

**SERİ BAĞLI GERİ DEVİRLİ AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNDE
BİYOLOJİK KALICI ÜRÜN OLUŞUMUNUN MODELLENMESİ**

700694

**DOKTORA TEZİ
Y. Müh. Fehiman ÇİNER
(501930025012)**

**İC. YÜKSEL
DOKÜMANİSİ
700694**

100694

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 29 Aralık 1998
Tezin Savunulduğu Tarih : 13 Nisan 1999**

Tez Danışmanı : Prof.Dr. Hasan Ali SAN

Diğer Jüri Üyeleri Prof.Dr. Derin ORHON (İ.T.Ü.)

Prof.Dr. İzzet ÖZTÜRK (İ.T.Ü.)

Prof.Dr. Orhan YENİGÜN (B.Ü.)

Prof.Dr. Ahmet Mete SAATÇI (M.Ü.)

MAYIS 1999

ÖNSÖZ

Gelişen teknoloji, endüstrileşme ve nüfus artışı çevre kirliliğinin önemli boyutlarda artmasına neden olmaktadır. Tüm gelişmekte olan ülkelerin problemi olan çevre kirliliği yurdumuzda da artık önemli boyutlara ulaşmış ve çözüm arayışlarına başlanmıştır. Bu doktora çalışması, biyolojik arıtma sistemlerinde mikrobiyel kalıcı ürün oluşumu konusunda matematik model geliştirme, bu konuda çeşitli noktaları aydınlatma ve yeni araştırmalara yol gösterici olma amacındadır.

Bu çalışmanın hazırlanması, yürütülmesi ve yönlendirmesindeki değerli katkıları, çalışma boyunca gösterdiği hoşgörü, yardım ve desteği nedeniyle hocam Sayın Prof. Dr. Hasan Ali SAN' a şükranlarımı arz ederim. Çalışmamın gerçekleştirilmesinde gösterdikleri sabır ve hoşgörü nedeniyle İTÜ Çevre Teknolojisi Anabilim Dalı Başkanı Sayın Prof.Dr. Dincer TOPACIK'a ve Cumhuriyet Üniversitesi Çevre Mühendisliği Bölümü Elemanlarına teşekkür ederim. Çalışmamın gerçekleşmesinde her türlü yardım ve katkılarından dolayı Sayın Yrd. Doç. Dr. Abdullah GEDİKLİ, Araş. Gör. Dr. Gülen EREMEKTAR, Araş. Gör. Dr. Süreyya MERİÇ, Araş. Gör. Dr. Emine Ubay ÇOKGÖR, Araş. Gör. Ebru AVCIOĞLU' na ve katkıları bulunan tüm arkadaşlarıma teşekkür ederim.

Eğitim hayatım boyunca sonsuz manevi desteğini esirgemeyen sevgili Annem' e, Babam' a, Abim' e ve Kızkardeşim'e ,tezimin son aşamalarında gösterdikleri sabır ve hoşgörü nedeniyle Nerime Teyzem' e ve ailesine, Ahmet Amcam' a ve ailesine Babannem'e, Ananneme'e, ve tüm aile fertlerime ayrıca teşekkür ederim.

Aralık, 1998

Fehiman ÇİNER

İÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ	ii
TABLO LİSTESİ	v
ŞEKİL LİSTESİ	vii
SEMBOL LİSTESİ	xiii
ÖZET	xv
SUMMARY	xx
1. GİRİŞ	1
1.1. Çalışmanın Anlam ve Önemi	1
1.2. Çalışmanın Amaç ve Kapsamı	2
2. AKTİF ÇAMUR PROSESİNİN TANIMI, KİNETİĞİ VE ÇÖZÜNMÜŞ KALICI MİKROBİYEL ÜRÜN OLUŞUMU MEKANİZMASI	3
2.1. Aktif Çamur Prosesinin Tanımı	3
2.2. Aktif Çamur Prosesinin Kinetiği	4
2.2.1. Mikrobiyel Çoğalma	5
2.2.2. Substrat Giderimi	7
2.2.3. Bozunma	12
2.3. Atıksu Karakterizasyonu	14
2.4. Atıksuyun Organik Madde Bileşiminin Belirlenmesi	18
2.4.1. Atıksu Bünyesindeki Çözünmüş ve Partiküler İnert Maddelerin Belirlenmesi	18
2.4.2. Atıksu Bünyesindeki Kolay Ayrışabilir KOI, S _{S1} 'in Belirlenmesi	22
2.4.3. Atıksu Bünyesindeki Yavaş Ayrışabilir Organik Maddenin Belirlenmesi	25
2.5. Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşumu	25
2.5.1. Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşumunun Nedenleri	25
2.5.2. Biyokütle Tarafından Üretilen Çözünmüş Organik Maddelerin Yapısı ve Etkileri	35
2.5.3. Çözünmüş Mikrobiyel Ürünlerin (SMP)Ayrışabilirliği	40
2.5.4. Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşumunun Kinetiği	44
3. ÇOK BİLEŞENLİ AKTİF ÇAMUR MODELLERİ	56
3.1 Ölüm-Yenilenme Modeli	56
3.2. İçsel Solunum Modeli	60
4. DENEYSEL ÇALIŞMALAR	65
4.1. Materyal ve Metod	65
4.1.1. Kolorimetrik Anthrone Metodu ile Laktoz Ölçümü	68
4.1.1.1. Deneyin yapılışı	68
4.1.2. Deney Sonuçlarının Değerlendirilmesi	70

4.2. Respirometrik Ölçümler İle Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Belirlenmesi	70
5. ÇÖZÜNMÜŞ İNERT ÜRÜN OLUŞUM MODELİ	78
5.1. Çözünmüş İnert Ürün Oluşumu Modelinin Prensipleri	78
5.1.1. Model Bileşenleri	79
5.1.2. Modeldeki Süreçler	80
5.2. Matematik Modelin Denklemleri	81
5.2.1. Model Denklemlerin Net Reaksiyon Hız İfadeleri	81
5.2.2. Geri Devirli Tam Karışımli Sürekli Tek Reaktör Hali	82
5.2.3. Denge Denklemlerinin Boyutsuz Değişkenler Cinsinden İfadesi	85
5.2.4. Geri Devirli Tam Karışımli Seri Beslemeli ve Sürekli İki Reaktör Hali	89
5.2.4.1. İkili sistemde çıkış konsantrasyonlarının ilk yaklaşım değerlerinin belirlenmesi	94
6. MODEL SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ	97
6.1. Tam Karışımli Geri Devirli Sürekli Akımlı Reaktör	97
6.1.1. Çözüm Sonuçları Üzerine Dispersiyon Numarası veya Reaktör Sayısının Etkisi	99
6.1.2. Hidrolik Bekletme Süresinin Çıkış Konsantrasyonları Üzerine Etkisi	107
6.1.3. Çamur Yaşının Etkisi	107
6.2. Literatürdeki Çalışmalarla Modelin Değerlendirilmesi	111
7. SONUÇLAR VE ÖNERİLER	113
KAYNAKLAR	116
EKLER	121
ÖZGEÇMİŞ	166

TABLO LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Tablo 2.1. Atıksularda inert organik maddelerin belirlenmesi için önerilen yöntemler	19
Tablo 2.2. Kesikli reaktörde havalandırma hacmi başına eklenen besleyici (nütrient) miktarları	41
Tablo 3.1. Ölüm-yenilenme yaklaşımında karbon giderim mekanizmasının stokiometrisi ve kinetiği	59
Tablo 3.2. İçsel solunum yaklaşımında karbon giderim mekanizmasının stokiometrisi ve kinetiği	63
Tablo 4.1. Laktoz ile ilgili bilgiler	66
Tablo 4.2. Solüsyon A ve solüsyon B çözeltilerinin içerikleri	67
Tablo 4.3. Dönüşüm faktörü hesabı	69
Tablo 4.4. Laktoz ile hazırlanan sentetik atıksuyun KOI bileşenlerinin dağılımı	77
Tablo 4.5. Laktoza ait kinetik ve stokiometrik katsayılar	77
Tablo 4.6. Akal'ın geliştirdiği metot ve respirometrik yöntem ile bulunan kinetik sabitler	77
Tablo 6.1. Aktif çamur modellemesinde literatürde değişik araştırmacılar tarafından kullanılan kinetik ve stokiometrik parametreler	98
Tablo 6.2. Sistemin çözümü için seçilen kinetik ve stokiometrik parametreler	99
Tablo 6.3. $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.5$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre s_e , x_e , y_e , z_e , s_{ra} ve s_{rb} çıkış konsantrasyonlarının değişimi	100
Tablo 6.4. $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.25$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre s_e , x_e , y_e , z_e , s_{ra} ve s_{rb} çıkış konsantrasyonlarının değişimi	105

Tablo 6.5. $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.75$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre S_e , x_e , y_e , z_e , $S_{r\alpha}$ ve $S_{r\beta}$ çıkış konsantrasyonlarının değişimi	106
Tablo 6.6. $r=0.5$ ve reaktör sayısına göre $x_e\theta$ çarpımlarının değerleri	108
Tablo 6.7. Laktoza ait deney sonuçları ile model sonuçlarının karşılaştırılması..	111
Tablo 6.8. Süt endüstrisi atıksularına ait kinetik ve stokiometrik parametreler ..	112
Tablo 6.9. Süt endüstrisi atıksuyuna ait model ve deney sonuçlarının karşılaştırılması	112
Tablo A.1. $F/M=0.2$ oranındaki deneysel sonuçlar	130
Tablo A.2. $F/M=0.25$ oranındaki deneysel sonuçlar	130
Tablo A.3. $F/M=0.3$ oranındaki deneysel sonuçlar	131
Tablo A.4. $F/M=0.4$ oranındaki deneysel sonuçlar	131
Tablo A.5. $F/M=0.5$ oranındaki deneysel sonuçlar	132
Tablo A.6. $F/M=0.67$ oranındaki deneysel sonuçlar	132
Tablo A.7. $F/M=0.75$ oranındaki deneysel sonuçlar	133
Tablo A.8. $F/M=0.75$ (166/225) oranındaki deneysel sonuçlar	133
Tablo A.9. $F/M=1$ (600/600) oranındaki deneysel sonuçlar	134
Tablo A.10. $F/M=1.5$ (495/325) oranındaki deneysel sonuçlar	134
Tablo A.11. $F/M=0.2$ oranındaki günlük ölçüm sonuçları	135
Tablo A.12. $F/M=0.25$ oranındaki günlük ölçümler.....	136
Tablo A.13. $F/M=0.3$ oranındaki günlük ölçüm sonuçları	137
Tablo A.14. $F/M=0.4$ oranındaki günlük ölçümler	138
Tablo A.15. $F/M=0.4$ oranındaki günlük ölçümler	139
Tablo A.16. $F/M=0.5$ oranındaki günlük ölçümler	140
Tablo A.17. $F/M=0.75$ oranındaki günlük ölçümler	141
Tablo A.18. Sürekli reaktör ölçüm sonuçları	142

ŞEKİL LİSTESİ

	<u>Sayfa No</u>
Şekil 2.1 : Bakteri kültürünün tipik çoğalma eğrisi	4
Şekil 2.2 : Spesifik çoğalma hızı μ ile substrat konsantrasyonu arasındaki ilişki	6
Şekil 2.3 : Atıksudaki KOI fraksiyonları	16
Şekil 2.4 : Çıkış akımındaki KOI fraksiyonlarının dağılımı	17
Şekil 2.5 : OTH profili ile S_{s1} belirlenmesi	24
Şekil 2.6 : Kesikli bir deneyde glukoz giderimi sırasında ara ürün oluşumu...	27
Şekil 2.7 : Kalıcı ürün konsantrasyonunun giriş substrat konsantrasyonuna göre değişimi	29
Şekil 2.8 : Farklı F/M oranlarında karışık kültürler için KOI eşdeğeri cinsinden glukoz giderimi	30
Şekil 2.9 : Sürekli sistemlerde elde edilen en düşük çıkış KOI ile ilişkisi	31
Şekil 2.10 : Glukoz giderimi sırasında alfa-hidroksi asitlerin üretilmesi	39
Şekil 2.11 : İnorganik tuzlar ve 1000 mg/l glukoz/gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 1-50 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları	42
Şekil 2.12 : İnorganik tuzlar ve 1000 mg/l glukoz/gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 151-300 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları	42
Şekil 2.13 : İnorganik tuzlar ve 1000 mg/l glukoz/gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 300-450 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları	43
Şekil 2.14 : İnorganik tuzlar ve 1000 mg/l glukoz/gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 451-613 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları	43

Şekil 2.15 : P/S_0 değerlerinin θ_c ile değişimi	50
Şekil 2.16 : Standart parametrelerde tahmini değerleri	50
Şekil 3.1 : Ölüm-yenilenme modelinin şematik gösterimi	59
Şekil 3.2 : İçsel solunum modelinin şematik gösterimi	63
Şekil 4.1 : Laboratuvar çalışma düzeneği	66
Şekil 4.2 : Laktoza ait OTH profili	72
Şekil 4.3 : Laktoza ait KOI-zaman profili	72
Şekil 4.4 : OTH ölçümleri ile μ_m-b_H 'ın belirlenmesi	74
Şekil 4.5 : OTH ölçümleri ile b_H ' ın belirlenmesi	75
Şekil 4.6 : OTH ölçümleri ile laktoza ait b_H ' ın yeni yöntemle belirlenmesi	76
Şekil 5.1 : Geri devirli tam karışimli sürekli akımlı tek reaktör hali	83
Şekil 5.2 : Geri devirli tam karışimli seri bağlı ikili reaktör hali.....	89
Şekil 6.1 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat (s_e) üzerine etkisi	101
Şekil 6.2 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki biyokütle konsantrasyonu (x_e) üzerine etkisi	102
Şekil 6.3 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki yavaş ayrışan substrat konsantrasyonu (y_e) üzerine etkisi	102
Şekil 6.4 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki partiküler inert mikrobiyel ürün konsantrasyonu (z_e) üzerine etkisi	103
Şekil 6.5 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki çözünmüş mikrobiyel kalıcı ürün konsantrasyonu (s_{rp}) üzerine etkisi.....	103
Şekil 6.6 : Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki çözünmüş mikrobiyel kalıcı ürün konsantrasyonu (s_{ra}) üzerine etkisi	104
Şekil 6.7 : Tek reaktör durumunda θ_c ' nin çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat(s_e) ve çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra} ve s_{rp}) konsantrasyonlarına etkisi	109
Şekil 6.8 : Tek reaktör durumunda θ_c ' nin çıkış akımındaki aktif biyokütle (x_e), yavaş ayrışan substrat (y_e) ve partiküler inert ürün (z_e) konsantrasyonlarına etkisi	109

Şekil A.1 : $F/M=0.2$ ($S_0=200$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	122
Şekil A.2 : $F/M=0.25$ ($S_0=250$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	122
Şekil A.3 : $F/M=0.3$ ($S_0=300$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	123
Şekil A.4 : $F/M=0.4$ ($S_0=400$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	123
Şekil A.5 : $F/M=0.5$ ($S_0=500$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	124
Şekil A.6 : $F/M=0.67$ ($S_0=670$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	124
Şekil A.7 : $F/M=0.75$ ($S_0=750$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi	125
Şekil A.8 : $F/M=0.75$ ($S_0=165$ mg KOI/L, $X_0=220$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.....	125
Şekil A.9 : $F/M=1$ ($S_0=600$ mg KOI/L, $X_0=600$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.....	126
Şekil A.10: $F/M=1.5$ ($S_0=490$ mg KOI/L, $X_0=325$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.....	126
Şekil A.11: $F/M=0.2$ ($S_0=200$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi.....	127
Şekil A.12: $F/M=0.25$ ($S_0=250$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi.....	127
Şekil A.13: $F/M=0.3$ ($S_0=300$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi.....	128
Şekil A.14: $F/M=0.4$ ($S_0=400$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi	128
Şekil A.15: $F/M=0.5$ ($S_0=500$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi	129
Şekil A.16: $F/M=0.75$ ($S_0=750$ mg KOI/L, $X_0=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_R ve X' in zamana göre değişimi	129
Şekil A.17: Sürekli reaktördeki kalıcı ürün (S_r) ve biyokütle konsantrasyonlarının değişimleri	142

Şekil C.1 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için)	148
Şekil C.2 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için).....	148
Şekil C.3 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için)	149
Şekil C.4 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için)...	149
Şekil C.5 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün ($s_{r\beta}$) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için)	150
Şekil C.6 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün ($s_{r\alpha}$)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=1$ için)	150
Şekil C.7 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için)	151
Şekil C.8 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için)	151
Şekil C.9 : Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için)	152
Şekil C.10: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için).....	152
Şekil C.11: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün ($s_{r\beta}$) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için)	153
Şekil C.12: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün ($s_{r\alpha}$)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=2$ için)	153
Şekil C.13: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için)	154
Şekil C.14: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için)	154
Şekil C.15: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için)	155
Şekil C.16: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e)konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için).....	155

Şekil C.17: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{rp}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için)	156
Şekil C.18: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=3$ için)	156
Şekil C.19: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrıışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	157
Şekil C.20: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	157
Şekil C.21: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrıışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	158
Şekil C.22: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	158
Şekil C.23: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{rp}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	159
Şekil C.24: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=4$ için)	159
Şekil C.25: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrıışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	160
Şekil C.26: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	160
Şekil C.27: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrıışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	161
Şekil C.28: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	161
Şekil C.29: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{rp}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	162
Şekil C.30: Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi ($s_0=5$ için)	162
Şekil C.31: Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz aktif biyokütle konsantrasyonuna etkisi	163
Şekil C.32: Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz yavaş ayrıışan substrat konsantrasyonuna etkisi	163

Şekil C.33: Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz
çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{rp}) konsantrasyonuna etkisi..... 164

Şekil C.34: Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz
çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi 164

Şekil C.35: Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz
partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi 165



SEMBOL LİSTESİ

C_{SO}	: Toplam girişteki ayrışabilir substrat konsantrasyonu	M/L^3
C_T	: Toplam substrat konsantrasyonu	M/L^3
C_{TO}	: Toplam giriş substrat konsantrasyonu	M/L^3
S_S veya C	: Kolay ayrışabilir substrat konsantrasyonu	M/L^3
S_P	: Çözülmüş metabolik ürün konsantrasyonu	M/L^3
S_I	: Çözülmüş inert organik madde konsantrasyonu	M/L^3
S_R	: Kalıcı çözülmüş substrat konsantrasyonu	M/L^3
K_s	: Yarı doygunluk sabiti	M/L^3
Y_H	: Biyolojik dönüşüm oranı	
b_H	: Aktif biyokütlenin spesifik bozunma hızı	$1/T$
f_E	: İçsel solunum yaklaşımında biyokütlenin inert fraksiyonu	
f_p	: Ölüm-yenilenme yaklaşımında biyokütlenin inert fraksiyonu	
k_h	: Maksimum spesifik hidroliz hızı	
K_X	: Hidroliz hızı için yarı doygunluk sabiti	
r	: Geri devir oranı	
X_H	: Heterotrofik biyokütle konsantrasyonu	M/L^3
X_S veya Y	: Yavaş ayrışan substrat konsantrasyonu	M/L^3
X_P veya Z	: Partiküler ürün konsantrasyonu	M/L^3
X_I	: Partiküler inert organik madde konsantrasyonu	M/L^3
q	: Substratın özgül tüketilme hızı	$1/T$
μ_m	: Maksimum spesifik özgül çoğalma hızı	$1/T$
μ	: Spesifik özgül çoğalma hızı	$1/T$

α	: Çoğalmaya bağlı S_P üretimi katsayısı	
β	: Hidrolize bağlı S_P üretimi katsayısı	
θ	: Hidrolik bekletme süresi	1/T
θ_c	: Çamur yaşı	1/T
s	: Boyutsuz kolay ayrılan substrat konsantrasyonu	
x	: Boyutsuz aktif biyokütle konsantrasyonu	
y	: Boyutsuz yavaş ayrılan substrat konsantrasyonu	
z	: Boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu	
s_e	: Çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrılan substrat konsantrasyonu	
x_e	: Çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle konsantrasyonu	



SERİ BAĞLI GERİ DEVİRLİ AKTİF ÇAMUR SİSTEMLERİNDE BİYOLOJİK KALICI ÜRÜN OLUŞUMUNUN MODELLENMESİ

ÖZET

Yirminci yüzyılın başlarında geliştirilen aktif çamur prosesi, atıksu içinde bulunan kolloidal ve çözünmüş organik maddelerin mikroorganizmalar vasıtasıyla biyokütle ve gazlara dönüştürüldüğü biyolojik arıtma prosesleridir. Aktif çamur sisteminde substratın biyolojik olarak ayrışması sonucu ortama bir miktar biyolojik açıdan inert ürünler bırakılmaktadır. Çok sayıdaki çalışma çıkış akımındaki organik maddenin sadece çok küçük bir kısmının girişteki orijinal substrattan, geri kalan kısmının ise biyokütle esaslı olduğunu göstermiştir. Bu çalışmada dispersiyonlu ortamın simüle edildiği seri bağlı reaktörlerden oluşan aktif çamur sistemlerinde çözünmüş inert ürün oluşumu mekanizmasını içeren bir matematik model geliştirilmiştir.

Birinci bölümde, aktif çamur sistemlerinin tasarım ve işletilmesi konusuna açıklık getiren model kullanımının gerekliliği ortaya konmuş, çalışmanın amaç ve kapsamı açıklanmıştır.

İkinci bölümde, aerobik arıtmanın temel prensipleri, kinetiği, stokiometrisi ve ürün oluşumu hakkında daha önce yapılmış çalışmalar değerlendirilmiştir. Bu bölümde aktif çamur sisteminde oluşan çözünmüş inert ürünlerin yapıları, ayrışabilirlikleri ve kinetiği konusunda yapılan araştırmalar değerlendirilmiştir.

Üçüncü bölümde, konvansiyonel modellerin çıkış KOI konsantrasyonunun hesaplanmasında yetersiz kalması nedeniyle hem aktif çamur sistemlerinin anlaşılması hem de atıksu karakterizasyonunun belirlenmesi hususunda giderek önem kazanan çok bileşenli aktif çamur modelleri ve bunların gerekliliği hakkında bilgi verilmiştir.

Dördüncü bölümde, sistemin kinetik özelliklerini ve atık ürün oluşumunu izlemek üzere laboratuvar ölçekli kesikli reaktörlerde sentetik substrat kullanılarak yapılan deneysel çalışmalar ve bunlara ait sonuçlar grafikler ve tablolar halinde verilmiştir.

Çalışmanın deneysel kısmında, süt endüstrisi atıksularını temsil etmek için sentetik substrat olarak laktoz kullanılmıştır. Kinetik parametreleri (respirometrik ve klasik yöntemle) ve mikrobiyel ürün oluşumunu izlemek için pratikte uygulaması olan F/M oranlarında laboratuvar ölçekli kesikli aktif çamur reaktörlerinde bir seri deneysel çalışma yürütülmüştür.

Beşinci bölümde, çözünmüş inert ürün oluşumu modelinin prensipleri, model bileşenleri, model süreçleri ve model denklemlerinin net reaksiyon hız ifadeleri verilmiştir. Bu çalışmada, literatür yaklaşımıyla bağlantılı olarak dispersiyonlu ortamlarda çıkış KOI konsantrasyonunu tahmin etmek için matematik model geliştirilmiştir. Karbon oksidasyonunu gerçekleştiren aktif çamur sistemlerinde çözünmüş inert organik maddenin oluşumunu içeren çok bileşenli aktif çamur modellerinden ölüm-yenilenme yaklaşımı kullanılmıştır. Dispersiyonlu ortamdaki

diferansiyel denklemlerin çözümü mümkün olmadığından, sistem seri bağlı reaktörlerle temsil edilmiş, IAWPRC Çalışma Grubu Modelinde tavsiye edilen ölüm-yenilenme ve hidroliz kavramları kullanılmıştır.

Yapılan son çalışmalarda atıksu içindeki organik maddeler ayrışabilirlik bakımından fiziksel durumlarına (partiküler ve çözünmüş olmalarına) göre sınıflandırılmaktadır. Buna göre, modelde S sembolü ile gösterilen dört çözünmüş bileşen (S_s , S_l , S_p ve S_o) ve X sembolü ile gösterilen dört partiküler bileşen (X_H , X_s , X_p and X_l) yer almaktadır. Ancak, model için sistemin esasını teşkil eden beş bileşen: S_s , X_H , X_s , X_p , S_p seçilmiştir. Model bileşenleri ve süreçleri matris formunda ana metin içinde Tablo 3.1' de verilmiştir. Modelde kullanılan değişkenlerin toplam net reaksiyon hız ifadeleri aşağıda verilmiştir:

$$r_{S_s} = \frac{dS_s}{dt} = -\frac{\mu_m}{Y_H} \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + (1 - \beta) k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (1)$$

$$r_{X_s} = \frac{dX_s}{dt} = (1 - f_p) b_H X_H - k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (2)$$

$$r_{X_H} = \frac{dX_H}{dt} = \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H - b_H X_H , \quad (3)$$

$$r_{X_p} = \frac{dX_p}{dt} = f_p b_H X_H , \quad (4)$$

$$r_{S_p} = \frac{dS_p}{dt} = \alpha \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + \beta k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (5)$$

$$r_{S_o} = \frac{dS_o}{dt} = -\left(\frac{1 - Y_H - \alpha Y_H}{Y_H}\right) \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + k_L a (S_{OD} - S_o) , \quad (6)$$

Önce, tam karışımli sürekli bir reaktör gözönüne alınmış ve yukarıda bahsedilen prosesler ve değişkenler için denge denklemleri çıkartılmıştır. Kütle denge denklemlerindeki değişkenler aşağıdaki gibi gösterilmiştir:

Burada:

S_s veya C kolay ayrışan substrat,
 X_H veya X heterotrofik aktif biyokütle ,
 X_s veya Y yavaş ayrışan substrat ,
 X_p veya Z partiküler mikrobiyel inert ürün ,
 S_p veya S_R çözünmüş kalıcı mikrobiyel ürün.

Kütle denge denklemlerinde hidrolik bekletme süresi ($V/Q=\theta$) alınıp, aşağıdaki dönüşümler yapılarak, boyutsuz ifadeler elde edilmiştir ($C = sK_s$, $Y=yY_HK_s$, $X = xY_HK_s$, $Z=zY_HK_s$, $S_R=s_rK_s$).

Reaktörün eşit hacimli seri bağlı ve her birisi kendi içerisinde tam karışımli olan iki birimle temsil edilmesi durumunda birinci ünite; kolay ayrışan substrat (s), aktif heterotrofik biyokütle (x), yavaş ayrışabilir substrat (y), partiküler mikrobiyel inert ürün (z) ve çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_r) boyutsuz konsantrasyonları cinsinden sırasıyla;

$$s_i + \frac{\theta/2}{(1+r)} (1 - \beta) K_H y_{e1} Y_H = s_{e1} + \frac{\mu_m}{Y_H} \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H , \quad (12)$$

$$x_i + \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} = x_{e1} + b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} \quad , \quad (13)$$

$$y_i + (1-f_p) b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = y_{e1} + K_H \frac{\theta/2}{1+r} y_{e1} \quad , \quad (14)$$

$$z_i + f_p b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = z_{e1} \quad , \quad (15)$$

hidroliz kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün oluşumu,

$$s_{ri} + \beta \frac{\theta/2}{1+r} K_H Y_H y_{e1} = s_{re1} \quad , \quad (16-a)$$

çoğalma kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün oluşumu,

$$s_{ri} + \alpha \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H = s_{re1} \quad (16-b)$$

burada,

$$T = \frac{\theta}{2(1+r)} \quad (17)$$

sadeleştirilir. Birinci reaktördeki boyutsuz konsantrasyonlar,

$$x_{e1} = \frac{x_i(1+s_{e1})}{(1+b_H T) \left[1 + \frac{(1+b_H T - \mu_m T) s_{e1}}{(1+b_H T)} \right]} \quad , \quad (18)$$

elde edilir. Burada,

$$A = \frac{1+b_H T - \mu_m T}{1+b_H T} = 1 - \frac{\mu_m T}{1+b_H T} \quad (19)$$

Yavaş ayrıışan substratın birinci reaktördeki değeri,

$$y_{e1} = \frac{y_i + (1-f_p) b_H T x_{e1}}{1+K_H T} \quad , \quad (20)$$

Partiküler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu,

$$z_{e1} = z_i + f_p b_H T x_{e1} \quad , \quad (21)$$

Hidroliz kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu,

$$s_{re1} = s_{ri} + \beta T K_H Y_H y_{e1} \quad , \quad (22-a)$$

Çoğalma kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu,

$$s_{re1} = s_{ri} + \alpha \mu_m T Y_H \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} \quad (22-b)$$

(20) eşitliği, (12) denkleminde yerine konur ve düzenlenirse, (23) denklemi basitleştirilerek;

$$s_i + \frac{Y_H(1-\beta)K_H T}{1+K_H T} [y_i + (1-f_p)b_H T x_{e1}] = s_{e1} + (1+b_H T)x_{e1} - x_i, \quad (23)$$

elde edilir. Burada,

$$B = \frac{Y_H(1-\beta)K_H T}{1+K_H T}, \quad (24)$$

$$s_i + B y_i + B(1-f_p)b_H T \frac{x_i(1+s_{e1})}{(1+b_H T)[1+As_{e1}]} = s_{e1} + \frac{x_i(1+s_{e1})}{1+As_{e1}} - x_i, \quad (25)$$

şeklinde gösterilir. Burada,

$$C = \frac{B(1-f_p)b_H T}{1+b_H T}, \quad (26)$$

s_{e1} konsantrasyonu aşağıdaki ikinci mertebe denklemle çözülebilir:

$$As_{e1}^2 + (1+x_i - Ax_i - As_i - AB y_i - C x_i)s_{e1} - (s_i + B y_i + C x_i) = 0, \quad (27)$$

İlk iterasyonda ikinci reaktörün çıkış konsantrasyonları bilinmediğinden; $x_{e1}=x_{e2}=x_e$, $y_{e1}=y_{e2}=y_e$ ve $s_{e2}=s_e=0$ kabul edilmiştir. Çıkış konsantrasyonlarının ilk yaklaşım değerleri aşağıda verilmiştir;

$$s_{e1} = \frac{b_H + 2/\theta_c}{\mu_m - b_H - 2/\theta_c}, \quad (28)$$

$$x_{e1} = \frac{(K_H + 2/\theta_c)y_{e1}}{(1-f_p)b_H}, \quad (29)$$

$$y_{e1} = \frac{s_{e1} - \frac{s_o}{1+r}}{\left\{ (1-\beta)K_H Y_H T - (b_H + 2/\theta_c)T \frac{K_H + 2/\theta_c}{(1-f_p)b_H} \right\}}, \quad (30)$$

$$z_{e1} = f_p b_H \frac{\theta_c}{2} x_{e1}, \quad (31)$$

$$s_{rel\beta} = \beta K_H Y_H T y_{e1} (1+r), \quad (32-a)$$

$$s_{rel\alpha} = \alpha \mu_m Y_H T \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} (1+r). \quad (32-b)$$

İkinci reaktördeki kolay ayrışan substratın ($s_e=s_{e2}$) değeri bilinmediğinden, birinci reaktörün çıkış konsantrasyonuna yaklaşmaktadır. Ayrıca, birinci reaktörün çıkış değerleri ikinci reaktörün giriş değerleri olduğundan, kolay ayrışan substratın ikinci reaktördeki değeri, yukarıdaki beş denklemin çözüm sonuçları kullanılarak ikinci mertebe denklemden:

$$As_{e2}^2 + (1+x_i - Ax_i - As_i - AB y_i - C x_i)s_{e2} - (s_i + B y_i + C x_i) = 0 \quad (33)$$

hesaplanmıştır.

Altıncı bölümde, geri devirli seri bağlı n adet tam karışımli aktif çamur reaktöründe ölüm-yenilenme yaklaşımı kullanılarak; hidrolik bekletme süresi (θ), çamur yaşı (θ_c),

geri devir oranı (r) , reaktör sayısı (n), dispersiyon sayısı (d) ve boyutsuz giriş konsantrasyonu parametrelerinin fonksiyonu olarak matematik model geliştirilmiştir ve aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir:

- Kolay ayrıışan substrat konsantrasyonu (s_e), farklı s_0 (boyutsuz) giriş konsantrasyonları için dispersiyon sayısı arttıkça (veya reaktör sayısı azaldıkça) artmaktadır.
- Sabit s_0 giriş konsantrasyonları için x_e , y_e , z_e partiküler madde konsantrasyonları ile çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları s_{ra} ve s_{rb} nın reaktör ve dispersiyon sayıları ile çok fazla değişmediği, bu parametrelerin sonuçları arasındaki farkların s_0 arttıkça daha da azaldığı, giriş konsantrasyonu $s_0=5$ için üçüncü reaktörden itibaren nerdeyse aynı olduğu bulunmuştur. Dördüncü reaktörden sonraki sonuçların birbirine yakın olması ise sistemin reaktör sayısı (n) arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermektedir.
- Kolay ayrıışan substrat (s_e) dışındaki parametrelerin ikinci reaktör sonuçları ile onuncu reaktör sonuçları arasındaki farkların fazla olmaması geri devir sebebi ile seri haldeki sistemin tam karışımli sisteme yaklaştığını göstermektedir.
- Tam karışımli tek reaktörün çıkış konsantrasyonlarının hesaplandığı eşitlikler geri devir oranından bağımsız olduğundan, seri haldeki reaktör sisteminin sonuçlarının da geri devir sebebi ile tam karışımli sisteme yaklaşmasından dolayı geri devir oranından oldukça bağımsız olduğu görülmüştür.
- Tam karışımli klasik aktif çamur sisteminde ($x\theta$) çarpımı sadece θ_c nin fonksiyonu olduğundan, seri bağıli sistemlerde de hidrolik bekletme süresinin çıkış akımındaki s_e konsantrasyonunu değiştirmedeği, bu çarpımın sabit θ_c için sabit kaldığı görülmüştür.
- Tek reaktör için çıkış akımındaki kolay ayrıışan substrat konsantrasyonu (s_e), θ_c arttıkça düşmektedir. Partiküler madde x_e , y_e , z_e ve çözünmüş mikrobiyel inert ürünler s_{ra} ve s_{rb} konsantrasyonları ise θ_c arttıkça artmaktadır.
- Reaktör sayısı ve θ_c arttıkça çıkış akımındaki kolay ayrıışan substrat konsantrasyonu (s_e) nin aynı olması, sistemin reaktör sayısı arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermiştir. Çıkış akımındaki x_e , y_e , z_e , s_{ra} ve s_{rb} konsantrasyonlarının ise; giriş konsantrasyonu (s_0), reaktör sayısı (n) ve θ_c arttıkça arttığı görülmüştür, buna karşın $\theta_c \geq 8$ gün ve reaktör sayısı $n \geq 6$ için kolay ayrıışan substrat (s_e) konsantrasyonunda fazla bir değişme olmamaktadır.
- Çıkış akımındaki inert ürün konsantrasyonlarının (s_{ra} ve s_{rb}) geri devir oranından tamamen bağımsız olduğu ve artan reaktör sayısı ile hemen hemen değişmediği bulunmuştur. Bütün hallerde çoğalma ve hidroliz ile ilişkili mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları arasında $s_{ra}=2/3s_{rb}$ civarında sabit bir oran bulunduğu tesbit edilmiştir.
- Seri bağıli reaktörlerin giderme veriminin eşit hacimli tek bir reaktöre göre daha iyi olmasına karşın, ürün oluşumu bakımından seri haldeki reaktörlerde çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonlarının çıkış akımındaki s_e konsantrasyonunun iki-üç misli olması sebebiyle tam karışımli tek reaktörün yeterli olduğu, seri haldeki reaktöre ihtiyaç duyulmadığı fakat bu çalışma yapılmadan da bu sonuca ulaşamadığı görülmüştür.
- Sentetik atıksu ile kalıcı ürün oluşumunu belirlemek için yapılan deneysel çalışmalar ortamda biyokütle kaynaklı organik maddelerin bulunduğunu ve uzun sürelerde bile ayrıştırılamadığını göstermiştir.

MODELLING OF BIOLOGICAL RESIDUAL MICROBIAL PRODUCT FORMATION IN ACTIVATED SLUDGE SYSTEMS IN SERIES WITH RECYCLE

SUMMARY

Activated sludge process developed at the beginning of 20 th century is the biological treatment process in which the soluble and particulate organic matters in the wastewater are converted into gases and cell tissue. In activated sludge systems, the origin of biological inert products is degraded substrate. Most of the studies show that only a little part of the effluent is original substrate and the most part of it is microbial. In this study, a mathematical model including soluble inert product formation mechanism in series reactor activated sludge systems by simulation of dispersion medium has been developed.

In the first chapter, the necessary of activated sludge modelling was studied the design and operation on activated sludge systems and also included the purpose of this study and contains.

In the second chapter is evaluated previous studies about fundamental principles of aerobic treatment, kinetics, stoichiometry and product formation. The investigations about structure of soluble inert product comes from activated sludge systems, degradability and kinetics have been evaluated.

In the third chapter contains multicomponent activated sludge model knowledge and wastewater characterizations because the conventional models are not included enough information to determine the effluent COD concentration.

In the fourth chapter, lab-scale batch reactors have been used by feeding synthetic substrate into reactor in order to show the systems kinetic features and the product formation and then the results of the experimental studies have been given by figures and tables.

In the experimental part of this study, lactose was used as a synthetic substrate which was to represent milk industry wastewater. A series of experimental studies were carried out in lab-scale batch reactors so as to determine kinetical parameters (respirometric and classical methods) and microbial product formation at the practical F/M ratios.

In the fifth chapter, the principles of soluble inert product formation models, model components, model processes and reaction rate expression of the model equations have been given. In connection with the approaches in literature, a mathematical model that is used for estimating effluent COD concentration in dispersed media has been developed in this study. The death-regeneration approach, an approach of multi-component activated sludge models that contain the formation of soluble inert organic matter in activated sludge systems with which carbon oxidized, was used. Because the differential equations developed for dispersed media are insolvable, the

system was represented with in-series reactor approach, death regeneration and hydrolysis concepts advised in IAWPRC Task Group Model were employed.

Organic matters in wastewater are classified according to their physical state (particulate and soluble) in terms of degradability in the latest study. So, there are four soluble components represented with symbol S (S_s , S_I , S_p and S_o) and four particulate components represented with symbol X (X_H , X_s , X_p and X_I) in the general model. However, only five components forming the essential constituents of the system have chosen for the model in this study as: S_s , X_H , X_s , X_p , S_p . Model components and processes are given in matrix form in Table 3.1 in the main text. The total net reaction rate expressions of these variables used in the model are given below:

$$r_{S_s} = \frac{dS_s}{dt} = -\frac{\mu_m}{Y_H} \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + (1 - \beta) k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (1)$$

$$r_{X_s} = \frac{dX_s}{dt} = (1 - f_p) b_H X_H - k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (2)$$

$$r_{X_H} = \frac{dX_H}{dt} = \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H - b_H X_H , \quad (3)$$

$$r_{X_p} = \frac{dX_p}{dt} = f_p b_H X_H , \quad (4)$$

$$r_{S_p} = \frac{dS_p}{dt} = \alpha \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + \beta k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (5)$$

$$r_{S_o} = \frac{dS_o}{dt} = -\left(\frac{1 - Y_H - \alpha Y_H}{Y_H}\right) \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + k_L a (S_{OD} - S_o) , \quad (6)$$

First, a completely mixed continuous reactor were considered and expressions for variables for the above processes were extracted by developing balance equations. Variables in mass balance equations are represented as follows:

Where:

S_s or C readily degradable substrate,
 X_H or X heterotrophic active biomass ,
 X_s or Y slowly degradable substrate ,
 X_p or Z particuler inert microbial product ,
 S_p or S_R soluble residual microbial product.

