75 olarak hesaplanan Z/T oranına göre; karıştırıcı için Tablo 6-5'te verilen sayı ve konumlar önerilmektedir.

Tablo 6-5. Önerilen sayı ve konumlar (Keinath, 1983)

Viskozite (kg/m.s)	Maksimum Seviye (Z/T)	Sayı	Konum	
			Alt	Üst
<25	1,4	1	Z/3	-
<25	2,1	2	T/3	(2/3)Z
>25	0,8	1	Z/3	-
>25	1,6	2	T/3	(2/3)Z

Akışkan viskozitesi 15 kg/m.saniye (<25 kg/m.saniye) ve Z/T oranı 1,75 olduğu için, tank içindeki akışkan hareketini sağlayabilmek için 2 adet karıştırıcı kullanılması gereklidir. Toplam motor gücünü (25 hp) uygun kullanabilmek için her iki karıştırıcıya 12,5 hp güç düşecek şekilde bir ayarlama yapılması gerekir (%85'lik motor yükü dikkate alınarak $12 \times 0,85 = 10,2$ olarak alınır). Aynı viskozite düzeltme faktörü (1,35) kabul edilerek N_p tahmin edilir:

$$N_p = 1,37 \times 1,35 = 1,85$$

Karıştırıcı çapının belirlenmesi için aşağıdaki formül kullanılır:

$$P = N_p \rho N^3 D^5$$

$$D = \left(\frac{7900}{1100 \times 1,85 \times 1,13^3} \right)^{0,2} = 1,22 \text{ m}$$

Bu değer kullanılarak Re hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{(1,22)^2 (1,13)(1100)}{15} = 123$$

Re = 123 için viskozite düzeltme faktörü, Re ile viskozite düzeltme faktörü arasındaki ilişkiyi gösteren grafikten 1,47 olarak okunur. Buna göre N_p tekrar hesaplanır:

$$N_p = 1,37 \times 1,47 = 2,01$$

Tekrar hesaplanan N_p kullanılarak karıştırıcı çapı belirlenir:

$$D = \left(\frac{7900}{1100 \times 2,01 \times 1,13^3} \right)^{0,2} = 1,20 \text{ m}$$

Hesaplamalara göre; iki adet 1,20 m çapındaki karıştırıcının, bir adet 1,40 m çapındaki karıştırıcıya eşdeğer olduğu görülmüştür. Alt seviyede yer alacak karıştırıcı tabandan $T/3 = 2,9/3 = 0,965 \text{ m}$ yüksekliğe konumlandırılır. Üstte yer alan karıştırıcı ise tabandan $(2/3) \times 5 = 3,33 \text{ m}$ yüksekliğe konumlandırılır.

Aynı hesaplamalar farklı karıştırıcı çapları kullanılarak yapılacak olursa, aynı yaklaşık hızı (0,12 m/saniye) sağlayan farklı motor gücü ve hız kombinasyonları bulunur. Tablo 6-6'da yer alan tüm seçenekler tasarım kriterlerini sağlamaktadır.

Tablo 6-6. Farklı karıştırıcı çapları için hesaplanan güç ve hız değerleri (Keinath, 1983)

Karıştırıcı Çapı (m)	Motor Beygir Gücü (kW)	Hız (dev/dakika)
1,219	40	100
1,270	30	84
1,321	20	56
1,412	15	45

Karıştırıcı tasarımı ile ilgili birçok problemde, eşdeğer sonuçlar üretecek birden fazla motor gücü, hız ve karıştırıcı çapı kombinasyonları bulunmaktadır. Enerji verimliliği açısından genellikle büyük çaplı karıştırıcılar aynı işi yapmak için daha az motor gücüne ihtiyaç duyarlar (Dickey, 2012).

6.8. Üniform Karıştırma İçin Gerekli Süre

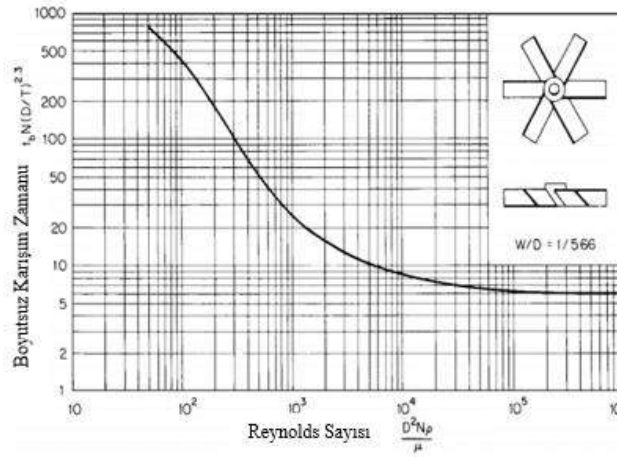
Karıştırma verimliliğini değerlendirirken dikkate alınması gereken önemli parametrelerden biri karıştırma süresidir. Örneğin; asit-baz reaksiyonları genellikle çok hızlı reaksiyonlardır. Bu nedenle karıştırma için gerekli süre genellikle sınırlayıcı faktördür. Sıvı karışımının bileşenleri moleküler difüzyon ve sıvı hareketi olup, sıvı hareketi baskın taraftadır. Karıştırıcının dönüşü ile sağlanan karıştırmada büyük ölçekli akış düzenleri ve küçük ölçekli türbülans oluşup, ikisi

birlikte verimli ve etkili bir karıştırmanın gerçekleşmesini sağlar. Karıştırma yapılan bir tankta karıştırma işleminin etkinliğinin ölçümü için kullanılan yöntemlerden biri; iz element kullanılarak homojenliği sağlayacak düzeyde karıştırma için gereken sürenin hesaplanmasıdır. Asit-baz çözeltilerinin karışımında gerekli sürenin belirlenmesinde; renk değişim belirteçleri (indikatörler), boya ve elektrot detektörü ile iyonik tuz kullanılabilir. Tüm bu yöntemler doğru kullanıldıkları takdirde, karıştırma için gerekli süre hesabında aynı sonuçları verirler. Üniform karışım için gerekli süre ihtiyacı aşağıda verilen örnekte hesaplanmaktadır.

ÖRNEK 6-3 3,66 m çapa sahip bir tankta bulunan 37,85 m³'lük atık üzerine, 0,57 m³ hacmindeki kuvvetli asidin, ilave edilmesi gerekmektedir. Atık özgül ağırlığı (ρ) 1200 kg/m³ ve dinamik viskozite (μ) 0,5 kg/m.saniye'dir. Tank içerisinde 0,75 kW (1 hp) gücünde, hızı 68 dev/dakika olacak şekilde dönen eğik kanatlara sahip 0,762 m çaplı türbin karıştırıcının olması durumunda, nötralizasyon için gerekli süreyi hesaplayınız.

Çözüm:

(1) Reynolds Sayısının Hesaplanması. Şekil 6-10'da boyutsuz karışım zamanının Re'ye bağlı değişimi verilmektedir.



Şekil 6-10. Eğik kanatlı türbin karıştırıcılar için Re'nin fonksiyonu olarak boyutsuz karışım (Keinath, 1983)

Re aşağıdaki formül kullanılarak hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{(0,762)^2 (1,13)(1200)}{0,5} = 1574$$

(2) Boyutsuz Karıştırma Süresi ve D/T'nin Belirlenmesi. Yukarıda yer alan grafikte, Re 1600 için boyutsuz karıştırma süresi 18 olarak okunmaktadır. Boyutsuz karıştırma süresi, D/T (karıştırıcı çapının tank çapına oranı) ile ifade edilebilen geometrik etkileri dikkate alır:

$$\frac{D}{T} = \frac{0,762}{3,66} = 0,208$$

(3) Karıştırma Süresinin Hesaplanması. Karıştırma süresi aşağıdaki formül kullanılarak hesaplanır:

$$t_b = \frac{18}{N(D/T)^{2,3}} = \frac{18}{1,13(0,208)^{2,3}} = 589 \text{ s} = 9,8 \text{ dk}$$

Hesaplanan karıştırma süresi yaklaşık 10 dakika'dır. Karıştırma süresi için makul tasarım değeri, hesaplanan değerin iki katı olacak şekilde 20 dakika olarak belirlenebilir (Dickey, 2012).

6.9. Karıştırma Tankında Isı Transferi

Silindirik karıştırma tankları; akışkanların karıştırılması ve sıvı fazdaki kimyasal reaksiyonların gerçekleşmesi amacıyla en yaygın kullanılan yapılardan biridir. Bu tür sistemlerde; temel fiziksel büyüklükleri ve optimum proses koşullarını belirleyebilmek ve simüle edebilmek amacıyla çeşitli deneysel düzenekler tasarlanabilmektedir. Deneysel düzenekler genellikle merkezi olarak konumlandırılmış rijit bir shaftın üzerinde dönen karıştırıcı ile karıştırılan düz veya bombeli bir tabana sahip silindirik bir tanktan oluşur. Karıştırma işlemlerinde genellikle ısı transferi meydana gelir. Isı transferinde duvar yüzeyi ve/veya yatay veya dikey daldırılmış tüpler kullanılabilir (Askew ve Beckmann, 1965). Isı transferi, yapılan araştırmalar ve deneyler sonucunda, Nusselt-Reynolds-Prandtl korelasyonu olarak adlandırılan aşağıdaki ilişki ile ifade edilmektedir:

$$\left(\frac{hD}{k}\right)\left(\frac{C\mu}{k}\right)^{-p} = K\left(\frac{D^2 N \rho}{\mu}\right)^x \quad (6-23)$$

Denklem (6-23)'te; ısı transfer katsayısı ($W/m^2.K$) h terimi ile ifade edilmiş olup, C ısı kapasitesi ($J/kg.K$), k ise termal iletkenliğe ($W/m.K$) karşılık gelmektedir.

ÖRNEK 6-4: Debisi $0,84 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{saat}$ olan bir petrol ürünü, sürekli çalışan bir karıştırma prosesinde $125^\circ F$ (325 K)'den $100^\circ F$ (311 K)'e soğutulmaktadır. Petrol ürünü $100^\circ F$ sıcaklıkta aşağıdaki özelliklere sahiptir:

Viskozite (μ): $1,2 \text{ kg/m.saniye}$

Yoğunluk (ρ): 890 kg/m^3

Isı Kapasitesi (C_p): 2175 J/kg.K

Termal İletkenlik (k): $0,137 \text{ W/m.K}$

$18,9 \text{ m}^3$ 'lük hacimde çalışacak şekilde tasarlanan karıştırma tankının çapı (T) $2,74 \text{ m}$ 'dir. Tank tabanı bombeli yapıda olup, tankın düz kısımlarında ısı ceketi bulunmaktadır. Isı ceketi bulunan

bölümelerde ısı transfer katsayısı (h_0) 1021 W/m².K olarak verilmektedir. Duvar kalınlığı ve ısı transfer direncinin ihmal edilebilir olduğu varsayılmaktadır. Karıştırıcı 1,1 kW gücünde olup, 56 dev/dakika hızda çalışmaktadır. Karıştırıcının çapı (D) 0,97 m'dir. Belirtilen koşullar altında söz konusu ürünü soğutmak için gereken ortalama soğutma suyu sıcaklığını bulunuz. Ayrıca diğer tüm koşulların değişmeden kaldığını varsayarak, karıştırıcı hızını 100 dev/dakika'ya (Karıştırıcıda uygun değişiklikler yapıldığını varsayarak) yükseltmenin petrol ürününün sıcaklığı üzerinde nasıl bir etki oluşturacağını belirleyiniz.

Çözüm:

(1) Isı Transfer Katsayısının Hesaplanması. Karıştırma tankındaki içsel (proses tarafı) ısı transfer katsayısı için kullanılan bağıntılar, boru içi akıştaki ısı transferi için kullanılan bağıntılar ile benzerlik göstermektedir. Fakat karıştırma tankında, tank ve karıştırıcı ile ilişkilendirilen geometrik faktörler ve Re kullanılmakta olup, katsayı ve üsler farklıdır. Isı ceketli olan tanklarda yapılan karıştırma işlemlerinde, ısı transferi için kullanılan tipik bir bağıntı olan Nusselt sayısı aşağıdaki şekilde ifade edilmektedir:

$$Nu = 0,85 Re^{0,66} Pr^{0,33} \left(\frac{Z}{T} \right)^{-0,56} \left(\frac{D}{T} \right)^{0,13} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Bağıntıdaki tüm terimler boyutsuzdur. Re ve Prandtl sayısı (Pr) aşağıdaki denklemler kullanılarak hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{(0,97)^2 (0,93)(890)}{1,2} = 649$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{(2175)(1,2)}{0,137} = 19,051$$

Z/T oranının hesaplanabilmesi için; 18,9 m³ hacme sahip olan karıştırma tankında sıvı yüksekliğinin belirlenmesi gerekir. Silindirik tanklar için kapasite verilerinin paylaşıldığı tabloda, 2,74 m çapa sahip tank için birim sıvı yüksekliği başına hacim 5,9 m³/m olarak verilmiştir. Standart bombeli yapı için derinlik ve hacim değerleri sırasıyla 0,37 m ve 1,14 m³'tür. Bulunan bu hacim, toplam hacim olan 18,9 m³'ten çıkarılarak, tankın geri kalan kısmını dolduracak hacim 18,9-1,14 = 17,76 m³ olarak hesaplanır. Bu ifade, 5,9 m³/m'ye bölündüğünde ise sıvı yüksekliği 3 m olur:

Toplam su seviyesi (Z) = 3+0,38 ~ 3,40 m

$$\frac{Z}{T} = \frac{3,40}{2,74} = 1,24$$

$$\frac{D}{T} = \frac{0,97}{2,74} = 0,35$$

Viskozite oranı $\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)$ 1 olarak kabul edilebilir. Tüm elde edilen değerler verilen denklemde

yerine konularak Nusselts sayısı (Nu) hesaplanır:

$$Nu = 0,85(649)^{0,66} (19051)^{0,33} (1,24)^{-0,56} (0,35)^{0,13} (1)^{0,14} = 1220$$

İçsel ısı transferi katsayısının (h_i) hesabında aşağıdaki formül kullanılır:

$$h_i = \frac{Nu \times k}{T} = \frac{1220 \times 0,137}{2,74} = 61 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

(2) Toplam Isı Transfer Katsayısının Hesaplanması. Toplam ısı transfer katsayısı (U_o) aşağıdaki formül ile hesaplanır:

$$u_o = \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{1021} + \frac{1}{61} \right)^{-1} = 57,5 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

(3) Karıştırmadan Kaynaklı Isı Transferi için Toplam Isı Yükünün Hesaplanması. Petrol ürününün yoğunluğu ve ısı yükü hesaplanır:

$$0,89 \times (1000 \text{ kg / m}^3) = 890 \text{ kg / m}^3$$

$$(0,84 \times 10^{-3} \text{ m}^3 / \text{s}) (890 \text{ kg / m}^3) \times (2175 \text{ J / K.kg}) \times (14 \text{ K}) = 22,7 \text{ kW}$$

Ayrıca, karıştırıcı güç girişinin ısı olarak ilave edilmesi gerekir:

$$0,856 \text{ kW} + 22,7 \text{ kW} = 23,5 \text{ kW}$$

(4) Gerekli Soğutma Suyu Sıcaklığının Hesaplanması. Soğutma suyu sıcaklığı ısı yükünden ve ısı transfer katsayısından hesaplanabilir:

$$q = U_o A (T_1 - T_0)$$

Mevcut ısı transferi alanı (A), tankın sıvı ile temas eden ve ısı ceketi bulunan kısmına karşılık gelir:

$$A = \pi D Z_U = \pi (2,74 \text{ m}) \times 3 = 26 \text{ m}^2$$

Sıcaklık farkı aşağıdaki formül ile hesaplanır:

$$\frac{q}{U_o A} = (T_1 - T_0) = \frac{23500}{56,7 \times 26} = 16 \text{ K}$$

16 K'lık sıcaklık farkı sağlamak için; soğutma suyunun gerekli ortalama sıcaklık değeri hesaplanır:

$$311 - 16 = 295 \text{ K}$$

(5) Karıştırıcı Hızındaki Artışın Etkisi. Karıştırıcı hızının artması ile ısı transfer katsayısı ve güç ihtiyacında artış gözlenir. 100 dev/dakika'lık karıştırıcı hızı için Re hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{(0,97)^2 (1,66)(890)}{1,2} = 1158$$

Böylece; Nusselts sayısı ve içsel ısı transfer katsayısı sırasıyla 1787 ve 89 W/m².K olur. U_o değeri aşağıdaki formül ile hesaplanır:

$$u_0 = \left(\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_o} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{1021} + \frac{1}{89} \right)^{-1} = 82 \text{ W / m}^2 \cdot \text{K}$$

Düşük hızda elde edilen değere göre %43 artış gözlenmiştir. 100 dev/dakika için motor gücü hesaplanır:

$$\text{Motor gücü} = (1,15 \text{ hp})(100 / 56)^3 = 6,5 \text{ hp}$$

Bu değer de 8,8 kW değerine karşılık gelir. Artan karıştırıcı güç girişi nedeniyle yeni durum için toplam ısı yükü hesaplanır:

$$\text{Toplam ısı yükü} = 22,7 + 8,8 = 36,5 \text{ kW}$$

Artan hız, ısı transferinde artış sağlamaktadır. Ancak hızdaki artış; aynı zamanda soğutma suyu ihtiyacında, işletme ve ilk yatırım maliyetlerinde artışa neden olmaktadır. Genellikle artan maliyetler, ısı transferindeki artış ile dengelenmemektedir. Bu nedenle, ısı transferi sağlamak için tasarlanan pek çok karıştırıcı optimum açıdan ortalama karıştırma hızında (0,06-0,09 m/saniye) çalıştırılır (Dickey, 2012).

6.10. Ölçek Büyütme

Belirli bir sistemin, tam ölçekte inşa edilmeden önce, spesifik koşullar altında istenen şekilde çalışıp çalışmayacağını test edilmesi önemlidir. Ayrıca, optimum çalışma koşullarının tespiti için tam ölçekte çalışmalar yapmak ekonomik açıdan uygun değildir. Karıştırıcı seçimi, çevre mühendisliğinde yaygın olarak kullanılan proseslerin verimli sonuçlar vermesi açısından oldukça önemlidir. Karıştırıcı seçimi; laboratuvar veya pilot ölçekte yapılan testler veya üretici tarafından sağlanan, tam ölçekteki işletme koşullarına benzer veriler üzerinden yapılır. Karıştırıcılar için, küçük ölçekte yapılan çalışma sonuçlarına ölçek büyütme işlemi uygulamak için genel bir yöntem olmamakla birlikte, bu çalışmalarda model-prototip arasında geometrik benzerlik sağlanmalı ve hacim başına harcanan güç aynı tutulmalıdır (Tchobanoglous vd., 2003).

Ölçek büyütme de Re, kütle ve ısı transferi ile sırasıyla kütle transfer katsayısı ve termal iletkenlik parametreleri aracılığıyla ilişkilendirilebilir. Nusselts ve Prandtl sayıları ısı transferi için kullanılmaktadır. Kütle transferi için, Schmidt sayısı (Sc) kullanılmaktadır:

$$\left(\frac{k_L D}{D_L} \right) \left(\frac{\mu}{\rho D_L} \right)^S = K \left(\frac{D^2 N \rho}{\mu} \right)^X \quad (6-24)$$

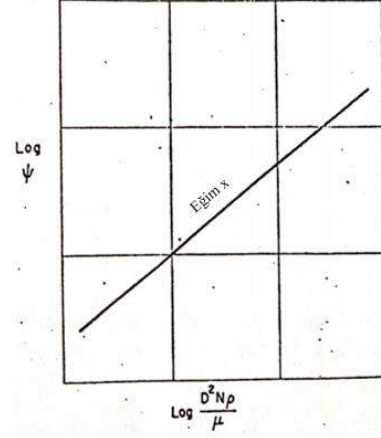
Denklem (6-24)'te; kütle transfer katsayısı (m/saniye) K_L , difüzyon katsayısı (m^2/saniye) ise D_L ile ifade edilmiştir. K ve x değerleri Şekil 6-11'de verilen grafikten elde edilebilir.

Isı Transferi için:

$$\Psi = \left(\frac{hD}{k} \right) \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{-p}$$

Kütle Transferi için:

$$\Psi = \left(\frac{k_L D}{kB} \right) \left(\frac{\mu}{\rho B} \right)^{-s}$$



Şekil 6-11. Hız katsayısı, sıvı özellikleri ve hareketi arasındaki ilişki (Rushton vd., 1950)

Pilot ölçekten prototipe ölçek büyütme işlemi uygulanırken aşağıdaki şartlar sağlanmalıdır:

1. Geometrik Benzerlik
2. Kinematik Benzerlik
3. Dinamik Benzerlik

Geometrik benzerlik şartının sağlanması için; bir sistemdeki tüm doğrusal boyut oranlarının diğer sistemdeki oranlarla aynı olması gerekir. Akışkan ve çözünen her iki sistem için de aynı ise Denklem (6-24) aşağıdaki şekle getirilebilir:

$$k_L D = K D^{2x} N^x \text{ veya } k_L = K D^{2x-1} N^x \quad (6-25)$$

Her iki sistemde de aynı kütle transfer oranlarının sağlanması için, aynı kütle transfer katsayılarının olması gerekir:

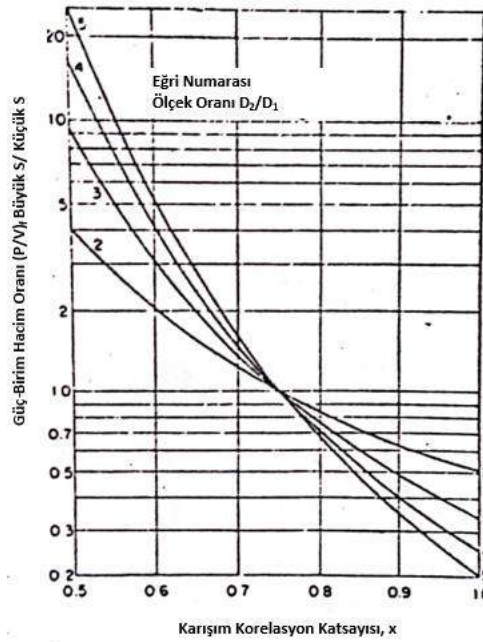
$$k_{L_1} = k_{L_2} \rightarrow D_2^{2x-1} N_1^x \text{ veya } \left(\frac{N_2}{N_1} \right)^x = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{2x-1} \quad (6-26)$$

x değeri, pilot ölçekli sistemde elde edilen deneysel ölçümler ile Şekil 6-11’de yer alan grafik kullanılarak belirlenebilir.

Perdeli sistemlerde güç, Denklem (6-22) kullanılarak hesaplanmaktadır. Denklem (6-22) esas alınarak, güç ile ilgili aşağıda yer alan denklemler elde edilmektedir:

$$\frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{\frac{6x-3}{x}} \left(\frac{D_2}{D_1} \right)^5 \rightarrow \frac{P_2}{P_1} = \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^{\frac{3-x}{x}} \quad (6-27)$$

Denklem (6-26) ve Denklem (6-27) ölçek büyütme işlemi uygulanarak modelden prototipe geçiş yapılırken kullanılır. İlgili denklemler kullanılarak, büyük ölçekli sistemler için gerekli güç, karıştırıcı çapı ve hızı elde edilebilir. Diğer tüm geometrik oranlar karıştırıcı çapına göre sabit tutulur. Güç parametresinin ölçek artışı doğrudan x değerine bağlıdır. x değeri; tankın fiziksel yapısının, karıştırıcı şeklinin, boyutunun ve konumunun ve tanktaki diğer bağlantı elemanlarının bir fonksiyonudur. x değeri ölçek büyütme işlemi için oldukça önemli olduğundan, pilot ölçekte yapılan deneylerde mümkün olan en yüksek x değerini sağlayacak en iyi fiziksel düzenlemenin belirlenmesi gerekir. Şekil 6-12’de görüldüğü üzere; x değerindeki artış önemli ölçüde güç tasarrufu sağlamaktadır (Keinath, 1983).



Şekil 6-12. Güç, hacim ve x arasındaki ilişki (Keinath, 1983)

ÖRNEK 6-5:

Standart bombeli tabana sahip, çapı 3,05 m, hacmi 22,7 m³ olan bir tankta katı-sıvı süspansiyonunu karıştırmak üzere bir karıştırıcı tasarlanacaktır. Sıvı içinde askıda duran maddelerin çözünmedikleri, 3800 kg/m³ özgül ağırlığa sahip oldukları ve partikül boyutlarının 30 ile 200 µm arasında değiştiği bilinmektedir. Sıvı faz olan mineral yağın viskozitesi 0,125 kg/m.saniye, yoğunluğu ise 890 kg/m³'tür. Süspansiyon ağırlıkça %30 katı maddeden oluşmaktadır. Buna göre; gerekli motor gücünü hesaplayınız.

Çözüm:

(1) Süspansiyon Yoğunluğunun Hesaplanması. Ağırlıkça %30 katı maddeden oluşan 1 kg süspansiyon elde edebilmek için 0,3 kg katı, 0,7 kg sıvıya ilave edilmelidir. Sıvı fazın yoğunluğu 890 kg/m^3 , katı maddenin yoğunluğu ise 3800 kg/m^3 olduğundan, 1 kg süspansiyonun hacmi ve yoğunluğu aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$\text{Hacim} = \frac{0,7}{890} + \frac{0,3}{3800} = 0,865 \text{ litre}$$
$$\text{Yoğunluk} = \frac{1 \text{ kg}}{0,865 \times 10^{-3} \text{ m}^3} = 1155 \text{ kg / m}^3$$

(2) Sıvı Yüksekliğinin Hesaplanması. Silindirik tanklar için kapasite verileri incelendiğinde; $22,7 \text{ m}^3$ hacme sahip, çapı 3,05 m olan tankın standart bombeli yapısı $1,57 \text{ m}^3$ 'tür. Geri kalan $22,7 - 1,57 = 20,13 \text{ m}^3$ sıvı için birim sıvı yüksekliği başına hacim $7,29 \text{ m}^3/\text{m}$ 'dir. Standart bombeli yapının yüksekliği olan 0,41 m'de hesaba katılarak, sıvı yüksekliği aşağıdaki gibi hesaplanır:

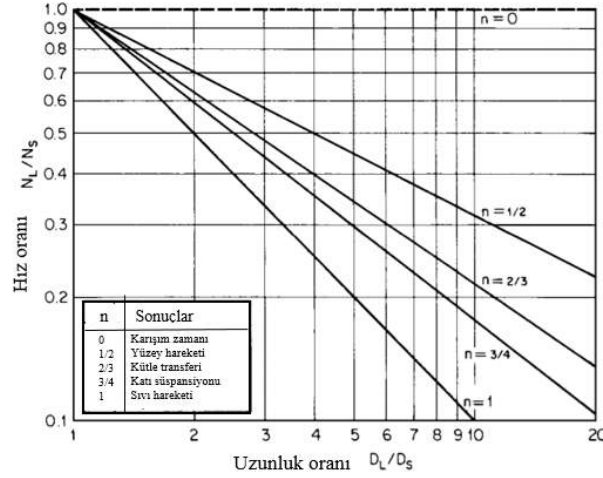
$$\frac{20,13}{7,29} + 0,41 = 3,17 \text{ litre}$$

(3) Gerekli Karıştırma Şiddetinin Belirlenmesi için Deneysel Modelin Kullanılması. Katı parçacıklar, sıvı ve süspansiyonların fiziksel özellikleri bilindiği halde, karıştırılan süspansiyon içindeki partiküllerin davranışlarını küçük ölçekli bir karıştırma tankında deneysel ölçümler yapmadan tahmin etmek mümkün değildir. Küçük ölçekli deneysel sistemlerin oluşturulması için en doğru yaklaşım büyük ölçekli ekipmanların geometrik olarak benzer modellerini oluşturmaktır. Bu örnekte modelleme çalışması için 0,30 m çapında (1/10 ölçek) bir tank olduğu varsayılacaktır. Bu ölçeğe göre, modelde sıvı yüksekliği $3,17/(10) = 0,32 \text{ m}$ olmalıdır. Gözlemler ve numune analizleri sonucunda; istenen homojenlik seviyesini elde etmek için, 465 dev/dakika hızla çalışan, eğik kanatlara sahip, 10 cm çapında (her biri 2 cm genişliğinde 4 çubuk) bir karıştırıcının gerekli olduğu sonucu ortaya çıkmıştır. Küçük ölçekteki bu verileri kullanarak büyük ölçekteki tankta kullanılmak üzere ölçek büyütme işlemini uygulamak mümkündür.

(4) Deneysel Sonuçlara Ölçek Büyütme İşleminin Uygulanması. Modele ait tank çapı 0,30 m olduğuna göre; geometrik benzerliği sağlamak için (1/10) ölçekle büyütüldüğü takdirde büyük ölçekteki uygulamada kullanılan tank çapı 3 m olur. Karıştırıcı çapı da benzer hesaplama ile 1 m olarak bulunur. Aynı şekilde karıştırıcı genişliği de 0,2 m olarak bulunur. Büyük ölçekli karıştırıcının hızı aşağıdaki bağıntı kullanılarak hesaplanmalıdır:

$$N_L = N_s \left(\frac{D_s}{D_L} \right)^n$$

N_s , küçük ölçekli sistemdeki karıştırıcının hızını ifade etmektedir. “ n ” değerinin belirlenmesi için Şekil 6-13’te yer alan grafik kullanılabilir. Buna göre, süspansiyon için n değeri $3/4$ olarak alınabilir:



Şekil 6-13. Ölçek büyütme işleminde geometrik benzerliğin sağlanması: Karıştırıcı hız ve çap oranları arasındaki ilişki (Rushton vd., 1950)

$$N_L = 465 \left(\frac{0,3}{3} \right)^{3/4} = 82,7 \text{ dev / dk}$$

(5) Standart Hız ve Motor Gücünün Seçilmesi. 82,7 dev/dakika değerine ticari olarak ulaşılabilir en yakın hız 84 dev/dakika'dır. Türbülanslı akıştaki N_p Örnek 6-1'de olduğu gibi 1,37 alınabilir. Buna göre; Re ve karıştırıcının güç ihtiyacı, %85 motor yükü dikkate alınarak aşağıdaki şekilde hesaplanır:

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} = \frac{1^2 \times 1,4 \times 1155}{0,125} = 12.936$$

$$P = 1,37 \times (1155) \times (1,4)^3 \times (1)^5 = 4,35 \text{ kW}$$

$$P = \frac{4,35}{0,85} = 5,10 \text{ kW}$$

5,10 kW değerine ticari olarak ulaşılabilir en yakın motor gücü 5,5 kW'tır (Dickey, 2012).

7. HAVALANDIRMA SİSTEMLERİNDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ

İzzet Öztürk

7.1. Havalandırma Sistemleri

Atıksu arıtımında çeşitli tiplerde havalandırma sistemleri kullanılmaktadır. Bu sistemlerin kullanımı; hedeflenen arıtma verimine, reaktör tipi ve geometrisi ile kurulum ve işletme maliyetine bağlıdır. Başlıca havalandırma sistemleri ile hangi durum ve maksatlar için kullanıldıkları Tablo 7-1’de özetlenmiştir.

Tablo 7-1. Atıksu havalandırma sistemlerinde kullanılan ekipmanlar (Tchobanoglous vd., 2003)

<i>Sınıflandırma</i>	<i>Tanımlama</i>	<i>Uygulama</i>
Batmış		
Difüzyörlü havalandırma		
• İnce kabarcıklı difüzörler	Baloncuklar seramik, plastik veya esnek membranlardan üretilir (kubbe, tüpler, diskler, plakalar veya panel konfigürasyonları).	Tüm aktif çamur sistemlerinde kullanılır.
• Büyük kabarcıklı difüzörler	Baloncuklar; orifisler, enjektörler ve püskürtücüler veya kayma plakaları tarafından üretilir.	Tüm aktif çamur proseslerinde, kum tutucu havalandırmasında ve aerobik çürütücülerde kullanılır.
Hava kabarcıklı türbin	Düşük hızlı türbin ve yoğun hava enjeksiyonu	Tüm aktif çamur proseslerinde ve aerobik çürütücülerde kullanılır.
Statik tüp karıştırıcı	Perdeli kısa tüpler tüpün alt kısmından su ile temas eden hava enjektörü şeklinde tasarlanır.	Lagünler ve aktif çamur proseslerinde kullanılır.
Jet havalandırıcı	Basınçlı hava enjektörü basınçlı jet aracı ile karışık sıvıya aktarılır.	Her tipteki aktif çamur prosesleri, dengeleme tankı, karıştırma ile derin tankların havalandırmasında kullanılır.
Yüzey(sel)		
Düşük hızlı türbin havalandırıcı	Büyük çaplı türbin, havuz dışına sıvı damlaları saçılmasına/yayılmasına sebep olur.	Konvansiyonel aktif çamur proseslerinde, havalandırılmalı lagünlerde ve aerobik çürütücülerde uygulanır.
Yüksek hızlı yüzeysel havalandırıcı	Küçük çaplı pervaneler havuz dışına sıvı damlaları saçılmasına/yayılmasına sebep olur.	Havalandırılmalı lagünler ve aerobik çürütücülerde uygulanır.
Kendinden hava emişli havalandırıcı	Pervaneler eğimlidir.	Havalandırılmalı lagünler
Döner fırça ve diskler	Kanatlar veya diskler yatay merkezi mile sabitlenmiş olarak sıvı boyunca döner. Oksijen sıvıya pervane ile püskürtülür ve sıvı damlacıkları atmosfere salınır.	Oksidasyon hendeği, havalandırma kanalı ve havalandırılmalı lagünlerde kullanılır.
Kaskat havalandırıcı	Atıksu, belirli bir yüksekliğe sahip çok sayıda basamaktan dökülür.	Son havalandırma

Difüzörlü Havalandırıcılar. Atıksuların havalandırılmasında kullanılan iki ayrı yöntem, (1) hava veya saf oksijenin atıksuya batmış difüzörler veya diğer havalandırma ekipmanları vasıtası ile verilmesi veya (2) atıksuyun mekanik olarak karıştırılıp havalandırılarak havanın çözünmesinin sağlanmasıdır.

Difüzörler. Günümüzde difüzörlü havalandırma sistemleri, kullanılan ekipmanların fiziksel özelliklerine göre aşağıdaki gibi sınıflandırılmaktadır:

- (1) Gözenekli veya ince gözenekli difüzörler
- (2) Gözeneksiz difüzörler
- (3) Diğer difüzyon ekipmanları (jet havalandırıcılar, emilen havayı basan havalandırıcılar ve u tüplü havalandırıcılar)

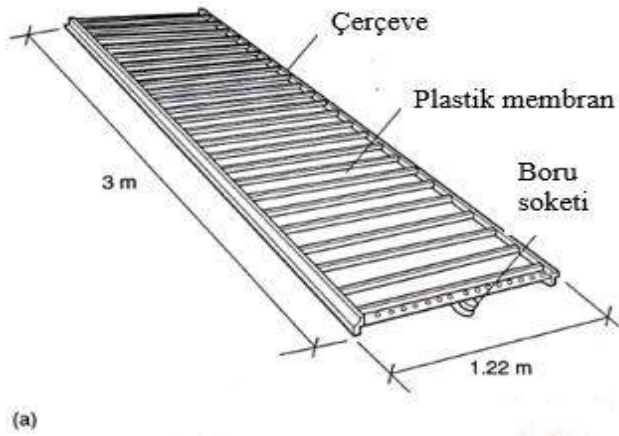
Söz konusu havalandırıcıların genel özellikleri Tablo 7-2’de şekilleri ise Şekil 7-1-Şekil 7-4’te verilmiştir (Tchobanoglous vd. 2003).

Tablo 7-2. Atıksu havalandırmada kullanılan ekipmanlar ve açıklamaları (Tchobanoglous vd. 2003)

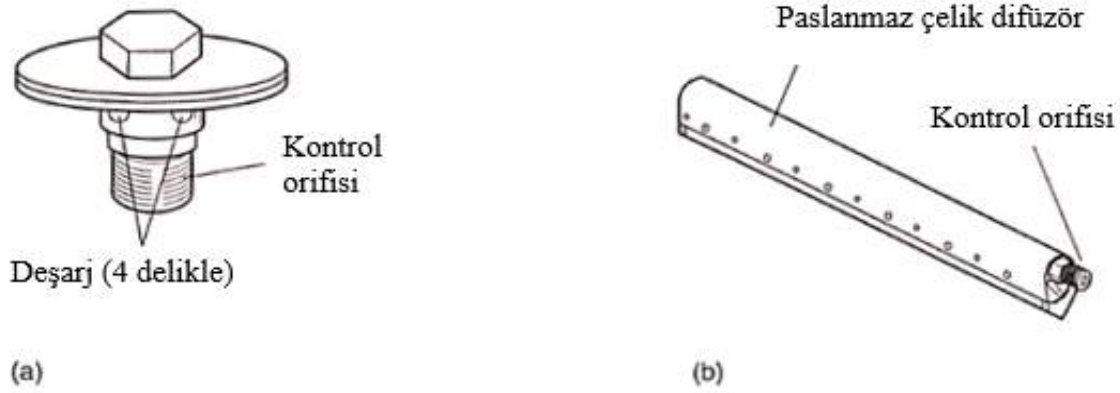
<i>Difüzör/Cihaz Tipi</i>	<i>Hava Transfer Verimi</i>	<i>Tanımı</i>
Gözenekli		
- Disk	<i>Yüksek</i>	<i>Tank tabanı yakınlarındaki hava dağıtım kanallarına monte edilmiş sert seramik diskler</i>
- Bombeli	<i>Yüksek</i>	<i>Tank tabanı yakınlarındaki hava dağıtım kanallarına monte edilmiş bombe şeklinde seramik difüzörler</i>
- Membran	<i>Yüksek</i>	<i>Hava dağıtım ızgaralarına monte edilmiş esnek gözenekli membranlarla desteklenmiş diskler</i>
- Panel	<i>Çok yüksek</i>	<i>Esnek plastik perfore membranlar ve dikdörtgen paneller</i>
Gözeneksiz		
- Sabit orifis		
• Orifis	<i>Düşük</i>	<i>Hava dağıtım borularına sabitlenen plastikler</i>
• Oluklu tüp	<i>Düşük</i>	<i>Oluklu ve delikler içeren paslanmaz çelik tüpler ile hava temini için geniş bant</i>
- Statik tüp	<i>Düşük</i>	<i>Hava iletim pompalarına benzer tank tabanında sabitlenmiş düşey tüp</i>



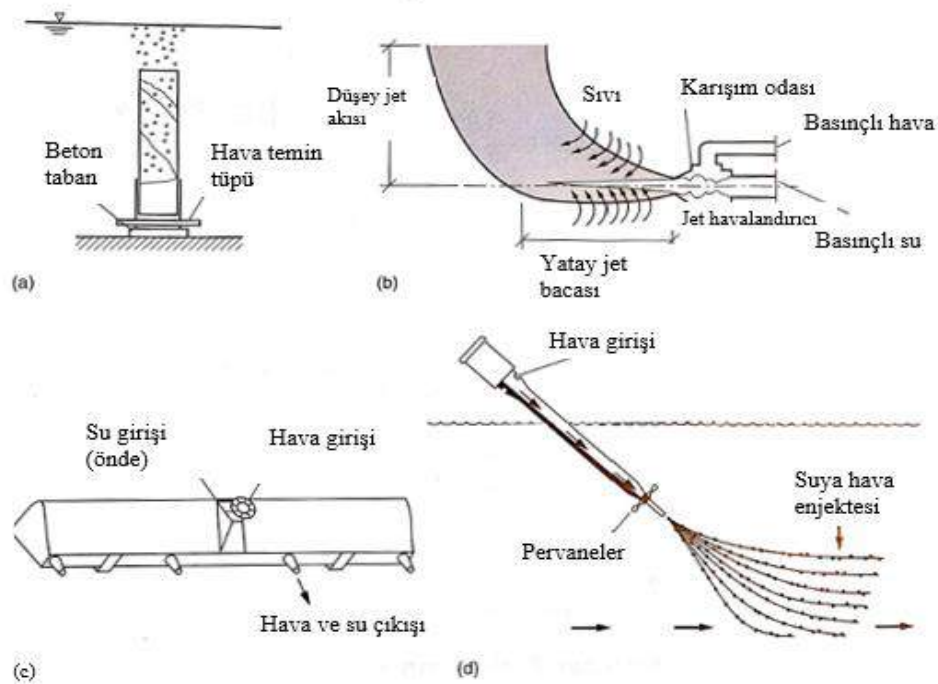
Şekil 7-1. Bombe havalandırıcılı piston akımlı havalandırma tankı (Tchobanoglous vd. 2003)



Şekil 7-2. Ultra ince gözenekli membran havalandırma panelleri (a) şematik (Courtesy Parkson Corp. (ABD)) (b) Aktif çamur sisteminin altında yerleştirilen paneller (Tchobanoglous vd. 2003)



Şekil 7-3. Oksijen transferi için kullanılan pürüzsüz difüzörler (Tchobanoglous vd. 2003)



Şekil 7-4. Oksijen transferi için kullanılan diğer ekipmanlar (a) Havanın tabandan enjekte edildiği statik tüp karıştırıcı (b) Karıştırma odasında basınçlı hava ve suyun birleştirildiği jet havalandırıcı (c) Çeşitli düzenlemelerle jet havalandırıcı (d) Kendinden hava emişli yüzeysel havalandırıcı (Tchobanoglous vd. 2003)

Difüzör Verimi. Oksijen transfer verimi; difüzör tip, boyut ve kapasitesi, hava debisi, suya dalma derinliği, havuz geometrisi (hava borusu ve difüzör yeri) ile atıksu karakteristikleri olarak sıralanan çok sayıda faktöre bağlıdır. Havalandırma ekipmanları geleneksel olarak temiz suyla test edilirler. Difüzörlü sistemlerin temiz sudaki tipik standart O_2 transfer hızları (SOTR) ile difüzör başına düşen hava debisi değerleri Tablo 7-3'te verilmiştir.

Tablo 7-3. Farklı hava difüzör sistemlerinin temiz su için oksijen transfer verimleri (Tchobanoglous vd. 2003)

<i>Difüzör tipi ve yerleşimi</i>	<i>Hava debisi/Difüzörler (m³/dk)</i>	<i>4,5 m su derinliğindeki Standart Oksijen Transfer Hızı (%)^a</i>
<i>Seramik disk-ızgara</i>	0,01-0,1 ^b	25-35
<i>Seramik kubbe-ızgara</i>	0,015-0,07	27-37
<i>Seramik plaka-ızgara</i>	0,6-1,5	26-33
<u>Sert gözenekli plastik tüpler</u>		
<i>Izgara</i>	0,07-0,11	28-32
<i>İkili spiral rulo</i>	0,08-0,3	17-28
<i>Tekli spiral rulo</i>		13-25
<u>Sert olmayan gözenekli plastik tüpler</u>		
<i>Izgara</i>	0,03-0,2	26-36
<i>Tekli spiral rulo</i>	0,06-0,2	19-37
<u>Perfore membran tüpler</u>		
<i>Izgara</i>	0,03-0,11	22-29
<i>Çeyrek noktalar</i>	0,6-0,17	19-24
<i>Tekli spiral rulo</i>	0,6-0,17	15-19
<i>Perfore membran paneller</i>	-	38-43
<u>Jet havalandırma</u>		
<i>Yan bağlantılar</i>	1,5-8,5	15-24
<u>Gözeneksiz difüzörler</u>		
<i>İkili spiral rulo</i>	0,1-0,28	12-13
<i>Orta genişlik</i>	0,12-1,25	10-13
<i>Tekli spiral rulo</i>	0,28-1,0	9-12

^a Standart Oksijen Transfer Hızı (SOTR): Standart Şartlar: 101,3 kN/m²'de musluk suyu 20°C, başlangıç ÇO= 0 mg/L

^b Birim: m³/m² difüzör.dk

Tablo 7-3'teki değerler, atıksular için aşağıdaki ifadeye göre düzeltilerek gerçek O₂ transfer hızları (AOTR) elde edilir.

$$AOTR = SOTR \left(\frac{\beta C_{S,T,H} - C_L}{C_{S,20}} \right) \cdot 1,024^{T-20} \cdot \alpha \cdot F \quad (7-1)$$

Burada;

AOTR: Arazi şartlarındaki gerçek oksijen transfer hızı, kg O₂/sa

SOTR: Standart şartlarda (20°C ve ÇO 0 mg/L) temiz sudaki oksijen transfer hızı, kg O₂/sa

β: Tuzluluk-yüzey gerilimi düzeltme faktörü, 0,95-0,98

C_{S,T,H}: Temiz suda, T sıcaklık ve H metre rakımda elde edilen havuzun orta derinliğindeki ortalama ÇO doyumluk konsantrasyonu, mg/L

'dur.

$$C_{\bar{S},T,H} \approx C_{S,T,H} \times \frac{1}{2} \left(\frac{P_d}{P_{atm,H}} + \frac{O_t}{21} \right) \quad (7-2)$$

Yüzeysel havalandırıcılarda, $C_{\bar{S},T,H} = C_{S,T,H}$ kabul edilir. Mikroorganizmalar tarafından tüketilen olan O₂ kullanımı ihmal edilirse, yukarıdaki ifade yerine,

$$C_{\bar{S},T,H} \approx C_{S,T,H} \times \left(\frac{P_{atm,H} + P_{w,orta.der.}}{P_{atm,H}} \right) \quad (7-3)$$

eşitliği kullanılır.

$C_{S,T,H}$: Temiz suda, T sıcaklık ve H metre rakımdaki ÇO doygunluk konsantrasyonu, mg/L (İlgili tablolardan alınır)

P_d : Havanın su ortamına verildiği derinlikteki basınç, kPa

$P_{atm,H}$: H metre rakımdaki atmosfer basıncı (ilgili tablolardan alınır)

$P_{w,orta.der.}$: Difüzörlerden hava iletilen su kolonundaki (difüzör üzerinde) orta derinlik basıncı, k.Pa

O_t : Havuzdan atmosfere kaçan oksijen konsantrasyonu, %18-20

C_L : AAT'nin işletimi sürecinde havalandırma havuzundaki ÇO konsantrasyonu, mg/L

$C_{S,20}$: Temiz suda, 20⁰C ve 1 atm için ÇO doygunluk konsantrasyonu, mg/L

T: İşletme sıcaklığı, ⁰C

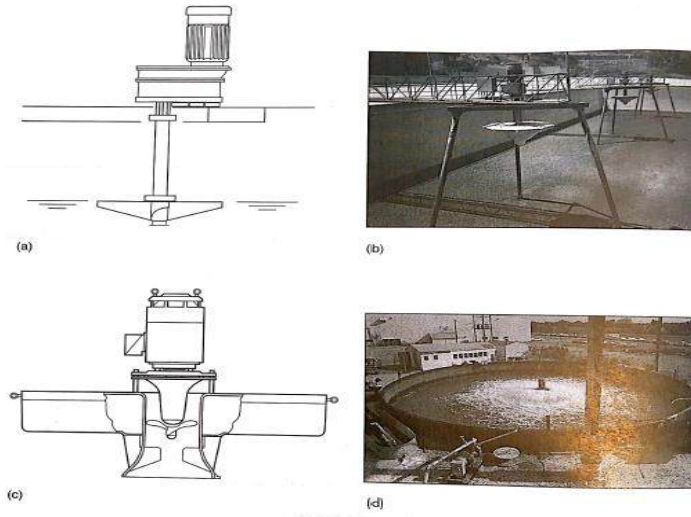
α : O₂ transferi düzeltme faktörü (k_{La} (temiz su)/ k_{La} (atıksu)), 0,4-0,9

F: Difüzör tıkanma faktörü, 0,65-0,90

'dür. Bazı durumlarda α ve F'nin birlikte etkisini yansıtan αF düzeltme faktörü de kullanılmaktadır. αF düzeltme faktörü için önerilen tipik değer 0,11-0,79 (0,50)'dur.

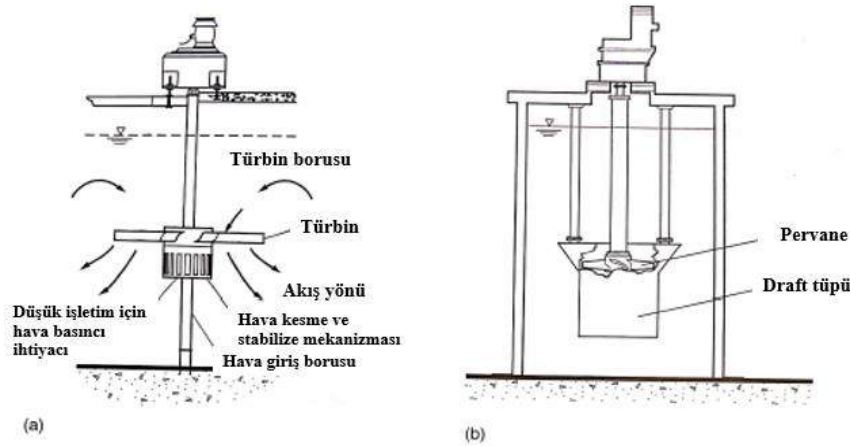
Mekanik Havalandırıcılar. Mekanik havalandırıcılar, tasarım ve işletme durumlarına göre iki gruba ayrılırlar: Yatay ve düşey eksenli havalandırıcılar. Bu iki grup da yüzey ve batmış havalandırıcılar olmak üzere iki alt gruba ayrılır. Yüzey(sel) havalandırıcılarda O₂ atmosferden alınır, batmış havalandırıcılarda ise O₂ emilen havanın reaktör içerisine enjekte edilmesi yoluyla sağlanır.

Dikey eksenli yüzeysel havalandırıcılar. Bu tür havalandırıcılar havuzdaki atıksuyu, bir tür pompa etkisiyle yukarı veya aşağı yönlü itecek şekilde tasarlanırlar (Şekil 7-5). Kullanılan pervane tipine göre santrifüj, radyal eksenel veya eksenel olarak sınıflandırılırlar. Santrifüj pervaneliler düşük hızlı, eksenel pervaneliler ise yüksek hızlı havalandırıcı sınıfında yer alırlar. Yüksek hızlı havalandırıcılar genelde her zaman yüzer elemanlar üzerine monte edilirler (Şekil 7-5). Düşük hızlı mekanik havalandırıcılar ise genellikle sabit platformlar üzerine monte edilirler (Şekil 7-5-a). Yüzeysel havalandırıcılar 0,75-100 kW aralığında güçlerde imal edilirler ve büyük hacimde lagün ve havuzların havalandırılmasında kullanılırlar.



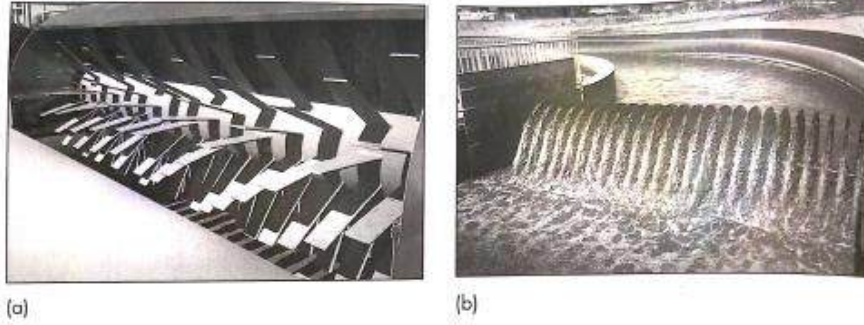
Şekil 7-5. Mekanik karıştırıcılar: (a) Düşük hızlı yüzey(sel) havalandırıcı, (b) Platforma sabitlenmiş düşük hızlı yüzey(sel) havalandırıcı (c) Yüksek hızlı yüzey(sel) havalandırıcı (d) Havalandırma test tankındaki yüksek hızlı yüzey(sel) havalandırıcı (Tchobanoglous vd. 2003)

Dikey eksenli batmış havalandırıcılar. Bu tür mekanik havalandırıcıların çoğu, düşey yönde aşırı derecede karıştırılan sıvı kütlelerine havadan O_2 kazandırılması prensibine göre tasarlanmakla birlikte (Şekil 7-6-b), emilen hava veya saf O_2 'nin türbin altındaki yarıklardan (açıklıklardan) aşağı yönlü olarak sıvı kütlelerine verildiği tipleri de mevcuttur (Şekil 7-6-a). Havuz içindeki yukarı veya aşağı yönlü sıvı hareketinin daha etkin kontrolü maksadıyla silindirik çekim tüpleri de kullanılır. Batmış mekanik havalandırıcılar da 0,75-100 kW aralığındaki güçlerde imal edilirler.



Şekil 7-6. Tipik batmış mekanik havalandırıcı: (a) Aşağıdan hava veya oksijen beslemesinin olduğu türbin (b) Hava püskürtmeli draft tüp türbin (Tchobanoglous vd. 2003)

Yatay eksenli (Mekanik) havalandırıcılar. Bu tür mekanik havalandırıcılar da yüzey(sel) ve batmış olarak iki sınıfa ayrılır. Kessener fırçası adıyla bilinen yüzeysel havalandırıcılar özellikle oksidasyon hendeklerinde, sıvı dolaşımı ve havalandırması maksadıyla kullanılmaktadır (Şekil 7-7-a). Batmış disk havalandırıcılarda ise diskler sıvıya (atıksuya) çaplarının 1/8-1/4'ü oranında daldırılıp çevrilerek havalandırma ve sıvı dolaşımı (sirkülasyonu) sağlanır (Şekil 7-7-b). Disk aralığı, O₂ ve karışım ihtiyacına göre belirlenir (Pöpel ve van Dijk, 1998). Diskli havalandırıcıların tipik güç ihtiyacı 0,1-0,75 kW/disk aralığında değişir.



Şekil 7-7. Yatay eksenli havalandırıcı (a) Döner fırça (Kessener fırçası) (b) Disk havalandırma (Tchobanoglous vd. 2003)

Havalandırıcı Verimi. Mekanik havalandırıcılar standart şartlarda kW güç başına saatlik O₂ transfer kapasiteleri ile değerlendirilirler. Standart şartlar, 20°C ve ÇO = 0 için musluk suyunda yapılan testleri ifade etmektedir. Ticari yüzeysel havalandırıcıların standart O₂ transfer verimleri 1,20-2,40 kg O₂/kW.sa aralığında değişir. Çeşitli tipteki mekanik havalandırıcıların O₂ transfer verimleri Tablo 7-4'te verilmiştir.

Tablo 7-4. Çeşitli mekanik karıştırıcılar için oksijen transfer yeterlilikleri (Tchobanoglous vd. 2003)

Havalandırma sistemi	Transfer Oranı (kg O ₂ /kW.sa)	
	Standart	Gerçek (Arazi)
Standart düşük hızlı	1,5-2,1	0,7-1,5
Tüplü yüzey(sel) düşük hızlı	1,2-2,8	0,7-1,3
Yüzey(sel) yüksek hızlı	1,1-1,4	0,7-1,2
Tüplü batmış türbin	1,2-2,0	0,6-1,1
Batmış türbin	1,1-2,1	
Püskürtmeli batmış türbin	1,2-2,0	0,7-1,0
Yatay pervane	1,5-2,1	0,5-1,1

Standart şartlardaki O₂ transfer kapasitesi, aşağıdaki ifade yardımıyla gerçek (arazi) şartlara uyarlanabilir:

$$N=N_0 \left(\frac{\beta \cdot C_{\text{walt}} - C_L}{9,17} \right) 1,024^{T-20} \cdot \alpha \quad (7-4)$$

Burada;

N: Gerçek (arazi) şartlardaki O₂ transfer kapasitesi, kg O₂/kW.sa

N₀: Standart şartlardaki O₂ transfer kapasitesi, kg O₂/kW.sa

C_{S,T,H}: Belirli sıcaklık ve rakımdaki musluk suyunun ÇO'ya doygunluk konsantrasyonu (EK-1 Tablo (Daha ayrıntılı bilgi için Tchobanoglous vd. (2014) EK-E Tablo 1 ve 2'ye başvurulabilir)'e ve Şekil 7-8)

C_L: İşletme şartlarındaki ÇO konsantrasyonu, mg/L

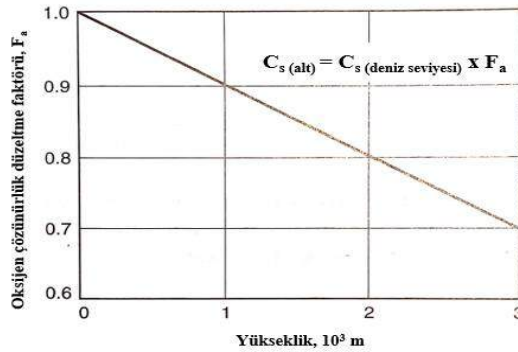
T: Sıcaklık, °C

α: Oksijen transferi düzeltme faktörü

dür (Tablo 7-5).

Tablo 7-5. Düşük hızlı yüzey(sel) havalandırıcı ve seçilen atıksu tipine göre tipik alfa faktörleri (Tchobanoglous vd. 2003)

Atıksu Türü	BOİ ₅ mg/L		α faktörü	
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış
Evsel atıksu	180	3	0,82	0,98
Kağıt hamuru ve kağıt endüstrisi atıksuları	187	50	0,68	0,77
Ambalaj kağıdı üretimi atıksuları	150-300	37-48	0,48-0,68	0,7-1,1
Ağartılmış kağıt üretimi atıksuları	250	30		0,86-1,0
İlaç fabrikası atıksuları	4500	380		0,75-0,83
Yapay elyaf fabrikası atıksuları	5400	585		1,04-2,65



Şekil 7-8. Oksijen çözünürlük düzeltme faktörü-yükseklik grafiği (Tchobanoglous vd. 2003)

Havalandırma Sistemlerinin Enerji İhtiyacı. Difüzörlü sistemlerdeki gibi yeterince iyi karışımın sağlanabilmesi için havalandırma havuzu şekli ve büyüklüğü büyük önem taşır. Havalandırma havuzları kare veya dikdörtgen planlı, ayrıca bir veya daha fazla havalandırıcı olacak şekilde tasarlanabilir. Mekanik havalandırıcıların kullanıldığı havuzlarda, derinlik ve genişlik havalandırıcı kapasitesine bağlıdır (Tablo 7-6). Batmış-kaldırma tüplü havalandırıcılarda 11 m'ye ulaşan sıvı derinlikleriyle çalışılabilmektedir.

Difüzörlü havalandırmada, iyi karışım için gerekli özgül hava ihtiyacı $20-30 \text{ m}^3/10^3 \text{ m}^3.\text{dk}$ aralığında değişir. Difüzörlerin, havuz tabanının tamamını kapsayan bir borulama ile üniform olarak monte edildiği durumlarda, iyi karışım için gerekli hava ihtiyacı aşağıdaki değerlerin yarısı alınabilir.

Tablo 7-6. Mekanik yüzey(sel) havalandırıcı için tipik havalandırma tankı boyutları (Tchobanoglous vd. 2003)

<i>Havalandırıcı Gücü</i>		<i>Tank Boyutları (m)</i>	
<i>hp</i>	<i>kW</i>	<i>Derinlik</i>	<i>Genişlik</i>
10	7,5	3-3,5	9-12
20	15	3,5-4	10-15
30	22,5	4-4,5	12-18
40	30	3,5-5	14-20
50	37,5	4,5-5,5	14-23
75	55	4,5-6	15-26
100	75	4,5-6	18-27

Mekanik karıştırıcılarla tam karışım şartlarını sağlamak güç ihtiyacı (yoğunluğu); havalandırıcı tipi ve tasarımı, reaktör sıvısının türü ve askıda katı madde konsantrasyonu, sıcaklık ve havuz geometrisine bağlı olarak $20-40 \text{ kW}/10^3.\text{m}^3$ aralığında değişir. Evsel atıksuların arıtıldığı havalandırma lagünlerde, karışım için gerekli enerji ihtiyacının belirleyici olduğu unutulmamalıdır (Tchobanoglous vd. 2003). Havalandırma ekipmanları pilot tesis deneyleri ve sistem tasarımı ile ilgili daha kapsamlı bilgiler için Pöpel ve van Dijk (1998)'e başvurulmalıdır.

Çamur Çürütme Tanklarının Karışımı için Güç/Gaz İhtiyacı. Yeterli karışımın sağlanması çamur çürütücülerin performansını etkileyen en önemli hususlardan biridir. Çamur çürütücüler, gaz enjeksiyonu ile mekanik karıştırma yoluyla veya pompa ile çürütücü sıvısı sirkülasyonu ile karıştırılırlar. Çürütücülerin karıştırma sistemleri tasarımı için önerilen parametreler Tablo 7-7'de verilmiştir (Tchobanoglous vd. 2003).

Tablo 7-7. Anaerobik çürütücü karıştırma sistemleri için tipik tasarım parametreleri (Tchobanoglous vd. 2003)

<i>Parametre</i>	<i>Karıştırma Sistemi</i>	<i>Tipik değerler</i>
<i>Temel güç</i>	<i>Mekanik sistemler</i>	<i>0,005-0,008 kW/m³ çürütücü hacmi</i>
<i>Temel gaz akışı</i>	<i>Gaz karışımı</i>	
	<i>Sınırsız</i>	<i>0,0045-0,005 m³/m³.dk</i>
	<i>Sınırlı</i>	<i>0,005-0,007 m³/m³.dk</i>
<i>Hız gradyanı (G)</i>	<i>Tümü</i>	<i>50-80 s⁻¹</i>
<i>Tank muhtevasının alt üst olma zamanı</i>	<i>Sınırsız gaz karışımı ve mekanik sistemler</i>	<i>20-30 dk</i>

Aşağıda fiziksel modelleme (scale up) fonksiyonunun doğru bir şekilde tanımlanmasıyla fiziksel modellemenin ne ölçüde başarılı olabileceğini gösteren bazı örnekler yer almaktadır. Seçilen örnekler yüzeysel ve difüzyörlü havalandırıcılar ile döner biyodisk (DBD) sistemleridir.

7.2. Mekanik Havalandırıcılarda Fiziki Modelleme

7.2.1. Yüzeysel Havalandırıcılar

Schmidtke ve Smith (1983); perdesiz, kare planlı ve geometrik olarak benzer havuzların fiziksel modelleme esaslarını incelemiştir.

Boyut analizi yoluyla bu tür havalandırıcılar mekanik havalandırıcılarla karıştırılıp havalandırılması için FMF:

$$f\left(\frac{H_1}{D_1}, Fr, \frac{k_L a}{N}\right) = 0 \quad (7-5)$$

ifadesiyle verilmektedir. Burada,

H_1 = türbin havalandırıcı pervanesi dalma derinliğini, L

D_1 = türbin pervane çapını, L

$Fr = \frac{N^2 D}{g}$, Froude sayısını

$k_L a$ = oksijen transfer katsayısını (T^{-1})

N = türbin devir hızını (T^{-1})

göstermektedir.

Sabit H_1/D_1 oranı için Denklemin (7-5) model ve prototipte daha da sadeleştirilmiştir. Bu tip havalandırıcıların FMF'si için oksijen transfer katsayısı ($k_L a$)'nın model ve prototip için aynı olması gerektiği göz önüne alınırsa, model prototip ilişkisi hali alır.

$$N_M = N_P \left(\frac{D_{IP}}{D_{IM}} \right)^{0,65} \quad (7-6)$$

Burada,

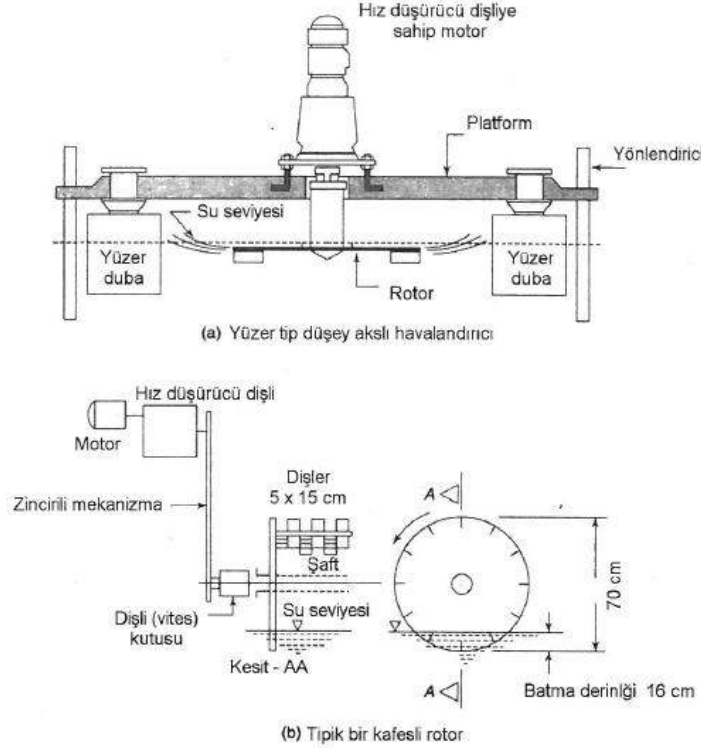
N_M = Model türbin havalandırıcı pervane hızı (T^{-1})

N_P = Prototip türbin havalandırıcı pervane hızı (T^{-1})

D_{IM} = Model türbin havalandırıcı pervane çapı (L)

D_{IP} = Prototip türbin havalandırıcı pervane çapı (L)

olarak ifade edilir. Lagün ve havuzlarda kullanılan farklı tipte havalandırıcılar Şekil 7-9'da gösterilmektedir.



Şekil 7-9. Lagün ve havuzlarda kullanılan farklı tipte havalandırıcılar (Arceivala,1998)

Pilot tesislerde çeşitli hidrodinamik şartlarda elde edilmiş oksijen kazanma verileri $k_L a^{(20)}$, Fr ve H_I/D_I verileri oranına göre ifade edilmiştir (Şekil 7-10 ve Şekil 7-11). Şekilde görüldüğü gibi; $k_L a$ 'nın sabit $H_I/D_I = 0,202$ oranı için Fr 'ye bağlı doğrusal grafiği elde edilmiştir. Daha sonra ise, deneysel çalışmalar sabit H_I/D_I oranında farklı $k_L a$ değerleri için havalandırma havuzu hacmi (V) ve türbin pervanesi çevre hızına (V_p) bağlı olarak genişletilmiştir. Bu şekilde yürütülen kapsamlı pilot tesis deneyleri sonunda $k_L a$ için,

$$k_L a^{(20)} = 6 \times 10^{-6} \cdot V_p^{2,36} V^{-0,28} \quad (7-7)$$

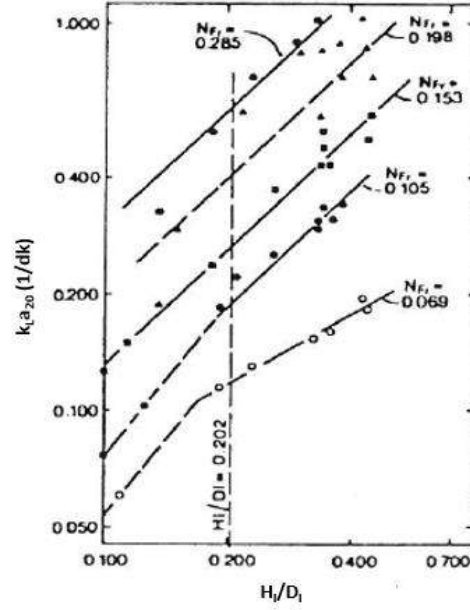
ampirik FMF geliştirilmiştir. Burada,

V_p : türbin havalandırıcı pervanesi çevresel hızını (cm/s)

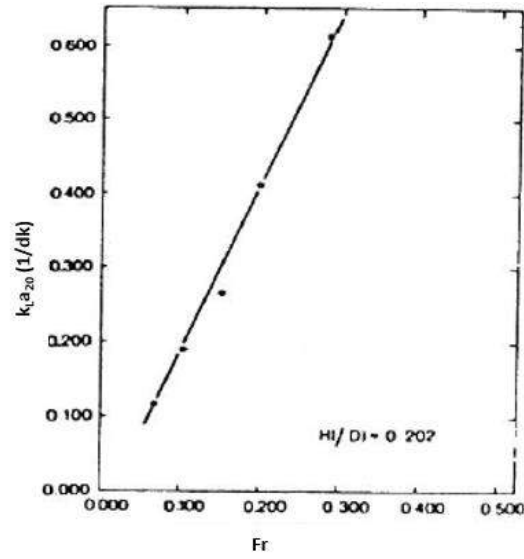
V : havalandırma havuzu sıvı (su) hacmini (L)

göstermektedir.

Denklem (7-7) geometrik olarak benzer olmayan havuzlar için de geçerli olup, $k_L a$ (1/dk)'nın $V_p/\bar{v}$ oranıyla doğrusal olarak değiştiğini göstermektedir.



Şekil 7-10. Çeşitli daldırma koşullarında toplam O₂ transfer katsayıları (Schmidtke ve Smith, 1983)



Şekil 7-11. Farklı hidrodinamik koşullarda Toplam O₂ transfer katsayıları (Schmidtke ve Smith, 1983)

k_{La} 'nın Fr yerine pratikte daha anlamlı olan sabit H_1/D_1 oranı için, geometrik olarak benzer olmayan, havuzlarda bile yeterince yüksek gaz-sıvı arakesiti değişimi sağlandığı takdirde k_{La} 'nın Denklem (7-7) benzeri bir ifadeden tahmini mümkündür.

Rao ve Kumar (2006), dikdörtgen planlı havuzlarda, yüzeysel havalandırıcılarla (düşey milli kanatlı) gerçekleştirdikleri pilot tesis deneyleri sonunda, ölçek büyütmede esas alınabilecek kriterin $x = Fr^{4/3} \cdot Re^{1/3}$ parametresi olduğunu ortaya koymuşlardır. Burada; $Fr = N^2 D/g$ havalandırıcı Fr 'sini (N : Karıştırıcı devir sayısı, D : Pervane kanat çapı), $Re = N^2 D/\nu$ ise havalandırıcı Re 'sini göstermektedir. Aynı çalışmada uzunluk/genişlik (L/B) oranı 2 olan

dikdörtgen test havuzlarındaki deneyleri esas alarak N_p 'nin $N_p = P/\rho N^3 D^5$ (P: Pervane şaftına gelen güç), de

$$N_p = 2,16 + 0,16/x + 1,36 \exp(-x) \quad (7-8)$$

eşitliği ile ifade edilebileceği belirtilmektedir.