By incorporating the hydraulic retention time ($V/Q=\theta$) into taken mass balance equations and making the following transformations, dimensionless expressions were obtained ($C = sK_s$, $Y=yY_HK_s$, $X = xY_HK_s$, $Z=zY_HK_s$, $S_R=s_rK_s$)

For reactors in series approach that is the reactor is represented with equal-volumed in series of reactors units which each of with is completely mixed; mass balance equations of readily biodegradable substrate (s), active heterotrophic biomass (x), slowly biodegradable substrate (y), particuler inert microbial product (z) and soluble microbial inert product (s_r) in terms of dimensionless concentrations in the first unit are similar to these of a completely mixed reactor.

$$s_i + \frac{\theta/2}{(1+r)}(1-\beta)K_H y_{e1} Y_H = s_{e1} + \frac{\mu_m}{Y_H} \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H \quad , \quad (12)$$

$$x_i + \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} = x_{e1} + b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} \quad , \quad (13)$$

$$y_i + (1-f_p)b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = y_{e1} + K_H \frac{\theta/2}{1+r} y_{e1} \quad , \quad (14)$$

$$z_i + f_p b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = z_{e1} \quad , \quad (15)$$

hydrolysis associated soluble microbial inert product formation is thus,

$$s_{ri} + \beta \frac{\theta/2}{1+r} K_H Y_H y_{e1} = s_{rel} \quad , \quad (16-a)$$

growth associated soluble microbial inert product formation is,

$$s_{ri} + \alpha \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H = s_{rel} \quad (16-b)$$

where,

$$T = \frac{\theta}{2(1+r)} \quad (17)$$

for simplification. Dimensionless concentrations in the first reactor,

$$x_{e1} = \frac{x_i(1+s_{e1})}{(1+b_H T) \left[1 + \frac{(1+b_H T - \mu_m T)s_{e1}}{(1+b_H T)} \right]} \quad , \quad (18)$$

is obtained where,

$$A = \frac{1+b_H T - \mu_m T}{1+b_H T} = 1 - \frac{\mu_m T}{1+b_H T} \quad (19)$$

Slowly degradable substrate in the first reactor is represented as;

$$y_{e1} = \frac{y_i + (1-f_p)b_H T x_{e1}}{1+K_H T} \quad , \quad (20)$$

Particulate microbial inert product concentration is thus,

$$z_{e1} = z_i + f_p b_H T x_{e1} \quad , \quad (21)$$

Hydrolysis associated soluble microbial inert product concentration is,

$$s_{rel} = s_{ri} + \beta T K_H Y_H y_{e1} \quad , \quad (22-a)$$

Growth associated soluble microbial inert product concentration is,

$$s_{rel} = s_{ri} + \alpha \mu_m T Y_H \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} \quad (22-b)$$

Equating formulæ with (20) then substituting into (12) and simplified the equation (23);

$$s_i + \frac{Y_H(1-\beta)K_H T}{1+K_H T} [y_i + (1-f_p)b_H T x_{e1}] = s_{e1} + (1+b_H T)x_{e1} - x_i, \quad (23)$$

is obtained where,

$$B = \frac{Y_H(1-\beta)K_H T}{1+K_H T}, \quad (24)$$

$$s_i + B y_i + B(1-f_p)b_H T \frac{x_i(1+s_{e1})}{(1+b_H T)[1+As_{e1}]} = s_{e1} + \frac{x_i(1+s_{e1})}{1+As_{e1}} - x_i, \quad (25)$$

to definite form where,

$$C = \frac{B(1-f_p)b_H T}{1+b_H T}, \quad (26)$$

The s_{e1} concentration can be solved with the following second order equation:

$$As_{e1}^2 + (1+x_i - Ax_i - As_i - AB y_i - C x_i)s_{e1} - (s_i + B y_i + C x_i) = 0, \quad (27)$$

Because the effluent concentration of the second reactor is not known at the first iteration; $x_{e1}=x_{e2}=x_e$, $y_{e1}=y_{e2}=y_e$ and $s_{e2}=s_e=0$ was accepted. First iteration values of effluent concentrations are given below;

$$s_{e1} = \frac{b_H + 2/\theta_c}{\mu_m - b_H - 2/\theta_c}, \quad (28)$$

$$x_{e1} = \frac{(K_H + 2/\theta_c)y_{e1}}{(1-f_p)b_H}, \quad (29)$$

$$y_{e1} = \frac{s_{e1} - \frac{s_o}{1+r}}{\left\{ (1-\beta)K_H Y_H T - (b_H + 2/\theta_c)T \frac{K_H + 2/\theta_c}{(1-f_p)b_H} \right\}}, \quad (30)$$

$$z_{e1} = f_p b_H \frac{\theta_c}{2} x_{e1}, \quad (31)$$

$$s_{rel\beta} = \beta K_H Y_H T y_{e1} (1+r), \quad (32-a)$$

$$s_{rel\alpha} = \alpha \mu_m Y_H T \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} (1+r). \quad (32-b)$$

Owing to indefiniteness of readily degradable substrate value ($s_e=s_{e2}$) in the second reactor, influent concentration of the first reactor is approximated. Moreover, since the effluent values of first reactor are influent values to the second reactor, the readily degradable substrate value at the second reactor the solution of above set of five equations results to the quadratic equation of readily degradable substrate as:

$$As_{e2}^2 + (1+x_i - Ax_i - As_i - AB y_i - C x_i)s_{e2} - (s_i + B y_i + C x_i) = 0 \quad (33)$$

In the sixth chapter, using n completely activated sludge reactors in series with recycle, a mathematical model was developed as a function of hydraulic retention time (θ), sludge age (θ_c), recycle ratio (r), reactor number (n), dispersion number (d) and dimensionless influent concentration parameters using death-regeneration approach and the following results have been obtained:

- Readily degradable substrate concentration (s_e) increases as dispersion increases (or the number of reactors decrease) different influent (s_o) concentrations.
- For constant influent (s_o) concentrations, it has been found that soluble microbial product concentrations (s_{sp} and s_{ra}) and particular matter concentrations (x_e , y_e and z_e) do not show significant changes with reactor and dispersion numbers, and the difference between resultant values of these parameters decreases as s_o decreases and the resultant values for above-mentioned parameters after fourth reactor indicates that as the number of reactors increase, the system approaches the plug flow.
- That the difference between the second and 10 th reactor results do not have much difference except for the readily degradable substrate (s_e) has shown that this serial system has approached to completely mixed system due to recycle ratio.
- As the expressions used for calculating the effluent concentrations of a completely mixed single reactor is independent from recycle ratio, it has been revealed that the similarity of results of in-series reactor system to that of the completely mixed system is due to independence from recycle ratio.
- Because in completely mixed activated sludge systems, the term ($x\theta$) is only a function of θ_c , it has been found that the hydraulic retention time does not cause a change in the s_e concentration in the effluent of in series systems and $x\theta$ remains constant for a constant θ_c .
- For a single reactor, the readily degradable substrate concentration in effluent (s_e) decreases as θ_c increases. But particular matters x_e , y_e , z_e and soluble microbial inert products s_{sp} and s_{ra} concentrations increases when θ_c increases.
- That readily degradable substrate concentration in the effluent is the same as the number of reactors and θ_c increase has shown that an increase in the number of reactors leads to plug flow. The concentrations of x_e , y_e , z_e , s_{sp} and s_{ra} in the effluent increase when the number of reactors (n) and θ_c increase. On the contrary, there has not been seen a significant change in the concentration of readily degradable substrate for $\theta_c \geq 8$ days and $n \geq 6$.
- It has been found that inert product concentration in the effluent is fully independent from recycle ratio and it does not change with the number of reactors. In all cases, it has been determined that there is a constant ratio of $s_{ra} = 2/3 s_{rb}$ between growth and hydrolysis related to microbial inert product concentrations.
- The removal efficiency of reactors in series is better than a single reactor with equal volume, however, produced soluble microbial inert product concentration in reactor in series is two-three times greater than s_e concentration in the effluent. As a result, there is no need for reactors in series and a completely mixed single reactor is efficient in production of microbial inert product.
- Experimental studies carried out with synthetic wastewater to determine the residual product formation has shown that there exist biomass associated organic matters which can not be degraded even in long term in the system.

1.GİRİŞ

1.1 Çalışmanın Anlam ve Önemi

Teknolojinin ilerlemesi ile su kullanımının artması, suların giderek daha fazla kirlenmesine sebep olmuş kullanılabilir su kaynaklarının sınırlı olması son yıllarda karşılaşılan kirlenme ve su kalite problemleri çevre bilimlerinin önemini ortaya çıkarmıştır. Halkın çevre korumaya karşı ilgisinin artması, arıtmanın derecesine göre atıksu deşarjının alıcı su ortamı ve/veya ekolojik dengeye olan etkisinin belirlenmesinde etkili bir unsur olmaktadır. Günümüzde biyolojik arıtma prosesleri atıksu arıtımında etkili ve yaygın bir şekilde kullanılmaktadır. Biyolojik atıksu arıtma prosesi çıkış suyu giriş akımındaki kalıcı substrat, çözünmüş mikrobiyel ürünler ve ayrılmayan ya da yavaş ayrılan organik madde çeşitlerini içermektedir.

Çok sayıdaki deneysel çalışma biyolojik arıtma sistemi çıkış akımındaki bulunan organik maddelerin sadece küçük bir kısmının girişteki orijinal substrattan meydana geldiğini göstermektedir. Çıkış suyu kalitesini ve biyolojik arıtma prosesinde organik madde giderimini etkileyen en önemli faktör olan çözünmüş organik maddenin (SMP) büyük bir kısmı mikrobiyel orijinlidir ve biyolojik arıtma esnasında mikroorganizma faaliyetleri neticesinde üretilmektedir. Çözünmüş mikrobiyel ürünler atıksu arıtımında mevcut olan organik bileşiklerden daha toksik olabilir. Literatürde çözünmüş mikrobiyel ürün oluşumunun önemi belirtilmekle beraber, miktarı ve arıtma esnasında üretilen SMP' nin yapısı ve SMP üretimini etkileyen faktörlerle ilgili bilgi sınırlı kalmaktadır. Ürün oluşumunun organik yükleme F/M oranına bağlı olduğu yapılan araştırmalar sonucu ortaya çıkmıştır. Son yıllarda hem deneysel hem de matematiksel model vasıtası ile inert ürün oluşumu konusunda çalışmalar yapılmaktadır.

1.2 Çalışmanın Amaç ve Kapsamı

Bu çalışmanın amacı analitik yöntemler kullanılarak eşit hacimli seri bağlı reaktör sistemlerinin çıkışındaki çözünmüş mikrobiyel kalıcı (inert) ürün miktarını belirlemektir.

Bu çalışmada tam karışımli sürekli ve geri devirli tek reaktör ve eşit hacimli seri bağlı bir reaktör dizisi için ölüm-yenilenme modeli gözönüne alınarak kolay ayrışan substrat, yavaş ayrışan substrat, aktif biyokütle, partiküler mikrobiyel inert ürün, ve çözünmüş mikrobiyel inert ürünlerin madde dengesi denge denklemleri yazılarak, elde edilen analitik denklemler bilgisayar yardımıyla çözülecek çıkış konsantrasyonları ve çözünmüş kalıcı (inert) ürün oluşumuna; hidrolik bekletme süresi (θ), çamur yaşı (θ_c), dispersiyon sayısı (d), geri devir oranı (r), reaktör sayısı (n) ve boyutsuz giriş konsantrasyonu (s_o) ın etkisi incelenecektir.

Laboratuvar ölçekli kesikli ve sürekli sistemlerde süt endüstrisi atıksularını temsil etmesi bakımından seçilen sentetik substrat olarak kullanılan laktozun çözünmüş mikrobiyel kalıcı ürün oluşumuna olan etkisi incelenecek ve sentetik substrat (laktoz) a ait kinetik ve stokiometrik katsayılar ile organik madde fraksiyonu belirlenecektir.

2. AKTİF ÇAMUR PROSESİNİN TANIMI, KİNETİĞİ VE ÇÖZÜNMÜŞ KALICI MİKROBİYEL ÜRÜN OLUŞUMU MEKANİZMASI

2.1 Aktif Çamur Prosesinin Tanımı

Aktif çamur prosesi, atıksu içinde bulunan kolloidal ve çözünmüş organik maddelerin mikroorganizmalar vasıtasıyla gazlara ve yumaklaşabilir çamur kütlesi içindeki biyokütleyle dönüştürüldüğü aerobik biyolojik süreçlerdir.

Aktif çamur prosesi yaklaşık 90 yıldır pratikte kullanılmaktadır. Başlangıçta sadece basit dizayn kriterleri geliştirilmiş ve klasik sağlık mühendisliğinde kullanılmıştır. Spesifik yükleme hızları gibi aktif çamur hacimsel yükleme hızı B_v ve çamur yükleme hızı B_x (ya da F/M) prosesi karakterize etmede yaygın bir şekilde kullanılmaktadır.

Aktif çamur tesisi, içinde reaksiyonun gerçekleştiği bir havalandırma havuzu ile oluşan çamurun arıtılmış sudan uzaklaştırıldığı bir çökeltme tankından meydana gelir. Reaktörün büyüklüğü, yapısı, sayısı, işletme koşulları, hidrolik rejimi gibi fiziksel özellikleri organizmaların karakteristikleri ile birlikte aktif çamur prosesinin davranışını belirler.

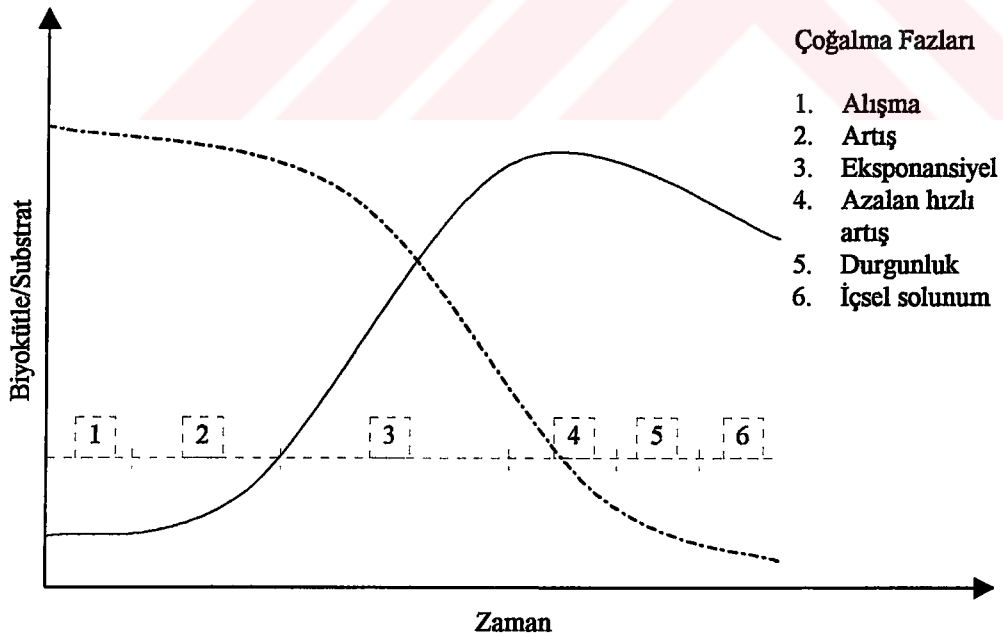
Aktif çamur sisteminin verimli bir şekilde işletilmesi ve dizaynında sistem içindeki mikroorganizmalar önemlidir. Aktif çamur prosesindeki çamur kütlesi, çeşitli bakteri türleri ve bakterilerle beslenen protozoa, rotifer gibi daha yüksek kademedeki türlerden meydana gelen karmaşık bir ekosistemdir. Gerçekte, diğer canlı mikroorganizmaların ürettiği organik maddenin ayrıştırılmasında bakteriler anahtar rol oynarlar ve aktif çamur prosesindeki en önemli mikroorganizmalardır. Bu karmaşık yapıdaki aktif çamur prosesinin kinetik davranışının açıklanmasında, saf kültür özelliklerine sahip eşdeğer bakteriyel kütle kavramından yararlanılır. Mikrobiyel kültürün çoğalması, aynı anda cereyan eden birçok biyokimyasal sürecin oluşturduğu

karmaşık bir olaydır. Bu olayların birbirlerine göre hızları kültür üzerindeki net etkiyi belirler.

Bu çalışmada aerobik koşullarda karbonlu organik maddelerin giderilmesi ile ilgilenildiği için heterotrofik bakterilerin aerobik çoğalmasının kinetiği ve stokiometrisine yer verilmiş, nitrifikasyon ve denitrifikasyon olayları kapsam dışında bırakılmıştır.

2.2 Aktif Çamur Prosesinin Kinetiği

Modellemede, konvansiyonel reaksiyon kinetiği iki temel proses içerir: mikrobiyal çoğalma ve ölüm. Proses stokiometrisinde, mikrobiyal çoğalma ile substrat kullanımı ilgili olduğundan, bu iki proses birlikte değerlendirilmelidir. Mikrobiyal ölüm, biyokütlenin azalmasını izleyen tüm olayları kapsar. Bu iki eş zamanlı prosesin birlikte etkisi en iyi Şekil 2.1’ deki tipik çoğalma eğrisi ile verilmiştir. Bu eğride altı farklı faz görülmektedir (Monod, 1949).



Şekil 2.1 Bakteri kültürünün tipik çoğalma eğrisi (Monod, 1949)

Birinci faz, mikroorganizmaların yeni bir çevreye alışmasını sağlayan alışma fazıdır. Logaritmik fazda çoğalma hızı maksimum seviyeye ulaşır. Azalan hızlı artış fazında substrattaki azalma ve metabolik ürünlerin doğal inhibitör etkisi nedeni ile çoğalma hızı azalır. Durgunluk fazında, içsel metabolizmanın artması ve hücre sentez hızının dengeye gelmesi sonucu mikrobiyel ölme baskın olur ve canlılığın tamamen kaybolmasıyla çoğalma eğrisi “0” değerine düşer. Pratikte, aktif çamur sistemlerinin çoğu sürekli olarak işletilir. Çoğalma eğrisinin herbir noktası, substrat konsantrasyonu eğrisine karşı gelir. Bu durum, sürekli aktif çamur sistemlerinin kararlı halde işletilmesini temsil eder. Biyolojik arıtmanın ana amacı mümkün olan en yüksek giderim verimini elde etmek olduğundan, aktif çamur reaktörleri düşük organik madde konsantrasyonlarında işletilmek üzere boyutlandırılır. Bu nedenle, substrat miktarının yüksek olduğu exponansiyel faz genelde kullanılmaz. Çoğalma hızının substrat konsantrasyonunun fonksiyonu olarak değiştiği azalan hızlı artış ve durgunluk fazlarında yüksek hızlı, konvansiyonel ve uzun havalandırmalı prosesler gibi aktif çamur sistemlerinin modifikasyonları uygulanır.

2.2.1 Mikrobiyel Çoğalma

Bakteriler ikiye bölünerek çoğalırlar ve canlı hücre sayısı ortamdaki kültür konsantrasyonu ile üstel olarak artar. Buna göre mikrobiyel çoğalma yaygın olarak birinci mertebeden diferansiyel bir denklem ile tanımlanır:

$$\frac{dX}{dt} = \mu X \quad (2.1)$$

Burada,

X =Biyokütle konsantrasyonu , $[M(\text{Biyokütle})/L^3]$

μ = Spesifik çoğalma hızı, $[T^{-1}]$

Çoğalma ifadesi, substrat giderimine dönüşüm oranı ile bağlıdır:

$$\frac{dX}{dt} = -Y \frac{dS}{dt} \quad (2.2)$$

Burada Y:tüketilen substratın oluşan biyokütleyle dönüşüm oranıdır.

Spesifik çoğalma hızı ile hız kısıtlayıcı substrat arasındaki ilişki mikrobiyolojik kültürün en önemli karakteristiklerinden biridir. Bu ilişkinin kabul gören en genel ifadesi saf kültürler ile yapılan deneysel çalışmalardan faydalanılarak çıkarılmış olan Monod denklemidir (Monod, 1949). Şekil 2.2' de Monod denkleminin grafiği görülmektedir.

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_s + S} \quad (2.3)$$

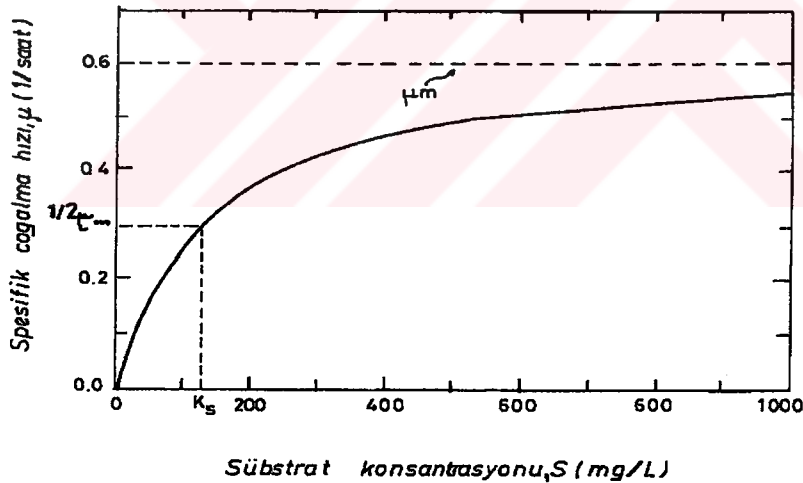
Burada,

μ = Spesifik çoğalma hızı, $[T^{-1}]$

S=Substrat konsantrasyonu $[M(\text{Substrat})/L^3]$

μ_m = Maksimum spesifik çoğalma hızı, $[T^{-1}]$

K_s =Yarı doygunluk sabiti, $[M(\text{Substrat})/L^3]$



Şekil 2.2 Spesifik çoğalma hızı, μ ile substrat konsantrasyonu arasındaki ilişki

Monod, besin maddelerinden sadece birinin sınırlayıcı olması durumunda da üstel çoğalmanın mümkün olabileceğini göstermiştir. Spesifik çoğalma hızı, μ , bu sınırlı olan besin maddesinin konsantrasyonuna bağlıdır. Monod denklemi, saf kültür ve tek substrat için elde edilmiştir, karışık kültür ve çoklu substrat sistemlerine uygulanması hala tartışma konusudur.

K_s , yarı doyumluk sabiti eğrinin ne kadar hızla maksimum hıza yaklaşacağını gösterir ve maksimum hızın yarısına eşit bir özgül çoğalma hızındaki substratın konsantrasyonu olarak tanımlanır.

2.2.2 Substrat Giderimi

Substratın bakteriler tarafından giderilmesi genellikle ardışık üç süreç içerisinde gerçekleşir:

1. Hücresinin substrat molekülü ile karşılaşması,
2. Molekülün hücre içine taşınması,
3. Hücre içinde substratın dönüştürülmesi.

Büyük moleküller hücre içerisine taşınmadan önce hücre dışı enzimler tarafından parçalanarak veya daha küçük moleküllere dönüştürülür. Tanımlanan bu genel mekanizma çerçevesinde substratları iki esas grupta sınıflandırmak mümkündür (Ekama ve Marais, 1984b).

- 1) Doğrudan hücre içine taşınabilen substratlar (çözünmüş substrat)
- 2) Hücre içine taşınmadan önce dışarıda kısmen parçalanması gereken kompleks substratlar (partiküler substrat)

Partiküler substratın giderimi konusundaki çalışmalar son yıllarda yoğunlaşmış olmasına karşın, çözünmüş substratlar üzerinde çoğalma uzun yıllar boyunca araştırmalara konu olmuştur. Daigger ve Grady (1982), herhangi bir çözünmüş maddenin (M) hücre içine net taşınım hızı (r_T)'nın dışardan hücre içine taşınım hızı ve içerden dışarıya taşınım hızı arasındaki farka eşit olacağını ve her bir hızın Michaelis-Menten denklemi ile tanımlanabileceğini belirtmişlerdir.

$$r_T = \frac{kM}{K_M + M} - \frac{k_+ + M_{ic}}{K_{Mi} + M_{ic}} \quad (2.4)$$

Burada,

M=hücre dışı madde konsantrasyonu

M_i =hücre içi madde konsantrasyonu

k =hücre dışı taşınım hızı

k_i =hücre içi taşınım hızı

K_M =hücre dışı afinite katsayısı

K_{Mi} =hücre içi afinite katsayısı

Bakterilerin çoğunda glükoz gibi basit karbonhidratlar hücre içine fosfotransferaz sistemi ile girdiği için hücre dışına geri taşınmaz. Bu durumda net taşınım hızı sadece hücre içine taşınım hızına eşit olur.

Hücre içine alınan substrat ya doğrudan metabolize edilerek metabolik ara ürünlere çevrilir ya da bir kısmı depolanır. Metabolik ara ürünlerden bir kısmı hücre zarından dışarıya taşınabilir. Bunlar, hücre bileşenlerinin sentezinde kullanılabileceği gibi enerji elde etmek üzere de oksitlenebilir. Hücre dışı substratın hücre içine taşınması, bir kısmının enerji elde etmek üzere oksitlenmesi ve diğer kısmının hücrenin bütün bileşenlerinin uygun oranlarda sentezlenmesinde kullanılması çoğalma olarak tanımlanabilir. Substratın taşınması, daha az bir kısmının oksitlenmesi ve kalanının doğrudan depolama polimerlerine (karbonhidrat ve yağ) çevrilmesi ise depolama olayıdır.

Eckhoff ve Jenkins (1967) tarafından yapılan bir çalışmada, kararlı halde çalışan laboratuvar sistemlerinde gerçekleştirilen deneysel gözlemlere dayanarak, çözünmüş substratın biyokütle tarafından fiziksel adsorbsiyonunun önemli olmadığı sonucuna varılmış ve çoğalmanın tek substrat giderim mekanizması olduğu varsayılmıştır.

Roberts ve Kempton (1971) çözünmüş substratın gideriminde fiziksel adsorbsiyonun başlangıçta substratın hızlı gideriminde önemli olabileceğini ileri sürmüştür.

Henze ve diğerleri (1987), depolama olayının sadece çözünmüş monosakkaridler ve asetat gibi birkaç substrat ile sınırlı olduğunu, dolayısıyla çözünmüş substratın gideriminin çoğalma ile orantılı olduğunu belirtmişlerdir. Depolama ve metabolik ürün oluşumunun önemli olabileceği durumlar dışında, substrat hız giderimi çoğalma hızı ile doğrudan orantılıdır.

Tek Bileşenli Sistemlerde Substrat Giderim Kinetiği:

Saf bir kültürün bakteriyel çoğalma hızı mevcut substratın giderim hızına dönüşüm oranı (2.2) denklemi ile verilir.

Substrat tüketim hızı Monod denklemi ile ifade edildiği zaman şu ifade ile verilir.

$$\frac{dS}{dt} = -qX \quad (2.5)$$

Burada substratın özgül tüketim hızı, q , özgül çoğalma hızına;

$$q = \frac{\mu}{Y} \quad (2.6)$$

eşitliği ile bağlıdır.

(2.3) eşitliği (2.1) ve (2.5) eşitliklerinde yerine konursa mikrobiyel çoğalma ve substrat kullanımı aşağıdaki denklemlerle ifade edilebilir.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m \frac{S}{K_s + S} X \quad (2.7)$$

ve

$$\frac{dS}{dt} = -k_m \frac{S}{K_s + S} X \quad (2.8)$$

(2.8) eşitliği ile verilen maksimum özgül substrat giderim hızı, k_m ;

$$k_m = \frac{\mu_m}{Y} \quad (2.9)$$

şeklinde tanımlanmıştır.

(2.6) ve (2.9) eşitliği birarada kullanılırsa, özgül substrat giderim hızı, q , için Monod ifadesine benzer bir ifade elde edilir.

$$q = k_m \frac{S}{K_s + S} \quad (2.10)$$

Partiküler substratın giderim kinetiği:

Dold ve diğerleri (1980)' ne göre partiküler substratın metabolize edilmesi aşağıdaki adımlardan oluşur:

1. Adsorbsiyon ve depolama,
2. Kompleks organik moleküllerin hücre duvarından geçecek kadar basit moleküllere enzimatik olarak parçalanması,
3. Absorbsiyon ve sentez olaylarının meydana gelmesi.

Giriş akımındaki partiküler maddeler çamur fazına geçen ayrışabilir partiküler substrat (S_{bP}), depolanmış substrat (X_S) vermek üzere aktif heterotrof organizma (X_H) kütlesi üzerinde adsorblanır. Depolanma hızı, adsorbsiyon kavramına dayandırıldığında kütle transfer süreci aşağıdaki gibi formüle edilebilir.

$$\frac{dS_{bP}}{dt} = -K_A S_{bP} X_H (1 - X_S / X_H) \quad (2.11)$$

Depolanmış substratın sentez için aktif mikroorganizma tarafından kullanılışı, spesifik çoğalma hız ifadesine benzer şekilde Monod tipi bir ilişki ile modellenebilir.

$$\frac{dX_S}{dt} = -\frac{K_{MP} X_S}{K_{SP} + X_S} X_H \quad (2.12)$$

Burada,

K_{MP} =Maksimum spesifik depolanmış substrat kullanım hızı, [T^{-1}]

K_{SP} =Yarı doygunluk sabiti, [$M(KOI)/M(hücre KOI)$]' dir.

Partiküler substratın (S_{bP}) gideriminde toplam reaksiyon hızı yavaştır ve kısıtlayıcı olan adım, depolanmış substratın hücre dışında daha küçük moleküllere parçalanmasıdır. Hücre dışı enzimler çözünmüş hale gelen substratı yüzeyde hidroliz ederler, çözünmüş hale gelen substrat sentez için doğrudan adsorblanır. Monod çoğalma hız ifadesinde absorblanma ve sentez süreçleri tek bir süreç olarak modellenmiştir. Burada ise süreç, hidroliz-absorblanma-sentez, tek bir süreç olarak

ele alınmaktadır. Bu bakımdan yukarıdaki denklem partiküler substrat kullanan aktif biyokütlenin çoğalmasını yeterince doğru formüle etmemektedir.

Dold ve diğerleri (1980) partiküler substratın kullanım hızının formülasyonunda Levenspiel' in yüzey reaksiyon kinetiği teorisinden yararlanılmıştır. Buna göre, (2.12) denkleminde hacimsel konsantrasyon yerine aktif biyokütlenin birim yüzeyindeki depolanmış substrat konsantrasyonunun yaklaşık olarak (X_S/X_H) ile temsil edilen kısmı konmalıdır. Buna göre partiküler substratın kullanım hızı,

$$\frac{dX_S}{dt} = -\frac{K_{MP}(X_S/X_H)}{K_{SP} + (X_S/X_H)} X_H \quad (2.13)$$

yazılabilir.

IAWPRC çalışma grubu modelinde (Henze ve diğerleri, 1987) adsorbsiyon ve hidroliz kavramlarına iki değişiklik getirilmektedir. Bu modelde, çamur fazında tutulan partiküler substratın, mikroorganizma kütlesi tarafından salgılanan hücre dışı enzimler ile hidroliz edilerek, kolay ayrışan substrat halinde sıvı kütlesi içine salıverildiği kabul edilerek, yavaş ayrışan substratın ayrışma hızı;

$$\frac{dX_S}{dt} = -k_h \frac{(X_S/X_H)}{K_X + (X_S/X_H)} X_H \quad (2.14)$$

eşitliği ile verilebilir.

k_h =maksimum spesifik hidroliz hızı, [gKOI/ghücre KOI.zaman]

K_X =Yavaş ayrışan substratın hidroliz hızı için yarı doygunluk katsayısı, [gKOI/ghücre KOI]' dir.

$K_X \gg X_S/X_H$ kabulü yapılarak (2.14) eşitliği basitleştirilirse yavaş ayrışan substratın (X_S) tüketim hızı için 1^o den bir ifade elde edilir.

$$\frac{dX_S}{dt} = -K_h X_S \quad (2.15)$$

Burada,, K_h , 1^0 hidroliz hız sabitidir.

2.2.3 Bozunma

Aktif çamur prosesinde gözlenen biyokütle azalması, saf kültürlerdeki hücrelerin canlılığının devamı için gerekli (bakım) enerji kavramı ile açıklanmıştır. Buna göre enerjinin bir kısmı, bazı hücre bileşenlerinin yenilenmesi, hareket ve aktif taşıma gibi biyosentezden başka amaçlarla kullanılır. Bunun sonucunda ise daima gerçek dönüşüm oranının belirttiği miktardan daha az biyokütle gözlenir. Bazı araştırmacılar bakım enerjisi gereksinimi yanında, ölüm, hücre erimesi (lysis) ve protozoa gibi bakteriler üzerinde çoğalan daha yüksek organizmaların etkisi gibi biyokütle azalmasına neden olan diğer olayları da içsel solunum terimi içinde ele almışlardır (Eckhoff ve Jenkins, 1967).

Bakım enerjisinin karşılanmasında iki yaklaşım söz konusudur. Birinci yaklaşıma (Herbert yaklaşımı) göre, bütün bakım ihtiyaçları hücre içi rezervlerin ayrıştırılması ile sağlanır. Hücre dışı substrattan sağlanan bütün enerji, protoplazma ve hücre içi rezervlerin biyosentezi için kullanılır. Hücre içi rezervlerin bakım enerjisi gereksinimini karşılamak üzere ayrıştırılması biyokütlede azalma sonucunu doğurur. Bu yaklaşıma göre, enerji akışının sırayla (sequential) meydana geldiği varsayılmaktadır (Sykes, 1976).

İkinci yaklaşıma (Pirt yaklaşımı) göre, hücre dışı enerji kaynağının bir kısmı bakım için kullanılırken kalanı biyosentezde kullanılır. Böylece enerji akışı birlikte (concurrent) meydana gelir (Grady ve Lim, 1980).

Aktif çamur modellemesindeki son gelişmelere göre, mikroorganizmaların biyolojik olarak bozunması çoğalma mekanizması ile birlikte gerçekleşmekte ve aktif biyokütle bazında birinci derece bir reaksiyon ile ifade edilmektedir. Literatürde bozunma süreci ile ilgili iki farklı yaklaşım kullanılmaktadır. Dold ve diğerleri (1980) tarafından önerilen ve daha çok Task Grup (Henze ve diğerleri, 1987) yaklaşımı olarak bilinen ölüm-yenilenme modelinde, aerobik veya anoksik ayrımı olmaksızın bozulan tüm heterotrof organizmaların bir kısmı yavaş ayrışan substrat olarak sıvı kütlesi içine dönerken bir kısmı da inert biyokütle olarak sistem içinde birirmektedir. Bu yaklaşım gerçekte, içsel solunum sürecinin (hücre yıkımı)

olmadığını, oksijenin sadece, ölü biyokütleden hidroliz yoluyla çıkan substrattan yeni biyokütle sentezi sırasında tüketildiğini kabul eder. Yeni çoğalma dışındaki hiçbir süreçte elektron alıcısı tüketilmemektedir. Genel olarak bozunma,

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H' X_H \quad (2.16)$$

eşitliği ile ifade edilir.

Yeni aktif biyokütle sentezi için günde tüketilen oksijen,

$$\frac{dO_e}{dt} = (1 - Y)(1 - f_p)b_H' X_H \quad (2.17)$$

İçsel solunum modeli olarak bilinen ikinci yaklaşımda bozunma mekanizması içsel solunum sürecini yansıtmakta ve elektron alıcısı tüketmektedir. Bu mekanizma,

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H X_H \quad (2.18)$$

bağıntısı ile verilmektedir. İçsel solunumla oksijen tüketilme hızı,

$$\frac{dO_e}{dt} = (1 - f_E)b_H X_H \quad (2.19)$$

bağıntısı ile verilmektedir. İki yaklaşımın ayrışma hız katsayıları ise,

$$b_H' = \frac{b_H}{1 - f_x Y_H (1 - f_p)} \quad (2.20)$$

şeklinde birbirine bağlıdır.

Burada, f_p , ölüm-yenilenme modelinde biyokütlenin inert fraksiyonunu göstermektedir.

2.3 Atıksu Karakterizasyonu

Atıksu karakterizasyonunun tanımında organik madde içeriği hem proses kinetiklerinin kararlı hal değerleri, hem de çıkış suyu kalitesinin tahmininde oldukça faydalıdır. Fakat BOI, KOI gibi rutin olarak kullanılan (hız sınırlayıcı) analitik parametreler, gerçek sistem değişkenleri ile uyum içinde olmazlar. KOI, substrat ve biyokütle konsantrasyonlarının eşdeğeri cinsinden kimyasal oksijen ihtiyacı ile ifade ettiğinden BOI' den daha kullanışlı bir parametredir. Bununla beraber KOI de, özellikle evsel ve endüstriyel atıksular gibi kompleks ortamlarda proses hız ifadeleri ile doğrudan ilgili olan hız sınırlayıcı bileşenleri tam olarak ifade etmede yetersiz kalır.

Modelleme açısından KOI, biyolojik olarak ayrışabilir ve inert organik madde veya hızlı ve yavaş biyolojik ayrışabilir fraksiyonlar arasındaki farklılığı veremez. İnert KOI, giriş akımında bulunabileceği gibi biyolojik ayrışma esnasında kalıcı mikrobiyel ürünlerden de meydana gelebilir. Kalıcı KOI fraksiyonu, konvansiyonel atıklar için kritik olmamakla birlikte, özellikle kuvvetli endüstriyel atıksularda biyolojik arıtılabilirlik ve kinetik analizlerde yanlış yorumlamalara yol açtığından önemli hale gelir (Çokgör, 1997).

KOI parametresi, organik karbonu karakterize eder ve biyolojik ayrışabilme özelliklerine bağlı olarak farklı tiplerden oluşur. Bu anlamda, Orhon ve Artan (1994) organik maddeleri ayrışabilirlik karakteri bakımından bileşenlerine ayırmıştır. Toplam giriş KOI' si, C_{T1} ,

$$C_{T1} = C_{S1} + C_{I1} \quad (2.21)$$

eşitliğine göre iki ana bileşene sahiptir: Burada C_{I1} biyolojik olarak ayrışamayan ya da inert KOI, C_{S1} toplam biyolojik olarak ayrışabilen KOI konsantrasyonlarını göstermektedir.

İnert KOI, çözülmüş inert KOI, S_{I1} ve partiküler inert KOI X_{I1} olarak ikiye ayrılabilir. Çözülmüş inert KOI, reaktördeki biyokimyasal reaksiyonlardan

etkilenmeksizin sistemden girdiği gibi çıkarken, partiküler inert KOI, aktif çamur bünyesine alınır ve birikime uğrar, atılan çamur ile sistemi terkeder.

Dold ve Marais (1986) biyolojik ayrışabilir KOI' yi (C_{S1}) ikili substrat modelinde,

$$C_{S1}=S_{S1} + X_{S1} \quad (2.22)$$

eşitliği ile vermişlerdir. Burada S_{S1} = kolay ayrışabilir KOI, X_{S1} =yavaş ayrışabilir KOI' dir

Bu iki fraksiyonun biyolojik ayrışma hızları farklı olup yavaş ayrışan organik maddenin tüketilme hızını hidroliz kademesi sınırlamaktadır.

Kolay ayrışabilen KOI, basit karbonhidratlar, uçucu yağ asitleri, amino asitler, alkoller vb. gibi çözünmüş bileşiklerden meydana gelmekte ve sentez için doğrudan absorbe edilmektedir.

Dold ve diğerleri (1980) tarafından önerilen modelde partiküler organikler olarak tanımlanan, biyolojik olarak yavaş ayrışabilir kısmın (X_S), partikül boyutuna göre çözünmüş, kolloidal ve kompleks yapıda büyük organik maddelerden oluştuğu kabul edilmiştir. Bu bileşenin en bilinen özelliği, hücre duvarından geçememesi ve absorpsiyonları için öncelikle hücre dışı hidrolize ihtiyaç duymasısıdır. Atıksudaki farklı maddeler için önemli değişiklikler gösterdiğinden, hidroliz hızı için tek bir değerle bu fraksiyonu karakterize etmek güç olmaktadır.

Henze (1992) ve Orhon & Artan (1994) yavaş ayrışan organik maddenin hidrolizi ile ilgili geliştirilen yeni yaklaşımlar çerçevesinde, hidroliz mekanizmasını iki kademeli olarak ele almakta ve yavaş ayrışabilir organik madde (X_S) , hızlı hidroliz olabilen KOI (S_{H1}) ve yavaş hidroliz olabilen KOI (X_{S1}) şeklinde ifade etmektedirler. Hızlı hidroliz olabilen (S_{H1}) bileşenlerinin ise,

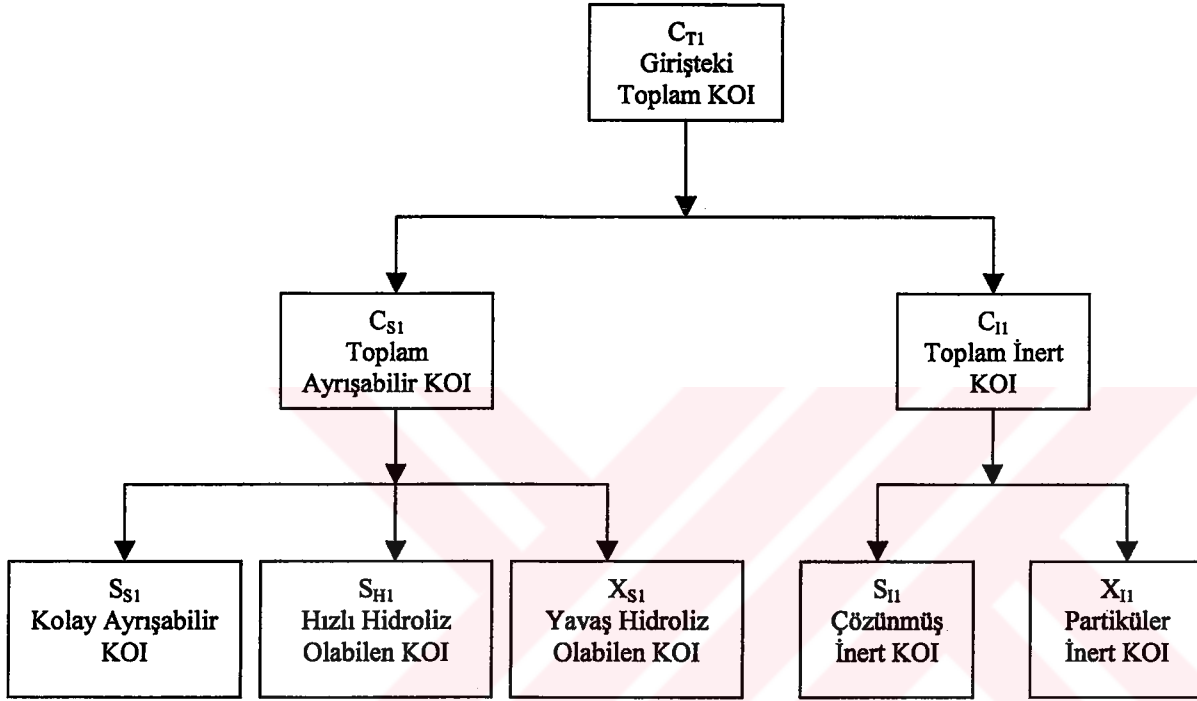
$$S_{H1}=S_{T1}-S_{I1}-S_{S1} \quad (2.23)$$

eşitliğinde görüldüğü gibi çözünmüş formda oldukları belirtilmektedir.

Yavaş hidroliz olabilen organik madde (X_{S1}) fraksiyonu ise,

$$X_{S1}=C_{S1}-S_{S1}-S_{H1} \quad (2.24)$$

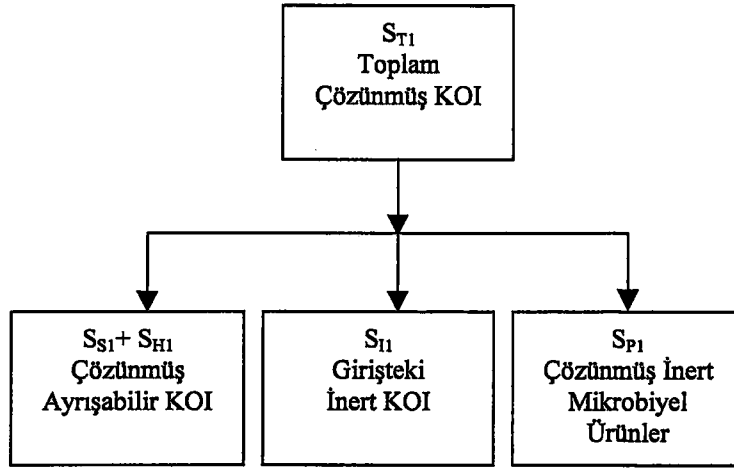
şeklinde ifade edilmektedir. Atıksularda bulunan KOI fraksiyonları ile ilgili bileşenler Şekil 2.3' te verilmektedir.



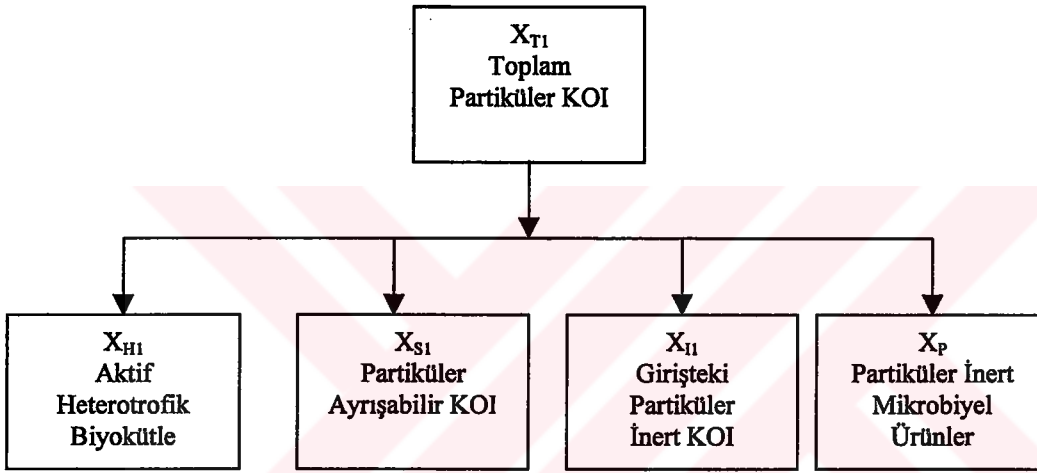
Şekil 2.3 Atıksudaki KOI fraksiyonlarının dağılımı

Biyolojik arıtmada çıkış akımında, giriş atıksuyundan daha farklı bir KOI yapısı görülür (Şekil 2.4). Çözülmüş KOI (S_{T1}): çözülmüş ayrışabilir KOI ($S_{S1}+S_{H1}$), atıksudan kaynaklanan ve sisteme girdiği gibi çıkan biyolojik olarak ayrışmayan KOI (S_{I1}), biyolojik oksidasyondan kalan az miktarda biyolojik olarak ayrışabilir KOI ve metabolik olarak oluşan kalıcı çözülmüş KOI (S_P) yi kapsar. Sonuç olarak, çıkış akımı genellikle atıksudan daha fazla çözülmüş inert KOI içerir.

$$S_R=S_{I1}+ S_P \quad (2.25)$$



a) Çözünmüş KOI Bileşenleri



b) Partiküler KOI Bileşenleri

Şekil 2.4 Çıkış akımındaki KOI fraksiyonlarının dağılımı

Orhon ve diğerleri (1989); Artan (1987) çözünmüş inert ürünlerin oluşumunda, çoğalma ve bozunma proseslerini modele dahil etmiştir. Çözünmüş inert ürünlerin olduğu modelde toplam kalıcı KOI, S_R tek bir parametre olarak ölçülmekte ve giriş inert KOI değeri tahmin edilmektedir.

Benzer olarak partiküler KOI, çıkış akımında 4 bileşene sahiptir (Şekil 2.4b). Başlıca bileşen, karbon ve enerji kaynağı olarak biyolojik ayrışabilir KOI' yi kullanan ve reaktör içinde tutulan aktif biyokütle, X_H ' dir. Diğer bileşen, hidroliz ve sonrasında kullanımdan kalan partiküler yavaş ayrışan biyolojik ayrışabilir organiklerin küçük bir kısmı olan X_S ' dir. Çıkış akımında ayrıca, çamur tarafından tutulan ve reaktörde biriken giriş akımında mevcut partiküler inert KOI' yi de (X_I) içerir. Dördüncü

bileşen, adapte edilen modele bağlı olarak içsel solunum veya ölüm-yenilenme fazı sırasında, mikrobiyel metabolik aktivitenin sonucunda oluşan partiküler inert organik ürün olan X_p ' dir. Bu spektrum UAKM cinsinden ifade edilir ve aktif çamurun yalnızca organik yapısını dikkate alır. Aktif çamurun inorganik bileşeni de proses boyutlandırılmasında önemli olup, karışım sıvısındaki AKM ve UAKM konsantrasyonları arasındaki farkı belirler (Orhon ve Artan, 1994).

2.4 Atıksuyun Organik Madde Bileşiminin Belirlenmesi

2.4.1 Atıksu Bünyesindeki Çözünmüş ve Partiküler İnert Maddelerin Belirlenmesi

Endüstriyel atıksuların arıtılmasında, atıksu yapısında bulunan çözünmüş inert KOI bileşenlerinin ve diğer çözünmüş bileşenlerin belirlenmesi, sistem veriminin ve deşarj standartlarının sağlanıp sağlanamayacağının tespit edilmesi bakımından çok önemlidir. Arıtma tesisi çıkışındaki toplam organik madde, giriş akımındaki çözünmüş (S_{II}) ve partiküler (X_{II}) kalıcı organik maddeler ve metabolik faaliyetler sonucu üretilen çözünmüş (S_p) ve partiküler (X_p) ürünlerden oluşmaktadır. Atıksulardaki inert bileşenlerin belirlenmesi için önerilen metodlar Tablo 2.1' de özetlenmiştir.

Çözünmüş mikrobiyel ürünler, aktif çamur sisteminde çözünmüş inert madde kadar öneme sahiptir. Literatürde çok sayıda araştırmacı atıksudaki mevcut çözünmüş inert organik maddenin (S_{II}) önemini vurgulamıştır. Ekama ve diğerleri (1986), çamur yaşı 10-20 gün olan tam karışimli laboratuvar ölçekli bir sistemi önermiş ve girişteki çözünmüş inert KOI değerinin çözünmüş çıkış KOI değerine eşit olacağını belirtmiştir. Çalışmaların çoğunluğu bu maddenin kalıcı olduğunu, bazı çalışmalar ise girişteki biyolojik ayrışabilir KOI' den daha yavaş ayrışabilir niteliğe sahip olup arıtma süresi boyunca giderilemediğinden bahsetmektedir (Daigger ve Grady, 1977); (Baskir ve Hansford, 1980). Oluşan ürünlerin oluşum hızlarının ve miktarının belirlenmesi özellikle kuvvetli atıksularda önem taşımaktadır.

Tablo 2.1 Atıksularda inert organik maddelerin belirlenmesi için önerilen yöntemler

Organik Fraksiyon	Test Metodları	Kaynaklar
Çözünmüş İnert Madde	Kesikli Sürekli Kesikli Kesikli Kesikli Kesikli/Sürekli Kesikli Kesikli	(Chudoba 1985) (Ekama ve diğerleri 1986) (Henze ve diğerleri 1987) (Boero ve diğerleri 1991) (Germirli ve diğerleri 1991) (Sollfrank ve diğerleri 1992) (Lesouef ve diğerleri 1992) (Germirli ve diğerleri 1993)
Partiküler İnert Madde	Sürekli+model kalibrasyonu Çamur Üretimi ile Kalibrasyon Kesikli Kesikli Kesikli Kesikli	(Ekama ve diğerleri 1986) (Henze ve diğerleri 1987) (Orhon ve diğerleri 1992) (Kappeler ve Gujer 1992) (Lesouef ve diğerleri 1992) (Germirli ve diğerleri 1991)

Literatürde mevcut çalışmalar incelendiğinde çözünmüş mikrobiyel ürünlerin yapısının tam olarak tanımlanamadığı anlaşılmaktadır. Çoğu çalışma da, bu maddelerin kalıcı olduklarından, bazı çalışmalarda ise girişteki biyolojik ayrışabilir KOI' den daha yavaş fakat biyolojik ayrışabilir nitelikte olduklarından ve sistemde biriktiklerinden bahsedilmektedir. Deneysel bulgular, inert çözünmüş mikrobiyel ürünlerin bir kısmının sistemin işletme koşullarına bağlı olarak ayrışabildiğini göstermektedir.

Sistemin girişindeki partiküler inert organik madde (X_{II}), sistemden sadece çamur atılması ile uzaklaştırılmaktadır. Başlangıçtaki partiküler inert organiklerin (X_{II}) belirlenmesi ile ilgili çeşitli yöntemler önerilmiştir. Birinci yöntem, çamur yaşı 5 günden fazla olan kararlı halde çalışan, laboratuvar ölçekli tam karışımli bir aktif çamur ünitesinde kinetik analizlerin yapılması esasına dayanır. Ekama ve diğerleri (1986), X_{II} ' in hesabı için proses kinetiği temel alınarak hesaplanan değer ile tam karışımli ölçülen UAKM konsantrasyonunun kıyaslanması önermektedir. Task Grup da gözlenen ve ölçülen çamur üretimini baz alan benzer bir yaklaşım

önermektedir. (Orhon ve diğerleri, 1994) tarafından X_I değerinin belirlenmesi için önerilen diğer bir yöntemde, toplam atıksu ve çok az miktarda biyokütle ilavesi yapılan kesikli bir sistemde zamana karşı toplam ve çözünmüş KOI değerleri ölçülmektedir. Deneysel çalışma, süzölmüş (S_{TO}) ve toplam (C_{TO}) atıksu ile beslenen kesikli reaktörlerde gerçekleştirilmiştir. Herbir reaktörde, biyolojik olarak ayrışabilir tüm substratın tükendiği ve tüm biyokütlemin mineralize olduğu, yalnız başlangıçtaki inert KOI' nin ve kalıcı ürünlerin kaldığı eşik değerine ulaşınca kadar yeterince uzun bir süre toplam ve çözünmüş KOI değerleri ölçümü yapılmıştır. Her iki reaktöre, daha önceden aklime edilmiş ve kalıcı KOI içermeyen çok düşük miktarda (10-50 mg UAKM/l) biyokütle ilave edilmiştir. Deney başlangıcında toplam atıksu ile beslenen reaktördeki toplam KOI,

$$C_{TO}=S_{SO} + X_{SO} + S_I + X_I \quad (2.26)$$

şeklinde ifade edilir. Deney sonunda biyolojik olarak ayrışabilir organik madde tükendiği için toplam ve çözünmüş KOI değerleri sabit kalmaktadır. C_S ve $X_S \approx 0$ kabul edilerek, toplam atıksu ile beslenen reaktörde ölçülen toplam ve çözünmüş KOI değerleri için ;

$$C_{T1}=S_{P1} + S_I + X_I + X_{P1} \quad (2.27)$$

ve

$$S_{T1}= S_{P1} + S_I \quad (2.28)$$

eşitlikleri yazılabilir. Çözünmüş atıksu içeren reaktörde toplam KOI,

$$S_{TO}=S_{SO} + S_I \quad (2.29)$$

şeklinde ifade edilmektedir.

Çözünmüş atıksu ile beslenen ikinci reaktördeki nihai toplam ve çözünmüş KOI değerleri için;

$$C_{T2}=S_{P2} + S_I + X_I + X_{P2} \quad (2.30)$$

ve

$$S_{T2}= S_{P2} + S_I \quad (2.31)$$

yazılabilir. Bu eşitlikler kullanılarak atıksudaki çözünmüş inert madde, S_{I1} ve partiküler inert madde miktarları, X_{I1} belirlenebilir.

İlk metod, büyük miktarlarda partiküler KOİ içeren atıksu örneklerinde S_{I1} ' in tayini için kullanılabilir. Bu bileşen bazı endüstriyel atıksularda ya da yaygın olarak kuvvetli atıksuların arıtımında kullanılan çok kademeli arıtma sistemlerinin kimyasal arıtma çıkışında oldukça az veya pratik olarak ihmal edilebilir değerde olabilir. Bu tür atıksular için Germirli ve diğerleri (1991) tarafından önerilen metodu kullanmışlardır. Bu metodun esası, glukozun biyolojik olarak inert fraksiyon içermemesine dayanmaktadır. Deneylerde % 50 atıksu + % 50 glukoz karışımı ile beslenerek aklime edilmiş biyokütle kullanılmaktadır. Bu yöntemde, çözünmüş atıksu ve aynı konsantrasyonda glukoz çözeltisi iki ayrı reaktörde, aklime olmuş aş mikroorganizma ve gerekiyorsa nütrient ilavesi ile kesikli olarak çalıştırılır ve zamana karşı çözünmüş KOİ değerleri izlenir. Atıksu ve glukozun KOİ değerleri platoya ulaştığında, aradaki farktan S_{I1} belirlenir. İncelenen atıksuyun çözünmüş KOİ profilinin minimum seviyesi $S_I + S_P$ değerine eşit olduğundan ve glukozun S_{I1} ' nın sıfır kabul edildiğinden karışımın KOİ' sinin ulaştığı minimum seviye mikrobiyel ürün S_P değerini göstermektedir. Burada,

$$(S_{I1})_{Atıksu} = (S_{I1}+S_P)_{Atıksu} - (S_P)_{Glukoz} \quad (2.32)$$

$$(S_P)_{Atıksu} \approx (S_P)_{Glukoz} \quad (2.33)$$

kabulu yapılmıştır. Bu metod, her iki reaktörün de aynı başlangıç çözünmüş KOİ değerlerine sahip olduğu ve aş mikroorganizmanın hem atıksuya hem de glukozu aklime edildiği şartlar için geçerlidir.

Özellikle endüstriyel atıksularda deşarj standartlarının sağlanabilirliğinin kontrolü için çözünmüş inert madde miktarının, sistem dizaynı ve işletilmesi bakımından da inert partiküler madde miktarının bilinmesi gereklidir.

2.4.2 Atıksu Bünyesindeki Kolay Ayrışabilir KOI , S_{S1} ' in Belirlenmesi

Atıksu yapısındaki kolay ayrışabilir KOI, S_S , sentez reaksiyonunda doğrudan absorblanabilen basit karbonhidratlar, alkoller, uçucu yağ asitleri, amino asitler gibi çözülmüş bileşenler olarak ifade edilirler. Kolay ayrışabilir KOI' nin doğru olarak tahmini teorik ve pratik açıdan büyük bir öneme sahiptir. Matematik modellerin kullanımında kolay ayrışabilir KOI, heterotrofik büyüme için hız sınırlayıcı madde olarak kabul edilir. Bu bileşen, yavaş ayrışabilir KOI, (X_S) in belirlenmesinde rol oynayan önemli bir parametredir. Kolay ayrışabilir KOI, toplam KOI' nin bir fraksiyonu olarak aşağıdaki şekilde ifade edilebilir.

$$S_{S1} = f_{ss} C_{T1} \quad (2.34)$$

Burada, f_{ss} giriş KOI' sinin kolay ayrışabilir kısmıdır.

Kolay ayrışabilir organik maddelerin belirlenmesi için genellikle kesikli olarak yürütülen respirometrik ölçüm yöntemleri önerilmiştir. Ekama ve diğerleri (1986) sistemde Oksijen Tüketim Hızı (OTH) ölçümleri yaparak da kolay ayrışabilir organik madde S_S miktarını belirlemiştir.

Respirometrik ölçümlerin esası, heterotrofik mikroorganizmaların çoğalmasına paralel olarak, organik maddeden bir adet e^- transfer edilmesi halinde bu e^- ' nu alacak elektron alıcısının miktarının deneysel olarak belirlenmesine dayanmaktadır. Ortamın aerobik olması durumunda elektron alıcısı oksijen, anoksik olması halinde ise nitrat azotudur. Bu yöntemler biyolojik olarak ayrışabilen organik madde üzerindeki çoğalmanın göstergesi olarak en genel halde,

$$\frac{e^- \text{ alıcısının miktarı}}{\Delta t} = -(1 - f_x Y) \frac{(C_{S1} - C_S)}{\Delta t} - (1 - f_E) b f_x X \quad (2.35)$$

şeklinde verilmektedir. Burada,

Y: dönüşüm oranı, [mg UAKM/mg KOI],

b: içsel solunum hızı, [gün^{-1}],

f_E : inert biyokütle fraksiyonu,

f_x :KOI/UAKM oranı,

X :aktif biyokütle konsantrasyonu, [mg UAKM/l],

C_{S1}, C_S :giriş ve çıkış akımındaki biyolojik olarak ayrışabilen organik madde konsantrasyonu, [mg KOI/l],

göstermektedir. Oksijenin elektron alıcısı olması durumunda, (2.35) eşitliği

$$r_{SO} = \frac{\Delta S_O}{\Delta t} = -(1 - f_x Y_H) \frac{(C_{S1} - C_S)}{\Delta t} - (1 - f_E) b_H f_x X_H \quad (2.36)$$

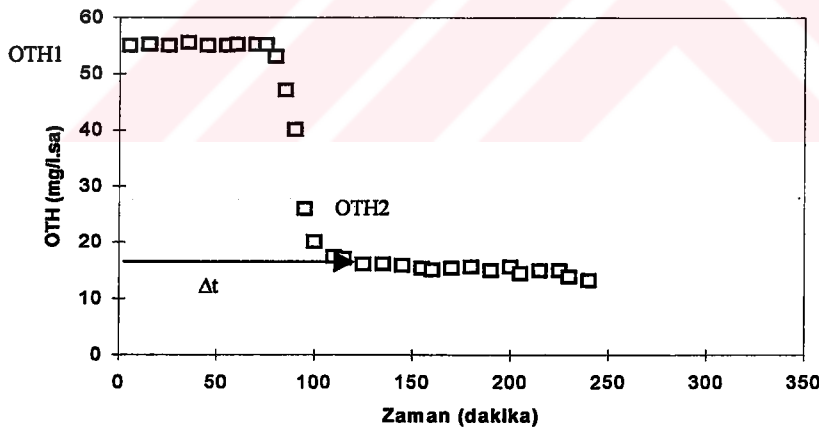
şeklinde ifade edilmektedir. Burada; S_O oksijen konsantrasyonunu [mg/l], H indisi ise aerobik solunum yapan heterotrofik mikroorganizmaları göstermektedir.

Task Grup Modeline göre biyolojik olarak ayrışabilen organik madde; kolay ayrışan organik madde S_S ve yavaş ayrışan organik madde X_S , olarak sınıflandırılmaktadır. Çoğalmanın öncelikle S_S üzerinde gerçekleştiği, sonra da X_S ' in hidrolizi sonucu oluşan S_S üzerinde gerçekleştiği belirtilmektedir (Henze ve diğerleri, 1987). Respirometrik ölçümlerle S_S ve X_S üzerindeki çoğalmaları sırasıyla izlemek mümkündür. Yavaş ayrışan organik maddenin spesifik hidroliz hızı, kolay ayrışan organik maddenin kullanım hızından düşük olması nedeniyle ortamda sadece X_S olduğunda hidroliz çoğalma prosesinde hız kısıtlayıcı bir faktör olmaktadır. Yavaş ayrışan organik maddenin çoğalma prosesinde kullanılışı bu maddenin hidrolizi ile mümkün olmaktadır. Bu nedenle yavaş ayrışan organik madde üzerindeki çoğalmada elektron alıcısı tüketim hızı, hidroliz hızına bağlı olarak yavaşlamaktadır. Ekama ve diğerleri (1986) tarafından aerobik ve anoksik koşullarda kesikli reaktörlerde zamana karşı elektron alıcısı tüketim hızı ölçümlerine dayanan bir yöntem seçilmiştir. Bu yöntem ile atıksu içindeki kolay ayrışabilen organik madde konsantrasyonunu ve organizmaların çoğalma hızlarını belirlemek mümkündür.

Ekama ve diğerleri (1986) tarafından önerilen yöntemle göre, aerobik kesikli reaktörlerde atıksu ve biyokütle hacminde zamana karşı deney başlangıcında 5 dakikada bir, daha sonra 10 dakikada bir olmak üzere yaklaşık 4-5 saat OTH ölçümleri yapılarak elde edilen OTH-zaman grafikleri yardımı ile kolay ayrışabilen organik madde, S_S belirlenmektedir. Atıksu içerisinde bulunan kolay ayrışabilen organik maddenin çoğalmada kullanıldığı süre boyunca OTH profili yatay olarak

sabit bir seviyede (OTH_1) kalmaktadır. (OTH_1) kolay ayrışabilir ve yavaş ayrışabilir organik madde üzerindeki çoğalmadan kaynaklanan oksijen tüketim hızı ile içsel solunumdan kaynaklanan tüketim hızının toplamını göstermektedir. Kolay ayrışabilir organik maddenin kısıtlı olması ile oksijen tüketim hızının zamanla azaldığı ve tamamen tükendiğinde ise hidroliz mekanizmasının çoğalma prosesi üzerinde etkili olduğu ikinci bir seviyeye (OTH_2) düştüğü görülmektedir. Şekil 2.5’ te (OTH_2) seviyesi yavaş ayrışabilir organik maddenin çoğalma prosesinde kullanılması ve içsel solunumdan kaynaklanan oksijen tüketiminin toplamını yansıtmaktadır. (OTH_2) olarak tanımlanan hız, kolay ayrışabilir organik maddenin tükendiği fazı temsil etmektedir. Sonuç olarak kolay ayrışabilir organik madde üzerindeki çoğalmadan ileri gelen oksijen tüketimi bu iki seviye arasında Δt süresi boyunca gözlenmektedir. OTH profilinden kolay ayrışabilir organik madde miktarına karşılık gelen ve iki seviye arasında kalan alan (ΔO) yardımı ile S_{S1} konsantrasyonu aşağıdaki gibi hesaplanmaktadır;

$$S_{S1} = \frac{\Delta O}{(1 - f_x Y_H)}$$



Şekil 2.5 OTH profili ile S_{S1} belirlenmesi

Gerekli hacim düzeltmesi ($\frac{V_{ml} + V_{ww}}{V_{ww}}$) yapılarak atıksuda mevcut olan konsantrasyon

bulunabilmektedir. Yeterince süre verildiğinde OTH profili içsel solunum fazını karakterize eden üçüncü bir seviyeye düşmektedir.

2.4.3 Atıksu Bünyesindeki Yavaş Ayırılabilir Organik Maddenin Belirlenmesi

Atıksuda bulunan organik madde biyolojik olarak ayrılabilirlik bakımından kolay ve yavaş ayrılan organik maddeden meydana gelmektedir. Atıksu içerisinde ağırlıklı olarak yavaş ayrılan organik madde vardır. Özellikle endüstriyel atıksular önemli bir oranda yavaş ayrılan organik madde içerirler. Bu nedenle yavaş ayrılan organik maddenin miktarı ve hidroliz hızı sistem tasarımında gözönüne alınması gereken parametrelerden biridir. Yavaş ayrılan organik madde hidroliz kademesinden geçtikten sonra kolay ayrılan organik maddeye dönüşmekte ve çoğalmada kullanılmaktadır. Çözünmüş ve partiküler formda olan bazı yüksek molekül ağırlıklı organik maddeler yavaş ayrılabilir madde olarak kabul edilmektedir. Bunlardan partiküler formda yavaş ayrılan organik maddeler (X_{S1}), çözünmüş formda olanlar ise (S_{H1}) olarak tanımlanmaktadır (Orhon ve Artan, 1994).

$$S_{H1} = S_{T1} - S_I - S_{S1} \quad (2.37)$$

ve

$$X_{S1} = C_{S1} - S_{S1} - S_{H1} \quad (2.38)$$

eşitlikleri ile ifade edilmektedir.

Bu bağıntılar yardımıyla atıksudaki yavaş ayrılan organik madde miktarı ve inert fraksiyonları belirlenebilir.

2.5 Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşumu

2.5.1 Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşumunun Nedenleri

Biyolojik atıksu arıtma tesisi çıkış suyu kalıcı inert substrat, çözünmüş mikrobiyel ürünler, ayrışamayan ya da yavaş ayrılan organik maddeleri içer. Çok sayıdaki deneysel çalışma, çıkış suyundaki ayrılabilir organik maddenin sadece küçük bir kısmının girişteki orjinal substrat olduğunu ve çözünmüş organik maddenin büyük bir kısmının mikrobiyel kaynaklı olduğunu göstermiştir (Grady ve diğerleri, 1972; Grady ve Williams, 1975; Daigger ve Grady, 1977 a,b; Baskir ve Hansford, 1980 ;

Saunders ve Dick, 1981). Bu organik kalıntılar, çok uzun bekletme sürelerinde bile çözeltiden tamamiyle giderilememekte hatta, belli bir bekletme süresi aşıldıktan sonra bile çözeltide organik madde artışı gözlenebilmektedir. Metabolik olarak tamamiyle kullanılabilir kabul edilen monosakkaritler veya organik asitlere alıştırılmış mikro biyolojik kültürlerle, ideal aerobik çoğalma koşullarında besleme yapılması durumunda bile bu tür organik maddelerin bulunması, bu maddelerin biyokitle tarafından üretildiğini akla getirmektedir. Chudoba (1985), laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemlerinde saf, basit ve tamamiyle ayrışabilir organik maddelerden oluşan sentetik substratları kullanarak mikroorganizmalar tarafından üretilen kalıcı organik bileşikler ölçmüştür.

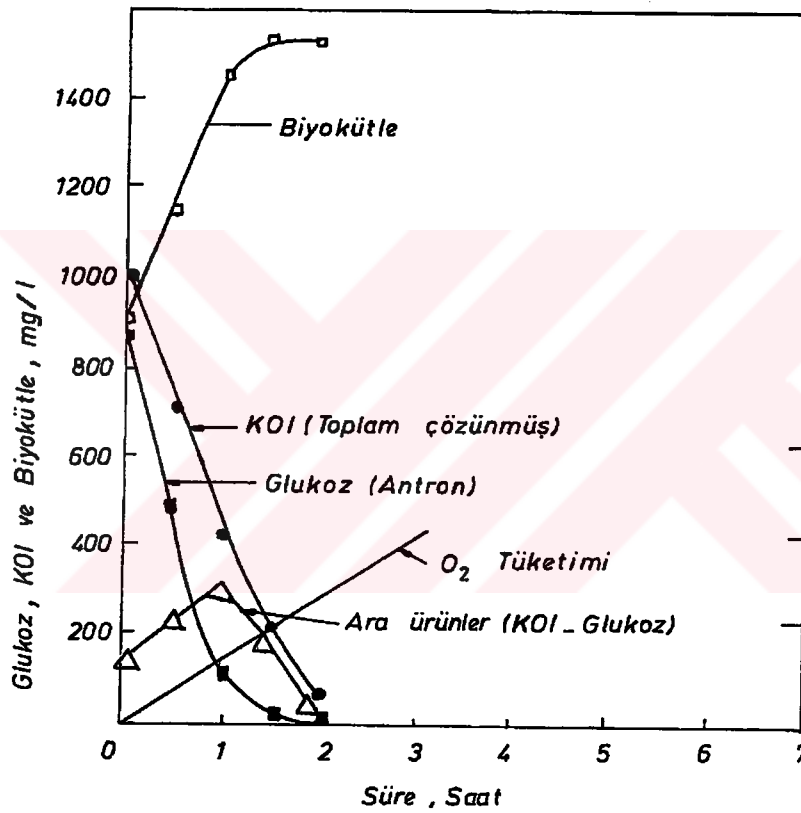
1938' lerden önce, basit azotsuz organik bileşiklerin bakteriler tarafından CO_2 ve H_2O ' ya kadar oksidasyonunun mümkün olduğu kabul edilirken, daha sonraki yıllarda yapılan çalışmalar tam oksidasyonun mümkün olmadığını ve oluşan çözünmüş ve partiküler haldeki kalıntıların daha fazla ayrıştırılamadığını ortaya koymuştur (Artan, 1987).

Ürün oluşumu konusunda yapılan ilk çalışmalardan biri Gaffney ve Heukelikian (1961)' ın deneysel çalışmalarıdır. Araştırmacılar, Warburg respirometresi ile asetatin oksidasyonunu izlemişler ve kalıntı organik maddelerin belli bir değerden sonra daha fazla oksitlenmelerinin mümkün olmadığını göstermişlerdir.

Rao ve Gaudy (1966), kesikli deneylerde glukoz olarak ölçülen KOI ile toplam çözünmüş KOI arasında büyük fark olduğuna dikkat çekmişlerdir (Şekil 2.6). Glukoz, ortamdaki yegane organik substrat olduğu için, glukoz ve KOI olarak ölçülen substrat giderim eğrileri arasındaki fark, glukoz metabolizması sırasında açığa çıkan metabolik ara ürünler veya son ürünlerin KOI' sini göstermektedir. Glukoz tüketildikten sonra da KOI gideriminin olması ara ürünlerin ayrışabilir nitelikte olduğunu göstermektedir. KOI belli bir seviyeye indikten sonra bu değerin altına düşmesi mümkün olmamakta ve ortamda ayrışmayan (inert) KOI olarak kalmaktadır. 5000 mg/l glukozla beslenen kesikli bir sistemde, 2000 mg/l glukozla beslenenden daha fazla ara ürün ortama salıverilmiştir. Glukoz tamamı giderildiğinde teorik oksijen ihtiyacının henüz % 10' u, KOI giderimi durduğunda ise % 13'ü tüketilmiş olmaktadır. Oksijen tüketimlerinin bu kadar düşük seviyede

olması, teorik olarak hesaplanan dönüşüm oranı ile bağdaşmamakta, substrat gideriminin sadece çoğalma mekanizması ile gerçekleşmediğini göstermektedir.

Daigger ve Grady (1982)' ye göre ortama ara ürünlerin salıverilmesi depolanmış ürün üretimi ile benzer nedenlere dayanmaktadır. Çoğalmada meydana gelen gecikmeler düşük enzim seviyesinden kaynaklanmakta bu da, substratın hücre içine taşınım hızı ile sentez için kullanılabilme hızı arasında dengesizliğe neden olmaktadır. Bunun sonucunda, hücre içindeki substrat ve ara ürün miktarı artmaktadır. Enzim seviyesinin zamanla artması sonucu, kültürün spesifik çoğalma hızı üzerindeki kısıtlamalar ortadan



Şekil 2.6 Kesikli bir deneyde glukoz giderimi sırasında ara ürün oluşumu.

kalkacaktır. Böylece substratın ve ara ürünün hücre içi konsantrasyonları düşerek ara ürünlerin hücre içine taşınmasına veya substratın net hücre içine taşınma hızında bir artışa yolaçacak ve çoğalma substrat giderimi arasındaki dengesizlik ortadan kalkacaktır.

Ortama ara ürünlerin salıverilmesinde substratın yapısı ve besleme düzeni olmak üzere iki çevresel faktör etkilidir. Hızlı ayrışan karbon ve enerji kaynakları transient

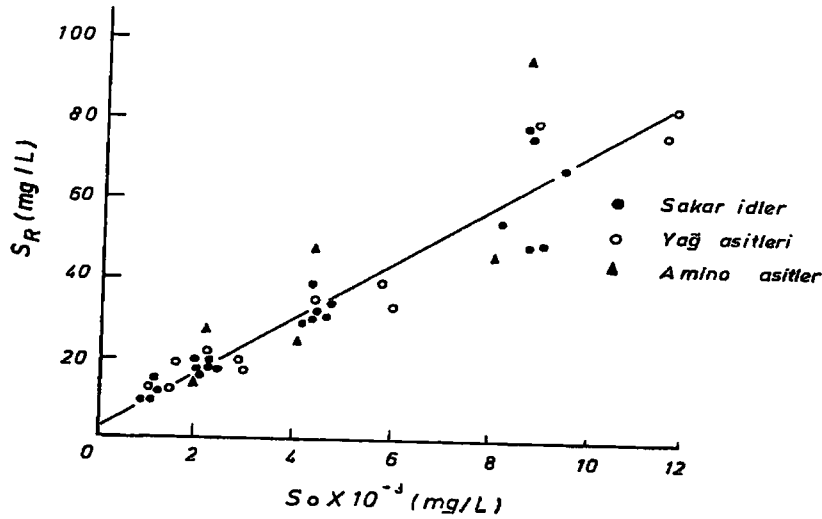
durumlarında metabolik ara ürün salıverilmesine yol açmaktadır. Besleme düzeni periyodik olarak değişen bir çevrede, bu yeteneğe sahip organizmalar kompetitif avantaja sahiptir. Besleme düzeni sürekli ve sabit hale geldiği zaman böyle organizmaların seçici üstünlükleri yoktur. Sürekli beslemede güç ayrışan substratların kullanılması durumunda ortama ara ürün salıverilmesi çok düşük bir ihtimaldir (Daigger ve Grady, 1982).

Bazı araştırmacılar basit ve kolay ayrışabilir organik bileşiklerin ayrıştırılması esnasında ayrışabilir nitelikteki metabolik ara ürünlerin yanısıra, pratik olarak ayrışmayan (inert) organik maddelerin kaldığını belirtmişlerdir. Chudoba ve arkadaşları aktif çamur sisteminde çok sayıda deney yaparak bunların oluşumunu araştırmışlardır.