7.2.2. Yatay Milli Yüzeysel Havalandırıcılar

Yatay milli (yüzeysel) havalandırıcılar (YMH) ile havalandırmada oksijen transferi katsayısı tahmini için Denklem (7-9)'da verilen FMF'yi kullanılabilir. Bu FMF laboratuvar ölçekli deneysel verilerle geliştirilmiş ve Aberdeen – İskoçya ve Ames – Iowa'daki gerçek ölçekli tesis verileriyle de doğrulanmıştır. Boyut analiziyle geliştirilen ampirik denklem aşağıdaki gibidir:

$$\frac{k_L a}{N} = 7,42 \times 10^{-7} \left(\frac{H_I}{D_I} \right)^{0,86} \left(\frac{P_w}{D_I} \right)^{0,18} \left(\frac{H}{D_I} \right)^{-0,28} Re^{0,70} Fr^{-0,19} \quad (7-9)$$

Burada,

$k_L a$ = Oksijen transfer katsayısını (T)⁻¹

N = YMH (pervane) devir hızını (T)⁻¹

H_I = Pervane dalma derinliğini (L)

D_I = Pervane çapını (L)

P_w = Pervane kanat genişliğini (L)

H = Havuzdaki su derinliğini (L)

Re = Reynolds sayısını

Fr = Froude sayısını

göstermektedir.

Denklem (7-9) farklı işletme şartlarında, 1/12 ölçeğinde fiziksel bir model için test edilmiştir. Geometrik olarak benzer YMH'ler (pervaneler) için $k_L a$ değerlerinin aşağıdaki denklemle hesaplanabileceği gösterilmiştir:

$$\frac{k_L a_1}{k_L a_2} = \frac{N_1}{N_2} \left(\frac{Re_1}{Re_2} \right)^{0,70} \left(\frac{Fr_1}{Fr_2} \right)^{-0,19} \quad (7-10)$$

Denklem (7-9) analiz edilirse $k_L a$ değerinin, pervane dönüş hızının 4/3 üssüyle ve pervane çapının kareköküyle orantılı olduğu görülür. Söz konusu FMF'yi geliştiren araştırmacılar iki tam ölçekli tesisin verisiyle, geliştirilen denklemi karşılaştırdıklarında, ölçülen havalanma kapasitesi (0,975 kg O₂/gün) ile hesaplanan havalanma kapasitesi (1,025 ile 1,075 kg O₂/gün)

arasındaki farkın sınırlı (~%11) olduğunu göstermişlerdir. Pervanenin suya dalma derinliği (H_1) ile ilgili belirsizliklerin bu farkın esas etkeni olduğu fark edilmektedir. Aynı araştırmacılar geliştirdikleri Denklem (7-10)'un başka bir gerçek ölçekli havalandırma hendeği (oxidation ditch) verisi kullanarak gerçek sonuçlarla karşılaştırmışlardır. Buna göre ÇO konsantrasyonu sıfırlanmış temiz suyla dolu bir oksidasyon hendeğinde 1 saatlik havalandırmadan sonra ÇO konsantrasyonu 6,33 mg/L olarak ölçülmüş, bu değer geliştirilen denklemle 7,08 mg/L olarak hesaplanmış ve yine %12'nin altında bir hata payıyla denklemin geçerliliği gösterilmiştir.

7.3. Difüzörlü Havalandırıcılarda Fiziki Modelleme

Bu tür sistemlerde boyut analizinden hareketle oksijen transfer katsayısının (k_La) hesabı için aşağıdaki genel eşitliğin kullanılabileceği önerilmektedir (Schmidtke ve Smith, 1983).

$$\frac{k_La}{Q_a} = 9,35 \left(\frac{Q_a \rho (nd_o)^2}{\mu} \right)^{0,046} \left(\frac{Q_a^2 (nd_o)}{g} \right)^{-0,126} \left(\frac{d_d}{T_d} \right)^{0,69} \left(\frac{T_w}{T_d} \right)^{-0,446} \quad (7-11)$$

Burada,

Q_a = Birim hacme düşen hava debisini (T^{-1})

ρ = Havuzdaki sıvının yoğunluğunu (ML^{-3})

μ = Havuzdaki sıvının viskozitesini ($ML^{-1}T^{-1}$)

n = Hava baloncuğu sayısını

d_o = Difüzör delik çapını (L)

d_d = Difüzör derinliğini (L)

T_d = Havalandırma havuzu derinliğini (L)

T_w = Havalandırma havuzu genişliğini (L)

göstermektedir.

Bu fiziksel modelleme denklemi, deneysel verilere %10'un altında bir ortalama hatayla uygunluk göstermektedir. Aynı araştırmacılar ayrıca, havalandırma sürecinin ana parametreleri ile k_La arasında doğrudan bağlantı kuran aşağıdaki genel ampirik denklemi geliştirmişlerdir;

$$k_La = 28,6 G^{0,82} V^{-1,06} d_d^{0,724} \quad (7-12)$$

Burada,

G = hava debisini (L^3T^{-1})

V = havalandırma havuzu hacmini (L^3)

göstermektedir.

Denklem (7-12) ile, k_La , %8'in altında bir hata payıyla hesaplanabilmektedir.

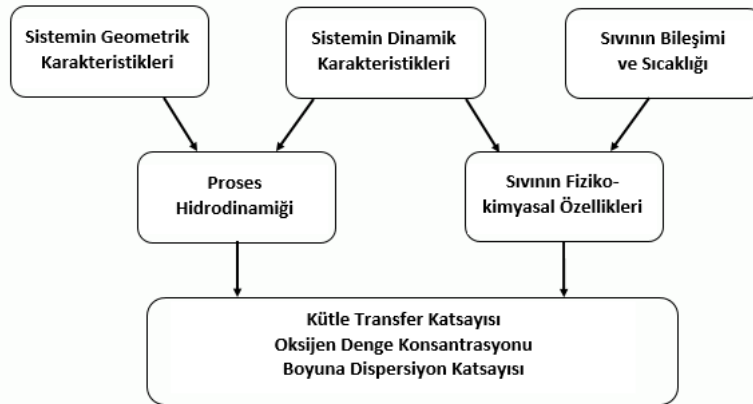
7.3.1. Geometrik Parametreler ve Difüzörlü Havalandırma Sistemlerinin Verimi

Difüzörlü (kabarcıklı) havalandırma çeşitli atıksu ve çamur arıtımı proseslerinde yaygın biçimde uygulanmaktadır. Bu prosesin oksijen ihtiyacı $0,1 \text{ kg O}_2/\text{m}^3.\text{gün}$ (uzun havalandırmalı aktif çamur gibi yavaş prosesler) ile $5 \text{ kg O}_2/\text{m}^3.\text{gün}$ (yüksek hızlı endüstriyel atıksu arıtımı veya havalı çamur stabilizasyonu gibi prosesler) aralığında değişmektedir.

Oksijen ihtiyacını karşılamak için sisteme verilecek hava miktarı, difüzör gözenek (delik) büyüklüğü, difüzör geometrisi, difüzörlerin konumu, havalandırma havuzu geometrisi ve boyutları, hava debisi, havalandırılan sıvının fiziko-kimyasal özellikleri ile sıvıdaki ÇO konsantrasyonu gibi tasarım parametrelerine bağlıdır. Biyolojik reaktörlere verilen hava miktarıyla birlikte havalandırma sisteminin diğer tasarım parametreleri de reaktördeki boyuna dispersiyon düzeyini belirleyerek arıtma verimini doğrudan etkilemektedir.

Havalandırma sisteminin boyutlandırılması bu parametreler arasındaki ilişkinin iyi anlaşılmasını gerektirir. Bu tür ilişkiler “theory of similarity” yardımıyla belirlenebilir. Fiziksel model denklemi ve gerçek ölçekli uygulamalardan alınan sonuçlar hiçbir zaman tam olarak (%100) uyuşmasa da, pratik uygulamaların çoğu için yeterli olan yaklaşık sonuçlar elde edilebilir.

Havalandırma Sistemlerinin Ana Parametre Grupları. Reaktörlerde oksijen transferi ve boyuna dispersiyon fiziko-kimyasal ve hidrodinamik faktörlere bağlıdır. Bu faktörlerin bir kısmı deneysel olarak gözlemlenebilir özellikte olup bir kısmının tespiti ise oldukça zordur. Kütle transfer katsayısı, oksijen denge konsantrasyonu ve boyuna dispersiyon katsayısına etki eden başlıca faktörler Şekil 7-12’de gösterilmiştir.



Şekil 7-12. Havalandırma sistemlerinin ana parametre grupları (Khudenko ve Shpirt, 1986)

Difüzörlü (kabarcıklı) havalandırma sistemlerinin başlıca geometrik karakteristikleri, reaktör boyutları (uzunluk, derinlik, genişlik), difüzörlerin boyutları ve reaktör içerisindeki konumları olarak sıralanabilir. Önemli dinamik faktörlerden biri de hava debisidir. Kinematik faktörler, sisteme verilen gaz kabarcıklarının sayısı, boyutu ve dağılımıyla birlikte akış yönleri ve sistemdeki gaz ve sıvının akış hızlarıdır. Bu dinamik ve kinematik parametreler sistemin hidrodinamiğini belirlemektedir.

Kütle transfer hızını etkileyen fiziko-kimyasal parametreler sadece yüzey gerilimi veya viskozite gibi ölçülebilen parametrelerle sınırlı değildir. Sıvının bileşimi, homojenlik seviyesi, içerdiği bileşenlerin konsantrasyonları ve özellikleri, prosesin hidrodinamik ve kinematik özellikleriyle birlikte kütle transferini etkilemektedir.

Yukarıda verilen faktörlerin birbirleriyle olan etkileşimi, bu etkileşimlerin karakteristiği belirlenerek oksijen transfer verimi ve karışım derecesinin doğru olarak belirlenebileceği ileri sürülebilir. Ancak bu yaklaşım, her bir parametrenin –derinlik veya hava debisi gibi- sistem geneline ayrı ayrı etkisi göz önüne alınmadan yapılmış bir genellemedir. Bununla birlikte; parametrelerin değişim aralığında, etkileri değişmeyen (sabit kalan) bazı parametreler diğerlerinden ayrılabilir.

Geometrik ve Dinamik Parametrelerin Etkileri

Boyut Analizi. Difüzörlü havalandırma sistemlerinin ana geometrik ve dinamik parametreleri Şekil 7-12’de gösterilmiştir. Kütle transfer katsayısının; bu parametrelere, α ve γ faktörlerine, suyun kinematik viskozitesine (ν) ve moleküler difüzyon katsayısına bağlı olduğu göz önünde bulundurularak, aşağıdaki genel ifade yazılabilir;

$$k_L a'_T = F_1(d_b, h, H, f, B, I, g, \alpha, \gamma, \nu, D) \quad (7-13)$$

Burada,

$k_L a'_T$: kütle transfer katsayısı (T^{-1})

d_b : gaz kabarcığı çapı (L)

H: havalandırma tankı derinliği (L)

I: havalandırma şiddeti ($L^3 L^{-2} T^{-1}$)

D: difüzyon katsayısı ($L^2 T^{-1}$)

ν : suyun kinematik viskozitesi ($L^2 T^{-1}$)

g: yerçekimi ivmesi ($L T^{-2}$)

’dir.

Difüzörler arası mesafe ve difüzör başına hava debisi bu değişkenlere dâhil edilmemiştir. Denklem (7-13)’teki fiziksel ve geometrik parametreler gruplandırılıp Buckingham’ın π Teoremi esas alınarak 10 adet boyutsuz sayı gurubundan oluşan bir denklem elde edilebilir.

$$Sh = A\alpha\gamma Re^{\alpha_1} Fr^{\alpha_2} Sc^{\alpha_3} \left(\frac{h}{d_b}\right)^{\alpha_4} \left(\frac{f_H}{BH}\right)^{\alpha_5} \left(\frac{f}{B}\right)^{\alpha_6} \left(\frac{B}{H}\right)^{\alpha_7} \quad (7-14)$$

Bu denklemdeki boyutsuz sayı grupları;

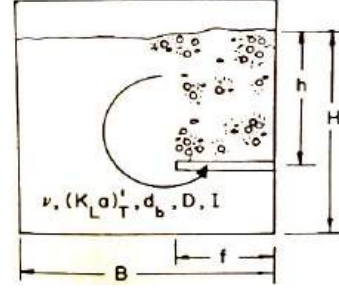
$$\text{Sherwood sayısı (Sh)} = k_{La} T' d_b^2 / D$$

$$Re = I d_b / \nu$$

$$Fr = IB / f \sqrt{gh}$$

$$Sc = \nu / D$$

olarak gruplandırılmıştır.



Havalandırma havuzu enkesiti

Bu boyutsuz sayı grupları havalandırma sistemlerinin geometrik, kinematik, dinamik ve fiziko-kimyasal benzerliklerini yansıtmaktadır. Sh, türbülanslı kütle transfer hızının moleküler difüzyon hızıyla olan ilişkisini tanımlar. Re, d_b çaplı hava kabarcıklarından kaynaklanan eylemsizlik (atalet) kuvvetlerinin, su viskozitesi ile belirlenen (kontrol edilen) sürtünme kuvvetlerine oranını belirtir. Fr ise havalandırılan su hacminin özgül kinetik enerjisiyle derinliği havalandırma havuzu derinliğine eşit su kolonunun özgül potansiyel enerjisi arasındaki ilişkiyi tanımlar. Re ve Fr geometrik olarak benzer sıvı ve gaz akımlı sistemlerin dinamik ve kinematik özelliklerini belirlemede kullanılır. f_H/BH oranı reaktördeki toplam sıvı hacmiyle havalandırılan hacim arasındaki ilişkiyi tanımlarken, h/d_b , f/B ve B/H oranları, reaktör ve havalandırıcı şekli ve havalandırıcıların reaktör içi konumlarını tanımlayan ve bunlarla kabarcık çapı arasındaki bağıntıyı açıklayan geometrik boyut oranlarıdır.

Sc moleküler ve türbülanslı difüzyon kuvvetleri arasındaki ilişkiyi ifade eder. Sıcaklık düzeltme katsayısı, γ , denkleme dâhil edildiğinden D ve ν sabit kabul edilebilir ve Schmidt sayısı Denklem (7-14)'ten bulunabilir.

Temiz Su Testi, Malzeme ve Yöntemler. Havalandırmayla ilgili dinamik ve kinematik parametrelerin belirlenmesi için yapılan temiz su testi büyük ve küçük ölçekli havuzlarda gerçekleştirilebilir. Küçük ölçekli reaktörler 0,5 x 0,8 x 0,8 m ve 1 x 1 x 1 m (uzunluk x genişlik x derinlik) boyutlarında olup su derinlikleri sırayla 0,7 ve 0,9 metredir. Havalandırıcılar, kalın naylon kumaş veya gözenekli seramik taşla kaplanmış dikdörtgen kutular (ince kabarcıklı difüzör) veya gözenekleri eşkenar üçgen şeklinde olan delikli alüminyum levhalar (kabarcıklı difüzör) şeklindedir. Havalandırma şiddeti, deney boyunca 2 – 12 m³/m².saat aralığında tutulur.

Daha büyük ölçekli olan reaktörlerin boyutları 0,7 x 4,5 x 2,6 m ve 1 x 5 x 3 m'dir. Bu reaktörler için kullanılan havalandırıcılar iki farklı şekildedir: (1) Naylonla kaplanmış dikdörtgen kutu şeklinde ince kabarcıklı difüzörler (kutu genişliği = 0,4 m) (2) Gözenekli seramik taş difüzörler (kutu genişliği = 0,3 m). Bu havalandırıcılar deney boyunca reaktörlerin dibinde sabit olarak tutulur.

Deneysel Verinin Genelleştirilmesi. Hidrodinamik parametreler ve kütle transfer katsayısı ($k_L a$) arasındaki ilişkinin incelenmesi Denklem (7-14) ile gerçekleştirilmiştir. Hidrodinamik parametrelerin kütle transfer kriteri Sh 'ye olan etkileri Şekil 7-14'te gösterilmiştir. Basitleştirmek için grafiklere ait denklemler belirlenirken $D = 1$ ve $\nu = 1$ kabulleri yapılmıştır. Deneysel olarak çıkarılan grafiğe göre Denklem (7-14)'teki üs ifadeleri, $\alpha_1 = 1$, $\alpha_2 = 0$, $\alpha_3 = 0$, $\alpha_4 = -0,33$, $\alpha_5 = 1$, $\alpha_6 = -0,82$ ve $\alpha_7 = 0$ olarak bulunmuştur. İnce ve iri kabarcıklı difüzörler için, kabarcık çapları (d_b) = 0,0025 ve 0,01-0,12 m kabul edilirse, $A = 0,041$ olarak bulunur. Bu değer (A) ve üs değerleri Denklem (7-14)'te yerine konularak;

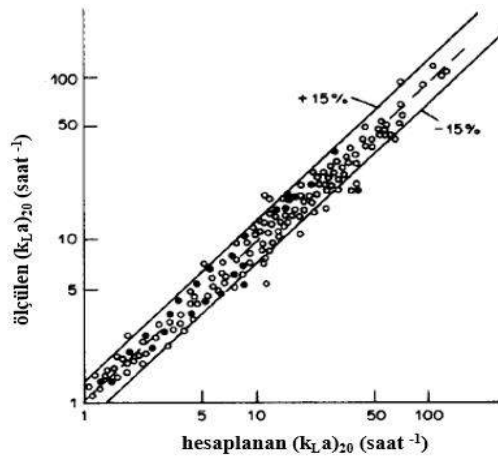
$$\frac{k_L a'_T d_b^2}{D} = 0,041 \alpha \gamma \left(\frac{Id_b}{\nu} \right) \left(\frac{h}{d_b} \right)^{-0,33} \left(\frac{f_H}{BH} \right) \left(\frac{f}{B} \right)^{-0,82} \quad (7-15)$$

ifadesi elde edilmiştir. Bu ifadede, $D = 1$ ve $\nu = 1$ alınmıştır. Bu formül kütle transfer katsayılarının daha kolay hesaplanması için aşağıdaki basit hale de getirilebilir.

$$k_L a'_T = 0,041 \alpha \gamma \left(\frac{h}{d_b} \right)^{0,67} \left(\frac{f}{B} \right)^{0,18} \left(\frac{I}{H} \right) \quad (7-16)$$

Şekil 7-13'te deneysel olarak ölçülen ve Denklem (7-16) yardımıyla hesaplanan ($\alpha = \gamma = 1$) $k_L a^{(20)}$ değerleri arasındaki korelasyon gösterilmektedir. Bu veriler için korelasyon katsayısı = 0,95 ve varyans = 0,022 olarak bulunmuştur.

Şekil 7-13'te görüldüğü gibi; kütle transfer katsayısı ($k_L a^{(20)}$) değerleri 1 ile 100 1/saat arasında değişmektedir. Gerçek işletme şartlarında bu değer 0,07 ile 8 kg O₂/m³.gün arasındaki oksijen ihtiyacına tekabül etmekte veya başka bir deyişle uygulamada karşılaşılan bütün oksijen ihtiyaçları aralığını kapsamaktadır.



Şekil 7-13. Ampirik ve hesaplanan kütle transfer katsayıları arasındaki korelasyon (Khudenko ve Shpirt, 1986)

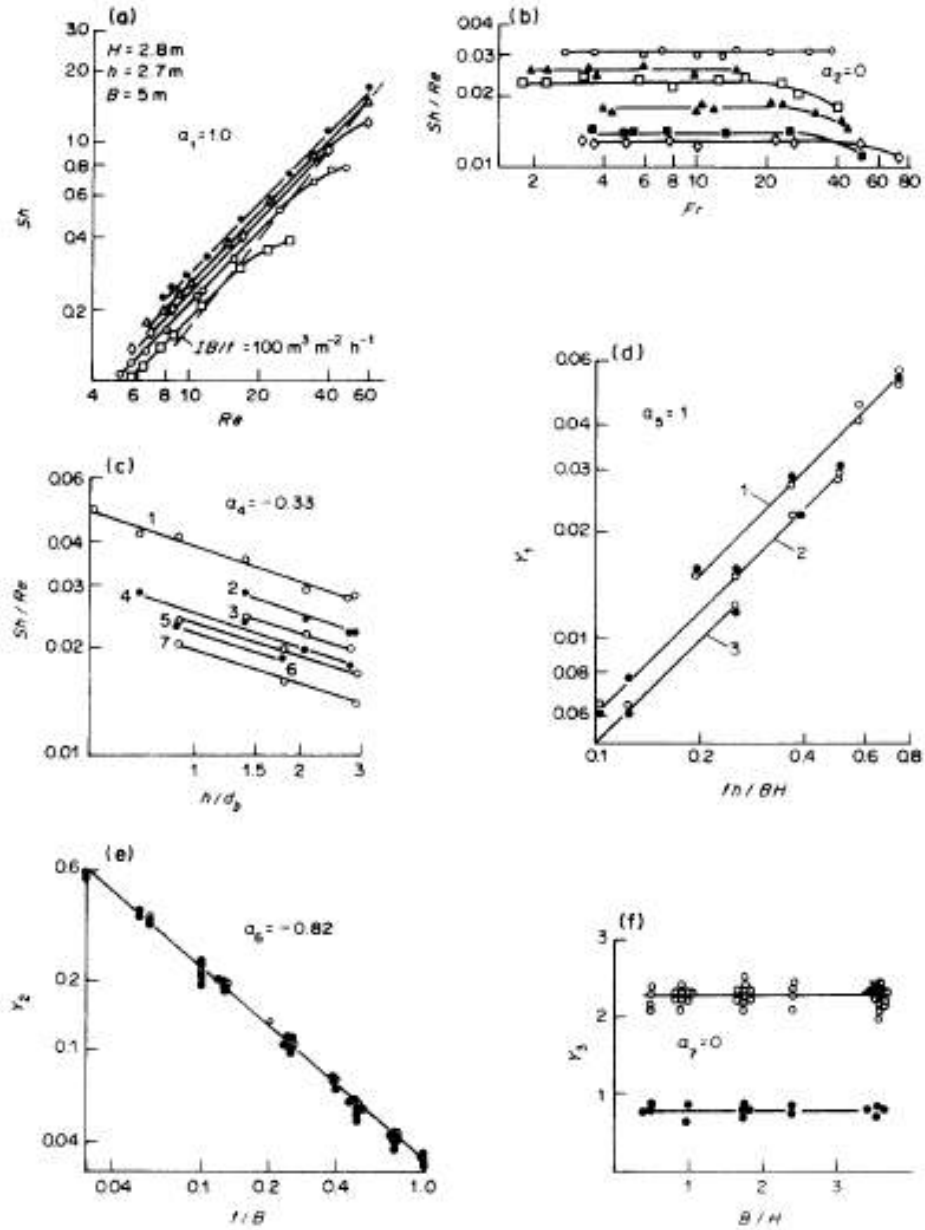
Ana Parametrelerin Oksijen Transfer Katsayısına Etkisi. Sh ile Re, havalandırma şiddeti $\times$ tank genişliği / havalandırıcının etkin olduğu genişlik (IB/f) değerinin $100 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{saat}$ olduğu durumda doğru orantılıdır. Bu kısıtlama en iyi, IB/f değerinin $100 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{saat}$ 'in üstüne çıktığı durumlarda değişen hidrodinamik şartlarla açıklanabilir. Bu farklılık, sıvı kolonunda yükselen gaz kabarcıklarının sebep olduğu “alan hareketi” oluşumu (engelli çöktürmede olduğu gibi) ve gaz kabarcıklarının birleşmesiyle ilişkilendirilebilir. Havalandırma havuzundaki hava hacmi $IB/f=100 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{sa}$ değerine kadar havuza verilen hava debisiyle doğru orantılıdır.

Havuza verilen özgül hava debisi $100 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{sa}$ değerinden daha fazla arttırıldığında suda tutulan hava (O_2) oranı azalır.

IB/f değerinin 100'ün üstünde olduğu durumlarla pratik uygulamalarda çok karşılaşmadığından deneysel planlama dışında tutulmuştur. Re ile ilgili bir diğer kısıt, difüzörler arası boşluk ve yükleme hızı kriterleriyle ilgilidir. Difüzör başına hava yüklemesinin çok düşük olduğu durumlarda havalandırma sistemi hidrolik olarak kararsız hale gelmektedir.

Fr sayısının Sh/Re oranına olan etkisi Şekil 7-14-b'de gösterilmiştir. IB/f oranının B'den küçük olduğu durumlarda, Sh sayısı, Fr sayısından bağımsız olduğu için, pratik uygulamalarda Sh sayısı Denklem (7-14)'ten hesaplanabilir.

Sabit f/B oranı için kütle transfer katsayısı havalanan hacmin toplam reaktör hacmine oranıyla (f_h/BH) doğrusal orantılıdır. Bunun anlamı, sabit dalma (derinlikli, difüzörlü) havalandırıcılar için kütle transfer katsayısının (k_{La}) reaktör derinliğiyle ters orantılı olduğudur. Bu, özellikle h/H oranının 1'den küçük olduğu durumlarda (yani havalandırıcı reaktör tabanında değilse) önemlidir.



Şekil 7-14. Hidrodinamik parametrelerin kütle transfer kriterlerine etkisi (Sh sayısı) (Khudenko ve Shpirt, 1986)

- (a) Re 'nin etkisi: $f/B = 1$, $\bullet$ $f/B = 0,5$, $\Delta f/B = 0,25$, $\circ$ $f/B = 0,125$, $d_b = 1$, $v = 1$, küçük baloncuk
- (b) Fr 'nin etkisi: $\bullet$ $H = 1,5$ m, $B = 2,5$ m, $h = 1,4$ m, $f/B = 1$; $\circ$ $H = 1,5$ m, $B = 2,5$ m, $h = 0,7$ m, $f/B = 0,5$; $\blacktriangle$ $H = 2,8$ m, $B = 5$ m, $h = 2,7$ m, $f/B = 1$; $\square$ $H = 2,8$ m, $B = 5$ m, $h = 2,7$ m, $f/B = 0,5$; Δ $H = 2,8$ m, $B = 5$ m, $h = 2,7$ m, $f/B = 0,125$; $\blacksquare$ $H = 2,8$ m, $B = 5$ m, $h = 1,4$ m, $f/B = 0,5$; $\diamond$ $H = 2,8$ m, $B = 5$ m, $h = 1,4$ m, $f/B = 0,25$; $d_b = 1$; $v = 1$, küçük kabarcıklar.
- (c) h/d_b 'nin etkisi: (1) $f/B = 1$, (2) $f/B = 0,75$, (3) $f/B = 0,5$, (4) $f/B = 0,25$, (5) $f/B = 0,117$, (6) $f/B = 0,058$, (7) $f/B = 0,029$, $d_b = 1$.
- (d) h/BH 'in etkisi: ($Y_1 = Sh / [Re(h/d_b)^{-0,33}]$), $H = 2,8$; $h = 2,7$; $B = 5$; (1) $f/B = 0,751$; (2) $f/B = 0,5$; (3) $f/B = 0,25$
 $\circ$ küçük baloncuk ($d_b = 0,0025$ m); $\bullet$ büyük baloncuk ($d_b = 0,012$ m)
- (e) B/H Etkisi: ($Y_2 = Sh / [Re(h/d_b)^{-0,33}(f_h / BH)(f/B)^{-0,82}]$), $\circ$ küçük baloncuk ($d_b = 1$);
 $\bullet$ büyük baloncuk ($d_b = 1$)
- (f) f/B Etkisi: ($Y_3 = Sh / [Re(h/d_b)^{-0,33}(f_h / BH)]$). $\circ$ küçük baloncuk; $\bullet$ büyük baloncuk,
 $\square$ çift taraflı yerleşim (küçük baloncuk); $\diamond$ orta kalınlık yerleşimi (küçük baloncuk)

7.3.2. Boyuna Dispersiyon Etkisi

Havalandırma havuzundaki akışkanın boyuna dispersiyonu, arıtma verimini etkileyen önemli faktörlerden biridir. Havalandırma havuzlarındaki dispersiyon tek boyutlu difüzyon modeli yaklaşımıyla doğru şekilde hesaplanabilmektedir. Bu modelin ana parametresi boyuna dispersiyon katsayısı (D) ile havalandırma havuzlarının geometrik ve dinamik parametreleri arasında boyut analizi yardımıyla ampirik ilişki kurulabilir. Difüzörlü havalandırıcılarla havalandırılan koridor tipi (ince uzun) havalandırma havuzlarında boyuna dispersiyon katsayısı (D) için aşağıdaki genel fiziksel model ifadesi yazılabilir.

$$D = F_2(H, B, L, f, I, U, \nu) \quad (7-17)$$

Burada; U = havuzdaki boyuna akış hızı (LT^{-1}) olup diğer terimler daha önce tarif edildiği gibidir. Denklem (7-17)'den boyut analizi kuralları ile aşağıdaki boyutsuz ifade türetilebilir:

$$B_0 = A Re_g^{\alpha_1} Re_l^{\alpha_2} \left(\frac{L}{B}\right)^{\alpha_3} \left(\frac{H}{B}\right)^{\alpha_4} \left(\frac{f}{B}\right)^{\alpha_5} \quad (7-18)$$

Burada;

$B_0 = D / UL$, Bodenstein (Dispersiyon) sayısını

$Re_g = IH/\nu$, Gaz fazın Reynolds sayısını

$Re_l = UH/\nu$, Sıvı fazın Reynolds sayısını

A = bir sabiti

$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_3, \alpha_4$ ve α_5 üstel katsayıları

göstermektedir.

B_0 ve Re sayıları, sırasıyla sıvı parçacıklarının dispersiyonla taşınımının sıvı akımlarına oranını ve gaz veya sıvı akımından ileri gelen dinamik (atalet) kuvvetlerin viskoziteden ileri gelen sürtünme kuvvetlerine oranını ifade eden boyutsuz hidrodinamik büyüklüklerdir. Denklem (7-18)'deki geometrik parametrelerin oranları proseslerin geometrik olarak benzerliğinin ölçütleridir.

Malzeme ve Yöntemler. Havalandırma havuzlarındaki sıvı akımının boyuna dispersiyonunun modellenmesi için kullanılan pilot ölçekli reaktörlerin boyutları: uzunluk = 9,5 m (bir koridor) veya 19 m (iki koridor), genişlik = 0,9 m (bir koridor) veya 1,8 m (iki koridor), derinlik = 0,2, 0,3, 0,5, 0,7, 0,8 veya 0,85 m olacak şekildedir. Deneyin gerçekleştirildiği reaktörlerdeki ortalama bekleme süresi 0,3 ile 7 saat arasında, havalandırma şiddeti (özellik hava debisi) ise $3-55 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{sa}$ arasında değiştirilmiştir. İz maddesi olarak NaCl çözeltisi kullanılmış, reaktörün girişinde belirli bir miktar NaCl aniden sisteme verildikten

sonra çıkıştaki tuz konsantrasyonu kalibre edilmiş bir iletkenlik ölçer ile sürekli olarak ölçülmüştür. Bu şekilde çıkışta iz madde konsantrasyon-zaman (C-t) eğrisi elde edilmiştir.

Deneyisel Verinin Değerlendirilmesi. Daha önce Bölüm 4'te açıklandığı üzere, boyutsuz C_i/C_0 - zaman $\theta = t/\bar{t}$ dağılım eğrileri elde edilir.

$$\sigma_2 = \sum_{i=0}^m (\theta_i - 1) C_i \Delta \theta \quad (7-19)$$

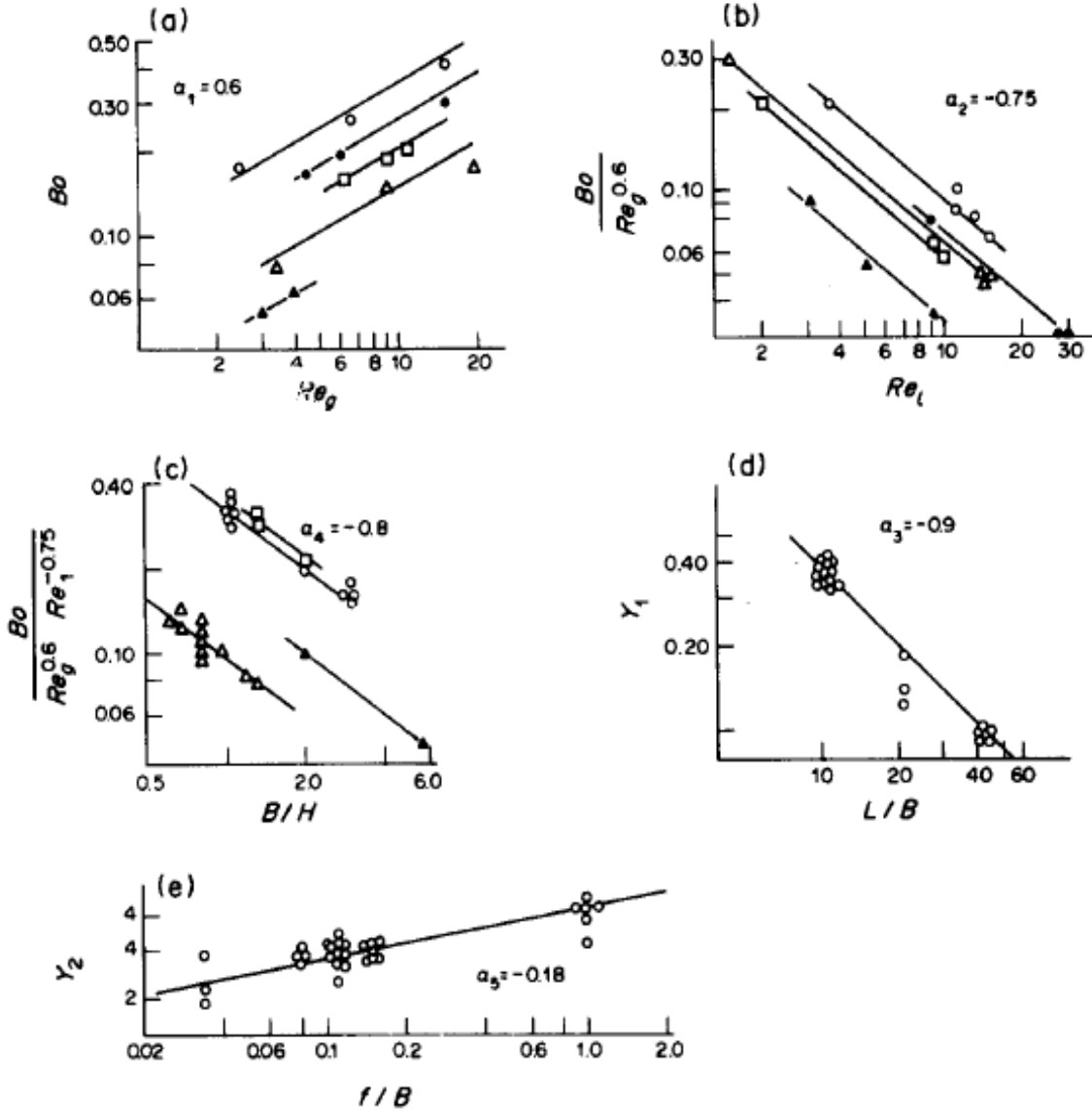
B_0 sayısı ise kapalı sistemler için Levenspiel (1972) tarafından hesaplanmaktadır.

$$\bar{\theta} = 1$$

$$\sigma^2 = 2B_0 - 2B_0^2 (1 - \exp(-1/B_0)) \quad (7-20)$$

B_0 sayısının büyüklüğü reaktörün hidrodinamik parametreleriyle ilişkilendirilmiş ve deneysel verilerle paralel doğrular türetilmiştir (Şekil 7-15-a-e). Bu doğrular, Denklem (7-18)'in model deneylerinde test edilen boyutsuz parametreler için uygunluğunu göstermektedir. Bu grafiklere göre Denklem (7-18)'in üs ve sabit değerleri elde edilmiştir: $\alpha_1 = 0,60$; $\alpha_2 = -0,75$; $\alpha_3 = -0,90$; $\alpha_4 = 0,80$; $\alpha_5 = 0,18$ ve $A = 4,2$. Bu değerler Denklem (7-18)'de yerlerine konulduğunda aşağıdaki fiziksel model ifadesine ulaşılır.

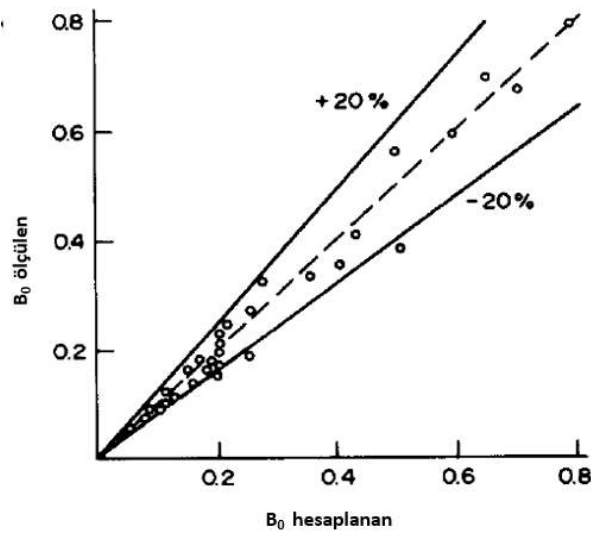
$$B_0 = D/UL = 4,2 \text{Re}_g^{0,60} \text{Re}_l^{-0,75} \left(\frac{L}{B} \right)^{-0,90} \left(\frac{H}{B} \right)^{0,80} \left(\frac{f}{B} \right)^{0,18} \quad (7-21)$$



Şekil 7-15. Boyuna dispersiyonda hidrodinamik parametrelerin etkisi (B_0 sayısı) (Khudenko ve Shpirt, 1986)

- (a) Re_g (gaz akışının etkisi): $\bigcirc H = 0,77 \text{ m}, U = 11,3 \text{ m/sa}, f/B = 1$; $\bullet H = 0,84 \text{ m}, U = 10,0 \text{ m/sa}, f/B = 0,9$; $\square H = 0,84 \text{ m}, U = 12 \text{ m/sa}, f/B = 0,11$; $\Delta H = 0,64 \text{ m}, U = 10 \text{ m/sa}, f/B = 0,15$; $\blacktriangle H = 0,35 \text{ m}, U = 30 \text{ m/sa}, f/B = 0,11$
- (b) Re_l (sıvı akışının etkisi): $\bigcirc H = 0,77 \text{ m}, L = 9,5 \text{ m}, f/B = 1$; $\bullet H = 0,35 \text{ m}, L = 9,5 \text{ m}, f/B = 0,11$; $\Delta H = 0,84 \text{ m}, L = 9,5 \text{ m}, f/B = 0,11$; $\square H = 0,84 \text{ m}, L = 0,95 \text{ m}, f/B = 0,08$; $\blacktriangle H = 0,75 \text{ m}, L = 19 \text{ m}, f/B = 0,15$
- (c) B/H etkisi: $\square f/B = 0,08$, $\bigcirc f/B = 0,11$, $\blacktriangle f/B = 0,15$, $\Delta f/B = 1,0$
- (d) L/B Etkisi: ($Y_1 = B_0 / [Re_g^{0.6} Re_l^{0.75} (H/B)^{0.8}]$)
- (e) f/B Etkisi: ($Y_2 = B_0 / [Re_g^{0.6} Re_l^{0.75} (H/B)^{0.8} (L/B)^{0.9}]$)

Şekil 7-16'da Denklem (7-19)'dan hesaplanan ve deneysel olarak ölçülen B_0 sayılarının korelasyonu gösterilmektedir. Bu ifadede, havalandırma havuzlarındaki boyuna dispersiyonun, özgül havalanma debisi (Re_g), havuz derinliği ve havalandırma havuzu genişliği ile arttığı görülmektedir. Buna karşın, havalandırma havuzundaki sıvı hızı ve havuz uzunluğu boyuna dispersiyonla ters orantılıdır. Havuz genişliğinin reaktördeki karışıma etkisiye oldukça sınırlıdır. Çeşitli saha çalışmaları, Denklem (7-19)'un havalandırma havuzlarındaki akış karakteristiklerini yaklaşık olarak tahmin etmek için uygun olduğunu ortaya koymuştur. Pratik uygulamalarda, B_0 sayısı 0,05 (düşük bekleme süreli büyük tesisler) ile 0,5, bazı durumlarda 1 (uzun bekleme süreli küçük tesisler) arasında değişmektedir. Bu durum, uzun bekleme süreli küçük tesislerdeki (havalı çamur stabilizasyonu tesisleri gibi) klasik koridor tipi havuzlardaki akımın ideal piston akımdan bir hayli farklı olduğunu göstermektedir.



Şekil 7-16. Ampirik ve hesaplanan B_0 değerlerinde korelasyon (Khudenko ve Shpirt, 1986)

Havalandırma Havuzlarında Karıştırma için Gerekli Güç İhtiyacı. Yeterli karışımın sağlanabilmesi için havalandırma havuzu büyüklüğü ve şekli çok önemlidir. Havalandırma havuzları kare veya dikdörtgen planlı olabilir, bir veya daha fazla sayıda havalandırıcı ile donatılabilir. Yüzeysel mekanik havalandırıcıların kullanıldığı havalandırma havuzlarında gerekli karıştırıcı gücü ihtiyaçları Tablo 7-6'da verilmiştir. Tchobanoglous (2003)'a göre, batmış (kaldırma) tüplü mekanik karıştırıcıların kullanıldığı durumlarda havuzdaki su derinliği 11 m'ye ulaşabilir.

Difüzörlü havalandırıcıların kullanıldığı durumlarda iyi karışımı temin eden hava ihtiyacı, spiral akışlı havuzlar için, 20-30 $m^3/1000 m^3.dk$ aralığında değişir. Difüzörlerin üniform olarak yerleştirildiği havalandırma havuzları için tam karışımı sağlayacak hava ihtiyacı 10-15 $m^3/1000 m^3.dk$ alınabilir.

Mekanik karıştırıcılarda tam karışımı temin eden güç yoğunluğu için de havalandırıcı tipi, havuzdaki AKM seviyesi, sıcaklık ve havuz geometrisine bağlı olarak 20-40 kW/1000 m³ (20-40 W/m³) aralığında önerilmektedir.

Özellikle evsel atıksuların arıtıldığı havalandırılmalı lagünlerde karıştırma için gerekli güç ihtiyacının tahkik edilmesi oldukça önemlidir. Bu tür (fakültatif) lagünlerde, çıkıştaki AKM seviyesinin belirli değerde tutulabilmesi için önerilen karıştırma gücü yoğunlukları Tablo 7-8’de verilmiştir (Arceivala, 1986).

Tablo 7-8. Çıkış AKM değerlerine göre karıştırma gücü yoğunluğu (Arceivala, 1986)

<i>Güç Yoğunluğu (W/m³)</i>	<i>Çıkışta AKM Seviyesi (mg/L)</i>
0,75	50
1,75	175
2,75	300

7.4. Döner Biyodisklerin Havalandırılması

Sınırlı miktardaki veri kullanılarak DBD’lerdeki oksijen transfer mekanizmasının ön araştırması yapılabilir. $k_L a$ değeri, DBD’nin dönme hızının (N) ve çapının (D_I) bir fonksiyonu olarak düşünülebilir. Aynı şekilde disk dalma derinliği (H_I) de önemlidir. DBD’lerdeki oksijen transferini ifade eden fonksiyon aşağıdaki gibi yazılabilir:

$$k_L a = f(N, D_I, H_I) \quad (7-22)$$

Buna göre, aynı dalma oranları için yazılacak FMF aşağıdaki şekilde elde edilir:

$$N_M = N_P \left(\frac{D_{IP}}{D_{IM}} \right)^c \quad (7-23)$$

ve

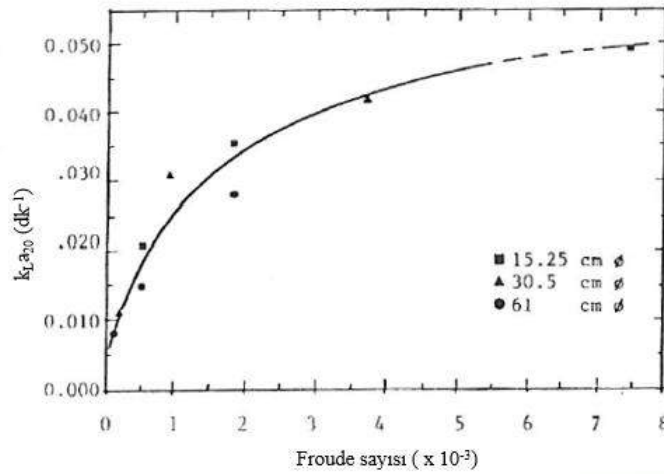
$$k_L a = \phi Fr^n \quad (7-24)$$

olur. Tablo 7-9’da Şekil 7-17’de gösterilen eğriyi oluşturan DBD oksijen transfer verisi gösterilmiştir. Bu veri, aynı dalma derinliği oranı (H_I/D_I) için sınırlayıcı bir $k_L a$ göstermesi bakımından dikkat çekicidir. Bu veri setinden görüldüğü kadarıyla $k_L a$ için en düşük değer 0,050 dk⁻¹ civarındadır. Bu bilgiden hareketle oksijen transferinin DBD sistemi için sınırlayıcı olduğu organik yükleme şartları hesaplanabilir.

Bu tür veri ve korelasyonlar yardımıyla proses tasarımının ve FMF'nin esasları ile ilgili bilinmesi gereken değerlere ulaşılabilir.

Tablo 7-9 - Değişik hidrodinamik şartlarda DBD oksijen transfer verisi (Schmidtke ve Smith, 1983)

D_I cm	N rpm	V_p cm s ⁻¹	Fr -	k_{La} dk ⁻¹
15,25	40	33	0,0074	0,049
	20	16,5	0,0018	0,036
	10	8,25	0,0005	0,021
30,5	20	33	0,0037	0,042
	10	16,5	0,0009	0,031
	5	8,25	0,0002	0,011
61	10	33	0,0018	0,028
	5	16,5	0,0005	0,015
	2,5	8,25	0,0001	0,008



Şekil 7-17. Değişik boyuttaki DBD sistemlerinde k_{La} ve Fr değerleri (Schmidtke ve Smith, 1983)

Murphy ve Wilson (1974) DBD'lerin fiziksel modelleme esaslarını çalışmışlardır. Bu çalışmaya göre disk çapı arttıkça KOİ giderim hızı (kg/1000 m².gün) da azalmaktadır. Karbon giderimi için, disk çapının 0,5 m'den 3,5 m'ye çıktığı durum için ölçek büyütme faktörü 1,25 olarak, disk çapının 2,0 m'den 3,5 m'ye çıktığı durum içinse 1,10 olarak önerilmiştir. Karbon giderimiyle birlikte nitrifikasyon için ölçek büyütme faktörü 1 olarak önerilmiştir.

Temiz Suda Oksijen Transferi. Temiz suda toplam k_{La} tayini için önerilen standart yöntem ASCE (1992)'de verilmiştir. Bu yöntemde, öncelikle test havuzundaki suyun içerdiği ÇO sodyum sülfite ilavesi ile giderilir (sınıflanır) ve daha sonra test edilen havalandırma sistemi ile ÇO doygunluk değerine ulaşıncaya kadar test havuzu havalandırılır. Bu süreçte, havuzdaki su kütlesini en iyi temsil edecek şekilde seçilen çeşitli noktalardaki ÇO konsantrasyonu zamana

karşı izlenerek kaydedilir. Gerekli asgari nokta sayısı, bu noktaların havuzdaki dağılımı ile her noktadaki ÇO ölçüm aralığı ilgili standart yöntemde (ASCE, 1992) belirtilmektedir. Seçilen her nokta için elde edilen ölçümler ($C_t - t$ (veri çiftleri)) aşağıdaki basit kütle transfer eşitliği ile analiz edilir:

$$\frac{C_s - C_t}{C_s - C_0} = \exp(-k_L a \cdot t) \quad (7-25)$$

Burada;

k_{La} : Toplam sıvı film ÇO transfer katsayısı, sa^{-1}

C_t : t anındaki havuz suyu ÇO konsantrasyonu, mg/L

C_s : Henry kanunu ile verilen ÇO denge/doygunluk konsantrasyonu, mg/L

C_0 : Havuzdaki başlangıç ($t = 0$) ÇO konsantrasyonu, mg/L

'dır. Bu ifade, havalandırma süresi $t \approx 0$ için havuzdaki gerçek hacimsel kütle transfer katsayısı (k_{La}) ve ÇO denge konsantrasyonu (C_x^*) tahmininde kullanılır. Anılan şartlarda $C_s = C_x^*$ alınabilir. Havalandırma test verileri doğrusal olmayan regresyon yöntemi ile analiz edilerek, ölçüm yapılan her noktada k_{La} ve C_x^* değerleri belirlenir. Bu değerler standart şartlara ($10^\circ C$, 1 atm ve $C_0 = 0$) uyarlanır. Daha sonra standart şartlar için elde edilen k_{La} değerlerinin, seçilen noktaların temsili hacimlerine bağlı ağırlıklı ortalaması alınarak ilgili testin temsili k_{La} değeri hesaplanır.

Atıksuda Oksijen Transferi: Aktif çamur sistemlerinde k_{La} değeri mikroorganizmaların O_2 tüketim hızından hareketle bulunabilir. Aktif çamur havuzlarındaki 1~3 mg/L'lik tipik ÇO konsantrasyonu aralığında, ÇO seviyesinin zamanla değişimi;

$$\frac{dC}{dt} = k_L a (C_s - C) - r_M \quad (7-26)$$

denklemini ifade edilebilir. Burada,

C : Aktif çamur havuzundaki ÇO konsantrasyonu, mg/L

r_M : Mikroorganizmaların O_2 tüketim/kullanım hızı, g/g UAKM.gün

olarak ifade edilir. r_M 'nin tipik değeri 2~7 g O_2 /g UAKM.gün olup kararlı durum ($dC/dt \approx 0$) için,

$$r_M = k_L a (C_s - C) \quad (7-27)$$

denkleminde bulunabilir. Kararlı durum için bu son ifadedeki C de sabit olmaktadır. r_M laboratuvar ortamında respirometrik yöntemlerle belirlenebilir. Bu durumda k_{La} aşağıdaki ifadede kolayca bulunabilir.

$$k_L a = r_M / (C_s - C) \quad (7-28)$$

Toplam O₂ transfer hızı katsayısı (k_{La}) genellikle standart test veya gerçek ölçekte tayin yöntemleriyle belirlenir (ASCE, 1997). k_{La} tayini için pilot tesisler kullanılırsa ölçek büyütme etkisi dikkate alınmalıdır. Sıcaklık, karışım şiddeti (P/V), havuz geometrisi ve atıksu karakterizasyonu gibi parametreler de k_{La} üzerinde etkilidir.

Sıcaklık etkisi. Bu etki aşağıdaki Arrhenius eşitliği ile k_{La}'ya yansıtılabilir:

$$k_L a^{(T)} = k_L a^{(20^\circ C)} \cdot \theta^{T-20} \quad (7-29)$$

Burada;

k_{La}^(T) : T°C'deki k_{La} değeri

k_{La}^(20°C) : 20°C'deki k_{La} değeri

θ : Difüzörlü ve mekanik havalandırıcılar için 1,024 alınabilen bir katsayı olarak ifade edilebilir.

Karıştırma Şiddeti ve Havuz Geometrisi: Musluk suyu ile yürütülen testlerde bulunan k_{La} değerinin atıksuya uyarlanması α faktörü esas alınır:

$$\alpha = \frac{k_L a (\text{atıksu})}{k_L a (\text{musluk su})} \quad (7-30)$$

α değeri, havalandırıcı tipi, havuzdaki biyokütle konsantrasyonu, havuz geometrisi, karıştırma şiddeti ve atıksu karakteristiğine göre 0,3~1,2 alınabilir. Difüzörlü ve mekanik havalandırıcılar için α faktörü değişim aralıkları sırası ile 0,4~0,8 ve 0,6~1,2 alınabilir. k_{La} değerleri, test havuzu ile büyük farklılık gösteren havalandırma havuzlarında α tahmininde özellikle dikkatli olunmalıdır. Atıksuda bulunan ve oksijen çözünürlüğü ile transferini etkileyen bazı parametrelerin (tuzlar, katı maddeler, deterjanlar) k_{La}'ya etkisi β düzeltme faktörü ile yansıtılır:

$$\beta = C_{s(\text{atıksu})} / C_{s(\text{musluk suyu})} \quad (7-31)$$

β faktörü 0,8-1,0 aralığında değişir ve evsel atıksular için 1'e çok yakındır (0,95-0,98 alınabilir).

ÖRNEK 7-1:

k_{La} Tayini: Tablodaki veriler yüzeysel havalandırıcı için bir test havuzunda yürütülen musluk suyu ile yürütülen O_2 transfer deneyinde kaydedilmiştir (Tablo 7-10). Bu veriyi kullanarak $20^\circ C$ için doğrusal regresyon yöntemiyle k_{La} 'yı bulunuz. Test havuzundaki sıcaklık $15^\circ C$ 'dir (Tchobanoglous vd., 2014).

Tablo 7-10. Sıcaklık ve $\dot{C}O$ verileri (Tchobanoglous, vd., 2014)

T (dk)	$\dot{C}O$ (mg/L)
4	0,8
7	1,8
10	3,3
13	4,5
16	5,5
19	6,2
22	7,3

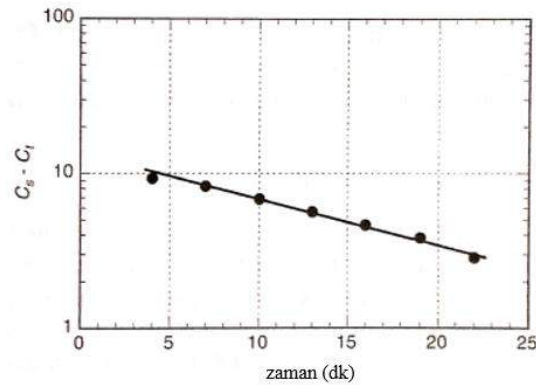
Çözüm: Daha önce Denklem (7-25) ile verilen ifade aşağıdaki gibi lineerleştirilebilir:

$$\log (C_s - C_t) \log (C_s - C_o) - \frac{k_L a}{2,303} \cdot t$$

Test verileri ile bu ifade yarı logaritmik olarak (Tablo 7-11) Şekil 7-18'de çizilebilir:

Tablo 7-11. Lineerleştirilmiş $\dot{C}O$ verileri (Tchobanoglous, vd., 2014)

T (dk)	$\dot{C}O$ (mg/L)
4	9,28
7	8,28
10	6,78
13	5,58
16	4,58
19	3,88
22	2,78



Şekil 7-18. Lineerleştirilmiş $\dot{C}O$ verileri grafiği (Tchobanoglous, vd., 2014)

Bu grafikten hareketle, 15°C'deki $k_L a$

$$k_L a = 2,303 \cdot \frac{\log C_{t_1} - \log C_{t_2}}{t_2 - t_1} \times 60 = 2,303 \cdot \frac{\log 8,28 - \log 2,78}{22 - 7} \times 60 = 4,37 \text{ sa}^{-1}$$

olarak bulunur.

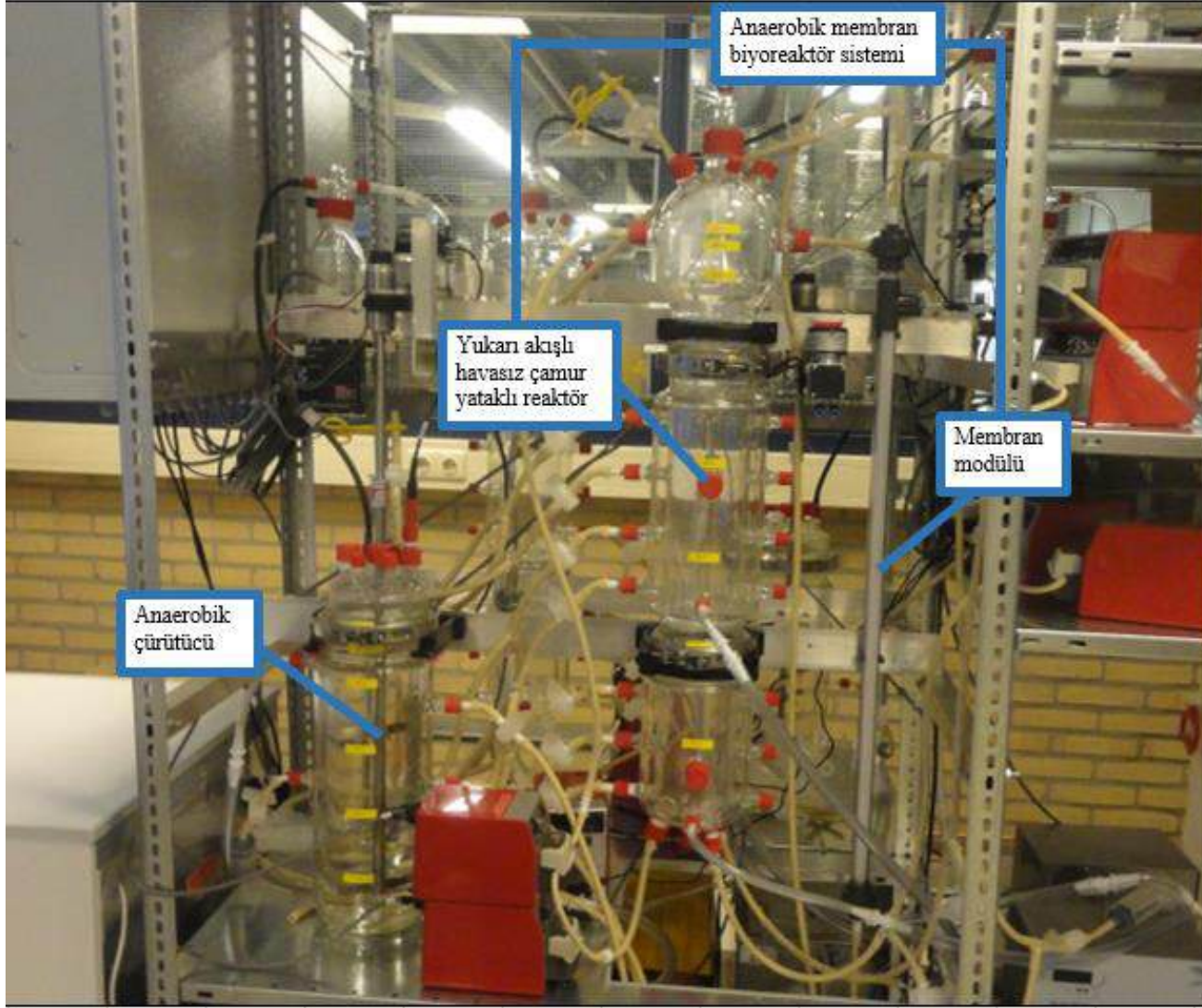
$T = 20^\circ\text{C}$ deki $k_L a$ ise,

$$k_L a_{(20^\circ\text{C})} = 4,37 \times 1,024^{20-15} = 4,92 \text{ sa}^{-1}$$

olur. Test edilen ekipmanın oksijen kapasitesi de (OK);

$$OK = k_L a_{(15^\circ\text{C})} \cdot C_{S(15^\circ\text{C})} = 4,37 \times 10,08 \text{ gO}_2 / \text{m}^3 = 44 \text{ gO}_2 / \text{m}^3 \cdot \text{sa}$$

olarak bulunur.



Laboratuvar ölçekli AnMBR Çürütücü Sistemi- Delft Teknoloji Üniversitesi, Hollanda (Özgün, 2015)

(YAHÇYR için $V_{etkili} = 7 \text{ L}$, Tam karışımli anaerobik çürütücü için $V_{etkili} = 4 \text{ L}$)

8. AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ

Mustafa Evren Erşahin, Hale Özgün, Ali İzzet Cengiz, İzzet Öztürk

8.1. Giriş

Prototipe geçiş yapılacak laboratuvar ve pilot ölçekli aktif çamur sistemlerinin tasarım ve işletilmesi için uygun ekipman ve yöntemlerin belirlenmesi oldukça önemlidir. Laboratuvar veya pilot ölçekli sistemlerden elde edilen veriler kullanılarak aşağıdakiler gerçekleştirilebilir:

- (1) Alternatif akım şemaları karşılaştırılarak teknik ve ekonomik açıdan değerlendirilebilir.
- (2) Proses tasarımı için kullanılan parametrelerin ve katsayıların kontrolü yapılabilir. Parametre ve katsayılar arasında; reaksiyon kinetik katsayıları, oluşacak çamur miktarı, gerekli oksijen ve güç ihtiyacı sıralanabilir.
- (3) Toksik ve sıcaklık etkisi, köpük oluşumu vb. olası işletme problemleri öngörülebilir.

Laboratuvar ölçekli sistemler, pilot veya tam ölçekli sistemlerden elde edilen bilgilerin veya literatürde mevcut olan verilerin kullanılmasıyla tasarlanabilir. Bu bölümde temel hedef, laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerinin, atıksu arıtılabilirlik çalışmaları ve biyolojik arıtma kinetiklerinin geliştirilmesi için kullanılmasıdır. Bu bölümde çamur özellikleri ihmal edilerek; ölçek büyütmede karşılaşılan problemlere, laboratuvar ölçekte gerçekleştirilen aktif çamur deney tasarımlarına ve bu deneylerde kullanılan ekipmanlara yer verilmiştir. Tecrübelerle göre, kararlı halde sürekli akış deneyleri; yeterli kontrolün sağlandığı, prototip ile aynı konfigürasyondaki havalandırmalı sistemlerde yapılmalıdır. Kesikli çalışmalar, sürekli akış proseslerinin; tam karışımli havalandırma üniteleri de, bölmeli havalandırma havuzlarının modellenmesinde kullanılmamalıdır. Bu nedenle, laboratuvar ölçekli havalandırmalı sistemler tam ölçekli proses konfigürasyonu ve prosesin fiziksel özellikleri esas alınarak tasarlanmalıdır. Bununla birlikte, sentetik atıksu, gerçek atıksuyun fiziksel ve kimyasal bakımdan eşdeğeri olarak tanımlanmalıdır. Sonuç olarak laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemleri; atıksu arıtılabilirlik çalışmaları, biyolojik olarak ayrışabilme ve toksisite tayinleri, biyokütle verimi, kirletici giderimi ve oksijen ihtiyacının belirlenmesi için gerekli reaksiyon katsayıları, içsel kütle bozunma katsayıları, çeşitli biyolojik kinetikler vb. değişkenlerin belirlenmesi amacıyla kullanılır. Bu bölümde ilk olarak ölçek büyütmede laboratuvar ve pilot ölçekli verilerin değerlendirilmesi açıklanacak ve havalandırma üniteleri için ölçek büyütme çalışmalarında kullanılan birimler incelenecektir. Ayrıca bazı vaka örnekleri üzerinden, laboratuvar ve pilot ölçekli sistemlerin, tam ölçekli sistemlerin davranışlarını öngörmede, ne şekilde ve hangi aşamalarda kullanıldığı gösterilecektir (Eckenfelder vd., 1972; Jenkins vd., 1983; Emde ve Kroiss 1983).

8.1.1. Ölçek Büyütmede Laboratuvar ve Pilot Ölçekte Elde Edilen Verilerin Değerlendirilmesi

Endüstriyel atıksuların karmaşık ve değişken yapıda olması, prototip biyolojik AAT tasarımı için, uygun parametre ve katsayıları elde etme amaçlı laboratuvar çalışmalarının yapılmasını gerektirmektedir. Bu çalışmalar, en etkin ve düşük maliyetli arıtma sisteminin kurulmasına ve uygun tesis boyutlandırmasına yönelik olmalıdır. Optimum laboratuvar koşullarının, pilot veya tam ölçekli çalışmalara uyarlanması “ölçek büyütme” olarak tanımlanır. Prototip tasarımında, laboratuvar ve pilot ölçekli tesis çalışmaları için kullanılacak metodoloji, bu metodolojinin uygulanabilirliği ve sınırlamaları bu bölümde açıklanacaktır (Eckenfelder vd., 1972).

Metodoloji. Ölçek büyütmenin başarılı bir şekilde gerçekleştirilebilmesi için genel bir prosedüre bağlı kalınması gereklidir. İlk olarak, temsili atıksu örnekleri toplanmalı ve atıksuyun özellikleri tanımlanmalıdır. Daha sonra, atıksuyun toksisitesi ve diğer nitelikleri için tarama analizleri yapılmalıdır. Takip eden aşamada ise, en düşük maliyetli akış diyagramını, prototip tasarımı için kullanılacak katsayıları ve olası işletme problemlerini belirlemek amacıyla arıtılabilirlik çalışmaları yapılmalıdır (Ford, 1970; Eckenfelder vd., 1970).

Numune Alma ve Karakterizasyon Çalışmaları. Prototip performansının doğru simüle edilebilmesi için, model testlerinde kullanılan atıksu örneklerinin “temsili” olmasına özen gösterilmelidir. Bu nedenle, arıtılabilirlik çalışmalarında ilk adım, arıtılacak tüm atıksuyun genel özellikleri hakkında bilgi sağlamak amacıyla uygun bir karakterizasyon çalışması yapılmasıdır. Numune alımının sıklığı ve türü (anlık, kompozit, sürekli vb.), önerilen arıtma tesisi işletimi veya alıcı ortam üzerindeki etkiye göre; atıksu karakterizasyonundaki değişkenliğe bağlı olarak belirlenir (Tablo 8-1).

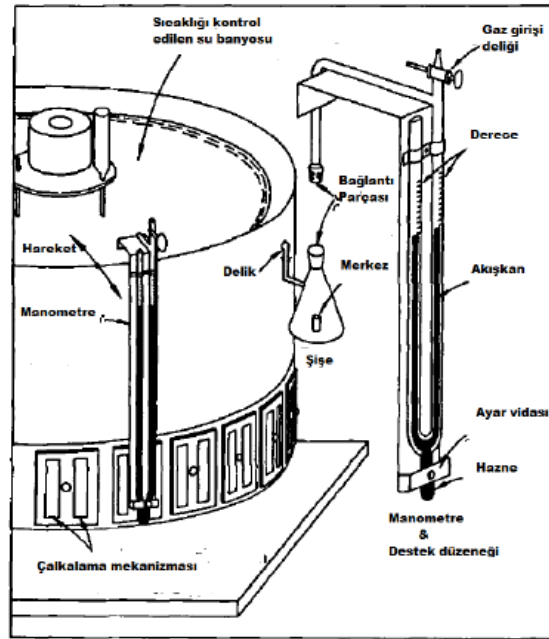
Tablo 8-1. Numune alma programı (Eckenfelder vd., 1972)

<i>Parametre</i>	<i>Yüksek Değişkenlik Varsa</i>	<i>Düşük Değişkenlik Varsa</i>
<i>BOİ</i>	4 saat	12 saat
<i>KOİ ve TOK</i>	2 saat	8 saat
<i>AKM</i>	8 saat	24 saat
<i>Alkalinite, Asidite</i>	1 saat anlık	8 saat anlık
<i>pH</i>	Sürekli	4 saat anlık
<i>Azot, Fosfor</i>	24 saat	24 saat
<i>Ağır Metaller</i>	4 saat	24 saat
<i>Sıcaklık</i>	2 saat	8 saat

Numune alma süresi oldukça önemlidir. Nispeten kararlı yapıdaki atıksularda (örneğin; kağıt ve mukavva endüstrisi); tasarım kriterlerini oluşturmak için birkaç gün yeterli olacaktır. Farklı ürünler üreten ve farklı üretim takvimleri olan tesisler için karakterizasyon çalışması tüm

önemli üretim hatlarını kapsayacak şekilde programlanmalıdır. Numuneler toplandıktan sonra arıtılabilirlik ile ilgili özellikleri belirlemek için karakterizasyon çalışması yapılır. Bunun için yaygın olarak takip edilen bir yöntem olmasa da, çoğu atıksuyu tanımlamak için gerekli olan temel bir çizelge Tablo 8-2’de verilmiştir. Kimyasal analiz öncesi numune saklama koşullarına dikkat edilmelidir. Numuneler genellikle, biyolojik faaliyet minimum düzeye düşürülecek şekilde +4 °C’de saklanmalıdır. Ayrıca numunedeki organik ve inorganik bileşenleri muhafaza etmek için asit ilavesi uygulanabilir. Numune alma ve karakterizasyon aşaması tamamlandıktan sonra, izleme ve arıtılabilirlik aşamaları başlar.

Biyolojik Arıtılabilirlik için Gerekli İzleme Çalışmaları. Arıtılabilirlik çalışmaları yürütülürken, genellikle endüstriyel bir tesis içerisindeki farklı akımların toksisite seviyesinin veya biyolojik arıtma sistemleri üzerinde zararlı etki yaratabilecek maddelerin analiz edilmesi amaçlanır. Gerekli tarama testleri manometrik teknikler veya ardışık kesikli reaktörler kullanılarak gerçekleştirilebilir. Şekil 8-1’de gösterilen Warburg Respirometresi, farklı tip ve farklı konsantrasyona sahip atıksuların mikroorganizmalar üzerindeki etkilerinin anlaşılmasını sağlar.