Chudoba (1967)' de sakkaritler, amino asitler ve yağ asitlerinden oluşan çok sayıda bileşik, dört farklı başlangıç S_0 ve X_0 konsantrasyonunda ($S_0/X_0 < 3$) kesikli deney yapmıştır. Deneysel çalışma sırasında kullanılan aktif çamur, çamur yaşı 10 gün olan yarı kesikli bir sistemden alınmış ve her substrata en az 10 gün aklime edildikten sonra kesikli deneylere başlanmıştır.

Deney sonuçları, kalıcı organik maddenin miktarı ve giriş substrat konsantrasyonu arasında bir ilişki olduğunu göstermiştir. Uzun havalandırma sürelerinde çıkışta çok düşük BOI değerleri elde edilmiştir. Verilen maddelerin kalıcı BOI' lerinin sabit olduğu ve giriş konsantrasyonu ile herhangi bir ilişkisinin olmadığı, buna karşın kalıcı KOI' nin artan giriş substrat konsantrasyonu ile arttığı görülmüştür. Düşük çamur konsantrasyonunda uzun havalandırma sonunda BOI değeri 1 mg/l' nin altında, KOI değeri giriş KOI' sinin % 0.3-0.7' si civarında bulunmuştur. Kesikli (batch) deneylerden elde edilen sonuçlarda sakkaritlerle giriş KOI konsantrasyonu arasında aşağıdaki gibi lineer bir ilişkinin olduğu ve kalıcı KOI' nin giriş S_0/X_0 (mgKOI/mgMLSS) oranına bağlı olduğu görülmüştür. Sakkaritlerde giriş KOI' sinin % 0.7-1.3' ünün ayrışma sonrasında oluşan atık ürünler olduğu sonucuna varılmıştır. Chudoba (1985), daha sonra bu deney sonuçlarını Şekil 2.7' deki gibi işaretleyerek, denenen tüm substratlar için bu ilişkinin aşağıdaki eşitlikle tanımlanabileceğini ileri sürmüştür.

$$S_R = 0.00712S_0 + 2.69 \quad (2.39)$$

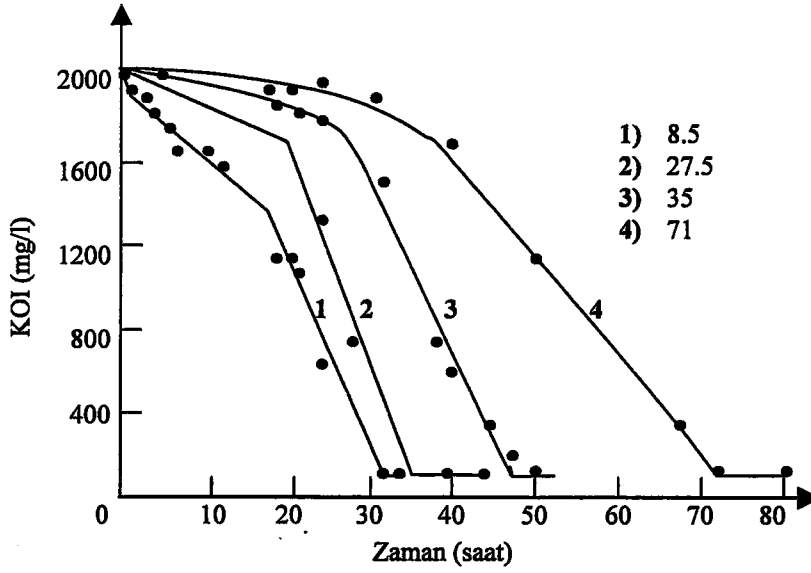


Şekil 2.7 Kalıcı ürün konsantrasyonunun giriş substrat konsantrasyonuna göre değişimi (Chudoba, 1967).

Chudoba (1985), çoğalmayan sistemler olarak tanımladığı ($S_o/X_o < 3$) için elde ettiği (2.39) denkleminin, çoğalan sistemlerde kalıcı KOI' nin hesabında kullanılamayacağını belirtmiştir. Chudoba (1969)' da bu olayı açıklamak için yüksek S_o/X_o oranlarında glukoz ve anilin ile yarı sürekli sistemlerde deneyler yapmıştır. Başlangıç substrat konsantrasyonunu 2 g/l olarak sabit almış ve başlangıç mikroorganizma konsantrasyonunu değiştirerek farklı giriş S_o/X_o oranları elde etmiştir. Bu sistemdeki KOI giderimleri Şekil 2.8' de gösterilmektedir. Ayrışabilir organik maddenin tamamen giderilmesi için geçen süre S_o/X_o oranına bağlı olarak 1.5-3 gün arasında değişmiştir. Bu sistemde S_R/S_o oranı, S_o/X_o oranına bağlı olarak % 1-4 arasında değişmiştir. Bu ilişki, inert organik maddenin zamanla arttığını, 1.5 günlük deney süresi sonunda % 1 civarında iken 3. günün sonunda % 4' lere çıktığını göstermektedir.

Deneyler refractory (zor ayrışan) bileşiklerin üretiminin çoğalmanın yoğun olduğu sistemlerde (logaritmik çoğalma fazında) durağan faza göre daha büyük miktarlarda üretildiğini göstermiştir. Benzer olay Parkin ve McCarty (1981 a,b) tarafından da azot içeren zor ayrışan bileşikler için gözlenmiştir.

Chudoba ve arkadaşları (1968 a), sürekli sistemlerde giriş substrat konsantrasyonu ile kalıcı KOI (S_R) arasındaki ilişkiyi bulmak için dört farklı S_o giriş konsantrasyonunda



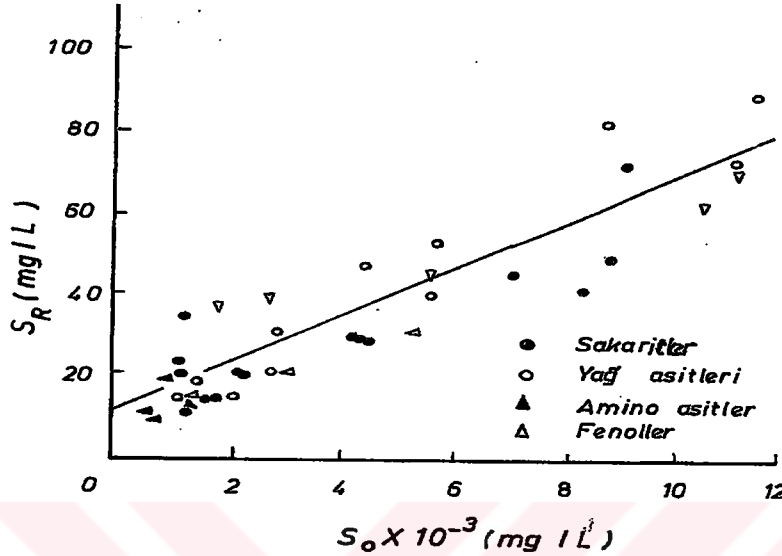
Şekil 2.8 Farklı F/M oranlarında karışık kültürler için KOI eşdeğeri cinsinden glukoz giderimi (Chudoba, 1969).

sakkaritler, yağ asitleri ve amino asitler ile beslenen tam karışımli havalandırma tanklarında çok sayıda deneysel çalışma yapmıştır. Deneysel çalışma sırasında evsel atıksu tesisinden alınan çamur kullanılmış ve bileşikler herbir substrat konsantrasyonu için minimum çamur yaşı $\theta_c=10$ gün olacak şekilde 15 gün çamura akline edilmiştir. Sistemlerde hidrolik bekletme süresi, giriş substrat konsantrasyonuna bağlı olarak 12-96 saat arasında kademeli olarak değiştirilmiştir. Sistem, her bir substrat konsantrasyonuna akline olduktan sonra, çökeltme tankı çıkışından alınan örnekler filtre edildikten sonra KOI ve BOI_5 ölçülmüştür. Sürekli işletme koşullarından elde edilen sonuçların da kesikli (batch) çalışma sonuçları ile çok iyi bir uyum sağladığı ve kalıcı KOI miktarının sadece giriş substrat konsantrasyonuna değil aynı zamanda çamur yaşına bağlı olduğu görülmüştür. Düşük θ_c ' lerde hücre çoğalmasıyla ilişkili kalıcı bileşikler meydana gelmesine rağmen, büyük θ_c değerlerinde hücre duvarının parçalanması ve ayrışması sonucu salgılanan bileşikler etkili olmaktadır.

Sürekli sistem deney sonuçlarına göre, çıkış BOI_5 değerlerinin çok düşük ve giriş KOI değerinden bağımsız olmasına rağmen kalan KOI'nin giriş S_o (KOI) konsantrasyonu ile orantılı olarak arttığı gözlenmiştir. Denenen tüm substratlar için

deney sonuçları Şekil 2.9' ta gösterilmiş ve elde edilen ortak ilişki aşağıdaki eşitlikle verilmiştir.

$$S_R = 0.0056S_o + 12.53 \quad (2.40)$$



Şekil 2.9 Sürekli sistemlerde elde edilen en düşük çıkış KOI'nin giriş KOI ile ilişkisi

Namkung ve Rittman (1986), laboratuvar ölçekli biyofilm reaktörü ve doğal büyüyen oligotrofları kullanarak SMP (çözünmüş mikrobiyel ürün) oluşumunu araştırmıştır. Deneysel sonuçlar çıkış suyundaki çözünmüş organik karbonun (SOC) çok küçük bir kısmının kalıcı orijinal substrat iken büyük bir kısmının SMP olduğunu göstermiştir. Substrat metabolizmasından doğrudan üretilen substrat kullanımıyla ilişkili ürünler (UAP) ve basit metabolizma esnasında üretilen biyokütleyle ilişkili ürünler (BAP) olmak üzere ikiye ayrılmıştır. Biyofilm reaktöründe karbon kaynağı olarak düşük moleküler ağırlıklı bileşenler kullanılmasına rağmen, oluşan SMP yüksek moleküler ağırlıklı organik bileşikler içermektedir. Çıkıştaki kararlı hal SMP ve SOC konsantrasyonları giriş substrat konsantrasyonuna doğrudan oranlanmıştır. Her iki SMP türüne (UAP ve BAP) dayalı SMP oluşum modeli kararlı-hal biyofilm modeli kullanılarak geliştirilmiştir. Bu model deneysel substrat tüketimi, SMP oluşumu ve toplam çözünmüş organik maddenin giderimini iyi bir şekilde tanımlamaktadır.

Rittmann ve diğerleri(1987), çözünmüş mikrobiyel ürünlerin içinde humik ve fulvik asitler, polisakkaridler, proteinler, nükleik asitler, aminoasitler, antibiyotikler, steroidler, enzimler, hücre yapısal bileşenleri ve enerji metabolizması ürünleri

bulunduğunu belirtmiştir. Çözünmüş mikrobiyel ürünleri substrat kullanımıyla orantılı (UAP=Substrate utilization associated products) ve aktif biyokütlenin konsantrasyonu ile orantılı (BAP=Biomass associated products)) olmak üzere iki gruba ayırmışlardır.

Amy ve diğerleri (1987), ikincil ve üçüncül proseslerin çıkışındaki moleküler ağırlık dağılımının mevsimlerden önemli derecede etkilendiğini gözlemiştir. Bundan dolayı, partiküler haldeki yeniden kullanılan maddelerin spesifik çıkış bileşenlerinin maksimum giderimini sağlamak için uygun ikincil ve üçüncül proseslerin seçimi önemli hale gelmektedir.

Artan ve Orhon (1989) matematik simulasyon modelinde SMP oluşumu için sadece mekanizma olarak faktörleri gözönüne almıştır. Bu model (θ_c 2-3 gün için şartlar gözönüne alınmıştır) piston akımlı ve tam karışımli reaktörlerin her ikisinde de minimum SMP konsantrasyonuna ulaşmıştır. Bu model yaklaşımı, benzer şartlar altında mikrobiyel ürünlerin hemen hemen eşit miktarlarda üretildiğini, bu nedenle; tam karışımli ve piston akımlı aktif çamur sistemlerinin performansları arasında önemli bir fark olmadığını göstermiştir.

Sollfrank ve diğerleri (1992) aktif çamur sistemlerinin çıkış suyunda düşük sıcaklıklarda (kış şartları, 10 °C) yaz şartlarından (20 °C) daha fazla çözünmüş inert organik madde oluştuğunu belirlemiştir. İsviçre evsel atıksuyu ile yapılan laboratuvar deneyleri, inert ayrışmayan organik maddenin proses sıcaklığının düşmesiyle arttığını göstermiştir. Çözünmüş inert organik maddenin oranı sıcaklığın düşmesiyle artmaktadır.

Boero ve diğerleri (1996), biyolojik proseslerde üretilen SMP' nin moleküler ağırlık dağılımını araştırmıştır. Çalışmada, aklimasyon işleminde inhibitör substrat olarak fenol, inhibitör olmayan substrat olarak da glukoz kullanılmıştır. Mevcut bulgular 3 bölgede elde edilmiştir. 1. Bölge:Orijinal substrat mevcut, 2. Bölge:Ayrışabilir SMP mevcut ve 3. Bölge:İçsel solunum gerçekleşmektedir. Deneysel çalışmalar, fenolün ayrışması esnasında glukozdan daha fazla SMP üretildiğini göstermiştir. 1. Bölgenin sonunda, kalıcı SMP' nin yaklaşık % 25' e karşılık % 3; 2. Bölgenin sonunda, % 3' e karşı % 1 olduğu gözlenmiştir. 3. Bölgede, içsel solunum esnasında üretilen SMP_E hücre ayrışma hızıyla orantılıdır. Fenolün kullanıldığı çoğalma ortamlarında üretilen

SMP_E üretimi glukozdan daha yüksek bulunmuştur. Fenol için, 0.005 mg SMP_E / mg hücrekarbon.gün' e karşılık glukoz için 0.002 mg/mgglukoz.gün elde edilmiştir. SMP üretiminin büyüklüğü farklı olmasına rağmen, her bölgede fenol ve glukoz için MW (moleküler ağırlık) dağılımı benzer bulunmuştur. 1. Bölgede SMP' nin çoğu MW (< 1K dalton) düşük bileşikler içermektedir. Bunun % 90' ı fenol ve % 75' i glukozdur. 2. Bölgenin sonunda bulunan SMP' nin MW< 1K oranındadır. Bunun % 41' i fenol ve % 56' sı glukozdur. Sonuç olarak, SMP_E' nin % 48-50' si MW > 100 K' dan yüksek içsel solunum ürünleridir.

Kuo ve diğerleri (1996) stok (fill and draw) ve kemostat (CSTR) reaktörleri asetat ve glüközla besleyerek anaerobik arıtma sırasında oluşan mikrobiyel ürünleri araştırmıştır. Her iki reaktörde $\theta_c=15-56$ gün, OLR=0.18-0.50 gKOI/l.gün arasında değiştirilmiştir. Deneysel sonuçlar çamur yaşı arttıkça artan oranda SMP oluştuğunu göstermiştir. Tek karbon kaynağı olarak asetat kullanıldığında SMP' nin 17-59 mgKOI/l, glüköz kullanıldığında ise 54-291 mgKOI/l aralığında değiştiği görülmüştür. SMP üretimi lineerleştirildiğinde (oranlandırıldığında) (SMP/giriş KOI=SMP/S₀) asetat reaktörü için % 0.2-%1, glüköz reaktörü için %0.6-%2.5 aralığında değiştiği görülmüştür.

Deney sonuçları iyi işletilen anaerobik sistemlerde çıkış suyundaki organik maddelerin (>%85) büyük bir kısmının SMP olduğunu göstermiştir. Bu durum biyolojik sistemin düşük organik seviyelere ulaşabilmesini limitler. Endüstriyel atıksu arıtma uygulamaları SMP' nin çıkış suyundaki organik maddelere 100-300 mgKOI/l katkıda bulunabileceğini göstermiştir. SMP üretiminin θ_c yardımıyla kontrol edilebileceği vurgulanmıştır.

Akal (1997) başlangıç mikroorganizma ve substrat konsantrasyonlarının (X₀ ve S₀) kalıcı ürün S_R oluşumuna etkisini incelemiştir. Substrat olarak glukozun kullanıldığı batch (kesikli) deneysel çalışmada aktif çamur sisteminde pratikte karşılaşılabilecek yüklemelere ilave olarak S_R oluşumuna etki edecek şekilde S₀ / X₀ oranı 0.2 - 5.0 aralığında seçilmiştir. S₀ konsantrasyonu yüksek olan reaktörlerde (F/M = 500/100= 5, F/M = 400/100= 4 gibi) daha fazla kalıcı ürün oluştuğu gözlenmiş, kalıcı ürünün artan F/M ile düzenli olarak arttığı belirtilmiştir. Kalıcı ürünün bir miktar (yaklaşık olarak % 2 ile % 5 nin) daha

ayrıştığı ve ayrışma süresinin F/M oranı yüksek olan reaktörlerde daha uzun olduğu belirlenmiştir.

Pribly ve diğerleri (1997), tam karışımli şartlar için model olarak sürekli akımlı karışımli reaktör (CFSR) ve piston akımlı şartlar için de model olarak kısa doldurma fazlı ardışık kesikli reaktör (SBR)' den oluşan iki farklı biyolojik reaktör kullanarak deneyler yapmıştır. Her iki reaktörü de kaprik asit, sakkaroz ve glicerolden oluşan sentetik atıksu ile beslemiştir. Çıkıştaki SMP' nin düşük ve yüksek moleküler ağırlıkta organik bileşikler içerdiğini belirtmiştir. SMP' nin büyük bir kısmı genellikle düşük moleküler bileşiklerden ($< 1,000$ D) oluşurken, küçük bir kısmı da 30-10 KD arasında fraksiyondan meydana gelmektedir. Her iki reaktörde de çamur yaşı 5-15 gün ve organik çamur yükleme hızı 0.3-0.6 kg KOI/ kg MLSS.gün arasında değiştiğinde SMP miktarının minimum olduğunu bulmuştur. Her iki reaktörde de düşük moleküler bileşiklerin oranı çamur yaşının azalmasıyla artmaktadır.

Pribly ve diğerleri (1997), reaktör tipinin ve akım koşullarının çıkıştaki kalıcı SMP' ye olan etkisini de araştırmıştır. Deneysel çalışmalar, tüm çamur yaşlarında SBR' la karşılaştırıldığında tam karışımli sürekli akımlı reaktör çıkışlarında kalıcı SMP' nin yüksek konsantrasyonda olduğunu göstermesine karşın her iki reaktörde üretilen SMP' nin moleküler ağırlık dağılımı önemli derecede farklı bulunmamıştır.

Curani (1998) aerobik, anaerobik ve iki kademeli biyolojik proseslerde oluşan SMP' nin miktarı, yapısı ve oluşum mekanizması hakkında bir dizi deneysel çalışma ve inceleme yapmıştır. Deneysel çalışmaları iki ana bölümde yürütmüştür:

1. Bölümde glukozun (kolay ayrışabilen substrat olarak) değişik başlangıç KOI konsantrasyonları için aerobik ve anaerobik arıtma proseslerinde oluşturduğu SMP' nin miktarı ve yapısını araştırmıştır.

2. Bölümde fermentasyon endüstrisine ait atıksuyun (yavaş ayrışabilen substrat olarak) aerobik, anaerobik ve iki kademeli arıtma proseslerinde oluşturduğu SMP' nin miktarını ve yapısını araştırmıştır.

Glukozun aerobik ve anaerobik koşullarda ayrışması esnasında oluşan SMP' nin S_0 ile doğrusal bir ilişki gösterdiği ve S_0 arttıkça SMP/ S_0 oranının düştüğü tespit edilmiştir. Ayrıca oluşan SMP' nin moleküler ağırlık dağılım analizlerini vermiş aerobik ve

anaerobik arıtma sonucunda oluşan SMP' nin sırasıyla % 59 ve % 57' sinin MW' sini 1K' nin altında bulmuştur.

Fermentasyon endüstrisi atıksuyu ile benzer koşullarda yürütülen deneysel çalışmalarında glukozda olduğu gibi SMP ile S_0 arasında lineer bir ilişki olduğunu belirtmiştir. S_0 arttıkça SMP/ S_0 oranı da yine düşmektedir. Ancak her iki atıksudaki artış oranı aynı değildir. Aerobik ve anaerobik arıtma sonucunda oluşan SMP' nin MW fraksiyonu sırasıyla % 30 ve % 21 bulunmuştur.

İki kademeli arıtma prosesinde SMP' nin oluşumunu inceleme çalışmasına göre ise, anaerobik arıtma çıkışında kalıcı KOI' nin aerobik proste % 25 civarında giderildiğini, aerobik arıtma sonrasında anaerobik proses çıkışında ise yaklaşık % 26 verimle KOI giderimi sağladığını göstermiştir.

2.5.2 Biyokitle Tarafından Üretilen Çözünmüş Organik Maddelerin Yapısı ve Etkileri

Tek başına basit substratlar kullanılarak spesifik testler yardımıyla mikroorganizmalardan kaynaklanan çözünmüş organik maddelerin üretimi kesin olarak belirlenmiştir. KOI ölçümleriyle bağlantılı bu tür testlerin kullanılması, orjinal substratta olduğu gibi kalıcı organik maddenin miktarının belirlenmesini sağlar. Herhangi bir KOI değeri başlangıçtaki bileşikle ilişkili olmayıp, mikrobiyel orijinli organik bileşiklerin varlığından kaynaklanmaktadır. Bu amaçla yapılan, batch kültürlerde glukoz üzerinde çoğalma (Porges ve diğerleri, 1958; Krishnan & Gaudy, 1965; Grady ve diğerleri, 1969; Mateles & Chian, 1969), glukoz+laktoz (Mateles & Chian, 1969), laktoz (Daigger, 1975), glukoz+butirat (Mateles & Chian, 1969), glukoz+glicerol (Krishnan & Gaudy, 1965), glukoz+lyzin (Grady ve diğerleri, 1969), lyzin (Grady ve diğerleri, 1969) ve glukoz+sorbitol (Komolrit & Gaudy, 1966) ile ortama organik bileşikler salıverdiği tespit edilmiştir. Benzer sonuçlar sürekli akımlı, tam karışımli reaktörlerde kararlı hal koşullarında glukoz ayrıştıran sistemler için (Ramanathan & Gaudy, 1969; Thabaraj & Gaudy, 1969; Grady ve diğerleri, 1972), lyzin (Grady & Gaudy, 1969), fenol (Adams, 1974) ve çok bileşenli substrat için (Grady ve Williams, 1975) tarafından metabolik ara ürünlere sahip olduğu görülmüştür.

Chudoba (1985 a), zor ayrışan çözünmüş organik bileşiklerin aktif çamur mikroorganizmaları tarafından üretildiğini ve miktarının substratın giriş ve/veya çıkış konsantrasyonuna ve mikroorganizmanın çoğalma koşullarına bağlı olduğunu ifade etmiştir. Bu bileşiklerin bazılarının üretiminin nedeni henüz bilinmemekte ve atık ürünler olarak kabul edilmektedir. Washington ve diğerleri (1970)' nin yaptığı deneysel çalışmalar, metabolik son ürünlerin birikiminin oksijen kullanım aktivitesini (spesifik solunum hızını) etkilediğini göstermiştir. Metabolik son ürünlerden MW 700' ün üzerinde olan bileşiklerin inhibitör etkisi yaptığı gözlenmiştir.

Chudoba (1985 a), aktif çamur mikroorganizmaları tarafından üretilen çözünmüş inert organik maddeleri 3 kategoride sınıflandırmıştır:

1. Mikroorganizmaların çevreleri ile ilişkileri sonucunda salgılanan bileşikler,
2. Substrat metabolizması ve bakteriyel çoğalma sonucu üretilen bileşikler,
3. Mikroorganizmaların ayrışması ve hücre duvarının parçalanması (lysis) sonucunda ortama salıverilen bileşikler.

Chudoba (1985 b), ortamdaki zor ayrışan mikrobiyel organik bileşiklerin aktif çamur mikroorganizmalarının aktivitesine olan etkisini incelemiştir. Yarı sürekli artamda işletilen sistemde biriken mikrobiyel atık ürünlerin yüksek konsantrasyonlarda kinetik aktivite, flokülasyon ve çökeltme özelliklerine ters etki yaptığını bulmuştur. Atık ürünlerin moleküler ağırlıklarının dağılımının belirlenmesi için jel kromatografisi kullanılmış ve aşağıdaki moleküler ağırlık dağılımında bulunmuştur.

MW' nin aralığı	%
0-700	39
700-10.000	16
10.000-50.000	35
>50.000	10

MW 10.000' den büyük olanların oranını % 33 olarak tahmin etmişlerdir. Bu ise kültür ortamı içinde biriken sakkarit bileşiklerinin yüksek moleküler polimerler olduğunu göstermektedir.

Aktif çamur mikroorganizmaları tarafından ortama (Clifton, 1963;Pointer, 1973; Daigger and Grady, 1977) tarafından ara ürünlerin ve (Chudoba, 1985 a,b)' ya göre son ürünlerin salıverildiği bilinmektedir. Ara ürünler karışık kültürün çoğalması sırasında hızlı bir şekilde yeniden assimile edilirken, son ürünler zor ayrışmakta ve ortamda inert artık ürün olarak kaldığı kabul edilmektedir. Ayrışabilir nitelikteki ara ürünlerin giderilmesinden sonra ortamda kalan KOI' nin yapısı Hejzlar ve Chudoba (1986 a) tarafından araştırılmıştır. Laboratuvarında farklı koşullarda biyokitle tarafından üretilen çözünmüş inert organik maddelerin analizini yapmışlardır. Bu maddelerin önemli bir kısmı büyük moleküllü maddeler oldukları için Grady ve diğerleri (1984)' nin önerdiği şekilde analiz öncesinde molekül ağırlığı 10.000' in üzerinde olanlar izole edilmiş ve analizi yapılmıştır. Daha önce Chudoba (1985 a) tarafından yapılan sınıflandırmaya uygun olarak biyokitle tarafından üretilen çözünmüş organik madde örnekleri üç farklı koşulda hazırlanmıştır.

Sürekli sistemler- Örnek A:

Çamur yaşı 4.3 gün, hidrolik bekletme süresi 24 saat olan iki farklı koşul altında selektör tip ve tam karışimli laboratuvar ölçekli reaktörler, 1500 mg/l KOI konsantrasyonunda çok bileşenli sentetik substratla beslenerek aynı anda işletilmiştir. Reaktör çıkışından alınan 60. ve 70. gün filtre edilen numunelere göre, sistemde oluşan mikrobiyel polimerlerin, toplam mikrobiyel aktivite (çoğalma, metabolizma ve ölüm) ile ilişkili olduğu düşünülmüştür.

Havali çamur stabilizasyonu- Örnek B:

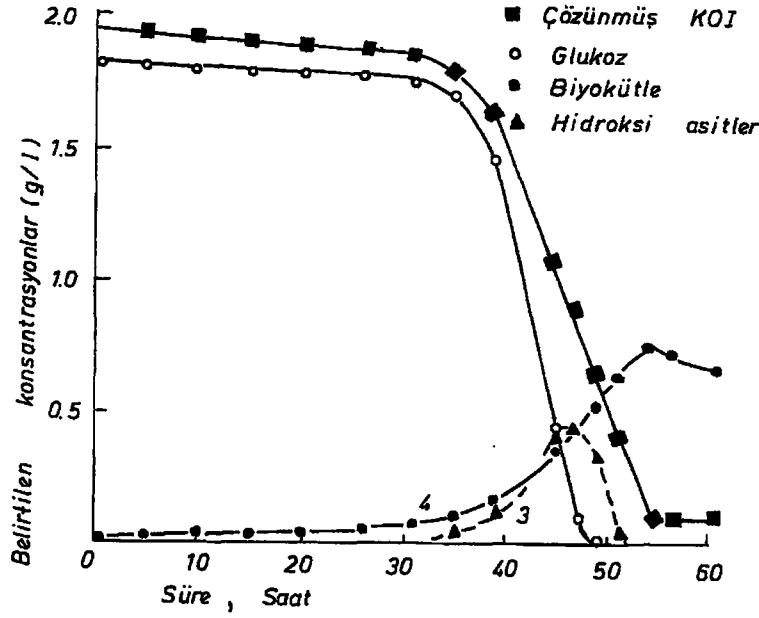
Sürekli sistemlerden alınan fazla çamur santrifüjlenip, iki kez 100 mg/l' lik NaHCO_3 çözeltisi ile yıkandıktan sonra, NaHCO_3 çözeltisinin 100 ml'sinde yeniden süspansiyon haline getirilmiştir. Yoğunlaştırılan biyokitle süspansiyonu, 20 gün bekletme süreli aerobik ve anoksik koşullarda çalışan çamur çürütücüye beslenmiştir. 70 günlük işletmeden sonra ulaşılan kararlı dengeden elde edilen sonuçlara göre 1g biyokitlenin ayrışmasından 31-47 mg KOI üretildiği bulunmuştur. Bu değer daha önce Chudoba (1973) tarafından verilen değerden (15-25 mgKOI/mgMLSS) yaklaşık iki kat daha yüksektir. Bu sistemde oluşan mikrobiyel polimerlerin sadece biyokitlenin ölümü, hücre erimesi ve ayrışması ile ilişkili olduğu düşünülmüştür.

Çoğalan kesikli sistemler- Örnek C:

2000 mg/l KOI eşdeğeri glükoz, diğer besleyici maddeler ve iz elementler distile suda çözüldükten sonra Prag Merkezi Arıtma Tesisinden alınan ($So/Xo=100$ oranında) 20 mg/l aktif çamurla aşılacaktır. Örnekler, glükozun tamamıyla tükendiği (49. saat, C-I) ve giderilebilen KOI' nin tamamen gideriminden sonra (57.-60. saatleri arası, C-II) alınmıştır. Bu sistemlerde oluşan mikrobiyel polimerlerin, esas olarak çoğalma ile ilişkili olduğu düşünülmüştür.

Orijinal örnekler (A,B,C) önce 0.4 μ m membran filtreden süzöldükten sonra 40 °C' ta vakum altında yoğunlaştırılmış, daha sonra yüksek moleküler fraksiyonlarını ayırmak için polimerler dializ yoluyla izole edilmiştir. MW 10.000' in üzerinde olan izole edilmiş olan polimerlerin KOI' si, orijinal sıvı örnekteki toplam KOI' nin % 36-62' si arasında değişmiştir. En düşük oran C örneğinde en yüksek oran B örneğinde elde edilmiştir. Analizler izole edilen polimerler HCl ile hidroliz edildikten sonra yapılmıştır. İzole edilen polimerlerin tamamı şekerler, amino şekerler, üronik asitler ve amino asitler içermektedir. Fotometrik olarak ölçülen bu bileşiklerin toplamı, polimerlerin uçucu fraksiyonunun % 58-83' ü arasında değişmektedir.

Şekil 2.10' da yüksek So/Xo oranında gerçekleştirilen tipik bir kesikli deney çalışmasına göre ara ürünlerin hücre dışına salıverilmesi gösterilmiştir. Glükozun tek karbon kaynağı olarak kullanıldığı bu deneyde glükoz, çözünmüş KOI ve biyokitle ölçümleri yanında α -hidroksi asitler olarak ölçülen ara ürünler çoğalmanın exponansiyel faza ulaştığı 35. saatte çözeltide görölmeye başlamış ve glükozun ortamdan kaybolmasından sonra hızla tüketilmiştir. Hejzlar, burada esas ara ürünün moleköl ağırlığı 196 olan glükonik asit olabileceğini belirtmektedir. Çünkü, glükonik asit hem α -hidroksi asit reaksiyonuna pozitif cevap vermiş hem de glükozun ortamdan yokolmasından sonra alınan örneğin jel kromatografisi, moleköl ağırlığı 190-200 arasında olan bir bileşiğin varlığını göstermiştir. Bu ara ürünün, üstel çoğalma fazındaki mikroorganizmalar tarafından ortama salıverildiği açıkça görölmektedir.



Şekil 2.10 Glukoz giderimi sırasında alfa-hidroksi asitlerin üretilmesi (Hejzlar ve Chudoba, 1986).

Şekil 2.10' dan da görüldüğü gibi glükonik asit hücre dışına çıkan tek ara ürün değildir, bunun gideriminden sonra 400 mg/l civarında olan KOI, daha sonra 100 mg/l' ye kadar düşmüştür.

Fotometrik olarak yapılan grup analizlerinden başka bu gruplara giren spesifik bileşiklerin (şekerler, amino şekerler ve amino asitler) kromatografik yöntemle tek tek analizleri yapılmıştır. Bu analizler sonunda da polimerlerin % 44 - % 56' sı tanımlanabilmiştir. Kromatografik analizler, farklı koşullar altında (çoğalma, açlık ve ayrışma) aktif çamur mikroorganizmaları tarafından üretilen polimerlerin aynı şekerleri, amino şekerleri ve amino asitleri içerdiklerini göstermiştir. Tanımlanan tüm şekerler, amino şekerler ve amino asitlerin hücre duvarları, kapsül ve slime gibi hücrelerin dış katmanlarını oluşturan bakteriyel polisakkaritlerde bulunduğu bilinmektedir (Kenne and Lindberg, 1983). Hücresinin dış katmanlarını oluşturan heteropolisakkaridlerin, hem çoğalma hem de açlık koşullarında aktif çamur mikroorganizmaları tarafından üretilen polimerlerin temel bileşeni olduğu kabul edilmiştir. Amino asitler içinde yeralan polimerlerin, hücre içindeki orijinal yerlerini tayin etmek oldukça güçtür. Bunların orijinlerinin, salgılanan hücre dışı enzimler

(Wodzinski, 1979), hücre erimesi sonucu ortama saçılan proteinler veya hücrenin dış katmanlarından peptidoglikojenler olduğu söylenmektedir (Glenn, 1976).

Hejzlar ve Chudoba (1986), açlık periyodu boyunca mikrobiyel polimerlerin ortama salınmalarının anlaşılabilir olduğunu, sorunun bunların niçin yoğun çoğalma ve bölünmenin meydana geldiği durumlarda da ortama salıverildikleri olduğunu belirtmektedirler. En muhtemel açıklama olarak bazı hücre yapılarının yenilenmesi olayı verilmektedir. Yenilenme sürecinde eski yapılar ayrıştırılır veya ortama salıverilir. Birçok Gram-pozitif bakterinin üstel çoğalma fazında, hücre zarının dışındaki parçaları veya hücre duvarının lipo-polisakkaridlerini ortama salıverdikleri gözlenmiştir. Çoğalma koşullarında bakterilerin nükleik asitler, nükleotidler, bazlar ve proteinler gibi hücre bileşenlerini bile ortama salgıladıkları gözlenmiştir. Sonuç olarak, birçok farklı polimer, çeşitli nedenlerle ortama salgılanmaktadır. Bunların ne kadarının biyolojik olarak ayrışabilir ne kadarının inert olduğunun belirlenmesi pratik bakımdan oldukça önemlidir. Çoğunlukla bütün mikrobiyel hücrelerde bulunan nükleik asitler, peptidoglikojenler ve fosfolipidler gibi polimerlerin birçok mikroorganizma tarafından kolayca ayrıştırılabildiğini varsaymak mantıklı görünmektedir. Ancak, hücre dışı heteropolisakkaridler veya lipopolisakkaridlerin bileşenleri gibi polisakkaridler pratik olarak inerttir. Biyolojik arıtma çıkışlarında bu türden inert polimerlerin bulunması mümkündür. Pratik olarak inert kabul edilen bu ürünlerin uzun vadede ayrışabilirliklerinin incelenmesi, bilimsel veya mühendislik açısından önemli olmasının yanısıra, denetleyici kuruluşlar açısından da önemlidir.

2.5.3 Çözünmüş Mikrobiyel Ürünlerin (SMP) Ayrışabilirliği

Kalıcı KOI' nin yapısı ve ayrışabilirliği konusunda çalışan araştırma gruplarından biri de Gaudy ve arkadaşlarıdır. Gaudy ve Blachly (1985) kalıcı KOI' nin yapısını ve zamanla değişimini tespit etmek için, kesikli bir reaktörü hergün kolay metabolize olan bir substratla besleyerek, biyokitle ve KOI' nin uzun bir süre değişimini izlemişlerdir. Çalışmada artık KOI ve biyokitle kaybını engellemek için tamamen kapalı bir sistem kullanılmıştır. Gaudy, glükoz gibi kolay metabolize olan bir substratın 1000 mg/l (1060 mg/l KOI) konsantrasyonunda, aerobik koşullarda kesikli veya sürekli bir reaktörde alıştırılmış biyokitleye beslendiği zaman ulaşılabilecek en düşük çözünmüş KOI' nin 30-50 mg/l arasında olduğunu belirtmektedir. Buna göre hergün

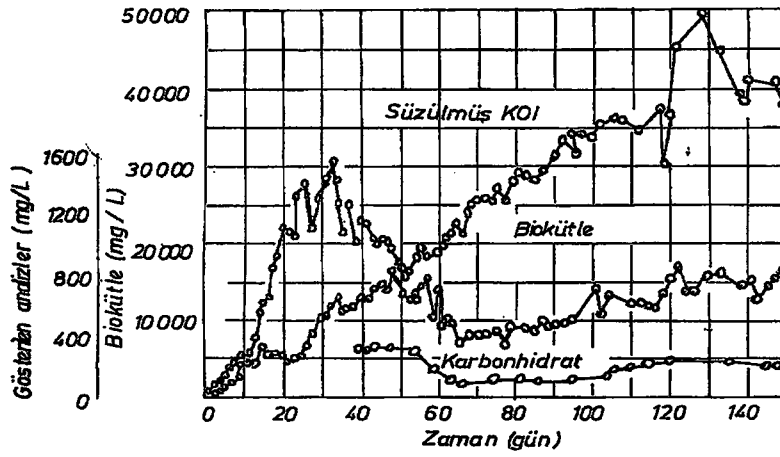
1000 mg/l glüközla beslenen sistem içinde çözünmüş KOI 30-50 mg/l arasında bir hızla birikirse son ürünlerin KOI giderimine ve metabolizmaya inhibitör (engelleyici) etkisinin olabileceği belirtilmektedir. Beklenenden daha az bir KOI birikmesi durumunda ise kalıntıların bir kısmının veya tamamının mikroorganizmalar tarafından ayrıştırılabilir olduğu sonucu çıkartılabilir. Çalışmada kullanılan reaktörlerin besleme şekli Tablo 2.2' de verilmiştir.

Sistemin verimini tespit etmek için rutin olarak süzölmüş ve toplam KOI, süzölmüş karbonhidrat ve biyokitle analizleri yapılmıştır. Çözönmüş oksijen, pH ve sıcaklık sık sık ölçölmüştür. Bu çalışmaları 613 gün sürmüştü, bu süre boyunca ölçölen biyokitle ve KOI değışimleri Şekil (2.11), Şekil (2.12), Şekil (2.13) ve Şekil (2.14) ile verilmiştir.