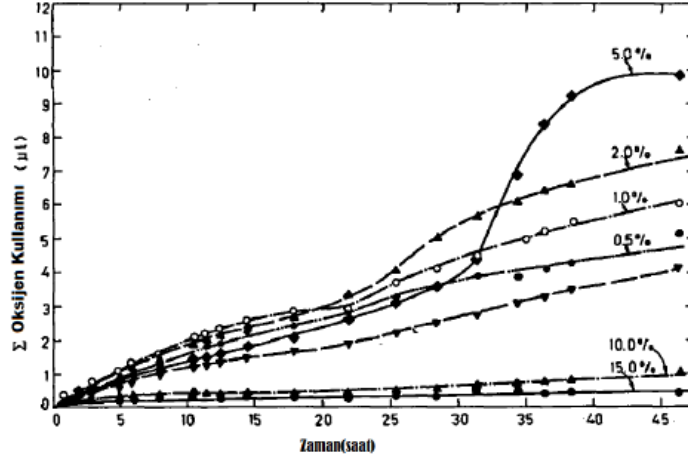


Şekil 8-1. Warburg respirometresi (Eckenfelder vd., 1972)

Tablo 8-2. Ham atıksular için karakterizasyon planı (Eckenfelder vd., 1972)

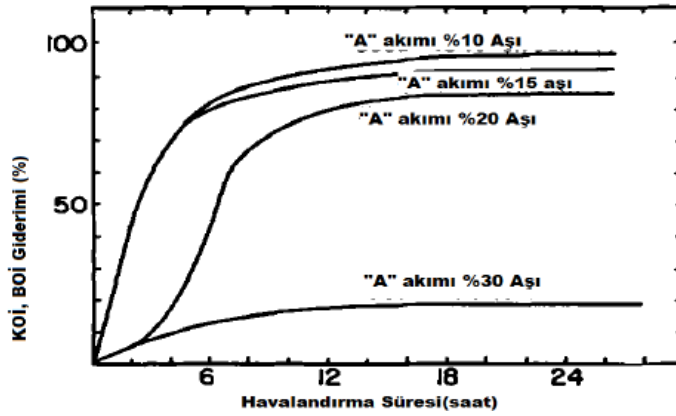
<i>Parametre</i>	<i>Deneysel Yöntem</i>	<i>Amaç</i>
A. Askıdaki Fraksiyon		
AKM	Standart Metotlar	Ön çökeltim ihtiyacını belirleme
UAKM, AKM Fraksiyonunda KOİ ve BOİ, Toplam KOİ, Partiküler KOİ AKM Fraksiyonunun Kimyasal Analizi	Standart Metotlar	Askıdaki kısmın oksijen ihtiyacını belirleme Askıdaki potansiyel toksik maddeleri belirleme
Kum, gres, çakıl vb.	Standart Metotlar	
B. Toplam Numune		
KOİ, BOİ, Toplam Oksijen İhtiyacı	Standart Metotlar, Otomatik Teknikler	Oksijen ihtiyacı açısından atıksuyun organik içeriğini belirleme
TOK	Otomatik Teknikler	Organik karbon açısından atıksuyun organik içeriğini belirleme
pH, Asidite, Alkalinite	Standart Metotlar	Nötralizasyon gereksinimlerini belirleme
Toplam Çözünmüş Katı Madde	Standart Metotlar	Temel prosesler üzerindeki etkileri ve çıkış suyu kalite kriterlerini değerlendirme
Amonyak ve Nitrat Azotu (NO₃-N)	Standart Metotlar	Besi maddesi içeriğini belirleme
Toplam Fosfat	Standart Metotlar	Besi maddesi içeriğini belirleme
Yağ	Standart Metotlar	Temel prosesler üzerindeki etkileri ve ön arıtma gereksinimini belirleme
Spesifik Analizler (Fenol, Ağır Metaller vb.)	Standart Metotlar	Potansiyel toksisiteyi tanımlama
Klorür	Standart Metotlar	Potansiyel toksisite ve çıkış suyu kalite kriterlerini değerlendirme
C. Diğer Analizler		
Debi ve Akış Profili	Savaklar vb.	Temel prosesleri boyutlandırma
Sıcaklık	Sahada Ölçüm	Isı dengesini belirleme
Renk, bulanıklık	Standart Metotlar	Temel prosesler üzerindeki etkileri ve çıkış suyu kalite kriterlerini değerlendirme

İzleme amacıyla, manometrik şişelere aklime edilmiş biyolojik aşı çamuru ve atıksu ilave edilir. Mikroorganizmalar atıksudaki organik bileşenleri tükettikçe, kapalı sistemde oksijen kullanımından doğan basınç farkı kaydedilir. Farklı reaksiyon süreleri için kümülatif oksijen kullanımı Şekil 8-2’de verilmektedir. Düşük oksijen kullanımı gösteren atıksular toksik veya inhibe edici eşikte olarak tanımlanabilir (Eckenfelder vd., 1968).

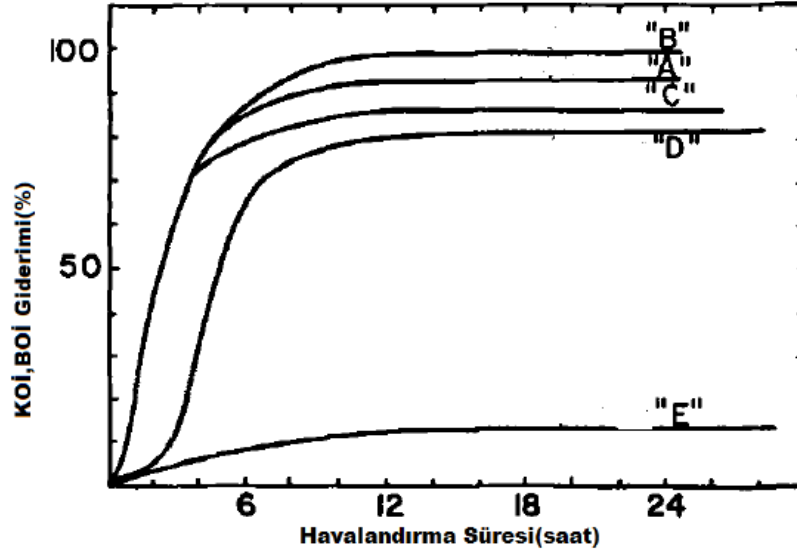


Şekil 8-2. Warburg uygulamaları (Eckenfelder vd., 1972)

Bir dizi laboratuvar ölçekli kesikli biyolojik reaktör, Warburg uygulaması veya manometrik yaklaşımla aynı amacı gerçekleştirmek için kullanılabilir. Kesikli reaktörlerin her birine aklime edilmiş aşı çamuru ilave edilir. Tek bir akım veya farklı akımlardan gelen atıksu numunelerinin farklı konsantrasyonları her bir reaktöre akımla orantılı olarak belirlenen bir hacimde eklenir. Karışım 2-3 gün boyunca havalandırılır. Toksisite ve inhibisyon durumu, KOİ ve BOİ giderimi esas alınarak Şekil 8-3 ve Şekil 8-4'teki gibi belirlenir (Eckenfelder vd., 1970). Şekil 8-3'e göre "A" akımı hacimce %20-30 aralığında olduğunda potansiyel olarak biyotoksik özellik göstermektedir. Şekil 8-4'e göre teste tabi tutulan akımlardan, "E" akımı biyotoksik özellikte olan tek akımdır.

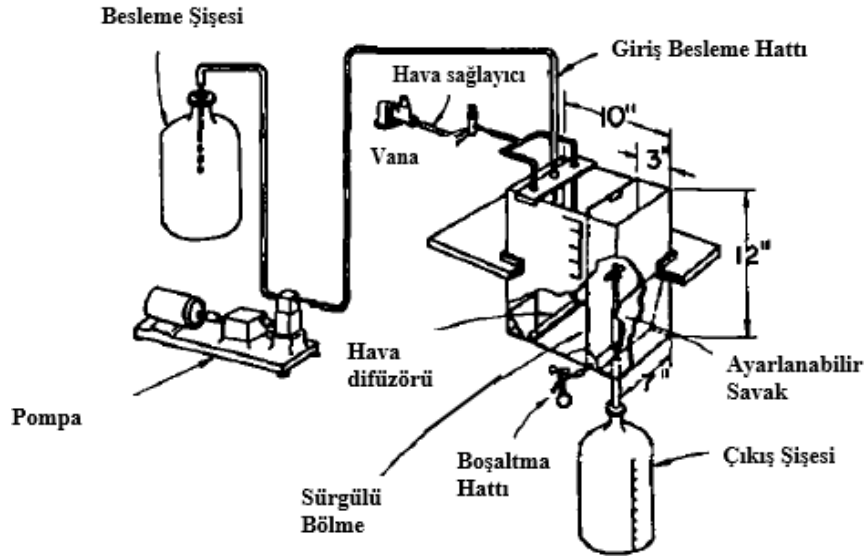


Şekil 8-3. Farklı karışımlar için kesikli biyolojik reaktörde gerçekleştirilen izleme çalışmaları (Eckenfelder vd., 1972)

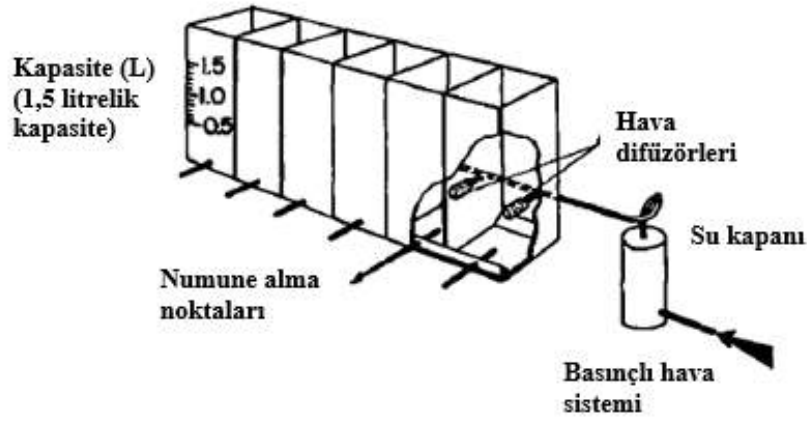


Şekil 8-4. Farklı akımlar için kesikli biyolojik reaktörde gerçekleştirilen izleme çalışmaları (Eckenfelder vd., 1972)

Arıtılabilirlik Çalışmaları. Tasarım ile ilgili verilerinin toplanabilmesi için, biyolojik aşı çamurunun akline edilmesi gereklidir. Şekil 8-5 ve Şekil 8-6'da gösterildiği gibi, kesikli ve sürekli sistemler ile benzer sonuçlar alınsa da, aklimasyonun sağlanması en etkin şekilde sürekli sistemlerde gerçekleşmektedir. Bu yaklaşım ile prototip içinde baskın olacak ekosistem tanımlanmış olur. Substrat giderimi kararlı hale ulaştığında aklimasyon gerçekleşmiş olarak kabul edilebilir. Aklimasyon için gerekli olan süre, atıksu karakterizasyonuna bağlı olarak değişir.



Şekil 8-5. Sürekli çalışan laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemi (Eckenfelder vd., 1972)



Şekil 8-6. Kesikli çalışan laboratuvar ölçekli sistem (Eckenfelder vd., 1972)

Yaygın olarak kullanılan atıksu arıtma sistemleri arasında; aktif çamur sistemi, uzun havalandırmalı aktif çamur sistemi, havalandırmalı lagünler ve atık stabilizasyon havuzları yer almaktadır. Bu sistemlerin her birine ait performans değerlendirme prosedürleri aşağıda özetlenmiştir:

1. Aktif Çamur Sistemi. Tam karışımli reaktörlerde, önceden geliştirilmiş substrat giderim hızını tanımlayan matematiksel modeller (birinci derece yaklaşım), çamur oluşumu ve oksijen ihtiyacı ile ilgili denklemler aşağıda özetlenmiştir:

a. Substrat Giderimi:

$$\frac{S_0 - S_e}{X_v \cdot t} = k \cdot S_e \quad (8-1)$$

S_0 : Giriş BOİ, KOİ konsantrasyonları, mg/L

S_e : Çıkış BOİ, KOİ konsantrasyonları, mg/L

X_v : UAKM konsantrasyonu, mg/L

t : Bekletme süresi, gün

k : Reaksiyon sabiti, gün⁻¹

b. Çamur Oluşumu:

$$X = fX_0 + \frac{aS_r}{t} - k_b \cdot X \quad (8-2)$$

X : Net çamur oluşumu, mg/L/gün

X_0 : Giriş çamuru, mg/L/gün
 f: 1 - Bozunan katı madde fraksiyonu
 a, k_D : Katsayılar
 S_r : Giderilen BOİ, KOİ, mg/L/gün
 x: Biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyon

c. Oksijen Kullanımı:

$$R_r = \frac{a'S_r}{t} + b'X_v \quad (8-3)$$

R_r : Oksijen ihtiyacı, mg/L/gün
 a' , b' : Katsayılar

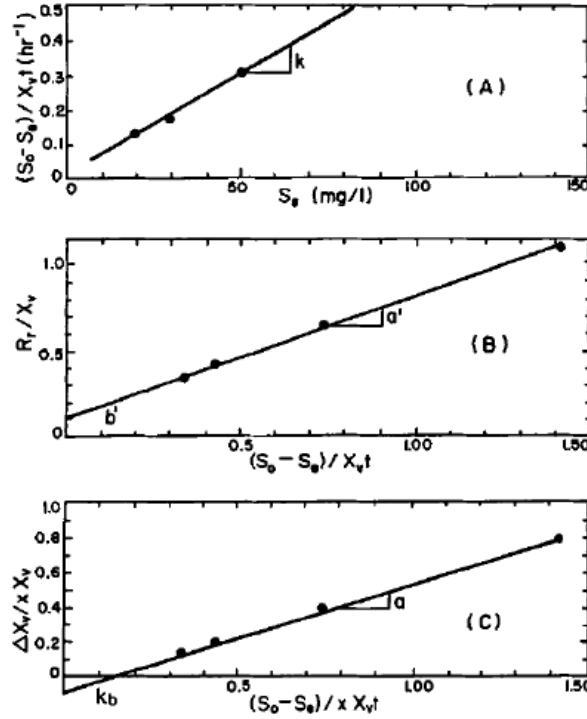
Şekil 8-5'te verilen şemaya benzer şekilde, genellikle 8 L kapasiteli sürekli sistemler ölçek büyütme için gerekli katsayıları elde etmek için kullanılır. Katsayı belirleme prosedürü, 3 veya 4 model reaktörün farklı organik yükleme oranlarında çalıştırılması ve ilgili parametrelerin ölçülmesi adımlarını içerir. Her bir organik yükleme oranı için Tablo 8-3'te belirtilen numune alma planı dikkate alınmalıdır.

Tablo 8-3. Numune alma planı (Eckenfelder vd., 1972).

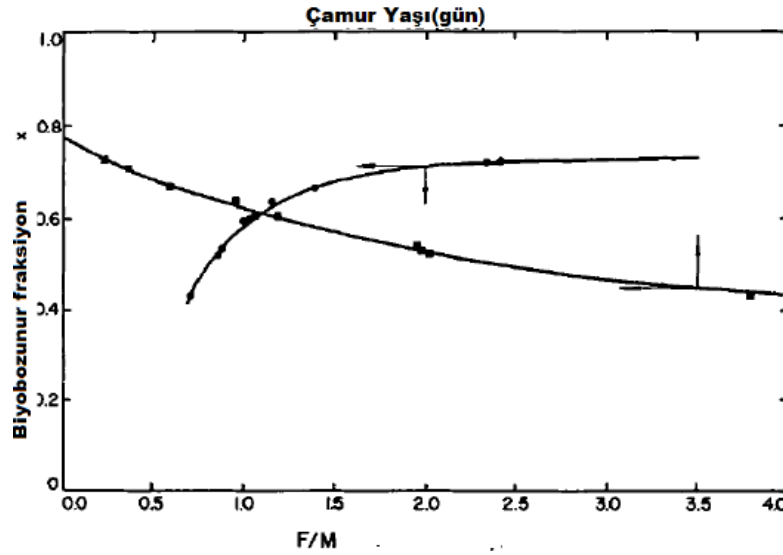
Parametre	Sıklık	Ham Atıksu	Çamur	Çıkış Suyu
KOİ, BOİ veya TOK, mg/L	3/hafta	X		X
pH	Günlük	X	X	X
AKM, UAKM, mg/L	3/hafta		X	X
ÇO, mg/L	Günlük		X	
Oksijen Kullanımı, mg/L/gün	3/hafta		X	
Mikrobiyolojik Analiz, Gram Boyama	1/hafta		X	
Renk, Bulanıklık (NTU)	3/hafta			
Önemli görülen iyonlar, diğer kirleticiler	3/hafta	X		X

Numune alma planı, tutarlı sonuçlar elde edilene kadar uygulanmalıdır. Her bir sistemdeki çamur çökeltme eğrileri ve çamur hacim indeksi (ÇHİ), test çalışmasının sonunda belirlenmelidir. Her test serisinden elde edilen veriler, istenen katsayıları belirlemek için grafik haline getirilir (Şekil 8-7). Biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyon (x), her bir sürekli sistemde çamurun kesikli olarak havalandırılması ile deneysel olarak belirlenebilir. UAKM konsantrasyonları zamanın bir fonksiyonu olarak belirlenir. Katı maddenin biyolojik olarak parçalanabilir kısmının başlangıçta mevcut olan UAKM konsantrasyonuna oranı ayrışabilen fraksiyon (x) olarak tanımlanır. Besi-mikroorganizma oranı (F/M) ve çamur yaşının bir

fonksiyonu olmak üzere biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyonun değişimi Şekil 8-8'de gösterilmektedir (Barnard vd., 1972).



Şekil 8-7. Aktif çamur sisteminin tasarımında kullanılan veriler (Eckenfelder vd., 1972)



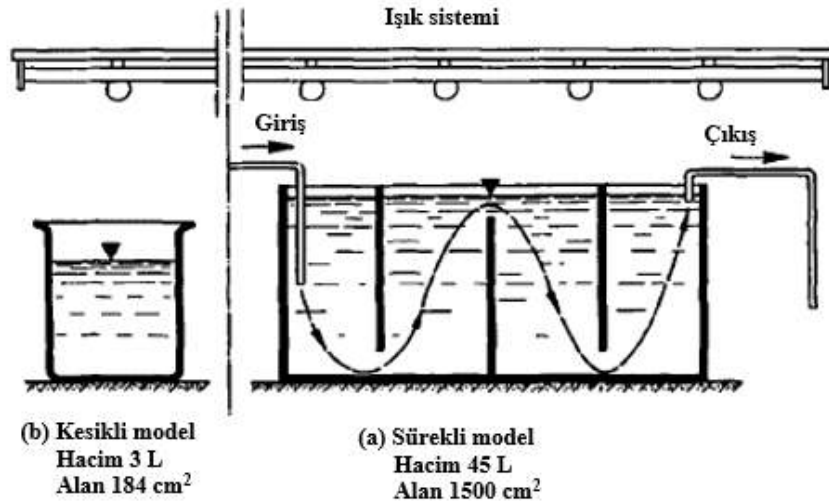
Şekil 8-8. Sentetik atıksu için F/M ve çamur yaşına göre biyolojik olarak ayrışabilen fraksiyonun değişimi (Eckenfelder vd., 1972)

2. Uzun Havalandırılmalı Aktif Çamur Sistemi. Uzun havalandırılmalı aktif çamur sistemi, atıksudaki biyolojik olarak ayrışabilir kısmın oksitlenmesi için yeterli havalandırma süresi

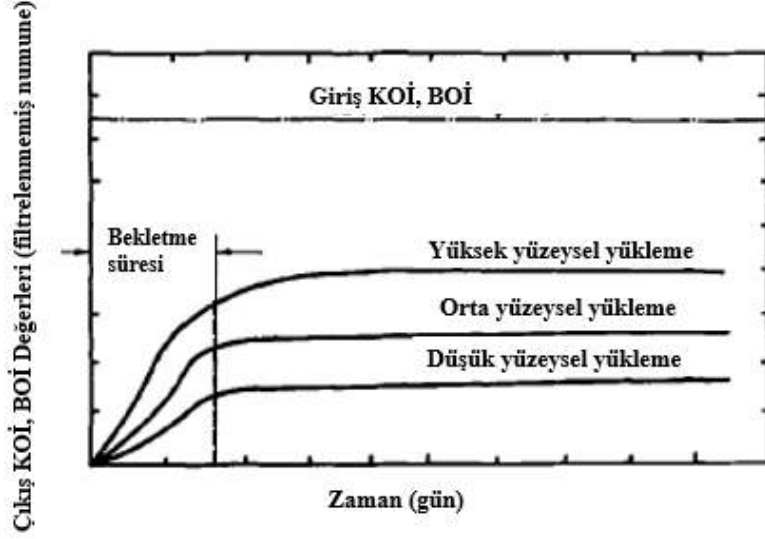
sağlayan bir aktif çamur modifikasyonudur. Tasarım katsayılarının elde edilmesi aktif çamur sistemi ile aynıdır. Uzun havalandırmalı aktif çamur sistemlerinde çamur yaşı genellikle 10 gün'den fazladır.

3. Havalandırılmalı Lagünler. Aerobik havalandırmalı lagünler, belirli bir akış koşulunda çalışarak laboratuvarda simüle edilebilir. Öngörülen prototipe geometrik olarak benzeyen pilot ölçekli tesisler de kullanılabilir. Substrat giderimi ve oksijen kullanımı için geçerli olan tasarım bağıntıları aktif çamur sistemleri ile aynıdır. Çamur geri devri olmadığı için; lagündeki katı madde konsantrasyonu, karıştırma ve organik yükleme koşullarına bağlı olarak bir denge seviyesine yaklaşır. Laboratuvar ölçekli reaktörün, tam karışım koşullarına, prototipe göre daha fazla yaklaşacağına dikkat edilmelidir.

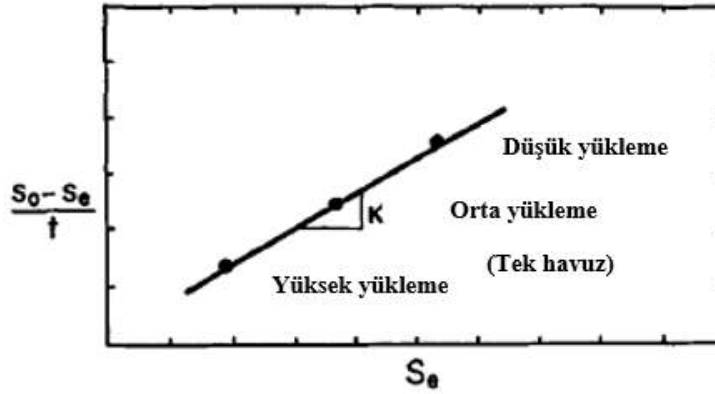
4. Atık Stabilizasyon Havuzları. Laboratuvar ölçekli havuzlar farklı yüzey yüklerinde ve bekleme sürelerinde beklenen prototip performansı hakkında bilgi sağlamak için kullanılabilir. Alg toksisitesi vb. bilgilere de ulaşılabilir. Atık stabilizasyon havuzları için tipik bir laboratuvar ölçekli sistem modeli Şekil 8-9'da verilmektedir. Bu özel model, 45 L kapasiteye sahiptir ve kısa devre oluşumunu engellemek için şaşırtma perdeleri kullanılmıştır. Yapay bir aydınlatma sistemi havuzların üzerine yerleştirilerek uygun çalışma süresinde çalışacak şekilde ayarlanabilir. Rüzgar ve dalga hareketini simüle etmek için kontrollü bir hava akımı uygulanır. Buharlaşma kayıplarının telafisi için distile su ilavesi yapılabilir. Sistemin performansı, giriş ve çıkış BOİ ve KOİ değerleri kontrol edilerek değerlendirilebilir. Prototipin beklenen verimliliğini tahmin etmek için kullanılan veriler Şekil 8-10 ve Şekil 8-11'de verilmektedir. Pilot ölçekli tesisin büyüklüğünün artması, elde edilen verilerin tam ölçekli sistem performansı için daha fazla temsil edici olmasını sağlamaktadır.



Şekil 8-9. Atık stabilizasyon havuz modelleri (Eckenfelder vd., 1972)



Şekil 8-10. Atık stabilizasyon havuzlarında farklı işletme koşullarında elde edilen kirletici giderimi (Eckenfelder vd., 1972)



Şekil 8-11. Atık stabilizasyon havuzlarında elde edilen kirletici giderimi (Eckenfelder vd., 1972)

8.1.2. Ölçek Büyütmede Dikkat Edilmesi Gereken Hususlar ve Sınırlamalar

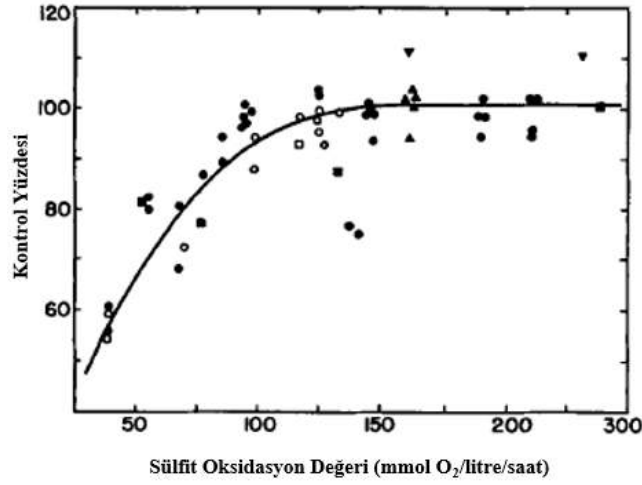
Karmaşık yapı ve prototip doğasında var olan değişkenlik nedeniyle, ölçek büyütme aşamalarında nadiren göz önünde bulundurulun fakat önemli derecede etkisi olan çeşitli faktörler (baskın mikrobiyal popülasyon, türbülans ve ideal olmayan reaktörler) bu bölümde incelenecektir.

Mikrobiyal Popülasyon Etkisi. Laboratuvar deneyleri ile belirlenen katsayılar reaktörün mikrobiyal ekosistemine bağlı olacaktır. Aynı mikrobiyal ekosistemin prototipte de baskın olup olmayacağı yapılan kabule bağlıdır. Bununla birlikte, uygun aşı çamuru ve aklimasyon dönemi ile substratın yapısı ve diğer çevresel koşullar (bekletme süresi, oksijen seviyesi vb.), ölçekten bağımsız olarak baskın mikroorganizma türünü belirler. Saf kültürlerle elde edilen sonuçlara karışık kültürlerden elde edilen sonuçlara göre daha fazla önem atfedilmiştir. Saf kültürlerin

atıksu arıtımındaki etkinliği birçok araştırmacı tarafından çalışılmış bir konudur. Butterfield vd. (1937), Ruchhoft vd. (1939) ve Buck ve Keefer (1959) aktif çamurdan izole edilmiş Zooglear türler kullanmış, saf kültür ile elde edilen BOİ gideriminin, tüm çamurun karışık florasından elde edilen giderime benzer olduğunu bulmuştur. Diğer araştırmacılar, saf kültürlerin evsel atıksu arıtımında, atıksu arıtma çamuru (karışık kültür) kadar verimli olmadığını belirtmiştir. Buna rağmen saf kültürlerin bazı türleri ile %90 giderim verimliliğine ulaşılabilirdiği görülmüştür. Van Gils (1964) seçilen organik bileşenlerin saf kültür ve karışık aktif çamur tarafından giderimlerini karşılaştırmış ve "*Pseudomonas*, *Arthrobacter*, *Flavobacterium* ve *Zooglea*" cinslerinin aktif çamura benzer oksijen tüketim eğrileri oluşturduklarını gözlemlemiştir. Bir türün başka bir tür veya tür grubu üzerindeki etkisinin bilinmesi, aktif çamur sistemlerinde, havalandırma tankı ortamının öngörülebilir faal bir ekosistem olarak temsilinin gerçekleştirilmesi amacına ulaşabilmesi için temel ve önemli bir bilgidir. Bu alanda daha fazla çalışmaya ihtiyaç olduğu açıktır.

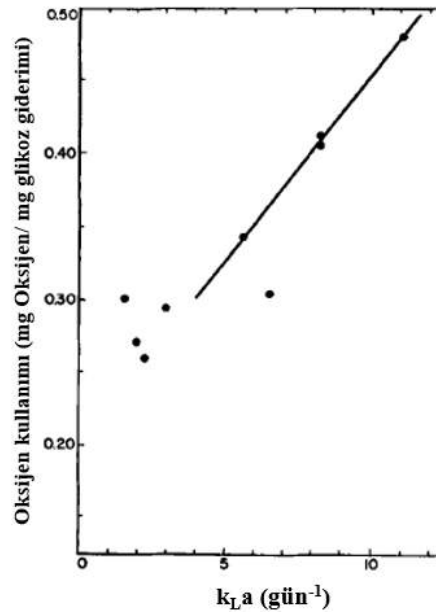
Türbülans Etkisi. Laboratuvar çalışmalarında uygulanan karıştırma şiddeti, ölçek etkisi nedeniyle prototipe göre daha fazladır. Bu durum, atıksu arıtımında kullanılan bakteri flokları ve kümeleri göz önüne alındığında önemli hale gelir. Birçok araştırmacı konvansiyonel aktif çamur prosesindeki karıştırma ve havalandırma koşullarında biyolojik flokların bir anaerobik iç merkeze sahip aerobik yüzey katmanlarından oluşabileceğini göstermiştir (Mueller, 1966; Wuhrmann, 1963; Pasveer, 1954). Aerobik kısım substrat gideriminde çok daha fazla etkilidir. Bu nedenle, düşük türbülanslı ve sonuç olarak büyük flock çaplarına sahip bir sistem, difüzyon sınırlı bir reaksiyon hızına sahip olacaktır. Artan türbülans ile daha fazla biyokütle yüzey alanının oluşması, oksijen ve besi maddesi geçişine direnci azaltarak flock oluşumunu arttıracaktır. Flokların çökelebilmek yetenekleri ve işletme maliyetiyle ilişkili olarak belirlenebilecek optimum bir türbülans seviyesi vardır. Rickard ve Gaudy (1968); organik madde giderimi, OTH ve içsel solunum hızı arasındaki ilişkiyi ortaya koymaya yönelik çalışmalar gerçekleştirmiştir. Busch (1971) bu çalışmalara ait veriler üzerindeki hesaplamalar ile, hidrolik kayma gerilmesinin 3,3 kat artırılmasının; organik madde giderim oranını 0,3 g KOİ/g AKM.saat değerinden 0,7 g KOİ/g AKM.saat değerine ve içsel solunum hızı katsayısını (b) 0,14'den 0,20'ye arttırdığını ortaya koymuştur. Laboratuvar ölçekli tam karışım tanklarında karıştırma derecesini ölçmek ve prototipe göre ölçeklendirmek oldukça zordur. Karıştırma rejimi; sıcaklık, hava akış hızı, hava enjektörü veya karıştırıcı tipi, karıştırıcı hızı, ortalama bekletme süresi, tank geometrisi, katı madde konsantrasyonu, giriş ve çıkış koşulları gibi pek çok faktörden etkilenir. Karıştırma yoğunluğu; boyutsuz birimler olan Re veya k_La hesaplanarak değerlendirilebilir (Bartholomew, 1960). k_La ise hava ile sıvı akımı arasındaki toplam kütle transferini ifade eden ve ayrıca bir reaktördeki fiziksel yapı hakkında fikir veren bir parametredir. Bu bakımdan bir reaktörün fiziki yapısının uygunluğu k_La parametresi üzerinden tahkik edilebilir. k_La , Eckenfelder vd. (1970) tarafından ana hatları çizilen bir yöntemle belirlenebilir. Oksijen transfer katsayısı, tank geometrisine göre değiştiğinden, Strohm vd. (1959) tarafından yapılan çalışmalar bu bağlamda özellikle önemlidir. Şekil 8-12'de

farklı geometriye sahip birçok fermenter (karıştırma uygulanan ve uygulanmayan) için ekmek mayası fermantasyon verimi ile sülfite oksidasyon hızları ilişkilendirilmektedir.



Şekil 8-12. Maya fermantasyon veriminin sülfite oksidasyon değeri ile korelasyonu (Eckenfelder vd., 1972)

Kesikli reaktör ve substrat olarak glikoz kullanan Marlar (1968), kümülatif oksijen tüketimi ve k_{La} arasındaki ilişkiyi tespit etmiştir (Şekil 8-13). Bu grafik, artan türbülans ile hızlanan biyolojik faaliyet kavramını desteklemektedir. Özetle, türbülans ölçek büyütmede kullanılan oldukça önemli bir parametredir. Türbülans ölçümü kolay olmasa da, etkisi k_{La} ile ölçülen çeşitli karıştırma şiddetlerinde laboratuvar çalışmaları yapılarak tahmin edilebilir. Prototip performansı için öngörülen k_{La} tasarımı kullanılmalıdır (Eckenfelder vd., 1972).



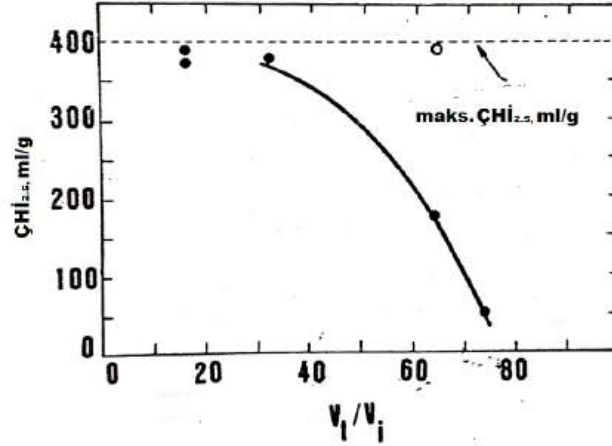
Şekil 8-13. k_{La} ile ölçülen türbülansın bir fonksiyonu olarak giderilen glikoz başına oksijen tüketimi (Eckenfelder vd., 1972)

İdeal Olmayan Reaktör Etkisi. Çoğu konvansiyonel ve uzun havalandırmalı aktif çamur sistemi reaktör hidroliği bakımından klasik tam karışımli sistem özelliği göstermektedir. Havalandırmalı lagünler ve atık stabilizasyon havuzları piston akım veya tam karışım özelliği göstermemekte, ortaya çıkan ara sistem Murphy ve Trimpany (1967) ile Thirumurthi (1969) tarafından önerilen yönleme göre iz testleri yapılarak tarif edilmektedir.

8.2. Ölçek Büyütme İle İlgili Uygulamalar

Atık Depolama-Biriktirme. Atık, çökelme veya biyolojik ayrışma nedeniyle atığın bileşiminde oluşabilecek değişimlere imkan tanımayacak bir tankta depolanmalıdır. Bu durumu önlemek için, atığın soğuk bir odada muhafaza edilmesi ve/veya düşük bir hızda karıştırılması tercih edilebilir. Karıştırma, paletler veya azot gazı vasıtasıyla yapılabilir. Atık depolama sırasında gerçekleşebilecek biyolojik faaliyet ve çökelme, atığın çözünebilir organik madde miktarını ve sülfür (kükürt) içeriğini etkileyebilir. Çözünebilir organik madde miktarı, yüksek ve düşük F/M’de filamentli organizmaların büyümesine sebep olur. Sülfür, *Thiothrix sp.* ve *Tip 021N* gibi filamentli organizmaların büyümesini teşvik edebilir (Richard vd., 1982). Laboratuvar ölçekli çalışmaların bir dezavantajı olarak, atık depolaması müddetince giriş atık karakterindeki salınımlar dengelendiği/sönümlendiği için günlük geçici değişimler sisteme yansıtılamaz. Birçok tam ölçekli sistemde benzer şekilde dengeleme olmadığından, laboratuvar ölçekteki performans, prototip performansını tam olarak simüle etmeyebilir. Bu tür geçici değişimler özellikle endüstriyel atıklarla çalışılan sistemlerde önemli etkilere neden olabilir. Bazı durumlarda tesis sahasında yürütülecek olan pilot ölçekli çalışmalar, endüstriyel tesislerdeki yük değişimlerini doğru bir şekilde simüle etmenin tek yolu olabilir (Jenkins vd., 1983).

Havalandırma Havuzları. Havalandırma havuzunun tasarımı, özellikle prototipteki aktif çamurun çökelme performansının tayini için kritik bir öneme sahiptir. Havalandırma havuzu tasarımının bir diğer önemi de, flokların mikrobiyal faaliyetinin tasarımdan ciddi bir şekilde etkilenmesidir. Ölçek büyütme işleminde başarı sağlamak için; eğer prototipte tam karışımli havalandırma havuzu tasarlanacaksa, laboratuvar ölçekli ünite de tam karışımli olmalıdır. Prototip bölmelendirilmiş bir yapıda olacaksa, bu bölmelendirmenin laboratuvar ölçekte de uygulanması gereklidir. Araştırmacılar pek çok kez havalandırma havuzu konfigürasyonunun aktif çamurun çökebilirliğinin belirlenmesinde önemli bir rol oynadığını vurgulamıştır (Chudoba vd., 1974; Houtmeyers, 1978). Lee vd. (1982) tarafından, düşük F/M koşullarında işletilen ve kuvvetli karakterdeki atıksuları ($KOİ = 750 \text{ mg/L}$) arıtmak için kullanılan tam karışımli aktif çamur sistemlerinin çamur çökelme özelliğinin zayıf olduğu ($CHİ < 300 \text{ mL/g}$) belirtilmiştir. Havalandırma havuzu girişi küçük bölümlere ayrıldığında (selektör), $CHİ$ giderek azalır ve çamurun çökelme özelliği iyileşir (Şekil 8-14).



V_t : toplam havalandırma havuzu hacmi

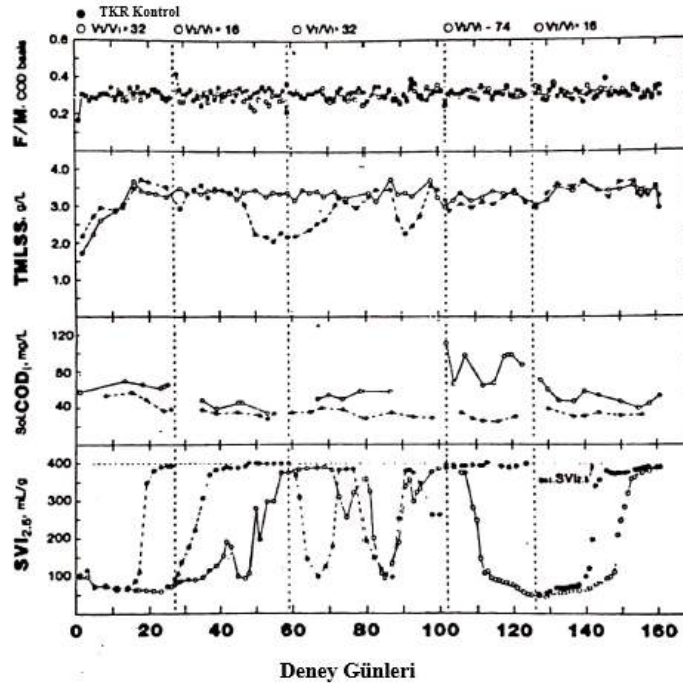
V_i : selektör hacmi

●: ilk bölümün havalandırılan kısmı

○: ilk bölümün anoksik kısmı

Şekil 8-14. Nihai CH_2 'nin selektör hacminin (V_i) toplam hacim içindeki oranına göre değişimi (Jenkins vd., 1983)

Havalandırma havuzunun bölmelere ayrılmasının yanı sıra, tasarımdaki küçük değişikliklerin, aktif çamur çökebilme özellikleri üzerinde oldukça büyük etkileri olabilir. Tam karışımli havalandırma havuzlarına sahip aktif çamur sistemlerinde, düşük F/M koşullarında, filamentli organizmaların varlığı nedeniyle zayıf çökebilme özelliğine sahip çamur oluşmaktadır. Şekil 8-15'te görüldüğü gibi, bazı durumlarda tam karışımli sistemin davranışı öngörülebilir değildir.

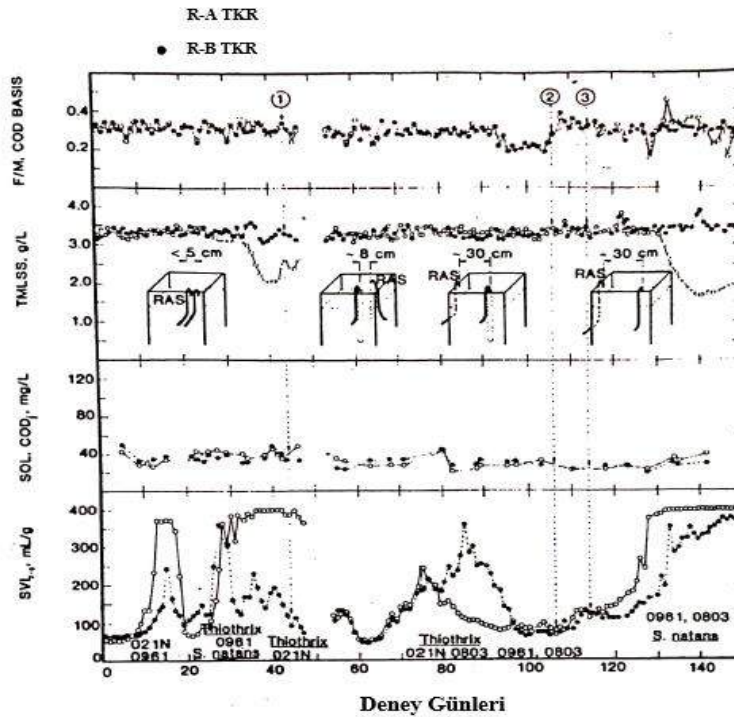


Şekil 8-15. 16 bölmeye sahip havalandırma tankında CH_2 değerleri (Jenkins vd., 1983)

(* İlk 8 bölme selektör birimlerine dönüştürülmüştür. V_t : Toplam havalandırma havuzu hacmi;

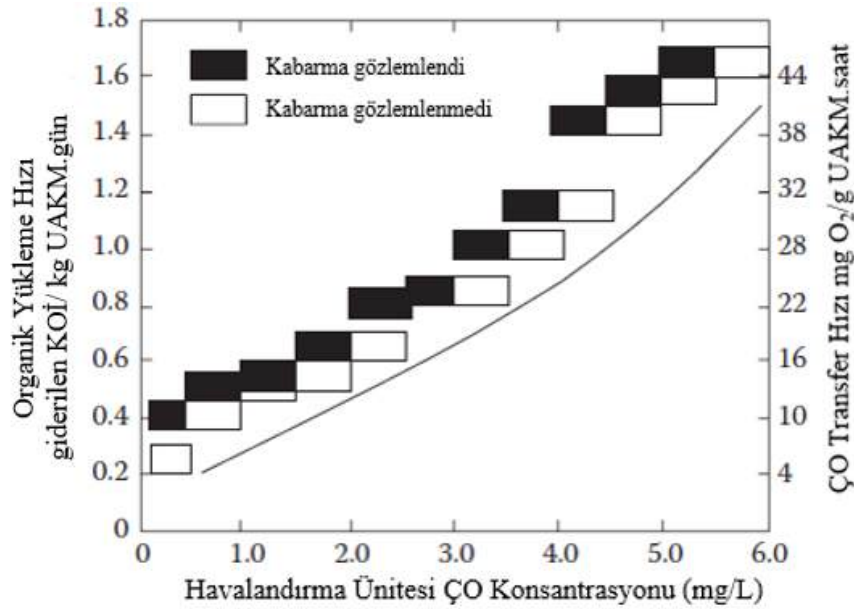
V_i : Başlangıç bölgesinin hacmi)

Aktif çamurun CHl 'si geniş bir aralıkta değişim göstermektedir. Bu durum reaktör tasarımında atıksu besleme ve havalandırma havuzu geri devir çamuru besleme hatlarının kritik bir öneme haiz olduğunu göstermektedir. Şekil 8-16, atıksu beslemenin yapıldığı noktanın sistem performansı üzerine etkisini göstermektedir. 44. güne kadar (Şekil 8-16'da 1. nokta) havalandırma havuzu, havuz yüzeyinde birbirlerine 5 cm'den az mesafeyle yerleştirilen giriş atıksuyu ve geri devir çamur hattı vasıtasıyla beslenmiştir. Bu şekilde yapılan uygulamada karşılaşılan kısa devre nedeniyle çıkış atıksuyunda normalden daha fazla çözünmüş KOİ bulunduğu şüphelenilmiş, bu durumu çözmek için geri devir ve atıksu besleme hatları, havuz yüzeyinin yaklaşık 25 cm altında 5 cm aralıklarla yerleştirilmiştir. Ham atıksu besleme hattının genişletilmesi, besleme hattını daha büyük bir hat içine (boruya) sokarak gerçekleştirilmiş ve bu hat içinde çamur ile ham atıksu yaklaşık 1 dakika boyunca birbiri ile karışmıştır. Bu giriş konfigürasyonlarının her ikisi de, giriş atıksuyu ve geri devir çamurunun havalandırma havuzuna girişinden önce birbiriyle karıştığı küçük, az karışım alanlar üretmiştir. Şekil 8-16'da görülebileceği gibi, aktif çamurun çökebilirliği her iki giriş tasarımı için oldukça değişken olmasına rağmen, ilk giriş tasarımında daha zayıftır. Yapılan bu çalışmada, geri devir çamuru ve atıksu besleme sistemleri iki kademeli olarak değiştirilmiştir. 106. günde (Şekil 8-16, 2.nokta), geri devir çamur hattı uzantısı çıkarılmış ve geri devir çamur hattı atıksu besleme hattından 30 cm uzağa taşınmıştır. 114. günde (Şekil 8-16, 3.nokta), atıksu besleme hattı uzantısı kaldırılmıştır. Bu değişikliklerin, düşük F/M 'ye uyumlu organizmaların (Tip 0803 ve 0961) büyümesi nedeniyle, iki tam karışımli havalandırma havuzunda da yakın miktarlarda CHl artışına sebep olduğu görülmüştür.



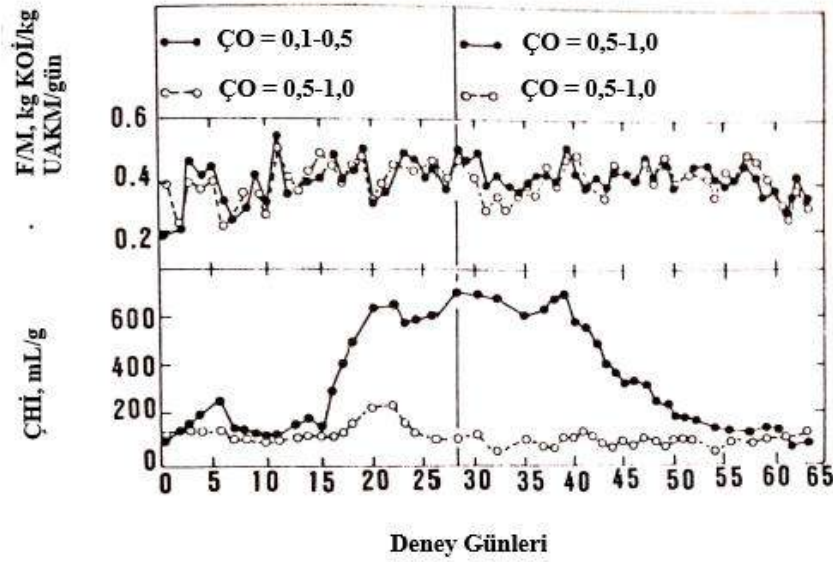
Şekil 8-16. Aynı atıksuyla beslenen iki farklı tam karışımli reaktörün performansı (Jenkins vd., 1983)

Laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerinde havalandırma havuzundaki ÇO konsantrasyonunun kontrolü ve izlenmesi çok önemlidir. Palm vd. (1980) belirli bir F/M değerinde işletilen tam karışımli bir aktif çamur sisteminde, çamurun çökelebilmeye özelliğinin havalandırma havuzu ÇO konsantrasyonunun bir fonksiyonu olduğunu göstermiştir (Şekil 8-17).



Şekil 8-17. Kabarma gözlenen ve gözlenmeyen durumlarda KOİ giderimi ve ÇO ilişkisi (Palm vd., 1980)

ÇO konsantrasyonunun, F/M ve ÇHİ ile ilişkisi Şekil 8-18'de verilmektedir. ÇO konsantrasyonunun 0,1-0,5 mg/L arasında değişen değerleri için, çamurun çökelebilmeye özelliği büyük oranda değişmektedir. Ayrıca Şekil 8-18'de, aktif çamur havuzunun ÇO konsantrasyonu, kabarmaya neden olan filamentli organizmanın büyümesini engelleyecek bir seviyeye çıktığında, ÇHİ'nin başlangıç seviyesine geri dönmesi için önemli bir süreye ihtiyaç duyulduğu görülebilir. Palm vd. (1980) bu sürenin çamur yaşının 3 katı kadar olduğunu göstermiştir. Çamur yaşı 10 gün olan bir laboratuvar ölçekli aktif çamur sisteminin işletme koşullarında değişiklikler uygulandığında, yapılan değişikliklerin mikrobiyal topluluk üzerindeki etkilerinin gözlemlenebilmesi için 1 ay (3 x 10 gün) gerekecektir. Laboratuvar ölçekli aktif çamur deneyleri tasarlanırken, bunun gibi zamana bağlı değerlendirmeler göz önünde bulundurulmalıdır.

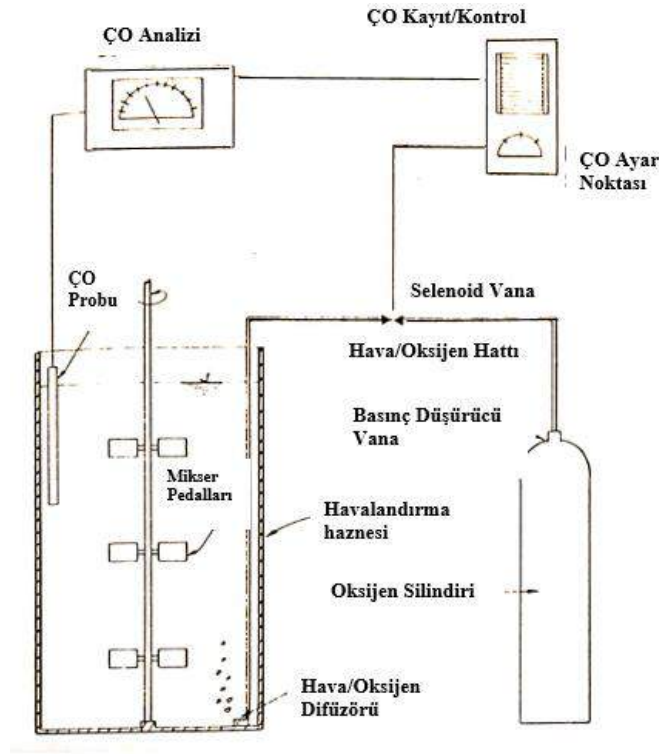


Şekil 8-18. Havalandırma havuzunda değişen ÇO konsantrasyonları için F/M ve ÇHI'nin dağılımı (Jenkins vd., 1983)

Birçok laboratuvar ölçekli aktif çamur sisteminde havalandırma sistemi, havalandırma havuzunu karıştırmak için kullanılır. ÇO kontrolü mümkün olmayan bu yöntemde genellikle doygunluğa yakın ÇO konsantrasyonları elde edilir. Çünkü birçok laboratuvar ölçekli sistemde karışımın sağlanması için gereken hava, istenen ÇO konsantrasyonunun sağlanması ve korunması için gereken hava ihtiyacından daha fazladır. Literatürde laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerine ait çalışmalarda, çalışma boyunca ÇO konsantrasyonunun ~6 mg/L'nin üzerinde olduğu ifadesine sık sık rastlanmaktadır. Bu durumun nedeni daha düşük ÇO konsantrasyonunu sağlamak için havalandırma sisteminin kesikli olarak çalıştırılması gerekliliğidir. Havalandırma sistemi aynı zamanda karıştırıcı görevi de gördüğünden, kesikli çalıştırılması durumunda aktif çamur havalandırma tankının tabanına çöker. Prototip havalandırma ünitelerinde sağlanması istenen ÇO konsantrasyonu 1-2 mg/L arasında iken, yukarıda bahsedilen laboratuvar ölçekli sistemlerde gözlenen ÇO konsantrasyonu istenenden yüksek olduğu için 1-2 mg/L ÇO konsantrasyonunun çamur çökebilirliği üzerine olan etkisi görülememiştir.

Yüksek ÇO konsantrasyonlarında işletilen sığ havalandırma havuzları ile gerçekleştirilen laboratuvar ölçekli çalışmalarda gözlenen bir diğer problem flok büyüklüğüyle ilgilidir. ÇO seviyesi yüksek tutulduğunda, filamentli organizmalar aktif çamur sisteminde oldukça azalır. Bu durum çıkış suyunda normalden daha yüksek AKM konsantrasyonu ve bulanıklık gözlenmesine neden olur. Havalandırma havuzlarında, havalandırma ve karıştırma işlemlerinin birbirinden bağımsız olarak yapılması ve prosesin daha düşük ÇO seviyelerinde işletilmesi tavsiye edilir. Bununla birlikte, karıştırma cihazının önemli ölçüde havalandırma sağlamaması ve havalandırma sisteminin de karıştırmaya olan etkisinin asgari seviyede olması önerilmektedir. Bu şekilde karıştırma şiddeti ve ÇO konsantrasyonu ($\pm 0,5$ mg/L aralığında) birbirinden bağımsız olarak kontrol edilebilir. ÇO konsantrasyonunun 3 mg/L'den yüksek

olması istendiğinde, havalandırma sisteminin karıştırmaya olan katkısını azaltmak amacıyla saf oksijen kullanılabilir. Aktif çamurun katı fazının ayrılmasında karıştırma şiddetinin etkisi vardır. Artan karıştırma şiddeti yüksek kesme kuvveti oluşturabileceği için flokların küçük parçalara ayrılmasına neden olabilir (Parker vd., 1970). Şekil 8-19'da tipik olarak kullanılan bir karıştırma sistemi görülmektedir. Laboratuvar ölçekli karıştırma/havalandırma sistemlerinde karşılaşılabilecek sınırlamalar dikkate alınmalıdır. En iyi ihtimalle sahadaki karıştırma koşullarının sadece yaklaşık bir simülasyonu elde edilebilir. Bununla birlikte; hiçbir laboratuvar ölçekli çalışmanın saha koşullarındaki türbülans durumunu tam olarak yansıtamayacağı, daha büyük ölçekli pilot tesislerde türbülans koşullarının çıkış suyundaki AKM konsantrasyonu üzerindeki etkisi ile ilgili simülasyonların daha faydalı olacağı unutulmamalıdır (Jenkins vd., 1983).



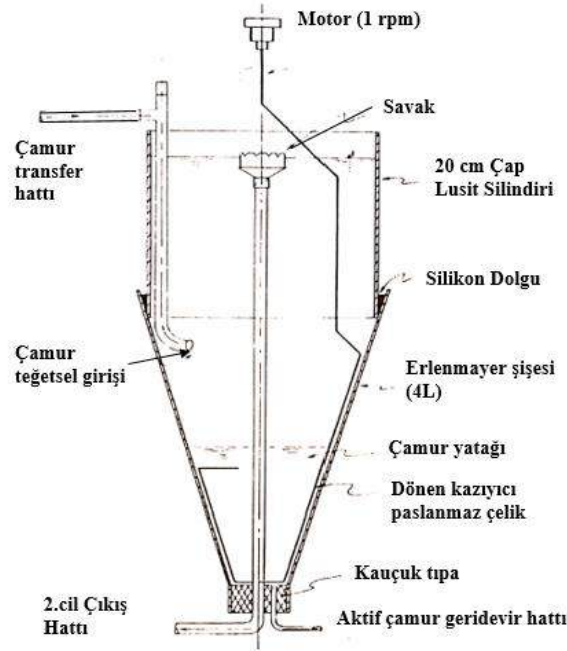
Şekil 8-19. Laboratuvar ölçekli aktif çamur ünitesi için ÇO izleme sistemi (Jenkins vd., 1983)

8.2.1. Son Çökeltim Tankları

Laboratuvar ölçekli son çökeltim tankının tasarımı, AKM giderim verimi ve havalandırma tankına geri devir edilen çamur miktarı açısından önem arz eder. Prototip son çökeltim tanklarının hidrolik özelliklerinin bu ünitelerin performansı üzerinde büyük etkisi olduğundan ve bu özellikleri laboratuvar ölçekteki bir sisteme aktarmak zor olduğundan, prototip için geçerli karakteristik hidrolik ve katı madde yükleme hızlarının laboratuvar ölçekteki sisteme doğrudan aktarılması tavsiye edilmez. Bu nedenle, laboratuvar ölçekli aktif çamur

sistemlerinde son çökeltim tanklarının tipik hidrolik ve katı madde yükleme hızlarının, prototipteki değerlere göre çok daha küçük olduğu görülmektedir.

Tasarım ayrıntıları Şekil 8-20'de verilen laboratuvar ölçekli son çökeltim tankında, tabanı kesilmiş olan 6 litre hacminde bir erlen kullanılmıştır. Bundan daha büyük bir hacim gerektiği durumlarda 20 santimetre çapındaki bir plastik silindir, erlenin kesilen taban bölümünden içeriye doğru yapışkan (silikon vb.) vasıtasıyla yerleştirilerek hacim artışı sağlanabilir. Reaktör içi çamurun, havalandırma havuzundan son çökeltim tankına aktarılması yerçekimi vasıtasıyla yapılır. Ayrıca bu sistemde, çökeltim tankı tabanına çökelen çamur, ucunda paslanmaz çelikten bir kazıyıcı bulunan ve 1 rpm hızla dönen bir motor vasıtasıyla sıyrılır. Geri devir çamuru ve çıkış suyu erlenin tabanındaki boyun kısmından çıkmaktadır. Çıkış borusunun uzunluğu son çökeltim tankındaki su yüksekliğini belirler. Bazı laboratuvar ölçekli son çökeltim ünitelerinde köpük taşmasını önlemek amacıyla plastik küçük dairesel bir savak yer alır. Geri devir çamurunu iletmek için kullanılan tüp erlen tabanındaki kauçuk tıpadan geçer. Kauçuk tıpanın erlen tabanı ile aynı seviyede olmasına dikkat edilmelidir. Tüm bu önlemler çamurun çekilebilmesine yardımcı olmak amacıyla yapılmaktadır.

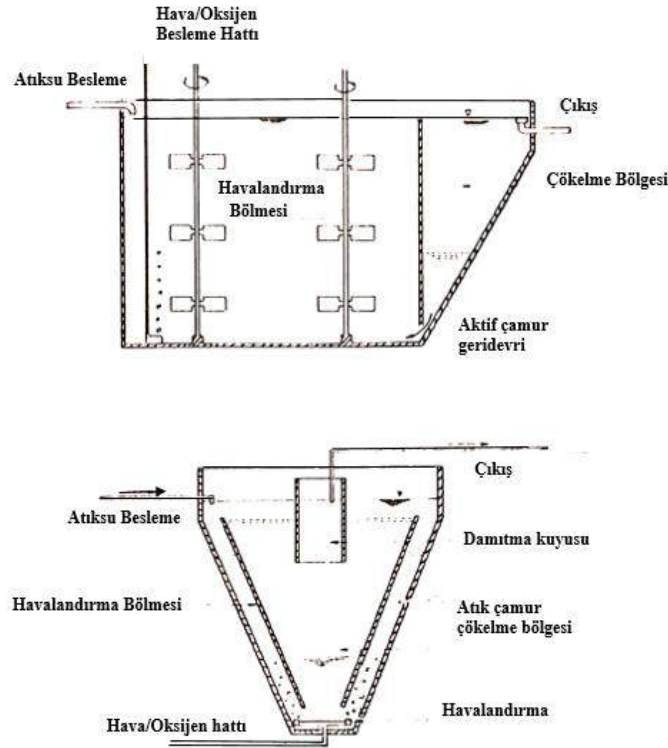


Şekil 8-20. Laboratuvar ölçekli son çökeltim tankı tasarımı (Jenkins vd., 1983)

Geri devir çamuru, havalandırma ünitesine, olabilecek en kısa mesafe takip edilerek iletilir. Laboratuvar ölçekli aynı kapasitede bir pompa ile havalandırma ünitesine giriş atıksuyu beslemesi de yapılabilir. Pompa kapasitesi ve boru boyutu, geri devir çamuru ve giriş atıksuyu için aynı olduğundan, 1:1 geri devir oranı gerçekleşmiş olur. Bu oran, sistemden sisteme değişim gösterebilir. Bununla birlikte, geri devir çamurunun oranını ve havalandırma ünitesine

giriş yerini bilmek önemlidir. Daha önceden belirtildiği gibi; bu özellikler aktif çamurun çökeltme özelliklerinin tayininde oldukça önemlidir.

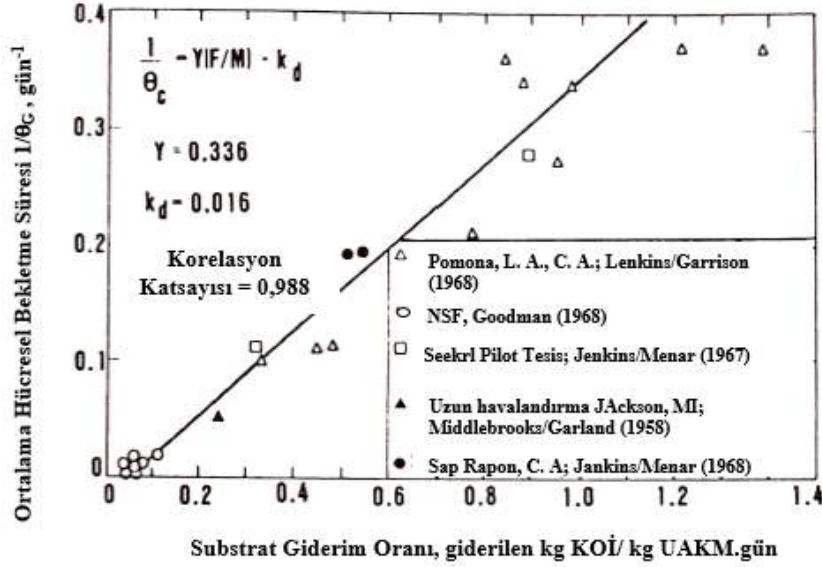
Laboratuvar ölçekli sistemlerde, geri devir çamurunun içsel geri devrinde hava basma pompalarının kullanılması tercih edilmez (Şekil 8-21). Bu yöntem, iletilen debi ve havalandırma ünitesine çamur girişi açısından kontrolsüzdür. Laboratuvar ölçekli son çökeltim tanklarının, prototip son çökeltim tankları gibi davranmaması ve birebir tasarım yapmanın neredeyse imkansız olması gibi nedenler yüzünden aktif çamur davranışının belirlenmesinde ilave testler yapılmalıdır.



Şekil 8-21. Tipik içsel geri devirli son çökeltim ünitesi (Jenkins vd., 1983)

Bölgesel çökeltme hızı ve son çökeltim tankı çıkış suyundaki AKM konsantrasyonunun tayin edilmesi için ilave çökeltme testleri yapılabilir. Laboratuvar ölçekli çalışmalarda yürütülen testler için çamur tedarik etmek her zaman kolay olmayabileceğinden çökeltme ve AKM tayini gibi deneylerden sonra kullanılan çamur tekrar reaktöre geri verilmelidir. Ancak çamur taşınımı sırasında oluşabilecek flock parçalanmasını önlemek için, reaktörün yukarıda ifade edildiği gibi harici bir çamur transferini gerektirmeyen şekilde tasarlanması önemlidir. Kesikli çökeltim deneylerinde belirlenen üst faz AKM konsantrasyonunun, tam ölçekli son çökeltim tankındaki değerlere yakın olduğu Fisherstrom vd. (1967) tarafından rapor edilmiştir. Kesikli çökeltim deneyi, 30 dakikalık çökeltim sonrası üst fazda bulunan AKM konsantrasyonunun tayin edilmesini içerir. Bölgesel çökeltme hızlarının ölçümünde ise çamurun AKM değerinin sabit tutulması gerekmektedir. Reaktör duvar (cidar) etkilerini asgariye indirmek için düşük hızlarda

çalıştırılan bir karıştırma mekanizması gereklidir. Çamur transferi bölgesel çökme hızını etkilemeyeceği için reaktör veya ayrı bir bölme kullanılabilir. Kararlı hal kinetik katsayıları, laboratuvar ölçekte yapılacak çalışma sonuçları kullanılarak belirlenebilir. Örneğin; evsel atıksu arıtan farklı laboratuvar ölçekli, pilot ölçekli ve prototip sistemlere ait biyokütle dönüşüm oranı katsayısı ve içsel solunum katsayısına ait veriler Şekil 8-22’de gösterilmiştir. Bu tür verileri prototip birimlere uygularken, sistemdeki değişken katı madde girişi (aşırı yağışlardaki debi değişimi vb. sebebiyle) ve sıcaklık etkisine dikkat edilmelidir.



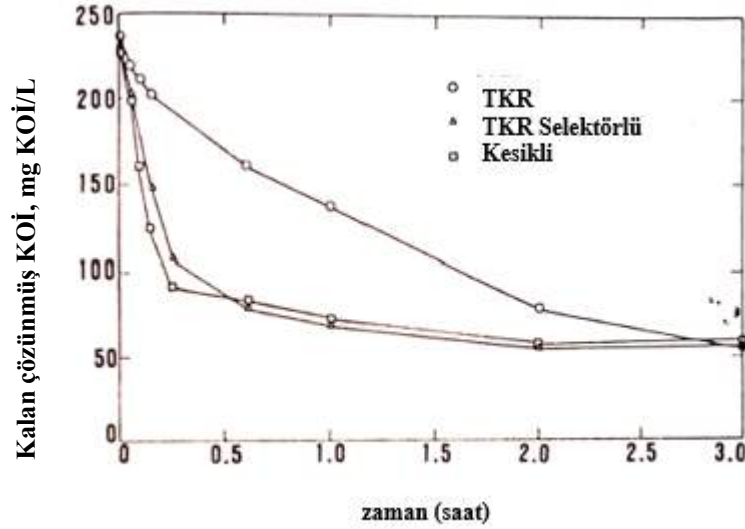
Şekil 8-22. Biyokütle dönüşüm oranı ve içsel solunum katsayısının arazi, laboratuvar ve pilot ölçekli tesislerden elde edilmesi (Jenkins vd., 1983)

Substrat tüketim ve oksijen kullanım hızı da laboratuvar ölçekli sistemlerden güvenle elde edilebilir. Fakat burada yine laboratuvar ölçekli sistemlerde kullanılan konfigürasyon ile prototip reaktörde kullanılan konfigürasyonun aynı olmasına dikkat edilmelidir. Van Niekerk vd. (1983), bu konuda yaptıkları çalışmayla bu durumu açıkça ortaya koymuşlardır. Şekil 8-23 ve Şekil 8-24, bu çalışmada aşağıda belirtilen havalandırma havuzu konfigürasyonlarına ve besleme şekillerine sahip laboratuvar ölçekli aktif çamur ünitelerinden alınan 3 farklı çamur için elde edilen KOİ ve ÇO tüketim modellerini göstermektedir:

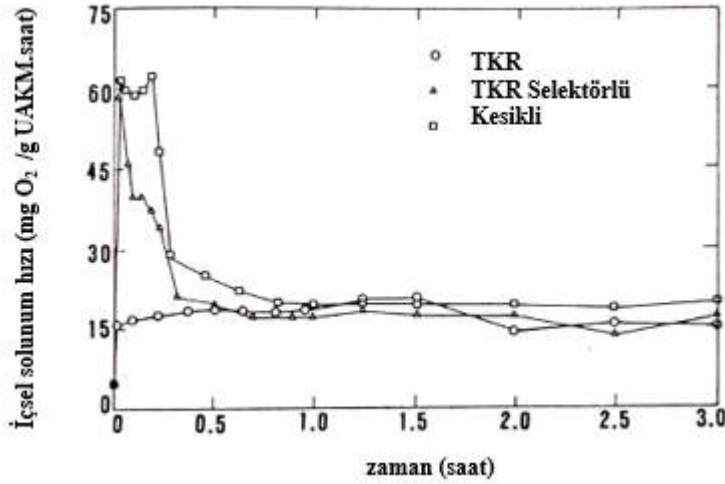
1. Tam karışımli reaktör, sürekli besleme
2. Toplam hacmin 1/75'i kadar hacme sahip iki bölmeyi takip eden tam karışımli reaktör, sürekli besleme (selektörlü durum)
3. Tam karışımli reaktör, günde bir kez besleme (kesikli besleme)

Tüm üniteler F/M 0,25 g KOİ/g UAKM olacak şekilde aynı atıksu ile beslenmiştir. Atıksu besleme düzeninin giderim oranları üzerinde belirgin bir etkisi olduğu görülmektedir. Bu nedenle, laboratuvar ölçekli kesikli aktif çamur sistemlerinde elde edilen KOİ ve oksijen

tüketim hızları, sürekli tam karışımli sistemlerin davranışını tahmin etmek için güvenilir bir şekilde kullanılamaz. Organik yüklemelerdeki günlük değişimler nedeniyle OTH'deki değişimler laboratuvar ölçeğe yansıtılamaz. Bu değişimlerin yansıtılması sistem tasarımında önemlidir.



Şekil 8-23. Farklı tipte laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerinde çözünmüş KOİ giderimi (Jenkins vd., 1983)



Şekil 8-24. Farklı tipte laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerinde içsel solunum hızları (Jenkins vd., 1983)

Laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemleri, sadece belirli deneysel koşullar yerine getirildiğinde, organik madde giderim hızı, OTH, aktif çamurun çökebilirliği ve son çökeltim tankı çıkış suyunun kalitesi açısından prototip performansını tahmin etmek için kullanılabilir. Havalandırma havuzunun ve çökeltim tankının tasarım ayrıntıları, ÇO kontrolü, geri devir çamuru ve atıksu giriş koşulları, karıştırma şiddetinin kontrolü, havalandırma havuzunun

bölmelere ayrılması ve atıksu besleme şekli ölçek büyütmede temsil edilebilirliği etkileyen oldukça önemli faktörlerdir. Prototip sistemlerde zayıf çökelme özellikleri gösteren uygulamaların çoğunda yaşanan bu sorunların temelinde laboratuvar ölçekli sistemlerde yukarıda belirtilen faktörlerin dikkate alınmaması yatmaktadır.

8.3. Biyolojik Proseslerin Ölçek Büyütülmesinde Kinetik Modellerin Rolü

Biyolojik atıksu arıtma için birçok model geliştirilmiştir. Bu modeller aşağıda belirtilen durumları esas almaktadır:

1. Substrat konsantrasyonu ile bağlantılı olarak mikroorganizmaların büyüme hızının belirlenmesi, basit bir yaklaşımla çamur yaşının bir fonksiyonu olarak giderim veriminin belirlenmesi.
2. Substrat ve mikroorganizmalar arasındaki ilişki, yani F/M oranının bir fonksiyonu olarak giderim veriminin belirlenmesi.
3. BOİ₅ gideriminin, yükseltgenen biyokütlenin, yükseltgenen azot bileşenlerinin ve denitrifikasyonun bir fonksiyonu olarak oksijen kullanımının belirlenmesi.
4. Biyokütleyle çevrilen BOİ₅'in, sabit (inorganik) katıların birikiminin ve çıkış suyundaki AKM'nin bir fonksiyonu olarak çamur üretiminin belirlenmesi.
5. Tüm sentez ve bozunmaları, sabit katıları, çamur yaşını vb. göz önüne alarak KOİ veya TOK gideriminin bir fonksiyonu olarak oksijen kullanımının ve çamur üretiminin belirlenmesi.

Kinetik modeller, aktif çamur prosesini kavrama, uygulanabilirliğini ve sınırlamalarını anlama açısından oldukça önemli ve kullanışlıdır. Evsel atıksu arıtma tesislerinin tasarımı deneysel verilerden elde edilmiş basit modellere dayanır. Biyolojik olarak yavaş ayrışabilen karbonlu bileşiklerin ve azotun giderimi için tasarlanan arıtma tesislerinin tasarımında çamur yaşı esas alınır. Biyolojik olarak azot ve fosfor giderimi, sistemin oksijen tüketimine dayanır. Giriş atıksuyu organik yükünde önemli dalgalanmalar olsa dahi aktif çamurun depolama kapasitesi, çıkış suyunda nispeten kararlı konsantrasyonlarda karbonlu madde (TOK, KOİ) bulunmasını sağlayarak çıkış suyu kalitesinde önemli bir bozulma olmamasını temin eder. Bu depolama kapasitesi çamur yaşının ve F/M oranının bir fonksiyondur.

Diferansiyel denklemler kullanılarak aktif çamur prosesinin dinamik simülasyonunu gerçekleştirmek mümkündür. Nitrifikasyon işleminin simülasyonu için ise nitrifikasyon bakterilerinin büyüme hızı, sistemin çamur yaşı ve giriş azot yükünün zamana bağlı değişiminin bilinmesi gerekmektedir. Dold vd. (1980) tarafından sunulan aktif çamur prosesinin kapsamlı modelinde yaklaşık 33 parametre ve 10 atıksu bileşeninin günlük yük değişimleri dikkate alınmıştır. Söz konusu kapsamlı dinamik modelin uygulanabilirliği Johannesburg konfigürasyonuna sahip büyük bir AAT'de kanıtlanmıştır. Buradan, modelleme çalışması için gerekli olan atıksu bileşenlerinin, kinetik parametrelerin ve yük değişimlerinin bilinmesiyle,

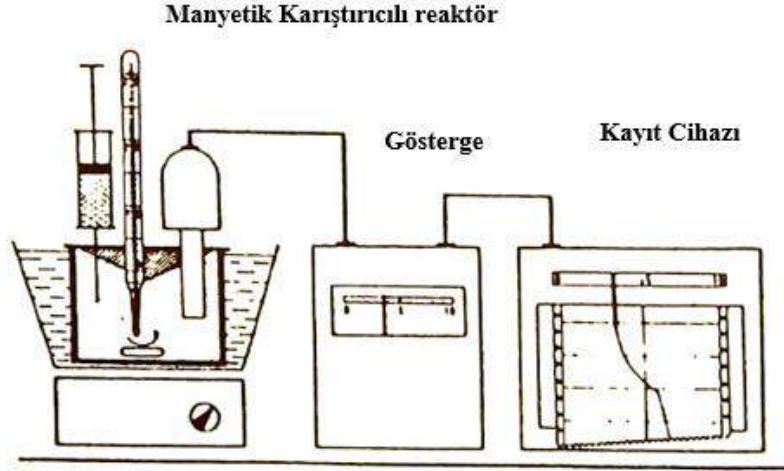
aktif çamur tesisleri için ölçek büyütme uygulamalarının mümkün olabileceği sonucuna varılmaktadır.

8.3.1. Kimya Endüstrisi Atıksularının Arıtılması Örneği

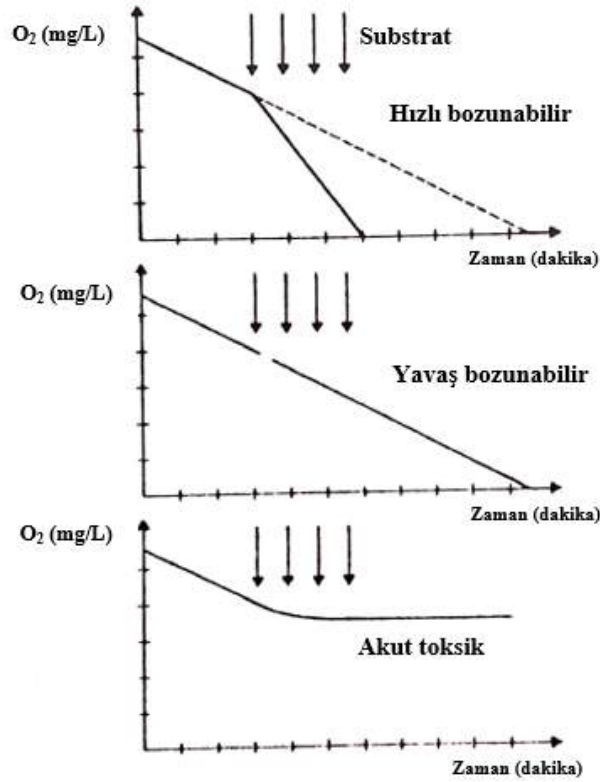
Avusturya’da yer alan bir kimya fabrikasında yeni bir üretim hattı kurulması planlanmıştır. Yeni üretim hattında oluşan atıksu akımı Dimetilformamid (DMF) içermektedir. Yetkili makamlar tarafından bu yeni atıksu akımında DMF giderimi sağlanması gerektiği bildirilmiştir. DMF’nin biyolojik olarak giderimi hakkında bilgi literatürde bulunabileceğinden, ilgili sanayi kuruluşu bazı ön araştırmalardan sonra AAT’yi tasarlamaya karar vermiştir. AAT tasarlanırken, aşağıda belirtilen adımlar uygulanmıştır:

1. Atıksu analizi
2. Atıksuda bulunan kirleticilerin giderim potansiyeli
3. Model-ölçek deneyleri
4. Tasarım parametrelerinin hesabı (debi, kütle akısı)
5. Master plan
6. Ayrıntılı tasarım

Atıksu analizi, mevcut kirliliğin miktarı ve bileşimi hakkında genel bir bilgi sunmaktadır. Genel olarak çözünmüş kısmın çözünmemiş kısma oranı atıksu hakkında temel bilgiler sağlayacaktır. Atıksu bileşenlerinin giderim potansiyeli, ilgili bileşene ve uygulanacak arıtma yöntemine bağlı olarak farklı yöntemlerle değerlendirilebilir. Bu kapsamda yapılan bir çalışmada atıksuyun aktif çamur prosesi ile arıtılması için, içinde havalandırılmış çamur bulunan küçük (270 mL) bir respirometre (Şekil 8-25) kullanılmıştır (Emde ve Kroiss 1983). Respirometre kullanılarak sıcaklık ve ÇO konsantrasyonu kaydedilmiştir. Substrat bir şırıngadan enjekte edildiğinde ve ÇO’daki düşüş çok belirgin hale geldiğinde, yani oksijen kullanım hızı nispeten büyük olduğunda, bu durum atıksuyun aktif çamur prosesiyle arıtılabildiğini işaret etmektedir. Öncekiyle aynı miktarda substrat ilave edildiğinde ve ÇO konsantrasyonunun azalışında herhangi bir değişim olmadığında, mikroorganizmaların substrat ile hemen beslenemedikleri fakat bir toksisite de olmadığı söylenebilir. Bu durumda giderilmek istenen substrata alışmış (aklime olmuş) çamur elde edilmeye çalışılmalıdır. Öncekiyle aynı miktarda substrat eklendiğinde ÇO’da herhangi bir düşüş olmadığında, mikrobiyal faaliyet substrat ilavesiyle inhibe olmuş demektir. Bu akut toksisite durumu için geçerli bir senaryodur ve bu tür atıksular sadece uygun bir ön arıtmadan sonra arıtılabilir. Bahsi geçen üç durum Şekil 8-26’da yer alan grafiklerde gösterilmiştir. DMF içeren atıksuda ÇO konsantrasyonunun azalmasında bir değişiklik olmamıştır. Buradan hareketle; DMF içeren atıksuyun evsel atıksu arıtımında kullanılan çamurdaki mikroorganizmalar tarafından parçalanamayacağı bununla birlikte akut toksisite durumu olmadığı sonucuna varılmıştır.

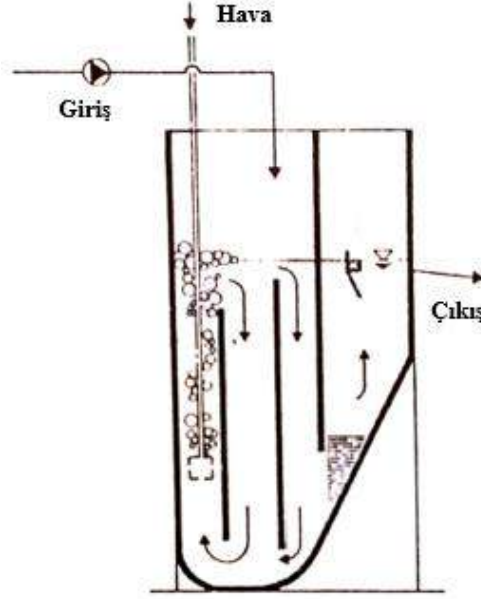


Şekil 8-25. Respirometre (Emde ve Kroiss 1983)



Şekil 8-26 Respirometrede farklı konfigürasyon ve besleme şekilleri için elde edilen oksijen tüketim eğrileri (Emde ve Kroiss 1983)

Spesifik bir prosese ait giderim verimlerinin anlaşılmasında en verimli araç, model ölçekli deneylerdir. Bu tip deneysel çalışmalarda, enzimatik prosesler bağlamında mikroorganizmaların adaptasyonu için yeterli zaman geçmelidir. Model ölçekli deneyler laboratuvar ölçeğinde veya pilot ölçekte gerçekleştirilebilir. En iyi yöntem, çalışmalara laboratuvar ölçekli deneyler ile başlamaktır (Şekil 8-27).



Şekil 8-27 Laboratuvar ölçekli sistem (Emde ve Kroiss 1983)

DMF'yi arıtmak için gerekli olan çamurun alıştırılması 3 hafta kadar sürmüştür. Bu kapsamda, 6 adet laboratuvar ölçekli ünite paralel olarak işletilmiştir. Giriş atıksuyunda TOK ve KOİ konsantrasyonları sırasıyla 500-1500 mg/L ve 1500-4500 mg/L aralığında olmuştur. Deneysel sonuçlara göre, ilgili atıksuyun laboratuvar ölçeğinde, bazı magnezyum ve fosfat tuzları ilave edildikten sonra, 1,8 kg TOK/m³.gün ve 5,4 kg KOİ/m³.gün hacimsel yükleme hızlarında %90 KOİ ve TOK giderim verimleriyle arıtılmasının mümkün olduğu tespit edilmiştir. Yükleme hızı 0,4 kg TOK/m³.gün ve üzerinde olan paralel arıtma birimlerinin uzun vadede kararlı şekilde işletilemediği görülmüştür. 10-20 günlük çok yüksek arıtma verimlerinin gözlemlendiği bir süreçten sonra oksijen kullanım oranı 1 gün içinde ani bir şekilde yükselmiş ve takip eden gün giderim olmamıştır. Yüksek yükleme koşulları altında oluşabilecek toksik metabolik yan ürünlerin oluşumu bu durumun olası bir sebebi olabilir.

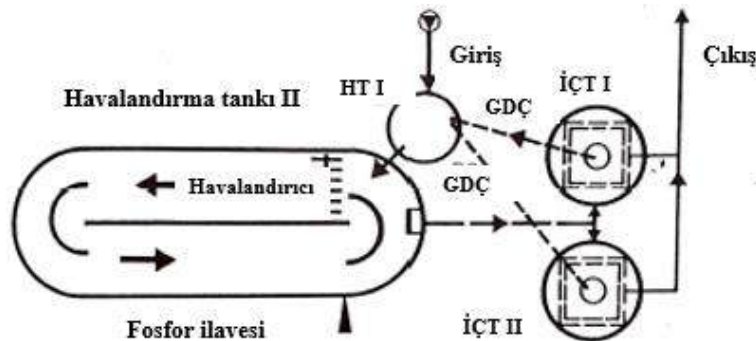
Mevcut tesisin tasarımına ilişkin belirsizliklerin, laboratuvar ölçekli çalışma ile tam ölçekli tesis arasındaki ölçek farkından (1/100.000) ötürü çok büyük olacağı düşünülmüştür. Bu nedenle, laboratuvar ölçekli sonuçların, aynı zamanda yarı pilot ölçekte test edilmesi gerektiğine karar verilmiştir. Yarı pilot ölçekli ünite de karıştırma koşulları ve son çökeltim tankının performansı laboratuvar ölçekli çalışmaya göre gerçek tesisteki koşullara çok daha fazla benzeyecektir.

2 adet her biri 2 m³ hacimli havalandırma tankı ve 1 m³ hacimli son çökeltim tankından oluşan yarı pilot ölçekli tesis söz konusu kimya fabrikasına yerleştirilmiştir. Yarı pilot ölçekli ünite de gerçekleştirilen çalışmaların sonuçları sadece laboratuvar ölçekli deneyleri doğrulamakla kalmamış, aynı zamanda yeni çıkarımlar da sunmuştur. Yarı pilot ölçekli tesiste TOK ve KOİ giderim verimlerinin %95'ten fazla olduğu tespit edilmiştir. Gaz kromatografik yöntemlerle yapılan incelemede, çıkış suyunda DMF saptanmamıştır. Yüksek hacimsel yükleme hızlarında

Yarı pilot ölçekli çalışmada elde edilen sonuçlar, proses parametrelerini belirlemede kullanılmıştır. Master plan ve ayrıntılı tasarımdaki son durum, bu proses parametrelerine dayandırılmıştır. Tesisteki organik yükleme hızı iyi işletme koşulları sağlayabilmek amacıyla mümkün olduğu kadar düşük (0,4 kg TOK/kg AKM.gün) seçilmiştir. Bununla birlikte; tam ölçekli tesis, herhangi bir arıza veya kaza durumunda olabildiğince esneklik sağlanması amacıyla ayrı bir çamur geri devri ile dört birime ayrılmıştır. Laboratuvar ve pilot ölçekli tesislerde gözlendiği üzere, gerçek ölçekli tesiste çamurun alıştırılması 3 hafta sürmüştür. Çamur adaptasyonunu takiben, %90'ın üzerinde KOİ ve TOK giderim verimleri elde edilmiştir. Gaz kromatografisi ile analiz edilen çıkış suyunda, DMF saptanmamıştır.

8.3.2. Şeker Endüstrisi Atıksularının Arıtılması Örneği

Avusturya’da yer alan bir şeker pancarı fabrikasındaki aktif çamur tesisi 8 yıldan daha uzun süren bir pilot ölçekli program dahilinde optimize edilmiştir. Arıtma tesisi genel yerleşim planı ve tesise ait temel işletme koşulları sırasıyla Şekil 8-28 ve Tablo 8-4’te verilmektedir.



Şekil 8-28. Şeker pancarı fabrikasına ait pilot ölçekli arıtma tesisinin genel yerleşim planı (Emde ve Kroiss 1983)

(İÇT: İkincil Çökeltim Tankı, GDC: Geri Devir Çamuru, HT: Havalandırma Tankı)

Normal koşullar altında tesiste oluşan atıksudaki toplam KOİ yükü yaklaşık 40 ton/gün civarındadır. Şeker fabrikasındaki işletme hataları sonucu 15-30 ton/gün aralığındaki KOİ (şeker) yükü atıksu toplama kanalına birkaç dakika içinde ulaşabilmektedir. 50 m³ pilot ölçekli tesiste böyle bir şok yükü simüle etmek için üretim sürecinden alınan ham meyve suyu (150.000 mg KOİ/L) kullanılmıştır. Normal çalışma sırasında, 200 L yüksek konsantre sıvı 2 dakika içerisinde Havalandırma Tankı-1'e dökülmüştür.

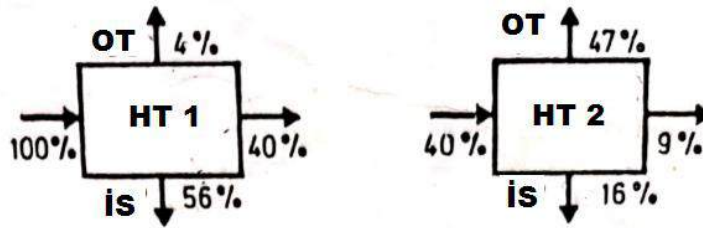
Tablo 8-4. Arıtma tesisinin işletme koşulları (Emde ve Kroiss 1983)

Parametre	Birim	Değer
Hidrolik Bekletme Süresi (Havalandırma Tankı-1)	dakika	6
Hidrolik Bekletme Süresi (Havalandırma Tankı-2)	saat	4
Giriş KOİ Konsantrasyonu	mg/L	500
Çıkış KOİ Konsantrasyonu	mg/L	40
Hacimsel KOİ yükleme hızı	kg/m ³ .gün	1
AKM Konsantrasyonu	g/L	20-30
UAKM Konsantrasyonu	g/L	2-4

Şok yükleme uygulandıktan sonra, giriş atıksuyunda, Havalandırma Tankı-1 ve Havalandırma Tankı-2 çıkışında KOİ, amonyum azotu (NH₄-N), NO₃-N, fosfat fosforu (PO₄-P) konsantrasyonları takip eden 24 saat boyunca giderim verimleri hakkında bilgi edinmek amacıyla takip edilmiştir. Aynı zamanda oksijen tüketim hızı hesaplanmıştır. KOİ kütle dengesi, kararlı durum koşullarında ve şok yüklemeler ardından KOİ giderimini belirlemede kullanılan faydalı bir araçtır. Kararlı koşullar altında havalandırma tankındaki KOİ kütle dengesi Şekil 8-29’da verilmektedir. Havalandırma Tankı-1 ve Havalandırma Tankı-2 için KOİ kütle dengeleri ise Şekil 8-30’da yer almaktadır. Şekil 8-30’da görüldüğü üzere, Havalandırma Tankı-1’de KOİ giderim verimi, oksijen kullanım oranına göre çok yüksek iken, Havalandırma Tankı-2’de oksijen kullanım oranı (%47), KOİ giderim veriminden (%31) daha yüksektir. Bu durum, hidrolik bekletme süresinin çok kısa olduğu (6 dk) ve bir selektör tank işlevi gören Havalandırma Tankı-1’de organik maddenin adsorbe edilip biyokütle üzerinde depolandığını, Havalandırma Tankı 2’de ise depolanan ve adsorbe edilen maddelerin metabolizmaya dahil edildiğini göstermektedir.

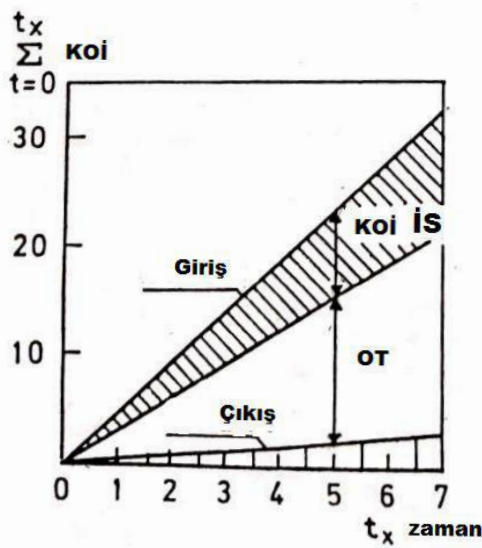


Şekil 8-29. KOİ kütle dengesi modeli (Emde ve Kroiss 1983)

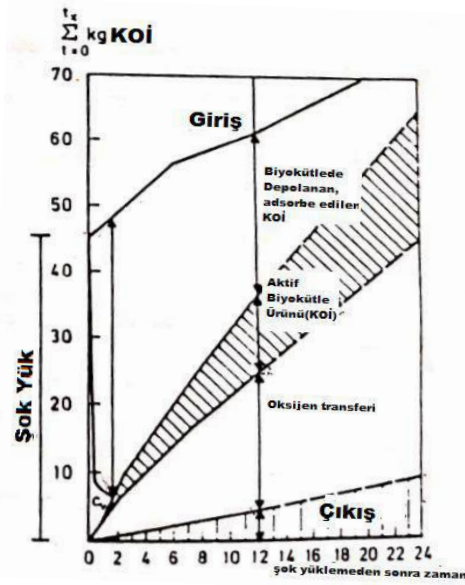


Şekil 8-30. Pilot ölçekli tesis için KOİ kütle dengesi (Emde ve Kroiss 1983)

Kararlı olmayan koşullar, KOİ dengesinin zamana karşı grafiğinin çizilmesi ile daha iyi gösterilebilir. İdeal kararlı koşullar için durum Şekil 8-31-a’da verilmektedir. Şekil 8-31-b şok yükü takip eden 24 saat için KOİ kütle dengesini göstermektedir. Çamurun yüksek depolama ve adsorpsiyon kapasitesi nedeniyle, çıkış suyu konsantrasyonu şok yüklemekten (günlük KOİ yükü ile aynı olsa dahi) etkilenmemiştir. Pilot ölçekte gerçekleştirilen deneylerden elde edilen sonuçlar, sadece matematiksel modeller kullanılarak substrat (organik madde) adsorpsiyonunun ve depolanmasının öngörülemediğini göstermektedir. Aktif çamurun adsorpsiyon ve depolama kapasitesi sınırlıdır ve çamur yaşı, proses konfigürasyonu, substrat bileşimi, sıcaklık ve ÇO (veya oksijen eksikliği) gibi bir çok parametreye bağlıdır. Kararlı bir çıkış suyu kalitesi elde etmek için, yüksek depolama kapasitesine sahip aktif çamur ile çalışmak gereklidir.



(a)



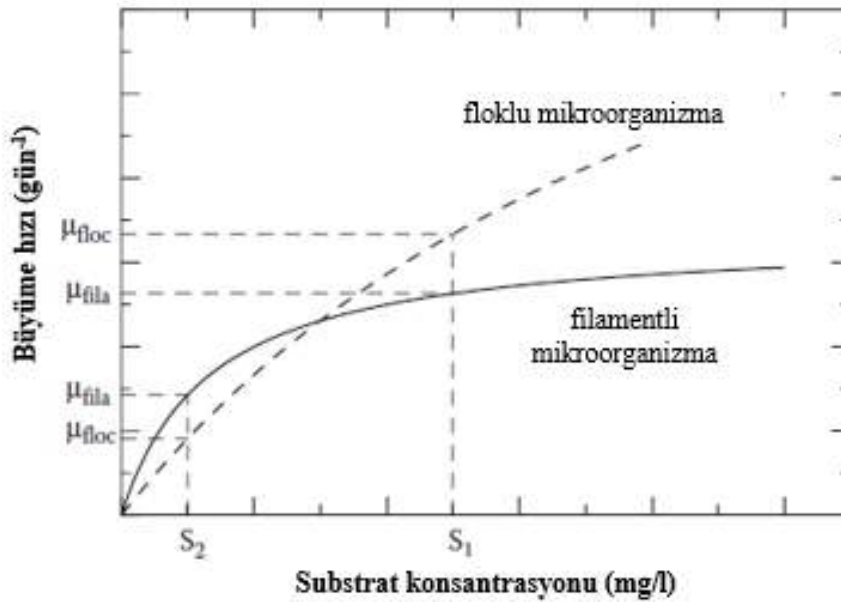
(b)

Şekil 8-31. KOİ kütle dengeleri: (a) Kararlı durum; (b) Şok yüklemelerin olduğu durum (Emde ve Kroiss 1983)

8.3.3. Aktif Çamur Selektör Prosesleri

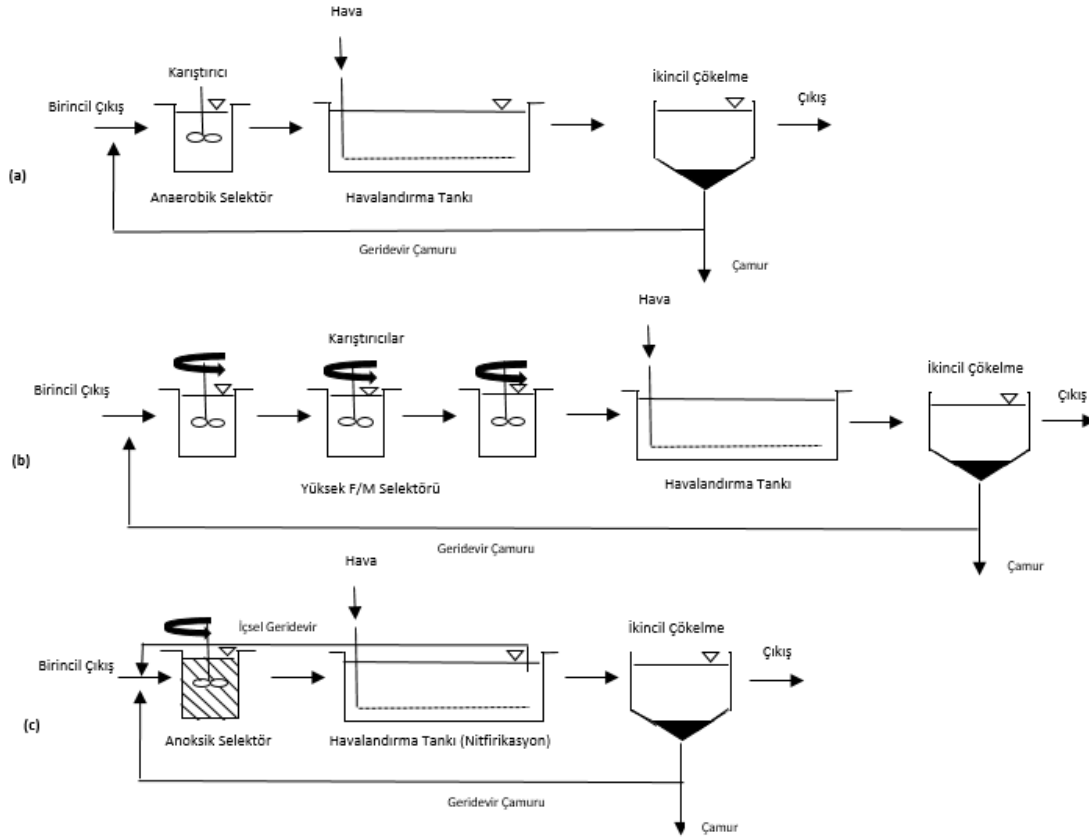
Yüksek orandaki ipliksi (filamentli) organizma varlığı aktif çamur sistemlerinde biyolojik çamurların çökelme özelliklerinin bozulması sonucu “çamur kabarması” sorununa yol açabilmektedir. Daha önceleri, (1970’li yıllara kadar) aktif çamur prosesinin kaçınılmaz bir sorunu olarak görülen filamentli mikroorganizma (çamur) oluşumu, Chudaba vd. (1973) tarafından yapılan çalışmalarda “selektörler” olarak tanımlanan seri bağlı (kademeli) tam karışimli reaktörler yaklaşımı ile ipliksi mikroorganizma kontrolünün ve çamur çökelme özelliklerinin iyileştirilmesinin mümkün olduğu ortaya konmuştur. Daha sonra Rensink (1974) de reaktör (hidrolik rejim) düzeni ile çamur kabarması arasındaki ilişkiyi göstermiştir. Selektör kavramında aktif çamur sistemlerinde ipliksi mikroorganizma yerine flok oluşturan

mikroorganizma çoğalmasını teşvik eden ve bu sayede daha iyi (hızlı) çökelen çamur oluşumuna imkân veren özel bir biyoreaktör tasarımı hedeflenmektedir. Selektördeki yüksek substrat (KOİ) konsantrasyonu ipliksi yapıda olmayan (floklu) mikroorganizma çoğalmasını teşvik eder (Şekil 8-32). Selektör girişine geri devir çamurlarının da verildiği 20 ~ 60 dk hidrolik bekletme süreli aerobik, anoksik veya anaerobik şartlarda işletilen küçük bir reaktör veya seri bağlı birden fazla (genelde ≤ 4 adet) reaktörden oluşur. Çeşitli tipteki selektör uygulamaları Şekil 8-33'te verilmiştir (Tchobanoglous vd., 2003). Selektör, aktif çamur havalandırma havuzu girişinde ayrı bir reaktör (Şekil 8-33-a ve c) veya seri bağlı birden fazla tam karışimli reaktör olarak (Şekil 8-33-b) tasarlanabilir. Ardışık kesikli reaktörler (AKR) de selektör konseptine göre işletilebilirler.



Şekil 8-32. Floklu ve filamentli mikroorganizmaların büyüme hızı karşılaştırılması (Grady, vd., 2011)

Selektör tasarımının gayesi, atıksudaki kolay ayrışabilir (parçalanabilir) KOİ'nin büyük kısmının floklu mikroorganizmalarca kullanımını sağlamaktır. Genel itibariyle, belirli bir substrat için floklu mikroorganizmaların iplikli mikroorganizmalara göre daha yüksek Monod kinetiği parametrelerine (μ ve K_s) sahip olduğu bilinmektedir. Diğer bir ifade ile floklu mikroorganizmalar yüksek substrat konsantrasyonlarında, ipliksi mikroorganizmalara göre daha hızlı çoğalırlar; buna mukabil ipliksi mikroorganizmalar ise düşük substrat seviyelerinde hızlı çoğalma yeteneğine sahiptirler. Örneğin Şekil 8-32'deki substrat konsantrasyonunun S₁ olduğu durumda, floklu mikroorganizmaların özgül çoğalma hızı, ipliksi mikroorganizmalara göre daha büyük olduğundan, aktif çamur sisteminde iyi çökebilir yapıdaki floklu mikroorganizmalar baskın olacaktır. Öte yandan, substrat konsantrasyonunun S₂ gibi düşük seviyede olduğu durumlarda ise ipliksi mikroorganizma özgül çoğalma hızının floklu mikroorganizmaya göre daha yüksek olması sebebiyle zor çökelen ipliksi mikroorganizmaların yoğun olduğu kabaran tipte bir aktif çamur biyokütlesi ile karşılaşılacaktır.



Şekil 8-33. Tipik selektör türleri (a) Anaerobik/aerobik; (b) Yüksek F/M; (c) Anoksik selektör (Tchobanoglous vd., 2003)

Partiküler biyobozunur $KOİ$, daha yavaş bir hızla ve büyük oranda ana havalandırma havuzunda kullanıldığı için kolay ayrışabilir $KOİ$ 'nin azami oranda selektör bölmesinde floklu mikroorganizmalarca kullanılması hedeflenir. Selektör tasarımı kinetik veya metabolik esaslara göre yapılır (Albertson, 1987; Jen Kins, vd., 1993 ve Wanner, 1994). Kinetik esaslı olarak tasarlanan selektörler “yüksek F/M oranlı selektörler”, metabolik esaslı selektörler ise “anoksik veya anaerobik selektörler” olarak isimlendirilir.

Kinetik Esaslı Selektörler. Bu tasarım şeklinde, yüksek kolay ayrışabilen $KOİ$ konsantrasyonlu ve küçük (dk mertebesinde) hidrolik bekletme süreli seri bir tam karışımli reaktör aktif çamur prosesi ana havalandırma havuzu girişine konumlandırılır. Örneğin seri bağlı 3 reaktör olarak tasarlanan bir selektör sistemi için, debi ve giriş $KOİ$ 'sine bağlı olarak aşağıdaki organik $KOİ$ yüklerinin (F/M) esas alınması önerilmektedir (Jenkins vd. 1993).

1. Reaktör: 12 g $KOİ$ / g AKM.gün
2. Reaktör: 6 g $KOİ$ / g AKM.gün
3. Reaktör: 3 g $KOİ$ / g AKM.gün

Albertson (1987) ise, ilk selektör bölümündeki organik yük $F/M > 8 \text{ g BOİ}_5/\text{g AKM.gün}$ olduğunda aktif çamur havuzunda ipliksi olmayan viskoz yapıda çamur kabarması sorunuyla karşılaşılabilir, bunun için selektördeki ÇO seviyesinin çok yüksek ($6 \sim 8 \text{ mg/L}$) tutulması gerektiğini ancak böyle hallerde selektör tasarımında metabolik selektör konsepti yaklaşımının kullanılmasının daha uygun olacağını ifade etmektedir.

Atıksu $\text{KOİ}'\text{si}$ ve besleme stratejisine bağlı olarak bir AKR de yüksek F/M oranlı bir selektör olarak kullanılabilir. Besleme hacminin ölü (başlangıç hacmi) hacme göre daha fazla olduğu ($V_{\text{doldurma}}/V_0 > 1$) durumlarda yüksek F/M durumu oluşur ve müteakip adımlarda piston akım (seri bağlı tam karışimli reaktörler eşdeğeri) şartları gerçekleşir.

Metabolik Esaslı Selektörler. Biyolojik besi maddesi (N, P) arıtma proseslerinde (A^2O , vb.) daha iyi çamur çökeltme özelliği ve düşük filamentli mikroorganizma oluşumu gözlenmektedir. Bu proseslerde ardışık olarak uygulanan anaerobik, anoksik ve aerobik metabolik şartlar floklu mikroorganizmaların filamentli mikroorganizmalara göre daha hızlı çoğalmasını teşvik etmektedir. Filamentli mikroorganizmaların nitrat veya nitriti elektron alıcı olarak kullanamayı ve polifosfatları depolayamayı, denitrifikasyon ve poli-P depolayan bakterilere büyük bir üstünlük sağlamaktadır. Bazı C giderimli klasik aktif çamur prosesine sahip AAT'lerde P giderimi zorunlu olmasa da girişte bir anaerobik selektör kullanıldığı durumlar bile rapor edilmektedir (Tchobanoglous vd., 2003). Nitrifikasyonlu aktif çamur sistemlerinde de önde yüksek F/M 'li anoksik selektör(ler) kullanılmaktadır.

Yüksek F/M 'li anoksik veya anaerobik selektörlerde havalandırma havuzu karışık sıvısında $\text{ÇHİ} = 65 \sim 90 \text{ mL/g}$, tek reaktörlü anoksik selektörlerde ise $\text{ÇHİ} = 100 \sim 120 \text{ mL/g}$ değerleri ile karşılaşmaktadır.

Aktif çamur proseslerinin selektörlü tasarımları oldukça yaygın olup bu sayede etkin filamentli mikroorganizma kontrolü ve son çökeltim havuzu kapasitesinin artırılması sağlanabilmektedir. Ayrıca iki kademeli aktif çamur sistemi (AB prosesi) uygulamaları da özellikle mevcut AAT kapasitesinin ve biyometan enerjisi geri kazanımının artırılması bakımlarından giderek yaygınlık kazanmaktadır (Öztürk, 2014).

8.3.4. Karışık Atıksularının Arıtılması Örnekleri

Linz, Avusturya'nın en yoğun sanayileşmiş bölgelerinden birisi olup, Avusturya'nın büyük çelik ve kimyasal fabrikaları, büyük bir şeker fabrikası ve çok sayıda orta ve küçük büyüklükte fabrika bu bölgede yer almaktadır. Bu bölgenin atıksu yükü yaklaşık 1 milyon eşdeğer nüfusa denk gelmektedir. Bölgede, organik kirlilik içeren endüstriyel atıksuların evsel atıksularla birlikte arıtılması önerilmiştir.

Çelik Fabrikası Koklaştırma Prosesi Çıkış Atıksuyunun Biyolojik Arıtımı. Çelik fabrikasında oluşan koklaştırma prosesi çıkış atıksuyu; hidrojen sülfid, amonyak, serbest ve kompleks siyanürün giderildiği kimyasal atıksu arıtma tesisinde arıtılmaktadır. Bu kimyasal atıksu arıtma tesisi, sülfürik asit arıtma tesisi olarak tanımlanmaktadır. Yılın %10'unda bu tesis bakım ve onarım çalışmaları nedeniyle servis dışı kalmaktadır. Bu nedenle, bu atıksu akımının ön arıtmalı ve ön arıtmasız olarak, kentsel atıksularla birlikte (1:50 debi oranı) bölgedeki merkezi biyolojik AAT'de arıtılabilirliği araştırılmıştır.

Yapılan laboratuvar ölçekli çalışma sonuçları, koklaştırma prosesine ait atıksuyun sülfürik asit tesisinin durması halinde, ön arıtmasız olarak bölgeye ait AAT'ye deşarj edilebileceğini göstermiştir. 2,5 kg KOİ/m³.gün hacimsel yükleme hızında (F/M= 0,5 g KOİ/g UAKM), KOİ giderim veriminin en az %80 olduğu gözlenmiştir. Bu giderim oranlarının elde edilebilmesi için en önemli ön koşul, mikroorganizmaların koklaştırma prosesi atıksuyuna adaptasyonunun sağlanmasıdır. Yapılan deneylerde bu ön koşulun sağlanamaması halinde, gözlenen arıtma verimlerinin elde edilemeyeceği görülmüştür. Sülfürik asit tesisinin çalıştığı ve çalışmadığı durumlara ait sonuçlar Tablo 8-5'te verilmiştir.

Tablo 8-5. Koklaştırma prosesi atıksuyu ve evsel atıksu arıtımına ait laboratuvar sonuçları (Emde ve Kroiss 1983)

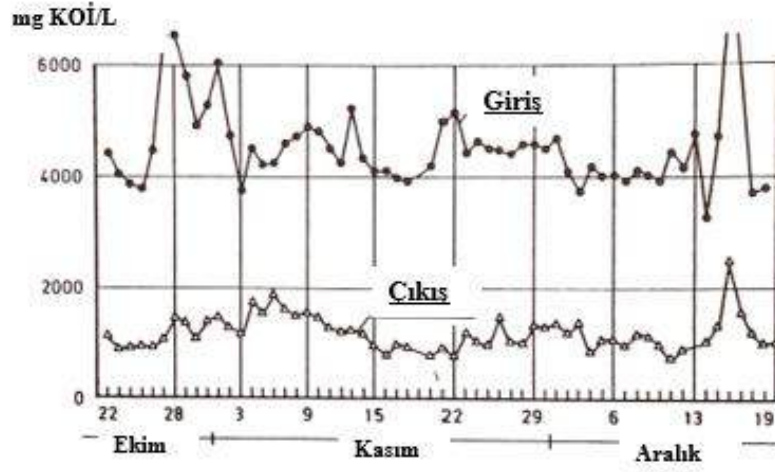
Parametre	Ön Arıtmalı Durum			Ön Arıtmasız Durum		
	Giriş mg/L	Çıkış mg/L	Arıtma verimi (%)	Giriş mg/L	Çıkış mg/L	Arıtma verimi (%)
KOI	420	79	81	693	121	82,5
Fenoller	24	0,13	99,5	25,3	0,12	99,5
Siyanür (serbest)	0,5	0,04	91	20,3	0,2	99
CN (kompleks)	1	0,5	50	7,5	5,1	32
NH₃	71	43	40	471	408	13
H₂S	2,6	0	100	94	0	100

Kimya Fabrikası Atıksularının Biyolojik Arıtımı. Farklı kimyasal atıksuların kompozit numuneleri, biyobozunurluklarının incelenebilmesi amacıyla laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemine beslenmiştir. Bu araştırmanın amacı; tam biyolojik arıtma (çıkış atıksuyu doğrudan alıcı ortama deşarj edilir), kısmi arıtma ve bölgedeki merkezi arıtma tesisinde evsel atıksular ile birlikte arıtma senaryoları için tasarım parametrelerinin belirlenmesidir. Laboratuvar ölçekli çalışmalarda elde edilen sonuçlar ile gerçekleştirilen maliyet analizi sonucunda, kimya fabrikası atıksularının bölgedeki merkezi AAT'de arıtılmasına karar verilmiştir.

Şeker Fabrikası Atıksularının Biyolojik Arıtımı. Şeker fabrikası atıksularının arıtımı için; doğrudan bölgedeki merkezi arıtma tesisinde arıtma, şeker fabrikasında bir ön arıtmayı takiben merkezi arıtma tesisinde arıtma ve şeker fabrikasında tam arıtma olmak üzere üç farklı seçenek bulunmaktadır. Maliyet analizi; ilk iki seçeneğin birbirinden çok farklı olmadığını,

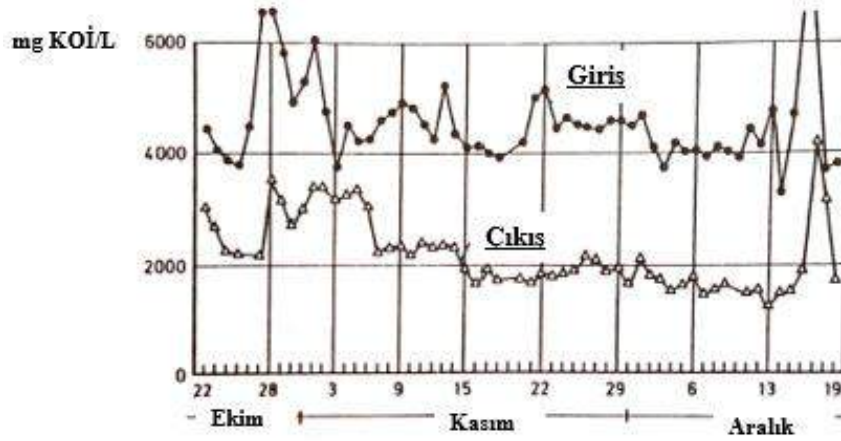
fakat üçüncü seçeneğin diğerlerine göre çok daha yüksek maliyetli olduğunu göstermiştir. Üç yıl içerisinde ön arıtmanın uygulanabilir olup olmadığına ve uygulanabilir ise ön arıtma türüne karar verilmesi gerekmiştir. Aktif çamur sistemi ve anaerobik arıtma farklı ön arıtma seçenekleri olarak değerlendirilmiştir.

Fabrikada oluşan atıksu karakterizasyonu diğer şeker fabrikaları ile kıyaslanabilir olmadığı için, ön arıtma prosesi için bir giderim verimi tahmin etmek veya seçilen prosesin kararlılığı hakkında yorum yapmak mümkün değildir. Tüm araştırmalar, gerçek atıksu ile fabrikada yapılmıştır. Böylece, ön arıtma sonrası beklenen BOİ ve KOİ yüklerinin hesaplanması mümkün olmuştur. Araştırmalar sonucunda elde edilen ilk sonuç, yüksek yükleme hızında (20-25 KOİ kg/m³.gün) aktif çamur prosesinin ön arıtma için güvenilir bir çözüm sunmasıdır (Şekil 8-34).



Şekil 8-34. Pilot ölçekli aktif çamur sisteminde elde edilen KOİ giderim verimleri ($V=10 \text{ m}^3$) (Emde ve Kroiss 1983)

Kısa bir alışma periyodundan sonra KOİ giderim veriminin %70-85 aralığında olduğu görülmüştür. Çamurun çökeltme özelliklerinde zaman zaman bozulmalar meydana gelse de, demir sülfat ilavesiyle çökeltme özellikleri iyileştirilmiştir. 170 L hacmindeki yarı pilot ölçekli tesis 2 yıl, 10 m³ hacmindeki pilot tesis ise 1 yıl işletildikten sonra tasarım için gerekli tüm veriler elde edilmiştir. Anaerobik atıksu arıtımı ile ilgili bilgi ve deneyim aktif çamur sistemine göre daha azdır. Bu nedenle, pilot ölçekli tesisler tam ölçekteki anaerobik arıtma tesisleri için tasarım verileri elde etmenin tek yoludur. Yapılan çalışmalar ön arıtma için anaerobik arıtmanın da uygun olduğunu göstermiştir (Şekil 8-35).



Şekil 8-35. Yarı pilot ölçekli anaerobik arıtma tesisinde elde edilen KOİ giderim verimleri (V=170 L) (Emde ve Kroiss 1983)

Anaerobik proseslerde alışma periyodu birkaç ay civarında sürmüştür. İstenen şartlara alışmış bir anaerobik biyokütle elde etmek için yarı pilot ölçekli yukarı akışlı havasız çamur yataklı bir reaktör (YAHÇYR) kullanılmıştır. Öte yandan, yüksek yükleme hızlarında aerobik-anaerobik arıtmanın birlikte kullanılmasının en güvenilir çözüm olacağı kabul edilmiştir. Çalışmaların son aşamasında daha büyük bir hacme sahip bir pilot ölçekli tesis daha devreye alınmıştır. Tüm çalışmalara ait sonuçlar Tablo 8-6'da verilmiştir.

Tablo 8-6. Tüm tesislerde elde edilen sonuçlar (Emde ve Kroiss 1983)

	Birim	HF ¹	HB ²	PF ³	PR ⁴	CF ⁵	CB ⁶
Organik Yükleme Hızı	kg/m ³ .gün	9,6	25,3	7,4	15	10,9	8,4
KOİ Giderim Verimi	%	70,3	74,5	41	65,3	79,1	42
BOİ Giderim Verimi	%	83	88	41	85	91	83

¹HF: 170 L hacminde anaerobik arıtma prosesi (son çökeltim tankı var).

²HB: 370 L hacminde yüksek organik yüklemeli aktif çamur prosesi

³PF: 10 m³ hacminde YAHÇYR (Linz bölgesine ait arıtma tesisinden alınan çürütülmüş birincil çamur ile doldurulmuştur).

⁴PR: PF çıkış atıksuyunu arıtan aktif çamur sistemi.

⁵CF: Yukarı akışlı havasız çamur yataklı reaktör (pelet haline getirilmiş anaerobik çamur ile doldurulmuştur).

⁶CB: CF çıkış atıksuyunu arıtan aktif çamur sistemi.

Çalışmalara göre; yüksek yükleme hızlarında aerobik ve anaerobik arıtma proseslerinin bir arada kullanılması %75 KOİ ve % 85 BOİ giderim verimi sağlamıştır. Anaerobik arıtma, kullanılan aş çamuruna bağlı olarak farklı giderim verimleri sağlamıştır. Optimum koşullar altında sadece anaerobik arıtma uygulayarak da istenen giderim verimlerine ulaşabilir. Ön arıtma tesisinin tasarımı, pilot ölçekli çalışmalardan elde edilen sonuçlar esas alınarak yapılmıştır. Tam ölçekli tesis; 4000 m³ hacminde dengeleme tankı, 3000 m³ hacminde YAHÇYR ve 800 m³ hacminde aktif çamur sistemini içermektedir. Fakat bölgeye ait arıtma tesisinin kapasitesi ilk yıllarda yeterli olacağı için, ilk kademede sadece dengeleme tankı ve YAHÇYR inşa edilmesine karar verilmiştir. Tam ölçekli havasız reaktör, diğer büyük şeker fabrikalarına ait havasız reaktör çamuru ile doldurulmuştur. Tam ölçekli tesisin işletilmesi

soncunda elde edilen sonuçlar pilot ölçekli çalışmalarda ulaşılan bulguları doğrulamıştır. Buna göre; yüksek organik yükleme hızlarında endüstriyel atıksu arıtımında gerçek koşullar altında tam ölçekteki tesisin proses kararlılığının kinetik modeller kullanılarak tam doğrulukta tahmin edilemeyeceği sonucuna ulaşılmıştır. Bu nedenden ötürü tam ölçekli tesis kurulumları öncesinde pilot ölçekli çalışmaların yürütülmesi oldukça faydalıdır.

8.3.5. Genel Değerlendirme

Biyolojik atıksu arıtma tesislerinin tasarımında uygulanacak esaslar deneyim ve bilginin ötesinde olduğunda, laboratuvar ve pilot ölçekli tesislerde deneyler yürütmek gereklidir. Bu tür durumlara örnek olarak; bilinmeyen endüstriyel atıksuların tek başına veya evsel atıksular ile birlikte arıtımı, yeni proseslerin geliştirilmesi, yeni proses konfigürasyonu ve özel ekipman kullanımı verilebilir. Genel durumlar için kinetik modeller geliştirilmiştir. Bu kinetik modeller, yalnızca tüm gerekli parametrelerin bilinmesi halinde kullanılabilir. Bu parametreler atıksu analizi veya diğer tesislerin çamuru ile çalışarak belirlenemez. Doğru proses parametrelerini elde etmek için, tasarlanacak tam ölçekli tesise benzer yükleme koşulları altında pilot ölçekte tesislerin işletilmesi ve buradan elde edilen verinin analiz edilmesi gereklidir. Bu nedenle tasarım kriterlerini doğrudan pilot ölçekli deneylerden elde edilen sonuçları kullanarak belirlemek oldukça faydalı görülmektedir. Birçok durumda, önemli parametrelere ait grafikleri çizmek, KOİ kütile dengesi oluşturmak ve belirtildiği gibi elde edilen istatistiki verinin analizini yapmak yeterli olmaktadır. Yapılan tüm pilot ölçekli çalışmaların tek amacının kararlı haller için minimum tank hacimlerini bulmak olduğu düşünülmemelidir. Aynı zamanda, alıcı ortamın güvenilir bir şekilde korunması da bu uygulamaların temel amaçlarından biri olmalıdır.

ÖRNEK 8-1:

Organik kimyasallar üreten bir fabrikada oluşan atıksuların arıtılması için alternatif aerobik bir arıtma sistemi planlamaktadır. Mevcut yasal mevzuat, ortalama çıkış BOİ konsantrasyonunun 30 mg/L'den düşük olması gerektiğini belirtmektedir. Prototip atıksu karakteristikleri şu şekildedir: Debi: 3410 m³/gün, BOİ₅: 650 mg/L (24 saat dengeleme ardından), AKM: 0.

Aşağıdaki tabloda, pilot ölçekli tam karışımli aktif çamur sisteminden elde edilen veriler sunulmaktadır. Tasarım katsayıları $\alpha=0,55$ (kütile verim oranı), $k_b=0,20$ gün⁻¹ (içsel solunum hızı katsayısı) ve $\alpha'' = 1,23$ (BOİ_w/BOİ₅) pilot tesisin işletme verilerinden elde edilmiştir. b'' katsayısı genellikle 1,42 (g KOİ /g UAKM) olarak alınan sabit bir değerdir.

Tablo 8-7. Pilot ölçekli tesise ait veriler (çamur geri devri olan havalandırmalı sistem) (Emde ve Kroiss 1983)

t gün	S ₀ mg/L	S _e mg/L	S _r mg/L	X _v mg/L	G gün	ΔX _v mg/L/gün	F/M kg/kg	X _e mg/L	x
2,17	650	5	647	3000	66	45	0,1	9	0,19
1,08	650	10	642	3000	28	107	0,2	10	0,35
0,54	650	19	631	3000	9,7	309	0,4	12	0,54
0,363	650	29	622	3000	5,1	588	0,6	20	0,62
0,27	650	40	610	3000	4,1	731	0,8	35	0,66
0,217	650	48	602	3000	2,6	1154	1	50	0,69
0,108	650	90	560	3000	1,2	2500	2	80	0,74

S₀: Giriş atıksuyu BOİ₅ konsantrasyonu, mg/L

S_e: Çıkış atıksuyu çözünebilir BOİ₅ konsantrasyonu, mg/L

S_r: Giderilen BOİ₅ konsantrasyonu, mg/L

X_v: UAKM konsantrasyonu, mg/L

G: Çamur yaşı, gün

ΔX_v: Çamur oluşum oranı, mg/L/gün

F/M: Besi-mikroorganizma oranı, kg/kg

X_e: Çıkış atıksuyu UAKM, mg/L

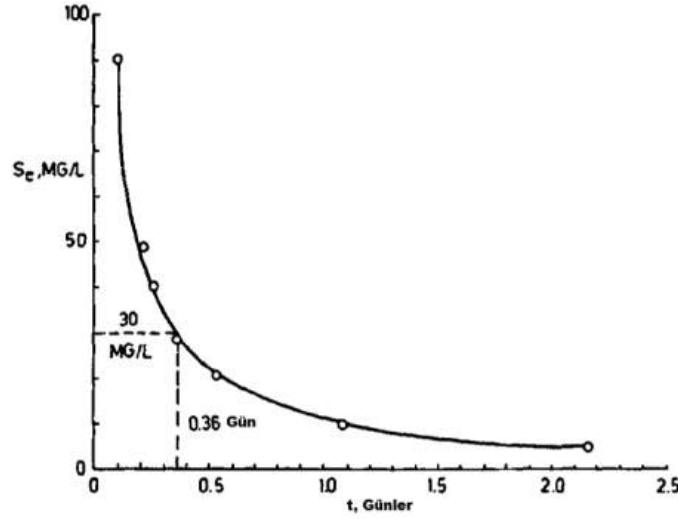
x: Bozunabilir fraksiyon, ondalık cinsinden

Çözüm:

Prototipe ait substrat giderimi, çamur oluşumu ve oksijen ihtiyacı aşağıdaki hesaplamalar ile belirlenmiştir:

(1) BOİ Giderimi. BOİ giderimine ait veriler Şekil 8-36-Şekil 8-38'de gösterilmiştir. İstenen BOİ çıkış konsantrasyonuna ulaşabilmek için, havalandırma periyodu (t) 0,36 gün veya üzerinde olmalıdır:

$$t = \frac{S_r}{kX_v S_e} = \frac{620}{0,02 \times 3000 \times 30} = 0,344 \text{ gün}$$



Şekil 8-36. Pilot ölçekli sisteme ait BOİ giderim verileri (Emde ve Kroiss 1983)

Hız sabiti aşağıdaki denklem kullanılarak belirlenmiştir:

$$kS_e = \frac{S_r}{X_v t} = \frac{620}{0,344 \times 3000 \times 30} = 0,02 \text{ gün}^{-1}$$

Toplam çıkış BOİ konsantrasyonu, çözünebilir toplam BOİ ve bozunabilir AKM'nin 5 günlük oksijen eşdeğerinin toplamıdır:

$$BOİ_{(S_e)} = S_e + 5(b''k_b x X_{v_e})$$

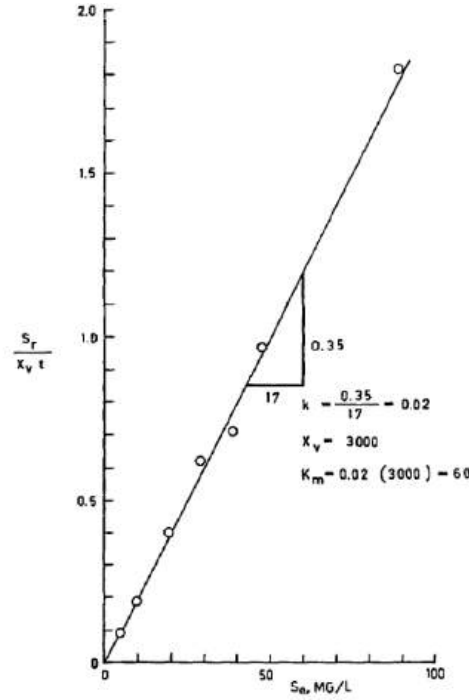
$$BOİ_{(S_e)} = 30 + 5 \times 1,42 \times 0,2 \times 0,62 \times 20 = 30 + 17,6 = 47,6 \text{ mg / L}$$

Bu sebeple 0,54 gün civarındaki havalandırma periyodu istenen kalitede çıkış konsantrasyonuna ulaşmak için gereklidir:

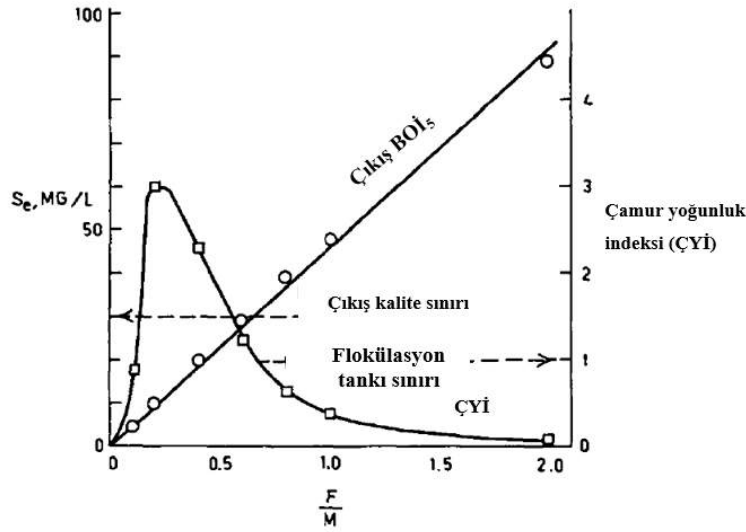
$$BOİ_{(S_e)} = 19 + 5 \times 1,42 \times 0,2 \times 0,54 \times 12 = 19 + 9 = 28 \text{ mg / L}$$

Bununla birlikte; çamur kabarmasından kaçınılması isteniyorsa, F/M değeri belli bir aralıkta tutulmalıdır.

$$t = \frac{24S_0}{(F / M) X_v} = \frac{24 \times 650}{0,66 \times 3000} = 7,9 \text{ saat} = 0,33 \text{ gün}$$



Şekil 8-37. Pilot ölçekli sisteme ait BOİ giderim hız sabitinin bulunması (Emde ve Kroiss 1983)



Şekil 8-38. Yüklemin BOİ₅ giderimi ve çamur yoğunluk indeksi (ÇYİ) üzerindeki etkisi (Emde ve Kroiss 1983)

Havalandırma süresi BOİ₅ giderim verimi üzerinden hesaplanacaktır. Arıtma tesisindeki F/M değeri aşağıdaki formül kullanılarak belirlenebilir:

$$\frac{F}{M} = \frac{24 \times 650}{13 \times 3000} = 0,40 \text{ kg KOİ} / \text{kg UAKM}$$

BOİ₅ giderimi de aşağıdaki ifade ile ilişkilendirilebilir:

$$k_M = \frac{S_r}{t.S_e}$$

Dolayısıyla, giderilemeyen substrat BOİ₅ çıkışta aşağıdaki değeri alacaktır:

$$S_e = \frac{631}{0,54 \times 60} = 19 \text{ mg / L}$$

Ayrıca giriş BOİ₅ konsantrasyonu esas alınarak, çözünebilir çıkış BOİ₅ konsantrasyonu aşağıdaki gibi hesaplanabilir:

$$F = \frac{F_i}{k_M t + 1} = \frac{650}{60 \times 0,54 + 1} = 19 \text{ mg / L}$$

(2) Çamur Oluşumu. Giderilen BOİ'nin hücre oluşumu için kullanması nedeniyle arıtma sisteminde zamanla katı madde birikimi görülecektir. Hücre oluşumu, oluşan hücre malzemenin bir bölümünün ardışık oksidasyonu ile kısmen dengelenir. Bu nedenle, çözünebilir atıklar için, arıtma sistemindeki UAKM konsantrasyonu, canlı hücreler ve organik bozunamayan hücre oksidasyon kalıntılarından oluşacaktır. Çözünebilir atıklar için, belirli bir çamur yaşında arıtma sistemindeki uçucu askıda katı madde (UAKM) konsantrasyonu aşağıdaki şekilde ifade edilebilir:

$$X_v = \frac{\frac{aS_r}{t}}{\frac{1}{G} + xk_b} = \frac{\frac{0,55 \times 629}{0,54}}{\frac{1}{9,7} + 0,54 \times 0,2} = 3035 \text{ mg / L}$$

Bu değer aynı zamanda başka yöntemler ile de hesaplanabilir:

$$\begin{aligned} \Delta X_v &= \frac{aS_r}{t} - k_b \times X_v \\ &= \frac{0,55 \times 629}{0,54} - 0,2 \times 0,54 \times 3035 \\ &= 640,65 - 328 = 312,65 \text{ mg / L / gün} \end{aligned}$$

$$\Delta X_v \cdot G = X_v$$

$$X_v = 312,65 \times 9,7 = 3033 \text{ mg / L / gün}$$

Diğer bir yöntem aşağıda verilmektedir:

$$M_a = \frac{K_s F}{\frac{1}{t_s} + K_e} = \frac{0,55 \times 60 \times 19}{\frac{1}{9,7} + 0,2} = 2069 \text{ mg / L}$$

$$M_e = 0,24 \times K_e \times M_a \times t_s = 0,24 \times 0,2 \times 2069 \times 9,7 = 963 \text{ mg / L}$$

$$M_{T_v} = M_a + M_e = 2069 + 963 = 3032 \text{ mg / L}$$

Atıksuda inert katı madde bulunması halinde, bunlar da arıtma sisteminde birikecektir:

$$\Delta X_v = \frac{aS_r}{t} + fX_0 - bX_v$$

(3) Oksijen İhtiyacı. Oksijen hücresel malzemenin sentezi ve oksidasyonu için gereklidir:

$$R_r = \frac{a'S_r}{t} + b''k_b \chi X_v = \frac{0,45 \times 629}{0,54} + 1,42 \times 0,2 \times 0,54 \times 3000$$

$$= 524 + 460 = 984 \text{ mg/L/gün} = 41 \text{ mg/L/saat}$$

Diğer bir yöntem aşağıda verilmektedir:

$$O_u = \frac{a''(F_i - F)}{t} - \frac{b''(M_a + M_e)}{t_s}$$

$$O_u = \frac{1,23(629)}{0,54} - \frac{1,42(3000)}{9,7} = 1433 - 439 = 984 \text{ mg / L / gün} = 41 \text{ mg / L / saat}$$

9. DAMLATMALI FİLTRELERDE MODEL-PROTOTİP İLİŞKİLERİ

İzzet Öztürk

9.1. Boyuna Dispersiyon ve Organik Madde Giderimi

Biyolojik filtrelerde, reaksiyona giren bir madde (reaktant) olan atıksu akımı, katalizör vazifesi gören bir biyofilm tabakası içinden geçirilir. Atıksudaki organik maddelerin giderimi, maddenin biyofilme iletilmesine ve oradan mikroorganizmalar tarafından tüketilmesine (özümlemesine) bağlıdır. Özümleme hızı, kimyasal reaksiyonların hız katsayısına tekabül eden bir k hız sabiti cinsinden birinci mertebeden bir reaksiyon denklemiyle ifade edilir (Muslu, 1996):

$$\frac{dC}{dt} = -kC \quad (9-1)$$

Burada;

C: Besi maddesi konsantrasyonu, ML^{-3}

k: Reaktörün toplam organik madde giderme sabiti, T^{-1}

t: Temas (arıtma) veya akış süresi

'dir.

Biyolojik filtredeki arıtma sürecini incelemekte kullanılabilecek en basit fiziksel model, eğik düzlem şeklinde düz bir yüzey veya reaktördür (Şekil 9-1). Bu tür bir basitleştirmenin faydası hidrolik hesapların kolaylıkla yapılabilmesi ve önerilen modelin plastik dolgulu filtreleri çok iyi temsil etmesidir. Eğik düzlem modellenli filtrelerin akım rejimi laminerdir. Bu sebeple de madde iletimi, moleküler difüzyon ve konveksiyonla olur.

Şekil 9-1'deki gibi iki boyutlu bir laminar akım alanında korunan maddelerin dispersiyonu aşağıdaki kısmi diferansiyel denklemle yazılabilir:

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - W \frac{\partial C}{\partial x} - \frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (9-2)$$

Burada x ve y bir noktanın koordinatlarını; u, x doğrultusundaki hız bileşenini; h sıvı filmi kalınlığını ve D moleküler difüzyon katsayısını gösterir. Bir kesitte bütün noktalarda konsantrasyon ve hızın aynı olduğu, yani y ile değişmediği farz edilirse, bu duruma karşı gelen bir boyutlu dispersiyon olayı için;

$$\frac{\partial C}{\partial y} = 0; \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} = 0 \quad (9-3)$$

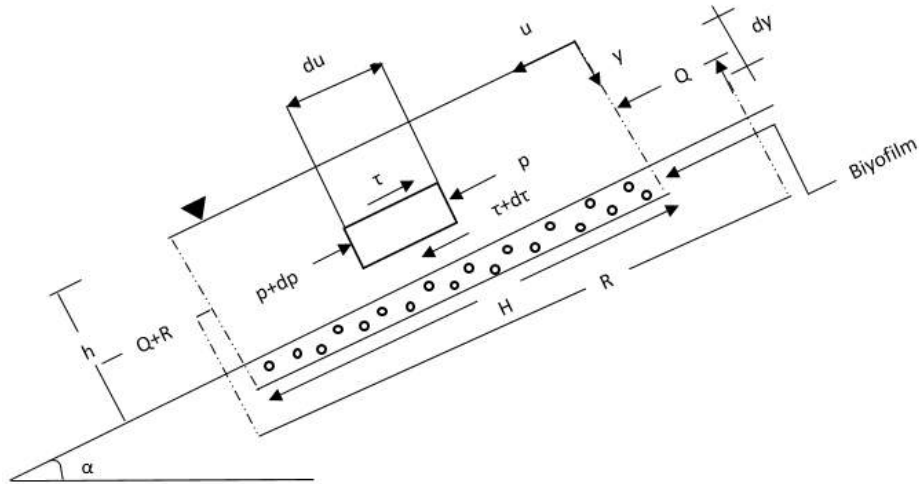
$$\bar{u} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \bar{u} \frac{\partial C}{\partial x} - \frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (9-4)$$

İfadeleri yazılabilir. Denklem (9-4)'teki hız bileşenleri için, $u = \bar{u}$ = ortalama hız yazılabilir. Burada $\bar{D}$ bir boyutlu dispersiyon katsayısını gösterir. Kararlı hâl için,

$$\frac{\partial C}{\partial t} = 0 \quad (9-5)$$

$$\bar{D} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \bar{u} \frac{\partial C}{\partial y} = 0 \quad (9-6)$$

olur.



Şekil 9-1. Sentetik malzemeli bir damlatmalı filtrenin eğik bir düzlem şeklindeki modeli (Muslu, 1996)

Korunmayan (biyobozunur) maddeler halinde, süreklilik prensibi sebebiyle Denklem (9-6)'ya, besi maddesi giderim hızını ifade eden biyolojik reaksiyon terimi (k_c) ilave edilmelidir:

$$\bar{D} \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \bar{u} \frac{\partial C}{\partial y} - k_c = 0 \quad (9-7)$$

Danckwerts (1953) ve daha sonra Wehner ve Wilhelm (1956), yukarıdaki denklemi analitik olarak çözmüşlerdir (Bakınız: Bölüm 5.4).

Wehner ve Wilhelm denkleminde (EK-2 Tablo) C/C_i terimi, terimi, çıkıştaki kalan madde konsantrasyonunun, başlangıç konsantrasyonuna oranını ifade eder. Giderilen madde oranı, yani biyolojik verim,

$$\eta = 1 - (C/C_i) \quad (9-8)$$

olur. İdeal piston akım şartlarında $\bar{D}$ dolayısıyla $d = 0$

$$C/C_i = \exp(-kt) \quad (9-9)$$

olur. Tam karışımli sistemlerde ise $d = \infty$ olur. Bu takdirde çıkış konsantrasyon oranı,

$$C/C_i = 1/(1+kt) \quad (9-10)$$

denklemleriyle ifade edilir.

Gerçek uygulamalarda ise, karışım olayının derecesine, reaktörün geometrisine, giriş ve çıkış yapılarının şekline ve ilave diğer faktörlere bağlı olarak, dispersiyon sayısı geniş ölçüde değişir. Bu yüzden her bir özel hal için d 'nin bilinmesine ihtiyaç vardır. Bu düşünce ile literatürde damlatmalı filtrelerin eğik düzlem modellerinde, hidrolik ve geometrik özellikler yardımıyla, $\bar{D}$ dispersiyon katsayısının hesabı için, birçok bağıntı geliştirilmiştir. Örnek olarak,

$$\bar{D} = \frac{2q^2}{105D} \quad (9-11)$$

ifadesi bunlardan biridir.

Burada q , eğik düzlemin birim genişliğinden geçen debiyi ve D moleküler difüzyon katsayısını göstermektedir. Sıvı derinliği h olan laminar film akımı için birim genişlik debisi,

$$q = \bar{u}h \quad (9-12)$$

denklemleriyle verilmiştir. Buna göre dispersiyon sayısı,

$$d = \frac{\bar{D}}{\bar{u}h} = \frac{1}{\bar{u}h} \frac{2q^2}{105D} \quad (9-13)$$

olur.

9.2. Plastik Malzemeli Filtrelerde Hidrolik Rejim

Bu tip filtreler, muntazam istifli tabakalardan (blok veya plakalar) meydana gelir. Bunların laboratuvar modelleri eğik düzlemlerden ibarettir. Oleszkiewicz ve Eckenfelder (1974) de bu tip modeller üzerinde deneysel çalışmalar yapmışlardır. Oleszkiewicz ve Eckenfelder (1974)'a göre, gerek prototipte gerekse modelde, küçük debilerde akım kanallara ayrılmakta, bu esnada sıvı ile kaplı ıslak yüzey, toplam özgül yüzey alanının %40'ına kadar inmektedir. Yani akış kesitinin ancak %40'ından sıvı geçtiği, geri kalan %60'ı ise kuru kaldığı için birim genişlik debisinin gerçek değeri, her tarafın su ile kaplı olmasına nazaran 2,5 misli kadar daha büyüktür. Debi artarken akım rejimi de değişmektedir.