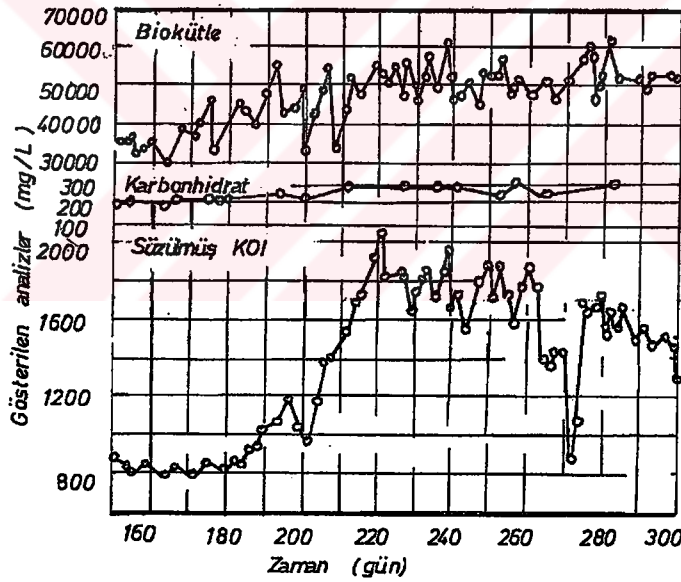
Tablo 2.2 Kesikli Reaktörde Havalandırma Hacmi Başına Eklenen Besleyici (nütrient) Miktarları .

Glüköz	1000 mg / L
(NH ₄) ₂ SO ₄	500 mg / L
MgSO ₄ 7 H ₂ O	100 mg / L
CaCl ₂	5.0 mg / L
MnSO ₄ H ₂ O	10 mg / L
FeCl ₃ 6H ₂ O	0.5 mg / L
1 M fosfat Tampon, PH = 7.2	5 ml
Distile Su	Hacmi tamamlamak için
1-143 günlerde yukardaki miktarlar hergün eklendi	
144-363 günlerde sadece glüköz ve amonyum sülfat hergün eklendi.	
364-613 günlerde sadece glüköz hergün eklendi.	

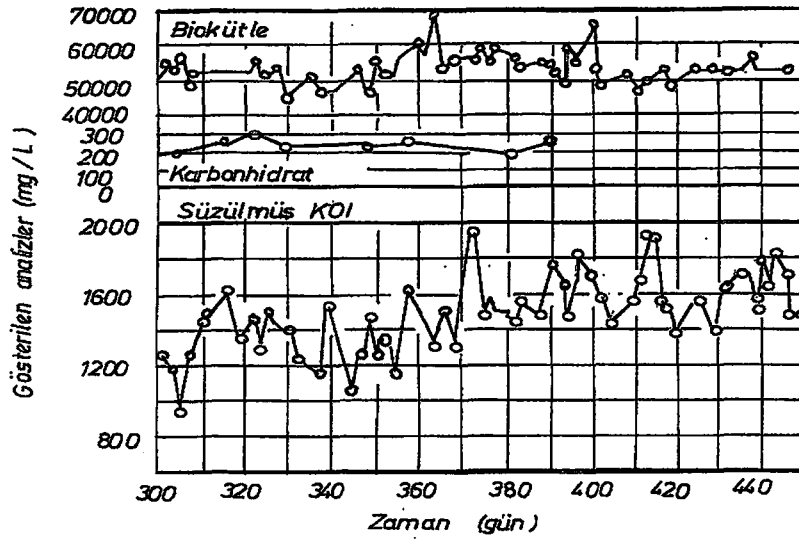
Gaudy ve Blachly (1985) kesikli ve sürekli sistemlerde arıtılabilirlik çalışmalarında inert KOI'nin biyolojik arıtma proseslerinde biyolojik olarak ayrıştırılamayacağını, fakat uzun vadede inert kısmın % 90' dan fazlasının hücre içinde metabolize edilebileceğini belirtmişlerdir.



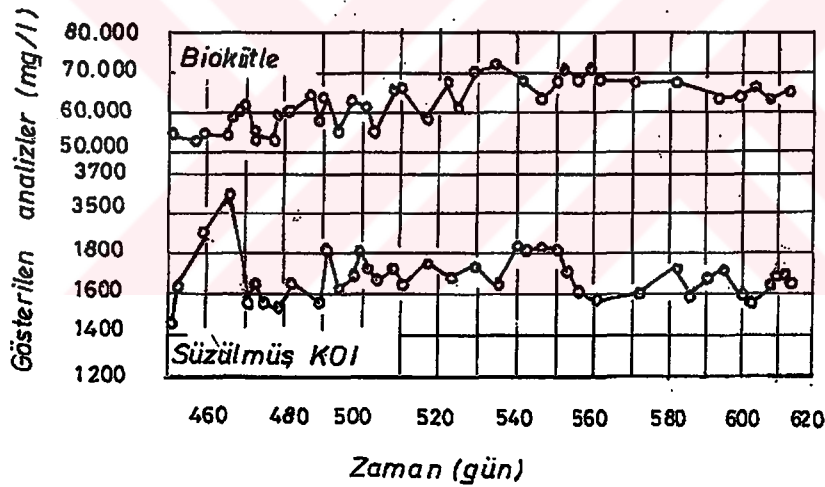
Şekil 2.11 İnorganik tuzlar ve 1000 mg /L glukoz/gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 1-150 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları (Gaudy, Blanchly, 1985).



Şekil 2.12 İnorganik tuzlar ve 1000 mg/L glukoz /gün (çamur atmadan) beslenen havalandırılmalı kesikli reaktörlerdeki 151 - 300 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları (Gaudy, Blanchly, 1985).



Şekil 2.13 İnorganik tuzlar ve 1000 mg/L glukoz/gün beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 300-450 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları (Gaudy, Blanchly, 1985).



Şekil 2.14 İnorganik tuzlar ve 1000 mg/L glukoz/gün beslenen havalandırılmalı kesikli reaktördeki 451-613 günler arasındaki biyokütle, çözünmüş KOI ve çözünmüş karbonhidrat konsantrasyonları (Gaudy, Blanchly, 1985).

Hejzlar ve Chudoba (1986), izole edilen polimerlerin biyolojik olarak ayrışabilirliklerini otomatik bir respirometre (sapromat) kullanarak belirlemiştir. İzole edilen polimerlere besin elementleri ile birlikte nitrifikasyonu önlemek amacıyla alliltiyoüre eklenmiş, karışım Prag Merkezi Arıtma Tesisinden alınan aktif çamurla (20 mg) aşılandıktan sonra 20 günün üzerinde oksijen tüketimi izlenmiştir.

Zamana karşı BOI/KOI₀ değerleri işaretlenerek ve buradan Thomas (1937)'in eğitim metoduyla BOI₀/KOI hız sabiti, k ve lag süresi, t₀ elde edilmiştir. Buna göre, laboratuvar sürekli aktif çamur tesisi çıkışından elde edilen A örneğinin % 88.4 ayrışabilir polimerler (BOI₀/KOI=0.884) içerdiği ve k₁=0.041 gün⁻¹ ve t₀=3 gün olduğu bulunmuştur. Çamur çürütücü çıkışı olan B örneğinin ise, k₁=0.030 gün⁻¹ ve t₀=7 gün olmak üzere % 40.6 ayrışabilir polimerler (BOI₀/KOI=0.406) içerdiği bulunmuştur. Bu maddeler kısmen ayrışabilir nitelikte olsa bile, kabul edilebilir bir hacim ve bekletme süresine sahip herhangi bir arıtma tesisinde ayrıştırılamayacağı açıktır.

Namkung ve Rittmann (1986), substrat olarak fenol kullanıldığı zaman biyofilm reaktöründen çıkan çözünmüş metabolik ürünlerin % 80 veya daha fazlasının molekül ağırlığının 500 daltondan yüksek olduğunu bulmuşlardır. Parkin ve McCarty (1981) çıkıştaki çözünmüş KOI' nin % 54' ünün molekül ağırlığının 1800 daltondan yüksek olduğunu belirtmiştir.

Daigger ve Grady (1977) ve Namkung ve Rittmann (1986), biyolojik atıksu arıtma tesisi çıkış suyundaki çözünmüş organik karbonun bileşeninin orijinal organik maddelerden daha çok SMP'lerden (çözünmüş mikrobiyel ürünler) oluştuğunu yaptıkları çalışmalarla ortaya çıkartmışlardır. SMP' nin oluşum miktarı hızı ve biyolojik ayrışabilirliği, toksisite gibi karakteristikleri nedeniyle önemli bir hale gelmektedir. Çözünmüş mikrobiyel ürünler farklı yapı ve moleküler ağırlıkta çok çeşitli organik bileşiklerden meydana gelmektedir.

2.5.4 Aktif Çamur Sisteminde Ürün Oluşum Kinetiği

Biyolojik arıtma sistemlerinde, biyokütle tarafından ara ürün ve/veya atık ürün olarak ortama bazı organik maddeler salıverilmektedir. Bu ürünlerin oluşum kinetiği konusunda daha çok mikrobiyologların çalışmaları mevcuttur. Mikrobiyologlar, mikrobiyel ürün oluşumunu üç kategoride sınıflamıştır:

$$1. \frac{dP}{Xdt} = \alpha\mu$$

Çoğalma ile eşanlımlı

$$2. \frac{dP}{Xdt} = f(\mu)$$

Çoğalma ile ilişkili

$$3. \frac{dP}{Xdt} = \beta$$

Çoğalmadan bağımsız

Birinci tip ürün oluşum hızı ile substrat tüketim hızı arasında sabit bir ilişki vardır ve enerji metabolizmasına bağlı olarak gerçekleşir. İkinci tip ürün oluşumu kinetiğinde, ürün oluşumu spesifik çoğalma hızının bir fonksiyonudur. Üçüncü tip ürün oluşumu ise, doğrudan enerji metabolizmasının sonucunda gerçekleşmez. En yüksek ürün verimi, substrat tüketim hızının en düşük olduğu ve çoğalmanın hemen hemen durduğu zaman yani içsel solunum fazında elde edilmektedir (Artan, 1987).

Ürün oluşumu kinetiğinde çok kullanılan bir ifade de Luedeking-Piret (1959) tarafından önerilen fermentasyon prosesinde ürün oluşumunu ifade eden basit bir modeldir. Bu model aşağıdaki basit ampirik denklemle ifade edilmiştir:

$$\frac{dP}{dt} = \alpha \left(\frac{dX}{dt} \right) + \beta X \quad (2.41)$$

Burada,

P=Ürün konsantrasyonu , (mg/l)

X=Biyokütle konsantrasyonu, (mg/l)

α =Çoğalma ile ilişkili terim

β =Çoğalmadan bağımsız terim

Bu ampirik denklemde ürün oluşum hızı, çoğalmayla ilişkili ve çoğalmadan bağımsız ürün oluşumunu içeren terimlerin toplamı ile ifade edilmiştir. Baskir ve Hansford (1980) aktif çamur sisteminin çıkış çözünmüş KOI' sini tahmin etmek için mevcut aktif çamur teorisini Luedeking-Piret modeliyle ilişkilendirmişler ve yaptıkları model sonuçlarının çıkış çözünmüş KOI' sine uygun olduğunu göstermişlerdir. Eckhoff ve Jenkins (1967), kolay ayrışan organik maddelerin ayrışması sırasında kalan organik maddeleri, substrat metabolizması ile ilişkili metabolik son ürünler olarak tanımlamıştır. Luedeking-Piret formülünün metabolik son ürünlerin üretimini

yeterince tanımlamadığını ve β katsayısının da sıfır olduğunu varsayarak aktif çamur çıkışındaki kalıntı KOI miktarlarını hesaplamışlardır.

Daigger ve Grady (1977 a) çıkış çözünmüş KOI' sini mikrobiyel ürün oluşumu ile ilişkilendiren bir model geliştirmişler kalıcı ürün miktarının giriş konsantrasyonu ve spesifik çoğalma hızıyla ilişkili olarak çözünmüş organik maddelerin konsantrasyonuna bağlı olduğunu belirtmişlerdir. Bu modelde SMP oluşumunun spesifik hızı, spesifik çoğalma hızının (μ) ve reaktör içindeki biyokütle konsantrasyonunun ikinci mertebe fonksiyonu olarak ifade edilmiştir. SMP oluşumunu çoğalma ile eşanlamlı, çoğalma ile ilişkili ve çoğalmadan bağımsız olmak üzere üç kategoriye ayırmışlardır. Daigger ve Grady (1977 a), çoğalma ile eşanlamlı SMP (çözünmüş mikrobiyel ürün) kategorisini çok düşük çamur yaşında SMP artışı açıklamada kullanmışlardır. Daha önceden saf substratlarla kemostatlarda yaptıkları deney sonuçlarından yararlanarak net spesifik ürün oluşum hızı ile spesifik çoğalma hızı arasında bir ilişki kurmuşlardır. Deneysel çalışmalar sonucunda çıkışta ölçülen KOI ile girişte ölçülen substratın kalan kısmı arasındaki farkı ürün olarak tanımlamışlardır. Spesifik çoğalma hızının spesifik ürün oluşum hızı üzerine etkisi ve aralarındaki ilişki aşağıdaki bağıntı ile ifade edilmiştir.

$$\frac{dP}{Xdt} = K_o + K_1\mu + K_2\mu^2 \quad (2.42)$$

Dennis ve Irvine (1983), ayrışabilir ve ayrışamayan ürün oluşumunu ayrı ayrı ifade etmişlerdir. Ayrışabilen yan ürünler, tali substrat olarak gözönüne alınmış ve ana substrattan oluşan bu ürünlerin ana substrata göre daha yavaş okside olduğu kabul edilmiştir. Ana substrat miktarı arttıkça yan ürünlerin oluşumu hızlanmaktadır. Ancak bunun konsantrasyonu belli bir değerin altına düştüğünde bu reaksiyonun oluşmadığı varsayılmıştır.

Yan ürün oluşum hızı,

$$\frac{dS_2}{dt} = k_2 X_a S_1 \quad (2.43)$$

denklemleri ile verilmiştir.

Burada,

S_2 =İkincil substrat konsantrasyonu, (mg/l)

S_1 =Birincil substrat konsantrasyonu, (mg/l)

X_a =Aktif biyokitle konsantrasyonu, (mg/l)

k_2 =Kinetik hız katsayısı, (l/mg.saat)

olarak verilmiştir. Orhon ve Tünay (1979), tali substratların giderimini ana substratın engellediğini varsayarak kompetitif inhibisyon kinetiği ifadesini kullanmıştır.

Ayrışmayan ürünlerin ortaya çıkması esas ve tali substratların metabolizması ile gerçekleşmektedir.

$$\frac{dS_p}{dt} = \alpha_1 \mu_1 X_a + \alpha_2 \mu_2 X_a \quad (2.44)$$

denklemleri ile ifade edilmiştir. Burada,

S_p =Ayrışmayan ürünler, (mg/l)

μ_1, μ_2 =esas ve tali substratlar üzerinden spesifik çoğalma hızları, (1/gün)

α_1, α_2 =Stokiyometrik katsayılar

Namkung ve Rittmann (1985) ürün oluşumunu iki kategoride sınıflamıştır:

1.Substrat kullanımıyla bağlantılı ürünler (UAP)

2.Biyokitleyle bağlantılı ürünler (BAP)

UAP' ler, aktif biyokitlenin substrat kullanım hızına orantılı olarak üretilir.

$$r_{UAP} = -k_1 \cdot r_{UT} \quad (2.45)$$

denklemleri ile ifade edilir. Burada,

r_{UAP} =UAP oluşum hızı ($M_p \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$),

k_1 =UAP oluşum hızı katsayısı ($M_p \cdot M_s^{-1}$) dır.

BAP ise sadece aktif çamur biyokütlesiyle orantılı olarak üretilir.

$$r_{BAP}=k_2 \cdot X_a \quad (2.46)$$

Bu formülde;

r_{BAP} =BAP oluşum hızı ($M_p \cdot L^{-3} \cdot T^{-1}$),

k_2 = BAP oluşum hızı katsayısı ($M_p \cdot M_s^{-1}$) dir.

Kararlı halde ürün oluşumunun kütle dengesi ise,

$$-P^0 + (-k_1 \cdot r_{UT} + k_2 \cdot X_a)\theta=0 \quad (2.47)$$

denklemleri ile verilmektedir. Burada;

P^0 =çözünmüş metabolik ürün parçalanması meydana gelmediği takdirde ortaya çıkan toplam çözünmüş metabolik ürün konsantrasyonu ($M_p \cdot L^{-3}$) dur.

Buradan P^0 çözülürse;

$$P^0 = (-k_1 \cdot r_{UT} + k_2 \cdot X_a)\theta \quad (2.48)$$

bulunur. P^0 , muhtemel parçalanma için mevcut toplam çözünmüş metabolik ürün miktarını temsil ettiğinden kritik öneme sahip bir parametredir.

Kararlı haldeki SMP' nin kütle dengesi denklemine çoklu-substrat ayrışması ilave edildiğinde,

$$0=-P^0 + (-k_1 \cdot r_{UT} + k_2 \cdot X_a - k_{3m}(P/P^0)X_a)\theta \quad (2.49)$$

denklemleri haline gelir.

k_{3m} =SMP için çoklu-substrat ayrışma sabiti,

$k_{3m}(P/P^0)X_a$ =Ayrışma hızı katsayısıdır.

P değerini kontrol eden temel parametre θ_c çamur yaşıdır. Geri devirli sistemlerde θ (hidrolik bekletme süresi) S' yi etkilediği gibi P' yi etkilememektedir. Çünkü $X_a\theta$ değeri θ_c değeri ile belirlenmektedir (Namkung ve Rittmann, 1985).

Lee ve Bailey (1985) ürün oluşum kinetiği ile temel biyolojik parametreler arasındaki ilişkiden yararlanarak geliştirdikleri model denklemlerin sonuç ifadesini lineerleştirerek Luedeking-Piret denklemi ile aynı olduğunu göstermiştir.

Cimşit (1986), çözünmüş mikrobiyel ürünlerin üretimi için ardışık kesikli reaktörlerde ölüm mekanizmasının baskın olduğu durumu gözönüne alarak aşağıdaki hız denklemini önermiştir:

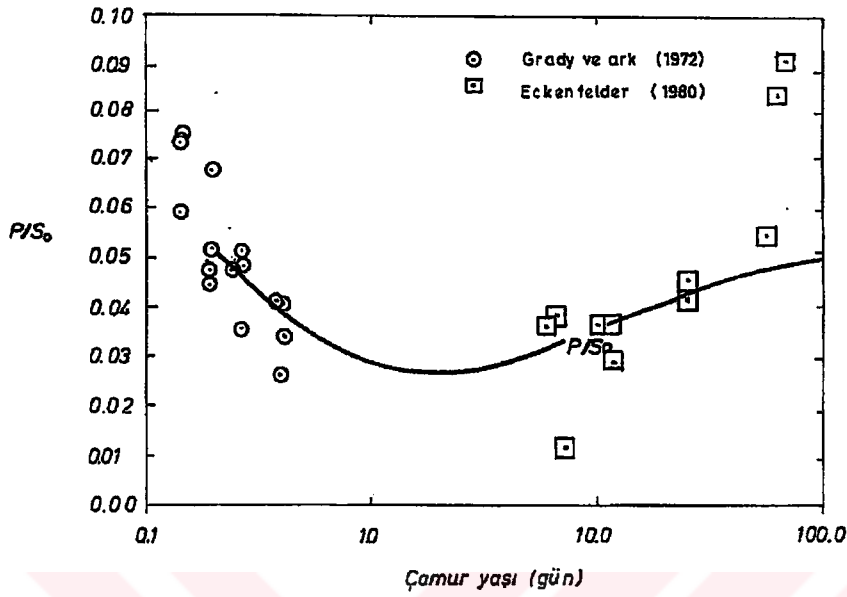
$$\frac{dS_p}{dt} = \beta k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H \quad (2.50)$$

Bu denklem Task Grup Modeliyle ilişkilidir. SBR reaktörlerinin farklı işletilmesi sonucu elde edilen deneysel sonuçlar mükemmel bir korelasyon göstermiştir ve model sonuçları β değerinin 0.1 olduğunu, SRP üretiminden sorumlu cansız partiküler maddenin de yaklaşık % 10' nun hidrolize olabildiğini göstermiştir.

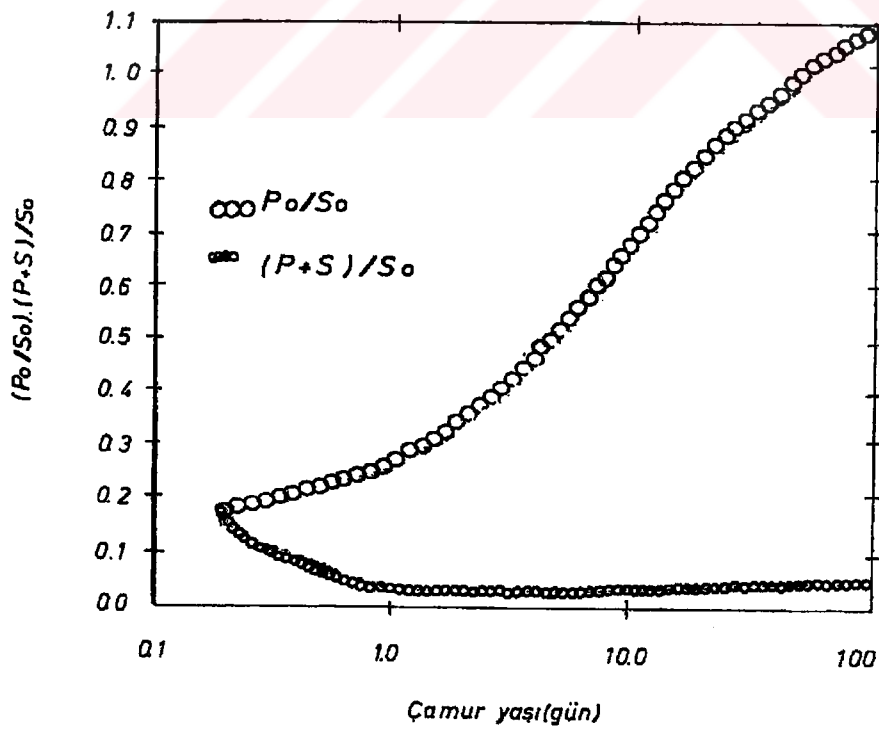
Rittmann ve arkadaşları (1987) SMP' nin ayrışmasını yarı-deneysel çoklu-substrat modeli $-k_{3m}(P/P^0)X_a$ ile modellemişlerdir. SMP oluşum/ayırışma modeli, kemostat ve çamur geri devirli sistemlerde SMP' nin net oluşumunu başarılı bir şekilde ifade etmektedir. Çamur yaşı 0.2-100 gün aralığında değişirken SMP' ye dönüşüm oranı % 2.6-5 arasında değişmektedir. Şekil 2.15' de çamur yaşı 2 gün olduğunda minimum çözünmüş metabolik ürün konsantrasyonu elde edilmiştir. Şekil 2.16' da P^0/S , P^0/S_0 ve $(P+S)/S_0$ nin θ_c ' ye göre değişimi görülmektedir. P^0/S_0 değeri θ_c ile artmakta, $(P+S)/S_0$ değerleri ise azalmaktadır.

Artan (1987)' ın model çalışmasında aktif çamur sistemlerinde normal bekletme süreleri içinde ayrıştırılamayacak kadar yavaş ayrışan ürünler biyolojik olarak inert kabul edilmiş ve çözünmüş kalıcı ürün (S_p) olarak isimlendirilmiştir. S_p üretimi hidroliz ve çoğalma ile orantılı olmak üzere iki şekilde modellenmiştir. Artan (1987), çözünmüş inert ürün oluşumunu da hesaba katan bir aktif çamur modeli geliştirerek çıkış çözünmüş KOI' si üzerindeki etkisini incelemiştir. S_p üretiminin reaktördeki aktif

biyokitle miktarı ile orantılı olduğu ($X_A \cdot \theta$) ve Chudoba (1985)'nin belirttiği gibi S_{so} ve θ_c ile değiştiğini bulmuştur.



Şekil 2.15 P / S_0 değerlerinin θ_c ile değişimi (Rittmann ve arkadaşları, 1987).



Şekil 2.16 Standart parametrelerde tahmini değerleri (Rittmann ve arkadaşları, 1987)

Artan (1987), çözünmüş mikrobiyel ürünlerin oluşum ve birikim hızını ifade eden ölüm-yenilenme modeline farklı iki yaklaşım önerisinde bulunmuştur.

1. Girişteki substrat doğrudan çözünmüş inert ürünlere dönüşmektedir.
2. Canlı olmayan ölü biyokütlenin yavaş ayrışabilen kısmı hidroliz yoluyla çözünmüş inert ürünlere geri kalanı ise kolay ayrışabilir substrat olarak geri dönmüştür. Artanın modeli aktif biyokütle, ölüm yenilenme ve hidroliz kavramlarını içermektedir. Bu kapsamda, SRP üretiminin proses hızı aşağıdaki gibi ifade edilmiştir:

$$\frac{dS_p}{dt} = \alpha_R \mu_H \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + f_{ps} k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H \quad (2.51)$$

Burada,

α_R = ölüm-yenilenme modeli için çoğalma ile ilişkili çözünmüş inert ürünlerin oluşum katsayısı,

f_{ps} = ölü partiküler maddenin çözünmüş inert mikrobiyel ürünlere dönüşen kısmıdır.

$K_x \gg X_s / X_H$ olduğundan yukarıdaki ifade;

$$\frac{dS_p}{dt} = \alpha_R \mu_H \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + f_{ps} K_h X_s \quad (2.52)$$

tarzında basitleştirilebilir.

(2.52) denkleminin birinci terimi çoğalma ile ilişkili ürün üretimini, ikinci terimi ise ölümle ilişkili mekanizmayı göstermektedir. Uygun α_R ve f_{ps} değerleri alınarak baskın olan mekanizma seçilip diğeri ihmal edilerek aynı sonuçlar elde edilmiştir (Artan, 1987).

Huang ve Cheng (1987) klasik bir aktif çamur sisteminde organik maddelerin kullanımı, metabolik ürünlerin üretimi ve bu ürünlerin yeniden kullanılması kavramını uygulayan ikili substrat modeli önermiştir. Bu modelde; temel substrat, metabolik ürünler ve biyokütle ile ilgili dinamik sistem denklemleri geliştirilmiştir. Bu denklemler mikrobiyel kinetikler ve işletme parametreleri ile ilişkilidir. Çıkış

KOI' sinin değişimi tedrici giriş yüklemeleri altında çıkışta kalıcı temel substrat ve metabolik ürünler zamana bağlı olarak simule edilmektedir. Çalışmada iki adet paralel laboratuvar ölçekli aktif çamur sistemi kullanılmıştır. Hacimleri 15, 15 ve 48 litre olan  adet seri bağlı reaktör kullanılmıştır. Birinci, ikinci ve üçüncü reaktörler arasında tedrici olarak azalan (transient) bir substrat konsantrasyonu mevcuttur.

-Temel substratın tüketim ve metabolik ürünlerin oluşum hızları Monod kinetiği ile ifade edilmiştir.

$$R_s=r_1=\frac{1}{Y_1} \frac{\mu_m SX}{K_s + S} \quad (2.53)$$

$$Y_2 r_1=\frac{Y_2}{Y_1} \frac{\mu_m SX}{K_s + S} \quad (2.54)$$

-Biyokitle tarafından metabolik ürünlerin yeniden tüketimi temel substratın biyokitleye dönüşümüne benzer şekilde:

$$r_3=\frac{k_3 PX}{K_p + P} \quad (P \rightarrow Y_3 X) \quad (2.55)$$

eşitliği ile ifade edilmiştir.

Metabolik rnlerin değişim hızı, ürünlerin yeniden kullanım hızı ve oluşum hızı arasındaki fark olduğundan,

$$P_p=Y_2 r_1-r_3 \quad (2.56)$$

veya $Y_2 r_1$ ve r_3 yerine değerleri konularak

$$P_p=\frac{Y_2}{Y_1} \frac{\mu_m SX}{K_s + S} - \frac{k_3 PX}{K_p + P} \quad (2.57)$$

yazılabilir.

Geliştirilen model, uygun parametrelerin transient durumunu simule etmede kullanılabilir. Transient koşullarda metabolik ürünlerin çıkış KOI' sinin sadece çok küçük bir kısmını temsil ettiği, kararlı hal durumunda çıkış KOI' sinin % 93-96' sının metabolik ürünlerden oluştuğu bulunmuştur.

Akal (1990) çözünmüş metabolik ürünlerin oluşumu için matematik modeller önermiştir. Bunlardan, ilk alternatif olarak hidroliz ürünlerinin tamamen ayrıştığı gözönüne alınmıştır. Aktif biyokittenin hem çözünmüş(S_s) hem de ayrışabilen ürün (S_p) üzerinde çoğaldığı kabul edilmiştir. Buna göre çözünmüş metabolik ürün ile ilgili denklem,

$$r_{SP} = \frac{dS_p}{dt} = k_h \frac{\chi_s / \chi_a}{K_x + \chi_s / \chi_a} \chi_a - \frac{\mu_2}{Y} \frac{S_p}{K_{S2} + S_p} \chi_a \quad (2.58)$$

şeklindedir.

Akal' ın ikinci alternatifinde ise hidroliz ürünleri ayrışabilir karakterdedir. Buna göre,

$$r_{SP} = \frac{dS_p}{dt} = k_h \frac{\chi_s / \chi_a}{K_x + \chi_s / \chi_a} \chi_a - \frac{\mu_2}{Y} \frac{S_p}{S_p + K_{S2} (1 + \frac{S_s}{K_i})} \chi_a \quad (2.59)$$

denklemleri ile ifade edilmiştir.

Üçüncü alternatif ise substrat (S_s) ve metabolik ürünler (S_p) ikili substrat sistemi gibi düşünülerek, substrat ve ürünler üzerindeki çoğalma hızı ifadeleri belirlenmiş ve aşağıdaki denklemle ifade edilmiştir.

$$r_{SP} = \frac{dS_p}{dt} = k_h \frac{\chi_s / \chi_a}{K_x + \chi_s / \chi_a} \chi_a - \frac{\mu_2}{Y} \frac{S_p}{S_p + K_{S2} (1 + \frac{S_s}{K_{S1}})} \chi_a \quad (2.60)$$

Boero ve arkadaşları (1991) glükoz ve fenol kullanarak kesikli (batch) sistemde çözünmüş mikrobiyel ürün oluşumunu araştırmışlar fenol ve glükoz ile yapılan

deneyler iki farklı bölümde incelenmiştir. Birinci bölümde orijinal substratın (fenol ve glükoz) azaldığı ve substrat giderimine bağlı ürünlerin (SMP_s) üretildiği belirtilmiştir. İkinci bölümde ise (SMP_s)'nin ayrışabilen kısmı azalırken aynı zamanda, biyokitleye bağlı ürünlerin (SMP_E) meydana geldiği açıklanmıştır.

Furumai ve Rittmann (1992) heterotrofik ve nitrifiye bakteri gruplarının her ikisinden meydana gelen SMP oluşumunu içeren ve heterotroflar tarafından SMP' nin ayrıştırılmasına izin veren bir biyolojik proses modeli geliştirmiştir. Biyokitle ölümü içsel solunum ve biyokitle esaslı ürünlerin oluşumu (BAP) olmak üzere iki kısma ayrılmıştır. Model, heterotroflar ile nitrifiye bakteriler arasındaki etkileşimi (ilişkiyi) araştırmak için kullanılmıştır. Ana amaç, çıkıştaki KOI konsantrasyonunun tahmini ve heterotroflara organik substrat temin edilmesinde nitrifiye bakterilerin ürettiği SMP' lerin rolünün incelenmesidir. Uzun çamur yaşında, yüksek giriş substrat konsantrasyonunda ve değişik işletme koşulları altında model sonuçlarından elde edilen bilgilere göre, heterotrofların çoğalmasında nitrifiyelerin ürettiği SMP' nin önemli olduğu açığa çıkmıştır. Girişte yüksek NH_4-N/KOI oranında orijinal substrat azalırken nitrifiyeler tarafından üretilen SMP'lerin desteğiyle heterotroflar çoğalmıştır, toplam KOI artmıştır. Model nitrifiye bakterilerden kaynaklanan SMP' lerin heterotrofik çoğalmayı desteklemesini değerlendirebilmek için düşük giriş KOI konsantrasyonuna sahip sistemlere de uygulanmıştır.

Kuo ve diğerleri (1996) stok (fill and draw) ve kemostat (CSTR) reaktörlerini glukoz ve asetatla besleyerek anaerobik arıtma esnasında oluşan mikrobiyel ürünlerin üretimi için bir model geliştirmiştir. Glükozla beslenen kemostat reaktörlerin kararlı hal sonuçlarına göre θ_c arttıkça SMP/S_o ' ın minimuma düştüğü ve daha sonra arttığı görülmüştür. SMP θ_c ' nin fonksiyonu olarak U şeklinde bir değişim göstermiştir. Glükozla beslenen sistemlerin, asetatla beslenenlerden daha yüksek $SMP/$ çıkış KOI' sine sahip olduğu görülmüştür. (0.81-0.97) ye karşılık (0.46-0.80) θ_c arttıkça çözünmüş KOI' ye bağlı olarak SMP' nin de arttığı görülmüştür. Asetatla beslenen kemostatlarda θ_c düzenli olarak artarken (15' den 25' e ve 40' a yükselirken) normalize SMP üretimi azalmıştır. Glükoz ve asetatla beslenen sistemlerde SMP' nin üretiminin tanımlanmasında Rittmann ve diğerleri (1987) tarafından geliştirilen bir unified model kullanılmıştır. Literatürde verilen aerobik sistemlerde üretilen

SMP' lerle karşılaştırıldığında anaerobik sistemlerde daha düşük SMP üretimi olduğu görülmüştür.

Akal (1997) deneysel sonuçlardan elde ettiği kalıcı ürün konsantrasyonu S_R değerlerini F/M cinsinden logaritmik, üstel veya hiberbolik fonksiyon tarzında ifade etmiştir. Bunların arasında hiperbolik fonksiyon en iyi sonucu verdiği için tercih edilmiş, serbest değişken olarak F/M yerine $\left(\frac{F}{M}\right)^{1.39}$ kullanılmasının daha uygun olduğu gözlenmiş ve S_R için MATCAD programı ile yapılan çözümler sonucunda,

$$S_R = \frac{161.7(F/M)^{1.39}}{2.2015 + (F/M)^{1.39}}; \quad [R = 0.998, SS = \pm 0.527] \quad (2.52)$$

ifadesi bulunmuştur.

3. ÇOK BİLEŞENLİ AKTİF ÇAMUR MODELLERİ

Son yıllarda substrat ve biyokütle bileşenlerinden oluşan konvansiyonel aktif çamur modelleri yerini çok bileşenli modellere bırakmıştır. Çok bileşenli modeller, gerek aktif çamur sistemlerinin anlaşılması gerekse atıksu karakterizasyonunun belirlenmesi bakımından giderek önem kazanmaktadır. Yakın geçmişe kadar yaygın olarak kullanılan aktif çamur modelleri, çıkış substrat konsantrasyonunun giriş substrat konsantrasyonundan bağımsız olduğunu ve çıkış suyu substrat karakterinin girişteki ile aynı olduğunu kabul etmekteydi. Çok sayıda araştırma çıkış akımındaki bakiye substratın büyük bir çoğunluğunun biyokütle tarafından üretildiğini ve çıkış substrat konsantrasyonunun giriş substrat konsantrasyonu ile ilişkili olduğunu ortaya koymuştur. Günümüzde çok bileşenli aktif çamur modelleri kullanılarak hem giriş ve çıkış akımındaki substrat bileşenleri, hem biyokütlenin bileşenleri belirlenebilmektedir.

Yapılan araştırmalar, aktif çamur sisteminde substratın biyolojik olarak ayrışması sonucu ortama, bir miktar biyolojik açıdan inert ürünlerin bırakıldığını ortaya koymuştur. İki bileşenli modellerde substrat ölçümleri için uygulanan kollektif parametreler (KOI, BOI, TOK vs.) gerçek sistem parametrelerinin (teorik kavramların) karşılığı değildir. Bütün bu sebeplerden dolayı günümüzde, hem reaktördeki biyokütlenin fraksiyonları, hem de sistemden atılan çamur miktarı hakkında çok daha gerçekçi bilgiler veren çok bileşenli aktif çamur modelleri kullanılmaktadır (Çokgör, 1997).

3.1 Ölüm-Yenilenme Modeli

Henze ve diğerleri (1987) tarafından önerilen ve IAWPRC Task Grup Modeline uyarlanan ölüm-yenilenme modelinde, X_H ' in bir kısmının inert partiküler maddeye (X_S) dönüştüğü ve X_S ' in ise hidroliz ile yeniden kolay ayrışan çözünmüş maddeye (S_S) ve çözünmüş mikrobiyel ürüne (S_P) dönüştüğü kabul edilmektedir (Tablo 3.1).

Herbert' in içsel solunum yaklaşımında bakım enerjisinin karşılanması için bir miktar biyokütlenin yokolduğu ve bununla orantılı olarak dışardan bir elektron alıcısının (oksijen veya nitrat) doğrudan kullanıldığı kabul edilir. Aerobik ve anoksik şartlarda ve aerobik olarak üretilmiş mikroorganizmaların kısa vadeli anaerobik şartlara maruz kaldığı durumlarda, içsel solunum açısından meydana gelen tutarsızlıkların giderilmesi için alternatif bir model aranması, ölüm-yenilenme modelinin gelişmesine yolaçmıştır.

Ölüm-yenilenme modelinde, muhtemelen organizmaların endojen fazında yeralan kütle kaybı ve solunum reaksiyonları birbirinden ayrılmıştır. Aktif mikroorganizmaların kaybolan kısmının öldüğü varsayılır ve ölen biyokütlenin bir kısmı yavaş ayrışan substrat olarak sıvı kütlesi içerisine dönerken, bir kısmı da ayrışmayan partiküler ürünler olarak kütle dengesini terkeder. Oluşan yavaş ayrışan organik maddeler, ortamdaki yavaş ayrışan substrata eklenerek, giriş akımından gelen yavaş ayrışan substrat gibi, adsorbsiyon, hücre dışı parçalanma ve yeni hücrelerin sentezi fazlarından geçerek kullanılır. Bu yaklaşım, gerçekte hücre yıkımı (içsel solunum) olmadığını, oksijenin sadece, ölü biyokütleden hidroliz yoluyla çıkan substrattan yeni biyokütle sentezi sırasında tüketildiğini kabul eder.

Ölüm olayının, anoksik ve anaerobik şartlarda da elektron alıcısı (oksijen veya nitrat) tüketmediği düşünüldüğünden devam ettiği varsayılır. Meydana gelen yavaş ayrışan substratın oksijen yokluğunda kullanımı, nitratin varlığına bağlıdır. Bunun sonucunda yeni aktif biyokütle meydana gelir, ancak bu olay sadece nitrat kullanabilen organizmalar tarafından gerçekleştirildiği için, maksimum substrat kullanım hızı düşer. Nitratin da mevcut olmadığı durumlarda, yenilenme gerçekleşemez ve ortamda yavaş ayrışan organik madde birikir. Bunun sonucunda, tekrar aerobik koşullara dönüldüğünde yüksek oksijen tüketim hızları gözlenir.

Ölüm-yenilenme yaklaşımında aktif biyokütlenin ölüm veya kaybı için,

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H' X_H \quad (3.1)$$

Cansız (ölen) biyokütleden günde oluşan yavaş ayrışan substrat için,

$$\frac{dX_s}{dt} = (1 - f_{px})b_H' X_H \quad (3.2)$$

Günde tüketilen inert biyokütle (X_p) için,

$$\frac{dX_p}{dt} = f_{px}b_H' X_H \quad (3.3)$$

yazılabilir.

(3.2)' de verilen denklem uyarınca sıvı kütlesine geçen yavaş ayrışan substrattan günde üretilen yeni aktif biyokütle miktarı:

$$\frac{dX_H}{dt} = Y_H (1 - f_{px})b_H' X_H \quad (3.4)$$

eşitliği ile, yeni aktif biyokütle sentezi sonucunda oksijen tüketim hızı,

$$\frac{dS_o}{dt} = -(1 - Y_H)(1 - f_{px})b_H' X_H \quad (3.5)$$

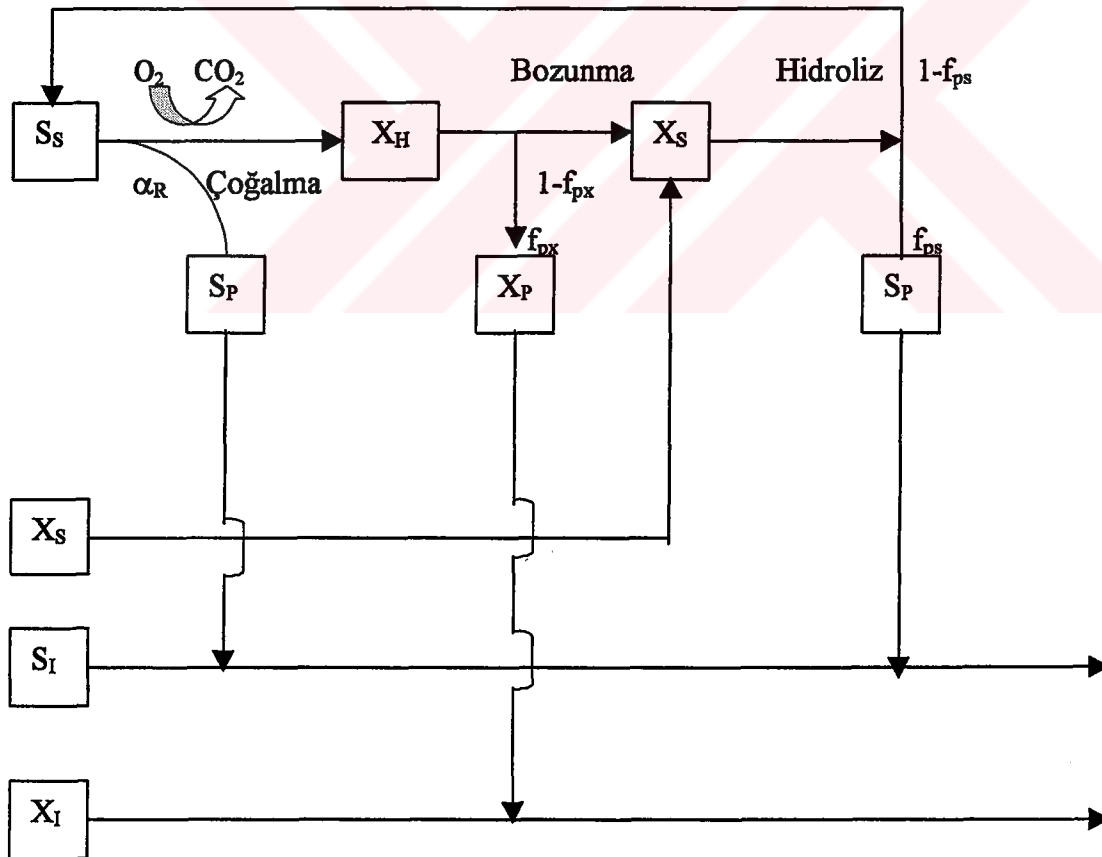
ile verilir.

Ölüm-yenilenme modeli, anoksik ve anaerobik şartlarda biyokütle ölümünün mekanistik ifadesini kavramsal çerçevede en iyi bir şekilde açıklar. Üretilen inert biyokütle, karbon giderimi için kinetik ve stokiometrik sabitlerin uygun değerlerinin verilmesi ve gerekli ayarlamaların sağlanmasıyla aerobik sistemde kolay ayrışabilen substrat gibi geri devredilir ve doğrudan tüketilir.

Ölüm-yenilenme yaklaşımı, Task Grup Model gibi son kinetik çalışmalara uygulandığında giriş akımında bulunan partiküler yavaş ayrışan substratla, cansız biyokütlenin bir kısmından üretilen arasında önemli bir fark olmadığını göstermiştir. Hidroliz hızının, atıksuyun yapısına bağlı olduğu ve endojen (üretilen inert) biyokütleden önemli derecede farklı olabileceği umulmaktadır (Orhon ve Artan, 1994). Tablo 3.1' te Ölüm-Yenilenme Modelinin Karbon giderimi için proses stokiometrisi ve kinetiği verilmiştir. Şekil 3.1' de Ölüm-Yenilenme Modelinde yer alan prosesler şematik olarak gösterilmiştir.

Tablo 3.1 Ölümlenilenme yaklaşımlında karbon giderim mekanizmasının stokiometrisi ve kinetiği

Bileşen →	1	2	3	4	5	6	Proses Hızı ML ⁻³ T ⁻¹
Proses ↓	S _s	X _s	X _H	X _P	S _P	S _O	
Çoğalma	$-\frac{1}{Y_H}$		1			$-\frac{(1-\alpha_R Y_H - Y_H)}{Y_H}$	$\hat{\mu}_H \frac{S_s}{(K_s + S_s)} X_H$
Hidroliz	1-f _{ps}	-1			f _{ps}		$k_h \frac{X_s / X_H}{(K_x + X_s / X_H)} X_H$
Ölüm		1-f _{px}	-1	f _{px}			$b'_H X_H$
Parametre, ML ⁻³	KOI	KOI	Hücre KOI	KOI	KOI	O ₂	



Şekil 3.1 Ölümlenilenme modelinin şematik gösterimi

Ölüm-yenilenme yaklaşımı kullanılarak biyokütle kaybının açıklanmasında iki önemli sonuca ulaşılmıştır. Hücrelerin gerçekte ayrışmayan fraksiyonu, yüzde yirmi (% 20) değil yüzde sekizdir (% 8). Bu, mikrobiyolojistler açısından daha kabul edilebilir bir değerdir. Ölüm hızının yüksek olması, (günde aktif nüfusun % 62,2' si kayboluyor) bakteri ömrünün çok kısa olduğunu göstermektedir. Organizma topluluğunun % 90' ı 3.7 günde yenilenmektedir. Çamur yaşına bağlı olmaksızın, mikroorganizmaların yarı ömrü 1.1 gün olmaktadır. Bu sonuca göre, sürekli ölüm ve yenilenme prosesleri söz konusu olduğunda çok uzun çamur bekletme sürelerinde bile aktif biyokütlenin aktivitesinin yaklaşık olarak sabit olduğu gözlemi ile kanıtlanmıştır (Artan, 1987).

3.2 İçsel Solunum Modeli

İçsel solunum yaklaşımında, atıksudaki organik maddeler, çözülmüş ve partiküler formda biyolojik olarak ayrışabilen (S_s ve X_s) ve biyolojik olarak ayrışamayan (S_i ve X_i) tarzında sınıflandırılır. S_p ve X_p reaktörde mikrobiyel faaliyetlerden oluşan bu modelde, aktif biyokütlenin f_{EX} kadarının partiküler mikrobiyel ürüne ve f_{ES} kadarının da çözülmüş mikrobiyel ürüne dönüştüğü kabul edilir. Girişteki partiküler inert maddeler ve ürünler biyokimyasal reaksiyonlara girmezler, aktif çamur içinde birikirler ve ancak sistemden çamur çekildiği zaman dışarı atılırlar (Orhon ve Artan, 1994).

Mc Kinney (1962) toplam biyokütle azalma hızını, aktif biyokütlenin içsel solunum hızı ve partiküler inert ürünlerin oluşum hızının toplamı şeklinde aşağıdaki denklemle ifade etmiştir:

$$\frac{dX}{dt} = \frac{dX_H}{dt} + \frac{dX_P}{dt} \quad (3.6)$$

Aktif biyokütlerdeki azalma (yani içsel solunum) genel olarak birinci derece denklemi ile ifade edilebilir:

$$\frac{dX_H}{dt} = -b_H X_H \quad (3.7)$$

Yukarıdaki açıklamalar ışığında X_P ' nin oluşum hızı aşağıdaki gibi tanımlanabilir:

$$\frac{dX_P}{dt} = -f_{EX} \frac{dX_H}{dt} \quad (3.8)$$

f_{EX} =biyokütlenin inert kısmı

Burada (3.7) eşitliğindeki dX_H/dt ' nin değeri (3.8) eşitliğinde yerine konursa;

$$\frac{dX_P}{dt} = f_{EX} b_H X_H \quad (3.9)$$

elde edilir. İçsel solunumla oksijen tüketim hızı için:

$$\frac{dS_O}{dt} = -(1 - f_{EX}) b_H X_H \quad (3.10)$$

eşitliği yazılabilir.

Yavaş ayrışabilen substrat (X_S) hidroliz prosesi ile kolay ayrışabilen substrat, (S_S) e dönüşür. İçsel solunum modeli yaklaşımında, kolay ayrışabilir substratı (S_S) etkileyen tek proses çoğalmadır. Başka bir deyimle, içsel solunum nedeniyle biyokütlerdeki (X_H) azalma,

$$\frac{dS_S}{dt} = -\frac{\hat{\mu}_H}{Y_H} \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H \quad (3.11)$$

eşitliğine göre S_S bileşeni üzerinde etkili olmaktadır.

Çözünmüş ürünlerin ayrışma hızı çok yavaş olduğundan, aktif çamur işletme şartları altında, çözünmüş metabolik ürünlerin biyolojik olarak ayrışamaz, inert yapıda oldukları kabul edilir. Çözünmüş inert ürünler çoğalma ve bozunma mekanizmalarının sonucu ortaya çıkarlar (Orhon ve diğerleri, 1989); (Artan, 1987).

Pratik olarak bozunma veya çoğalma mekanizmalarından baskın olanı ele alınıp, diğeri ihmal edildiğinde sonuç değişmemektedir. İçsel solunum modeline göre, çözünmüş inert ürünlerin çoğalma mekanizmasından kaynaklandığı kabul edilirse;

$$\frac{dS_P}{dt} = \alpha_D \hat{\mu}_H \frac{S_S}{K_S + S_S} X_H \quad (3.12)$$

ifadesi yazılabilir. Burada, α_D = çoğalma esaslı çözünmüş inert ürün oluşum katsayısıdır.

Bozunma mekanizmasının baskın olması durumunda, çözünmüş inert ürün oluşum hızı için,

$$\frac{dS_P}{dt} = f_{ES} b_H X_H \quad (3.13)$$

ifadesi kullanılır.

f_{ES} = içsel biyokütlenin çözünmüş inert ürünlere dönüşen kısmının fraksiyonudur.

Tablo 3.2' de içsel solunum modelinin karbon giderimi için proses stokiometrisi ve kinetiği görülmektedir. S_I ve X_I biyokimyasal proseslerden etkilenmediği için herhangi bir stokiometrik katsayı içermez. Bu nedenle girişteki çözünmüş ve inert KOI fraksiyonları matriste gösterilmemiştir. Şekil 3.2' de içsel solunum modelinin şeması verilmiştir.

Kararlı halde, (substratın depolanması ihmal edilerek) her iki yaklaşımın aynı sonucu vereceği düşünülürse üretilen inert biyokütle ve net kütle kaybına karşı gelen denklemler ile verilen oksijen tüketimleri aynı olmalıdır. Bu durumda,

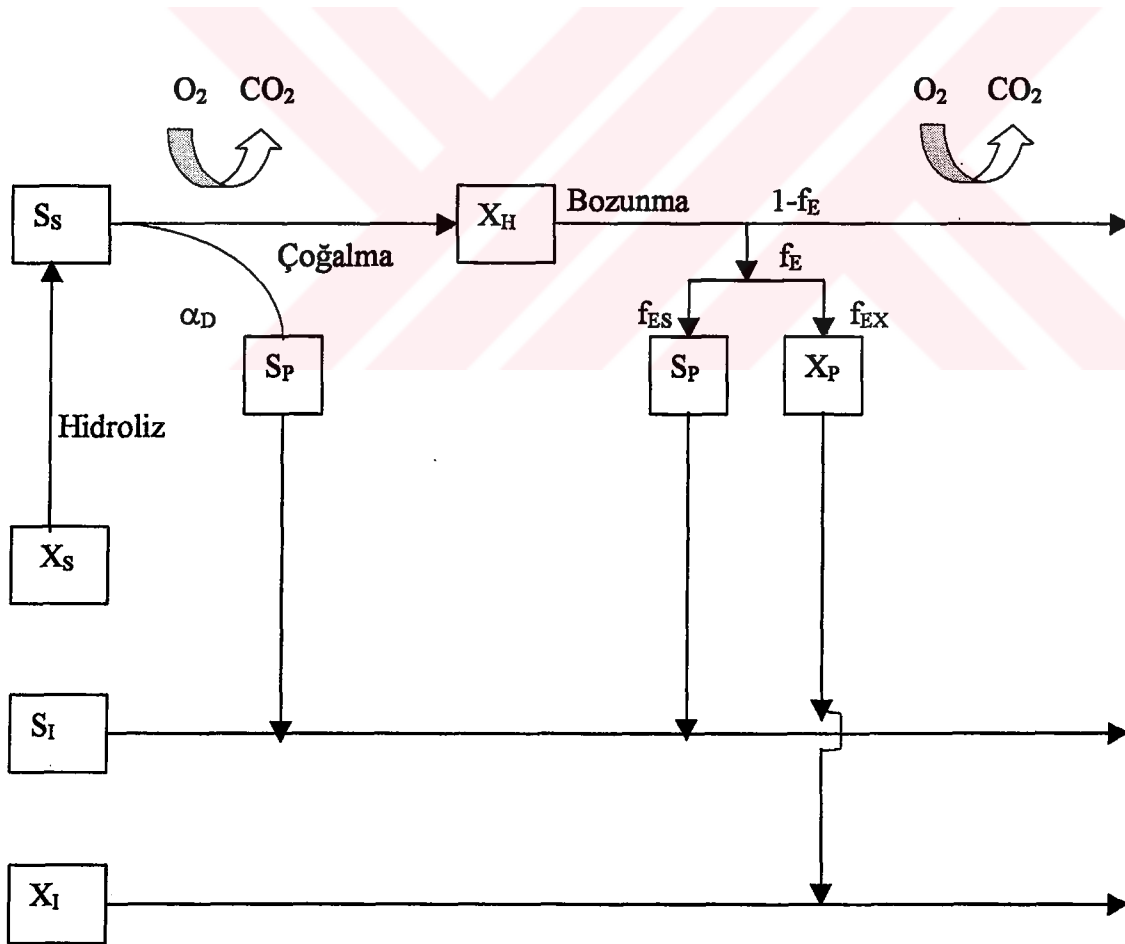
$$f_{EX} b_H X_H = f_{PX} b_H' X_H \quad (3.14)$$

ve

$$(1 - f_{EX}) b_H X_H = (1 - Y_H)(1 - f_{PX}) b_H' X_H \quad (3.15)$$

Tablo 3.2 İçsel solunum yaklaşımında karbon giderim mekanizmasının stokiometrisi ve kinetiği

Bileşen →	1	2	3	4	5	6	Proses Hızı ML ⁻³ T ⁻¹
Proses ↓	S _s	X _s	X _H	X _P	S _P	S _O	
Çoğalma	$-\frac{1}{Y_H}$		1		α_D	$-\frac{(1-\alpha_R Y_H - Y_H)}{Y_H}$	$\hat{\mu}_H \frac{S_s}{(K_s + S_s)} X_H$
Hidroliz	1	-1					$k_h \frac{X_s / X_H}{(K_x + X_s / X_H)} X_H$
Ölüm			-1	f _{EX}	f _{ES}	-(1-f _{EX} -f _{ES})	$b_H X_H$
Parametre, ML ⁻³	KOI	KOI	Hücre KOI	KOI	KOI	O ₂	



Şekil 3.2 İçsel solunum modelinin şematik gösterimi.

olacağından iki denklemin birlikte çözülmesi sonucunda,

$$b_H' = \frac{b_H}{1 - Y_H(1 - f_{PX})} \quad (3.16)$$

ve

$$f_{PX} = \frac{(1 - Y_H)}{1 - Y_H f_{EX}} f_{EX} \quad (3.17)$$

elde edilir.



4. DENEYSEL ÇALIŞMALAR

Kinetik özellikleri ve atık ürün oluşumunu izlemek üzere laboratuvar ölçekli kesikli aktif çamur reaktörlerinde pratikte uygulaması olan F/M oranlarında sentetik substrat olarak laktoz kullanılarak bir seri deneysel çalışma yürütülmüştür. Deneyler üç aşamada yapılmıştır:

1. aşama: Kesikli (batch) reaktörlerde disakkarid olan laktozun çözünmüş inert ürün oluşumuna olan etkisi incelenmiş,
2. aşama: Uzun süre (100 gün) işletilen kesikli reaktörlerden elde edilen süpernatantların karışımının kendi içinde geri deviri olan sürekli reaktöre beslenerek kalıcı (inert) ürünün giderimi incelenmiş,
3. aşama: Respirometrik ölçüm yöntemiyle laktoza ait olan kinetik sabitler bulunmuştur.

4.1 Materyal ve Metod

Bu çalışmada etkili hacmi 2 L. olan laboratuvar ölçekli reaktörler kullanılmıştır. Tam karışım ve oksijen ihtiyacı laboratuvarın genel hattından temin edilmiştir. Çalışma düzeneği şematik olarak Şekil 4.1' de gösterilmiştir.

Kesikli beslenen reaktörlerde substrat olarak litrede 1.12 g laktoz olan ve KOI değeri 1000 mg/l olan çözelti kullanılmıştır. Laktoz ile ilgili genel bilgiler Tablo 4.1' de verilmiştir.

Çalışmanın başlangıcında glükoz reaktöründen alınan biyokütle laktoz çözeltisine aklıme edildikten sonra esas deneysel çalışmalara başlanmıştır. 1996 yılı Temmuz ayında başlayan deneysel çalışmalar Kasım 1997 tarihine kadar 1,5 yıl sürmüştür.



Şekil 4.1 Laboratuvar çalışma düzeneği

Tablo 4.1 Laktoz ile ilgili bilgiler

D (+) Laktoz	
Kimyasal formülü	$C_{12}H_{22}O_{12} \cdot H_2O$
Molekül ağırlığı	341.2 g/mol
Teorik oksijen ihtiyacı	1.12
DeneySEL KOI eşdeğeri	1.13

Reaktör ortamında eksik olan azot, fosfor ve eser element ihtiyacını karşılamak üzere Tablo 4.2’ de verilen A ve B çözeltilerinden 10ml/1000 mgKOI/l olacak şekilde ilave edilmiştir.

Tablo 4.2 Solüsyon A ve Solüsyon B çözeltilerinin içerikleri (O’Connor, 1972)

A Çözeltisi, 2L	K_2HPO_4 ,	320 g/L
	KH_2PO_4 ,	160 g/L
	NH_4Cl	120 g/L
B Çözeltisi, 2L	$MgSO_4 \cdot 7H_2O$,	15 g/L
	$FeSO_4 \cdot 7H_2O$,	0.5 g/L
	$ZnSO_4 \cdot 7H_2O$,	0.5 g/L
	$MnSO_4 \cdot 3H_2O$,	0.5 g/L
	$CaCl_2$,	2 g/L

4.1.1 Kolorimetrik Anthrone Metodu İle Laktoz Ölçümü

Laktozun ölçümünde Kolorimetrik Anthrone Metodu kullanılmıştır (Gaudy, 1962). Laktoz ölçüm metodunun prensibi, anthrone (9.10-dihidro-9 ketoanthracene) nun kuvvetli asidik ortamda (1,84 yoğunluk, % 98' lik H_2SO_4) sakkaridler ile reaksiyona girmesi esasına dayanır.

Deneyisel çalışmada, 620 nm' de okumaya elverişli Pharmacia Biotech Novaspec II marka spektrofotometre, su banyosu, 50 ml'lik sıcaklığa dayanıklı özel tüpler kullanılmıştır.

Çözelti olarak;

1. Standart laktoz çözeltisi (100 mg laktoz/ 1000 ml saf su),
2. Anthrone çözeltisi (0.1 g Anthrone/500 ml konsantre H_2SO_4 + 200 ml saf su + oksidan olarak 1 g thioure)

hazırlanmıştır.

Kalibrasyon için stok standart laktoz çözeltisi seyreltilerek 3; 5; 7.5; 10; 12.5; 15; 25; 50; 75 ve 100 mg laktoz içeren çözeltiler hazırlanmıştır.

4.1.1.1 Deneyin yapılışı

Mililitredeki eşdeğeri 100 mg laktozdan fazla olmayan 5 ml'lik örnek 50 ml'lik tüp içine 25 ml'lik anthrone belirteci üzerine dökülerek hafifçe çalkalandıktan sonra tüm tüpler kaynamakta olan suya yerleştirilmiştir.

Kaynayan suda 15 dakika kalan tüpler çıkarılarak musluk suyunda soğumaya bırakılmıştır. Soğutmayı takiben en geç 3 saat içerisinde standard ve numuneler için 620 nm dalga boyunda spektrofotometrede okuma yapılmıştır. Toplam laktoz muhteviyatını litredeki mg laktoz cinsinden bulabilmek için laktoz standardını kullanarak dönüşüm faktörü hesaplanmıştır.

Dönüşüm faktörü,

$$K = \frac{A}{V_G} \quad (4.1)$$

olmak üzere,

$$D_f = \frac{\sum K}{n} \quad (4.2)$$

ifadesi ile tanımlanır (Başkaya, 1995). Bu eşitliklerde;

A=620 nm dalga boyunda okunan absorbands değerini,

V_G=Standard laktoz çözeltisi miktarını (ml),

n=Standard laktoz çözeltisi sayısını,

D_f=Dönüşüm faktörünü,

göstermektedir. Dönüşüm faktörünün laktoz konsantrasyonuna göre değişimi Tablo 4.3' de verilmiştir.

Tablo 4.3 Dönüşüm faktörü hesabı

Standart Laktoz Çözeltisi Miktarı, (V _G) (ml)	Spektrofotometre Okuma değeri, Absorbans, (A)	$K = \frac{A}{V_G}$	Dönüşüm Faktörü, (D _f)
3	0.008	0.002667	
5	0.009	0.0018	
7.5	0.0155	0.002067	
10	0.017	0.0017	
12.5	0.022	0.00176	
15	0.027	0.0018	
25	0.0485	0.00194	
50	0.096	0.00192	
75	0.149	0.001987	
100	0.2	0.002	
			0.01964

Analiz sonucu spektrofotometrede okunan değerler dönüşüm faktörüne bölünmüş ve bütün ölçümler mg / L laktoz cinsinden ifade edilmiştir. Aynı değerleri kalibrasyon eğrisinden bulmak da mümkündür. Ancak, kalibrasyon eğrisi kullanılması durumunda yanılma ve hata payı, dönüşüm faktörü kullanımından fazladır. Bu nedenle, laktoz miktarının mg Laktoz/ L cinsinden hesabında dönüşüm faktörü metodu tercih edilmiştir. Kolorimetrik anthrone metodu ile laktoz konsantrasyonu belirleme işlemine numune içindeki mg/L Laktoz miktarı sıfır değerine ulaşılan kadar devam edilmiştir.

4.1.2 Deney Sonuçlarının Değerlendirilmesi

Kalıcı ürün oluşumunu izlemek üzere uzun süre (30-100 gün) günlük ölçümlerin yapıldığı kesikli reaktörlerde yürütülen çalışmaların sonucunda; reaktör içinde substrat tükendikten sonra birtakım hücre artıkları ve hücre duvarının parçalanarak ayrışması ile ortamda mikrobiyel kaynaklı ürünlerin varolduğu zaman içindeki KOI ölçmelerindeki artışlardan da anlaşılmaktadır. Deneyler sonucu çok uzun süreler de bile giriş substrat konsantrasyonunun %7-22' sinin ayrışmadan sistemde kaldığı görülmüştür. Ürün oluşumunun izlendiği kesikli reaktör süpernatantları biraraya getirilerek, kendi içinde geri devri olan sürekli reaktöre beslenmiş 50 gün boyunca sürekli sistemde ürünlerin giderilmesi takip edilmiştir. Fakat sistemden biyokütle kaçması nedeniyle sabit bir mikroorganizma konsantrasyonu sağlanamadığından dolayı istenen sonuçlar elde edilememiştir. Bu sisteme ait sonuçlar Tablo A.18 ve Şekil A.17'de verilmiştir.

Günlük S_R ölçümünün yapıldığı reaktörlerdeki biyokütlenin canlılığını belirlemek için 100 gün işletilen reaktörlerden alınarak kurutulan çamur karışımında TKN (Toplam Khjeldahl Azot) deneyi yapılmış, bunun sonucunda çamurun % 36.5' inin canlı hücre geri kalan % 63.5' inin ise humus halde olduğu belirlenmiştir.

4.2 Respirometrik Ölçümler İle Kinetik ve Stokiyometrik Parametrelerin Belirlenmesi

Kesikli sistemlere ait kinetik sabitlerin belirlenmesi için yapılan respirometrik ölçümlerde dönüşüm oranı Y_H , organik maddenin kolay ayrışabilir kısmı S_s , heterotrofik biyokütlenin aktivite katsayısı f_a (Ekama ve diğerleri, 1986) ve μ_m (Kappeler ve Gujer, 1992) bulunmuştur.

Stokiyometrik ve kinetik sabitlerin bulunmasında kesikli olarak aerobik ortamda çalıştırılan reaktörler kullanılmıştır. Deneyler seçilen belirli bir F/M oranında yürütülmüştür. Hava debisi OTH ölçümleri en az 6-7 mg/l çözünmüş oksijen konsantrasyonu ile başlayacak şekilde ayarlanmıştır. Ölçümlerde ototrofik çoğalmadan kaynaklanan oksijen tüketimini engellemek için Formüla 2533TM (Hach Company) inhibitör madde ilave edilmiştir. Hem havalandırılan, hem de manyetik karıştırıcı ile karıştırılan aerobik kesikli reaktörün tam karışımından bir kap içine

aktif çamur süspansiyonu alınarak, zamana karşı OTH ölçülmüştür. Deney başlangıcında çoğalma kolay ayrışan substrat üzerinde olduğundan çok hızlı gerçekleşmektedir. Başlangıç anında ölçülen oksijen tüketim hızı (OTH₀) atıksuda bulunan kolay ayrışan substratın, maksimum çoğalma hızının ve aktif biyokütle konsantrasyonunun fonksiyonudur.

Üretilen çamurun ve oksijen gereksiniminin doğru olarak hesaplanması için heterotrofik dönüşüm oranı, Y_H' in belirlenmesi gerekir. Deney olarak dönüşüm oranının belirlenmesinde, deney başlangıcından itibaren kısa sürede elde edilen veriler kullanılmakta, bu durumda hesaplanan dönüşüm oranı, pratik olarak içsel metabolizmanın girişimleri ihmal edilebileceğinden gerçek dönüşüm oranına yaklaşmaktadır. Gerçek dönüşüm oranı yalnızca çoğalma metabolizması ile ilişkilidir ve aktif çamur modellerinde bu mekanizmanın etkisini göstermek için stokiometrik bir sabit olarak kullanılmaktadır (Çokgör Ubay E., 1997).

Çokgör Ubay (1997) Y_H' in belirlenmesi için, kesikli olarak işletilen aerobik reaktörlerde zamana karşı oksijen tüketim hızındaki değişimin izlendiği yeni bir yöntem önermiştir. Kesikli reaktörden alınan numunelerde OTH ölçümleri ile aynı anda çözünmüş KOI ölçümleri de yapılmakta ve elde edilen OTH ve KOI profilleri yardımıyla dönüşüm oranı ,

$$Y_H = 1 - \frac{\Delta O + \Delta(O)'}{\Delta KOI_{\text{çöz}}} \quad (4.3)$$

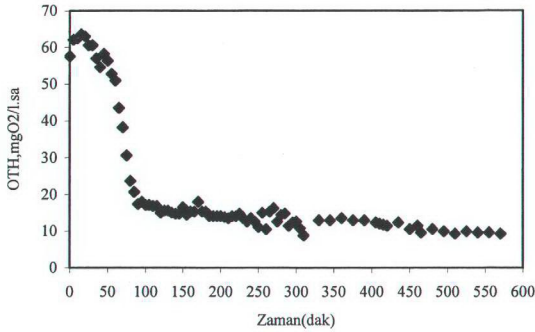
eşitliği ile belirlenebilmektedir. Burada,

ΔO=Kolay ayrışan substrattan (S_S) dolayı tüketilen toplam oksijen konsantrasyonu,

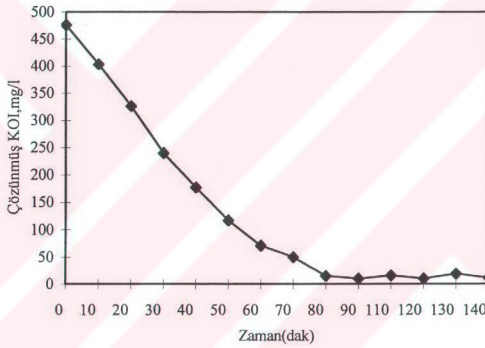
ΔO'=Yavaş ayrışan substrattan (S_H) dolayı tüketilen toplam oksijen konsantrasyonunu göstermektedir .

Bu çalışmada laktoza ait OTH profili Şekil 4.2' de ve çözünmüş KOI-zaman değişimleri ise Şekil 4.3' te verilmiştir.

Atıksularda kolay ve yavaş ayrışabilir KOI (S_S ve S_H) giderilirken inert KOI (S_I) biyolojik reaksiyona girmedüğinden oksijen tüketmemektedir. Ancak kolay ayrışan KOI giderilirken yavaş ayrışan KOI' de hidrolize olarak kolay ayrışan KOI' ye



Şekil 4.2 Laktosa ait OTH profili



Şekil 4.3 Laktosa ait Çözünmüş KOI-zaman profili

dönüşmekte ve çoğalma prosesi ile giderilmektedir. Bu iki büyüklüğü KOI ölçümleri ile ayırmak mümkün değildir. Kolay ayrışan KOI' nin tükendiği anda S_S' den dolayı tüketilen toplam oksijen konsantrasyonu ΔO ve yavaş ayrışan KOI S_H' dan dolayı tüketilen toplam oksijen konsantrasyonu $\Delta O'$ olarak tanımlanmaktadır. İçsel solunum fazını gösteren seviyenin de (OTH_2) bilinmesi gerekmektedir. Çokgör (1997) dönüşüm oranının belirlenmesinde içsel solunum fazının ilk OTH değerinin % 5 seviyelerine ulaştığı ($OTH_2=0.05*OTH_1$) anda başlayacağını belirtmiştir.

Maksimum çoğalma hızı, μ_m' in belirlenmesinde Kappeler ve Gujer (1992) tarafından önerilen yöntem kullanılmıştır. Yönteme göre, maksimum spesifik

çoğalma hızı kolay ayrışabilen organik maddenin giderim hızı ile belirlenebilmektedir. Deney başlangıcında çoğalma kolay ayrışan organik madde üzerinde olduğundan çok hızlı gerçekleşmektedir. Başlangıç anında ölçülen oksijen tüketim hızı (OTH₁) atıksuda bulunan kolay ayrışan substratın, maksimum çoğalma hızının ve aktif biyokütle konsantrasyonunun fonksiyonu olarak;

$$OTH_1 = \frac{(1 - f_x Y_H)}{Y_H} \mu_{mH} X_{H1} + (1 - f_E) b_H f_x X_{H1} \quad (4.4)$$

denklemini ifade edilmektedir. Burada;

Y_H=heterotrofik dönüşüm oranı (mg UAKM/mg KOI) ,

f_E=inert biyokütle fraksiyonu ,

f_x=KOI/UAKM oranı ,

X_{H1}= başlangıçtaki heterotrofik aktif biyokütle konsantrasyonu (mg UAKM/l) ,

μ_{mH}= heterotrofik biyokütle maksimum çoğalma hızı (1/gün) dır.

Deneye çok düşük mikroorganizma konsantrasyonları ile başlandığından, deney devam ettikçe artan biyokütle miktarına bağlı olarak artan OTH değerleri elde edilir. Kolay ayrışabilir organik madde (S_s) kısıtlayıcı duruma geldiğinde ise, çoğalma hidroliz sonucu oluşan substrat üzerinde gerçekleşir. Bu döneme ulaşıldığında ise OTH hidroliz hızına bağlı olarak yavaşlar.

Maksimum çoğalmanın gözlemlendiği herhangi bir andaki OTH ise,

$$OTH_t = \frac{(1 - f_x Y_H)}{Y_H} \mu_{mH} X_H + (1 - f_E) b_H f_x X_H , \quad (4.5)$$

şeklinde yazılabilir. Biyokütledeki net çoğalma denklemi,

$$X_H = X_{H1} e^{(\mu_{mH} - b_H)t} , \quad (4.6)$$

ile ifade edilir. Bu iki denklem düzenlenirse,

$$\frac{OTH}{OTH_1} = e^{(\mu_{mH} - b_H)t} , \quad (4.7)$$

ifadesi elde edilir. Denklem (4.8) in her iki tarafının tabi logaritmalarının alınması halinde,

$$\ln \frac{OTH}{OTH_1} = (\mu_{mH} - b_H)t \quad , \quad (4.8)$$

ifadesi bulunur. Bu ifadenin grafiği çizildiğinde, eğimi $\mu_{mH} - b_H$ olan bir doğru elde edilir.

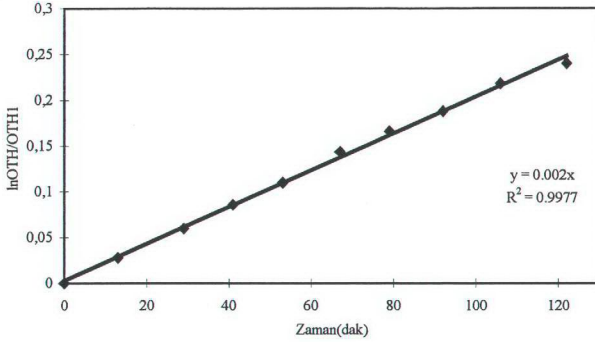
Maksimum çoğalma hızı, μ_m ' ın bulunması ile ilgili deneysel çalışmalarda KOI/UAKM oranı yaklaşık 4 olan ve sentetik laktoz çözeltisi kullanılan bir deney düzeneği hazırlanmıştır. Havalandırılan ve karıştırılan bu sistemin tam karışımından alınan numunelerde OTH ölçümleri yapılarak, maksimum çoğalma hızı belirlenmiştir. Bu yöntem sayesinde başlangıçtaki biyokütle konsantrasyonundan bağımsız olarak doğrudan maksimum çoğalma hızı belirlenebilmektedir. Deneylerde UAKM bazında kullanılan biyokütlenin aktif kısmının bulunabilmesi için S_s deneyi ile paralel çalışılarak, f_a aktiflik katsayısı da belirlenmiştir. Kappeler ve Gujer (1992) içsel solunumu ihmal ederek maksimum çoğalma hızının eşitliğinden f_a aktiflik katsayısını,

$$f_a = \frac{Y_H}{1 - f_x Y_H} \frac{OTH_1}{\mu_m X_T} \quad , \quad (4.9)$$

eşitliğinden hesaplamıştır. OTH ölçümleri yardımı ile $\mu_m - b_H$ ' ın belirlenmesi Şekil 4.4' te gösterilmiştir.

Heterotrofik biyokütlenin içsel solunum hızının belirlenmesi çamur üretiminin ve oksijen tüketiminin hesaplanması açısından önemlidir. İçsel solunum hızının belirlenmesine yönelik olan çalışmalar yüksek biyokütle konsantrasyonuna sahip reaktörlerde OTH ölçümüne dayanmaktadır. İçsel solunum fazında ölçülen OTH,

$$\frac{dS_o}{dt} = -(1 - f_E)b_H f_x X_H \quad , \quad (4.10)$$



Şekil 4.4 OTH ölçümleri ile $\mu_m - b_H$ 'ın belirlenmesi

şeklinde ifade edilmiştir. İçsel solunum fazında herhangi bir andaki biyokütle konsantrasyonu, başlangıç anındaki biyokütle miktarına bağlı olarak,

$$X_H = X_{H1} e^{-b_H t} , \quad (4.11)$$

elde edilen ifade (4.11) eşitliğinde yerine konarak logaritması alınırsa,

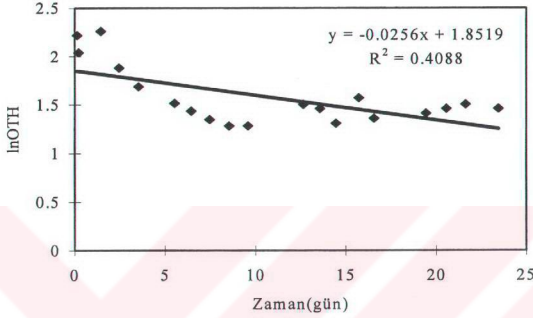
$$\ln OTH = \ln[-(1-f_E)b_H f_X X_{H1}] - b_H , \quad (4.12)$$

elde edilir. Bu doğrunun eğiminden de b_H belirlenir.

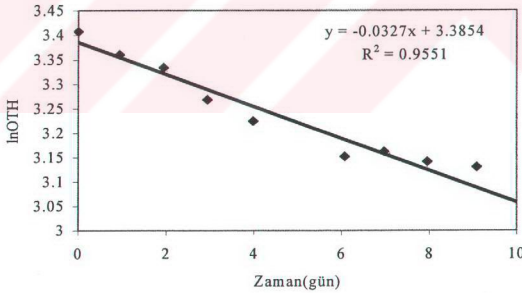
İçsel solunum hızının belirlenebilmesi için klasik yöntem olarak; yürütülen deneylere, başlangıçta 2000-3000 mg AKM/l aralığında biyokütle içeren reaktör ile başlanmıştır. Düşük miktarda organik madde ilave edilerek ve uygun aerobik koşullar sağlanarak, zamana karşı OTH değerinin $1/10'$ u elde edilene kadar deney yaklaşık 20 gün devam edilmiştir. OTH ölçümleri ile b_H ' ın belirlenmesi şekil 4.5' te verilmiştir.