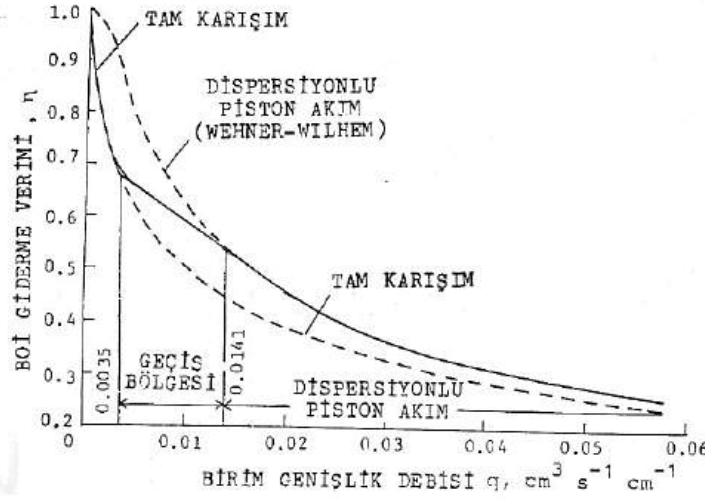
Oleszkiewicz ve Eckenfelder (1974)'ın ölçümlerine göre, $\sim 30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ değerinde bir hidrolik yükleme altında, filtrelerin bütün özgül yüzeyi sıvı ile kaplanmaktadır. Buna filtreyi ıslatan minimum debi denilebilir. Bu debi civarında sıvı iyice birbiriyle karışmakta ve tam karışımli reaktörlere yakın şartlar meydana gelmektedir. Debi arttıkça sıvı ipçikleri muntazam hale gelmekte, $120\text{-}175 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ gibi yüksek hidrolik yüklerde dispersiyonlu akım şartları kendini göstermektedir. Bu ölçme neticelerinin ışığında, Denklem (9-11) veya (9-13) ile dispersiyon katsayısının veya sayısının hesaplanacağı debi aralıkları için aşağıdaki kabuller yapılabilir:

- (1) Akımın kanallara ayrıldığı küçük debilerde dispersiyonlu piston akım şartları hüküm sürer. Değerlendirilen deney neticeleri bu bölgenin üst sınırının $\sim 9 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ veya $0,01 \text{ cm}^3/\text{cm}^2.\text{s}$ civarında olduğunu göstermektedir. Çok küçük debilerde piston akım modeli geçerli olur. $30 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ veya $0,03 \text{ cm}^3/\text{cm}^2.\text{s}$ civarındaki hidrolik yüklerde ise bütün filtre yüzeyi ıslak hale gelerek, konsantrasyonlar tam karışımli reaktörlere ait Denklem (9-10)'a göre hesaplanabilir. Bu iki değer arasında bir geçiş bölgesi mevcuttur. Değerlendirilen deney neticelerine göre, tam karışımli akım bölgesinin üst sınırı $\sim 45 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ veya $0,05 \text{ cm}^3/\text{cm}^2.\text{s}$ değerlerine kadar çıkmaktadır.
- (2) $120\text{-}175 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ gibi yüksek yüklemelerde, çıkış konsantrasyonu dispersiyonlu piston akımlara ait denklemle hesaplanabilir. Çok büyük debilerde hız çok büyük, akış zamanı ise çok küçük olur. $45 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ ve $120 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{gün}$ (veya $0,05$ ve $0,13 \text{ cm}^3/\text{cm}^2.\text{s}$) hidrolik yükleri arasında tam karışımli akımdan, dispersiyonlu piston akıma geçilen bir bölge mevcuttur.

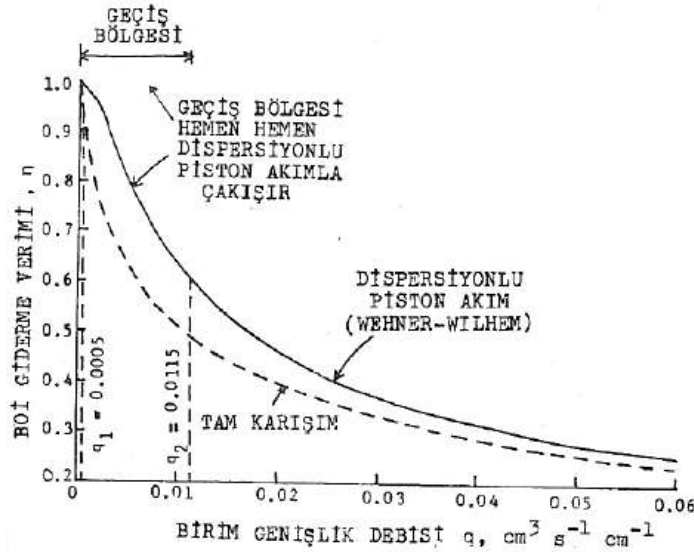
9.3. Taneli Malzemeli Filtrelerde Hidrolik Rejim

Taneli malzemeden yapılmış filtrelerde birim genişlik debisi $q = Q/A.S$, $A = \pi D^2/4$, $S = \pi/d$, d (tane çapı) olmak üzere hidrolik rejim, düzlem yüzeyli sentetik malzemeli filtrelerdekinden farklıdır. Bu halde küçük debilerde tanelerin altında damlalar teşekkül eder ve akım rejimi tam karışımli reaktörlerdekiye yaklaşır. Büyük debilerde ise dispersiyonlu piston akım şartları

hüküm sürer ve Wehner-Wilhelm denklemi (EK-2 Tablo) kullanılabilir. Bu iki durum arasında ise bir geçiş bölgesi mevcuttur (Şekil 9-2 ve Şekil 9-3).



Şekil 9-2. Tam karışım ve piston akım şartları için giderilen BOİ oranının birim genişlik debisi ile değişimi (Muslu, 1996)



Şekil 9-3. Geçiş bölgesi ve tam karışım şartları için giderilen BOİ oranının birim genişlik debisi ile değişimi (Muslu, 1996)

9.4. Dispersiyonlu Akım Modelleri

Fair-Geyer-Okun Modeli. Fair vd. (1968), "Water and Wastewater Engineering" isimli eserlerinin ikinci cildinde biyolojik sistemlerde arıtma kinetiğini, n ve k ile gösterilen iki katsayının fonksiyonu olarak ifade etmektedirler. $n > 0$ için, bu bağıntı,

$$\frac{C}{C_i} = \frac{1}{(1+nkt)^{1/n}} \quad (9-14)$$

denklemleri ile verilir. Burada k, reaksiyon hızı katsayısını, t temas (=bekletme) zamanını ve n arıtma süreci sırasında ortaya çıkan bir gecikme faktörünü ifade eder. Bundan önceki bölümdeki notasyonlarla karşılaştırıldığında k birinci mertebe kinetiğindeki reaksiyon hız sabitine ve n dispersiyon sayısına karşılık gelmektedir. n küçüldükçe, C/C_i de küçülür. Yani akım rejimi, piston akıma yaklaşır. Fair vd. (1968)'e göre arıtma kinetiğini ifade eden denklem, n=0 için,

$$\frac{C}{C_i} = \exp(-kt) \quad (9-15)$$

ve n = 1 için

$$\frac{C}{C_i} = \frac{1}{1+kt} \quad (9-16)$$

olur. Görüldüğü üzere yarı ampirik ve çok daha değişik bir yolla daha önceki kısımda verilen denklemlerin benzerleri elde edilmiş olmaktadır (Muslu, 1996).

Atkinson ve Eckenfelder Modeli. Biyolojik üniteye giren ön çökeltim havuzu çıkış sularının BOİ (=organik madde konsantrasyonu) C_i ve son çökeltim havuzundan çıkan arıtılmış suların BOİ'si C ile gösterilirse, tesisin biyolojik verimi ($\eta_b = 1 - (C/C_i)$) birçok farklı faktöre bağlıdır. Damlatmalı filtrelerde biyolojik verim üzerinde organik ve hidrolik yükün önemli etkileri vardır. η_b biyolojik arıtma verimini bu faktörlere bağlı olarak ifade etmek için birçok araştırmacı çalışmıştır. Biyolojik tabakanın karakteristiklerinin kararlı (stabil) olmaması ve hidrolik özelliklerin önceden tahmin edilememesi sebebiyle, damlatmalı filtrelerin genel bir kinetik modelinin geliştirilmesi çok zordur. Aşağıda, daha önce açıklanan modellerle ifade edilebilmeleri sebebiyle, Atkinson ve Eckenfelder'in çalışmaları özetlenmiştir (Muslu, 1994).

Atkinson ve How (1974) biyofilme difüzyonla madde iletiminin reaksiyon hızını kontrol ettiğini ve sıvı tabakası içinde hiçbir konsantrasyon gradyanı olmadığını kabul ederek, biyofilm tarafından tüketilen besin maddesi miktarını veren denklemler geliştirmiştir. Bu bağıntılar, Monod formülündeki K_c (K_s) katsayısının, C_i yanında oldukça büyük olması özel halinde,

$$C/C_i = \exp[-(fLk)(bH/Q)] \quad (9-17)$$

ifade edilebilir. Burada H akış uzunluğunu; b biyofilmle kaplı yüzey genişliğini ve k maksimum özgül besin maddesi tüketim hızını gösterir. L biyofilm kalınlığı ve f bir orantılılık sabitidir. Q, eğik düzlem üzerinde akan debidir. Geri dönen sularla, tasfiye edilmek için filtreye gelen

çökeltilmiş sular birbiriyle karıştırıldıktan sonra filtreye verilir. Bu karışımın BOİ'si yukarıdaki denklemde C_i sembolüyle gösterilmiştir. Denklem (9-17)'nin kullanılabilmesi için f , L ve k katsayılarını tayin etmek gerekir. Bu denklemin şekli, Eckenfelder (1966) tarafından verilen aşağıdaki bağıntıya benzer:

$$C/C_i = \exp \left[-KHS^m (A/Q)^n \right] \quad (9-18)$$

Burada,

K : Gözlenen reaksiyon hız sabiti (genel olarak pilot filtre deneylerinden bulunur),
m/gün

H : Filtre uzunluğu, m

S : Filtrenin özgül yüzey alanı, m^2/m^3

A : Filtrenin enkesit alanı, m^2

Q : Debi, $m^3/gün$

m , n : ampirik katsayılar

'dır. Gerçek biyofilm yüzeyi, bH , filtre yatağındaki dolgu malzemesi toplam yüzeyine tekabül eder ve Bölüm 9.3'te açıklandığı üzere $S(AH)$ şeklinde hesaplanabilir. Bu sebeple,

$$\frac{bH}{Q} = \frac{SAH}{Q} \quad (9-19)$$

olur. Buna göre Denklem (9-17),

$$C/C_i = \exp \left[-(fLk)(SH)(A/Q) \right] \quad (9-20)$$

şeklinde yazılabilir. Denklem (9-18) ve (9-20) birbiriyle karşılaştırılırsa (fLk) çarpımının, Eckenfelder bağıntısındaki karşılığını bulmak için $m = n = 1$ kabul etmek gerekir. Böylece,

$$K = fLk \quad (9-21)$$

olur. Denklem (9-17) ve (9-18) aşağıdaki ifadeler yardımıyla daha genel bir şekilde yazılabilir.

$$\frac{bH}{Q} = \frac{SAH}{Q} = \frac{SH}{Q/A} = \frac{SH}{Q_A} = \frac{H}{Q_A/S} = \frac{H}{q} \quad (9-22)$$

$$\frac{A}{Q} = \frac{1}{Q/A} = \frac{1}{Q_A} \quad (9-23)$$

Burada, $q = Q/b$ birim genişlik debisini göstermektedir. Böylece mesela Denklem (9-17) yerine,

$$C/C_i = \exp[-(fLk)(H/q)] \quad (9-24)$$

yazılabilir. K veya (fLk) terimi, pilot tesisi deneyi neticelerinden bulunur.

Damlatmalı Filtrelerle İlgili Laboratuvar ve Pilot Ölçekli Tesis Deneylerinde Kullanılan Verim Denklemleri. Damlatmalı filtrelerin pilot tesis deneylerine dayalı tasarımında esas alınan kinetik modelleme yaklaşımları ile kullanılan formüller Tablo 9-1’de verilmiştir (Eckenfelder ve Quirk, 1983). Tablo 9-1’den görüldüğü üzere, damlatmalı filtre performansları en genel haliyle, farklı reaksiyon kinetiği esas alınarak ilgili ampirik denklemlerle ifade edilmiştir.

Tablo 9-1. Sentetik dolguları kule tipi damlatmalı filtre tasarımında kullanılan performans bağıntıları (Eckenfelder ve Quirk, 1983)

<i>Bozulma Kinetiği</i>	<i>Denklem (n = 1)</i>	<i>Denklem (n < 1 ve m > 0)</i>
<i>Sıfırıncı Derece Reaksiyon</i>	$1/f = 1 - [k / (F/M)]$	$1 / f = 1 - \left[\frac{k(H)^{(1-m)}}{S_a(q)^n} \right]$
<i>Birinci Derece Reaksiyon</i>	$f = \exp (k (H/q))$	$f = \exp \left[\frac{k(H)^{(1-m)}}{q^n} \right]$
<i>Basit Gecikmeli Reaksiyon</i>	$f = 1 + k (H/q)$	$f = 1 + k \left[\frac{(H)^{1-m}}{q^n} \right]$
<i>Konsantrasyona Bağlı Reaksiyon</i>	$f = \exp(k / (F/M))$	$f = \exp \left[\frac{k(H)^{(1-m)}}{S_a(q)^n} \right]$

Not: $F/M = H/(U.S_a)$, $U = (Q+R)/w$, $S_a = S_0$ veya C_i , $f = S_0/Se$ veya C_i/C , $q=U.A_v$, A_v : Dolgu malzemesi özgül yüzey alanı (m^2/m^3 malzeme)

Laboratuvar Ölçekli Damlatmalı Filtre Sistemleri. Laboratuvar ölçekli tesisler, uygun verim denklemi ve hız sabitini belirlemek üzere kullanılmaktadır. Genelde uygulanan yaklaşım, Tablo 9-1’deki formüllerin doğrusal (lineer) hale getirilen halleri ile çalışılmasıdır. Birinci mertebe kinetiğine dayalı giderim verimi ifadesi ile ilgili bir uygulama aşağıda verilmiştir:

n = 1 için,

$$f = \frac{C}{C_i} = \exp (-k(H/q)) = \exp (-k_{20} \theta^{At} (H/q)) \quad (9-25)$$

ifadesinde, her iki tarafın peş peşe iki kez logaritması alınıp düzenlenirse,

$$\log \left[\frac{H \theta^{At}}{2,3 \log(f)} \right] = \log(q) + \log(1/k_{20}) \quad (9-26)$$

lineer eşitliği elde edilir. Bu ifade eğik düzlem reaktöründe elde edilen deneysel verilere uydurularak eğimi 1'e eşit olan doğrunun yatay eksenini ($\log(q)$) kesim noktasından, $\log(1/k_w)$ ve k_{20} bulunabilir. Benzer şekilde lineer hale getirme yöntemiyle Tablo 9-1'deki konsantrasyona bağlı ve sıfırıncı mertebe kinetiği formülleri için de uygulama yapılabilir.

Pilot Ölçekli Damlatmalı Filtreler (DF). Pilot ölçekli DF sistemleri için de Tablo 9-1'deki ifadeler lineerleştirilerek uygun kinetik ve model sabitleri belirlenebilir. $m = 0$ için birinci mertebe kinetiği esaslı lineerleştirilmiş DF denklemi,

$$\log \left[\frac{H\theta^{\Delta t}}{2,3\log(f)} \right] = n \cdot \log(q) + \log(1/k_{20}) \quad (9-27)$$

olarak elde edilir. Bu ifadeyle verilen doğrunun eğimi n , $q = 1$ 'de yatay eksenini kesim noktası ise $\log(1/k_{20})$ 'dir.

Tablo 9-1'deki 4 tür kinetik yaklaşımı temsil eden lineerleştirilmiş denklemler arasından, genelde korelasyon katsayısı en yüksek olanı pilot tesis deneylerini temsil edici kinetik model ifadesi olarak seçilir.

Plastik yataklı/dolgulu filtre tasarımında yaygın kullanılan ve tadil edilmiş Velz (1948) denklemi olarak isimlendirilen ifade aşağıda verilmiştir:

$$S_e = \frac{S_0}{(R+1) \exp \left(\frac{k_{20} A_s h \theta^{T-20}}{[q(R+1)]^n} \right) - R} \quad (9-28)$$

Bu ifadede,

S_e : Çökelme sonrası damlatmalı filtre çıkış BOI_5 'i, mg/L

S_0 : DF girişindeki BOI_5 değerini, mg/L

k : Atıksu arıtılabilirlik ve yatak malzemesi katsayısını $(L/s)^{0,5}/m^2$, $n = 0,5$ için

h : Dolgu malzemesi yüksekliğini, m

q : Geri devir hariç hidrolik yükü, $L/m^2.s$

n : Dolgu yatak malzemesi sabitini, (-)

göstermektedir.

Pilot ve gerçek ölçekte plastik dolgulu DF sistemleri için genelde $n = 0,5$ alınabilmektedir. Dow Chemical Company (ABD) tarafından 140'ı aşkın pilot tesis denemeleri sonunda, $h = 6,1 \sim 6,7$ m dolgu yüksekliği için k katsayısının,

$$k_2 = k_1 \left(\frac{h_1}{h_2} \right)^{0,5} \left(\frac{S_1}{S_2} \right)^{0,5} \quad (9-29)$$

eşitliğine tabi olduğu gösterilmiştir. Burada,

k_2 : Belirli bir h_2 plastik dolgu yüksekliği için normalize edilmiş arıtılabilirlik ve yatak malzemesi katsayısını

k_1 : $h_1 = 6,1$ m dolgu yüksekliği ve $S_1 = 150$ mg BOI_5 /L'ye karşı gelen katsayıyı (Tablo 9-2)

h_1 : 6,1 m dolgu yüksekliğini, m

h_2 : Yere özgülü çalışılan dolgu malzemesi yüksekliğini, m

göstermektedir. Dow Chemicals Fiması tarafından $T = 20^\circ\text{C}$ için normalize edilmiş k_1 değerleri Tablo 9-2'de topluca verilmiştir.

Tablo 9-2. Farklı atıksular için pilot ölçekli tesislerdeki k_1 değerleri (Tchobanoglous vd., 2014)

<i>Atıksu Türü</i>	<i>k_1 değeri (L/s)^{0,5}/m²</i>
<i>Eysel</i>	0,210
<i>Konserve meyve endüstrisi</i>	0,181
<i>Ambalaj kağıdı endüstrisi</i>	0,108
<i>Et paketlenme endüstrisi</i>	0,216
<i>İlaç endüstrisi</i>	0,221
<i>Patates endüstrisi</i>	0,351
<i>Rafineri</i>	0,059
<i>Şeker endüstrisi</i>	0,165
<i>Süt endüstrisi</i>	0,170
<i>Tekstil endüstrisi</i>	0,107

k_2 katsayısının sıcaklık düzeltilmesi,

$$k_T = k_{20} (1,035)^{T-20} \quad (9-30)$$

eşitliği ile yapılabilmektedir.

10.HIZLI KUM FİLTRASYONU, ADSORPSİYON VE İYON DEĞİŞTİRME SİSTEMLERİYLE İLGİLİ FİZİKSEL MODELLEME ESASLARI

İzzet Öztürk, Malhun Fakıoğlu

10.1.Hızlı Filtrasyonda Fiziksel Modelleme ve Ölçek Faktörleri

Su arıtımında kullanılan hızlı filtrasyon için genel hidrolik yük (yatak) kaybı, H,

$$H=f [d^{\alpha_1}, D^{\alpha_2}, e^{\alpha_3}, g^{\alpha_4}, h^{\alpha_5}, \epsilon^{\alpha_6}, u^{\alpha_7}, z^{\alpha_8}, \mu^{\alpha_9}, \rho^{\alpha_{10}}, v^{\alpha_{11}}] \quad (10-1)$$

ifadesiyle verilir (Rose, 1945). Burada,

H: yataktaki yük kaybını	ϵ : yatak porozitesini
D: kolon/reaktör çapını	z: partiküllerin şekil faktörünü
d: dolgu/filtre malzemesi çapını	g: yerçekimi ivmesini
e: partikül pürüzlülüğünü	v: sıvının filtreden geçiş hızını
h: yatak derinliğini	μ, ρ : sırası ile süzülen sıvının viskozite ve yoğunluğunu
u: partiküllerin boyut dağılımını	f: matematiksel fonksiyon terimini

göstermektedir. Denklem (10-1) boyut analizi ile çözülürse,

$$H=f \left(\frac{dv}{\mu/\rho} \right)^{\beta_1} \left(\frac{dg}{v^2} \right)^{\beta_2} \left(\frac{h}{d} \right)^{\beta_3} \left(\frac{D}{d} \right)^{\beta_4} \left(\frac{e}{d} \right)^{\beta_5} \epsilon^{\beta_6} u^{\beta_7} z^{\beta_8} \dots \quad (10-2)$$

elde edilir. Bu ifadedeki boyutsuz gruplar deneysel veriler ışığında değerlendirildiğinde, Fair ve Hatch (1933) denklemleriyle benzerlik görülmektedir. Yük kaybı ifadesi için daha sonra Fair vd. (1968) tarafından,

$$H=K.v.\frac{h.\mu.(1-\rho)^2}{g.\rho.\epsilon^3}\left(\frac{G}{S.d}\right)^2 \quad (10-3)$$

denklemini geliştirilmiştir. Burada,

K: bir sabiti (≈ 5)

S: malzeme küresellik faktörünü

göstermektedir.

Hızlı kum filtrasyonu ile ilgili temel fiziksel modelleme faktörleri, Denklem (10-2)'den hareketle;

- (a) Yatak derinliği/kalınlığı, h
- (b) Yatak partikül (malzemesi) büyüklüğü, d, u
- (c) Yatak partikül (malzemesi) şekli, z

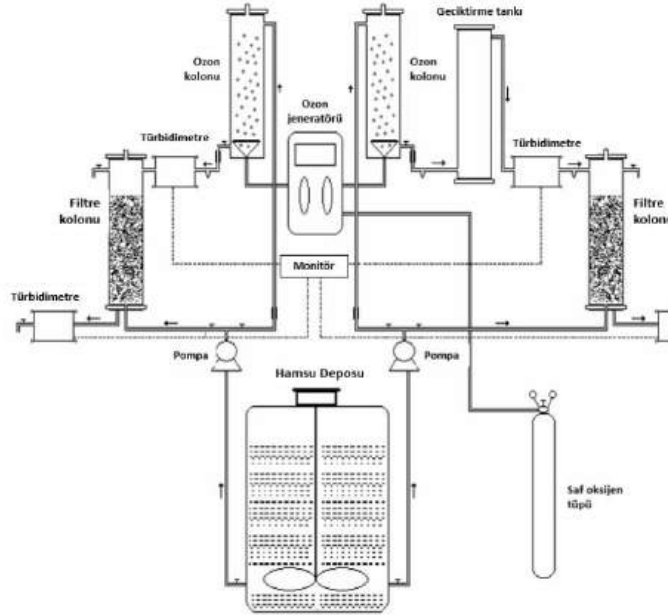
- (d) Yatak porozitesi, ϵ
- (e) Yatak malzemesi düzenlemesi (tek/çok tabakalılık)
- (f) Kolon (reaktör) çapının yatak malzemesi çapına oranı (D/d)

olarak sıralanabilir (Davis, 1983).

Filtrasyon prosesi ile ilgili olarak 140 yılı aşkın bir süreçte yürütülen çalışmalar ışığında aşağıdaki hususlarda genel bir mutabakat sağlanmıştır:

- (a) Matematiksel olarak yeterli seviyede açıklanamasa da, filtrasyon prosesi fiziksel taşınım ve kimyasal tutulma (adsorpsiyon) adımlarını içerir.
- (b) Optimum filtrasyon sistemi tasarımı için laboratuvar araştırmaları (pilot tesis deneyleri) yapılması zorunludur.

Laboratuvar çalışmaları, sahadaki gerçek şartlarla tam benzerlik göstermelidir. Şekil 10-1, örnek bir laboratuvar ölçekli ozon-filtrasyon sistemini göstermektedir. Optimum sistem tasarımı ve işletim koşullarının hedeflendiği deneylerde, tesisten gelen gerçek suyun kullanımının yanında, özellikle mevsimsel sıcaklık ve kalite değişimlerinin tam olarak benzeşiminin sağlanması önem taşır. Özellikle soğuk kış şartlarında dış laboratuvar ortamı ile olan sıcaklık farkının olabildiğince düşük tutulması gerekir.



Şekil 10-1. Laboratuvar ölçekli ozon-filtrasyon deney düzeneği örneği (Önsoy, 2007)

Denklem (10-2) esas alınarak hızlı filtrasyon prosesi ile ilgili daha önce işaret edilen başlıca fiziksel modelleme ölçek faktörleri için bugüne kadar elde edilen tecrübelerden çıkarılan kritik esaslar aşağıdaki gibi özetlenebilir (Davis, 1983).

Yatak derinliği. Filtre malzemesi üniform partikül boyutuna sahipse, filtre çalıştırıldığında başlangıçta akıştan kaynaklanan yük kaybı, malzeme derinliğiyle orantılıdır. Yük kaybı (H) ile malzeme yatak derinliği (h) arasındaki H/h oranı lineer olup, bu oran 1 ile 300'den büyük değerler alabilecek şekilde geniş bir aralıkta değişebilmektedir. Katmanların mükemmel şekilde ayrıldığı, farklı boyuttaki partiküllerden oluşan yatakta toplam yük kaybı, yatağı oluşturan her bir katmandaki yük kaybının toplamına eşittir. Bu yüzden toplam yük kaybı hesaplanırken, katmanların toplam kalınlık içindeki yüzdesi dikkate alınmalıdır.

Filtrasyon prosesinde yatak derinliğinin önemi, tutulan malzemenin boyutu ve yapısı gibi faktörlerce gölgelenmektedir. Örneğın flokülân maddeler üstteki ince boyutlu filtre katmanını tıkama eğilimindedir ve bu durum yük kaybında ani bir artışa sebep olmaktadır. Bu gibi durumlarda kumun alt katmanları yalnızca destek malzemesi görevi görür ve yük kaybı sorunu, filtrenin çalışma süresini kontrol eden temel etmen haline gelir. Fakat ince veya flokülân olmayan madde filtrelendiğinde yatağı nüfuz artar ve yatak derinliği, filtre çalışma süresini belirlemede belirleyici hale gelir.

Yapılan çalışmalar incelendiğinde, laboratuvar ölçekli filtrasyon sistemlerinin, tam ölçekli filtrelerle aynı yatak derinliğinde tasarlandığı görülmektedir. Buradan da anlaşılabileceğı gibi, ölçek büyütmede filtre derinliği için belirlenen faktör 1'e eşittir.

Yatak dane büyüklüğü. Genel olarak, sıvının boşluklu malzemeden geçişı esnasında oluşan yük kaybı, partiküllerin çapıyla ters orantılıdır. Yatakta eşit boyutlu partiküllerin bulunduğı durumda ortalama partikül çapı sabittir. Tek elek aralığında oluşan malzeme kullanılması durumunda ise ortalama çap, elek gözenek açıklığının aritmetik ortalaması veya farklı boyutlardaki ardışık elek gözenek açıklıklarının karesinin toplamının karekökü alınarak hesaplanan geometrik ortalaması olarak alınır.

Farklı kum boyutlarından meydana gelen yataklar için genellikle “etkin tane çapı” veya ağırlıkça %10'luk tane çapı analizi yardımıyla kum boyutu belirlenmektedir. Belirtilen bu boyut, Hazen (1892)'a göre bir malzemenin filtrasyondaki davranışını geri kalan %90'luk kısım kadar etkilemektedir. Üniformluk katsayısı ise %60'luk boyutun %10'luk boyuta oranı olarak tanımlanmaktadır.

Laboratuvar çalışmasında partikül boyutu ve boyut dağılımının etkisinin araştırıldığı durumlarda da ölçek faktörü benzer şekilde 1 olarak alınmaktadır. Yapılan çalışmalarda, kum için partikül boyutunu tanımlamada kullanılan etkin çap ve üniformluk katsayısının sırasıyla 0,40-1,05 mm ve 1,21-1,75 mm arasında olduğı görülmüştür. (Weber vd., 1983).

Yatak malzemesi şekli. Bir sıvının boşluklu malzemeden geçişi için oluşturulan çoğu teorik denklem, partiküllerin küresel olduğunu varsaymaktadır. Fakat uygulamada genellikle durum bu şekilde olmadığı için, düzensiz şekle sahip partiküllerden kaynaklı yüzey alanı artışı ve yataktaki porozite artışı için bir düzeltme faktörüne ihtiyaç duyulmaktadır. Malzeme partiküllerinin küresel tane boyutundan uzaklaşması, yüzey alanının artışı dolayısıyla filtrasyon prosesi açısından önem taşımakta olan malzemenin yüzeysel özelliklerini değiştirmektedir. Düzensiz şekle sahip taneler sebebiyle yataktaki porozitenin artışı, bu durum sebebiyle yüzey alanında artış olmasına rağmen, yataktan geçen akışa olan direncin azalmasıyla sonuçlanmaktadır.

Yatak porozitesi. Boşluklu malzemeden oluşan yataktan geçen sıvının akışına ait denklem $(1-P)^{3-n}$ olarak ifade edilmektedir. Burada P, yatağın porozitesi iken n ise akış faktörü olup, laminer akım için 1, tam türbülanslı akım için 2 olarak alınmaktadır. Deneysel çalışma sonuçlarına göre %26-90 arasında porozite oranında bu üstel fonksiyon, boşlukların toplam hacmiyle yatağın geçirgenliği arasındaki ilişkiyi tam olarak temsil etmektedir.

Yatak düzenlemesi. Özel olarak seçilen (hand packed) küresel partiküllerin yataktaki düzeninde, dört temel dizilim için on adet boyutsal versiyon bulunmaktadır. Her bir dizilimin karakteristik porozitesi farklı olmakta, içlerinden %26'lık oranla trigonal (romboedrik) dizilim en düşük poroziteye, kübik dizilim %48 oranında poroziteyle en yüksek porozite değerine sahiptir. Geri yıkama sonrasında filtre kumu yatağa oldukça hızlı bir şekilde çökmektedir. Rastgele seçilen granüler malzemenin bulunduğu yatakların porozitesinin %30-40 arasında değiştiği görülmüştür. Bu şekildeki rastgele dökme dolgulu yataklarda D/d (kolon çapı/partikül çapı) oranının 8'den büyük olduğu durumlarda kanallanmanın azaldığı görülmüştür.

Tam ölçekli tesisten alınan yatak malzemesini içeren laboratuvar ölçekli filtrasyon sistemi çalışmaları, malzeme çapı, porozite ve boyutsal düzen benzerliği sebebiyle ölçek faktörü 1 (bir) olarak kabul edilebilir.

D/d oranı (kolon çapı/partikül çapı). Laboratuvar çalışmalarında en önemli ölçek faktörü filtrenin yüzey alanıdır. Filtrenin kesitsel alanı azaldıkça kolonun duvarlarıyla temas halinde olan malzeme yüzdesi artar. Filtrenin çapının filtre malzemesi partiküllerinin çapına oranı (D/d) küçüldükçe, toplam akış biçimi yüksek D/d oranına sahip filtreye kıyasla farklılaşabilir. Diğer tüm faktörler sabit tutulsa dahi yalnızca birim filtre malzemesi başına düşen duvar alanının artışı önemli farklılığa sebep olabilir.

D/d oranı 20 olan boşluklu malzemeye sahip yataklar için söz konusu değişim veya farkın, deneysel hatanın altında ve gerçek değer %10 civarında olduğu tespit edilmiştir. D/d oranı 50'nin üstünde olan yataklarda ise cidar etkisi (wall effect) tamamıyla ihmal edilebilmektedir. Bu durumda 0,5 mm çaplı kum kullanılan deneysel çalışmalarda kolon çapı 2,5 cm gibi düşük

bir çapta olabilir ve bu boyutta bile tam ölçekli filtrasyon ünitesine benzer sonuçlar elde edilebilir. Laboratuvar ölçekli bir filtrenin alanı için ölçek faktörü bu sebeple değişkendir. Kolon çapını belirlemede sıvı akışının kontrolü önemli hale gelebilir. Mevcut çalışmalardan elde edilen sonuçlardan hareketle, laboratuvar ölçekli filtrenin D/d oranı 25'in üstündeysen laboratuvar ölçekli ve tam ölçekli filtreler arasında önemli bir fark bulunmayacağı söylenebilir.

Biyofiltrasyona Özel Hususlar. Biyolojik granüler aktif karbon (BAK) ünitesinin tasarımında önem arz eden faktörler; su sıcaklığı, malzeme türü, boyutu ve derinliği, filtrasyon hızı, boş yatak temas süresi (empty bed contact time/EBCT), yatak ömrü ve geri yıkama işlemi olarak sıralanabilir. BAK filtreleri için tipik tasarım ve işletim kriterleri Tablo 10-1'de verilmiştir (AWWA, 2012).

Tablo 10-1. BAK filtreleri için tipik tasarım ve işletim kriterleri (AWWA, 2012)

<i>Parametre</i>	<i>Tipik değer aralığı</i>
GAK derinliği, m	1,2-1,8
Kum derinliği, m	0,15-0,30
Filtrasyon hızı tasarım değeri, m/sa	8-12
EBCT, dk	8-12 (ozonla), 12-20 (ozonsuz)
Efektif boyut, mm ve üniformluk katsayısı	Kum: EB=0,45-0,55, UK<1,5
	GAK: EB=1,0-1,3, UK<1,3 (birincil filtre)
	GAK: EB=0,5-0,7, UK<1,8 (ikincil filtre)
Filtre çalışma süresi tasarım değeri, gün	
Ortalama	1
Maksimum	3 (yaz), 5 (kış)
Havayla yıkama (m/sa)	36-55 (1-3 dakika arasında)
Su ve havayla yıkama	
Hava, m/sa	35-38
Su, m/sa	8-12
Yüksek hızda su ile geri yıkama debisi, m/sa	50
Yatak genişlemesi (%)	>10 (minimum)
	30 (tasarım)
Yüksek hızda su ile geri yıkama süresi, dk	10
Filtreden atığa debi, m/sa	5-10

Su arıtımında biyofiltrasyon uygulamalarında antrasit, granüler aktif karbon (GAK) gibi temelde adsorpsiyon kapasitesi bulunan malzemelerin kullanımında sağlanması gereken önemli

hususlardan biri, bu malzemelerin adsorpsiyon kapasitesinin tükenmiş olmasıdır. Bu gerekliliğin sebebi, giderimi amaçlanan kirlетici gideriminin tamamıyla biyofiltrasyon mekanizmasıyla sağlandığından emin olunmasıdır. Biyofiltrasyon ile ilgili literatürdeki güncel çalışmalar aşağıda özetlenmiştir. Bu çalışmaların çoğunda, yatak malzemesi olarak kullanılan aktif karbonun uzun yıllar işletilmiş olan tam ölçekli tesisten temin edildiği görülmektedir. Aynı çalışmalarda yatak malzemesi ile ilgili bilgiler verilmiş, bu bilgilere göre laboratuvar ölçekli tesiste de yatak malzemesi tertibinin, her bir malzemenin yatak kalınlığı aynı olacak şekilde tam ölçekli tesisle birebir örtüşmesi sağlanmıştır.

Beniwal vd. (2018) tarafından yürütölen bir çalışmada, su arıtımında kullanılan pilot ölçekli biyofiltrasyon ünitesinde çift katmanlı filtrelerden üçü, 50 cm kum (d_{10} : 0,5 mm, UK: 1,8) ve 50 cm biyolojik GAK (d_{10} : 0,8 mm, UK: 1,8) içerirken geri kalan diğer üç filtre ise 50 cm kum (d_{10} : 0,5 mm, UK: 1,8) ve tam ölçekli tesisten alınan 50 cm antrasit (d_{10} : 0,85 mm, UK: 1,8) içermektedir. Çalışmada kullanılan aktif karbonun 12 yıllık kullanımın ardından adsorpsiyon kapasitesinin tükenmiş olduğu varsayılmıştır.

Su arıtımında laboratuvar ölçekli biyofiltrasyon sistemini inceleyen bir çalışmada, iki farklı malzeme kullanılmış; bunlardan ilki tam ölçekli tesisin filtrasyon ünitesinden (ön ozonlama-koagölasyon (pıhtılaştırma)-çökeltim üniteleri sonrası) alınan ve en az 5 yıl kullanılmış olan antrasit (d_{10} : 1,2-1,3 mm ve yoğunluk: 650 kg/m³) diğeri ise ozon sonrası filtreden alınan ve en az iki yıl kullanılmış olan BAK (d_{10} : 0,7-0,9 mm ve yoğunluk: 435 kg/m³) olarak belirtilmiştir. Kesikli biyobozunma ve kolon filtrasyonu deneylerinde kullanılan her bir biyofiltrasyon kolonunun, 1 cm çapında, 12 cm uzunluğunda, 6,5 mL'lik yatak hacmine sahip olduğu belirtilmiştir (de Vera vd., 2016).

İki kademeli pilot ölçekli biyofiltrasyon sisteminin incelendiğı başka bir çalışmada ise tam ölçekli tesisi temsil etmesi için pilot tesis ikisi kum/antrasit, diğeri ikisi GAK olmak üzere, iki seri ve iki paralel kolon halinde 4 kolondan (iç çap: 15,24 cm) meydana geldiğı belirtilmiştir. Kum/antrasit filtresi toplamda 76,2 cm derinliğe sahipken GAK filtresi toplam derinliğinin 121,92 cm olduğu belirtilmiş; tüm malzemeler tam ölçekli tesisteki ünitelerden temin edilmiştir (Fu vd., 2017; Fu vd., 2019).

Konvansiyonel su arıtımı ve doğrudan biyofiltrasyon sistemini inceleyen bir çalışmada, filtrelerde 50 cm antrasit (etkin çap d_{10} = 0,85 mm, UK = 1,8) üzerine 50 cm kum (d_{10} = 0,5 mm, UK = 1,8) yerleştirilmiştir. Aynı çalışmada kurulan ikinci bir pilot tesiste ise ozonlanmış suyu filtre eden üç adet filtre kullanılmıştır. Bu biyofiltrelerin ise 50-150 cm GAK altına 15-50 cm kumdan meydana geldiğı belirtilmiştir. Kullanılan tüm yatak malzemeleri, örneklemeden önce en az 4 yıl işletilmiş olup, adsorpsiyon kapasitesinin tükenmiş olduğu varsayılmıştır (McKie vd., 2016).

Biyofiltasyon ile su arıtımını inceleyen başka bir çalışmada, 20 cm kalınlıkta antrasit (etkin çap : 1,05 mm, $UK = 1,48$) ve 100 cm kalınlıkta kum (etkin çap : 0,48 mm, $UK = 1,44$) olmak üzere çift malzemeli filtre kullanılmıştır. Yatak malzemesi, çalışma öncesinde 8 aydan fazla süre ile koşullandırılmıştır (alışma devresi) (Chen vd., 2016).

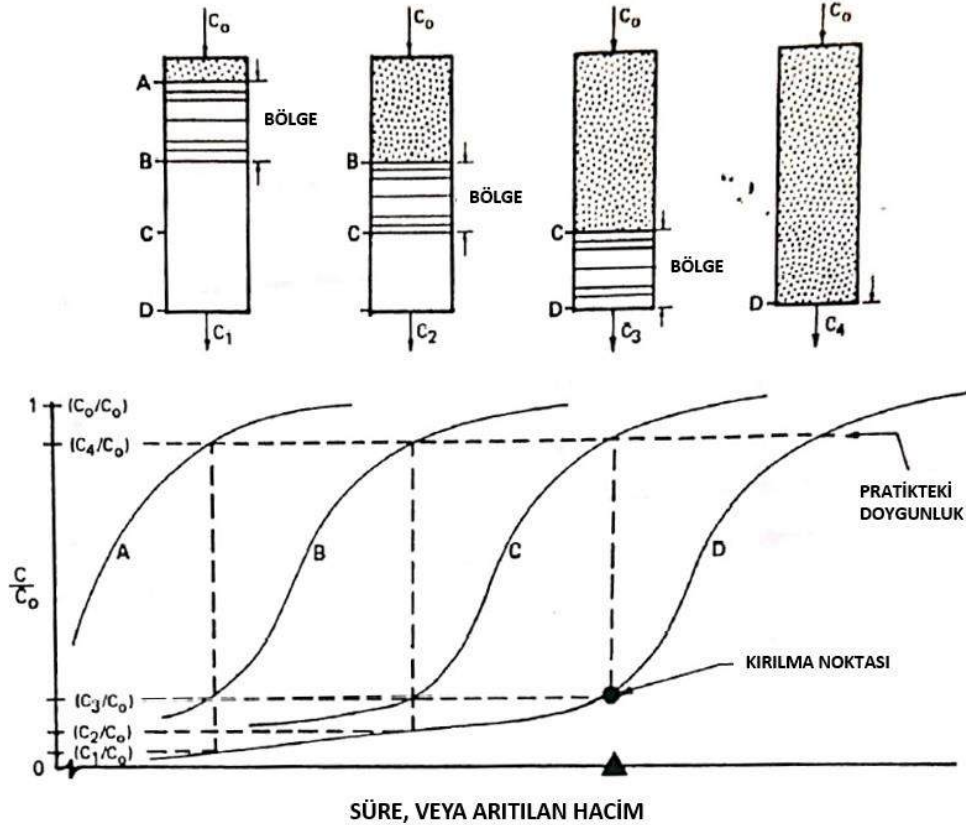
10.2. Adsorpsiyon ve İyon Değiştirme Sistemlerinde Fiziksel Modelleme ve Ölçek Faktörleri

Adsorpsiyon ve iyon değiştirme sistemlerinin performansını etkileyen faktörler; giriş suyu karakteri ve tutulacak madde konsantrasyonu, adsorbent veya iyon değişim reçinesinin türü ve fiziksel hali, baskın kararlılık durumunun ve hız sınırlayan kütle transfer proseslerinin mahiyeti, adsorplayıcının derinliği ve akış hızı olarak sıralanabilir. Bu tür sistemlerin tasarımında harcanan çabanın önemli bir kısmı, belirtilen faktörlerin farklı durumları için sistemin işletme dinamiklerinin öngörülmesinden oluşur. Bunu sağlamak için ise genellikle laboratuvar ölçekli çalışmaların verilerinin doğrulanması ile ölçek büyütme ve tasarıma olanak sağlanması için yoğun bir pilot tesis çalışması dönemi gerekir. Bahsedilen biçimde bir pilot tesis çalışmasının maliyet ve süresi, sistem hakkında belirli temel bilgilerin girdi olarak dahil edilmesi kaydıyla, performans tahmini yapabilen matematiksel modelleme çalışmaları sayesinde azaltılabilir (Weber vd., 1983; Weber, ve Crittenden, vd., 1975; Crittenden ve Weber, 1978a, Crittenden ve Weber, 1978b).

Adsorpsiyon/iyon değişiminin dinamiklerinin öngörülmesi ve tanımlanmasında kullanılacak matematiksel bir modelin geliştirilmesindeki ilk aşama, ilgili hız ifadesi için temsil edici bir tanımlama yapılmasıdır. Bir çözünenin boşluklu bir adsorbent/iyon değiştirici yardımıyla adsorpsiyon yoluyla çözeltiden giderilme mekanizmasında toplam hız, faz değişim reaksiyonundan ziyade kütle transferine karşı dirençle kontrol edilmektedir. Adsorpsiyon modelinin toplam hızını tanımlamada kullanılan bazı modeller; film modeli, film/partikül difüzyon modeli, film/çift-partikül difüzyon modeli olarak sıralanabilir. Herhangi bir dinamik modelde ikinci önemli nokta ise kütlenin korunumu prensibinin dikkate alınmasıdır. Bütünsel bir dinamik matematiksel model, tüm fazlardaki her bir bileşenin sürekliliğini temsil eden kısmi diferansiyel denklemlerden ve uygulamaya özgü spesifik sınır ve başlangıç koşullarından meydana gelmelidir. Bir dinamik modelin geliştirilmesinde üçüncü önemli faktör ise, adsorbente özgü tutabilme (adsorplama) potansiyelini ve mümkün olan en yüksek giderim seviyesini temsil eden denge durumunun tanımlanmasıdır. Bu bağlamda iyon değişimi/adsorpsiyon denge durumunu gösteren Freundlich izotermi, yaygın olarak kabul görmüştür (Weber, 1972).

Adsorpsiyon ve iyon değiştirme sistemlerinin ölçek büyütme işleminde en önemli hususlardan biri, sistem çıktısı olarak (hacim, süre gibi) çıkış suyunun karakterizasyon profilinin çıkarılmasıdır. Bu profil genellikle kırılma noktası eğrisi (breakthrough curve) olarak

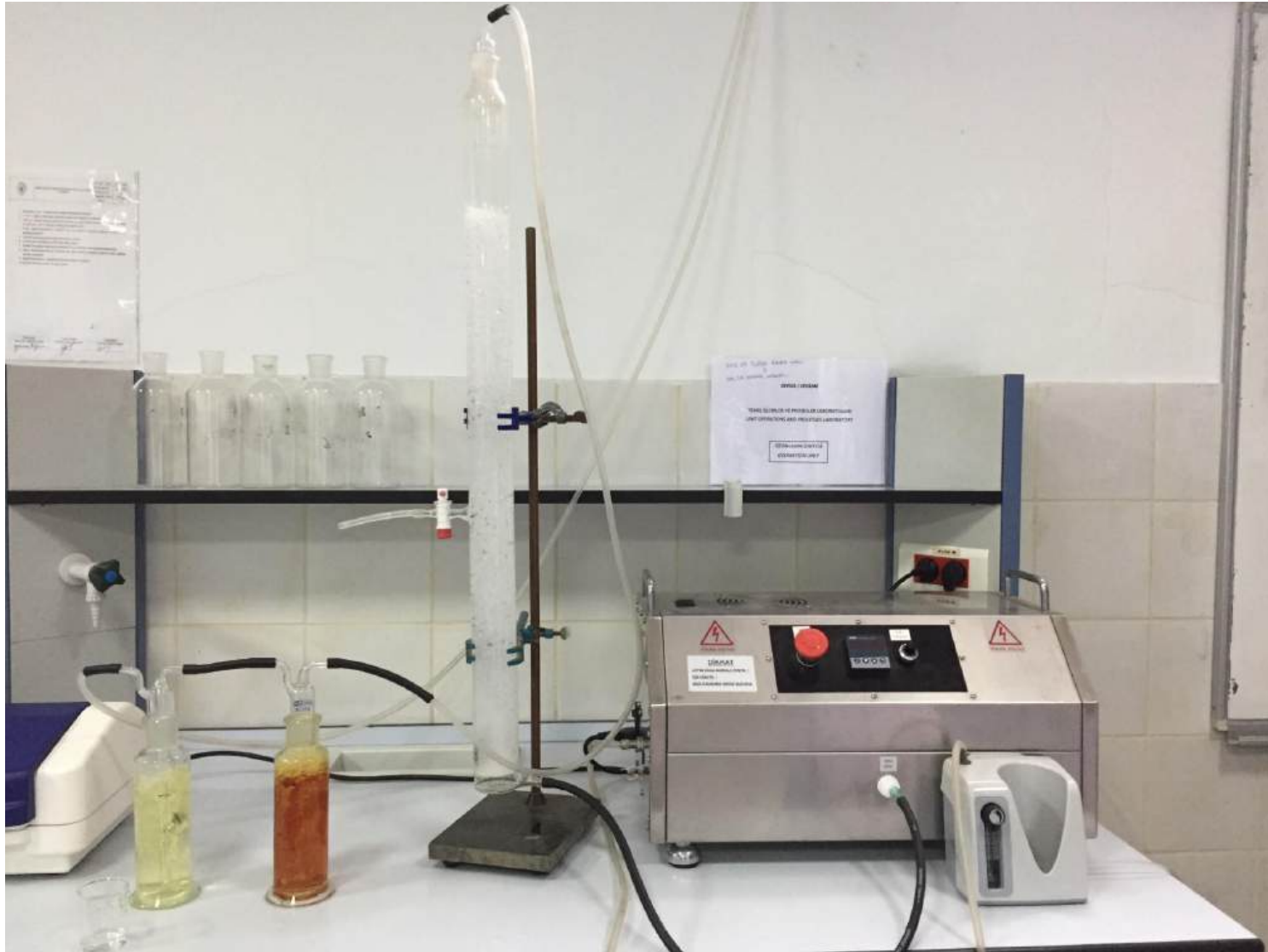
bilinmekte ve uygulamada proses performansını kontrol eden denge ve hız faktörlerinin spesifik kombinasyonlarını yansıtmaktadır. Kırılma noktası eğrisi, farazi bir kütle transfer bölgesi tarafından oluşturulan iz olarak düşünülebilir ve bu yatak boyunca oluşan ve hareket eden iz, kütleli yük ve adsorbanın/iyon değiştiricinin nihai tükenişinin (adsorplama kapasitesinin dolması) bir fonksiyonu olarak tanımlanabilir (Şekil 10-2). Çıkış kırılma eğrisinde, çıkış konsantrasyonunun arıtma hedefiyle örtüşmemeye başladığı nokta kırılma noktası olarak tanımlanmakta ve bu değer, adsorbanın rejenerasyon (yenilenme) zamanının geldiğini gösteren “pratikteki doygunluk değeri” olarak bilinmektedir. Bir kırılma noktası eğrisi genellikle S eğrisi karakteristiği gösterse de eğrinin esas şeklini belirleyen faktörler; adsorbat ve adsorbent fiziksel ve kimyasal özellikleri, adsorbatın giriş konsantrasyonu, çözelti pH’ı, duruma özel hız sınırlayıcı mekanizma, denge durumunun mahiyeti, kolon derinliği ve akış hızı olarak sıralanabilir. Sabit yataklı reaktörlerde çeşitli uygulamalarda tek maddeli/çözünenli adsorpsiyon için kırılma noktası eğrisinin tahminini sağlayabilen oldukça karmaşık modeller geliştirilmiştir (Weber vd., 1983). Adsorpsiyon proseslerinin tasarım ve işletimini sağlayan bu modellerden Michigan Adsorption Design and Applications Model (MADAM) programı, Weber ve Crittenden tarafından ilk olarak 1975 yılında oluşturulmuş, ilerleyen yıllarda bu model uygun şekilde kalibre edilerek modelin farklı versiyonları geliştirilmiş ve sabit yataklı adsorplayıcılarda çoklu kirletici profilleri elde edilmiştir.



Şekil 10-2. Sabit yataklı reaktörde farklı derinlikler için idealize edilmiş kırılma noktası eğrileri (Weber vd., 1983)

Adsorpsiyon/iyon değiştirme proseslerinin ölçek büyütme işleminde oldukça kritik bir öneme sahip olan diğer faktör reaktör türüdür. Giderim, yüzeydeki veya partikldeki taşınım prosesleriyle kontrol edildiği için partikülün boyutuyla önemli ölçüde ilişkilidir. Bu bağlamda yüksek giderim verimi elde edebilmek için, en verimli işletim şeklinin izin verdiği ölçüde, mümkün olduğunca küçük partikül çapına sahip malzemenin kullanılması önerilir. Örneğin tipik ticari toz aktif karbon gibi küçük partiküllere sahip bir malzeme için, kolon tipi bir reaktörün kullanımı sınırlayıcı bir yük kaybıyla sonuçlanacağından, tam karışımlı kesikli reaktör veya tam karışımlı sürekli akışlı reaktör kullanılmalıdır. Öte yandan GAK veya iyon değiştirici reçineler, daha etkili bir reaktör türü olan kolon veya yatakta kullanılabilir. Reaktör kolonu işletiminde iki temel çalışma düzeni sabit yatak ve atımlı yatak (pulsed-bed) olup, sabit yataklı reaktörlerde kırılma noktasına ulaşıldığında tüm yatak malzemesi hizmet dışı bırakılmakta, atımlı yatağa sahip reaktör kolonunda ise yalnızca doygunluğa ulaşan kısım çıkartılarak yeni malzeme eklenmektedir.

Adsorpsiyon/iyon değiştirme proseslerinde uygulanabilir tasarım ve işletim koşulları geniş bir aralığa sahip olduğu için, ölçek büyütmede ekonomik faktörler önem arz etmektedir. Bu sistemlerin ekonomik analizi farklı şekillerde yapılabilse de en uygun yöntem “işletim çizgisi” olarak görülmektedir (Weber vd., 1983).



Laboratuvar ölçekli ozonlama sistemi – İstanbul Teknik Üniversitesi, İstanbul

(Ozon reaktörü hacmi = 1,5 L, Reaktör yüksekliği = 100 cm, Reaktör çapı = 6 cm, Ozon jeneratörü kapasitesi = 5-25 g/m³)

11.ENDÜSTRİYEL BİYOREAKTÖRLERDE MODEL- PROTOTİP İLİŞKİLERİ VE REJİM ANALİZİ

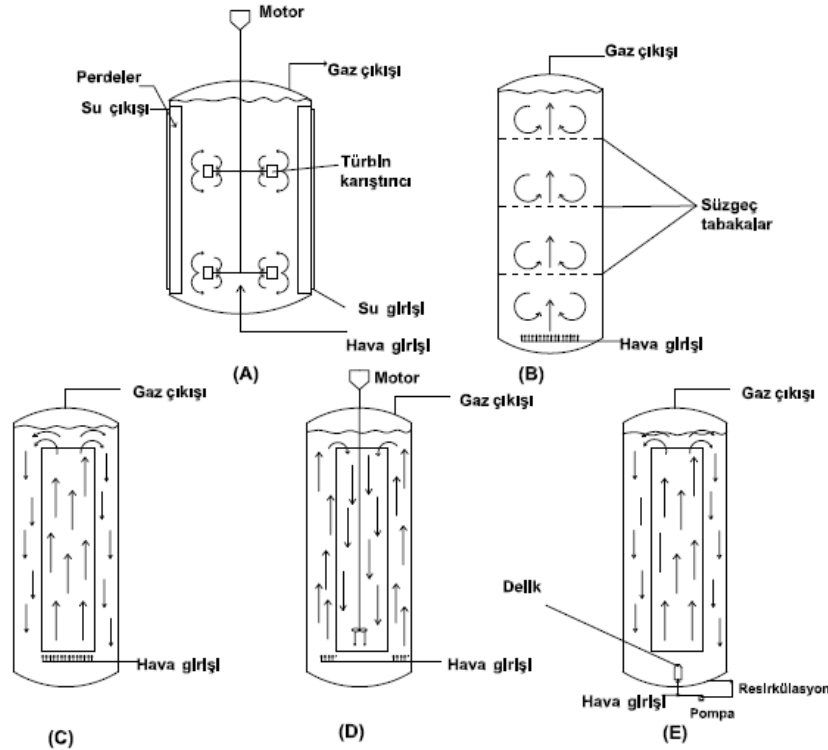
İzzet Öztürk, Hüseyin Güven, Elif Zeynep Deneri

11.1.Biyokimya Endüstrisinde Kullanılan Reaktör Tipleri ve Temel Özellikleri

Biyokimya endüstrisinde yaygın olarak kullanılan reaktör tipleri 3 ana grupta toplanmaktadır:

- (1) Dahili mekanik karıştırılmalı reaktörler
- (2) Gaz karıştırılmalı kabarcıklı kolonlar
- (3) Dolaşım (sirkülasyonlu) gaz ve sıvı akımıyla karıştırılan çevrimli reaktörler

Şekil 11-1’de görülen bu reaktör tiplerinde 3 fazlı reaksiyonlar (gaz-sıvı-katı) gerçekleşmektedir. Fazlar arası kütle transferlerinin kontrol edilmesi gerektiğinden, üç fazlı reaktörlerin tasarımı önemli zorluklar barındırır.



Şekil 11-1. Biyoreaktör türleri (a) Karıştırılmalı reaktör (b) Baloncuk kolonlu reaktör (c) Havayla taşınmalı merkezi boşaltma borulu reaktör (d) Pervaneli reaktör (e) Jet reaktör (Shuler ve Kargı, 2002)

Biyokimya endüstrisinde geleneksel fermenter tipi (mekanik) karıştırırmalı reaktördür (Şekil 11-1-a). Bu tip reaktörler oldukça esnek yapıdadır ve yüksek k_{La} katsayıları ile gaz transferine imkan verir. Antibiyotik üretiminde kullanılan 400 m³'e kadar hacimli karıştırırmalı reaktördeki karıştırma gücü yoğunluğu ~ 5 kW/m³'tür. Bu tip reaktörler, 2000 centipois (2 Pa/s) viskoziteli çözelti ortamlarında bile başarı ile kullanılabilir.

Basınçlı gaz (hava), üzerinde delikler bulunan dairesel bir boru veya tek bir orifisi olan bir tüp ile tabandan reaktöre verilir. Gaz kabarcıklarının reaktör içerisindeki homojen dağılımı mekanik karıştırıcı ile sağlanır. En yaygın kullanılan karıştırıcı tipleri; disk, türbin ve perdeli karıştırıcılardır. Daha iyi karışım sağlayabilmek için reaktör iç duvarlarına düşey perdeler de monte edilebilmektedir (Şekil 11-1). Çoğu fermenter (reaktör) H/D (yükseklik/çap) oranı 2~3 olacak şekilde imal edilir. Sıvıyla temas eden kısımlar 316 kalite SS (stainless steel/paslanmaz çelik) gaz ile temas eden ve soğutma devresindeki bileşenler ise 304 kalite SS'ten imal edilirler. Reaktör aktif (faydalı) hacmi genelde %75 düzeyinde tutulur.

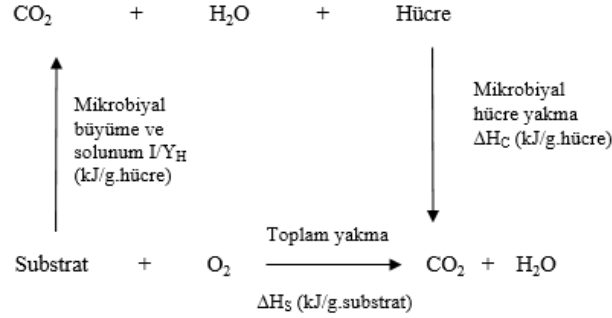
Kabarcıklı kolon tipi reaktörler, düşük viskoziteli Newtonyen çözeltilerin karıştırılmasında çok etkin olmakla birlikte yüksek viskoziteli (Newtonyen olmayan) çözeltilerde yeterli karıştırma sağlayamazlar. Kabarcıklı kolonların birim güç başına O₂ transfer verimi karıştırırmalı reaktörlere göre daha yüksektir. Kabarcık birleşimi riski dolayısıyla kabarcıklı kolonlar daha sınırlı bir gaz debisi aralığında kullanılırlar.

Çevrimli (loop) reaktörlerde, karıştırırmalı ve kabarcıklı kolon reaktörlerin iyi özellikleri birleştirilmiştir. Hava kaldırmalı (air-lift) tip çevrimli reaktörlerde; gaz, sıvı ve çözeltideki hücrelerin (biyokütle) hareketi (karışımı) kaldırma tüpü (draft tube) ile sağlanır. Bu tür reaktörlerde kabarcıklı kolonlara göre daha viskoz çözeltilerin etkin karışımı mümkün olabilmektedir. Sanayideki en büyük hacimli (1500 m³) karıştırırmalı reaktörler hava kaldırmalı olarak tasarlanmıştır.

Karıştırırmalı reaktörlerin yanında, çoğu fermentasyonun karıştırmasız ve havalandırılmasız reaktörlerde gerçekleştiği bilinmektedir. Bu tür fermenterler genellikle bira, şarap ve gıda (peynir, vb.) üretiminde kullanılmaktadır. Anaerobik fermentasyonda, proseste üretilen biyogaz ile de çoğu durumda oldukça iyi bir karışım sağlanabilmektedir. Bununla birlikte karıştırırmalı ve havalandırılmalı reaktörlerin endüstriyel kullanımı çok yaygın olup özellikle yeni ürünlerin üretiminde öncelikli olarak bu tip reaktörlerle çalışılmaktadır (Shuler ve Kargı, 2002).

Biyokütle Çoğalmasına Bağlı Isı Üretimi. Aerobik biyokimyasal bozunma (fermantasyon) sürecinde, karbon ve enerji kaynağında depolanmış enerjinin %40~50'si biyolojik enerjiye (adenozin trifosfat/ATP) dönüştürülür ve geri kalan enerji ise ısı olarak açığa çıkar. Aktif olarak (yüksek hızla) çoğalan hücrelerde, bakım/onarım için gerekli enerji ihtiyacı düşük olup reaksiyon ısısı analizi doğrudan hücre büyümesiyle ilişkilidir. Mikrokimyasal büyüme/çoğalma esnasındaki ısı (reaksiyon ısısı) üretimi, substrat ve hücrenin yanmasından

açığa çıkacak ısı olarak hesaplanabilir. Substratın (organik madde) mikrobiyal kullanım süreci ile ilgili entalpi dengesi Şekil 11-2’de görülmektedir (Shuler ve Kargı, 2002).



Şekil 11-2. Substrat kullanımı esnasında mikroorganizmaların ısı dengesi (Shuler ve Kargı, 2002)

Substratın yanma ısısı, metabolik ısı ve biyokütlenin (mikroorganizma hücreleri) yanma ısıları toplamına eşittir.

$$\frac{\Delta H_S}{Y_{X/S}} = \Delta H_C + \frac{1}{Y_H} \quad (11-1)$$

Bu ifadeye;

ΔH_S : Substratın yanma ısısı (kJ/g substrat)

$Y_{X/S}$: Substrat verim katsayısı (g KM (hücre)/g substrat)

ΔH_C : Hücre (biyokütle) yanma ısısı (kJ/g KM (hücre))

$1/Y_H$: Birim hücre (biyokütle) üretimi başına metabolik ısı ((kJ/g KM (hücre))

‘dır. Bu ifade aşağıdaki gibi yeniden düzenlenebilir:

$$Y_H = \frac{Y_{X/S}}{\Delta H_S - Y_{X/S} \cdot \Delta H_C} \quad (11-2)$$

ΔH_S ve ΔH_C , substrat ve biyokütlenin yanma ısılarından bulunabilir. Bakteri hücreleri için tipik ΔH_C değeri 20-25 kJ/g hücre aralığında değişmektedir. Tipik Y_H değerleri de glikoz için 0,42; malat için 0,30; asetat için 0,21; etanol için 0,18; metanol için 0,12 ve metan için 0,061 g/kkal alınabilmektedir.

Kesikli fermentasyon halindeki ısı oluşum hızı;

$$Q_{GR} = V_L \cdot \mu_{net} \cdot X \cdot \frac{1}{Y_H} \quad (11-3)$$

ifadesiyle verilir. Burada,

V_L : Sıvı hacmi, L

X : Biyokütle (mikroorganizma) konsantrasyonu (g/L)

μ_{net} : Net özgül mikroorganizma çoğalma hızı ($\approx 1/X \cdot dX/dt$, sa^{-1})

Q_{GR} : Isı oluşum hızı (kkal/sa)

'dır. Aerobik fermentasyonlarda, metabolik ısı oluşum hızının doğrudan oksijen tüketim hızı ile ilişkili olduğu göz önüne alınarak,

$$Q_{GR} \cong 0,12.O_{TH} \quad (11-4)$$

yazılabilir. Burada O_{TH} (milimol O_2 /sa) oksijen tüketim hızı, Q_{GR} ise kkal/sa olarak metabolik ısı üretim hızıdır.

Fermentasyon sırasında açığa çıkan reaksiyon ısısı, reaktör içindeki serpantinler veya dışındaki ceket içinden soğutma suyu geçirilerek giderilebilir. Reaktör tasarımının en önemli adımlarından biri gerekli soğutma ihtiyacı hesabı ile uygun soğutma sistemlerinin boyutlandırılmasıdır.

11.2. Ölçek Büyütme/Küçültme Uygulamaları Genel Durumu

Herhangi bir sistemde ısı, kütle veya momentum transferi olduğunda “ölçek büyütme/ küçültme etkisi” sorunuyla karşılaşılır. Bu husus aşağıdaki basit örnekle daha iyi açıklanabilir:

Birinci mertebe kinetiği ile organik madde (C) bozunumunun olduğu dispersiyonlu piston akımlı bir reaktör için genel kütle dengesi eşitliği aşağıdaki gibi ifade edilebilir:

$$[Dizüzyonla] + [Taşınımla] + [Üretilen veya Giderilen] = [Sistemde Biriken]$$

$$D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - u \frac{\partial C}{\partial x} + kC = \frac{\partial C}{\partial t} \quad (11-5)$$

Bu ifadede dispersiyon ve akım (hız) terimleri ölçeğe bağlı olarak değişir. Ancak mikroorganizma hücreleri (biyokütlesi) ile biyokimyasal reaksiyonu ifade eden kinetik terimi ise ölçekten bağımsızdır. Ancak granüler biyokütle halinde mikroorganizmalar için de ölçek etkisi önem kazanır. Kütle, ısı veya momentum için yazılan mikro kütle transferi denklemlerinin çözümü çok karmaşık olup akım (hız) terimi oldukça tanımsızdır. Dolayısıyla söz konusu kütle dengesi ifadelerinin proses tasarımı ve ölçek büyütme (fiziksel modelleme) uygulamalarında kullanımı sınırlıdır. Bu yüzden önceki tecrübelerle dayalı ölçek büyütme kuralları yaygın ölçüde kullanılır.

Tablo 11-1’den görüldüğü üzere fermantasyon sanayiinde %20 oranında sabit (karıştırıcı) çevre hızı, %30 oranında ise sabit kütle transferi hızı kriterleri esas alınarak ölçek büyütme süreçleri yürütülmektedir. Bu kriterlerin seçimi genellikle ampirik olup iyi temellendirilmiş deneysel veri ve fiziksel model tasarımına dayanmamaktadır. Ampirik kriterlere dayalı olarak yürütülen ölçek büyütme süreçleri Tablo 11-2’de görüleceği üzere oldukça karmaşıktır.

Tablo 11-1. Fermantasyon endüstrisinde kullanılan ölçek büyütme kuralları (Oosterhuis, 1984)

Ölçek Büyütme (Scale-up) Kriteri	Kullanılan Endüstri %’si
Sabit P/V (güç yoğunluğu)	30
Sabit k_{LA} (kütle transfer hızı)	30
Sabit V_{tip} (çevre hızı)	20
Sabit P_{O_2} (O_2 kısmı basıncı)	20

Tablo 11-2’deki her satır, belirli bir ölçek büyütme kriteri için, prototip ve modelde elde edilen değerlerin oranını göstermektedir. Söz konusu oranlar geometrik olarak tam benzer durumdaki 10 L hacimli model (V_M) ile 10 m³ hacimli bir prototipten (V_P) elde edilen sonuçlarla oluşturulmuştur.

Tablo 11-2. Farklı ölçek büyütme kriterleri ve özellikleri (Oosterhuis, 1984)

Ölçek Büyütme Kriterleri	10 m³ Ölçekteki Değerler ($V_M=10$ L)					
	P	P/V	N (veya t_m^{-1})	ND	Re	N/D
Eşit P/V	10^3	1	0,22	2,15	21,5	0,022
Eşit N (veya t_m^{-1})	10^5	10^2	1	10	10^2	0,1
Eşit tip hızı	10^2	0,1	0,1	1	10	10^{-2}
Eşit Re sayısı	0,1	10^{-4}	10^{-2}	0,1	1	10^{-3}
Eşit kesme gerilimi/akım oranı	10^8	10^5	10	10^2	10^3	1

N : Karıştırıcı pervanesi devir hızı (s^{-1}), P : Karıştırıcı gücü (W), D : Karıştırıcı pervanesi çapı (m), V : Reaktör hacmi (m^3)

Biyoreaktörlerin genel ölçek büyütme kuralı, P/V ’nin (model ve prototipte) sabit tutulmasıdır. Bu aynı zamanda k_{LA} ’nın da sabit tutulması anlamına gelir. Ancak P/V sabit tutulduğunda karıştırma hızı büyük oranda azalır (10 L’den 10 m³’e ölçek büyütme halinde karıştırma süresi (t_m) ~5 kat artar.). Başka ölçek büyütme kriterleri için de Tablo 11-2’de özetlenen problemlerle karşılaştırılabilir. Dispersiyonda, oynadığı kritik rol dolayısıyla karıştırıcı hızı (N) ölçek büyütme kriteri olarak kullanılabilir. Akım şartları (Laminer/Türbülans) hakkında bilgi sağlayan boyutsuz sayı grubu ise Re sayısıdır.

Tablodan da görüldüğü üzere, örneğin sabit/eşit N (veya karıştırma süresi t_m) esas alınarak yürütülen fiziksel model deneylerinde, $P_p/P_m = 10^5$, $(P/V)_p / (P/V)_m = 10^2$, $(ND)_p / (ND)_m = 10^2$ ve $(Re)_p/(Re)_m = 10^2$ gibi birbirinden büyük oranda farklı değerler bulunmuştur.

11.3. Ölçek Büyütme/Küçültme Yöntemleri

Bu bölümde, söz konusu farklı ve zaman zaman birbiri ile çelişkili durumları da dikkate alarak özellikle biyokimya ve çevre mühendisliği alanları için uygulanabilir ölçek büyütme ve küçültme yaklaşımları ile ilgili temel yöntem ve yaklaşımlar özetlenmektedir.

Biyokimya ve çevre mühendisliği alanlarında ağırlıklı olarak uygulanan başlıca 5 tür ölçek büyütme/küçültme yöntemi bulunmaktadır:

- (1) Teorik Yöntem
- (2) Yarı Teorik Yöntem
- (3) Boyut Analizi Yöntemi
- (4) Önceki Tecrübeleri Esas Alma Yöntemi
- (5) Deneme ve Yanılma Yöntemi

11.3.1. Teorik Yöntem

Bu yöntemde, biyoreaktörde momentum, kütle ve ısı transferi mikro denge denklemlerinin yazılarak çözülmesi gerekir. Buradaki temel sorun mikro momentum denge denkleminin çözümünün mümkün olmayışıdır. Bu yüzden teorik yöntem ancak aşağıdaki çok basit durumlar için uygulanabilir:

- Çok iyi tanımlanmış akım şartları (bir sıvı filmindeki laminar akım hali gibi),
- Akımın olmadığı (durgun) ortamlar (bir biyofilm tabakasında besin maddeleri difüzyonu gibi)

Bir destek (dolgu) malzemesi üzerinde tutunmuş biyofilm tabakasıyla arıtma yapılan damlatmalı filtre ve biyodisk gibi sistemlerde, son durumun uygulanması mümkündür (Bölüm 9.4). İnce biyofilm tabakasının davranışı bilindiğinde biyofilm kalınlığı artışının arıtma sürecine etkisi tahmin edilebilir.

Başlangıçta belirtildiği üzere biyoreaktör veya atıksu arıtma prosesleri tasarımı için taşınım ve dönüşüm (kinetik) denklemlerinin birlikte yapılandırılıp çözülmesi gerekmektedir. Konu ile ilgili bir örnek aşağıda verilmiştir.