İçsel solunum hızının belirlenmesinde ikinci yol olarak (Avcioğlu, 1998) tarafından önerilen yeni bir yöntem kullanılmıştır. Bu yöntemde göre, belirli bir F/M oranına aklime edilen sistem substrat ile beslenip, inhibitör madde ilave edildikten sonra ertesi gün belirli bir konsantrasyonda tam karışımdan biyokütle alınarak yeni bir

reaktöre boşaltılarak, substrat ile beslendikten sonra S_s ölçümünde olduğu gibi 5 dakika aralıkla OTH ölçümü yapılır. Bu deney 10 gün süreyle tekrarlandıktan sonra OTH ölçümlerinde % 30 oranında düşme elde edildiğinde tüm veriler değerlendirilip $\ln(OTH_1/OTH_0)$ -zaman grafiği çizilerek b_H içsel solunum hızı elde edilmiştir (Şekil 4.6).



Şekil 4.5 OTH ölçümleri ile b_H' in belirlenmesi



Şekil 4.6 OTH ölçümleri ile laktoza ait b_H' in yeni yöntemle belirlenmesi

Respirometrik çalışmalar sonucu elde edilen kinetik ve stokiometrik katsayılar ile organik madde bileşenleri Tablo 4.4 ve Tablo 4.5' de verilmiştir.

Tablo 4.4 Laktoz ile hazırlanan sentetik atıksuyun KOI bileşenlerinin dağılımı.

Deney Seti	S _{T1}	S _{S1}	X _{S1}
1. Set	474	202	272
2. Set	533	170	363
3. Set	476	144	332
4. Set	500	170	330

Tablo 4.4' e göre laktozun % 35' inin kolay ayrışan %65' inin de yavaş ayrışan organik maddeden oluştuğu görülmüştür.

Tablo 4.5 Laktoza ait kinetik ve stokiometrik katsayılar.

Y _H	μ _m	b _H	K _S *	K _x	k _h	f _a
0.72	2.9	0.035	10	0.325	2.2	0.91

*K_S (yarı doygunluk sabiti) olarak organik maddenin % 98' inin kolay ayrışabilir kısımdan meydana geldiği ve hidroliz olayının olmadığı durum için Basic programlama diliyle yazılan bir program yardımı ile (Ubay Çokgör, 1997) deney sonuçlarına en uygun eğriyi veren değer alınmıştır.

Klasik sistemle kinetik sabitlerin bulunmasında Gates-Marlar denkleminin Akal (1997) tarafından düzenlenen aşağıdaki eşitliği,

$$\ln \frac{S}{S_o} = A \cdot \ln \left[1 + \frac{Y}{X_o} (S_o - S) \right] - B \cdot t \quad (4.13)$$

kullanılarak ve respirometrik ölçümlere dayanarak bulunan sonuçlar Tablo 4.6' ta verilmiştir.

Tablo 4.6 Akal' in geliştirdiği metot ve respirometrik yöntem ile bulunan kinetik sabitler

	Gates-Marlar	Respirometrik
μ _m	2.5	2.9
K _S	12	10

Tablo 4.6' daki sonuçlara göre iki metot arasında çok önemli bir fark görülmemekle beraber respirometrik yöntemle bulunan μ_m değerinin biraz daha yüksek olduğu görülmektedir.

5. ÇÖZÜNMÜŞ İNERT ÜRÜN OLUŞUM MODELİ

5.1 Çözünmüş İnert Ürün Oluşum Modelinin Prensipleri

Son yıllarda yapılan çalışmalar ile biyolojik arıtma sistemlerinin çıkış suyundaki çözünmüş organik madde konsantrasyonunun önemli bir kısmının biyolojik arıtma esnasında meydana gelen çözünmüş mikrobiyel ürünlerden (SMP) oluştuğu önceki bölümlerde belirtilmişti. Deneysel çalışmaların yanısıra ürün oluşumunu veren matematik modeller de geliştirilmiştir. Model geliştirilmesinde; sistemin içerisinde meydana gelen olayları en iyi şekilde temsil edecek reaksiyon hız denklemlerinin seçilmesine, bu ifadenin çözülebilir olmasına ve sonuçların gerçeği temsil etmesine önem verilmiştir.

Biyolojik arıtma sistemlerinde sadece çoğalma ile ilişkili substrat giderimine bağlı modellerle çıkıştaki organik madde konsantrasyonu doğru olarak belirlenememektedir. Sistemde üretilen çözünmüş inert organik maddelerin bu modele dahil edilmemesi ve substratın KOI olarak ölçülmesi yanlış sonuçlara yol açmaktadır. Substrat konsantrasyonunun ölçülmesinde yaygın olarak kullanılan üç yöntem (KOI, BOI, TOC) içinde en çok kullanılanı KOI' dir. KOI, biyolojik olarak ayrışabilirlik açısından organik maddeler arasında ayırım yapmamaktadır. Tamamiyle ayrışan substratlar kullanıldığında bile, sistemde üretilen çözünmüş inert organik maddeler dolayısıyla, sistemin çıkışındaki çözünmüş KOI, sadece hız kısıtlayıcı substrat kavramına dayanılarak hesaplanamaz. Bu da çıkış çözünmüş KOI konsantrasyonunun belirlenmesinde reaktörde üretilen inert organik maddelerin önemini artırmaktadır.

Bu çalışmada, karbon oksidasyonunu gerçekleştiren aktif çamur sistemlerinde çözünmüş inert organik madde üretimini içeren Bölüm 3.1' de anlatılan Çok Bileşenli Aktif Çamur Modellerinden biri olan Ölüm-Yenilenme yaklaşımı kullanılarak dispersiyonlu ortamlarda çıkış KOI konsantrasyonunu tahmin etmeye

yarayan matematik bir model geliştirilmiştir. Dispersiyonlu ortamdaki diferansiyel denklemlerin çözümü mümkün olmadığından, sistem seri bağlı reaktörlerle temsil edilmiş, IAWPRC Çalışma Grubu modelinde kullanılan bi-substrat, ölüm-yenilenme ve hidroliz kavramları kullanılmıştır.

5.1.1 Model Bileşenleri

Atıksu içindeki organik maddeler ayrışabilirlik bakımından fiziksel durumlarına (partiküler ve çözünmüş olmalarına) göre sınıflandırılmaktadır. Buna göre, modelde S sembolü ile gösterilen dört çözünmüş bileşen (S_s , S_i , S_p ve S_o) ve X sembolü ile gösterilen dört partiküler bileşen (X_H , X_s , X_p , X_i) yer almaktadır. Model bileşenleri arasındaki ilişkilerin daha iyi görülebilmesi ve reaksiyon ifadelerinin çıkartılabilmesi için model bileşenleri ve süreçleri matris formunda Tablo 3.1' de verilmiştir. Tablonun üst kısmında yer alan model bileşenlerinden inert çözünmüş ve partiküler organik madde herhangi bir dönüşüm sürecine girmedikleri için bunlara ait 1. ve 2. kolonda stokiometrik katsayılar bulunmamaktadır. Ancak proses verimi bakımından önemli oldukları için matriste yer verilmiştir. Matriste yer alan tüm bileşenler, partiküler olanlar da dahil KOI cinsinden ifade edilmiştir.

3. kolon çözünmüş ayrışabilir substratı (S_s) göstermektedir. S_s heterotrofik biyokütlenin çoğalması ile giderilmekte ve bioflok içinde tutulmuş partiküler ayrışabilir organik maddenin hidroliziyle de oluşmaktadır.

4. kolonda yavaş ayrışan substratın aktif biyokütlenin bozunması ile oluştuğu ve hidroliz ile giderildiği görülmektedir.

5. kolonda ise aktif biyokütlenin aerobik çoğalma ile meydana geldiği ve bozunma ile yokolduğu görülmektedir.

6. kolonda verilen partiküler inert ürünler aktif biyokütlenin bozunması ile oluşmakta ve inert kabul edildiği için giderilememektedir.

7. kolondaki çözünmüş inert ürünlerin çoğalma ve hidroliz süreci olmak üzere iki ayrı şekilde oluştuğu düşünülmektedir. Modelde bu iki durum ayrı ayrı incelenmiş, birinci durumda aktif biyoküttele meydana gelen artışın sabit bir fraksiyonu (α) kadar çözünmüş inert ürün oluştuğu, ikinci durumda ise partiküler ayrışabilir substratın (β) kadarının inert olduğu kabul edilmiştir.

8. kolonda ise reaktör içindeki oksijen konsantrasyonu S_0 verilmektedir. Bu modelleme yaklaşımında oksijen tüketimine yol açan tek süreç aerobik heterotrofik çoğalmadır.

5.1.2 Modeldeki Süreçler

Modeldeki temel süreçler Tablo 3.1' in sol tarafında ve bunlara ait hız ifadeleri tablonun sağında yer almaktadır. Esas olarak üç süreç gözönüne alınmış, modelleme kolaylığı açısından heterotrofik biyokütlenin çoğalması için tek substrat kaynağının çözünmüş ayrışabilir organik madde olduğu kabul edilmiştir. Partiküler ayrışabilir madde, önce bioflok içinde adsorbe olmakta, daha sonra hücre dışı enzimlerle çözünür hale geldikten (hidrolize olduktan) sonra kolay ayrışan substrata dönüşmektedir. Bu durumda, partiküler substratın çoğalmada dolaylı olarak kullanılması oksijen tüketimini geciktirmektedir. Aktif biyokütlenin hidroliz yoluyla inert partiküler ürünlere ayrışarak çoğalma, bozunma çevrimine girecek olan partiküler substrata dönüştüğü kabul edilmektedir.

Tablo 3.1' de yer alan ilk süreç aerobik heterotrofik çoğalmadır. Bu süreçte çözünmüş substrat ve oksijen tüketilerek biyokütle meydana gelir. Çoğalmaya bağlı inert ürün oluşmadığı zaman çözünmüş substratın çoğalma ile orantılı olarak giderildiği kabul edilmiştir. Modelde çözünmüş substratın depolanması olayı dikkate alınmamıştır. Bütün substratlar KOI cinsinden ifade edilmiştir. Modelde sadece aerobik çoğalma gözönüne alındığından ortamdaki oksijenin sürekli ve yeterli olduğu düşüncesiyle hız kısıtlayıcı olmadığı varsayılmıştır. Çoğalma hızı μ üzerinde sadece substratın hız kısıtlayıcı olduğu varsayılmış ve substratın etkisi doygunluk fonksiyonu (Monod kinetiği) ile ifade edilmiştir.

$$\mu_1 = \hat{\mu} \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H \quad (5.1)$$

İkinci süreç, heterotrofik biyokütlenin bozunma sürecidir. Bu sürecin hız ifadesi aktif biyokütleyle göre birinci derecedir. Bu süreçte KOI kaybı ve oksijen tüketimi yoktur.

$$\mu_2 = b_H X_H \quad (5.2)$$

Üçüncü süreç, bioflok içinde tutularak ortamdan ayrılan partiküler substrat ile bozunma sonucunda oluşan partiküler substratın hidrolizidir. Hidroliz sürecinin hızı, partiküler substratın yüzeysel konsantrasyonuna (X_S/X_H) göre doygunluk fonksiyonu şeklinde ifade edilmiştir.

$$\mu_3 = k_h \frac{X_S / X_H}{K_x + X_S / X_H} X_H \quad (5.3)$$

Artan (1987) tarafından kullanılan bu modelde Çalışma Grubu modelinde olduğu gibi hidroliz ürünlerinin sıvı kütlesi içine geçtiği, fakat hidroliz ürünlerinin bir kısmının substrat olarak kullanılmadığı ve çözünmüş inert ürünler olarak kaldığı varsayılmıştır.

5.2 Matematik Modelin Denklemleri

5.2.1 Model Denklemlerin Net Reaksiyon Hız İfadeleri

Tablo 3.1' de verilen matris kullanılarak her bir bileşen için gözlenen net reaksiyon hız ifadelerinin elde edilişi aşağıda gösterilmiştir. Burada ele alınan bir bileşenin bir süreçteki stokiometrik katsayısı süreç hızları ile çarpılarak bileşenin o süreçteki değişim hızı elde edilir. Her süreçteki değişim hızları toplanarak bileşenin reaksiyon hız ifadesi elde edilir. Buna göre modelde kullanılan değişkenlerin toplam net reaksiyon hız ifadeleri aşağıdaki gibidir:

$$r_{S_s} = \frac{dS_s}{dt} = -\frac{\mu_m}{Y_H} \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + (1 - \beta) k_h \frac{X_S / X_H}{K_x + X_S / X_H} X_H, \quad (5.4)$$

$$r_{X_s} = \frac{dX_s}{dt} = (1 - f_p) b_H X_H - k_h \frac{X_S / X_H}{K_x + X_S / X_H} X_H, \quad (5.5)$$

$$r_{X_H} = \frac{dX_H}{dt} = \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H - b_H X_H, \quad (5.6)$$

$$r_{X_p} = \frac{dX_p}{dt} = f_p b_H X_H , \quad (5.7)$$

$$r_{S_p} = \frac{dS_p}{dt} = \alpha \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + \beta k_h \frac{X_s / X_H}{K_x + X_s / X_H} X_H , \quad (5.8)$$

$$r_{S_o} = \frac{dS_o}{dt} = -\left(\frac{1 - Y_H - \alpha Y_H}{Y_H}\right) \mu_m \frac{S_s}{K_s + S_s} X_H + k_L a (S_{OD} - S_o) , \quad (5.9)$$

Burada;

S_s =kolay ayrışan substrat konsantrasyonu, ML^{-3}

X_s =yavaş ayrışan substrat konsantrasyonu, ML^{-3}

X_H =aktif heterotrofik biyokütle konsantrasyonu, ML^{-3}

X_p =partiküler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu, ML^{-3}

S_p =çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu, ML^{-3}

S_o =çözünmüş oksijen konsantrasyonu, ML^{-3}

olarak tanımlanmıştır.

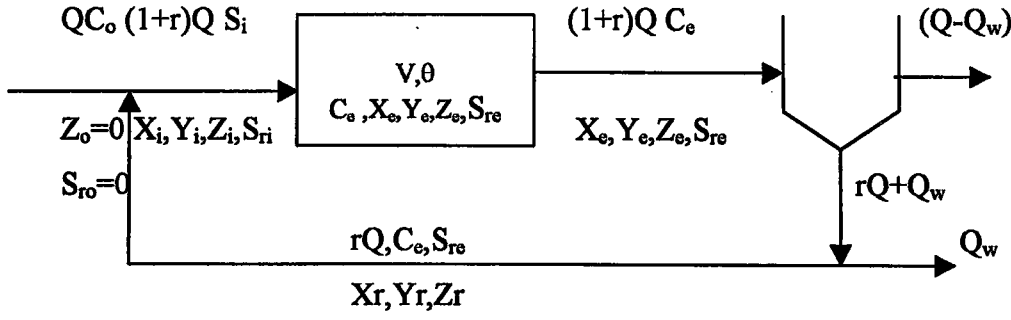
Matriste sadece biyolojik süreçler yer aldığından oksijene ait kolonda sadece oksijen tüketimi ile ilgili stokiometrik katsayı vardır. Oksijenin reaksiyon ifadesi çıkartılırken oksijen kazanımı ile ilgili kütle transferi terimi eklenmiştir. Burada,

$k_L a$ =toplam oksijen transfer katsayısı, T^{-1}

S_{OD} =oksijenin doyumluk konsantrasyonu, ML^{-3}

5.2.2 Geri Devirli Tam Karışımli Sürekli Tek Reaktör Hali

Seri bağlı ünitelerle temsil edilen bir reaktörün sonuçlarını tam karışımli sistem sonuçları ile karşılaştırmak amacı ile denge denklemlerinin önce tam karışımli tek bir reaktör için incelenmesi uygun olacaktır.



Şekil 5.1 Geri devirli tam karışımli sürekli akımlı tek reaktör hali

İçerisinde değişim söz konusu olan akışkan sistemin kararlı hal durumunda değişen bir maddenin birim zaman içerisinde genel kütle dengesi;

Biriken madde=Giren-Çıkan+Reaksiyonla değişen,

şeklinde verilir. Buna göre C konsantrasyonundaki bir bileşenin kütle dengesi için,

$$\frac{d(VC_e)}{dt} = QC_o - QC_e + Vr \quad (5.10)$$

yazılabilir. Burada;

V=reaktör hacmini (L^3),

C_o =girişteki substrat konsantrasyonunu (ML^{-3}),

C_e =çıkıştaki substrat konsantrasyonunu (ML^{-3}),

r=reaksiyon hızını,

dt=zamanı göstermektedir.

Günümüzde modern atıksu arıtma teknolojilerinde çok gözlü reaktörler daha fazla uygulanmaktadır (Braha ve Hafner, 1985);(Muslu, 1984). Seri bağlı reaktörler aynı hacimli tek reaktörden daha iyi bir dönüşüm vermektedir.

Muslu ve San (1989);(1989) tarafından tam karışımli seri bağlı reaktörler için biyolojik sistemlerin performansını simule eden oldukça kullanışlı bir model verilmiştir. Seri bağlı reaktör modellerinde substrat giderimini tanımlamada klasik aktif çamur sistemi (S ve X) bileşenleri gözönüne alınarak Monod kinetiği kullanılmıştır. Bu çalışmalarda çıkış konsantrasyonlarını bulmak için nümerik

metotlar geliştirilmiş ve Levenspiel (1972) e göre verilen dispersiyon sayısı ve onun eşdeğeri reaktör sayısı arasında karşılıklı ilişkiler kurulmuştur. Sonuçlar bilgisayar teknikleri kullanılarak ve boyutsuz büyüklükler cinsinden ifade edilmiştir.

Bu çalışmada önce tam karışimli sürekli bir reaktörde yukarıda bahsedilen prosesler (ölüm-yenilenme modeli) gözönüne alınmış denge denklemleri yazılarak değişkenlerin ifadeleri çıkarılmıştır. Her ne kadar literatürde denge denklemleri yukarıdaki gibi ifade edilirse de matematik uyumluluk ve kullanım kolaylığı bakımından:

kolay ayrışan substratı	$S_s=C,$
heterotrofik aktif biyokütleyi	$X_H=X,$
yavaş ayrışan substratı	$X_s=Y,$
partiküler inert mikrobiyel ürünü	$X_P=Z,$
çözünmüş kalıcı mikrobiyel ürünü	$S_P=S_R$ ile göstermek uygun olacaktır.

Buna göre sistemin kararlı haldeki kütle dengesi denklemleri sırayla:

C kolay ayrışan substrat için;

$$Q(1+r)C_i + V(1-\beta)k_h \frac{Y_e}{K_x + Y_e/X_e} = Q(1+r)C_e + \frac{\hat{\mu}_m}{Y_H} \frac{C_e}{K_s + C_e} X_e V, \quad (5.11)$$

X heterotrofik aktif biyokütle için;

$$Q(1+r)X_i + \mu_m \frac{C_e}{K_s + C_e} X_e V = Q(1+r)X_e + b_H X_e V, \quad (5.12)$$

Y yavaş ayrışan substrat için;

$$Q(1+r)Y_i + V(1-f_p)b_H X_e = Q(1+r)Y_e + V k_h \frac{Y_e}{K_x + Y_e/X_e}, \quad (5.13)$$

Z partiküler inert mikrobiyel ürün için;

$$Q(1+r)Z_i + Vf_p b_H X_e = Q(1+r)Z_e , \quad (5.14)$$

S_R çözünmüş mikrobiyel inert ürün için;

$$Q(1+r)S_{Ri} + V\beta k_h \frac{Y_e}{K_x + Y_e / X_e} + \alpha \mu_m \frac{S_e}{K_s + S_e} X_e V = Q(1+r)S_{Re} , \quad (5.15)$$

tarzında yazılabilir.

$K_x \gg Y/X$ olduğundan (5.13) ve (5.15) denklemlerinde Y_e/X_e değeri K_x yanında ihmal edilirse; $K_H = k_h/K_x$ ile gösterilebilir.

Burada i indisi ile gösterilen büyüklükler reaktöre ait giriş değerlerini, e ile gösterilenler çıkış değerlerini göstermektedir.

5.2.3 Denge Denklemlerinin Boyutsuz Değişkenler Cinsinden İfadesi

Yukarıdaki denklemlerde $V/Q=\theta$ =hidrolik bekleme zamanını koyup, $C = sK_s$, $Y=yY_HK_s$, $X = xY_HK_s$, $Z=zY_HK_s$, $S_R=s_rK_s$ dönüşümleri yapılarak boyutsuz büyüklükler cinsinden;

$$s_i + \frac{\theta}{(1+r)}(1-\beta)Y_H K_H y_e = s_e + \mu_m \frac{\theta}{(1+r)} \frac{s_e}{(1+s_e)} x_e , \quad (5.16)$$

$$x_i + \mu_m \frac{\theta}{(1+r)} \frac{s_e}{(1+s_e)} x_e = x_e + b_H \frac{\theta}{(1+r)} x_e , \quad (5.17)$$

$$y_i + (1-f_p)b_H \frac{\theta}{(1+r)} x_e = y_e + K_H \frac{\theta}{(1+r)} y_e , \quad (5.18)$$

$$z_i + f_p b_H \frac{\theta}{1+r} x_e = z_e , \quad (5.19)$$

$$s_{ri} + \beta \frac{\theta}{1+r} K_H y_e Y_H + \alpha \mu_m \frac{\theta}{(1+r)} \frac{s_e}{(1+s_e)} x_e Y_H = s_{re} , \quad (5.20)$$

ifadeleri elde edilir.

Geri devir ve ham su debisi üzerinden reaktöre giriş konsantrasyonları için;

$$s_i = \frac{s_0 + r s_e}{1 + r} , \quad (5.21)$$

$$x_i = \frac{r x_r}{1 + r} , \quad (5.22)$$

$$y_i = \frac{r y_r}{1 + r} , \quad (5.23)$$

$$z_i = \frac{r z_r + z_o}{1 + r} , \quad (5.24)$$

$$s_{ri} = \frac{r s_{re} + s_{r0}}{1 + r} , \quad (5.25)$$

yazılabilir.

Denklem (5.24) de partiküler inert mikrobiyel ürün konsantrasyonu ve denklem (5.25) de çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu mikrobiyel kaynaklı olduğu için reaktör girişinde “ $z_0=0$ ” ve “ $s_{r0}=0$ ” kabul edilmiştir.

Yukarıdaki ifadelerde katı maddelerin geri devir konsantrasyonlarının değerleri için son çökeltim havuzu etrafındaki kütle dengesi denklemlerinden;

$$x_r = \left(1 + r - \frac{\theta}{\theta_c}\right) \frac{x_e}{r} , \quad (5.26)$$

$$y_r = \left(1 + r - \frac{\theta}{\theta_c}\right) \frac{y_e}{r} , \quad (5.27)$$

$$z_r = \left(1 + r - \frac{\theta}{\theta_c}\right) \frac{z_e}{r} , \quad (5.28)$$

elde edilir.

Burada (5.16), (5.17), (5.18) denklemleri s_e , x_e ve y_e 'ye göre üç bilinmeyenli bir takım oluşturduğundan bunlar analitik olarak çözülerek, kolay ayrışan substratın çıkış akımındaki boyutsuz konsantrasyonu için;

$$s_e = \frac{(1 + b_H \theta_c)}{(\mu_m - b_H) \theta_c - 1} \quad (5.29)$$

bulunur. Görüldüğü gibi kolay ayrışan substratın tam karışimli reaktördeki konsantrasyonu hidrolik bekletme süresi (θ) dan bağımsızdır.

Denklem (5.18)' de y_i yerine (5.23) y_r yerine (5.27)' deki değeri konursa,

$$\frac{ry_r}{1+r} + (1-f_p)b_H \frac{\theta}{1+r} x_e = y_e + K_H \frac{\theta}{1+r} y_e ,$$

veya;

$$(1+r - \frac{\theta}{\theta_c})y_e + (1-f_p)b_H \theta x_e = (1+r)y_e + K_H \theta y_e ,$$

eşitliği üzerinden aktif biyokütlenin x_e boyutsuz konsantrasyonu için,

$$x_e = \frac{y_e}{(1-f_p)b_H} (K_H + \frac{1}{\theta_c}) , \quad (5.30)$$

elde edilir. (5.16)' daki s_i ve x_e yerine (5.21) ve (5.30) eşitlikleri ile verilen değerleri konur ve gerekli sadeleştirmeler yapılırsa;

$$\frac{\theta}{(1+r)} (1-\beta) Y_H K_H y_e = s_e - \frac{s_o + r s_e}{(1+r)} + \mu_m \frac{\theta}{(1+r)(1+s_e)} x_e ,$$

veya;

$$\theta(1-\beta) Y_H K_H y_e = s_e - s_o + \mu_m \theta \frac{s_e}{(1+s_e)} \frac{(K_H + 1/\theta_c)}{(1-f_p)b_H} y_e ,$$

buradan y_e çözülerek yavaş ayrışan substratın boyutsuz değeri için,

$$y_e = \frac{s_e - s_o}{(1 - \beta)K_H \theta Y_H - \mu_m \theta \frac{s_e (K_H + 1/\theta_c)}{(1 + s_e) (1 - f_p)b_H}} , \quad (5.31)$$

elde edilir.

Tam karışımli sistemin s_e , x_e ve y_e boyutsuz konsantrasyonları (5.29), (5.30) ve (5.31) denklemlerinden analitik olarak bulunduktan sonra bağımlı olan z_e ve s_{re} (5.19) ve (5.20) eşitliklerinden aşağıda izah edildiği şekilde hesaplanır.

(5.19) denkleminde z_i yerine (5.24)' deki değeri buradaki z_r yerine (5.28)' deki değeri konursa;

$$(1 + r - \frac{\theta}{\theta_c})z_e + f_p b_H \theta x_e = z_e (1 + r) ,$$

buradan;

$$z_e = f_p b_H \theta x_e , \quad (5.32)$$

bulunur.

Çözünmüş mikrobiyel ürünlerin, 1) yavaş ayrışan partiküler substratın hidrolizi (ölüm fazında) 2) mikrobiyel çoğalma ile oluştuğunu belirtilmişti. Bu iki terim denklem (5.20) de toplam halinde verilmişse de birbirinden bağımsız ve meydana geliş bakımından farklı fazlarda olduğundan herbirisinin ayrı ayrı hesaplanması uygun olacaktır. Buna göre hidroliz mekanizması gözönüne alınarak s_{ri} yerine (5.25)' deki değeri konursa;

$$\frac{rs_{re}}{1 + r} + \beta \frac{\theta}{1 + r} K_H Y_H y_e = s_{re} ,$$

veya; çözünmüş mikrobiyel inert ürünün boyutsuz konsantrasyonu için,

$$s_{re} = \beta \theta K_H Y_H y_e , \quad (5.33-a)$$

elde edilir.

Çoğalma ile ilişkili ürün oluşumu gözönüne alınması halinde;

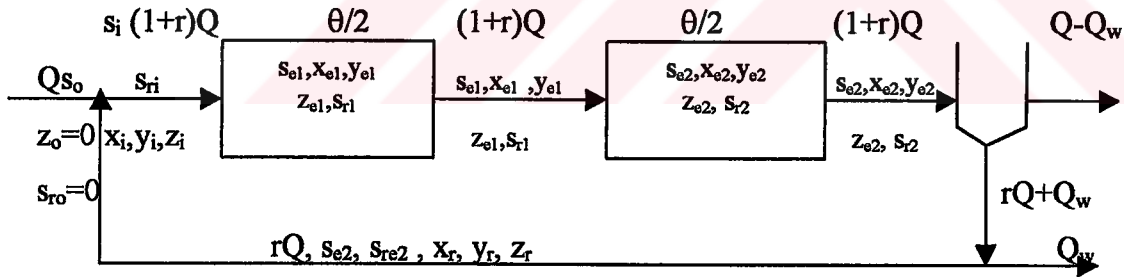
$$\frac{r s_{re}}{1+r} + \alpha \mu_m \theta \frac{s_e}{1+s_e} x_e Y_H = s_{re} ,$$

veya; çözünmüş mikrobiyel inert ürünün boyutsuz konsantrasyonu için,

$$s_{re} = \alpha \mu_m \theta \frac{s_e}{1+s_e} x_e Y_H , \quad (5.33-b)$$

bulunur.

5.2.4 Geri Devirli Tam Karışımli Seri Beslemeli ve Sürekli İki Reaktör Hali



Şekil 5.2 Geri devirli tam karışımli seri bağlı ikili reaktör hali

Asıl reaktörün eşit hacimli seri bağlı ve her birisi kendi içerisinde tam karışımli olan iki birimle temsil edilmesi durumunda birinci ünite; kolay ayrışan substrat (s), aktif biyokütle (x), yavaş ayrışan substrat (y), partiküler inert mikrobiyel ürün (z) ve çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_r) denge denklemleri tam karışımli tek reaktörde olduğu gibi boyutsuz konsantrasyonlar cinsinden sırasıyla;

$$s_i + \frac{\theta/2}{(1+r)}(1-\beta)K_H y_{e1} Y_H = s_{e1} + \frac{\mu_m}{Y_H} \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H \quad , \quad (5.34)$$

$$x_i + \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} = x_{e1} + b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} \quad , \quad (5.35)$$

$$y_i + (1-f_p) b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = y_{e1} + K_H \frac{\theta/2}{1+r} y_{e1} \quad , \quad (5.36)$$

$$z_i + f_p b_H \frac{\theta/2}{1+r} x_{e1} = z_{e1} \quad , \quad (5.37)$$

hidroliz kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün için,

$$s_{ri} + \beta \frac{\theta/2}{1+r} K_H Y_H y_{e1} = s_{rel} \quad , \quad (5.38-a)$$

çoğalma kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün için,

$$s_{ri} + \alpha \mu_m \frac{\theta/2}{(1+r)} \frac{s_{e1}}{(1+s_{e1})} x_{e1} Y_H = s_{rel} \quad (5.38-b)$$

tarzında ifade edilebilir. Bu eşitliklerde;

$$T = \frac{\theta}{2(1+r)} \quad (5.39)$$

konarak gerekli sadeleştirmeler yapılırsa;

$$s_i + T(1-\beta)K_H Y_H y_{e1} = s_{e1} + \mu_m T \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} \quad , \quad (5.40)$$

$$x_i + \mu_m T \frac{s_{e1}}{1+s_{e1}} x_{e1} = (1+bT)x_{e1} \quad , \quad (5.41)$$

$$y_i + (1 - f_p)b_H T x_{el} = (1 + K_H T)y_{el} , \quad (5.42)$$

$$z_i + f_p b_H T x_{el} = z_{el} , \quad (5.43)$$

$$s_{ri} + \beta T K_H Y_H y_{el} = s_{rel} , \quad (5.44-a)$$

$$s_{ri} + \alpha \mu_m T Y_H \frac{s_{el}}{1 + s_{el}} x_{el} = s_{rel} \quad (5.44-b)$$

elde edilir.

(5.41) denklemi;

$$\mu_m T \frac{s_{el}}{1 + s_{el}} x_{el} = (1 + b_H T)x_{el} - x_i ,$$

şeklinde yazılabilir. Bu eşitlikten x_{el} çözülerek;

$$(1 + b_H T - \mu_m T \frac{s_{el}}{1 + s_{el}})x_{el} = x_i ,$$

$$x_{el} = \frac{x_i}{1 + b_H T - \mu_m T \frac{s_{el}}{1 + s_{el}}} , \text{ veya ; } x_{el} = \frac{x_i(1 + s_{el})}{(1 + b_H T) + (1 + b_H T - \mu_m T)s_{el}}$$

buradan;

$$x_{el} = \frac{x_i(1 + s_{el})}{(1 + b_H T) \left[1 + \frac{(1 + b_H T - \mu_m T)s_{el}}{(1 + b_H T)} \right]} , \quad (5.45-a)$$

elde edilir. Burada ;

$$A = \frac{1 + b_H T - \mu_m T}{1 + b_H T} = 1 - \frac{\mu_m T}{1 + b_H T} \quad (5.46)$$

gösterilirse, aktif biyokütlenin boyutsuz konsantrasyonu;

$$x_{e1} = \frac{x_i(1 + s_{e1})}{(1 + b_H T)(1 + A s_{e1})} , \quad (5.45-b)$$

olur.

Denklem (5.42)'den yavaş ayrışan substratın birinci reaktördeki değeri için,

$$y_{e1} = \frac{y_i + (1 - f_p)b_H T x_{e1}}{1 + K_H T} , \quad (5.47)$$

bulunur.

(5.46) ve (5.47) eşitlikleri (5.40) denkleminde yerine konursa;

$$s_i + \frac{Y_H(1 - \beta)K_H T}{1 + K_H T} [y_i + (1 - f_p)b_H T x_{e1}] = s_{e1} + (1 + b_H T)x_{e1} - x_i , \quad (5.48)$$

elde edilir.

$$B = \frac{Y_H(1 - \beta)K_H T}{1 + K_H T} , \quad (5.49)$$

ile gösterilir, x_{e1} ve B'nin değerleri (5.40) denkleminde yerine konursa;

$$s_i + B y_i + B(1 - f_p)b_H T \frac{x_i(1 + s_{e1})}{(1 + b_H T)[1 + A s_{e1}]} = s_{e1} + \frac{x_i(1 + s_{e1})}{1 + A s_{e1}} - x_i , \quad (5.50)$$

haline gelir.

$$C = \frac{B(1 - f_p)b_H T}{1 + b_H T} , \quad (5.51)$$

ile temsil edilir ve (5.50) denkleminde yukarıdaki eşitlik yerine C konursa,

$$s_i + By_i + Cx_i \frac{(1 + s_{e1})}{1 + As_{e1}} = s_{e1} + \frac{x_i(1 + s_{e1})}{1 + As_{e1}} - x_i , \quad (5.52)$$

olur. Eşitliğin her iki tarafı $(1 + As_{e1})$ ile çarpılarak,

$$As_{e1}^2 + (1 + x_i - Ax_i - As_i - ABy_i - Cx_i)s_{e1} - (s_i + By_i + Cx_i) = 0 , \quad (5.53)$$

elde edilir. Bu ikinci mertebe denklemin çözülmesiyle pozitif ve negatif olan iki kökten pozitif olanı gözönüne alınarak A, B ve C katsayılarının fonksiyonu olarak kolay ayrışan substratın birinci üniteden çıkış konsantrasyonu s_{e1} hesaplanabilir. Denklemin katsayıları ise toplu olarak;

$$A = 1 - \frac{\mu_m T}{1 + b_H T} ; \quad B = \frac{Y_H(1 - \beta)K_H T}{1 + K_H T} ; \quad C = \frac{B(1 - f_p)b_H T}{1 + b_H T} .$$

şeklinde dir. s_{e1} bulunduğuna göre x_{e1} (5.41), y_{e1} (5.42), z_{e1} (5.43) ve s_{re1} (5.44a ve b) denklemlerinden hesaplanır.

I.Reaktörde giriş konsantrasyonları için,

$$s_i = \frac{s_0 + r s_{e2}}{1 + r} , \quad (5.54)$$

$$x_i = \frac{r x_r}{1 + r} , \quad (5.55)$$

$$y_i = \frac{r y_r}{1 + r} , \quad (5.56)$$

$$z_i = \frac{r z_r}{1 + r} , \quad (5.57)$$

$$s_{ri} = \frac{r s_{re}}{1 + r} , \quad (5.58)$$

yazılabilir.

Partiküler bileşenlerin geri devir konsantrasyonları son çökeltim havuzu etrafındaki kütle dengesi denklemlerinden (5.26), (5.27) ve (5.28) kullanılarak hesaplanmıştır.

5.2.4.1 İkili sistemde çıkış konsantrasyonlarının ilk yaklaşım değerlerinin belirlenmesi

Çözüm sırasında ilk iterasyonda II. reaktörden çıkış değerleri bilinmediğinden;

$x_{e1}=x_{e2}=x_e$, $y_{e1}=y_{e2}=y_e$ ve $s_{e2}=s_e=0$ kabul edilmiştir. Bu durumda (5.21) den (5.28) e kadar olan eşitliklerde $s_{e1}=s_{e2}=s_e$, $x_{e1}=x_{e2}=x_e$, $y_{e1}=y_{e2}=y_e$, $z_{e1}=z_{e2}=z_e$ alınarak bu değerler (5.41) den (5.44) e kadar verilen denklemlerde yerine konarak s_{e1} , x_{e1} , y_{e1} , z_{e1} ve s_{re1} 'in ilk yaklaşım değerleri aşağıda verilen ifadelerden hesaplanır:

$$s_{e1} = \frac{b_H + 2/\theta_c}{\mu_m - b_H - 2/\theta_c} , \quad (5.59)$$

$$x_{e1} = \frac{(K_H + 2/\theta_c)y_{e1}}{(1-f_p)b_H} , \quad (5.60)$$

$$y_{e1} = \frac{s_{e1} - \frac{s_o}{1+r}}{(1-\beta)K_H Y_H T - (b_H + 2/\theta_c)T \frac{K_H + 2/\theta_c}{(1-f_p)b_H}} , \quad (5.61)$$

Çıkıştaki partiküler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu z_e nin yaklaşık değerinin bulunması için önce (5.57) denkleminde z_r yerine (5.28) deki eşiti konarak elde edilen z_i değeri (5.43) teki yerine konursa;

$$z_{e1} - \frac{\theta}{\theta_c(1+r)} z_{e1} + f_p b_H T x_{e1} = z_{e1} , \quad (5.62)$$

bulunur.

Burada, $\frac{\theta}{1+r} = 2T$ eşitliği kullanılarak,

$$z_{el} = f_p b_H \frac{\theta_c}{2} x_{el} , \quad (5.63)$$

elde edilir.

Reaktör çıkışındaki çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu s_{rel} in yaklaşık değerinin bulunması için önce (5.44-a) ve (5.44-b) denklemlerindeki s_{ri} yerine (5.58) deki eşiti konarak;

$$\frac{r s_{rel\beta}}{1+r} + \beta K_H Y_H T y_{el} = s_{rel\beta} , \quad (5.64-a)$$

$$s_{rel\beta} = \beta K_H Y_H T y_{el} (1+r) , \quad (5.65-a)$$

$$\frac{s_{rel\alpha}}{1+r} + \alpha \mu_m Y_H T \frac{s_{el}}{1+s_{el}} x_{el} = s_{rel\alpha} , \quad (5.64-b)$$

$$s_{rel\alpha} = \alpha \mu_m Y_H T \frac{s_{el}}{1+s_{el}} x_{el} (1+r) . \quad (5.65-b)$$

elde edilir.

İkinci reaktörde kolay ayrışan substratın ($s_e=s_{e2}$) değeri bilinmediğinden tahmini olarak ikinci reaktörün çıkış s_e konsantrasyonunun s_{e1} ' e eşit olduğunu ($s_{e2}=s_{e1}$), aynı s_e nin geri devir hattında da bulunmasından dolayı (5.54) e göre I. reaktörün giriş konsantrasyonu tahmini olarak yeniden hesaplanır.