ÖRNEK 11-1: Tek Boyutlu Bir Akım için Diferansiyel Formdaki Kütle Korunumu (Denklem 1)

$$\frac{\partial C}{\partial t} = -V \cdot \frac{\partial C}{\partial x} + D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - r \quad (1)$$

Çözüm: Kütle dengeleri, mikroorganizmalar dâhil, ilgili bütün bileşenler için yazılmalıdır. Daha sonra başlangıç/sınır şartları tanımlanır.

Denklem (1) mikro veya gradyan ($\frac{\partial C}{\partial x}$) denge denklemi olarak da adlandırılmaktadır. Bu tip denklemlerin özellikle karıştırmalı reaktörlerde kullanımı (akım hızının yönü ve büyüklüğü kesin olarak bilinemediği için) kolay değildir. Bu belirsizliğin basit ve güvenli bir şekilde üstesinden gelmek üzere, fermenter belirli sayıda birbiri ile seri bağlı tam karışımli reaktöre ayrılıp bu reaktörler arasındaki akımın yaklaşık olarak tahmini yoluna gidilebilir. Bu türden bir reaktör elemanı için kütle korunum denklemi,

$$\frac{dC}{dt} = QC_0 - QC - r \quad (2)$$

olarak yazılabilir. Denklem (2) konsantrasyon gradyanı ihmal edilerek, reaktörün bütünü için de kullanılabilir.

Kesikli ($Q = 0$) reaktörlerde Denklem (2),

$$\frac{dC}{dt} = -r \quad (3)$$

halini alır. Kısmi sürekli beslemeli reaktörler için ise (hacim ve konsantrasyonun ikisi birden değişken olduğu dikkate alınarak),

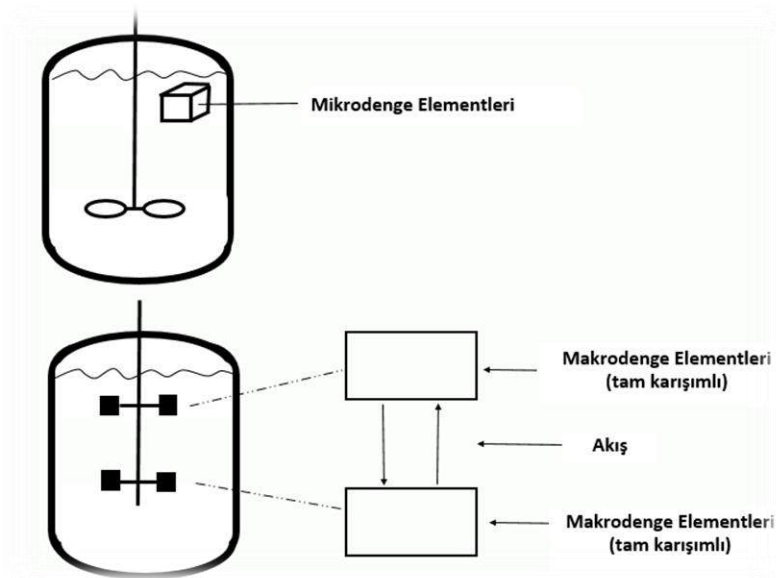
$$\frac{d(CV)}{dt} = QC_0 - r \quad (4)$$

yazılabilir.

Sürekli beslenen reaktörler halinde,

$$\frac{dC}{dt} = 0 = QC_0 - QC - r \quad (5)$$

ifadesi geçerlidir. Mikro ve makro denge durumları arasındaki ilişki Şekil 11-3'teki gibidir.



Şekil 11-3. Reaktördeki Mikro ve Makro Dengeler (Shuler ve Kargı, 2002)

11.3.2.Yarı Teorik Yöntem

Bu yöntemde, mikro momentum denklemlerinin çözümünde karşılaşılan problemlerden kaçınmak üzere, özellikle akımla ilgili, basitleştirilmiş denklemler kullanılır. Daha önce Bölüm 5.4'te de belirtildiği üzere, mekanik veya basınçlı hava kabarcıkları ile karıştırılan reaktörlerde karşılaşılan akım modelleri, genellikle aşağıdaki üç tipten biridir:

1. İdeal piston akımlı
2. Dispersiyonlu piston akımlı
3. İdeal tam karışım (tek veya seri bağlı reaktörler halinde)

Bu modellerin farklı tertiplerinin kullanımı da mümkündür. Basitliği dolayısıyla en çok tam karışım tek reaktör modelinin kullanımı tercih edilmektedir. Tek boyutlu, boyuna dispersiyonlu ve seri bağlı reaktörlerde çeşitli akım halleri için, kararlı durum kütle dengesi denklemleri aşağıdaki gibi yazılabilir:

$$\frac{dC}{dt} = -V \frac{\partial C}{\partial x} + D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - r = 0 \quad (11-6)$$

(Dispersiyonlu piston akım)

$$Q_V(C_n + C_{n+1}) = V_{n+1} r_{n+1} \quad (11-7)$$

(n+1 no'lu tank için)

Bu denklemler, reaksiyon teriminin yapısına bağlı olarak, sayısal veya analitik yöntemlerle çözülebilir.

Hidrolik kalış (iz madde çıkış süreleri) dağılımları ile de biyoreaktörlerdeki akımın genel özellikleri (hidrolik rejim) hakkında bilgi sahibi olunabilir. Bu konu daha önce Bölüm 4'te kapsamlı olarak incelenmiştir.

Önceki tecrübelerden yararlanma yöntemiyle birlikte kullanıldığında, pratikte en yaygın uygulanan yöntem Yarı Teorik modelleme yaklaşımıdır. Yarı Teorik modeller için gerekli verileri elde etmede kullanılan biyoreaktörler genellikle çok küçük hacimli (10-100 L) olduklarından, çıktıların prototipler için ölçek büyütme uygulamalarında kullanımında dikkatli davranılarak muhtemel riskli çıkarımların önüne geçilmesi gerekir.

11.3.3.Boyut Analizi Yöntemi

Boyut analizi (BA), bazı kısıtlarına rağmen oldukça etkin bir yöntemdir. Boyut analizi en kısa tanımla, ölçek büyütme sürecinde boyutsuz sayı gruplarının model ve prototipte sabit tutulması yaklaşımı olarak ifade edilebilir. Bu tür boyutsuz sayıların fiziksel anlamı, incelenen süreçlerde

etkili çeşitli zaman sabitlerinin birer oranına karşı gelmeleridir. Bu yüzden, boyutsuz sayı gruplarının ölçek büyütme sürecinde model ve prototip testlerinde sabit (eşit) tutulması aynı zamanda incelenen süreçlerde etkili (hakim) mekanizmaların da değişmemesi demektir.

Boyut analizi yönteminin aşağıdaki dört kritik husus gözetilerek uygulanması önerilir:

- Ölçek büyütme sürecinde bütün boyutsuz sayı gruplarını sabit tutmak mümkün değildir. Bu yüzden prosesi kontrol eden belirleyici (hakim) mekanizmaya karşılık gelen grup esas alınıp (rejim analizi) diğerleri ihmal edilir. Bununla birlikte, şayet ölçek büyütme sürecinde hakim (kontrol edici) rejimde bir değişiklik/farklılık gözlenirse boyut analizi yöntemi tamamen kullanılamaz/anlamsız hale gelir.
- Boyut analizinin bilinen klasik haliyle uygulanması teknik olarak gerçekçi olmayan durumlara yol açabilir (enerji tüketimi, karıştırıcı hızı, vb.).
- Bazı sistemler oldukça otonomdur. Örneğin birleşen hava kabarcıklı reaktörlerde, kabarcık çapı ölçek ve proses şartlarından neredeyse bağımsızdır. Bu durum, boyut analizi yönteminin esas unsurlarından biri olan “geometrik benzeşim” konseptini işlevsiz hale getirir.
- Boyut analizi yönteminde parametre seçimi daima açık (net) olmayıp bazen oldukça gelişigüzel veya rastgelelik gösterebilir.

Bu tür önemli kısıtlarına rağmen, boyut analizi yöntemi, rejim analizi ile birlikte Bölüm 2.1 ve 11.4’te kapsamlı olarak incelenmiştir.

11.3.4.Önceki Tecrübeleri Esas Alma Yöntemi

Önceki tecrübelerden hareketle ölçek büyütme istatistiksel kestirim ile birlikte, mühendislikte en yaygın yöntemdir. Bu tecrübelerden çoğu aynı zamanda ölçek küçültme çalışmalarında da kullanılmaktadır. Genelde belirli bir işletme veya ekipman değişkeni (örneğin k_{LA}) sabit tutulur. Söz konusu işletme değişkeni model ve prototipteki belirleyici/hâkim rejimi kontrol ettiği takdirde bu yaklaşım değerli bir yöntem olarak anlam kazanır. Şayet böyle bir durum yoksa bu yaklaşımının uygulanmasında zorluklar yaşanır. Önceki tecrübelerden yararlanılarak ölçek büyütme/küçültme yönteminin çeşitli uygulamaları aşağıda özetlenmiştir.

Sabit İşletme Parametreleri ile Ölçek Büyütme. Avrupa’daki literatürde ölçek büyütme süreçlerinde kullanılan önceki tecrübelerle göre tasarım kriterleri Tablo 11-2’de gösterilmiştir. Farklı ölçekte reaktör sistemlerinde sıklıkla sabit tutulan işletme parametreleri aşağıda sıralanmıştır:

- Sabit P/V
- Sabit k_{LA}
- Sabit karıştırıcı çevre hızı, V_{tip}

- Sabit PO_2 , oksijen kısmi basıncı

Bu prensipler, reaktördeki süreçte hakim veya kontrol edici bir mekanizmayı esas almaktadır. Farklı ölçekte reaktörlerde işletme parametre/değişkenlerini sabit tutmak için sıklıkla ampirik (deneysel verilere dayalı) ifadeler kullanılır. Model ve prototipler arasındaki geometrik benzeşimin her durumda sağlandığı kabul edilir.

Sabit Güç Yoğunluğu (P/V) ile Ölçek Büyütme. Bu yöntem penisilin fermentasyonunda kullanılan reaktörlerle ilgili ölçek büyütme denemelerinde sıkça uygulanmaktadır. Önceki tecrübeler, farklı ölçekteki reaktörler için $P/V=1,5-2,0 \text{ kW/m}^3$ 'lük bir güç yoğunluğunun uygun olduğunu göstermektedir. Havalandırılmalı durumda karıştırma gücü ihtiyacındaki ~%50'lere varan azalma yukarıda belirtilen kriterden önemli derecede sapmayı işaret etmektedir. Karıştırma için gerekli güç ihtiyacındaki bu azalmaya, karıştırıcı kanatları arasındaki kavitasyonun yol açtığı belirtilmektedir (Warmoeskerken ve Smith, 1982). Gaden (1961), penisilin fermentasyonunda P/V kriterinin kullanılabileceğini ancak üretim reaktöründe $P/V = 3-4 \text{ kW/m}^3$ gibi daha yüksek değerlere çıkılmasının üretim verimini önemli oranda artıracığını göstermiştir.

Sabit k_{La} ile Ölçek Büyütme. Endüstriyel ölçekteki çoğu fermentasyon reaktöründeki yüksek oksijen tüketimi dolayısıyla, sabit k_{La} ile ölçek büyütme kriteri sıklıkla kullanılmaktadır. Bu tür uygulamalarda, k_{La} için reaktör işletme parametrelerine bağlı olarak elde edilmiş deneysel verilerden elde edilen ampirik korelasyon ilişkilerine ihtiyaç duyulmaktadır. Düşük viskoziteli endüstriyel biyoteknolojik ürün üretilen reaktörlerde k_{La} için aşağıdaki genel ifadenin geçerli olduğu gösterilmiştir (Van't Riet, 1979).

$$k_{La} = C \cdot \left(\frac{P_g}{V} \right) \cdot (v_s)^b \quad (11-8)$$

Burada;

k_{La} : Kütle transfer katsayısı (s^{-1})

P_g : Havalandırıcı gücü (kW)

V : Reaktör Hacmi (m^3)

V_s : Yukarı Akış Hızı (m/s)

'dır. Bu ifadedeki a ve b sabitleri için Tablo 11-3'teki değerler önerilmektedir.

Tablo 11-3. Ölçek büyütmede hacim etkisi (Oosterhuis, 1984)

<i>Reaktör Hacmi (m³)</i>	<i>a</i>	<i>b</i>
0,005	0,95	0,67
0,5	0,6-0,7	0,67
50	0,4-0,5	0,5
0,002-2,6	0,4	0,5

Kabarcıklı (difüzör sistemi) hava ile havalandırılan büyük hacimli reaktörlerde, kabarcıklar birleştiği için O₂ transfer verimi düşmekte ve bu durum a ve b katsayılarına da yansımaktadır. Reaktör hacminin kayma gerilmeleri üzerindeki etkisi henüz net olarak açıklanmış değildir. Artan kayma gerilmelerinin olumsuz (mikroorganizmalara zarar verilmesi) olduğu kadar, duruma göre olumlu (flok çapının küçültülmesi) etkileri de gözlenebilmektedir. Laminer akım şartlarında kayma gerilmesi ηN ile orantılıdır ($\eta(N\text{sm}^{-2})$ dinamik viskozite, $N(\text{s}^{-1})$ karıştırıcı hızı). Üretim (büyük) ölçeğindeki reaktörlerde mümkün olmamakla birlikte, laboratuvar (küçük) ölçekli reaktörlerde viskoz çözeltilerle çalışılması hallerinde genellikle laminer akım şartları ile karşılaşılabılır. Bu da laboratuvar ölçekli çalışma sonuçlarının büyük ölçekte reaktörlere aktarılmasında şaşırtıcı ve yanıltıcı sonuçlara yol açabilir. Türbülanslı akım şartlarında, kayma gerilmesi ρ , (ND^2) ile orantılıdır. Bu durum sabit ND ile ölçek büyütmeyi gerektirir. Granülleşme (bulgurlanma) eğilimindeki miselli yapıdaki reaktör muhtevalarında, karıştırıcı kayma kuvveti/karıştırıcı debisi $(N^2D^2/ND^3(=N/D))$ oranının ölçek büyütme kuralı olarak kullanılabileceği önerilmektedir.

Mekanik karıştırıcılı ve kabarcıklı kolon tipi reaktörler arasındaki, yukarıda bahsedilen türden ilişkiler özellikle ölçek küçültme süreçlerinin tasarımında özellikle küçük ölçekteki mikroorganizma özelliklerinin gerçek ölçekteki duruma yaklaştırılması gayesiyle, kullanılabilir.

Model- prototip ilişkileri, belirli bir (sabit) ölçek büyütme kriteri için (örneğin eşit karıştırıcı kanat çevresel hız gibi) diğer proses değişkenlerinin (P/V veya t_m gibi) hesabında da kullanılabilir. Sabit karışım süresi t_m ölçek büyütme kriteri olarak alındığında, karıştırıcı çevre hızı üzerindeki etkileri de gözlenebilir. Bu tür denemelerin sonuçları daha önce Tablo 11-2’de topluca verilmiştir. Benzer (yakın) k_La değerleri elde etmek için genellikle sabit P/V esaslı ölçek büyütme uygulanmalıdır. Bu tür bir kriterin t_m (4-5 kat) ve türbülans kayma gerilmelerinde (4-6 kat) artışlara yol açabileceği unutulmamalıdır. Üretim reaktöründe sorunlara yol açacak seviyede karışım durumu beklendiğinde (t_m süresi, besi maddesi tüketimi için gerekli zaman sabiti $t_c(C/r)$ ile karşılaştırılarak) gerekli ek tedbirler alınmalıdır; örneğin besi maddesi reaktöre farklı noktalardan beslenerek daha iyi verimler elde edilebilir. Model ölçekteki deneyler, ölçek küçültme prensipleri gerekli ölçüde gözetilerek planlanıp yürütülürse, özellikle mikroorganizmaların, üretim ölçekli reaktördeki benzer davranış göstermeleri sağlanabilmektedir (Kossen ve Oosterhuis, 1985).

Ölçek büyütme süreçleri ile ilgili bazı ilave hususlara da değinmekte fayda vardır. Öncelikle ölçek büyütme süreçlerinde birim hacme düşen havalandırma debisi $((V_s)_p/(V_s)_m \approx 1)$ sabit tutulmalıdır. Diğer kurallar ise, havalandırıcı debisi $(Q)/$ pompa kapasitesi (ND^3) oranı veya yukarı yönlü gaz hızı (V_s) 'nın model ve prototipte sabit tutulmasıdır. Sabit Q/ND^3 oranı kuralı ile V_s hesabında $P/V = \text{sabit}$ kabul edilir (Tablo 11-4).

Tablo 11-4. Havalandırma için ölçek büyütme sonuçları (Kossen ve Oosterhuis, 1985)

<i>Havalandırma Kuralı</i>	$(V_s)_p/(V_s)_m$	Q_p/Q_m
Q / ND^3 sabit	$(D_p/D_m)^{1/3}$	$(D_p/D_m)^{7/3}$
V_s sabit	1	$(D_p/D_m)^2$
$(V_s)_p/(V_s)_m$ sabiti	D_p/D_m	$(D_p/D_m)^3$

Tablo 11-4'ten de görüldüğü üzere ölçek büyütme sürecinde Q_p/Q_m oranı daima artış gösterir. Sabit $(V_s)_p=(V_s)_m$ kuralının uygulanması, ölçek büyütmede reaktördeki biyokütle birikimi/konsantrasyonunun da değişmemesini sağlar. Sabit $(V_s)_p/(V_s)_m$ esası ile ölçek büyütme genellikle, model ve prototipte büyük ölçüde sapan sonuçlar vermektedir.

Miselli/yoğun reaktör sıvıları için 1 Pa.s (1000 c.P) düzeylerinde viskoziteler gözlenebilir. Bu gibi durumlarda, özellikle küçük hacimli ($V_m = 1$ L, $D = 3,5 \times 10^{-2}$ m, $N = 10$ s⁻¹) reaktörlerde laminer akım durumu ($Re = 12,25$) ile karşılaşılabilir ve bu yüzden reaktör iyi karıştırılamaz. Ancak büyük reaktörlerde ($V_p = 1000$ m³, $D = 2$ m, $N = 2$ s⁻¹) türbülanslı akım şartları ($Re=8 \times 10^3$) sağlandığı için çok iyi karışım sağlanabilecektir. Bu yüzden viskoz akışkanlarda yürütülen model ölçekli reaktör deney sistemleri daha büyük bir dikkatle tasarlanıp işletilmelidir. Kimya ve çevre mühendisliğindeki bazı prosesler için önerilen daha kapsamlı ölçek büyütme kriterleri Tablo 11-5'te özetlenmiştir.

11.3.5.Deneme Yanılma Yöntemi

Deneme yanılma yöntemi sadece, tedricen proses optimizasyonunu sağlamak için kullanılır, fakat ölçek büyütme için kullanışlı değildir. Deneme yanılma yöntemi uygulanırken aşağıdaki hususlar dikkate alınmalıdır:

- Deneme yanılma yönteminin, biyoreaktör tasarımında esas yöntem olarak kullanılması mümkün değildir.
- Yarı-teorik yöntem ve yaklaşık hesap yöntemleri sadece proste etkili büyüklüklerin doğru sıralamasını verir.
- Yukarıdaki maddelerin özeti olarak, boyut değişiminin mikroorganizma performansına etkisini daha doğru tanımlamak için destekleyici başka bir yöntem kullanımı gereklidir.

Tablo 11-5. Kimyasal reaksiyonlar için bazı ölçek büyütme kuralları (Sweere, vd. 1987)

Proses	Ölçek Büyütme Kuralı	Açıklamalar
Sıvı Karışımı		
Düşük viskoziteli, sürekli	Geometrik benzerlik $P/V = \text{sabit}$ $\tau/t_m = \text{sabit}$ veya $\tau = \text{sabit}$ eğer $\tau > t_m$	$t_m = \text{reaktör ölçeğine bağlı}$ $t_m = \text{sabit}$, büyük ölçek için çok fazla enerji gerektirir τ/t_m 'deki değişim ölçek büyütmede rejim değişimine sebep olur
Yüksek viskoziteli, sürekli	Geometrik benzerlik $P/V = \text{sabit}$ $t_m = \text{sabit}$	Makul karıştırma süresi sadece helezon karıştırıcılarla sağlanır. Laminer akım: $N \times t_m = \text{sabit}$ (büyük ölçekler için kontrol edilmedi)
Newtonyen olmayan akışkanlı, sürekli		Sadece büyük karıştırıcılarla hızlı karıştırma (yüksek enerji girdisi veya özel şekilli karıştırıcılar, Ör: helezon)
Karışmayan sıvılarda dispersiyon	Geometrik benzerlik $P/V = \text{sabit}$ τ veya $\tau/t_m = \text{sabit}$	
Katılarda askıda kalma	Geometrik benzerlik $P/V = \text{sabit}$	Pervane oldukça etkili; karıştırıcı farklı bir fonksiyona sahipse (Ör. gaz dispersiyonu), başka bir karıştırıcı seçilir.
Sıvı faza ısı transferi	Geometrik benzerlik $P/V = \text{sabit}$ $h = \text{sabit}$ $V_{tip} = \text{sabit}$	Proseste ısı transfer direnci, toplam direncin %80'inden fazlaysa, h ve Reynolds sayısı arasındaki ilişki bilinmeli
Toplam ısı transferi	Geometrik benzerlik $V_{tip} = \text{sabit}$ $\Delta T = \text{sabit}$	$U \propto 1/L^{1/3}$ (L : karakteristik uzunluk) Hacim/ısı transfer bölgesi oranı önemli.
Mekanik olarak karıştırılan reaktörlerde gaz adsorpsiyonu	Geometrik benzerlik $k_{La} = \text{sabit}$ veya $V_{tip} = \text{sabit}$ veya $a = \text{sabit}$ veya $P/V = \text{sabit}$ veya $V_s = \text{sabit}$	$k_{La} = \text{sabit}$, en iyi kuraldır. Fakat $k_{La} = f(P/V_s)$
Askıdaki maddelerde kütle transferi	$k_s = \text{sabit}$	P/V ve d_p sabitse ve geometrik olarak benzerse, k_s sabittir.
Kimyasal reaktörler	Tablodaki "Sıvı karışımı" bölümüne bakınız.	τ ve t_m hesaba katılmalı Kinetik rejimde (küçük ve büyük ölçeklerde) ölçek büyütme problemi yoktur.

Boyut analizi muhtemel birkaç seçeneğin önünü açan ve şimdiki şartlarda en iyi temel/destekleyici yöntemlerden biri olarak görülmektedir.

11.4. Rejim Analizi

Bir sistem veya prosesin performansındaki belirleyici/hakim mekanizma “Rejim” olarak ifade edilir. Bir biyoreaktör için kinetik veya biyokimyasal rejim, biyoreaktör performansının taşınım proseslerince değil kinetik proseslerce (çoğalma ve ürün oluşturma) kontrol edildiği anlamına gelir. Rejim saf (tek mekanizma tarafından kontrol edilen) veya karma (iki veya daha fazla mekanizmanın sistem üzerinde belirli etkilerinin olduğu) olabilir. Rejim analizi, boyut analizi esas alınarak yürütülen ölçek büyütme deneylerinde özellikle önemlidir. Zira bütün boyutsuz sayı gruplarının aynı anda sabit tutulması mümkün değildir. Rejim analizinin önemi boyut analiziyle de sınırlandırılmaz, planlanan her deneysel faaliyette, “İstediğim mekanizmayı mı ölçüyorum yoksa aynı zamanda başka mekanizmalar da bulduğum sonuçları etkilemekte midir?” sorusunun cevabı da rejim analiziyle alınabilir (Luyben vd., 2006).

Endüstriyel proseslerde, paralel veya seri olarak gerçekleşen çok sayıda alt proses söz konusudur. Bu alt proseslerin çoğu, başlıca iki temel sebep dolayısıyla gözle görünür değildir:

- (1) Bazı alt prosesler çok yavaş cereyan ettiği için adeta donmuş olarak kabul edilebilir. (Örneğin ekmek mayası üretimindeki çoğalma prosesinin rolü ihmal edilir.)
- (2) Çok hızlı cereyan eden bazı alt prosesler de “**Sanal Kararlı**” olarak tanımlanır. (Örneğin laboratuvar ölçekli tesislerde karıştırmada genellikle problem yaşanmaz, zira karıştırma diğer proseslere kıyasla çok hızlı gerçekleşebilir.)

“Donmuş” veya “sanal kararlı” türden alt prosesler, proses rejiminde belirleyici olmamakla birlikte toplam prosesin hangi hızda gerçekleştiğinde belirleyicidir. Bir prosesin rejimi ile ilgili araştırma/inceleme rejim analizi olarak isimlendirilir.

Rejim analizi ile üç önemli soruya cevap aranmaktadır:

- Hız kısıtlayıcı bir rejim var mıdır?
- Varsa hangi rejimdir?
- Bu rejim ölçek değiştirdikçe değişmekte midir?

11.4.1. Rejim Analizi Yöntemleri

Rejim Analizi çeşitli usullerle yürütülebilir. Bu yöntemler deneysel ve teorik olarak iki alt gruba ayrılabilir (Tablo 11-6).

Tablo 11-6. Rejim analizi yöntemleri (Oosterhuis, 1984)

<i>Yöntem</i>	<i>Bileşenleri</i>
<i>Ampirik (Deneyssel) Yöntemler</i>	<i>Hız değişimi</i> <i>Konsantrasyon değişimi</i> <i>Partikül boyutu değişimi</i> <i>Sıcaklık değişimi</i>
<i>Teorik Yöntemler</i>	<i>Analitik yöntemler: zaman sabiti, boyutsuz gruplar</i> <i>Sayısal yöntemler: parametre hassasiyet analizi</i>

Ampirik (Deneyssel) Yöntemler. Deneyssel Rejim analizinin esası sistem davranışında önemli derecede rol oynayan mekanizmalardan birini etkileyecek miktarda bir değişime yol açacak parametrenin/değişkenin belirlenmesine dayanır.

Hız, en azından laboratuvar şartlarında (karıştırıcı hızı değiştirilerek) kolayca değiştirilebilecek bir parametre veya değişkendir. Şayet hız değişimi, (biyokütleye) dönüşüm hızında bir artışa yol açıyorsa, taşınım prosesinin belirleyici olduğu anlamı ortaya çıkar. Karıştırmalı biyoreaktörlerde, havadan sıvı faza O₂ transferi, besi maddelerinin biyopartiküllere iletimi, flok boyutunun küçülmesi vb. taşınım transfer süreçlerine örnektir.

Konsantrasyon değişiklikleri de kolayca gerçekleştirilebilir. Örneğin glikoz konsantrasyonundaki belirli bir artış biyokütleye dönüşüm hızını etkilemiyorsa, konsantrasyon doygunluk değerinde olmadıkça ($C \geq K_s$), başka bir faktörün hız belirleyici olduğunu göstermektedir.

Düşük çözünmüş O₂ konsantrasyonlarında taşınım direnci önemlidir, yüksek O₂ konsantrasyonlarında ise OTH sadece kinetik rejimle kontrol edilir. Karıştırıcı hızının etkisi de (flok büyüklüğünü etkilemesi dolayısıyla) önemlidir. Bu durumda rejimin sadece sistem ölçeğine değil, aynı zamanda işletme şartlarına da bağlı olduğu görülmektedir. Bu genel bir kural olup model ve prototipteki işletme şartları daima göz önünde tutulmalıdır.

Sıcaklık değişimleri genellikle reaksiyon kinetiği üzerinde, taşınım proseslerine kıyasla çok daha fazla etkiye yol açar. Biyokütleye dönüşüm hızının sıcaklıkla artış miktarı bu yüzden hız belirleyici prosesin belirlenmesinde kullanılabilir.

Deneyssel teknikler, ilk iki sorunun cevabını vermekle birlikte üçüncü soruyu cevapsız bırakır. Bu yüzden teorik yöntemlere ihtiyaç vardır.

Teorik Yöntemler. Rejim analizinin esasının iyi anlaşılabilmesi için “zaman sabiti” ve “karakteristik zaman” kavramlarının izahı gerekir. Biyoteknolojide çoğu başka mühendislik disiplinlerinde olduğu gibi, karşılaşılan sistemler kompleks (karmaşık) karakterlidir. Bu tür sistemlerin davranışlarının bütün ayrıntılarıyla açıklanabilmesi için çok sayıda, zamana bağlı

değişken içeren matematiksel denklemin formüle edilmesi gerekir. Geliştirilen model en az gerçek süreçlerin kendisi kadar karmaşık olabilir. Ayrıca bu matematiksel ifadeler, çoğu deneysel olarak belirlenemeyen, çok sayıda parametre içerebilir. Gerçekte oldukça kompleks olan bu durumu, ilgili mekanizma veya süreçleri uygun bir model ile basitçe açıklanabilir hale getirecek tutarlı bir metodoloji geliştirilmesi önemli bir ihtiyaçtır. Rejim analizi, bir sistemdeki alt süreçlere dayalı olarak söz konusu kritik metodolojinin geliştirilmesi yöntemidir. Bu metodolojide (Rejim Analizi) alt prosesler “karakteristik zamanlar”, aynı zamanda “dengelenme süreleri” veya “zaman sabitleri” (birinci mertebe kinetiği ile açıklanan prosesler için)’ne karşı gelmektedir.

11.4.2. Ölçek Büyütme (Scale-up)

Ölçek Büyütme Kriterleri. Bir prosesin %100 benzerlikte büyük ölçeğe taşınması, çok sayıda boyutsuz sayı grubunun model ve prototipte aynı anda sabit tutulmasının imkânsızlığı sebebiyle, genellikle mümkün olmaz. Tam benzerliğin sağlanmasından vazgeçilmesinin,

- (1) Matematiksel
- (2) Teknolojik veya
- (3) Ekonomik

gerekçeleri olabilir. Birinci durumda, fiziksel modelleme çalışmalarında boyutsuz sayı gruplarının sabit tutulması matematiksel olarak birbiri ile çelişen sonuçlara yol açabilir. İkinci durumda (gaz hızlarının ses hızına yaklaşması, karakteristik titreşimlere yaklaşan frekanslar vb.) teknolojik sınırların aşılma durumları ortaya çıkabilir. Üçüncü durumda ise gerekli deneysel tasarım aşırı pahalı hale gelebilir. Bütün bu sayılan sebeplerle tam benzerlikten vazgeçilerek kısmi benzerlikle yetinilir. Söz konusu kısmi benzerliği sağlamak üzere hangi boyutsuz sayı gruplarının seçilmesi gerektiği Rejim Analizinin konusudur.

ÖRNEK 11-2: *Tam Karışımli Reaktör*

Proses endüstrisinde, homojen bir reaktör içeriğinin gerekli olduğu her türlü fiziksel ve kimyasal proses için karıştırmalı reaktörler kullanılır (Şekil 11-4). Bu süreçler belirli bir düzende çalışır; sistem (reaktör + karıştırıcı), homojen bir reaktör içeriği sağlamak için karıştırma işlemi reaksiyon hızından oldukça hızlı olacak şekilde seçilir.

Proses Tanımı

Prosesi tanımlamak için ilgili fiziksel büyüklüklerin bir listesi hazırlanır.

(a) Geometrik:

$D, H, d, h, \dots$

L

(b) Malzeme özellikleri

ρ : yoğunluk

ML^{-3}

ν : viskozite

$ML^{-1}T^{-1}$

(c) Proses değişkenleri

n : karıştırıcı dönme frekansı

T^{-1}

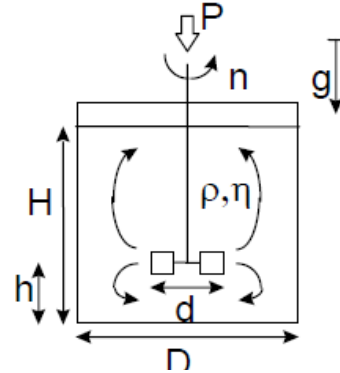
P : Güç

ML^2T^{-3}

(d) Fiziksel büyüklükler

g : yerçekimi alan kuvveti

LT^{-2}



Şekil 11-4. Karıştırmalı reaktör (Luyben, vd., 2006)

Çözüm:

Karıştırıcı çapı d karakteristik parametredir; güç P hedef değişkendir. Bu tür bir reaktörde yapılan boyut analizi aşağıdaki sonucu verir:

$$N_p = f \left(Re, Fr, \frac{D}{d}, \frac{H}{d}, \frac{h}{d}, \dots \right)$$

Burada,

$$N_p: \text{Güç sayısı}; N_p = \frac{P}{\rho n^3 d^5},$$

$$Re: \text{Reynolds sayısı}; Re = \frac{nd^2}{\nu} \text{ ve}$$

$$Fr: \text{Froude sayısı}; Fr = \frac{n^2 d}{g}$$

göstermektedir.

Tam proses benzerliğine sahip ölçek büyütme uygulamaları için aşağıdaki sonuçlar geçerli olmalıdır:

(1) Geometrik benzerlik: tüm boyutlar (uzunluklar) için bir ölçek faktörü geçerlidir:

$$k_D = k_H = k_d = k_h = \dots = k$$

(2) Malzeme özelliği: model ve prototip ölçeğinde aynı olmalıdır.

$$k_\rho = k_\eta = 1$$

(3) Dinamik benzerlik: Fr ve Re sabit olmalıdır.

$$k_{Re} = 1 \text{ ve } k_{Fr} = 1$$

F_g değişmediğinden, k_g de 1'e eşit olmalıdır. Buna göre sonuç aşağıdaki gibi yazılabilir:

$$k_{Re} = 1 \rightarrow k_n k_d^2 \frac{k_\rho}{k_\eta} = 1 \rightarrow k_n k_d^2 = 1 \quad (a)$$

$$k_{Fr} = 1 \rightarrow k_n^2 k_d \frac{1}{k_g} = 1 \rightarrow k_n^2 k_d = 1 \quad (b)$$

(a) ve (b) için sistemin tek çözümü $k_n = k_d = 1$ 'dir. Bu sebeple, Re ve Fr 'yi model ve prototipte aynı anda sabit tutmak mümkün değildir.

Ölçek büyütürken fiziksel modelleme istenirse; fiziki modelleme kriterleri sınırlandırılıp iki boyutsuz sayı grubunun biri, ikisinin birlikte benzerliği göz ardı edilerek veya hiçbirinin benzerliği dikkate alınmayıp alt proseslerin benzerliği esas alınarak çalışılabilir.

Ölçek dikkate alınmaksızın Re ve Fr sayılarının birlikte sabit tutulmaması ile ilgili üç seçenek söz konusudur.

$Re \backslash Fr$	Evet	Hayır
Evet	X	b
Hayır	a	c

a Hali: $Fr = \text{sabit}$

Bu hale en iyi örnek, atıksu havalandırma havuzlarının yüzeysel havalandırıcılarla havalandırılmasıdır.

$$k_{Fr} = 1 \rightarrow k_n^2 k_d = 1 \quad (k_d = 1) \rightarrow k_n = k^{-1/2}$$

Bu tür bir benzeşimin diğer önemli proses değişkenleri üzerindeki etkileri nelerdir?

(1) Karışım/karıştırma süresi, t_m : t_m , havalandırıcı / karıştırıcı devir hızı ile ters orantılıdır.

$$t_m = \frac{1}{n} \rightarrow k_{tm} = k_n^{-1} = k^{1/2}$$

Karıştırma büyük hacimli havuzlar için daima büyük bir sorundur. Laboratuvar ölçekli tesislerde karıştırma sorunuyla nadiren karşılaşılır.

(2) Karıştırıcı çevresel hızı $V_{tip} (= \pi n d)$

$$k_{V_{tip}} = k_n \cdot k_d \rightarrow k_{V_{tip}} = k^{1/2}$$

Kayma gerilmelerine (şiddetli türbülansa) hassas ortamlarda karıştırıcı çevresel hızının çok fazla artırılması, mikroorganizma biyokütlesine (flok ve granüllere) zarar verir.

(3) Karıştırıcı gücü yoğunluğu, P/V

Yeterince hızlı devirle döndürülen karıştırıcılarda tam türbülanslı durum oluşur ve P_0 sabittir. Bu durumda,

$$P = P_0 \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5; \quad V = \frac{\pi D^2}{4} \cdot H$$

$$P/V \sim \frac{n^3 \cdot d^5}{HD^2} \rightarrow k_{P/V} = \frac{k_n^3 \cdot k_D^5}{k_H \cdot k_D^2}$$

$$k_d = k_H = k_D = k$$

$$k_{P/V} = k_n^3 \cdot k^2 = k^{1/2}$$

olur. P/V oranı yapım ve işletim maliyetiyle ilgili bir büyüklüğe karşı gelir.

b Hali: $Re = \text{sabit}$

Bu tür bir fiziksel modelleme esası ile ölçek büyütme tamamen suya batık karıştırıcılarla perdeli tankların karıştırılması durumu için uygundur.

$k_{Re} = 1$ olmasının etkileri aşağıdaki gibi özetlenebilir:

$$k_{Re} = 1 \rightarrow k_d^2 \cdot k_n = 1 \rightarrow k_n = k^{-2}$$

$$k_{t_m} = k_n^{-1} \rightarrow k_{t_m} = k^2$$

$$k_{V_{tip}} = k_n \cdot k \rightarrow k_{V_{tip}} = k^{-1}$$

$$k_{P/V} = k_n^3 \cdot k^2 \rightarrow k_{P/V} = k^{-4}$$

Ölçek faktörlerinin çok büyük veya küçük olması istenmez. İdeali $k_x = k_n$ için $-1 < n < +1$ aralığında kalınmasıdır. Re tipi benzeşimde bu kriter sağlanamamaktadır.

c Hali: Fr ve Re sayılarının sabit olmaması durumu

Bu durumda, farklı a ve b değerleri için $Fr^a Re^b = \text{sabit}$ eşitliği ile ilgili çok sayıda kombinasyon söz konusudur.

$$c_1 : a = 2, b = -1 \rightarrow k_n = 1$$

$$k_{Re} = k^2, k_{Fr} = k, k_{V_{tip}} = k, k_{P/V} = k^2, k_P = k^5$$

$k_{t_m} = 1$ ölçek büyütme kriteri $t_m = \text{sabit}$. Bu tür bir kriterin esas alınması güç ihtiyacını k^5 faktörüyle arttıracaktır.

$$c_2 : a = 1, b = 1 \rightarrow k_n = k^{-1}$$

$$k_{Re} = k, k_{Fr} = k^{-1}, k_{t_m} = k, k_{P/V} = k^{-1}, k_P = k^2$$

$$k_{V_{tip}} = 1; \text{ölçek büyütme kriteri } (V_{tip} = \text{sabit})$$

$$c_3 : a = 4, b = 1 \rightarrow k_n = k^{-2/3}$$

$$k_{Re} = k^{4/3}, k_{Fr} = k^{-1/3}, k_{t_m} = k^{2/3}, k_{V_{tip}} = k^{1/3}, k_P = k^3$$

$$k_{P/V} = 1; \text{ölçek büyütme kriteri } (P/V \text{ sabit})$$

Bu kriter oldukça yaygın olup $Fr \sim \text{sabit}$ kriterine çok yakındır.

a ve b için daha fazla kombinasyon mümkündür: $a+b = 1$ olmak üzere aşağıdaki durumlar tanımlanabilir:

$$Fr^a Re^b: \quad Fr^0 Re^1, Fr^{1/2} Re^{1/2}, Fr^{4/5} Re^{1/5}, Fr^1 Re^0, Fr^2 Re^{-1}$$

$$\text{Ölçek büyütme kriteri:} \quad Re \quad V_{tip} \quad P/V \quad Fr \quad t_m$$

Yukarıda incelenen durumlar Tablo 11-7'de topluca verilmiştir.

Tablo 11-7. Karıştırılmalı reaktörler için ölçek kriterleri (Kossen, 1991)

Ölçek Kriteri	k_d	k_n	k_{Re}	$k_{v_{tip}}$	$k_{P/V}$	k_{Fr}	k_{t_m}
$Fr^a Re^b (a,b)$	1	1	1	1	1	1	1
$Re (0,1)$	k	k^{-2}	1	k^{-1}	k^{-4}	k^{-3}	k^2
$v_{tip} (1/2, 1/2)$	k	k^{-1}	k	1	k^{-1}	k^{-1}	k
$P/V (4/5, 1/5)$	k	$k^{-2/3}$	$k^{4/3}$	$k^{1/3}$	1	$k^{-1/3}$	$k^{2/3}$
$Fr (1,0)$	k	$k^{-1/2}$	$k^{3/2}$	$k^{1/2}$	$k^{1/2}$	1	$k^{1/2}$
$t_m (2,-1)$	k	1	k^2	k	k^2	k	k

Tablodaki değerler, uygulamada $P/V = \text{sabit}$ kriterinin neden çok yaygın olduğunu göstermektedir. Re tipi benzeşim hariç, diğer benzeşimlerde kriterler arası değişimin çok fazla olmadığı görülmektedir. Güç yoğunluğu, P/V , enerji tüketimi ile de ilgili olduğu için önem arz etmektedir. İmalat sanayiindeki fiziksel modelleme uygulamalarının ~%30'unda $P/V = \text{sabit}$ kriteri esas alınmaktadır. 2 kW/m^3 değeri genelde P/V için üst sınır olarak alınmaktadır. $Fr = \text{sabit}$ kriteri de iyi/uygun görünmektedir. Ancak karıştırılmalı proseslerde $Fr = \text{sabit}$ benzeşimi nadiren uygulanmaktadır.

Ölçek büyütme ile fiziksel modellemede başlıca 3 rejim durumu söz konusudur:

Pür (saf) rejim. Küçük ve büyük ölçekli tesislerde aynı özgün rejim hâkim/belirleyicidir. Ölçek büyütme/küçültmede sadece tek bir boyutsuz sayı grubu sabit tutulmalıdır.

Karışık rejim. Küçük ve büyük ölçekli tesislerde birden fazla alt proses hızı belirleyicidir.

Geçişli rejim. Küçük ve büyük ölçekli tesislerde farklı rejimler belirleyicidir. Büyük/gerçek ölçekli tesislerde tam olarak geçerli olmadıkları bilindiği halde yine de laboratuvar ölçekli proses kinetiği çalışmaları yapmaya devam edilir.

Belirleyici/hâkim rejim deneysel ve teorik yollarla araştırılıp ortaya konabilir:

- (a) **Deneysel yaklaşım.** Örneğin bir laboratuvar ölçekli karıştırılmalı reaktörde, karıştırıcı hızı ve soğutucu kapasitesi artışları reaksiyon hızına etki etmiyorsa her iki alt prosesin de rejimde belirleyici olmadıkları söylenebilir. Dolayısıyla proses şartlarının değiştirilmesi belirleyici rejim hakkında bilgi verebilir.
- (b) **Teorik yaklaşım.** Özellikle büyük ölçekte deneysel çalışmalar pahalı ve zaman alıcı olduğu için teorik rejim analizi tercih edilmektedir. Bu kapsamda farklı teorik yaklaşımlar uygulanabilir.

11.4.3.Karakteristik Zamanlar

Çoğu yerde, karakteristik zamanlar yaklaşımı teorik rejim analizine tercih edilmektedir. Bunun en önemli sebebi genel uygulanabilirliğin pratik ve kolay oluşudur.

Biyoreaktörler için karakteristik zamanlar veya zaman katsayıları Denklem (11-9)'un genel hal ($dC/dt \neq 0$) ifadesinin her iki yanı C_0 'a, mesafenin boyutsuzlaştırılması ise x koordinatı L 'ye bölünerek (diferansiyel denklem üzerinden) elde edilebilir:

$$dC/C_0/dt = -v/L \cdot dC/C_0/dx/L + D/L^2 \cdot d^2C/C_0/dx^2/L^2 - r/C_0 \quad (11-9)$$

v/L , D/L ve r/C_0 terimlerinin her biri 1/zaman (T^{-1}) boyutundadır. Dolayısıyla zaman katsayıları/sabitleri aşağıdaki gibidir:

Akım/debi: L/v

Difüzyon: L^2/D

Dönüşüm/reaksiyon: C_0/r

Denklem (11-9)'u boyutsuz hale getirmek için bütün terimler D/L 'ye bölünerek (C/C_0 ve x/L boyutsuzdur), 3 boyutsuz sayı elde edilir:

Peclet Sayısı

$$v/L/D/L^2 = t_d/t_f = v \cdot L/D \quad (11-10)$$

Damköhler II Sayısı

$$r/C_0/D/L^2 = t_d/t_c = rL^2/C_0 \cdot D \quad (11-11)$$

Fourier Sayısı

$$t \cdot D/L^2 = t/t_d = D \cdot t/L^2 \quad (11-12)$$

Zaman sabitlerinin yaygın kullanımının sebebi biyokimyasal proseslerdeki hakim/kritik mekanizmalarının ne olduğunun hızlı ve pratik şekilde anlaşılmasını imkan vermeleridir. Karakteristik zamanların teorik değerlerini bulmak için farklı yöntemler kullanılabilir (Tablo 11-5- Tablo 11-8).

Tablo 11-8. Karakteristik zamanı belirlemek için teorik yöntemler (Sweere, vd. 1987)

Yöntem	Örnek
Karakteristik zamanı belirlemek için temel kurallar ve literatürle ilişkiler	$t_m = 4 t_{cir}$ $t_{cir} = V / (2H_r N \pi^2 D^2)$
Diferansiyel Denklemler (a) Kütle, ısı ve hız dengesi	$\frac{D}{L^2} \frac{d^2 C'}{dx'^2} - \frac{v}{L} \frac{dC'}{dx'} - \frac{r}{c} = 0$
(b) Tek mekanizmadaki birikim	$\frac{dC}{dt} = D \frac{d^2 C}{dx^2}$
Kapasite ve akış oranı	$t_{m,i} = \frac{\left(\frac{C_{0,9}}{m} - C_{0,1} \right)}{k_L a \left(\frac{C_{0,9}}{m} - C_{0,1} \right)}$

Prosesin tamamını oluşturan alt prosesler uygun bir zaman terimi ile ifade edilebilir. Bu terimler alt proseslerle ilgili karakteristik zamanların oluşturulmasında kullanılabilirler.

Difüzyon: $D (L^2/T)$:

$$t_D \sim L_0^2/D \quad (11-13)$$

Reaksiyon: $k_r (1/T)$:

$$t_r \sim 1/k_r \quad (11-14)$$

Isı transferi: $\frac{h}{\rho C_p} (L/T)$:

$$t_{ht} \sim (\rho C_p L_0)/h \quad (11-15)$$

(Burada L_0 , belirlenecek karakteristik uzunluktur.)

Karakteristik zaman kavramı, “vaktinde/süresinde” terimini çağırıştırır. Söz konusu karakteristik zamanların sabit olmaları gerekmez. Karakteristik zamanların tersleri ($1/t_x$) de özel anlam taşır.

Örneğin küçük karakteristik zamanlar, yüksek (alt) proses hızlarına karşı gelir. Karakteristik boyutsuz gruplar da en az iki karakteristik zamanın oranı olarak yorumlanabilir:

Kütle transferi: $k (L/T)$:

$$t_{mt} = \frac{L_0}{k} \quad (11-16)$$

Difüzyon: D (L^2/T) :

$$t_D = \frac{L_0^2}{D} \quad (11-17)$$

$$S_h = \frac{t_D}{t_{mt}} = \frac{kL_0}{D} \quad (11-18)$$

Karakteristik zamanların türetilmesi nispeten kolaydır, zira tek bir izole (ayrı) alt proses veya mekanizmayla ilgilidirler. Karakteristik zamanların türetilmesinde genelde 3 yöntem uygulanmaktadır.

- Miktar/hız oranıyla
- Denge (korunum) denklemiyle
- Denge denkleminin çözümüyle

Yöntem 1: Miktar/ hız oranından hareketle hesap

Esas kütle iletim mekanizması = konveksiyon

Konveksiyon:

$$Q_v \text{ (L}^3/\text{T)} \quad (11-19)$$

hız: Q_v ; miktar: V ise,

$$t_c = \frac{V}{Q_v} \quad (11-20)$$

Konveksiyon:

$$Q_m \text{ (M/T)} \quad (11-21)$$

hız: Q_m ; miktar: m ise,

$$t_c = \frac{m}{Q_m} \quad (11-22)$$

Konveksiyon:

$$v \text{ (L/T)} \quad (11-23)$$

hız: v ; miktar: L ise,

$$t_c = \frac{L}{v} \quad (11-24)$$

olur. Sıkıştırılamayan sıvılar söz konusu olduğunda, yukarıda bahsedilen 3 karakteristik zaman birbirine eşit olur:

$$t_c = \frac{L}{v} = \frac{A}{A} \cdot \frac{L}{v} = \frac{V}{Q_v} = \frac{\rho}{\rho} \cdot \frac{V}{Q_v} = \frac{m}{Q_m} \quad (11-25)$$

Yöntem 2: Denge denkleminde hareketle hesap

Mekanizma = 1. derece kimyasal reaksiyon

Bileşen dengesi;

$$V \frac{dC}{dt} = -k_r \cdot C \cdot V \quad (11-26)$$

'dır. V hacmine bölünmesi ve $C_0 = C(0)$ kullanılması diferansiyel denklemi kısmi boyutsuz yapar.

$$\frac{d\gamma}{dt} = -k_r \gamma \quad (\text{boyut: } T^{-1}) \quad (11-27)$$

Karakteristik zaman;

$$t_r = 1/k_r \quad (11-28)$$

'dir. Denge denkleminde Laplace dönüşümü yapıldığında;

$$V (sC(s) - C(0)) = -k_r \cdot V \cdot C(s) \quad (11-29)$$

$$C(s) = \frac{C(0)}{s + k_r} \quad (11-30)$$

olur. Standart halde ise Denklem (11-28) ve Denklem (11-31) bulunur.

$$C(s) = \frac{C(0)/k_r}{\left(\frac{1}{k_r}\right)s + 1} \quad (11-31)$$

Yöntem 3: Denge denkleminin çözümünden;

Mekanizma = kütle transferi

Çoğu mikroorganizma büyümek için oksijene ihtiyaç duyar, oksijen suda ve diğer ortamlarda az miktarda çözünür. Gaz kabarcıklarından sulu ortama oksijen transferi hızlı bir şekilde sınırlanabilir (Şekil 11-5).

Kütle dengesi (oksijen; sıvı fazı);

$$V_L \frac{dC_L}{dt} = k_L \cdot A_{LG} (C_L^* - C_L) \quad (11-32)$$

'dır. Burada;

C_L : oksijen konsantrasyonu (sıvı fazı)

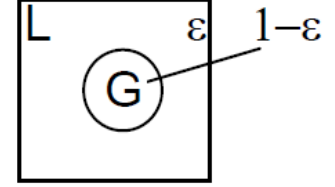
V_L : sıvı faz hacmi

k_L : kütle aktarım katsayısı

A_{LG} : alan

C_L^* : sıvı ortamının oksijene doygunluk konsantrasyonu

ε : sıvı faz hacim fraksiyonu



Şekil 11-5. Gazdan sıvıya oksijen transferi (Luyben, vd. 2006)

'dır.

Çözüm:

$$\frac{dC_L}{dt} = k_L \cdot \frac{A_{LG}}{V_L} (C_L^* - C_L) = k_L \cdot \frac{A_{LG}}{V_L + V_G} \cdot \frac{V_L + V_G}{V_L} (C_L^* - C_L) = k_L \cdot a_v \cdot \frac{1}{\varepsilon} \cdot (C_L^* - C_L) \quad (11-33)$$

a_v = spesifik değişim bölgesi (dispersiyon hacmi başına düşen ara yüzey alanı)¹

$$\frac{dC_L}{dt} = \frac{k_L \cdot a_v}{\varepsilon} \cdot (C_L^* - C_L) \quad (11-34)$$

Çözüm aşağıdaki eşitliği verir.

$$C_L(t) = C_L^* \left[1 - \exp\left(-\frac{k_L a_v}{\varepsilon} t\right) \right] = C_L^* \left[1 - \exp\left(-\frac{t}{t_{mt}}\right) \right] \quad (11-35)$$

$$S_0 : t_{mt} = \frac{\varepsilon}{k_L a_v} \quad (11-36)$$

Lineer veya birinci mertebe reaksiyonunu esas alan proseslerde yukarıdaki 3 farklı yöntem de aynı karakteristik zamanı verir, lineer olmayan (doğrusal olmayan) prosesler için ise çoğu kez 1. yöntem kullanılır ve karakteristik zamanların her zaman sabit olması gerekmez. Tablo 11-9'da bir seri karakteristik zaman listelenmiştir. Taşınım prosesleriyle ilgili karakteristik zamanlar “uygunluk” terimi ihtiva ettiği için ölçek ile ilişki söz konusudur.

¹ Genellikle Ara yüzey alanı / hacim: $a_L = a_v / \varepsilon$ 'dir.

Tablo 11-9. Karakteristik zaman listesi (Luyben vd., 2006)

Mekanizma	Parametre	Karakteristik zaman
Konveksiyon (sıvı)	$Q_v (L^3/T)$	$\frac{V}{Q_v}$
Konveksiyon (gaz)	$Q_m (M/T)$	$\frac{m}{Q_m}$
Konveksiyon (tüp)	$v (L/T)$	$\frac{L}{v}$
Kimyasal reaksiyon (1. derece)	$k_r (1/T)$	$\frac{1}{k_r}$
Kimyasal reaksiyon (genel)	$r (A/L^3T)^1$	$\frac{c}{r}$
Karıştırıcı ile karıştırma	$n (1/T)$	$\frac{\alpha}{n} (12 < \alpha < 120)$
Kütle transferi (sıvı fazı)	$k_L (L/T)$	$\frac{\varepsilon}{k_L a_v} = \frac{1}{k_L a_L}$
Kütle transferi (gaz fazı)	$k_L (L/T)$	$\frac{m(1-\varepsilon)}{k_L a_v} = \frac{m}{k_L a_L} \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}$
Difüzyon* (düzlem, iki taraflı)	$D (L^2/T)$	$\frac{1}{\pi^2} \frac{\delta^2}{D} \quad \pi = 3,14159...$
Difüzyon* (düzlem, tek taraflı)	$D (L^2/T)$	$\frac{4}{\pi^2} \frac{\delta^2}{D}$
Difüzyon* (silindir)	$D (L^2/T)$	$\frac{1}{4\mu_1^2} \frac{\delta^2}{D} \quad \mu_1 = 2,40483...$
Difüzyon* (küre)	$D (L^2/T)$	$\frac{1}{4\pi^2} \frac{\delta^2}{D}$

* Termal difüzyon için difüzyon katsayısı termal difüzyon katsayısıyla (a) değiştirilirse bu karakteristik zamanlar geçerliliğini korur.

$a = \frac{\lambda}{\rho C_p}$ (Q: debi, V: hacim, m: kütle, v: hız, L: uzunluk, k_r : reaksiyon zaman terimi, ρ : yoğunluk, r: reaksiyon zaman terimi, c: konsantrasyon, n: karıştırıcı zaman terimi, α : sabit, k_L : kütle transfer katsayısı, a_v = spesifik değişim bölgesi, a_L = ara yüzey alanı/hacim, ε : sıvı faz hacim fraksiyonu, D: difüzyon katsayısı, C_p : özgül ısı kapasitesi, λ : ısı iletim kapasitesi, δ : difüzyon tabakası kalınlığı)

Karakteristik Zaman esaslı rejim analizi uygulama adımları şu şekilde sıralanabilir:

- Rejim analizinde göz önüne alınan toplam proseste yer alan alt proses veya mekanizmaların belirlenmesi
- Bu alt proseslerin karakteristik zamanlarının belirlenmesi
- Prosesin bütünü kontrol eden belirleyici alt proseslerin ayrılması:

- Karıştırıcı için karıştırma prosesi
- Bir reaktör için dönüşüm/reaksiyon prosesi
- Isı değiştirici için ısı transfer prosesi vb.
- Diğer alt proseslerin karakteristik zamanlarının t_0 ile mukayesesi:

$$\frac{t_i}{t_0} \quad (i = 1, 2, \dots)$$

- Alt proseslerin karakteristik zamanlarının,

$$\frac{1}{5} < \frac{t_i}{t_0} < 5$$

aralığında kaldığının tahkiki

Bu değerlendirme süreci sonunda en etkin belirleyici rejim bulunur.

11.4.4.Seri ve Paralel Yürüyen Alt Prosesler

Rejim analizinden bir sonuç çıkarılabilmesi için alt proseslerin toplam proses içindeki yerlerinin dikkate alınması gerekir. Bu kapsamda özellikle iki durum önem taşır:

- Seri olarak yürüyen alt prosesler
- Paralel alt prosesler

(a) Seri olarak yürüyen alt prosesler. Bu durumun tipik örnekleri seri bağlı karıştırıcılar veya reaktörler durumudur. Farklı türden alt prosesler de seri olarak gerçekleşebilir. Örneğin heterojen katalitik proseslerde, reaksiyona girecek maddenin önce sıvı ortamdan katalizör yüzeyine transfer edilmesi, t_{mt} ; daha sonra ise katalizörle reaksiyona girmesi, t_r , söz konusudur. Seri olarak yürüyen alt proseslerde, karakteristik zamanlar toplanmalıdır, en uzun süreli mekanizma hız sınırlayıcı/belirleyici durumdadır.

(b) Paralel alt prosesler. Bu tür reaksiyonlara örnek, birden fazla yan reaksiyonun gerçekleştiği bir ana reaksiyondur. Heterojen katalitik reaksiyon örneğinde, kütle transferi sonrası katalizör madde yüzeyinde gerçekleşen difüzyon (t_D) ve katalitik reaksiyon (t_r) alt prosesleri paralel alt reaksiyonlardır. Bu gibi durumlarda karakteristik zamanların tersleri toplanmalıdır; en kısa süre hız belirleyici süredir (Tablo 11-10).

Seri yürüyen alt proseslerde, hızı en yavaş olan (t_1) proses belirleyicidir, zira diğer alt prosesler onun tamamlanmasını beklemek zorundadır. Paralel yürüyen alt proseslerde ise hız belirleyici proses en kısa sürede (t_2) gerçekleşen prosestir, zira diğer alt prosesler güçlükle tamamlanabilmektedir.

Tablo 11-10. Proses tipleri ve hız belirleyiciler (Luyben, vd. 2006)

Proses tipi	Sonuç	Hız belirleyici ($t_1 \gg t_2$)
Seri yürüyen prosesler	$t = t_1 + t_2$	t_1
Paralel yürüyen prosesler	$\frac{1}{t} = \frac{1}{t_1} + \frac{1}{t_2}$	t_2

ÖRNEK 11-3: Çalkalamalı Erlen (Luyben, vd. 2006)

Biyoreaktör için aşı geliştirme amacıyla pamuk tıkaç ile kapatılmış bir çalkalama şişesi (shaker) kullanılır (Şekil 11-6). Çalkalanan kap 800 mL hacminde ve 5 cm yüksekliğinde sıvı içeren 2000 mL 'lik bir erlendirdir. Sıvı, aerobik mikroorganizmaların uygun seviyede büyümesine yetecek besi maddelerini içerir (Sadece oksijen dışarıdan alınır). Prosesi kontrol eden rejimi tespit ediniz.

Çözüm:

$$D_1 = \varepsilon D_{O_2}^G = 4 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_2 = \varepsilon D_{O_2}^G = 2 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_3 = \varepsilon D_{O_2}^L = 2 \times 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$h_1 = 0,04 \text{ m}$$

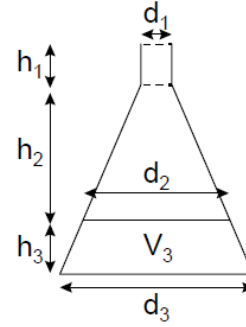
$$d_1 = 0,05 \text{ m}$$

$$h_2 = 0,18 \text{ m}$$

$$d_2 = 0,125 \text{ m}$$

$$h_3 = 0,05 \text{ m}$$

$$d_3 = 0,16 \text{ m}$$



Şekil 11-6. Çalkalama şişesi (Luyben, vd. 2006)

Deney başlangıcında $8 \times 10^{-7} \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$ olan OTH, deney sonunda yeterli hücre bulunduğunda $8 \times 10^{-5} \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$ seviyesine gelmiştir.

Proses kısmi olarak seridir: oksijen pamuk tıpasından kaba girer, kaptaki gaz fazından yayılır ve sıvı ortama aktarılır. Bundan sonra, oksijen ortam boyunca karıştırılır ve paralel şekilde tüketilir. Ortamdaki oksijen konsantrasyonu için maksimum değer olan $9 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$ kullanılır. k_{La} değeri için $9 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ kullanılır, proses koşullarına gerçekten bağlı değildir.

Karakteristik zamanlar

Giriş kısmı boyunca difüzyon süresi: $t_{D_1} = \frac{4}{\pi^2} \frac{h_1^2}{D_1} = 1,6 \times 10^{+2} \text{ s}$

Gaz fazında difüzyon süresi: $t_{D_2} = \frac{4}{\pi^2} \frac{h_2^2}{D_2} = 6,6 \times 10^{+2} \text{ s}$

Sıvı ortamda difüzyon süresi: $t_{D_3} = \frac{4}{\pi^2} \frac{h_3^2}{D_3} = 5,1 \times 10^{+5} \text{ s}$

Kütle transferi süresi:

$$t_{k_L} = \frac{V_L}{k_L \frac{1}{4} \pi d_2^2} = 7,2 \times 10^{+2} \text{ s}$$

Oksijen tüketimi (maksimum) süresi:

$$t_0 = \frac{C_0}{r_0} = 1,1 \times 10^{+4} \text{ s (başlangıçta)}$$
$$= 1,1 \times 10^{+2} \text{ s (sonda)}$$

Seri prosesler (difüzyon → difüzyon → kütle transferi) için, kütle transferi zamanı sınırlayıcıdır. Piston akıştaki difüzyon, kolaylıkla sınırlayıcı proses olarak kabul edilir, en hızlı proses olarak öne çıkmaktadır ve bu sebeple zaman belirleyicidir.

Çalkalama olmadan oksijenin sıvı ortama karışması tamamen mümkün olmaz; yalnızca erlenin üst kısmı ~2 mm'lik yüksekliğe O₂ girişi olur.

Deney başlangıcında bütün taşınım yeterince hızlıdır; deney sonunda kütle transferi ve gaz içindeki difüzyon sınırlayıcı özellik gösterir, oksijensiz bir ortamla sonuçlanır (Tüketim hızlarının maksimum değerde olduğu durum).

ÖRNEK 11-4: Diş Temizliği ve Ağız Kokması (Kossen, 1991)

Gündelik hayata dair bir örnek üzerinden konunun pratik anlamı açıklanabilir. Bir mikroorganizma filmi tabakasının aerobik şartlarda olması istenir. Bunu kontrol etmek için difüzyon ve oksijen tüketimi ile ilgili zaman sabitleri mukayese edilebilir. Ağızımızdaki biyofilm tabakası kalınlığı 1000 µm (1mm) ve difüzyon katsayısı $D = 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$ olsun.

Çözüm: Bu durumda difüzyon zaman katsayısı,

$$T_d = 0,5 L^2/D = 0,5 \times 10^{-6} / 10^{-9} = 500 \text{ s}$$

olur. %10 oranında aktif mikroorganizma içeren bir biyofilm tabakasındaki OTH $1,2 \times 10^{-3} \text{ kg O}_2/\text{m}^3.\text{s}$ ve suya doymun biyofilm tabakasında oksijenin çözünürlüğü $9 \times 10^{-3} \text{ kg/m}^3$ için, O₂ tüketim (dönüşüm) zaman katsayısı,

$$t_c = C_0 / r = 9 \times 10^{-3} / 1,2 \times 10^{-3} = 7,5 \text{ s}$$

olur. Bunun anlamı, Oksijen tüketiminin biyofilme O₂ difüzyonundan çok daha kısa sürede gerçekleştiği ve biyofilmin genellikle anaerobik olacağıdır. Biyofilm tabakasının bütünüyle aerobik kalabilmesi için kalınlığının;

$$T_d = 0,5 L^2/D \geq 7,5 \text{ s}$$

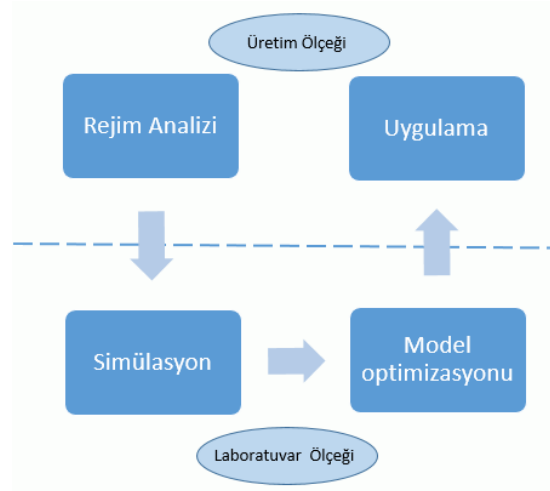
$$L = \left[\frac{7,5}{0,5} \times 10^{-9} \right]^{1/2} = 0,12 \times 10^{-3} \text{ m} = 0,12 \text{ mm} \text{ olması gerekmektedir.}$$

Bu örnek dişlerimizi iyi fırçalamazsak ağızımızın niçin kötü kokacağının açık bir izahıdır.

11.4.5.Ölçek Küçültme (Scale-down)

Hız kısıtlayıcı mekanizmaların, ölçek küçültme yöntemiyle küçük ölçekte çalışılması sıkça başvurulan oldukça güvenilir bir yöntemdir. Bu bölümde ölçek küçültme problemlerinin, Rejim analizi ve karakteristik zaman parametrelerine bağlı olarak çözümü ile ilgili uygulamalar özetlenmektedir.

Rejim Analizine Dayalı Ölçek Küçültme. Ölçek küçültme çalışmalarında izlenmesi gereken yöntemin akım şeması Şekil 11-7’de verilmiştir (Oosterhuis, 1984).

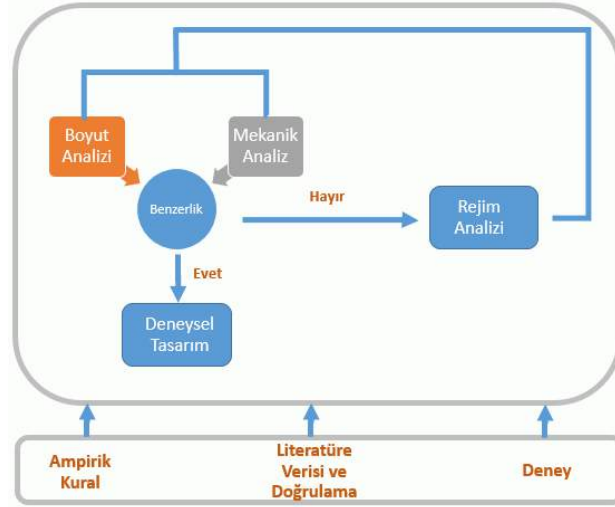


Şekil 11-7. Ölçek küçültme prosedürü (Sweere, vd., 1987)

Şekil 11-7’de belirtilen yöntemde birbiriyle ilişkili 4 aşama söz konusudur:

- (1) Üretimde kullanılan reaktörde rejim analizinin uygulanması
- (2) Laboratuvar ölçekli (ölçeği küçültülmüş) ve benzer reaktörlerde hız kısıtlayıcı mekanizmaların belirlenmesi
- (3) Prosesin laboratuvar ölçekli sistemde modellenmesi ve optimize edilmesi
- (4) Laboratuvar ölçekli reaktörde optimize edilmiş prosesin büyük (gerçek) ölçekli reaktöre uyarlanması/aktarılması

Ölçek küçültme çalışmalarındaki ilk kademe sadece rejim analizi değildir; aynı zamanda boyut analizi ile ilgili mekanizmalara yönelik analizler ve benzeşim prensiplerinin gereklilikleri de göz önünde tutulmalıdır. Bu kapsamda yürütülen proses analizinin genel akım şeması Şekil 11-8’deki gibi verilebilir (Sweere vd., 1987). Şekil 11-8’de belirtilen sistematik yöntem sadece rejim analizi (RA) ile sınırlı olmayıp büyük ölçekteki reaktörde yaşanan sorunların çözümünü sağlayacak benzeşim kurallarının gözetildiği lab./pilot ölçekli tesis tasarım, işletim ve optimizasyonu çalışmalarının bütününe kapsamaktadır.



Şekil 11-8. Proses analizi (Sweere vd., 1987)

Ölçek Küçültme Problemlerinde Uygulanabilecek RA Yaklaşımı. Özellikle endüstriyel Biyokimya Mühendisliği uygulamalarında, (karakteristik) zaman terimlerinin kıyaslanması yoluyla yürütülen RA çalışmaları aşağıdaki gibi özetlenebilir.

(1) Taşınım veya İletimle ilgili Zaman Sabitleri

Oksijen Transfer Süresi. Oksijen Transfer Süresi t_{OT} ,

$$t_{OT} = 1/k_L a \quad (11-37)$$

ifadesiyle verilir.

Dolaşım Süresi. Reaktörlerin gaz-sıvı akımı ile tam olarak karıştırılması için gerekli süre olan dolaşım süresi, t_c ,

$$t_c = \frac{V}{2Q_p} \quad (11-38)$$

ifadesiyle verilir. Burada, türbin tipi karıştırıcının kapasitesi,

$$Q_p = 0,75 ND^3 \quad (11-39)$$

ifadesinden bulunabilir (Revill, 1982). Birden fazla karıştırıcısı olan reaktörlerde dolaşım süresi bir karıştırıcı bölmesi için hesaplanmalıdır.

Sıvı Karışım Süresi. Pratik gözlem ve tecrübelerle göre reaktördeki sıvı karışım süresi, t_{kar} ;

$$t_{kar} \cong 4 \times t_c \quad (11-40)$$

eşitliğinden bulunabilir.

Gaz Bekleme Süresi. Gaz kabarcıklarının (akımının) biyoreaktörlerde ortalama kalış süresi, t_G ,

$$t_G = (1 - \varepsilon) \frac{V}{Q_g} \quad (11-41)$$

eşitliği ile bulunabilir. Burada $\varepsilon (=V_G/(V_G + V_L))$, sıvı ortam porozitesi), Q_g gaz debisidir.

Tek bir gaz kabarcığından sıvı faza O_2 transferi süresi de, $t_{OT,b}$,

$$t_{OT,b} = \frac{H}{k_L a} \quad (11-42)$$

ifadesiyle bulunabilir. Burada H reaktördeki sıvı yüksekliğidir.

Isı Transferi Süresi. Isı transfer süresi, reaktör üzerinde ısı dengesine dayalı olarak,

$$t_{HT} = \frac{V_p \cdot C_p}{\alpha \cdot A} \quad (11-43)$$

eşitliğinden hesaplanabilir. Burada,

A : ısıtıcı/soğutucu yüzey alanı

α : toplam ısı transfer katsayısı

'dır.

(2) Dönüşüm (Reaksiyon) ile İlgili Zaman Sabitleri

O_2 Tüketimi Süresi. Proseste etkin reaksiyon kinetiğinin mertebesine bağlı olarak O_2 tüketim süreleri (t_{oc}),

Sıfırıncı mertebe kinetiği için:

$$t_{oc}^{(0)} = C_{O_2} / r_{O_2}^{maks} \quad (11-44)$$

Birinci mertebe kinetiği için:

$$t_{OC}^{(1)} = C_{O_2} / r_{O_2}^{maks} \quad (C_{O_2} < K_{O_2} \text{ ise}) \quad (11-45)$$

ifadelerinden hesaplanabilir. Havalandırma ekipmanının O_2 transfer süresi, t_{OT} , olmak üzere;
 $t_{OC}^{(0)} > t_{OT}$ ise O_2 kısıdı yoktur ve $C_{O_2} \cong C_{O_2}^*$ (doygunluk oksijen konsantrasyonu) alınabilir ve üstteki eşitliğin kullanılması gerekir.

$t_{OC}^{(0)} < t_{OT}$ ise reaktörde oksijen kısıdı vardır ve gerçek O_2 konsantrasyonu oldukça düşük ($\sim K_{O_2}$) seviyededir ve alttaki eşitlik veya dolaşım süresinin kullanılması daha doğrudur.

Oksijen tüketim süresini diğer zaman katsayıları ile kıyaslarken, örneğin sirkülasyon süresi, $t_{OC}^{(1)}$, kullanılabilir.

Substrat Kullanımı ile İlgili Zaman Sabitleri. Kesikli beslenen reaktörlerde, oksijen tüketim süresinde olduğu gibi, C_s , aşılama süresindeki substrat konsantrasyonuna eşit alınabilir. Sürekli veya yarı kesikli beslenen (feed-batch) reaktörlerde substrat kullanım süresi hesaplanırken, reaktördeki mevcut substrat konsantrasyonu dikkate alınmalıdır. Bu gibi hallerde Michaelis-Menten tipi kinetik esas alınır. $C_s \geq K_s$ için, substrat kullanımı ile ilgili zaman sabiti, t_{sc} ,

$$t_{sc} = \frac{C_{s,O}}{r_s^{maks}} \quad (11-46)$$

ifadesiyle hesaplanabilir.

Mikroorganizma Çoğalması ile İlgili Zaman Sabiti. Kesikli proseslerde, çoğalma ile ilgili zaman sabiti (gerekli süre) t_G ,

$$t_G = (\mu_{maks})^{-1} \quad (11-47)$$

ifadesinden bulunabilir. Burada,

μ_{maks} : maksimum büyüme hızı, 1/s

‘dır. Sürekli beslenen sistemlerde ise bu süre, seyrelme oranının ($1/\Theta_h$) tersine eşittir.

Isı İletimiyle ilgili Zaman Sabiti. Isı iletimi için gerekli süreyi bulmak için, sıfırıncı mertebe kinetiği esasıyla ısı iletimini tanımlamak üzere belirli bir sıcaklık farkı esas alınır. Reaktörün içi ile soğutucu/ısıtıcı akışkan arasındaki ısı farkı bu maksatla kullanılır ve üretilen ısı

kaybedilen ısıya eşitliği durumunda ($t_{HY} = t_{HP}$) bütün ısı sistemden uzaklaştırılmış olur. Bu durumda ısınma süresi de,

$$t_{HP} = \frac{\rho \cdot C_p \cdot \Delta T_k}{r_{HM} + r_{HS}} \quad (11-48)$$

eşitliği ile hesaplanabilir. Burada,

ΔT_K : reaktör içi ile soğutucu/ısıtıcı akışkan arasındaki sıcaklık farkıdır.

r_{HM} : mikroorganizmaların reaksiyon ısısı üretim hızı ($r_{HM} = 460 \times 10^3 \times r_{O_2}^{max} \times V_L(J)$)’dır.

r_{HS} : karıştırma ile ısı üretimi

olup takriben gazla karıştırma ile sıvıya verilen güce (P_G) eşdeğer alınabilir.

Endüstriyel Reaktörlerle İlgili Bazı Pratik Hususlar. Genel olarak endüstriyel fermenterlerdeki (biyoreaktörler) yükseklik/çap oranı H/D, 2/1 veya 3/1’dir. Şayet H/D oranı sabit tutulmak istenirse, ölçek büyütmede yüzey alanı/hacim oranı hızlı bir şekilde azalır. Bu değişim dolayısıyla yüzey havalanmasının oksijen teminine olan göreceli katkısı ile CO₂ tahliye kapasitesi azalır. Bakteri ve mantarlarla yürütülen fermantasyon süreçlerinde reaktör duvarındaki biyofilm halinde olan mikroorganizma büyümesinin de dikkate alınması gerekir. Reaktör cidarına yapışan mikroorganizma hücrelerinin, kütle transferi kısıdı sebebiyle metabolizma değişimine yol açması durumunda, küçük ölçekli biyoreaktör sonuçları büyük ölçekli biyoreaktörlerdeki durumun tahmini için güvenilir olmaktan çıkabilir (Shuler ve Kargı, 2002).

Yukarıda değinilen hususlardan daha da önemlisi, geometrik olarak benzer olsalar da, küçük ölçekli reaktörlerde endüstriyel reaktörlerdeki işletme şartlarının tam olarak benzeştirilemeyeşidir. Tablo 11-11’de sonuçları özetlenen örnekten görülebileceği üzere, mekanik karıştırmalı tank çapı 5 kat arttığında, sabit H/D oranı için, 125 katlık bir hacim artışı olmaktadır. İlgili tabloda 4 durum incelenmiştir: Sabit P_0/V , Q/V , $N \cdot D_i$ ve $Re (=ND_i^2 \cdot \rho/\mu)$ esaslı ölçek büyütmede, $P \propto N^3 D_i^5$, $V \propto D_i^3$, $Q \propto N D_i^3$, $P/V \propto N^3 D_i^2$ ve $Q/V \propto N$ olduğu için N ve D_i sabit tutulursa Tablo 11-11’deki bütün büyüklükler sabitlenmiş olacaktır. Ölçek büyütme kriterlerinin N ve D_i ’ye olan bağımlılıkları birbirinden farklı olduğundan, ölçek değişimi biyofermenterlerdeki fiziksel ortamda değişimlere yol açacaktır. Söz konusu değişiklikler biyoreaktörlerdeki türlerin dağılımını değiştirdiğinde veya mikroorganizma hücrelerine zarar verdiğinde, mikrobiyal kültürlerin metabolik reaksiyonları da ölçekten ölçeğe farklılık gösterecektir. Bu yüzden farklı ölçek büyütme kuralları (Sabit P/V sabit OTH gerektirir; sabit Re geometrik olarak benzer akım şartları gerektirir; sabit N sabit karışım süreleri ve sabit çevre hızı sabit kayma gerilmesi gerektirir) çok farklı sonuçlara yol açabilmektedir.

Tablo 11-11. Ölçek büyütme parametrelerinin karşılıklı etkileşimi (Shuler ve Kargı, 2002)

Ölçek Büyütme Kriterleri	Simge	Küçük fermenter (80 L)	Üretim fermenteri, 10.000/1			
			Sabit P_0/V	Sabit N	Sabit $N.D_i$	Sabit Re
Enerji girdisi	P_0	1,0	125	3125	25	0,2
Enerji girdisi/ hacim	P_0/V	1,0	1,0	25	0,2	0,0016
Pervane dönüş sayısı	N	1,0	0,34	1,0	0,2	0,04
Pervane çapı	D_i	1,0	5,0	5,0	5,0	5,0
Pervane pompa oranı	Q	1,0	42,5	125	25	5,0
Pervane pompa oranı/Hacim	Q/V	1,0	0,34	1,0	0,2	0,04
Maksimum pervane hızı (maks. kesme oranı)	$N.D_i$	1,0	1,7	5,0	1,0	0,2
Re	Re	1,0	8,5	25,0	5,0	1,0

Yukarıda belirtilen ölçek büyütme problemlerinin hepsi taşınım prosesleri ile ilgilidir. Karışım ve reaksiyon sürelerinin göreceli değerleri, reaktörlerdeki heterojenliğin belirlenmesi bakımından, özellikle çok önemlidir. Ölçek büyütme ile mikro kinetik tarafından kontrol edilen bir sistemden proses veriminin taşınım/transfer kısıtlarının kontrol edildiği büyük ölçekli bir fermentere geçilmiş olur. Fermantasyon sürecini kontrol eden rejimde bir değişim olduğunda, küçük ölçekli reaktörde üretilen deneysel sonuçlarla büyük ölçekli tesislerle ilgili güvenilir tahminler yapılması imkânsız hale gelir. Muhtemel reaktör kısıtlarının tahmininde kullanılabilecek diğer bir yaklaşım, biyokimyasal dönüşüm (reaksiyon) veya taşınım prosesleri ile ilgili karakteristik zaman sabitlerinin kullanılmasıdır. Tablo 11-12’de bazı önemli zaman sabitleri verilmiş olup 20 m³’lük bir reaktörde glukonik asit üretimi ile ilgili uygulama sonuçları ise Tablo 11-13’te özetlenmiştir (Kossen ve Oosterhuis, 1985; Shuler ve Kargı, 2002).

Tablo 11-12. Bazı zaman sabitleri (denklemleri) (Kossen ve Oosterhuis, 1985)

Taşınım Prosesi	Denklem
Akış	L/v veya V/Q
Difüzyon	L^2/D
Oksijen transferi	$1/k_L a$
Isı transferi	$V\rho C_p/UA$
Karışım	$t_m=4V/(1,5ND^3)$
Dönüşüm prosesi	
Büyüme	$1/\mu$
Kimyasal reaksiyon	C/r
Substrat tüketimi	$C_s/r_{maks} (C_s > K_s)$
	$K_s/r_{maks} (C_s < K_s)$
Isı üretimi	$\rho C_p \Delta_k T/r \Delta H$

Tablo 11-13. 20 m³'lük fermenter için zaman sabitleri (Shuler ve Kargı, 2002).

<i>Taşıma prosesi</i>	<i>Zaman sabitleri (s)</i>
Oksijen transferi	5,5 (C ⁻)-11,2 (C ⁺)(*)
<i>Sıvı</i>	12,3
<i>Gaz</i>	20,6
Gaz baloncuğundan oksijen transferi*	290 (C ⁻)-593 (C ⁺)
Isı transferi	330-650
Dönüşüm prosesi	
Oksijen tüketimi, 0. mertebe	16
1. Mertebe	0,7
Substrat tüketimi	5,5 x 10 ⁴
Büyüme	1,2 x 10 ⁴
Isı üretimi	350

(*) C⁺: Hava kabarcıklarının kümeleşmiş hali
C⁻: Hava kabarcıklarının kümeleşmemiş/münferit hali

Zaman sabitleri esas prosese kıyasla daha küçük olan proseslerin, genel olarak, denge durumunda olduğu söylenebilir. Örneğin $1/k_{LA} \ll t_{O_2}$ dönüşüm (t_{O_2} dönüşüm, O₂ tüketimi zaman sabitidir) ise, reaktör içeriği oksijene doymuş hale gelir, zira oksijen tüketimi dönüşüm/reaksiyondan çok daha hızlı gerçekleşir. Buna mukabil, O₂ tüketimi (kullanımı) ve oksijen temini birbirine yakın ($1/k_{LA} \approx t_{O_2}$) ise, reaktördeki ÇO konsantrasyonu çok düşük olabilir. Bu husus Tablo 11-13'te açıkça görülmektedir.

Geleneksel ölçek büyütme oldukça ampirik olup sadece ölçek büyütme sürecinde prosesi kontrol eden rejimin değişmediği durumlarda anlamlıdır. Yaygın ölçek büyütme kuralları; sabit P/V, sabit k_{LA}, sabit (karıştırıcı) çevre hızı ile sabit karışım süresi ve Re'dir. Sonuçlar daha ziyade Newtonyen çözeltiler için uygundur. Bu kurallardan herhangi biriyle yaşanacak başarısızlık, ölçek büyütmede prosesi kontrol eden belirleyici rejimdeki değişim veya farklılığa bağlanabilir. Konuyla ilgili bazı sayısal uygulamalar için Shuler ve Kargı (2002)'ya başvurulabilir.

ÖRNEK 11-5: Glukonik Asit Üretim Prosesi

Endüstriyel ölçekte bir glukonik asit fermenteri için hesaplanan zaman katsayıları Tablo 11-14'te verilmiştir (Kossen ve Oosterhuis, 1985).

Glukonik asit 25 m³ hacimli, kesikli bir aerobik fermantasyon prosesi ile üretilmektedir. Reaktör, 2 Rushton karıştırıcı ve karıştırıcı dalma derinliği altındaki yıldız şekilli bir hava dağıtıcı ile cidarlardaki 4 perde ile teçhiz edilmiştir. Kısıtlayıcı proses bileşenini belirlemek üzere RA yürütülmüştür. Glukonik asit üretimindeki kritik zaman sabitleri Tablo 11-14'te verilmiştir.

Tablo 11-14. Glükonik asit fermentasyonu için zaman sabitleri (reaktörde üretim yapıldıysa) (Oosterhuis, 1984)

İletim	Değerler (s)
O ₂ transferi	5,5 (birleşmeyen kabarcıklı) – 11,2 (birleşen kabarcıklı)
Sıvı geri devri	12,3
Gaz bekleme süresi	20,6
Gaz baloncuğundan oksijen transferi	290 (birleşmeyen kabarcıklı) – 593 (birleşen kabarcıklı)
Isı transferi	330-650
Dönüşüm	
O ₂ tüketimi 0. mertebe	16
1. mertebe	0,7
Besin tüketimi	$5,5 \times 10^4$
Büyüme	$1,2 \times 10^4$
Isı üretimi	350

Çözüm: Farklı zaman sabitlerinin karşılaştırılmasından çıkan sonuçlar aşağıdaki gibi sıralanabilir:

- Kesikli proseslerdeki substrat tüketimi ve hücre büyümesi taşınım proseslerine göre daha fazladır. Bu sebeple çevresel şartların hiçbir etkisinin olmadığı söylenebilir. Bunun yanında fermentasyon prosesinin süresi, bulunan zaman sabitleriyle belirlenir.
- Oksijen transferi ve oksijen tüketimi için zaman sabitleri aynı mertebede olduğundan reaktörde oksijenin sınırlayıcı olması beklenir. Oksijen tüketim süresi (1. Mertebe kinetiği $K_{O_2} / r_{O_2}^{\max}$) dolaşım süresi ile kıyaslandığında reaktörde daha yüksek oksijen konsantrasyon gradyanı görülür.
- Gaz bekleme süresi ile gaz kabarcıklarındaki oksijen transferinin zaman sabitleri kıyaslamasında, reaktörden ayrılan gaz kabarcıklarının tükenmediği gözlenir.
- Isı üretim zaman sabiti ve ısı transferi karşılaştırmasında, ikisinin aynı mertebede olduğunun görülmesi, üretilen ısının sistemden çıkarıldığını gösterir. Isı üretim ve ısı transferi zaman sabitleri, sıvı karıştırma süresi ile kıyaslandığında zaman gradyanının etkili olmadığı görülmüştür.

ÖRNEK 11-6: Ekmek Mayası Üretimi (Sweere, vd. 1987)

Büyüme ortamında devamlı değişen çevresel etkilerin araştırılması ve mikroorganizmaların metabolik faaliyetlerinin incelenmesi için ekmek mayası üretimi model sistemi çalışılmıştır. Ekmek mayası, prosesteki glikoz ve oksijen konsantrasyonunda meydana gelen değişikliklere duyarlıdır. Yüksek glikoz konsantrasyonu veya düşük oksijen konsantrasyonu mayanın etanol salmasına sebep olur. Anaerobik koşullar altında gliserol üretilir ve geçici olarak anaerobik koşulların oluşması gliserol, asetik asit, süksinik asit ve pirüvik asitin açığa çıkmasına sebep

olur. Bu tip ara ürünler, prosesin devamında tüketilecek olsa da, biyokütle yıkımına sebep olabilir.

Çözüm:

Rejim analizi deneyi toplam hacmi 150 m^3 , işletim hacmi 120 m^3 olan kabarcık kolonunda yürütülmüştür. Hava, delikli yatay borularla, kolonun altından sağlanmıştır. Karakteristik zamanların hesabı aşağıdaki denklemler ve Tablo 11-15'teki parametreler kullanılarak yapılmıştır ve sonuçlar Tablo 11-16'da gösterilmiştir.

Tablo 11-15. Ekmek mayası üretimi için rejim analizinde kullanılan parametreler (Sweere, vd. 1987)

$C_p = 4,2 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$	$m = 30 \text{ kg kg}^{-1}$	$Y_{sx} = 0,53 \text{ kg kg}^{-1}$
$C_s = 0,150 \text{ kg m}^3$	$R = 8,314 \text{ J mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$	$\mu_{maks} = 0,4 \text{ sa}^{-1}$
$C_{so} = 250 \text{ kg m}^3$	$U = 1,3 \text{ kW m}^{-2} \text{ K}^{-1}$	$\rho_g = 1,2 \text{ kg m}^{-3}$
$C_x = 45 \text{ kg /m}^3$	$V = 120 \text{ m}^3$	$\rho_l = 1000 \text{ kg m}^{-3}$
$C_o(t=0) = 10 \text{ kg/m}^3$	$V(t=0) = 80 \text{ m}^3$	$\phi_v = 4 \text{ m}^3 \text{ sa}^{-1}$
$g = 9,8 \text{ m/s}^2$	$V_b = 0,25 \text{ m s}^{-1}$	$\dot{O} = 14,2 \times 10^3 \text{ kJ (kg O}_2\text{)}^{-1}$
$k_0 = 5,10^{-5} \text{ kg m}^{-3}$	$Y_{ox} = 1 \text{ kg kg}^{-1}$	$D = 0,673 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$
$k_s = 0,5 \text{ kg m}^{-3}$		

$$D_{E,1} = 0,36 \left(g D^4 v_s \right)^{1/3}$$

$$D_{E,g} = 78 (v_s D)^{3/2}$$

$$V_{cir} = 0,9 \left(g D v_s \right)^{1/3}$$

$$1 - \varepsilon = v_s / (v_b + v_{cir})$$

$$k_L a = 0,32 v_s^{0,7}$$

Enerji girdisi:

$$P = \rho_g \phi_g RT / (VM) \ln(p_1 / p_2)$$

$$r_h = \dot{O} \mu_{maks} C_x / Y_{OX}$$

Kinetikler:

$$r_s = \mu_{maks} / Y_{SX} C_s C_x / (k_s + C_s)$$

$$r_o = \mu_{maks} / Y_{OX} C_o C_x / (k_o + C_o)$$

Mikro karıştırma: Karışım tankı reaktörü denklemleri kabarcık kolonu reaktöründeki makro karıştırıcılar için hesaplamalarda kullanılır.

$$t_{ls} \geq (2v / e)^{1/2}$$

$$t_{le} = 3,85 l_s v^{5/12} D^{-2/3} e^{-1/4}$$

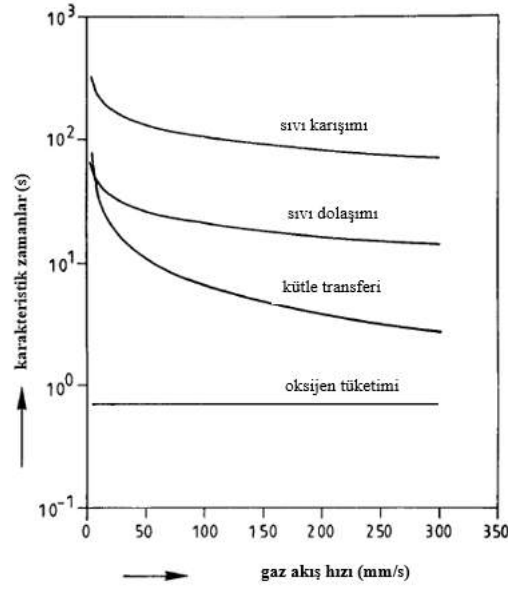
$$t_D = 3/5(l_s^2/6D)$$

$$l_s^2/D = 24(L_s^2/e) + 6(v/e)\ln(v/D)$$

Tablo 11-16. Karakteristik zamanlar (Sweere, vd. 1987)

(a) Ekmek mayası üretimi kabarcık kolon fermenteri ile ilgili mekanizmaların karakteristik zamanları		
Mekanizma	Tanımlama	Birim (s)
Karıştırma		
Sıvı faz	$t_{m,l} = L^2 / D_{E,l}$	10^{-10^3}
Gaz fazı	$t_{m,g} = L^2 / D_{E,g}$	$10^{-1}-10^3$
Sıvı dolaşımı	$t_{cir} = 2L / v_{cir}$	10^{-10^2}
Gaz akışı	$t_g = (1-\varepsilon)L / v_s$	$1-10^2$
Oksijen transferi		
Sıvı faz	$t_{m,l} = 1 / k_L a$	$1-10^2$
Gaz fazı	$t_{mt,g} = \varepsilon m / k_L a(1-\varepsilon)$	10^3-10^6
Besin tüketimi	$t_{sc} = C_s / r_s$	10^{-10^2}
Oksijen tüketimi	$t_{oc} = C_{o,l} / R_O$	1
Besin eklenmesi	$t_{sa} = V C_s / (\phi_v C_{s0})$	10^{-10^2}
(b) Ekmek mayası üretimi reaktör performansı ile alakalı olmayan karakteristik zamanlar		
Kesikli besleme prosesi	t_p	10^5
Biyokütle büyümesi	$t_x = 1 / \mu$	14^3
Isı transferi	$t_{ht} = V \cdot \rho_l c_p / (U A \Delta T)$	10^3
Isı üretimi	$t_{hp} = V \rho_l c_p / (r_h + P/V)$	10^3
Mikro karıştırma		
Difüzyon	t_D	$10^{-2}-1$
Türbülans	t_{te}	$1-10^2$
Laminer	t_{ls}	10^{-3}

Şekil 11-9, sıvı karışımı ve dolaşımındaki karakteristik zamanları, kabarcık kolonunda kütle transferi ve oksijen tüketimini göstermektedir. Bu şekil, kesikli beslemeli reaktörün son durumundaki değerlerle (hacim 120 m³, yükseklik/çap = 4) elde edilmiştir. Sıvı bölgeye oksijen transferi için gerekli zaman oksijen tüketimi için gerekenden fazla olduğundan kolonda oksijen yetersizliği gözlemlenir.



Şekil 11-9. Karakteristik zaman- gaz akış hızı grafiği (Sweere, vd. 1987)

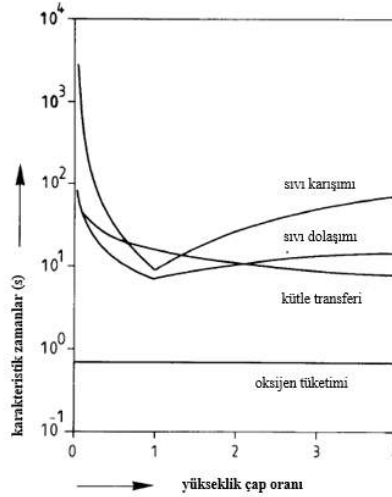
Yükseklik/çap (H/D) oranı Şekil 11-10'da gösterilmektedir.

$H/D < 0,3$ veya > 3 ise reaktör performansı sıvı karışımı ile kontrol edilir: **saf rejim**

$H/D > 0,3$ veya < 3 ise reaktör performansı sıvı karışımı ve kütle transferi ile kontrol edilir: **karışık rejim**

$H/D = 1$ ise belirsizlik ortaya çıkar.

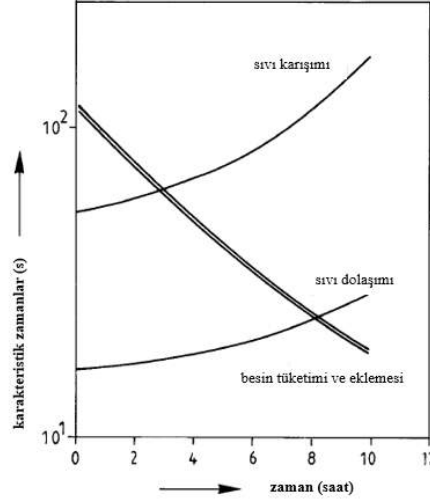
Kütle transferi ve oksijen tüketimi için karakteristik zamanlar kolonun yüksekliğine bağlı değildir. Oksijen sınırlayıcı bileşendir (Şekil 11-10).



Şekil 11-10. Karakteristik zaman- yükseklik çap oranı grafiği (Sweere, vd. 1987)

Benzer analiz besi maddesi konsantrasyonu için yapılmıştır. (Şekil 11-11). Şekil 11-11'de bazı karakteristik zamanlar doldurma süresinin fonksiyonu olarak görülmektedir. Bu hesaplamalarda gaz akış oranı 5 cm s^{-1} 'dir ve hacim 80 m^3 'ten 120 m^3 'e 10 saatte çıkmıştır. Sıvı dolaşım süresi ve sıvı karışım süresi hacim artışından dolayı yükselmiştir. Besi maddesi

ekleme ve tüketim süreleri ise biyokütle artışı sebebiyle azalmıştır. Sıvı karışım süresi, sıvı dolaşım süresi oranı, besi maddesi ekleme ve tüketim zamanlarına bakıldığında besin gradyanı yoğunluğu fermentasyon sırasında artar. Kesikli beslemede sınırlayıcı madde, eklenen bileşiktir. Besin tüketimi ve eklenmesi zamanları oranı sınırlayıcı olabilir.



Şekil 11-11. Karakteristik zaman-zaman grafiği (Sweere, vd. 1987)

ÖRNEK 11-7: Kompost Reaktörlerinin Fiziki Modellemesi

Laboratuvar ve pilot ölçekli kompost sistemlerinin tasarımında ısı transferi önemli rol oynamaktadır. Termodinamik faktörler kompostta ısı transferini ve ısı üretimini etkilemektedir. Buna bağlı olarak biyolojik faaliyetler, su muhtevası, doğal havalandırma, uçucu organik madde miktarları, oksijen konsantrasyonu ve sıcaklık dağılımı etkilenir. Bu yüzden reaktör boyutlandırmasında termodinamik (ısı) süreçler ile ilgili hususların dikkate alınması gerekmektedir.

Kompostlaştırma sürecinde gözlenen sıcaklık artışı ile kompost yığınınındaki sıcaklık genellikle dış ortam sıcaklığının üzerinde seyrederek. Kompost yığınınındaki ısı dengesi basit bir ifadeyle aşağıdaki gibi verilebilir.

$$\text{Biriken Isı} = \text{Giren Isı} - \text{Çıkan Isı} \pm \text{Üretilen Isı}$$

Pilot ve tam ölçekli reaktörlerde yığındaki ısı artışı, gerçekleşen ısı kaybından düşük ise yığın sıcaklığı istenilen seviyeye ulaşamaz. Kompost yığınlarındaki ısı kaybı ağırlıklı olarak iletim (kondüksiyon) ve taşınım (konveksiyon) yolları ile gerçekleşmektedir. İletim ve taşınım yolu ile gerçekleşen ısı kaybı yığın yüzey alanı ile ilişkilidir. Yığın yüzey alanı (A) ile yığın hacmi (V) arasındaki oranın dikkate alınmasıyla yığındaki ısı kaybının öngörülmesi ve kontrolü mümkündür. A/V oranı arttıkça daha fazla ısı kaybı gerçekleşmektedir.

Laboratuvar ölçekli sistemlerde ($V < 100$ L), A/V oranı $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'ün üzerinde iken, pilot ölçekli sistemlerde ise ($V = 100\text{-}2000$ L) 4 ile $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ arasındadır. Tam ölçekli sistemlerde ise ($V > 5 \text{ m}^3$) bu oran $0,4 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'e kadar düşmektedir (Mason ve Milke, 2005). Yığın boyutunun yanı sıra yığın geometrisi de A/V oranını etkilemektedir. Çeşitli yığın şekilleri için A/V oranının değişimi Tablo 11-17'de görülmektedir.

Tablo 11-17. Yığın geometrisine bağlı A/V oranları (Petiot ve de Guardia, 2004)

Yığın şekli	Boyutlar (m), Alan (m^2) ve Hacim (m^3)		A/V (m^2/m^3)
Trapez	Taban: 6, Yükseklik: 3, Uzunluk: 20	A: 307, V: 180	1,7
Paralelyüz/dikdörtgenler prizması	Taban: 4, Yükseklik: 3, Uzunluk: 40	A: 584, V: 480	1,2
Silindirik reaktör (basık)	Çap: 20, Yükseklik: 2,5	A: 785, V: 785	1,0
Silindirik reaktör (uzun)	Çap: 3, Uzunluk: 45	A: 438, V: 318	1,4
	Ortalama A/V		1,3

Kompost reaktöründeki ısı kaybının kontrol edilebilmesi için muhtelif yalıtım malzemeleri kullanılabilir. Bu amaçla en yaygın kullanılan yalıtım malzemeleri cam yünü, polistiren ve poliüretan köpüktür. Kullanılan yalıtım malzemesinin kalınlığı 10 ila 120 mm arasında değişmektedir (Mason ve Milke, 2005). A/V oranı arttıkça kullanılması gereken yalıtım malzemesinin kalınlığı artmaktadır. Yüksek A/V oranlarına sahip laboratuvar ölçekli sistemlerde yalıtım ihtiyacı daha yüksek olmakla birlikte, 30 litreden daha düşük hacme sahip reaktörlerde kolay ayırışamayan atıkların kompostlaştırılmasında yeteri kadar ısı üretimi olmadığı için yalıtım yetersiz kalabilmektedir (Hogan ve diğ., 1989). Bu sebeple özellikle laboratuvar ölçekli kompost reaktörlerinin sabit sıcaklık kabininde tutulması ve/veya reaktörde etkili ısı yalıtım tedbiri alınarak ısı kayıplarının kompostlaştırma sürecini olumsuz yönde etkilemesi önlenmelidir.

Sayısal Uygulama:

Kaynağında ayrı toplanmış kentsel katı atıkların kompostlaştırılabilirliği ile ilgili laboratuvar ölçekli bir çalışma yapılması planlanmaktadır. Bu amaçla kullanılacak reaktör dikdörtgenler prizması şeklinde olup taban kenarlarının uzunluğu 0,3 ile 0,5 metredir (Şekil 11-12). Kompost yığınınadaki ısı kayıplarının asgari seviyede tutulması için yığın alanı (A) ile yığın hacmi (V) arasındaki oranın (A/V) $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'yi aşmaması istenmektedir (Mason ve Milke, 2005). Buna göre reaktördeki azami yığın yüksekliği ne olmalıdır?

Çözüm:

Dikdörtgenler prizmasının alanı: $2 \cdot (a \cdot b + a \cdot h + b \cdot h)^2$

Dikdörtgenler prizmasının hacmi: $a \cdot b \cdot h$

Buna göre yığın alanı ve yığın hacmi aşağıdaki gibi ifade edilebilir.

Yığın alanı: $2 \cdot (0,3 \cdot 0,5 + 0,3 \cdot h + 0,5 \cdot h)^2 = 2 \cdot (0,15 + 0,8 \cdot h)^2$

Yığın hacmi: $0,15 \cdot h$

A/V oranının $10 \text{ m}^2/\text{m}^3$ 'yi aşmaması istendiğine göre;

$$\frac{2 \cdot (0,15 + 0,8 \cdot h)^2}{0,15 \cdot h} = 10$$

olmalıdır. Yukarıdaki iki bilinmeyenli denklem düzenlenirse;

$$1,28 \cdot h^2 - 1,02 \cdot h + 0,045 = 0$$

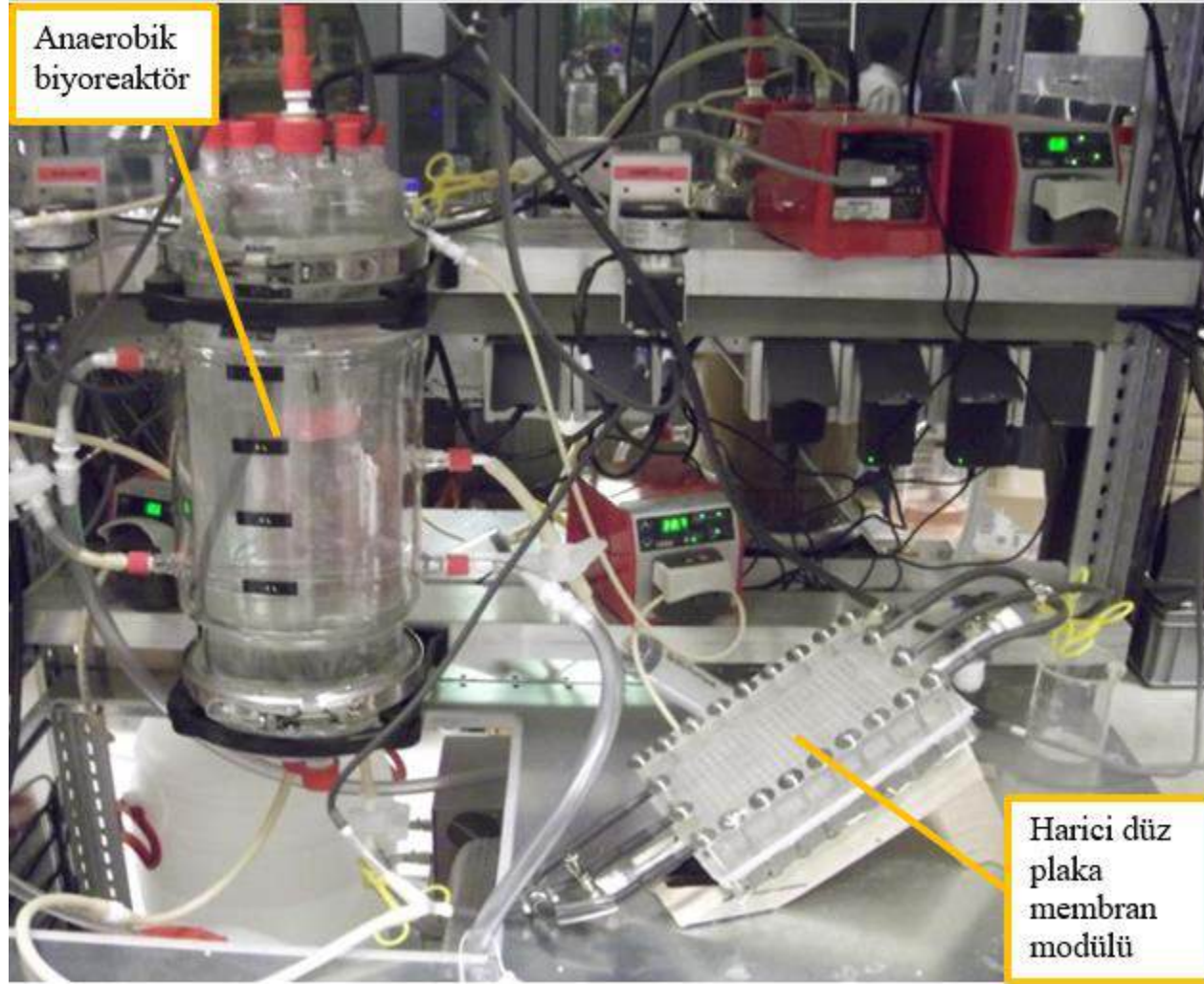
elde edilir. Bu denklemin iki adet reel kökü vardır. Bu kökler;

$$h_1 = 0,75 \text{ m}, h_2 = 0,047 \text{ m}$$

olarak bulunur. Denklem kökleri benzer şekilde tatonman (deneme-yanılma) ile de bulunabilir. Sonuç olarak yığın yüksekliği en fazla 0,75 m olmalıdır.



Şekil 11-12. Pilot ölçekli kompost reaktörü - İTÜ, İstanbul



Laboratuvar ölçekli anaerobik dinamik membran biyoreaktör (AnDMBR) sistemi – Delft Teknoloji Üniversitesi, Hollanda

($V_{\text{etkili}} = 7,4 \text{ L}$) (Erşahin, 2015)

12. ATIKSU, ÇAMUR VE SICAK SU DEŞARJLARIYLA İLGİLİ FİZİKSEL MODELLEME ESASLARI

İzzet Öztürk, Ali Fuat Aydın

12.1. Giriş

Bu türdeşarjlar “yoğunluk akımları” olarak sınıflandırılmakta olup fiziksel modelleme esasları da “yoğunluk modeli” ismiyle verilmektedir (Ryan, 1987). Yoğunluk modeli, yoğunluk farkları bulunan ve akışkan hareketlerinin (akımların) yerçekimi etkisi ile kontrol edildiği durumlardaki fiziksel modellemeleri ifade etmektedir. Daha açık bir ifade ile, bu tür modeller göreceli olarak küçük yoğunluk farkları ($\Delta\rho/\rho \ll 1$) bulunan serbest yüzeyli akımlardaki sıvı kütlesi hareketlerinin incelenmesinde kullanılır. Akım şartlarını daha net ifade etmek üzere sıkça “tabakalı akım” tabiri de kullanılır. Siltli/balçıklı ve yağlı çamurlar ile gazdeşarjları hariç, genelde gözlenen yoğunluk farkları $\Delta\rho/\rho \ll 10^{-2}$ mertebesinde dir.

Yoğunluk modelleri geleneksel hidrolik modellerden başlıca; daha az ampirik faktörler iç erme, daha fazla laboratuvar deneyleri gerektirme, farklı benzeşim gereklilikleri olan çoklu akım rejimlerinin olması vb. yönleri itibari ile farklılık gösterirler. Bu tür modellerde ekseriyetle tabakalı akımlarda karışım süreçleri etkindir. Karışım prosesleri için gerekli benzeşimlerde tam (geometrik) benzer modeller esas alınır. Yoğunluk modelleri, mühendislik verilerinin elde edilmesinden ziyade incelenen sistemin fiziksel davranışının daha iyi anlaşılmasına yardımcı olmak üzere kullanılmaktadır. Hidrolik modellerin genellikle tek bir akım rejiminde işletilmelerine mukabil yoğunluk modelleri ekseriyetle çoklu akım rejimleri altında çalıştırılırlar. Çoklu akım rejimi için ideal bir örnek; jet karışımı, tabakalı akım ve yüzeyden ısı kaybı süreçlerinin birlikte gözleendiği soğutma havuzu (lagana) problemidir. Söz konusu farklı akım rejimleri, farklı seviyelerde (Deşarj yakınında tam (geometrik) benzerlik ($= 1$) ile ısı kayıplarının belirleyici olduğu bölgede 5~10 misli (asimetri, distorsiyon)) model alimetrisi (kısmi benzerlik) gerekmektedir. Yoğunluk modelleri ile ilgili hususların incelendiği bu bölümde, ağırlıklı olarak Fisher vd. (1979), Harleman (1961), Harleman ve Stolzenbach (1972), Koh ve Brooks (1975) ve Simpson (1982) kaynakları esas alınmıştır.

12.2. Modelleme Prensipleri

12.2.1. Genel Esaslar

Daha önceli bölümlerde de görüldüğü üzere, hidrolik benzeşimin genel prensibi, incelenen süreçteki kuvvetlerin model ve prototipteki oranlarının aynı olmasıdır. Tanımları gereği, yoğunluk modellerinde yüzdürme (kaldırma) kuvvetleri önemlidir. Yüzdürme kuvvetleri, F_b ,

$$F_b \propto L^3 \Delta \rho \quad (12-1)$$

eşitliği ile verilir. Burada,

L: karakteristik boyut,

$\Delta \rho$: ilgili akışkanlar arasındaki yoğunluk farkı (Örneğin deniz ortamı (ρ_a) ile deşarj edilen atıksu (ρ_0) arasındaki $\rho_a - \rho_0$ farkı)

g: yerçekimi ivmesi

'dir. Çoğu kez, alıcı ortamlardaki itici etkenin akıntı etkisi ve dalgalandırması dolayısıyla, ağırlık (yerçekimi) kuvvetleri önemlidir. Ağırlık kuvvetleri, F_g ,

$$F_g \propto L^3 \cdot \rho \cdot g \quad (12-2)$$

genel ifadesiyle verilir.

Yüzdürme ve ağırlık kuvvetlerine ilave olarak atalet kuvvetleri de dikkate alınmalıdır. F_i ,

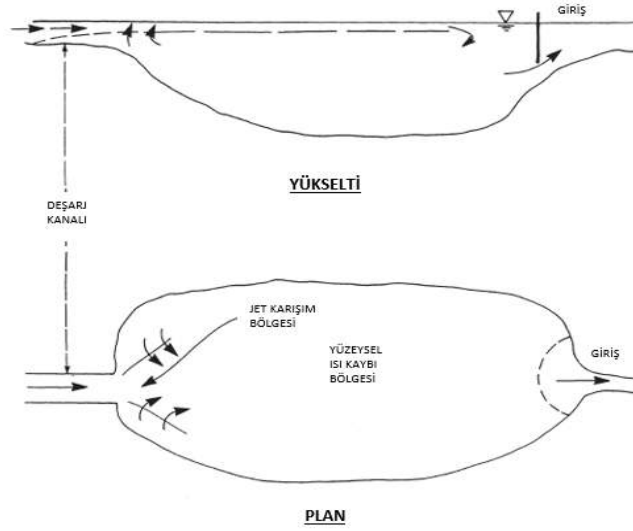
$$F_i \propto \rho \cdot L^2 \cdot V^2 \quad (12-3)$$

ifadesiyle verilir. Burada V karakteristik hızı gösterir. Bilindiği üzere F_i/F_g oranı densimetrik (yoğunluk) Froude sayısına ($Fr_d = V / \sqrt{g \cdot \Delta \rho / \rho \cdot L}$) ve Froude sayısına ($Fr = V / \sqrt{g \cdot L}$) karşı gelir.

Genelde, viskoz ($F \propto \mu V L$) ve yüzey gerilim kuvvetlerinin etkisini en az düzeye indirmek üzere, model ölçekleri yeterince büyük tutulur. Atalet ve viskoz kuvvetleri oranı Re ($Re = V \cdot L / \nu$)'ye karşılık gelir. Yoğunluk modellerinde, yukarıdaki üç boyutsuz sayı (Fr_d , Fr ve Re) anahtar parametrelerdir.

12.2.2. Benzeşim Kriterleri

Yoğunluk modellemesi için tipik bir örnek olan batmış sıvı jeti durumunda; jet karışımı, yükselen hüzme (bulut) ile yoğunluk (farkı) yayılması başlıca hakim süreçler olup, ısı transferi ve difüzyon daha az önem taşır. Buna mukabil, bir soğutma havuzu örneğindeki hakim proses ise yüzeyden ısı kaybıdır. Tipik bir soğutma havuzunda çeşitli akım bölgeleri mevcut olup her bir bölgenin kendine özgü benzeşim kriterlerinin sağlanması gerekir (Şekil 12-1). Bu bölgeler aşağıdaki gibidir:



Şekil 12-1. Soğutma havuzu akım bölgeleri (Martins, 1988)

Deşarj kanalı. İki tabakalı akım durumu söz konusu olabilir ve bazı hallerde ısı kayıpları da önem kazanabilir. Ancak ekseriyetle bu bölge, modelleme için kritik önemde bir role sahip değildir.

Jet karışımı bölgesi. Deşarj kanalı ile soğutma havuzu birleşim (giriş) bölgesinde önemli derecede karışım gerçekleşir. Bu karışım, modelde doğru şekilde benzeştirilmelidir.

Isı kaybı bölgesi. Deşarj kanalı ile jet karışımı bölgesi genellikle havuz yüzey alanının düşük bir yüzdesini teşkil eder. Havuzun kalan kısmında yüzeyden ısı kaybı belirleyicidir. Söz konusu bölgede yüzeyden ısı kaybı ve akım alanı doğru şekilde benzeştirilmelidir. Akım alanının belirlenmesinde yoğunluk akımları önemli bir faktör olup tabakalı akım ve ısı kaybı ile ilgili benzeşim kriterleri eş zamanlı sağlanmalıdır.

Su alma ağzı bölgesi. Havuzdan su çekimi yapılan bu bölgede tabakalı akım yapısının korunup korunmayacağı önemlidir.

Yükselen Jet Karışımı Benzeşim Kriterleri. Deşarj edilen jet etkisi altındaki termal bulutlar ve civarındaki sıcaklık dağılımı, deşarj akımı yoğunluk Froude sayısı (Fr_d) ile yükseklik/genişlik (h_0/b_0) oranı ve ortamın taban eğiminin fonksiyonudur:

$$Fr_d = u_0 / \sqrt{g \left(\frac{\Delta \rho}{\rho_0} \right) h_0} \quad (12-4)$$

Burada;

u_0 : Deşarj hızı,

$\Delta\rho/\rho_0$: Deşarj edilen sıvı ile alıcı ortam arasındaki izafi yoğunluk farkı,

h_0 : Deşarj derinliği

b_0 : Deşarj (difüzör boyu) genişliği

'dir. Türbülanslı jetlerin modellenmesinde tam (geometrik) benzer modellerin kullanılması gerekir. Yüzeysel deşarjlarda (soğutma lagünleri vb.ne) seyrelme, Fr_d ve h_0/b_0 ile artar (Şekil 12-1).

Düşey boyutlu distorsiyonlu bir Froude modelinde,

$$Fr_d=1 \quad (12-5)$$

Fakat,

$$(h_0/b_0)_r = (L_{zr}/L_{xr}) > 1 \quad (12-6)$$

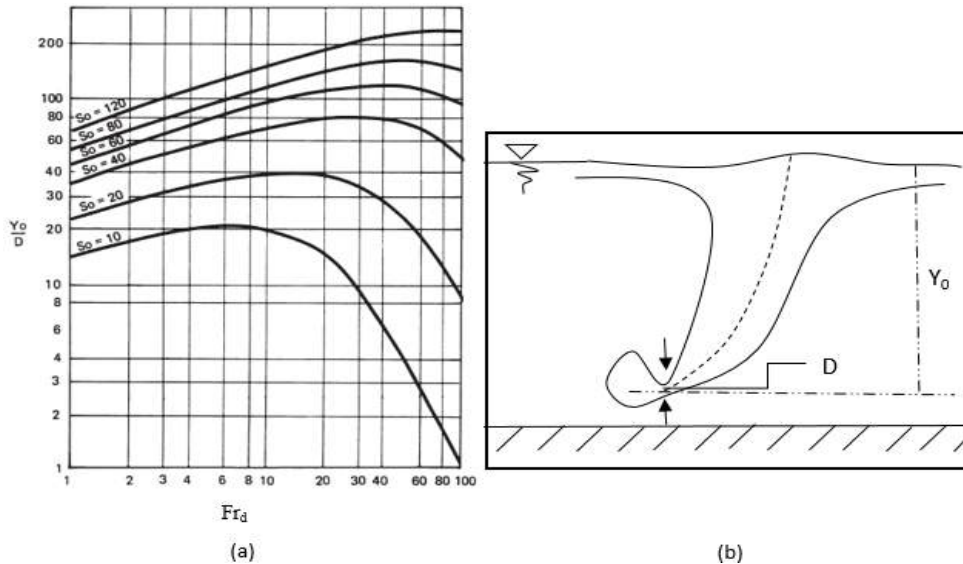
şartları sağlanmalıdır. Burada,

L_{zr} : düşey uzunluk ölçeği oranı

L_{xr} : yatay uzunluk ölçeği oranı

'dır. Bu yüzden bir yüzey jetinin kısmi benzer (distorsiyonlu) modeldeki seyrelmesi tam benzer modeldekinden daha büyüktür.

Şekil 12-2 bir batmış (yükselen) jetteki seyrelmelerin (S_o), yüzey deşarjlarında olduğu gibi, rölatif derinlik (Y_0/D) veya yoğunluk Froude sayısı (Fr_d) ile arttığını göstermektedir. Belirtilen kriterlere ilave olarak, model deşarj akımının türbülanslı, $Re (=V.D/\nu \geq 2500)$ olması gerekmektedir (Sharp, 1981).



Şekil 12-2. (a) Batmış yükselen jetlerde seyrelme eğrisi (b) Üniform yoğunluklu durgun ortama yatay jet deşarjı (Martins, 1988)

Çoğu kez deşarj sıvısı, (ağırlık kuvvetlerinin etkin veya belirleyici olduğu) hareketli (akıntılı) bir ortama verilir. Bu yüzden standart Froude benzeşimi kriterinin de dikkate alınması gerekir. Fiziksel Model'in deşarj bölgesinde sağlanması gereken kriterler,

- (1) Tam geometrik benzerlik
- (2) Model ve prototipte yoğunluk F_r sayılarının eşitliği
- (3) Model ve prototipte Re sayılarının eşitliği
- (4) $Re \geq 2500$

olarak özetlenebilir (Ryan, 1987).

Tabakalı Akım Benzeşim Kriterleri. Akım, deşarj yapısından havuza verildiği (itildiği) için, tabakalı ortamda yoğunluk akımlarınca kontrol edilir. Tabakalı akımlarla ilgili benzeşim kriterleri, Stolzenbach ve Harleman (1971) tarafından, tek boyutlu iki tabakalı akım için aşağıdaki ifadelerle verilmektedir:

$$\frac{dh_2}{dx} = \frac{-f_i / \rho}{-1/F_d^2 (1-n')^3 n' + n'} \quad (12-7)$$

$$F_d^2 = \frac{q_1^2}{g \cdot \left(\frac{\Delta \rho}{\rho} \right) (h_1 + h_2)^3} \quad (12-8)$$

Burada,

q_1 : üst tabakadaki birim boy debisi ($m^3/s.m$)

h_1 : üst tabaka derinliği

h_2 : alt tabaka derinliği

n' : $h_2 / (h_1 + h_2)$

f_i : ara yüzey sürtünme katsayısı

'dır. Denklem (12-7) ile model distorsiyon ve sürtünme etkilerinin dengelenmesi mümkündür. Şayet $f_r = (f_i)_r = (F_d)_r = 1$ ise model tam (geometrik) benzer (undistorted) kabul edilir. Tabakalı akımlarda model benzeşim kriteri $((F_d)_r = 1)$ olduğundan,

$$L_{zr} / L_{xr} = (f_i)_r \quad (12-9)$$

eşitliği geçerlidir. Model için tipik f_i değeri $0,05 \sim 0,1$ olup, prototipteki karşılığı $f_i \cong 0,01$ dir. Bu yüzden, yoğunluk akımları üzerindeki sürtünme etkisini dengeleyebilmek için, $5 \sim 10$ misli düşey asimetri (distorsiyon) gerekebilir.

Yüzeyden Isı Kayıpları ile İlgili Benzeşim Kriterleri. Yüzeyden ısı kaybı ile ilgili modelleme kuralı, tek boyutlu ısı transferi denkleminde hareketle elde edilebilir. Lineer ısı kaybı kabulü ile, kararlı durum piston akım şartları için deşarj noktasından x mesafesindeki ısı kaybı,

$$\frac{\Delta T}{\Delta T_0} = \exp(K \cdot x / \rho \cdot c \cdot g) \quad (12-10)$$

ifadesinden hesaplanabilir. Burada,

K: ısı transferi katsayısı

q: birim genişlik debisi

'dir. Benzerlik için, model ve prototip aynı akışkanın kullanılması kabulü ile,

$$(L_{xr}/q_r) \cdot K_r = 1 \quad (12-11)$$

yazılabilir. Froude kriteri hala geçerlidir ve q_r için de,

$$q_r = (L_{zr})^{1,5} \quad (12-12)$$

ve

$$L_{zr}/L_{xr} = K_r / (L_{zr})^{1/2} \quad (12-13)$$

şartları geçerli olmalıdır. K_r , model ve prototip ısı kaybı katsayıları oranı için tipik olarak $\sim 0,5$ ve L_{zr} için $1/25 \sim 1/100$ alınabilir. Isı transferi benzeşimi için $2,5 \sim 5$ aralığında bir geometrik asimetri (distorsiyon) gerekmektedir.

Reynolds kriteri. Alıcı ortam akıntıları ile ısı taşınımının gerçekleştirilebilmesi için modelde de türbülanslı akım şartları sağlanmalıdır. Soğutma havuzlarındaki tipik (prototip) Re sayısı ($Re = 4q/v$) $\sim 5 \times 10^3 \sim 10^6$ mertebesinde. Distorsiyonlu Fr modellemesinde model/prototip Re sayıları oranı $Re_r = (L_{zr})^{1,5}$ dir. Türbülanslı akım için modelde $Re_m \geq 2500$ olduğundan $L_{zr} \geq \sim 40$ alınmalıdır. Büyük soğutma havuzlarında uzunluk 3000-6000 m olduğundan, yeterli Re benzeşimi için $5 \sim 10$ 'luk bir distorsiyon (model uzunluğu ~ 15 m) gerekir.

Difüzyon ve Dispersiyon: Tipik soğutma havuzlarında difüzyon ve dispersiyon benzeşiminin gerekli olmadığı gösterilmiştir (Jirka, vd. 1975).

Çökeltme: Soğutma havuzlarında (lagünler) çökeltme etkisi önemli değildir ancak baraj haznelerindeki yoğunluk akımları ile yoğun inorganik sıvı deşarjları (maden çamurları vb.) ile ilgili modellemede çökeltme özellikleri mutlaka dikkate alınmalıdır. Genelde, yoğunluğu

etkileyen çökeltme süreçlerinde, Stoke tipi münferit çökeltmenin olduğu küçük partiküller için aşağıdaki modelleme kriterleri esas alınmalıdır:

$$V_r = (d_{50})_r = (L_{zr})^{1/2} \quad (12-14)$$

$$(d_{50})_r = (d_{50})_m / (d_{50})_p = (L_{zr})^{1/4} \quad (12-15)$$

Burada; L_{zr} : düşey ölçek ve d_{50} : medyan partikül çapıdır.

12.2.3. Ölçek ve Sınır Etkileri

Ölçek Etkileri: Önceki bölümde açıklandığı üzere, her yönüyle prototipe fiziksel olarak benzer bir model yapımı pratik olarak mümkün değildir. Örneğin 1/100 geometrik ölçekli bir modelde Fr benzeşimi için 1/10'luk hız ölçeği, viskozite benzerliği için ise 1/100'lük hız ölçeğine ihtiyaç vardır. Bu yüzden genelde incelenen süreçteki hakim kuvvetin gerektirdiği ölçek seçilip diğer (ikincil) etkenlerin ihmal edilmesi dolayısıyla ölçek hataları oluşur. Yoğunluk modellerinde, prensip olarak model ölçeği yüzdürme ve ağırlık kuvvetlerine göre seçilir. Viskoz ve yüzey gerilim etkisini en aza indirmek için çok küçük fiziki boyutlarda modellerden kaçınılması gerekir. Ölçek etkilerinin en aza indirilmesi için deşarj ve akım Re sayılarının belirli kritik değerlerin üzerinde tutulması gerekir. Batmış boru veya difüzör deliklerinden yapılan sıvı deşarjlarında, deşarj Re sayısı Re_d olduğunda türbülanslı akım şartları sağlanmaktadır. Deşarjın D çaplı boru yerine A enkesitli bir kanal ile yapılması durumu için de itibari çap $\sqrt{A}$ alınarak Re_d hesaplanıp aynı kriter (>2000) esas alınabilir. Bununla birlikte, $Re_d = 2000 \sim 20.000$ aralığında, deşarj debisinin ortamdaki akım (akıntı) hız, yön ve yörüngelerini önemli ölçüde değiştirebileceği hususunun dikkate alınması gerekmektedir. (Kuhlman, 1984 ve Adams 1985). Alıcı ortamda türbülanslı akım şartlarının gerçekleşebilmesi için minimum $Re_a (=V_{min}.Y_{min}/\nu) \geq 600 \sim 1000$ olması gerekir (Ackers, 1969). Bazı hallerde minimum $Re_a = 4.q/\nu$ olarak tanımlanır. (q : birim genişlik debisi) Bu durumda $Re_a \geq 2500$ olması yeterlidir.

Sınır Etkileri: Sınır etkileri ısı birikimi ve ısı kayıpları ile yatay, yüzey ve taban sınırlarından kaynaklanan etkileri içermektedir. Sharp (1981), modellerdeki ısı birikimi üst sınırı için $0,82 \text{ W/m}^2$ değerini önermektedir. Bu kriter sağlanamazsa deney süresinin gerekli miktarda kısaltılması ile de ısı birikimi etkisi en aza indirilebilir. Tabakalı akım durumunun önemli olduğu modellerde, deneylerin yürütülmesi sürecindeki küçük sayılabilecek ısı kayıpları bile önemlidir. Bu yüzden, yüzeyden ısı kayıplarının önemli olduğu modellerde, model tesisin kenar (yanlar) ve taban yüzeylerinde çok iyi ısı yalıtımı yapılmalıdır.

Deşarj noktasına bakan model sınırları (yatay sınır etkilerini azaltmak için) deşarj noktasından olabildiğince uzak tutulmalıdır. Sharp (1981) deşarj noktası ile karşısındaki model sınırı arasındaki minimum mesafenin (L),

$$L > f \cdot u \left(A/H \right)^{1/2} \quad (12-16)$$

şartını sağlaması gerektiğini önermektedir. Burada,

u: Başlangıçtakideşarj akım hızı (fps)

A: Deşarj kanalı/borusu enkesiti (ft²)

H: Deşarj noktasındaki su derinliği (ft)

f: > 90 (tercihen 125) alınabilen bir faktörü

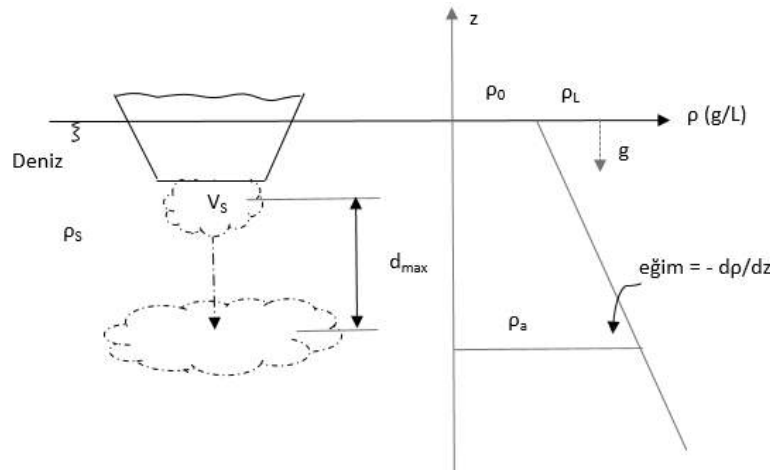
'nü göstermektedir. Kıyı bölgelerine yapılan termal ve atıksu (derin)deşarjlarında, karışımı arttırdığı bilinen dalga etkileri, güvenli tarafta kalmak için seyrelme hesaplarında ihmal edilmektedir. Ancak bazı özel coğrafi konumlarda yüzey dalgalarının etkisinin dikkate alınması gerekebilir. Örnek olarak Diablo Canyon PP Modeli (Ryan, 1987) verilebilir.

Çoğu tam benzeşimli (undistorted) modelde, model pürüzlülüğünün çok büyük oluşu aşırı sürtünme etkisine yol açar. Bu durumun yüzen jetlerin yakın alan karışım ve seyrelmeleri üzerindeki etkileri ihmal edilebilecek düzeydedir. Seyrelmenin, jet karışım bölgesine verilendeşarj akımınca kontrol edildiği sığ sularda ise aşırı taban pürüzlülüğü, karışımı azaltır (model daha güvenli sonuçlar verir.). Model tabanına ~ 5 mm çaplı çakıl serilmesi, kırık/çatlakları engelleyerek daha iyi bir model-prototip uyumu sağlayabilir (Ryan, 1987).

ÖRNEK 12-1:

Lineer yoğunluk tabakalaşması bulunan durgun (akıntısız) bir deniz ortamına, bir marinadan ani çamur boşaltımı (Şekil 12-3) halinde,

- Çamur kütlesinin maksimum batma derinliği (d_{maks})
- Bu derinlikteki minimum seyrelme (S_{min}) ve
- Batma süresini (t_0) veren ifadeyi boyut analizi ile elde ediniz.



Şekil 12-3. Bir marinadan V_s hacimli çamurun deniz ortamına aniden bırakılması (Ryan, 1987)

Çözüm:

(a) Batma derinliği (d_{maks}) ifadesi:

Basit bir yaklaşımla, olayın fiziksel mekanizmasından hareketle, problemin değişkenler listesi aşağıdaki gibi yazılabilir:

Tablo 12-1. Değişkenler listesi-1 (Ryan, 1987)

		Birim
(1)	d_{maks}	L
(2)	V_s	L^3
(3)	G	L/T^2
(4)	ρ_0	ML^{-3}
(5)	ρ_s	ML^{-3}
(6)	$-d\rho_s / dz$	ML^{-4}

π -Teoremine göre, $n-k = 6-3 = 3$ boyutsuz grup olmalıdır. Ancak bu sonuç, boyutsuz değişken (π_i) sayısı çok olduğu için kullanışlı değildir. Bunun yerine, çamur kütlelerinin batmış (deniz içindeki) ağırlığı $g \cdot \Delta\rho \cdot V_s$ ile batmış ağırlıkla ilgili tek büyüklük olduğu için, $-g \cdot \frac{d\rho_s}{dz}$ terimi tanımlanarak Tablo 12-1 aşağıdaki gibi kısaltılabilir.

Tablo 12-2. Değişkenler listesi-2 (Ryan, 1987)

	Birim
(1) d_{maks}	L
(2) $V_s \cdot g \cdot \Delta\rho$	$(L^4 \cdot T^{-2})(ML^{-3})$
(3) $-g \cdot (d\rho_s / dz)$	$L \cdot T^{-2}(ML^{-3}/L) \rightarrow (T^{-2})(ML^{-3})$
(4) ρ_0	ML^{-3}

Yeni durumdaki π_i sayısı, $n-k = 4-3 = 1$ olup π teoremi ile,

$$\pi_1 = d_{maks}^4 \left(-\frac{\rho}{S_0} \cdot \frac{d\rho_s}{dz} \right) / V_s \cdot g \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_0}$$

olarak bulunur. Bu ifade, π_1 , (2) ve (3) değişkenleri ρ_0 'a bölünerek kütle terimleri (ML^{-3}) yok edilip daha sonra (2) değişkeni (3)'e bölünürse, kalan ifade $(L^4 T^{-2}) / (T^{-2}) = L^4$ boyutlu olur.

Ancak, incelenen problemin dinamik yapısı sebebiyle yukarıdaki π_1 ifadesinde g ve ρ_0 yok edilmeyip yerlerinde bırakılmıştır.

Bu problemin farklı bir çözüm yaklaşımı ise, Tablo 12-2'den kütle terimlerinin çıkarılmasıdır:

Tablo 12-3. Değişkenler listesi-3 (Ryan, 1987)

	Birim
(1) d_{maks}	L
(2) $V_s \cdot g \cdot (\Delta \rho / \rho_0) = V_s \cdot g'$	$L^4 \cdot T^{-2}$
(3) $-(g / \rho_0) \cdot (dg_a / dz) = g \cdot \varepsilon$	T^{-2}

$$*\varepsilon = -(1/\rho_0)(dg_a/dz), g' = g (\Delta \rho/\rho_0)$$

Değişkenler listesinde tek bir bağımlı değişken kaldığından V_{maks} için (2) değişkeni (3)'e bölünerek,

$$d_{maks} = A \cdot (V_s \cdot g')^{1/4} / (g \cdot \varepsilon)^{1/4} \quad (1)$$

yazılabilir. Son ifadeye göre d_{maks} , yeniden denize bırakılan çamur kütlelerinin batmış ağırlığı ve alıcı ortamın tabakalaşma parametresi ile orantılıdır. Morton, vd. (1956) tarafından yapılan deneysel çalışmalarla A katsayısının 2,66 alınabileceği gösterilmiştir. Yukarıdaki çözüm yaklaşımında deniz ortamı viskozitesi ile çamur kütlelerinin başlangıçtaki hacmi gibi iki önemli değişken dikkate alınmamıştır. Bu husus gözetilerek Tablo 12-3, Tablo 12-4'teki şekilde yeniden düzenlenebilir:

Tablo 12-4. Değişkenler listesi-4 (Ryan, 1987)

	Birim
(1) d_{maks}	L
(2) $V_s \cdot g'$	$L^4 \cdot T^{-2}$
(3) $g \cdot \varepsilon$	T^{-2}
(4) v	$L^2 T^{-1}$
(5) V_s	L^3

Bu durumda $n-k = 5-2 = 3$ π sayısı olmalıdır. Liste yeniden incelendiğinde, π sayılarının aşağıdaki gibi olması gerektiği görülür.

$$\pi_1 = d_{maks}^4 (g \cdot \varepsilon) / (V_s \cdot g') \text{ bir önceki gibi,}$$

$$\pi_2 = \sqrt{V_s \cdot g'} / v$$

$$\pi_3 = V_s / d_{maks}^3$$

Bütün bulut halinde ortamda tam türbülanslı durum (şartlar) olduğu için $\pi_2 \cong 0$ alınabilir. π_3 'ün ihmal edilebilmesi için ise $\pi_3 = V_s / d_{maks}^3 \ll 1$ olması gerekir. Şayet $\pi_3 = 1$ ise, bu problem farklı bir hâl alır ve π_3 'ün çözüm eşitliğinde tutulması gerekir, zira $V_s^{1/3}$, batma derinliği d_{maks} ile mukayese edilebilir mertebededir. Ancak, bağımlı değişkenin π_3 ifadesinde yer alması doğru değildir. Bu sorunu gidermek için π_3 , $\pi_1^{3/4}$ ile çarpılarak revize edilmiş yeni bir π_3' grubu oluşturabilir:

$$\pi_3' = \pi_3 \cdot \pi_1^{3/4} = V_s \cdot (g \cdot \varepsilon)^{3/4} / (V_s \cdot g')^{3/4} \cong V_s^{1/4}$$

Netice olarak en genel hali ile, d_{maks} için,

$$d_{maks} = A [A (V_s.g')^{1/4}/(g.\varepsilon)^{1/4}] . f(Re, \pi_3') \quad (2)$$

ifadesi elde edilir. Bu ifade; $Re \rightarrow \infty$ ve $\pi_3' \rightarrow 0$ için, $f(Re, \pi_3')$ fonksiyonu asimptotik olarak 1'e yaklaşacağından, yeniden daha önceki Denklem (1) haline gelir.

Sayısal Uygulama:

$$V_s = 10^3 \text{ m}^3$$

$$\rho_s = 1,045 \text{ g/ml}$$

$$\rho_0 = 1,027 \text{ g/ml}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$\varepsilon = -\frac{1}{\rho_0} \cdot \frac{d\rho_A}{dz} = 2 \times 10^{-5} = 2 \sigma_t \text{ birimi/100m}$$

$$g' = g \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho_0} = 9,81 \cdot \frac{0,018}{1,027} = 0,172 \text{ m/s}^2$$

$$V_s \cdot g' = 172 \text{ m}^4/\text{s}^2$$

$$g.\varepsilon = 9,81 \times (2 \times 10^{-5}) = 1,96 \times 10^{-4} \text{ s}^{-2}$$

$$d_{maks} = 2,66 \times \left(\frac{172}{1,96 \times 10^{-4}} \right)^{1/4} = 81 \text{ m}$$

(b) d_{maks} derinliğindeki minimum seyrelme ifadesi:

Çamur kütlesinin çevresinden deniz suyu alarak, d_{maks} seviyesine battığı andaki minimum seyrelme, çamur+deniz suyu karışımındaki partiküllerin çökmesi ihmal edilip denize bırakma öncesi ve bulutun denge durumundaki katı madde konsantrasyonlarından hareketle hesaplanabilir.

Çamurun, denize boşaltılma/bırakılma öncesi kütlesinin $C_s.V_s$ (konsantrasyon x hacim) olduğu kabulü ile seyrelme sürecinde etkili değişkenler listesi Tablo 12-5'teki gibi sıralanabilir:

Tablo 12-5. Değişkenler listesi-5 (Ryan, 1987)

	Birimler
(1) C_{maks}	$M.L^{-3}$
(2) $C_s.V_s$	M
(3) $V_s.g'$	L^4T^{-2}
(4) $g.\varepsilon$	T^{-2}

Listede, daha önceli (3) ve (4) no'lu bağımsız değişkenler muhafaza edilmiştir. Bu durumda π_i boyutsuz grubu sayısı $n-k = 4-3 = 1$ olur. π teoremi uygulandığında,

$$\pi_1 = \frac{C_{maks} (V_s \cdot g')^{3/4}}{V_s \cdot C_s \cdot (g \cdot \varepsilon)^{3/4}}$$

$\pi_1 = B = \text{sabit olduğu ve seyrelme tanımı } (\frac{C_s}{C_{maks}} \approx S_{min})$ göz önünde tutularak π_1 ifadesi,

$$\frac{C_s}{C_{maks}} = S_{min} = \frac{B}{V_s} \cdot \left(\frac{V_s \cdot g'}{g \cdot \varepsilon} \right)^{3/4} = \frac{B \cdot g^{3/4}}{V_s^{1/4} (g \cdot \varepsilon)^{3/4}} \quad (3)$$

olarak yeniden düzenlenebilir. Bu son ifade (1) eşitliği ile birleştirilerek, minimum seyrelme için,

$$S_{min} = \frac{B}{A^3} \cdot \frac{d_{maks}^3}{V_s} \quad (4)$$

elde edilir. Son ifadeye göre, seyrelmenin d_{maks}^3 ile orantılı olarak arttığı görülmektedir. Gemiden denize bırakılan çamur kütlesi (bulutu) hacminin d_{maks} denge seviyesinde maksimum hacme ulaşacağı, olayın fiziksel mekanizmasının bir gereğidir.

Son ifadedeki B sabiti bir kez deneysel olarak tespit edildiğinde, Re ve bulut büyüklüğü ile ilgili benzer şartlardaki bütün akım durumlarında, Denklem (4) ile minimum seyrelmeler hesaplanabilir.

(c) Batma süresi (t_0) ifadesi:

Son olarak, gemiden denize boşaltılan çamur kütlesinin d_{maks} seviyesine ulaşması için geçen sürenin, t_0 , $(g \cdot \varepsilon)^{-1/2}$ ile orantılı olduğu ve bu kütlenin başlangıçtaki büyüklüğünden $(V_s \cdot g')$ bağımsız olduğu öngörülebilir. Söz konusu öngörüye dayalı olarak ilgili değişkenler Tablo 12-6'daki gibi listelenebilir:

Tablo 12-6. Değişkenler listesi-6 (Ryan, 1987)

Birimler	
(1) t_0	T
(2) $V_s \cdot g'$	$L^4 T^{-2}$
(3) $g \cdot \varepsilon$	T^{-2}

Bu durumda boyutsuz π_i grubu sayısı,

$$n-k = 3-2 = 1$$

olur. Ancak, L sadece bir terimde $(V_s \cdot g')$ bulunduğu için bu terim düşer ve

$$\pi_1 = t_0 \cdot (g \cdot \varepsilon)^{1/2}$$

ve

$$t_0 = \pi_1 \cdot (g \cdot \varepsilon)^{-1/2} = C / \sqrt{g \cdot \varepsilon} \quad (5)$$

olarak elde edilir. Bu sonuç mantıklıdır, zira ağır bir bulut sadece daha hızlı batmayıp $[Hız.L.(V_s.g')^{3/4}]$, aynı zamanda daha derine iner $[d_{maks}.L.(V_s.g')^{1/4}]$ ve dolayısıyla t_0 batma süresi $V_s.g'$ 'den bağımsızdır.

Bu örnek boyu analizi yaklaşımının su ortamında karışım problemlerinin çözümü için ne derece önemli ve etkili bir araç olduğunu açıkça göstermektedir. Okuyucunun bu kitap bütününde boyutsuz sayı grupları ile ilgili dikkatini kaybetmemesi önerilmektedir. Zira pek çok olay ve süreçle ilgili çözümlere deneysel olarak tespiti gereken boyutsuz sabitler (A, B, C. vb.) hariç, boyut analizi ile elde edilen fonksiyonlar yardımıyla ulaşılabilmektedir.

ÖRNEK 12-2:

Deniz Deşarj Hattı Difüzörü Fiziksel Modeli Nüfusu 1.000.000 kişi olan bir büyükşehrin arıtılmış atıksularını uzaklaştırmak üzere bir Derin Deşarj Hattı projelendirilecektir. Maksimum ve ortalama atıksu debilerinin sırası ile 4,9 ve 2,9 m³/s olması öngörülmektedir. Tasarımla birlikte difüzör kısmının fiziki modelinin yapılarak hidrolik kayıp ve seyrelme deneyleri yürütülecektir. Model ölçeği olarak $L_r = 1/10$ seçilmiştir. Deşarj ortamında deniz suyu yoğunluğu $\rho_a = 1,03 \text{ g/cm}^3$ olup boyar madde eklenmiş musluk suyu (atıksuyu temsil etmek üzere) deneylerde kullanılacaktır. Derin Deşarj Hattı difüzörünün yer alacağı kesimde derinlik -40 m olup difüzör deliklerinin çapı $\Phi_d \geq 350 \text{ mm}$ alınacaktır. Buna göre;

- Derin deniz deşarj hattı difüzörünün ön tasarımı yapınız.
- Difüzörün fiziksel modeli için gerekli benzeşim kriterini belirleyerek 1/10 ölçekli fiziksel modeli boyutlandırınız.
- Model deneylerinde kullanılacak renkli su besleme pompası kapasitesini bulunuz.

Çözüm:

(a) Derin Deniz Deşarj Hattı difüzörü ön tasarımı borudaki maksimum su hızı $V = 1,5 \text{ m/s}$ seçilerek difüzör borusu çapı, D ,

$$A = Q_{maks}/V = 4,9/1,5 = \pi D^2/4$$

$$D_i = 2,04 \approx 2 \text{ m } (\Phi 2000 \text{ m})$$

bulunur. $d_i = 500 \text{ mm}$ çaplı difüzör deliği çapı da;

$$n \leq (1/2 \sim 2/3). (D/d)^2$$

$$n = 0,5 (2000/500)^2 = 8$$

olur. Difüzör delikleri arası mesafe (L_1) de;

$$L_1 \geq y_{maks}/6 = 40/6 = 6,7 (\sim 10 \text{ m})$$

alınabilir. Bu durumda prototipte toplam difüzör boyu, L_d

$$L_d = (n-1)L_1 = (8-1).10 = 70 \text{ m}$$

bulunur.

(b) Difüzörün fiziksel modeli için benzeşim kriterleri, (Ryan, 1987):

$$Q_r = L_r^{5/2} \text{ debi için,}$$

$$L_r = 1/10, \text{ derinlik için,}$$

$(Fr_d)_p = (Fr_d)_M$, difüzör delikleri için,

$$(b_1) Q_r = \frac{Q_m}{Q_p} = I_r^{5/2} \rightarrow Q_m = 4,9(0,1)^{5/2} = 0,016 \text{ m}^3 / \text{s} \text{ (16 L / s)}$$

$$Q_{m,ort} = 2,9(0,1)^{5/2} = 0,0092 \text{ m}^3 / \text{s} \text{ (9,2 L / s)}$$

(b2) Modeldeki su derinliği,

$$L_r = 0,1 \rightarrow h_m = 0,1 \times h_p = 0,1 \times 40 = 4 \text{ m}$$

(b3) Modeldeki difüzör boyu,

$$L_{d,m} = 0,1 \times 70 = 7 \text{ m}$$

(b4) Modeldeki difüzörün iç çapı, D_m ,

$$Q_{maks,m} = 0,016 = \frac{\pi D_m^2}{4} \rightarrow D_m = 0,118 \text{ m} \approx 0,120 \text{ m (120 veya 125 mm)}$$

(b5) Modeldeki difüzör delik çapı, d_m ,

$$(Fr_d)_p = (Fr_d)_M \text{ olmalı}$$

$$(Fr_d)_p = \frac{(4,9 / 8) / \left(\frac{\pi \times 0,5}{4} \right)^2}{\sqrt{0,5 \times \frac{1,03-1}{1,03} \times 9,81}} = \frac{7,958}{0,378} = 21,05$$

$$(Fr_d)_p = \frac{(0,016 / 8) / \left(\frac{\pi \times d_m}{4} \right)^2}{\sqrt{d_m \times \frac{1,03-1}{1,03} \times 9,81}} = 21,05$$

$$\frac{0,00255}{d_m^{2,5} \cdot 0,5345} = 21,05 \rightarrow d_m = 0,035 \text{ m (} \phi 35 \text{ mm)}$$

(c) Hidrolik yük kayıpları 20 L/s, seyrelme deneyleri ise 10 L/s debileri ile test edilmelidir.

Özetle, model difüzörünün boyutları;

$$D_m = 125 \text{ mm}$$

$$d_m = 35 \text{ mm}$$

$$(L_d)_m = 7 \text{ m}$$

$$(h)_m = 4 \text{ m}$$

$$(L_1)_m = 7 / (8 - 1) = 1 \text{ m}$$

Model havuzu genişliği, $B_m \cong 7 \text{ m}$ alınabilir.

KAYNAKLAR

- Ackers P. (1969). Modelling of Heated Water Discharges. Ch. 6, Engineering Aspects of Thermal Pollution, Parker and Krenkel (Ed.), Vanderbilt University Press, USA.
- Adams E.E. (1985). Discussion of Reynolds Number Effects on Buoyant Surface Jets. ASCE, Journal of Hydraulic Engineering, Vol. III, No.8.
- Aerstin, F.G., Robbins, L.A., and Vogel, A.J. (1985). Gaining experience in through pilot plants and demonstration units, Scale-up of A Chemical Processes Conversion from Laboratory Scale Tests to Successful Commercial Size Design, pp. 655-676.
- Agunwamba, J.C. (1991). "Dispersion Number Determination in Waste Stabilization Ponds", *Water, Air, and Soil Pollution*, Vol.59, Nos. 3-4.
- American Society of Civil Engineers (ASCE). (1983). Discussion on "Hydraulic Modelling for Waste Stabilization Ponds", J. EE DIV, Vol.109, No.1, February, p.265.
- American Society of Civil Engineers (ASCE). (1992). Standard measurement of oxygen transfer in clean water. American Society of Civil Engineers, New York, USA.
- American Society of Civil Engineers (ASCE). (1997). Standard guidelines for in-process oxygen transfer testing. ASCE-18-96, American Society of Civil Engineers, New York, USA.
- American Water Works Association (AWWA). (2012). Water Treatment Plant Design. New York: McGraw-Hill.
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J.L., Guwy, A.J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P., and van Lier, J.B. (2009). Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: A proposed protocol for batch assays. *Water Science and Technology*. 59(5): 927-34.
- APHA (2017). Standard Methods for Examination of Water and Wastewater, 23rd edition, American Public Health Association, Washington, USA.
- Arceivala, S. (1981). Wastewater Treatment and Disposal, Engineering and Ecology Pollution Control, M. Dekker, ISBN 978-0824769734.
- Arceivala, S. (1986). Wastewater Treatment for Pollution Control, Tata McGraw-Hill, New-Delhi, India.
- Arceivala, S.J. (1998). Çevre Kirliliği Kontrolünde Atıksu Arıtımı, Mc-Graw-Hill Publishing Company, New York, USA. (*Çeviri Kitap: Balman A. H. & Balman V.*)
- Arceivala, S.J., and Asolekar, S.R. (2006). Wastewater Treatment for Pollution Control and Reuse, 3rd Ed., McGraw-Hill Education / India.
- Askew, W.S., and Beckmann, R.B. (1965). Heat and mass transfer in an agitated vessel. *Industrial and Engineering Chemistry Process Design and Development*, 4(3), 311–318.
- Atkinson, B., and How, S.Y. (1974). *Trans. Instn. Chem. Engrs.* 52, 260.

Barnard, J.L., Eckenfelder, E.W., Upadhyaya, A.K., and Englande, A.J. (1972). Design optimization for activated sludge and extended aeration plants. Proceedings of the 6th International Conference of Advances in Water Pollution Research – Jerusalem, Israel.

Bartholomew, W.H. (1960). Appl. Microbiol.

Beniwal, D., Taylor-Edmonds, L., Armour, J., and Andrews, R.C. (2018). Ozone/peroxide advanced oxidation in combination with biofiltration for taste and odour control and organics removal, *Chemosphere*, 212, 272-281.

Buck, T.C., and Keefer, C.E. (1959). *Sewage Ind. Wastes* 31, 1267.

Busch, A.W. (1971). Aerobic biological treatment. Houston, Texas: Oligodynamics Publishing Company.

Butterfield, C.T., Ruchhoft, C.C., and McNamee, P.D. (1937). *United States Public Health Service*. 52, 387.

Chen, F., Peldszus, S., Elhadidy, A. M., Legge, R.L., Van Dyke, M.I., and Huck, P.M. (2016). Kinetics of natural organic matter (NOM) removal during drinking water biofiltration using different NOM characterization approaches, *Water Research*, 104, 361-370.

Chudoba, J., Blaha, J., and Madera, V. (1974). Control of activated sludge filamentous bulking-III. Effects of sludge loadings. *Water Research*, 8, 321-337.

Crittenden, J.C., and Weber, W.J. (1978a). Predictive Model for Design of Fixed-Bed Adsorbers: Parameter Estimation and Model Development, *Journal Env. Eng. Diy. Amer. Soc. Civil Engrs*, 104, EE2, 185.

Crittenden, J.C., and Weber, W.J. (1978b). Predictive Model for Design of Fixed-Bed Adsorbers: Single-component Model Verification, *Journal Env. Eng. Diy. Amer. Soc. Civil Engrs*, 104, EE3, 433.

Czerwionka, K., Makinia J., Pagilla, K., and Stensel, H.D. (2012). Characteristics and fate of organic nitrogen in municipal biological nutrient removal wastewater treatment plants. *Water Research*, 46, 7, 2057-2066.

Danckwerts, P.V. (1953). Continuous Flow Systems: Distribution of Residence Times, *Chemical Engineering Science*, 2, 1 – 13.

Davis, E. (1983). Factors of scale in rapid sand filtration, In the Proceedings of Scale-up of Water and Wastewater Treatment Processes, Butterworth Publishers, USA.

de Vera, G.A., Keller, J., Gernjak, W., Weinberg, H., and Farré, M.J. (2016). Biodegradability of DBP precursors after drinking water ozonation, *Water Research*, 106, 550-561.

Dickey, S.D. (2012). Liquid Agitation, In: *Handbook of Chemical Engineering Calculations*, Ed. N.P. Chopey, T.G. Hicks, Chapter 12, 4th Edition, ISBN: 978-0071768047, McGraw-Hill Education.

- Dold, P., Ekama, G., and Meraiş, G.V.R. (1980). A general model for the activated sludge process. *Progr. Wat. Tech.* 12/6, 47-77.
- Eastman, J.A., and Ferguson, J.F. (1981). Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Water Pollution Control Federation*, 53: 352-366.
- Eckenfelder, W.W. (1966). *Industrial Water Pollution Control*, McGraw Hill.
- Eckenfelder, W.W., and Ford, D.L. (1968). Laboratory and design procedures for wastewater treatment process. Report EHE-10-6802, CRWR. Austin: University of Texas.
- Eckenfelder, W.W., and Ford, D.L. (1970). *Water pollution control experimental procedures for process design*. Austin, Texas: Jenkins Book Publishing Co.
- Eckenfelder W.W., Goodman B.L., and Englande A.J. (1972). Scale-up of biological wastewater treatment reactors. In: *Advances in Biochemical Engineering*, Volume 2. *Advances I Biochemical Engineering*, vol 2. Springer, Berlin, Heidelberg.
- Eckenfelder, W.W., and Quirk, T.P. (1983). Scale-up of Activated Sludge and Trickling Filter Processes, In the *Proceedings of Scale-up of Waster and Wastewater Treatment Processes*, pp. 343-374, Butterworth Publishers, USA.
- Ekama, G.A, Dold P.L., and Marais, G.v.R. (1986). Procedures for determining influent COD fractions and the maximum specific growth rate of heterotrophs in activated sludge systems. *Water Science and Technology*, 18, 6, 91-114.
- Emde W.V.D., and Kroiss H. (1983). The role of kinetic models for the scale up of biological processes, In the *Proceedings of Scale-up of Waster and Wastewater Treatment Processes*, pp. 323-342, Butterworth Publishers, Boston, London.
- Ersoy, Y. ve Mert, M. (1977). *Boyut Analizi ve Fiziksel Ölçmeler*, ODTÜ Yayıncılık, Ankara, Türkiye.
- Erşahin, E. (2015). *Application of Dynamic Membranes in Anaerobic Membrane Bioreactor Systems*, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Doktora Tezi, İstanbul, Türkiye.
- Fair, G.M., and Hatch, L.P. (1933). Fundamental Factors Governing the Streamline Flow of Water Through Sand, *Journal of AWWA* Vol.25, p. 1551.
- Fair, G.M., Geyer, J.C., and Okun, D.A. (1968). *Water and Wastewater Engineering*, Vol.2, John Wiley & Sons, Inc., New York, USA.
- Fisher H.B., List E.J., Koh R.C.Y., Imberger J., and Brooks N.H. (1979). *Mixing in Inland and Coastal Waters*. Academic Press.
- Fisherstrom, C., Isgard, E., and Larsen, I. (1967). Settling of activated sludge in horizontal tanks. *Proc. ASCE, J. SED*, 93, 73.
- Ford, D.U. (1970). Evaluation of laboratory and pilot plant data for process design. *Wastewater Treatment Process Design for the Chemical Industry*, *Proceedings of Seminar*. Nashville, Tenn.: Vanderbilt University, USA.

- Fu, J., Lee, W.N., Coleman, C., Meyer, M., Carter, J., Nowack, K., and Huang, C.H. (2017). Pilot investigation of two-stage biofiltration for removal of natural organic matter in drinking water treatment, *Chemosphere*, 166, 311-322.
- Fu, J., Lee, W.N., Coleman, C., Nowack, K., Carter, J., and Huang, J.H. (2019). Removal of pharmaceuticals and personal care products by two-stage biofiltration for drinking water treatment, *Science of The Total Environment*, 664, 240-248.
- Garcia-Ochoa, F., Gomez, E., Santos, V.E., and Merchuk, J.C. (2010). Oxygen uptake rate in microbial processes: An overview. *Biochemical Engineering Journal*, 49(3), 289–307.
- Gerardi, M.H. (2007). Oxidation-Reduction Potential and Wastewater Treatment, Interstate Water Report, The Newsetter of The New England Interstate Water Pollution Control Commission, 4, 1, 15.
- Giles, R.V. (1977). Fluid Mechanics and Hydraulics 2nd Edition, Schaum's Outline Series, McGraw-Hill Book Company.
- Głodniok, M. (2011). Use of measurements of activated sludge respiratory activity for the control of the course of biological wastewater treatment processes. *Architecture Civil Engineering Environment*, 4(2), 95–102.
- Grady, C.P.L., Daigger, G.T., and Lim, H.C. (1999). *Biological Wastewater Treatment*, 2nd ed., rev. and expanded, Marcel Dekker, New York, USA.
- Grady, C.P.L., Daigger G.T., Love N.G., and Filipe C.D.M. (2011). *Biological Wastewater Treatment*, 3rd Edition, IWA Publishing., Alliance House, 12 Caxton Street, London, UK.
- Gruiz, K., Meggyes, T., and Fenyvesi, E. (2016). *Engineering Tools for Environmental Risk Management-3*, Taylor&Francis Group, London, UK.
- Hagman, M., La, J., and Jansen, C. (2007). Oxygen uptake rate measurements for application at wastewater treatment plants. *Vatten*, 63, 131–138.
- Harleman D.R.F. (1961). Stratified Flow. *Handbook of Fluid Dynamics*, Section 26, McGraw-Hill Book Company.
- Harleman D.R.F., and Stolzenbach K.D. (1972). Fluid Mechanics of Heat Disposal from Power Generation. *Annual Review of Fluid Mechanics*, Vol. 4.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen J. L. C., and Arvin E. (1995). *Wastewater Treatment Biological and Chemical Processes*, Third Edition, ISBN 3-540-42228-5 Springer-Verlag Heidelberg, New York, USA.
- Hixson, A.W., and Gaden, E.L. (1950). Oxygen transfer in submerged fermentation. *Industrial and Engineering Chemistry*, 42(9), 1792-1801.
- Hovarth, I., and Schmidtke, N.W. (1983). Scale up and Scale-down Concepts and Problems, In the Proceedings of Scale-up of Waster and Wastewater Treatment Processes, Butterworth Publishers, USA.

- Houtmeyers, J. (1978). Relations between substrate feeding patterns and development of filamentous bacteria in activated sludge processes. *Agricultura*, 26, 1-135.
- Idris, A.H. (1989). Scale-up Studies on Anaerobic Fluidized Bed, University of Newcastle Upon Tyne, Department of Civil Engineering, Division of Environmental Engineering, Doctoral Thesis, UK.
- Idris, A.H., and Ozturk, I. (1992). Scale-up of Anaerobic Fluidized Bed Reactors. *Recent Advances in Biotechnology*, Vol. 210, pp. 523-524.
- Jenkins D., Parker D.S., Van Niekerk A.M., Shao Y-J., and Lee S-E. (1983). Relationship between bench scale and prototype activated sludge systems, In the Proceedings of Scale-up of Waster and Wastewater Treatment Processes, pp. 307-322, Butterworth Publishers, USA.
- Jirka G.H., Abraham G., and Harleman D.R.F. (1975). An Assessment of Techniques for Hydrothermal Prediction. Massachusetts Institute of Technology, Parsons Laboratory Report No. 203, July.
- Keinath T.M. (1983). Ders Notları. Clemson University, ABD.
- Khudenko, B. M., and Shpirt, E. (1986). Hydrodynamic Parameters of Diffused Air Systems, *Water Res.* Vol. 20, No. 7, pp. 905-915.
- Khurmi, R.S. (1999). *A Textbook of Hydraulics and Fluid Mechanics*, ISBN: 978-8121901628.
- Ko, J., Woo, H., Copp, B.J., Kim, S., and Kim, C. (2002). Evaluation of several respirometry based activated sludge toxicity control strategies. *Water Science and Technology*, 45(4-5), 143-150.
- Koh R.C.Y., and Brooks N.H. (1975). Fluid Mechanics of Waste Water Disposal in the Ocean. *Annual Review of Fluid Mechanics*, No.7.
- Kooijman, G., Lopes, W., Zhou, Z., Guo, H., de Kreuk, M., Spanjers, H., and van Lier, J. (2017). Impact of coagulant and flocculant addition to an anaerobic dynamic membrane bioreactor (AnDMBR) treating waste-activated sludge. *Membranes*, 7(2).
- Kossen, N.W.F., and Oosterhuis, N.M.G. (1985). Modelling and Scaling-up of Bioreactors, Chapter 24, Delft Technical Highschool, Bioengineering Laboratory, Delft, The Netherlands.
- Kossen, N.W.F. (1991). Scale-up in Biotechnology, In the Proceedings of Recent Advances in Biotechnology, NATO Advanced Study Institute on Recent Advances in Industrial Applications of Biotechnology, Kuşadası, Turkey.
- Kristensen, G.H., Jorgensen, P.E., and Henze, M. (1992). Characterization of functional microorganism groups and substrate in activated sludge and wastewater by AUR, NUR and OUR. *Water Science and Technology*, 25(6), 43-57.
- Kuhlman J.M. (1984). Reynolds Number Effects on Buoyant Surface Jets. *Journal of Hydraulic Engineering*, ASCE, Vol. 110, No.6, June.
- Kujawa, K., and Klapwijk, B. (1999). A method to estimate denitrification potential for pre-denitrification systems using NUR batch tests. *Water Research*, 33: 2291-2300.

- Le Bonté, S., Potier, O., and Pons, M.N. (2005). Toxic event detection by respirometry and adaptive principal components analysis. *Environmetrics*, 16, 589–601.
- Lee, S-E., Koopman, B.L., Jenkins, D., and Lewis, R.F. (1982). The effect of aeration basin configuration on activated sludge bulking at low organic loading. 11th Annual Conference of the IAWPR, Capetown, R.S.A., April 1982.
- Levenspiel, O. (1972). “Chemical Reaction Engineering”, 2nd Ed. John Wiley and Sons Inc.
- Liu, Y., and Zhang M. (2019). A-B Processes Towards Energy Self Sufficient Municipal Wastewater Treatment, IWA Publishing.
- Luyben, K.Ch.A.M., Heijnen, J.J., van der Lans, R.G.J.M., and Potters, J.J.M. (2006). Lecture notes on scale-up/scale-down, Department of Biotechnology, Faculty of Applied Sciences, Delft University of Technology, The Netherlands.
- Mamais, D., Jenkins, D., and Pitt., P. (1993). A rapid physical chemical method for the determination of readily biodegradable soluble COD in municipal wastewater. *Water Research*, 27, 1, 195-197.
- Marriott, M. (2016). *Nalluri And Featherstone's Civil Engineering Hydraulics: Essential Theory with Worked Examples*. John Wiley & Sons.
- Marlar, J.T. (1968). The effect of turbulence on bacterial substrate utilization. Report WRC-0568, Georgia Institute of Technology, Atlanta, Georgia, USA.
- Martins, R. (1988). Recent Advances in Hydraulic Physical Modelling, NATO ASI Series E: Applied Sciences - Vol:165.
- Mason, I.G., and Milke, M.W. (2005). Physical modelling of the composting environment: a review. Part 1: Reactor systems. *Waste Manag* 25(5), 481-500.
- McKie, M.J., Andrews, S.A., and Andrews, R.C. (2016). Conventional drinking water treatment and direct biofiltration for the removal of pharmaceuticals and artificial sweeteners: A pilot-scale approach, *Science of The Total Environment*, 544, 10-17.
- Melcer, H., Dold, P.L., Jones, R.M., Bye, C.M., Takacs, I., Stensel, H.D., Wilson, A.W., Sun, P., and Bury, S. (2003). Methods for Wastewater Characterization in Activated Sludge Modeling. WERF Final Report, Project 99-WWF-3, Water Environment Research Foundation, Alexandria, VA, USA.
- Mueller, J.A. (1966). Normal diameter of floc related to oxygen transfer. *J. San. Eng. Div.*, SA 2, 4756, April.
- Munson, B.R., Okiishi, T.H., Huebsch, W.W., and Rothmayer, A.P. (2013). *Fluid Mechanics*, 7th Edition, John Wiley & Sons Singapore Pte. Ltd.
- Murphy, K.L., and Trimpany, P.L. (1967). *J. San. Eng. Div.*, SA5, 5496, October.
- Murphy, K. (1971). “Flow Patterns in Waste Treatment” in R. Canale (ed). *Biological Waste Treatment*, Wiley Interscience, New York, USA.

- Murphy, K.L., and Wilson, A.W. (1974) Characterization of mixing in aerated lagoons, *J. Environ. Eng. Div. (Am. Soc. Civ. Eng.)*, 100(5), 1105–1117.
- Muslu, Y. (1996). Atıksuların Arıtılması Cilt I ve II, İstanbul Teknik Üniversitesi Rektörlüğü, Sayı 1582, I. Basım, İstanbul, Türkiye.
- Naidoo, V., Urbain, V., and Buckley, C.A. (1998). Characterisation of wastewater and activated sludge from European municipal wastewater treatment plants using the NUR test. *Water Science and Technology*, 38(1): 303-310.
- Oleszkiewicz, J.A., and Eckenfelder, W.W. (1974). The mechanism of substrate removal in high-rate plastic media trickling filters, Vanderbilt University Press, 277 pp, USA.
- Oosterhuis, N.M.G. (1984). Scale-up Bioreactors A Scale-Down Approach, Delft University of Technology, Delft, The Netherlands.
- Önsoy, D. (2007). Direkt Filtrasyonda Önozonlama Geciktirme Süresinin Filtre Verimliliğine Etkisinin Araştırılması, Yüksek Lisans Tezi, Gebze Yüksek Teknoloji Enstitüsü, Mühendislik ve Fen Bilimleri Enstitüsü, Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı, Kocaeli, Türkiye.
- Özgün, H. (2015). Anaerobic Membrane Bioreactors For Cost-Effective Municipal Water Reuse, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, Doktora Tezi, İstanbul, Türkiye.
- Öztürk, İ. (2012). Atıksu Arıtma Tesisleri Tasarım Rehberi, T. C. Orman ve Su İşleri Bakanlığı Su Yönetimi Genel Müdürlüğü, Odakent Altyapı ve Çevre Çözümleri, Mühendislik, Müşavirlik Araştırma ve Geliştirme Tic. Ltd. Şti.
- Öztürk, İ. (2014). Atıksu Arıtma Tesislerinde Enerji Verimliliği ve İyi İşletim Pratikleri, İSTAÇ A.Ş. Teknik Kitaplar Serisi, ISBN: 978–605–63269–2–9.
- Öztürk, İ. (2016a). Çevre Mühendisleri için İstatistik ve Deneysel Tasarım, İSTAÇ A.Ş. Teknik Kitaplar Serisi, ISBN: 978-605-6326-974.
- Öztürk, İ., Koyuncu, İ., Yangın Gömeç, Ç., Karpuzcu, M.E., Erşahin, M.E., Timur, H., Özgün, H., Dereli, R.K., Koşkan, U., Gülhan, H., Fakıoğlu, M. ve Öztürk, M. (2016b). Atıksu Mühendisliği, İSKİ Teknik Kitaplar Serisi, ISBN: 0000511-3, İstanbul, Türkiye.
- Palluzi, R.P. (1992). Pilot Plant Design, Construction, and Operation, McGraw-Hill, ISBN-13:978-0070481800, New York, USA.
- Palm, J.C., Jenkins, D., and Parker, D.S. (1980). The relationship between organic loading, dissolved oxygen concentration and sludge settleability in the completely mixed activated sludge process. *J. Water Polln. Cont. Fed.*, 52, 2484.
- Parker, D.S., Kaufman, W.J., and Jenkins, D. (1970). Characteristics of Biological Flocs in Turbulent Regimes. UCB-SERL Report No. 70-5, Sanitary Engineering Research Laboratory, University of California, Berkeley.
- Parkin, G.F., and McCarty, P.L. (1981). Sources of Soluble Organic Nitrogen in Activated Sludge Effluents, *Water Pollution Control Regulation*, 53, 1, 89-98.
- Pasveer, A. (1954). *Sewage Ind. Wastes* 26, 28.

- Polprasert, C., and Bhattarai, K.K. (1985). "Dispersion Model for Waste Stabilization Pond", *ASCE*, 111(1), pp.45-49.
- Pöpel, H. J., and van Dijk, J. C. (1998). Aeration and Gas Transfer, Delft University of Technology, Faculty of Civil Engineering and Geosciences, Division of Sanitary Engineering, Drinking Water Supply, The Netherlands.
- Rao, A.R., and Kumar, B. (2006). Rectangular tank surface aerators: scale up criteria and energy conservation, *Int. J. Environ. Sci. Tech.*, 3 (4): pp. 425-433, ISSN: 1735-1472.
- Rickard, M.D., and Gaudy, A.F. (1968). *Water Pollution Control Federation* 40, R129.
- Richard, M.G., Jenkins, D., Hao, O.J., and Shimizu, G. (1982). The Isolation and Characterization of Filamentous Microorganisms from Activated Sludge Bulking. UCB-SEEHRL Report No. 81-2, Sanitary Engineering and Environmental Health Research Laboratory, University of California, Berkeley.
- Rose, H.E. (1945). An Investigation into the Laws of Flows of Fluids Through Beds of Granular Materials, *Proceedings Institution of Mechanical Engineers*, Vol. 153, p. 141.
- Ruchhoft, C.C., Butterfield, C.T., McNamee, P.D., and Wattie, E. (1939). *Sewage Works J.* 11, 195.
- Rushton, J.H., Costich, E.W., and Everett, H.J. (1950). Power characteristics of mixing impellers. *Chemical Engineering Progress*, 46(8), 395-404.
- Ryan P.J., Tu S.W., Ismail N., and Wiegel R.L. (1987). Verification of a Physical Model of a Coastal Discharge. *Proceedings of the National Conference in Hydraulic Engineering*, Williamsburg, VA., USA.
- Samstag, R.W., and Wicklein, E.A. (2014). A protocol for optimization of activated sludge mixing. 87th Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conference, WEFTEC 2014, 7 (October), 3614-3640.
- Sawyer, C.N., McCarty, P.L., and Parkin, G.F. (2003). *Chemistry for Environmental Engineering*, 5th ed., McGraw-Hill, Inc., New York, USA.
- Schmidtke, N.W., and Smith, D.W. (1983). Introduction to Scale-up of Water and Wastewater Treatment Processes, In the *Proceedings of Scale-up of Water and Wastewater Treatment Processes*, Butterworth Publishers, Boston, London, UK.
- Schroepfer, G.J., Robins, M.L., and Susag, R.H. (1964). The Research Program on the Mississippi River in the Vicinity of Minneapolis and St. Paul, *Advances in Water Pollution Research*, vol. 1, Pergamon, London.
- Shaaban, G. (1986). Scale-up Studies on Anaerobic Dispersed Growth Digesters, University of Newcastle Upon Tyne, Department of Civil Engineering, Division of Public Health Engineering, Doctoral Thesis, UK.
- Sharp, J.J. (1981). *Hydraulic Modelling*, Butterworths Publishers, USA.
- Shuler, M. L., and Kargi, F. (2002). *Bioprocess Engineering: Basic Concepts*, 2nd Ed., Prentice Hall, ISBN-13: 978-0130819086, ISBN-10: 0130819085

- Simpson J.E. (1982). Gravity Currents in the Laboratory, Atmosphere and Ocean. Annual Review of Fluid Mechanics, Vol. 14.
- Soares, S., and Bernandes, R. (2001). "Reaction Coefficient K Evaluation for Full Scale Facultative Pond Systems", *Biosource Technology*, 78, pp. 99-102.
- Strohm, J., Dale, H.F., and Peppler, H.J. (1959). Appl. Microbiol. 7, 235.
- Stolzenbach K. D., and Harleman D. R. F. (1971). An Analytical and Experimental Investigation of Surface Discharges of Heated Water. R.M. Parsons Laboratory for Water Resources and Hydrodynamics, Department of Civil Engineering, Massachusetts Institute of Technology, Technical Report No. 135, USA.
- Sweere, A. P. J., Luyben, K. Ch. A. M., and Kossen, N. W. F. (1987). Regime analysis and scale down: tools to investigate the performance of bioreactors, *Enzyme Microb. Technology*, Vol.9,, Butterworth Publishers, USA.
- Tchobanoglous, G., and Burton, F.L. (1991). Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse, 3rd ed., Metcalf and Eddy, McGraw-Hill, New York, USA.
- Tchobanoglous G., Burton F.L., and Stensel H.D. (2003). Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, 4th ed., Metcalf and Eddy, Inc., New York: McGraw-Hill Publishing Co., USA.
- Tchobanoglous, G., Burton, F.L., Stensel, H.D., Tsuchihashi, R., and Burton, F. (2014). Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery, 5th Edition, Metcalf & Eddy Inc., McGraw-Hill, New York, USA.
- Thirumurthi, D. (1969). Design principles of waste stabilization ponds. J. San. Eng. Div., SA2, 6515, April.
- Timur, A. (1986). Kuvvetli Atıkların Yukarı Akışlı Havasız Filtrelerde Arıtım Kinetiği, Doktora Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul, Türkiye.
- Ubay, G. (1993). Evsel Atıksuların Havasız Biyolojik Arıtımı Üzerine Bir Araştırma, Doktora Tezi, İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul Türkiye.
- Uygun-Demirtas, M., Sattayatewa, C., and Pagilla., K.R. (2008). Bioavailability of dissolved organic nitrogen in treated effluents. *Water Environmental Research*, 80, 5, 397-406.
- van der Haandel, A. C., and van der Lubbe, J. G. M. (2012). Biological Wastewater Treatment, Design and Optimization of Activated Sludge Systems, Second Edition, IWA Publishing.
- van Loosdrecht, M.C.M., Nielsen P.H., Lopez-Vasquez, C.M.C., and Brdjanovic D. (2016). Experimental Methods in Wastewater Treatment, IWA Publishing, Alliance House, 12 Caxton Street, London, UK.
- Van Gils, H.W. (1964). Bacteriology of activated sludge. Report No. 32, Research Institute for Public Health Engineering, The Hague, The Netherlands.
- Van Niekerk, A., Shao, Y-J., and Jenkins, D. (1983). Unpublished data, Sanitary Engineering and Environmental Health Research Laboratory, University of California, Berkeley, USA.

Velz, C.J. (1948). A Basic Law for the Performance of Biological Beds, *Sewage Works J.* 20 (4):607-617.

Water Environment Federation. (1998). *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants, Manual of Practice No. 8*, 4th ed. Alexandria, VA, USA.

Watts, J.B., and Garber, W.F. (1995). On line respirometry: a powerful tool for activated sludge plant operating and design. *Paper Technology*, 36(9), 25–32.

Weber, W.J. (1972). *Physicochemical Processes for Water Quality Control*, Wiley-Interscience, John Wiley & Sons, Inc. New York, USA.

Weber, W.J., and Crittenden, J.C. (1975). MADAM I – A Numeric Method for Design of Adsorption Systems. *Jour. Water Pollution Control Fed.*, 47, 5, 924.

Weber, W.J., and Thaler, J.O. (1983). Modelling for process scale-up of adsorption and ion exchange systems. In the *Proceedings of Scale-up of Waster and Wastewater Treatment Processes*, pp. 233-258, Butterworth Publishers, USA.

Wehner, J.F., and Wilhelm, R.H. (1956). Boundary conditions of flow reactor. *Chem. Engng Sc.* 6: pp. 89-93.

Wen, C.Y., and Fan, L.T. (1976). *Models for Flow Systems and Chemical Reactors*, An International Series, Chemical Processing and Engineering, Volume 3, Editors: Albright, L. F., Maddox, R. N., McKetta, J.J., Marcel Dekker Inc., ISBN: 978-0824763466

Wuhrmann, K. (1963). Effect of oxygen tension on biochemical reactions in sewage purification plants. In: *Advances in Biological Waste Treatment*. In: Eckenfelder, W. W., McCabe, W. J. (Eds.) Oxford: Pergamon Press.

Young, J.C. (1973). Chemical Methods for Nitrification Control, *J. Water Pollution Control Regulation*, 45, 4, 637-646.

Young, J.C., and Baumann, E.R. (1976a). The electrolytic respirometer- I: Factors affecting oxygen uptake measurements. *Water Research*, 10, 11, 1031-1040.

Young, J.C., and Baumann, E.R. (1976b). The electrolytic respirometer- II: Use in water pollution control plant laboratories. *Water Research*, 10, 12, 1141-1149.

Young, J.C., and Cowan, R.M. (2004). *Respirometry for Environmental Science and Engineering*, SJ Enterprises, Springdate, AR, USA.

(Url-1) <http://ritter.de> (Erişim Tarihi: 01/07/2020)

(Url-2) <http://challenge-sys.com/products/aer-800-research-respirometer/> (Erişim Tarihi: 01/07/2020)

DİZİN

- AOTR, 155
Atık Stabilizasyon Havuzu, 60, 192
Atkinson ve Eckenfelder Modeli, 230
Biyofiltrasyon, 240
Biyolojik benzerlik, 1
Biyoreaktör, 106, 107, 245, 272
Boyuna dispersiyon, 57, 174
Boyut analizi, 9, 13, 17, 161, 164, 252, 253, 258
Boyut homojenliği, 11, 12, 13, 15, 17, 19, 20
Cauchy sayısı, 30, 31
Damlatmalı filtre, 230, 232
Deterministik modelleme, 7
Dezenfeksiyon, 46, 90
Difüzörlü havalandırma, 151, 160, 166, 167
Dinamik benzerlik, 1, 2, 22, 30, 31, 34, 261
Dinamik viskozite, 10
Dispersiyon sayısı, 111
Dispersiyonlu piston akımlı reaktör, 107, 252
Döner Biyodisk, 46, 161, 176, 177
Döner fırça, 151, 158
Düşük hızlı türbin havalandırıcı, 151
Ekstrapolasyon testi, 7
Euler Sayısı, 30
Fair-Geyer Okun Modeli, 229
Fiziksel modelleme, 4
Flokülasyon, 97, 121
Froude Sayısı, 30, 126, 177
Gamma Dağılımı Modeli, 70, 71, 72, 80
Geometrik benzerlik, 1, 22, 147, 257, 261
Havalandırma havuzu, 165, 166, 168, 170, 172, 196, 197, 200, 205
Havalandırmalı lagün, 151, 196
Hızlı kum filtrasyonu, 235
İçme suyu arıtımı, 240
İdeal piston akımlı reaktör, 107, 252
İdeal tam karışımli reaktör, 52, 107
İstatistiksel Modelleme, 8
Jet havalandırıcı, 151
Karakteristik zaman, 265, 266, 267, 268, 270, 272, 282, 283, 284, 285
Kaskat havalandırıcı, 151
Kendinden hava emişli havalandırıcı, 151
Kesikli Besleme, 121
Kimyasal benzerlik, 1, 2
Kinematik benzerlik, 1, 2, 22
Kinematik viskozite, 10, 112, 128
Kinetik model, 206
Kısmi Baypas Akımlı Gamma Dağılımı Modeli, 72
Laboratuvar ölçekli model, 5, 40, 51, 182, 183, 192, 194, 196, 199, 201, 202, 203, 205, 209, 216, 232, 236, 239, 244, 262, 274, 286, 288
Lagün, 112, 162
Mekanik havalandırıcı, 156, 158, 159
Oksijen Transfer Katsayısı, 156, 161, 162, 163, 164, 165, 166, 167, 169, 170, 176, 177, 178, 179, 180, 181, 194, 195, 246, 249, 253, 254, 255, 257, 272, 279, 280
Ölçek büyütme, 2, 4, 5, 7, 38, 42, 45, 117, 146, 150, 184, 196, 249, 253, 255, 256, 260, 263, 264, 278, 279, 303, 304, 305, 306, 307, 309, 310, 312
Ölçek faktörü, 263
Ölçek küçültme, 248, 250, 274, 275, 306
Ortalama kalış süresi, 63, 68
Paletli Karıştırıcılar, 121
Peclet sayısı, 59, 115
Pervaneli Karıştırıcılar, 122, 131, 132
Pilot ölçek, 5, 36, 118, 120, 147, 192, 211, 212, 217, 220, 221, 222, 233, 243, 287
Pilot tesis, 5, 37, 38, 39, 40, 41, 42, 45, 162, 192, 211, 220
Piston akımlı reaktör, 58, 59
Rayleigh Yöntemi, 13, 16
Rejim Analizi, 258, 259, 260, 274
Respirometrik Analiz, 99
Reynolds sayısı, 27, 164, 172, 257, 261
Richardson Sayısı, 18
Seri bağlı tam karışımli reaktör, 60
Sherwood sayısı, 168
Son çökeltim tankı, 97
SOTR, 154, 155
Tam karışımli reaktör, 52, 53, 189, 204
Tam ölçekli tesis, 218, 238

Teorik Oksijen İhtiyacı, 83, 89
Termal benzerlik, 1
Toplam Organik Karbon, 83, 89
Türbin Karıştırıcı, 123, 132
Uçucu Askıda Katı Madde, 91, 97
Weber Sayısı, 30

Yatay Milli (Yüzeysel) Havalandırıcılar,
156
Yüksek hızlı yüzeysel havalandırıcı, 151
Yüksek yüklü aktif çamur, 118, 120, 243
Zaman sabiti, 255, 259, 277, 280, 281

EK 1. Havaya doygun sudaki oksijen çözünürlüğü

(Deniz seviyesinde, 1013 mbar basınçta (760 mm hg) (Pöpel ve Van Dijk, 1998)

Sıcaklık (°C)	Sudaki Klor Konsantrasyonu (g/m ³)					100 mg Klordaki Fark
	0	5.000	10.000	15.000	20.000	
	ÇO (g/m ³)					
0	14,6	13,8	13,0	12,1	11,3	0,017
1	14,2	13,4	12,6	11,8	11,0	0,016
2	13,8	13,1	12,3	11,5	10,8	0,015
3	13,5	12,7	12,0	11,2	10,5	0,015
4	13,1	12,4	11,7	11,0	10,3	0,014
5	12,8	12,1	11,4	10,7	10,0	0,014
6	12,5	11,8	11,1	10,5	9,8	0,014
7	12,2	11,5	10,9	10,2	9,6	0,013
8	11,9	11,2	10,6	10,0	9,4	0,013
9	11,6	11,0	10,4	9,8	9,2	0,012
10	11,3	10,7	10,1	9,6	9,0	0,012
11	11,1	10,5	9,9	9,4	8,8	0,011
12	10,8	10,3	9,7	9,2	8,6	0,011
13	10,6	10,1	9,5	9,0	8,5	0,011
14	10,4	9,9	9,3	8,8	8,3	0,010
15	10,2	9,7	9,1	8,6	8,1	0,010
16	10,0	9,5	9,0	8,5	8,0	0,010
17	9,7	9,3	8,8	8,3	7,8	0,010
18	9,5	9,1	8,6	8,2	7,7	0,009
19	9,4	8,9	8,5	8,0	7,6	0,009
20	9,2	8,7	8,3	7,9	7,4	0,009
21	9,0	8,6	8,1	7,7	7,3	0,009
22	8,8	8,4	8,0	7,6	7,1	0,008
23	8,7	8,3	7,9	7,4	7,0	0,008
24	8,5	8,1	7,7	7,3	6,9	0,008
25	8,4	8,0	7,6	7,2	6,7	0,008

EK 2. Wehner ve Wilhem denkleminin sayısal çözüm tablosu

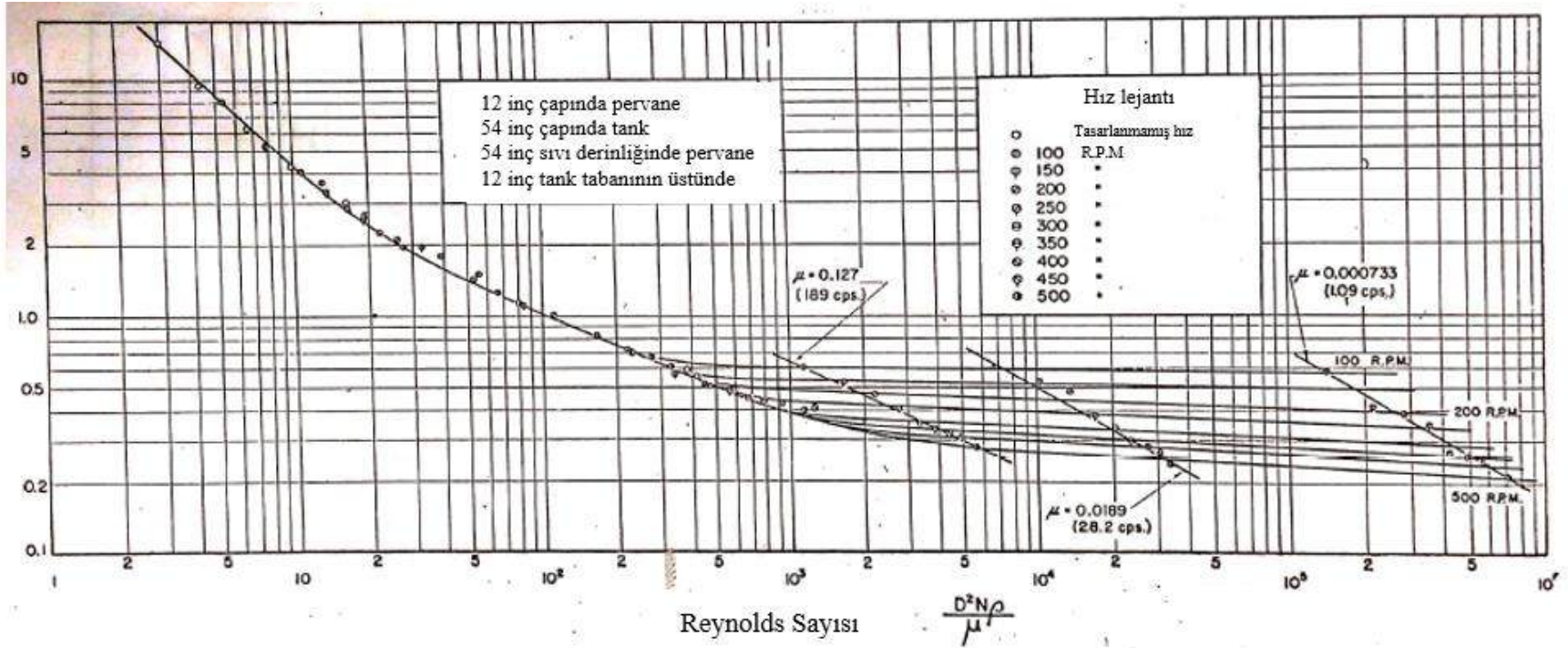
(Misal: $d=0,3$ ve $K_t=0,8$ için $C/C_i = 0,4993$ (%49,93) ve giderim verimi $=1- C/C_i = 0,5007$ (%50,07))

$\frac{d}{K_t}$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0
0,01	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901	0,9901
0,02	0,9802	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9803	0,9804	0,9804	0,9804	0,9804
0,03	0,9705	0,9706	0,9706	0,9707	0,9707	0,9707	0,9707	0,9707	0,9708	0,9708	0,9708	0,9708	0,9708	0,9708
0,04	0,9609	0,9610	0,9611	0,9612	0,9612	0,9613	0,9613	0,9613	0,9613	0,9613	0,9614	0,9615	0,9615	0,9615
0,05	0,9514	0,9516	0,9517	0,9518	0,9519	0,9519	0,9520	0,9520	0,9521	0,9521	0,9522	0,9523	0,9523	0,9523
0,06	0,9421	0,9423	0,9425	0,9426	0,9427	0,9428	0,9428	0,9429	0,9429	0,9430	0,9432	0,9432	0,9433	0,9433
0,07	0,9328	0,9331	0,9333	0,9335	0,9336	0,9338	0,9338	0,9339	0,9340	0,9340	0,9343	0,9344	0,9344	0,9344
0,08	0,9236	0,9240	0,9243	0,9246	0,9247	0,9249	0,9250	0,9251	0,9251	0,9252	0,9255	0,9256	0,9257	0,9258
0,09	0,9146	0,9151	0,9155	0,9157	0,9159	0,9161	0,9162	0,9164	0,9165	0,9165	0,9169	0,9171	0,9172	0,9172
0,10	0,9056	0,9062	0,9067	0,9070	0,9073	0,9075	0,9077	0,9078	0,9079	0,9080	0,9085	0,9087	0,9088	0,9088
0,12	0,8880	0,8889	0,8895	0,8900	0,8904	0,8906	0,8909	0,8911	0,8912	0,8913	0,8920	0,8923	0,8924	0,8925
0,14	0,8709	0,8720	0,8728	0,8734	0,8739	0,8743	0,8746	0,8748	0,8750	0,8752	0,8761	0,8764	0,8766	0,8767
0,16	0,8541	0,8555	0,8565	0,8573	0,8579	0,8584	0,8588	0,8591	0,8593	0,8595	0,8607	0,8611	0,8613	0,8615
0,18	0,8376	0,8394	0,8407	0,8416	0,8424	0,8430	0,8434	0,8438	0,8441	0,8444	0,8457	0,8463	0,8465	0,8467
0,20	0,8216	0,8237	0,8252	0,8264	0,8273	0,8280	0,8285	0,8290	0,8293	0,8296	0,8313	0,8319	0,8322	0,8325
0,22	0,8059	0,8084	0,8102	0,8115	0,8126	0,8134	0,8140	0,8145	0,8150	0,8154	0,8173	0,8180	0,8184	0,8186
0,24	0,7906	0,7934	0,7955	0,7971	0,7983	0,7992	0,7999	0,8005	0,8011	0,8015	0,8037	0,8045	0,8050	0,8053
0,26	0,7756	0,7788	0,7812	0,7830	0,7844	0,7854	0,7863	0,7869	0,7875	0,7880	0,7905	0,7915	0,7920	0,7923
0,28	0,7609	0,7646	0,7673	0,7693	0,7708	0,7720	0,7729	0,7737	0,7744	0,7749	0,7777	0,7788	0,7794	0,7797
0,30	0,7465	0,7507	0,7537	0,7559	0,7576	0,7589	0,7600	0,7608	0,7616	0,7622	0,7653	0,7665	0,7671	0,7675
0,32	0,7325	0,7371	0,7404	0,7429	0,7447	0,7462	0,7474	0,7483	0,7491	0,7498	0,7532	0,7546	0,7553	0,7557
0,34	0,7188	0,7238	0,7275	0,7302	0,7322	0,7338	0,7351	0,7361	0,7370	0,7377	0,7415	0,7430	0,7437	0,7442
0,36	0,7054	0,7109	0,7149	0,7178	0,7200	0,7217	0,7231	0,7243	0,7252	0,7260	0,7301	0,7317	0,7325	0,7331
0,38	0,6922	0,6982	0,7025	0,7057	0,7081	0,7100	0,7115	0,7127	0,7137	0,7146	0,7190	0,7208	0,7217	0,7222
0,40	0,6794	0,6859	0,6905	0,6939	0,6965	0,6985	0,7001	0,7014	0,7025	0,7035	0,7082	0,7101	0,7111	0,7117
0,42	0,6668	0,6738	0,6787	0,6824	0,6852	0,6873	0,6891	0,6905	0,6916	0,6926	0,6978	0,6997	0,7008	0,7014
0,44	0,6545	0,6620	0,6673	0,6712	0,6741	0,6764	0,6783	0,6798	0,6810	0,6821	0,6875	0,6897	0,6908	0,6915
0,46	0,6425	0,6504	0,6561	0,6602	0,6633	0,6658	0,6677	0,6693	0,6707	0,6718	0,6776	0,6798	0,6810	0,6818
0,48	0,6307	0,6391	0,6451	0,6495	0,6528	0,6554	0,6575	0,6592	0,6606	0,6618	0,6679	0,6703	0,6716	0,6723
0,50	0,6192	0,6281	0,6344	0,6390	0,6425	0,6453	0,6474	0,6492	0,6507	0,6520	0,6585	0,6610	0,6623	0,6631
0,52	0,6079	0,6173	0,6239	0,6288	0,6325	0,6354	0,6377	0,6395	0,6411	0,6424	0,6493	0,6519	0,6533	0,6542
0,54	0,5969	0,6067	0,6137	0,6188	0,6227	0,6257	0,6281	0,6301	0,6317	0,6331	0,6403	0,6431	0,6445	0,6455
0,56	0,5861	0,5964	0,6037	0,6090	0,6131	0,6163	0,6188	0,6209	0,6226	0,6240	0,6315	0,6344	0,6360	0,6369
0,58	0,5755	0,5863	0,5939	0,5995	0,6037	0,6070	0,6097	0,6118	0,6136	0,6151	0,6230	0,6260	0,6276	0,6286
0,60	0,5652	0,5764	0,5844	0,5902	0,5946	0,5980	0,6008	0,6030	0,6049	0,6065	0,6146	0,6178	0,6195	0,6205
0,62	0,5550	0,5667	0,5750	0,5811	0,5856	0,5892	0,5921	0,5944	0,5964	0,5980	0,6065	0,6098	0,6116	0,6126
0,64	0,5451	0,5573	0,5659	0,5721	0,5769	0,5806	0,5836	0,5860	0,5880	0,5897	0,5985	0,6020	0,6038	0,6049
0,66	0,5354	0,5480	0,5569	0,5634	0,5683	0,5722	0,5753	0,5778	0,5799	0,5816	0,5908	0,5943	0,5962	0,5974
0,68	0,5258	0,5389	0,5481	0,5549	0,5600	0,5639	0,5671	0,5697	0,5719	0,5737	0,5832	0,5869	0,5888	0,5901
0,70	0,5165	0,5300	0,5396	0,5465	0,5518	0,5559	0,5592	0,5619	0,5641	0,5660	0,5758	0,5796	0,5816	0,5829
0,72	0,5074	0,5213	0,5312	0,5383	0,5438	0,5480	0,5514	0,5542	0,5565	0,5584	0,5685	0,5725	0,5745	0,5758
0,74	0,4984	0,5128	0,5229	0,5303	0,5359	0,5403	0,5438	0,5466	0,5490	0,5510	0,5614	0,5655	0,5676	0,5690

Wehner ve Wilhem denkleminin sayısal çözüm tablosu (devamı)

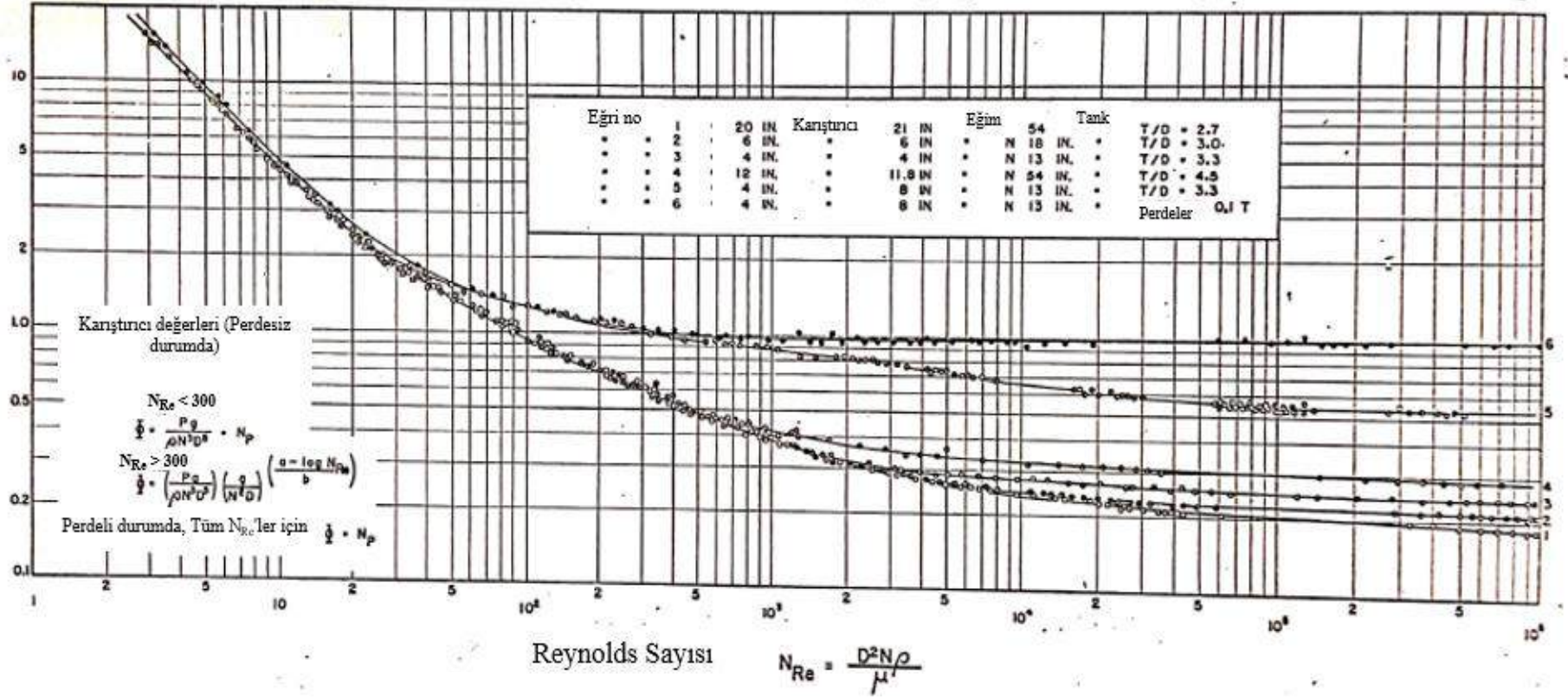
$\frac{d}{K_t}$	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0	2,0	3,0	4,0	5,0
0,76	0,4897	0,5045	0,5149	0,5225	0,5282	0,5327	0,5363	0,5393	0,5417	0,5438	0,5545	0,5587	0,5609	0,5623
0,78	0,4811	0,4963	0,5070	0,5148	0,5207	0,5253	0,5290	0,5320	0,5346	0,5367	0,5477	0,5520	0,5543	0,5557
0,80	0,4727	0,4883	0,4993	0,5073	0,5134	0,5181	0,5219	0,5250	0,5276	0,5297	0,5411	0,5455	0,5478	0,5493
0,82	0,4644	0,4805	0,4917	0,4999	0,5061	0,5110	0,5149	0,5181	0,5207	0,5229	0,5346	0,5391	0,5415	0,5430
0,84	0,4563	0,4728	0,4843	0,4927	0,4991	0,5040	0,5080	0,5113	0,5140	0,5163	0,5282	0,5329	0,5354	0,5369
0,86	0,4484	0,4653	0,4771	0,4856	0,4922	0,4972	0,5013	0,5046	0,5074	0,5098	0,5220	0,5268	0,5293	0,5309
0,88	0,4407	0,4579	0,4699	0,4787	0,4854	0,4906	0,4947	0,4981	0,5010	0,5034	0,5159	0,5208	0,5234	0,5250
0,90	0,4331	0,4507	0,4630	0,4719	0,4787	0,4840	0,4883	0,4918	0,4947	0,4971	0,5099	0,5149	0,5176	0,5192
0,92	0,4256	0,4436	0,4561	0,4653	0,4722	0,4776	0,4820	0,4855	0,4885	0,4910	0,5041	0,5092	0,5119	0,5136
0,94	0,4183	0,4366	0,4494	0,4588	0,4658	0,4714	0,4758	0,4794	0,4824	0,4850	0,4983	0,5035	0,5063	0,5081
0,96	0,4112	0,4298	0,4429	0,4524	0,4596	0,4652	0,4697	0,4734	0,4765	0,4791	0,4927	0,4980	0,5009	0,5026
0,98	0,4041	0,4232	0,4364	0,4461	0,4534	0,4592	0,4638	0,4675	0,4707	0,4733	0,4872	0,4926	0,4955	0,4973
1,00	0,3973	0,4166	0,4301	0,4399	0,4474	0,4532	0,4579	0,4617	0,4649	0,4677	0,4818	0,4873	0,4903	0,4921
1,10	0,3648	0,3857	0,4003	0,4109	0,4189	0,4253	0,4303	0,4345	0,4380	0,4409	0,4563	0,4623	0,4655	0,4675
1,20	0,3354	0,3577	0,3731	0,3844	0,3930	0,3998	0,4052	0,4096	0,4133	0,4165	0,4330	0,4395	0,4430	0,4452
1,30	0,3087	0,3321	0,3484	0,3603	0,3693	0,3764	0,3822	0,3869	0,3908	0,3942	0,4117	0,4187	0,4224	0,4248
1,40	0,2844	0,3088	0,3257	0,3382	0,3476	0,3551	0,3611	0,3660	0,3702	0,3737	0,3922	0,3996	0,4035	0,4060
1,50	0,2623	0,2875	0,3050	0,3178	0,3277	0,3354	0,3417	0,3468	0,3511	0,3548	0,3742	0,3820	0,3861	0,3887
1,60	0,2421	0,2679	0,2859	0,2992	0,3093	0,3173	0,3238	0,3291	0,3336	0,3374	0,3576	0,3657	0,3701	0,3728
1,70	0,2237	0,2500	0,2684	0,2819	0,2923	0,3005	0,3072	0,3127	0,3173	0,3213	0,3422	0,3506	0,3552	0,3580
1,80	0,2068	0,2335	0,2522	0,2660	0,2766	0,2850	0,2918	0,2975	0,3022	0,3063	0,3279	0,3366	0,3413	0,3443
1,90	0,1914	0,2184	0,2373	0,2513	0,2621	0,2706	0,2776	0,2834	0,2882	0,2924	0,3146	0,3236	0,3284	0,3315
2,00	0,1773	0,2044	0,2235	0,2376	0,2486	0,2572	0,2643	0,2702	0,2752	0,2794	0,3021	0,3114	0,3164	0,3195
2,10	0,1644	0,1915	0,2107	0,2249	0,2360	0,2448	0,2520	0,2579	0,2630	0,2673	0,2905	0,3000	0,3051	0,3084
2,20	0,1525	0,1796	0,1988	0,2131	0,2243	0,2331	0,2404	0,2464	0,2516	0,2559	0,2796	0,2893	0,2946	0,2979
2,30	0,1416	0,1686	0,1877	0,2021	0,2133	0,2223	0,2296	0,2357	0,2409	0,2453	0,2693	0,2792	0,2846	0,2880
2,40	0,1316	0,1584	0,1775	0,1919	0,2031	0,2121	0,2195	0,2256	0,2308	0,2353	0,2597	0,2698	0,2753	0,2788
2,50	0,1223	0,1489	0,1679	0,1823	0,1935	0,2025	0,2099	0,2161	0,2214	0,2259	0,2506	0,2609	0,2665	0,2700
2,60	0,1138	0,1401	0,1590	0,1733	0,1845	0,1936	0,2010	0,2072	0,2125	0,2171	0,2420	0,2525	0,2582	0,2618
2,70	0,1060	0,1319	0,1507	0,1649	0,1761	0,1851	0,1926	0,1989	0,2042	0,2088	0,2339	0,2445	0,2503	0,2540
2,80	0,0987	0,1243	0,1429	0,1570	0,1682	0,1772	0,1847	0,1910	0,1963	0,2009	0,2263	0,2370	0,2428	0,2466
2,90	0,0921	0,1172	0,1356	0,1496	0,1607	0,1698	0,1772	0,1835	0,1888	0,1935	0,2190	0,2298	0,2358	0,2395
3,00	0,0859	0,1106	0,1287	0,1427	0,1537	0,1627	0,1701	0,1764	0,1818	0,1864	0,2121	0,2230	0,2290	0,2329
4,00	0,0442	0,0640	0,0793	0,0916	0,1016	0,1099	0,1169	0,1229	0,1281	0,1326	0,1587	0,1702	0,1767	0,1809
5,00	0,0239	0,0389	0,0513	0,0616	0,0702	0,0776	0,0839	0,0894	0,0942	0,0985	0,1237	0,1353	0,1420	0,1463
6,00	0,0134	0,0245	0,0344	0,0429	0,0502	0,0566	0,0622	0,0671	0,0715	0,0754	0,0993	0,1107	0,1174	0,1218
7,00	0,0078	0,0160	0,0237	0,0307	0,0369	0,0424	0,0473	0,0517	0,0556	0,0591	0,0814	0,0925	0,0991	0,1035
8,00	0,0046	0,0107	0,0167	0,0225	0,0277	0,0324	0,0366	0,0405	0,0440	0,0472	0,0679	0,0786	0,0850	0,0893
9,00	0,0028	0,0073	0,0121	0,0167	0,0211	0,0252	0,0289	0,0323	0,0354	0,0382	0,0574	0,0676	0,0738	0,0781
10,00	0,0018	0,0051	0,0088	0,0127	0,0164	0,0198	0,0231	0,0260	0,0288	0,0314	0,0491	0,0588	0,0648	0,0690
11,00	0,0011	0,0036	0,0066	0,0097	0,0128	0,0158	0,0186	0,0213	0,0237	0,0260	0,0423	0,0515	0,0574	0,0614
12,00	0,0007	0,0026	0,0049	0,0075	0,0102	0,0127	0,0152	0,0175	0,0197	0,0218	0,0368	0,0456	0,0512	0,0551
13,00	0,0005	0,0019	0,0038	0,0059	0,0081	0,0104	0,0125	0,0146	0,0165	0,0184	0,0322	0,0405	0,0460	0,0498

EK 3. Çeşitli karıştırıcılardaki Re sayıları grafikleri

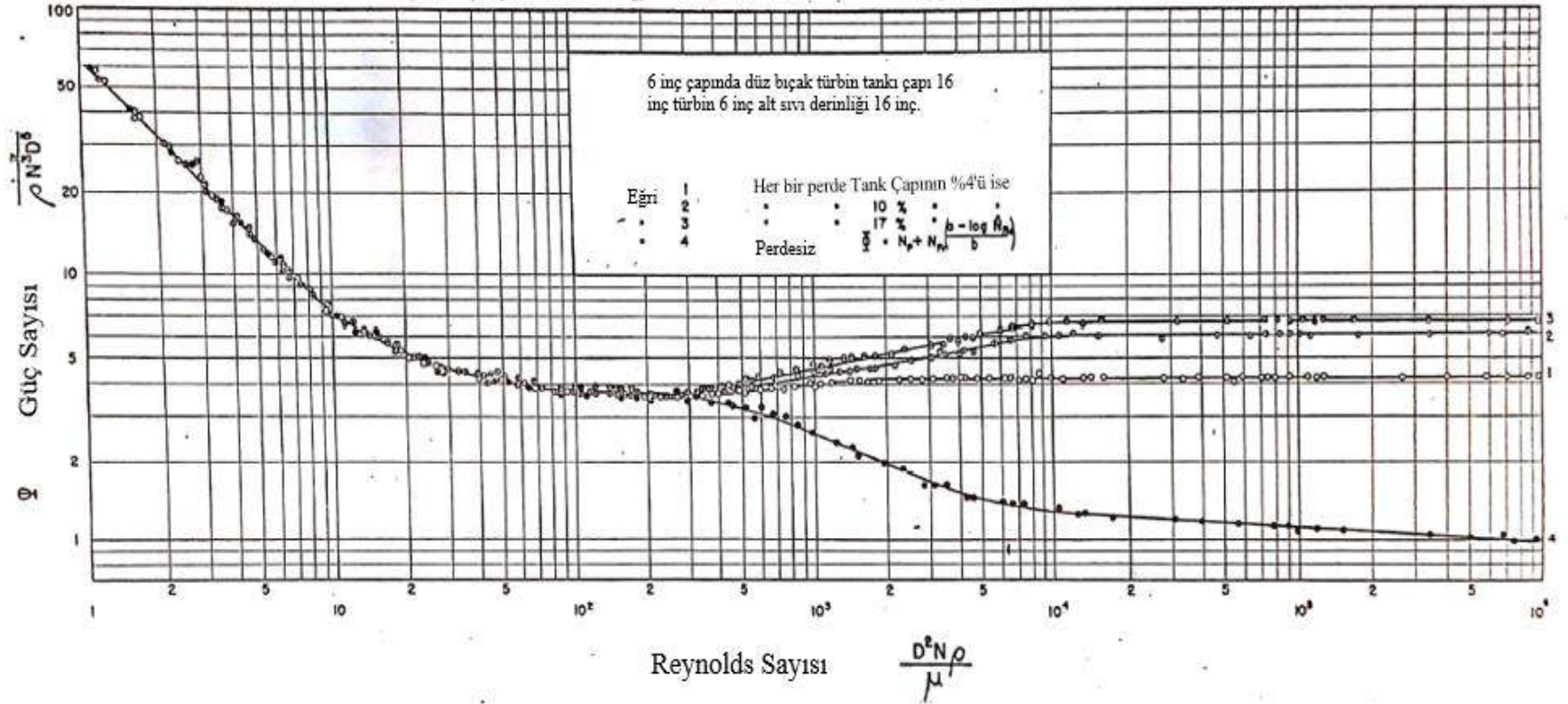


Şekil 1. Perdesiz tankta pervaneli karıştırıcılar için güç, viskozite, hız, Re arasındaki ilişki (Rushton vd., 1950)*

*1 inç: 2,54 cm



Şekil 2. Pervaneli karıştırıcılar için Re ilişkileri (Rushton vd., 1950)



Şekil 3. Düz kanatlı türbin karıştırıcılar için Re ilişkileri (Rushton vd., 1950)

ISBN 978-605-7599-37-7



9 786057 599377