Birinci reaktörün çıkış değerleri ikinci reaktörün giriş değerleri olduğundan Şekil 4.2' ye göre (5.53) denkleminde;

$s_i=s_{e1}$, $x_i=x_{e1}$, $y_i=y_{e1}$ s_{e1} yerine de s_{e2} konarak kolay ayrışan substratın ikinci reaktördeki değeri için,

$$A s_{e2}^2 + (1 + x_i - A x_i - A s_i - A B y_i - C x_i) s_{e2} - (s_i + B y_i + C x_i) = 0 \quad (5.66)$$

yazılabilir.

s_e , x_e , y_e , z_e , s_{re} değişkenleri arasında x_e en büyük parametre olduğundan yazılan bilgisayar programının ardışık iki sonucu için ikinci reaktör çıkışında $|x_{e2}(i)/x_{e2}(i+1) - 1|$ relatif hatası 10^{-4} den küçük oluncaya yani ardışık iki icraat sonuçları arasında herhangi hissedilebilir bir fark kalmayıncaya kadar program bir döngü içerisinde çalıştırılmıştır. Bazen bunun yerine programın 1000 defa icra edilmesi uygun görülmüştür.

n adet seri bağlı reaktörün çıkış konsantrasyonlarının hesabı için de yukarıda bahsedilen çözüm yöntemi kullanılmıştır. Reaktör birimlerinden bir öncekinin çıkış değerleri bir sonrakinin giriş değerlerine eşit olduğundan n birim için denklem (5.66) da bu sırayı izleyen ve çözümleri yapan listesi Ek-B' de verilen bir BASIC bilgisayar programı yazılmış ve çözümleri yapan sonuçlar 6. Bölümde verilmiştir.

6. MODEL SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

6.1 Tam Karışımli Geri Devirli Sürekli Akımlı Reaktör

Burada beşinci bölümde geri devirli tam karışımli seri bağlı n adet aktif çamur ünitesi ile temsil edilen sistem için ölüm-yenilenme modeli kullanılarak kolay ayrışan substrat, oluşan partiküler ve çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonlarının; hidrolik bekletme süresi (θ), çamur yaşı (θ_c), geri devir oranı (r), reaktör sayısı (n), dispersiyon numarası (d) ve boyutsuz giriş konsantrasyonu (s_0) parametreleri gözönüne alınarak çözümler yapılmış, sonuçlar grafikler halinde verilmiş ve yorumlar yapılmıştır.

Çözümler için kullanılacak parametrelerin tespiti için geniş bir literatür araştırması yapılarak değişik araştırmacıların kullanmış olduğu kinetik parametreler Tablo 6.1 de özetlenmiştir. Bu değerler çok geniş bir aralığa yayıldığından, çıkardığımız denklemler boyutsuz hale getirilmesine rağmen kinetik sabitlerin çokluğu sebebi ile, bunların tamamının kullanılması mümkün ve ekonomik olmadığından, yazılan BASIC programının çalıştırılmasında araştırmacılar tarafından en fazla refere edilenler seçilmiş ve bunlar Tablo 6.2' de verilmiştir.

Bölüm 5' te verilen (5.40), (5.41), (5.42) denklemlerinden x_0 ve y_0 çıkış konsantrasyonları yok edilerek elde edilen (5.53) denklemi çözülerek boyutsuz s_0 değeri bulunduktan sonra (5.45-b) denkleminde x_{e1} , (5.47) denkleminde y_{e1} , (5.43) denkleminde z_{e1} ve (5.44-a ve b) denkleminde de s_{re1} hesaplanır. Bunlar tekrar ikinci reaktöre giriş değerleri olarak verilir. İkinci reaktör için (5.53) denkleminde s_{e1} yerine s_{e2} konularak sistemin çıkış s_0 değeri bulunur. x_0 ve y_0 ' nin çıkış değerlerinin çözümü için de yukarıda izah edilen esaslar takip edilmiştir.

Aynı prensibe göre sistemin n adet birimle temsil edilmesi hali için elde edilen sonuçlar Ek C' de Şekil C.1' den C.30' a kadar verilmiştir.

Tablo 6.1 Aktif çamur modellemesinde literatürde değişik araştırmacılar tarafından kullanılan kinetik ve stokiometrik parametreler.

Parametreler	Henze ve diğ. (1987)	Kappeler ve Gujer (1992)	Task Group Model (1987)	Tank A. (1990)	Orhon ve diğ. (1989)	Artan ve diğ. (1990)	Artan N (1987)	Dold ve Marais (1980)	Baykal ve diğ. (1990)
μ_m (gün ⁻¹)	3-13.2	1-2	3-6	2-6	4.2	3.0	3.0	2.4-5.0	6.0
Y_H (gVSS/gKOl)	0.46-0.69	0.67	0.67	0.6	0.48	0.67	0.67	0.666	0.67
K_s (gKOl/m ³)	10-180	2.5-4.0	20	20-250	60	20	20	5	20
b_H (gün ⁻¹)	0.09-4.38	0.05-0.1	0.2-0.62	0.25-0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62
f_p (boyutsuz)	-	0.2	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08	0.08
β (boyutsuz)	-	-	-	0.05-0.3	0.1	-	0.1	-	0.01-0.05
α (boyutsuz)	-	-	-	-	-	-	0.05	-	0.0
k_A (gün ⁻¹)	2.2	4	1.0-3.0	0.65-3.0	0.65	-	3.0	2.2	0.65
K_x (mgKOl/mgKOl)	0.15	-	0.01-0.03	0.03	0.03	-	0.03	0.15	0.03
$K_{O,H}$ (gO ₂ /m ³)	-	0.25	-	-	-	-	-	0.002	-

Tablo 6.2 Sistemin çözümü için seçilen kinetik ve stokiometrik parametreler.

Kinetik sabitler	Birim	Seçilen değer
Y (dönüşüm oranı)	mg KOI (mg KOI) ⁻¹	0.6
μ _m (max. spesifik büyüme hızı)	gün ⁻¹	3.0
b _H (içsel solunum hızı)	gün ⁻¹	0.6
k _H (max. spesifik hidroliz hızı)	mg KOI (mg KOI, gün) ⁻¹	2.2
K _X (hidroliz yarı doygunluk sab.)	mg KOI (mg KOI) ⁻¹	0.15
f _p (ölüm yenilenme yaklaşımında biyokütlenin inert fraksiyonu)	mg KOI (mg KOI) ⁻¹	0.08
f _{sp} (ürün oluşum katsayısı)	mg KOI (mg KOI) ⁻¹	β=0.1 veya α=0.05

6.1.1 Çözüm Sonuçları Üzerine Dispersiyon Numarası veya Reaktör Sayısının Etkisi

Bir reaktördeki dispersiyonun mertebesi ile reaktörü temsil eden seri haldeki birimlerin sayısı arasında Levenspiel (1972) tarafından;

$$\sigma^2 = 2d - 2d^2(1 - e^{-1/d}) = \frac{1}{n} \quad (6.1)$$

şeklinde bir ilişki olduğu gözlenmiştir. Burada:

n : seri bağlı reaktör sayısını,

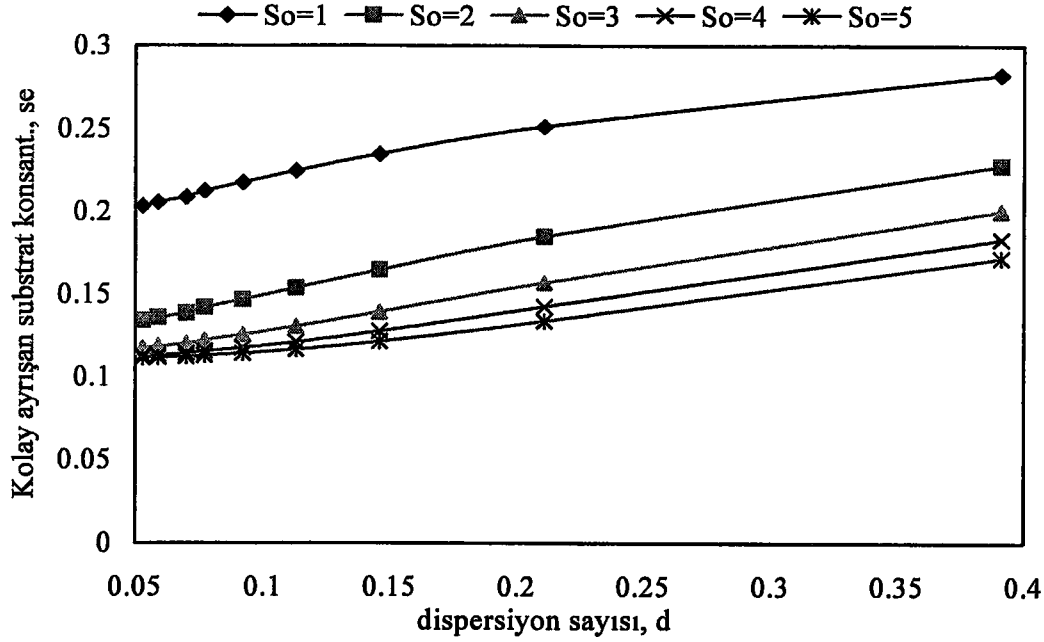
σ² : reaktörde izleyici olarak kullanılan maddenin çıkış konsantrasyonunun zamana göre değişiminin varyansını,

d : dispersiyon sayısını göstermektedir.

Sonuçlar üzerinde dispersiyon sayısı (d) nin etkisini incelemek için θ_c=5 gün, θ=6 saat, r=0.5 alınarak elde edilen çözümler Tablo 6.3 ve Şekil 6.1-6.6 arasında verilmiştir.

Tablo 6.3 $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.5$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre s_e , x_e , y_e , x_r , z_e , s_{rx} ve $s_{r\beta}$ çıkış konsantrasyonlarının değişimi.

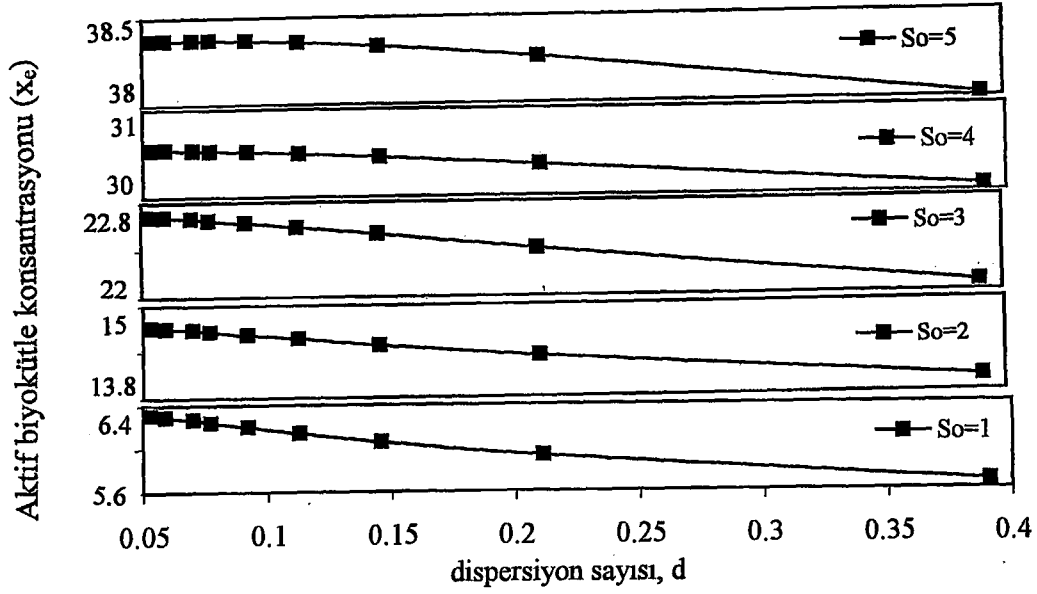
Giriş konst. s_o	Reak. Sayısı n	Dispers num. d	Kolay ayr.subs. s_e	Aktif biyokütle x_e	Yavaş ayr.subs. y_e	Geri devir kon. x_r	Part. Mik. inert ür. z_e	Çöz. mik.in. ürün $s_{r\beta}$	Çöz. mik.in. ürün s_{rx}
1	1	>100	0.36364	5.0312	0.1868	14.5906	1.2075	0.0411	0.0302
	2	0.391	0.28296	5.6777	0.2116	16.4652	1.35914	0.0463	0.034
	3	0.211	0.25166	5.9287	0.2213	17.1933	1.41791	0.0483	0.0355
	4	0.146	0.23512	6.0614	0.2264	17.5782	1.44896	0.0493	0.0363
	5	0.113	0.22491	6.1434	0.2296	17.8157	1.46811	0.05	0.0367
	6	0.092	0.218	6.1989	0.2318	17.9767	1.48108	0.0504	0.0371
	7	0.077	0.21301	6.239	0.2334	18.093	1.49045	0.0507	0.0373
	8	0.07	0.20923	6.2693	0.2346	18.1808	1.49753	0.051	0.0375
	9	0.059	0.20629	6.2929	0.2355	18.2495	1.50306	0.0512	0.0376
	10	0.053	0.20392	6.3119	0.2363	18.3046	1.5075	0.0513	0.0377
2	2	0.391	0.22784	13.995	0.5229	40.5865	3.36494	0.1145	0.0841
	3	0.211	0.18464	14.33	0.5369	41.5575	3.44787	0.1173	0.0861
	4	0.146	0.16469	14.484	0.5436	42.0044	3.48625	0.1186	0.0871
	5	0.113	0.15354	14.57	0.5474	42.2535	3.50773	0.1194	0.0876
	6	0.092	0.14654	14.624	0.5499	42.4093	3.52122	0.1198	0.088
	7	0.077	0.14179	14.66	0.5516	42.5149	3.53039	0.1201	0.0882
	8	0.07	0.13838	14.686	0.5528	42.5906	3.53697	0.1204	0.0884
	9	0.059	0.13582	14.706	0.5537	42.6473	3.54193	0.1205	0.0885
	10	0.053	0.13384	14.721	0.5545	42.6912	3.54577	0.1207	0.0886
3	2	0.391	0.20012	22.08	0.8262	64.0332	5.32132	0.1811	0.1329
	3	0.211	0.15659	22.402	0.8411	64.9666	5.40731	0.184	0.135
	4	0.146	0.13906	22.53	0.8475	65.336	5.44224	0.1852	0.1358
	5	0.113	0.1303	22.592	0.8509	65.5177	5.45982	0.1858	0.1363
	6	0.092	0.12529	22.628	0.853	65.6201	5.46996	0.1862	0.1365
	7	0.077	0.12215	22.649	0.8544	65.6833	5.47636	0.1864	0.1367
	8	0.07	0.12005	22.664	0.8554	65.7252	5.48069	0.1865	0.1368
	9	0.059	0.11856	22.674	0.8561	65.7544	5.48375	0.1866	0.1368
	10	0.053	0.11747	22.681	0.8566	65.7755	5.48601	0.1867	0.1369
4	2	0.391	0.18319	30.073	1.1263	87.2123	7.2583	0.247	0.1812
	3	0.211	0.14203	30.359	1.1412	88.0414	7.34248	0.2499	0.1832
	4	0.146	0.12745	30.456	1.1472	88.3213	7.37299	0.2509	0.1839
	5	0.113	0.12092	30.497	1.1503	88.4407	7.38695	0.2514	0.1843
	6	0.092	0.11753	30.517	1.1521	88.4994	7.39438	0.2517	0.1844
	7	0.077	0.11557	30.528	1.1532	88.5313	7.39874	0.2518	0.1845
	8	0.07	0.11436	30.534	1.1541	88.5499	7.40147	0.2519	0.1846
	9	0.059	0.11357	30.538	1.1547	88.5613	7.40334	0.252	0.1846
	10	0.053	0.11302	30.541	1.1551	88.5685	7.40463	0.252	0.1847
5	2	0.391	0.17171	38.019	1.4248	110.256	9.18555	0.3126	0.2293
	3	0.211	0.13347	38.264	1.4396	110.966	9.26699	0.3154	0.2312
	4	0.146	0.12143	38.333	1.4452	111.167	9.29383	0.3163	0.2318
	5	0.113	0.11656	38.358	1.448	111.238	9.30513	0.3167	0.232
	6	0.092	0.11427	38.368	1.4497	111.266	9.31071	0.3169	0.2321
	7	0.077	0.11306	38.372	1.4508	111.278	9.31386	0.317	0.2322
	8	0.07	0.11236	38.373	1.4515	111.283	9.31569	0.317	0.2322
	9	0.059	0.11194	38.374	1.4521	111.284	9.31683	0.3171	0.2323
	10	0.053	0.11168	38.374	1.4526	111.284	9.31769	0.3171	0.2323



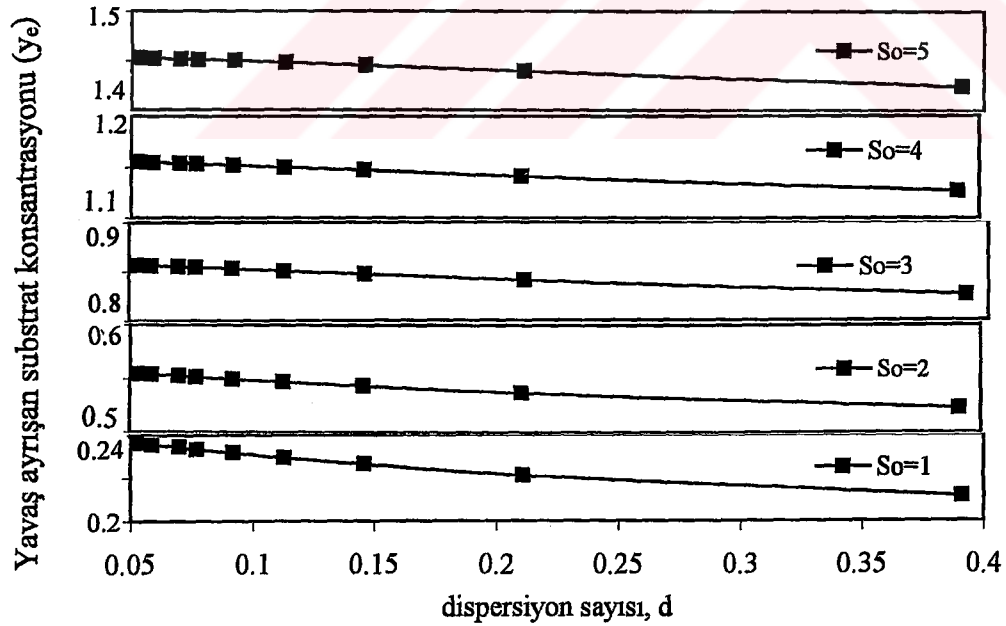
Şekil 6.1 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki kolay ayrılan substrat (s_e) üzerine etkisi

Kolay ayrılan substratın farklı s_0 (boyutsuz) başlangıç konsantrasyonları için çıkıştaki s_e değerlerinin dispersiyon sayısına göre değişimini veren Şekil 6.1 incelendiğinde boyutsuz çıkış konsantrasyonlarının (s_e) dispersiyon sayısı arttıkça (veya n reaktör sayısı azaldıkça) arttığı görülmektedir. Benzer durumların tam karışımli sistemler için de geçerli olduğu düşünülürse dispersiyonun reaktör verimleri üzerindeki bu etkisinin beklenenden farklı olmadığı açıktır.

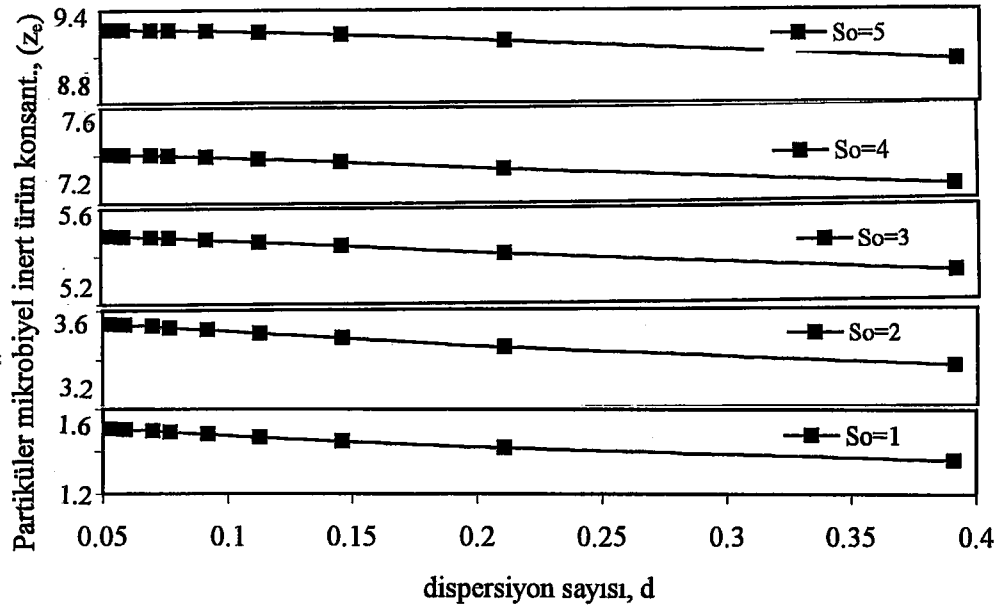
Tablo 6.3 incelendiğinde sabit s_0 giriş konsantrasyonları için x_e , y_e , z_e partiküler madde konsantrasyonları ile çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları s_{ra} ve s_{rb} nin reaktör sayısı ile çok fazla değişmediği, dördüncü reaktörden itibaren olan değişimlerin çok fazla olmadığı, benzer parametrelerin sonuçları arasındaki farkların s_0 arttıkça daha da azaldığı, mesela giriş konsantrasyonu $s_0=5$ için üçüncü reaktörden itibaren sonuçların neredeyse aynı olduğu görülmektedir. Bununla beraber bu değişimlerin izlenebilmesi için söz konusu parametrelerin çıkış konsantrasyonlarının dispersiyon sayısı ile değişimi Şekil 6.2' den Şekil 6.6' ya kadar çizilen grafiklerde biraz abartılı olarak gösterilmiştir.



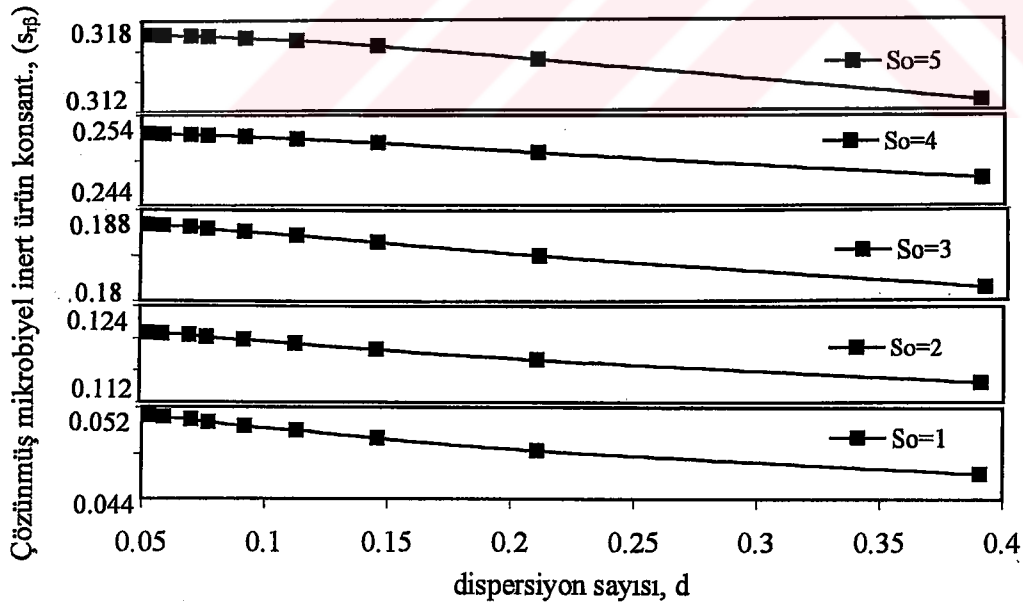
Şekil 6.2 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki biyokütle konsantrasyonu (x_e) üzerine etkisi



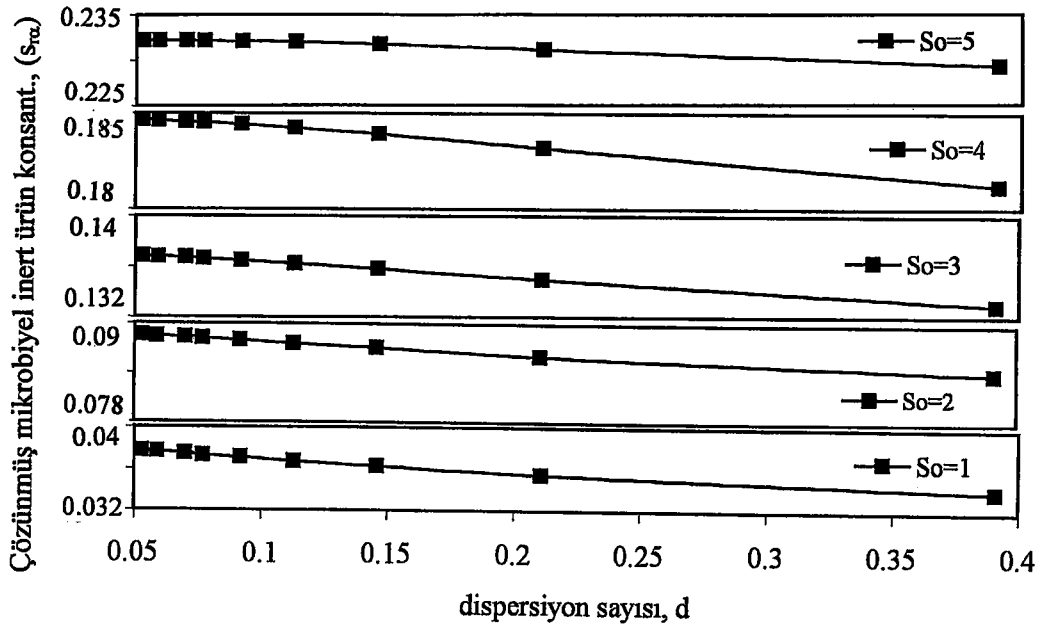
Şekil 6.3 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki yavaş ayrışan substrat konsantrasyonu (y_e) üzerine etkisi



Şekil 6.4 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki partiküler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu (z_e) üzerine etkisi



Şekil 6.5 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu (s_{rp}) üzerine etkisi



Şekil 6.6 Dispersiyon sayısı (d) nin çıkış akımındaki çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu (s_{ra}) üzerine etkisi

Yukarıda verilen sonuçların değişimlerini iki şekilde yorumlamak mümkündür:

1. Kolay ayrışan substrat (s_e) dışındaki parametrelerin ikinci reaktör sonuçları ile onuncu reaktör sonuçları arasındaki farkların fazla olmaması geri devir sebebi ile seri haldeki sistemin tam karışimli sisteme yaklaştığını göstermektedir.
2. Dördüncü reaktörden sonraki sonuçların birbirine yakın olması ise sistemin n (reaktör sayısı) arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermektedir.

Tablo 6.3' teki sonuçlar geri devir oranı $r=0.5$ için elde edilmiş idi. r ' nin etkisini incelemek maksadı ile $r=0.25$ ve $r=0.75$ için de benzer çözümler yapılmış bunlara ait sonuçlar da Tablo 6.4 ve Tablo 6.5' te gösterilmiştir. Geri devir oranları 0.25, 0.50 ve 0.75 için elde edilen sonuçlar karşılaştırıldığında aktif biyokütlenin sistemden çıkış konsantrasyonu (x_e) nin çok fazla değişmediği söylenebilir. Kolay ayrışan substrat (s_e) dışında diğer parametrelerin de r ' nin azalmasıyla bir miktar arttığı fakat çok fazla değişmediği görülmektedir. Hatta $s_0=2$ den itibaren eşit sayıdaki reaktör ünitesi çıkışları hemen hemen birbirine eşittir. Kolay ayrışan substratın (s_e) çıkış konsantrasyonunun ise artan geri devir oranı ile arttığı görülmektedir. Bu artış reaktör sayısı arttıkça daha belirgin hale gelmekte olup mesela $r=0.25$ ve $r=0.75$ için onuncu reaktörün çıkış değerleri arasındaki fark $(0.22-0.184)=0.036$ civarındadır.

Buna artan geri devir oranı ile aktif biyokütle konsantrasyonundaki bir miktar azalmanın sebep olduğu söylenebilir.

Tablo 6.4 $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.25$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre s_e , x_e , y_e , x_r , z_e , s_{ra} ve s_{rb} çıkış konsantrasyonlarının değişimi

Giriş konst. s_0	Reak. Sayısı n	Dispers nu. d	Kolay ayr.subs. s_e	Aktif biyokütle x_e	Yavaş ayr.subs. y_e	Geri devir kon. x_r	Part. mik inert.ür. z_e	Çöz. Mik.in. Ürün s_{rb}	Çöz. mik.in. ürün s_{ra}
1	1	>100	0.36364	5.03124	0.18681	24.1499	1.2075	0.0411	0.03019
	2	0.391	0.27172	5.7648	0.21502	27.671	1.38071	0.04699	0.03454
	3	0.211	0.23644	6.0464	0.22601	29.0227	1.44718	0.04925	0.0362
	4	0.146	0.21804	6.19327	0.2318	29.7277	1.48184	0.05043	0.03707
	5	0.113	0.20682	6.28287	0.23536	30.1578	1.50298	0.05115	0.03761
	6	0.092	0.19927	6.34306	0.23776	30.4467	1.51719	0.05163	0.03796
	7	0.077	0.19387	6.38621	0.23949	30.6538	1.52737	0.05198	0.03822
	8	0.07	0.18981	6.41862	0.24079	30.8094	1.53501	0.05224	0.03841
	9	0.059	0.18665	6.44385	0.24181	30.9305	1.54097	0.05244	0.03856
	10	0.053	0.18412	6.46402	0.24262	31.0273	1.54573	0.0526	0.03868
2	2	0.391	0.2161	14.075	0.52661	67.559	3.3893	0.1154	0.0847
	3	0.211	0.172	14.411	0.5411	69.175	3.4749	0.1183	0.0868
	4	0.146	0.1526	14.558	0.54773	69.878	3.5126	0.1195	0.0877
	5	0.113	0.1423	14.636	0.5514	70.252	3.5328	0.1202	0.0882
	6	0.092	0.136	14.683	0.5537	70.477	3.5451	0.1206	0.0885
	7	0.077	0.1318	14.714	0.55526	70.625	3.5532	0.1209	0.0887
	8	0.07	0.1289	14.735	0.55638	70.728	3.559	0.1211	0.0888
	9	0.059	0.1268	14.751	0.55722	70.803	3.5631	0.1213	0.0889
	10	0.053	0.1252	14.763	0.55787	70.86	3.5663	0.1214	0.089
3	2	0.391	0.1897	22.137	0.82954	106.26	5.3451	0.1819	0.1334
	3	0.211	0.1473	22.439	0.84432	107.71	5.4305	0.1848	0.1355
	4	0.146	0.1315	22.549	0.85037	108.23	5.4629	0.1859	0.1363
	5	0.113	0.1242	22.598	0.85349	108.47	5.4782	0.1864	0.1366
	6	0.092	0.1202	22.624	0.85534	108.59	5.4867	0.1867	0.1368
	7	0.077	0.1178	22.639	0.85654	108.67	5.4917	0.1869	0.1369
	8	0.07	0.1163	22.648	0.85738	108.71	5.4951	0.187	0.137
	9	0.059	0.1152	22.654	0.858	108.74	5.4973	0.1871	0.1371
	10	0.053	0.1145	22.658	0.85847	108.76	5.4989	0.1871	0.1371
4	2	0.391	0.1741	30.107	1.1293	144.51	7.2817	0.2478	0.1817
	3	0.211	0.1352	30.361	1.14377	145.73	7.3638	0.2506	0.1836
	4	0.146	0.1226	30.435	1.14929	146.09	7.3914	0.2516	0.1842
	5	0.113	0.1175	30.463	1.15204	146.22	7.4031	0.252	0.1845
	6	0.092	0.115	30.474	1.15364	146.28	7.409	0.2522	0.1846
	7	0.077	0.1137	30.48	1.15468	146.3	7.4123	0.2523	0.1847
	8	0.07	0.1129	30.482	1.15541	146.31	7.4143	0.2523	0.1847
	9	0.059	0.1124	30.483	1.15596	146.32	7.4156	0.2524	0.1848
	10	0.053	0.1121	30.483	1.15637	146.32	7.4165	0.2524	0.1848
5	2	0.391	0.1636	38.032	1.42751	182.55	9.209	0.3134	0.2297
	3	0.211	0.1282	38.236	1.44163	183.53	9.2879	0.3161	0.2315
	4	0.146	0.1182	38.282	1.4468	183.75	9.3119	0.3169	0.232
	5	0.113	0.1146	38.294	1.44937	183.81	9.3214	0.3172	0.2322
	6	0.092	0.113	38.297	1.4509	183.83	9.3259	0.3174	0.2323
	7	0.077	0.1123	38.297	1.45191	183.82	9.3282	0.3175	0.2324
	8	0.07	0.1119	38.295	1.45264	183.82	9.3296	0.3175	0.2324
	9	0.059	0.1117	38.294	1.4532	183.81	9.3304	0.3175	0.2324
	10	0.053	0.1115	38.293	1.45363	183.81	9.331	0.3176	0.2324

Tablo 6.5 $\theta_c=5$ gün, $\theta=6$ saat, $r=0.75$ için reaktör sayısı veya dispersiyon numarasına göre s_e , x_e , y_e , x_r , z_e , $s_{r\beta}$ ve $s_{r\alpha}$ çıkış konsantrasyonlarının değişimi

Giriş konst. s_o	Reak. Sayısı n	Dispers nu. d	Kolay ayr.subs. s_e	Aktif biyokütle x_e	Yavaş ayr.subs. y_e	Geri devir kon. x_r	Part. mik. inert ür. z_e	Çöz. mik.in. ürün $s_{r\beta}$	Çöz. mik.in. ürün $s_{r\alpha}$
1	1	>100	0.36364	5.03124	0.18681	11.4041	1.2075	0.0411	0.03019
	2	0.391	0.29182	5.6082	0.2088	12.712	1.3422	0.0457	0.0336
	3	0.211	0.2639	5.8329	0.2175	13.221	1.3946	0.0475	0.0349
	4	0.146	0.24907	5.9523	0.2221	13.492	1.4223	0.0484	0.0356
	5	0.113	0.23987	6.0263	0.2249	13.66	1.4395	0.049	0.036
	6	0.092	0.23362	6.0767	0.2269	13.774	1.4513	0.0494	0.0363
	7	0.077	0.22909	6.1132	0.2283	13.857	1.4597	0.0497	0.0365
	8	0.07	0.22566	6.1409	0.2294	13.919	1.4662	0.0499	0.0367
	9	0.059	0.22297	6.1626	0.2302	13.968	1.4712	0.0501	0.0368
	10	0.053	0.2208	6.18	0.2309	14.008	1.4753	0.0502	0.0369
2	2	0.391	0.23789	13.924	0.5197	31.561	3.3446	0.1138	0.0836
	3	0.211	0.19618	14.251	0.5331	32.302	3.4241	0.1165	0.0856
	4	0.146	0.17622	14.407	0.5397	32.656	3.4622	0.1178	0.0865
	5	0.113	0.16474	14.497	0.5435	32.859	3.4841	0.1186	0.0871
	6	0.092	0.15737	14.554	0.546	32.989	3.4982	0.1191	0.0874
	7	0.077	0.15227	14.594	0.5478	33.079	3.508	0.1194	0.0877
	8	0.07	0.14855	14.623	0.5491	33.145	3.5151	0.1196	0.0878
	9	0.059	0.14572	14.645	0.55	33.195	3.5205	0.1198	0.088
	10	0.053	0.1435	14.662	0.5508	33.234	3.5247	0.12	0.0881
3	2	0.391	0.20937	22.024	0.8231	49.922	5.3011	0.1804	0.1324
	3	0.211	0.16554	22.356	0.8379	50.672	5.3866	0.1833	0.1345
	4	0.146	0.14687	22.495	0.8445	50.989	5.4231	0.1846	0.1354
	5	0.113	0.13709	22.568	0.8482	51.153	5.4424	0.1852	0.1359
	6	0.092	0.13128	22.61	0.8504	51.25	5.4539	0.1856	0.1362
	7	0.077	0.1275	22.638	0.8519	51.313	5.4614	0.1859	0.1364
	8	0.07	0.12489	22.657	0.853	51.356	5.4666	0.186	0.1365
	9	0.059	0.123	22.671	0.8538	51.387	5.4704	0.1862	0.1366
	10	0.053	0.12157	22.681	0.8544	51.41	5.4732	0.1863	0.1366
4	2	0.391	0.19149	30.034	1.1234	68.077	7.2384	0.2464	0.1808
	3	0.211	0.14893	30.341	1.1385	68.772	7.3237	0.2493	0.1828
	4	0.146	0.13274	30.454	1.1448	69.029	7.3566	0.2504	0.1836
	5	0.113	0.12503	30.507	1.1481	69.149	7.3725	0.2509	0.184
	6	0.092	0.1208	30.535	1.1501	69.212	7.3813	0.2512	0.1842
	7	0.077	0.11825	30.551	1.1514	69.25	7.3867	0.2514	0.1843
	8	0.07	0.11659	30.562	1.1523	69.274	7.3903	0.2515	0.1844
	9	0.059	0.11545	30.569	1.153	69.289	7.3927	0.2516	0.1845
	10	0.053	0.11463	30.574	1.1535	69.3	7.3944	0.2517	0.1845
5	2	0.391	0.17916	37.996	1.4221	86.123	9.1658	0.312	0.2289
	3	0.211	0.13888	38.269	1.4372	86.744	9.2492	0.3148	0.2308
	4	0.146	0.1251	38.357	1.4432	86.944	9.2785	0.3158	0.2315
	5	0.113	0.11911	38.393	1.4462	87.025	9.2915	0.3162	0.2318
	6	0.092	0.11608	38.41	1.448	87.063	9.2984	0.3165	0.232
	7	0.077	0.11438	38.419	1.4492	87.083	9.3024	0.3166	0.2321
	8	0.07	0.11335	38.423	1.45	87.093	9.3048	0.3167	0.2321
	9	0.059	0.11269	38.426	1.4506	87.099	9.3064	0.3167	0.2321
	10	0.053	0.11224	38.428	1.4511	87.103	9.3076	0.3168	0.2322

İlk bakışta geri devir oranının artması ile çıkış konsantrasyonlarının artacağı zannedilirse de tam karışimli tek reaktörden s_e , x_e , y_e nin (5.29), (5.30), (5.31) eşitlikleri ile verilen çıkış konsantrasyonları geri devir oranından bağımsız olduğundan seri haldeki reaktör sisteminin sonuçlarının da geri devir sebebi ile tam

karışımli sisteme yaklaşmasından dolayı geri devir oranından kısmen bağımsız olduğu görülmektedir.

6.1.2 Hidrolik Bekletme Süresinin Çıkış Konsantrasyonları Üzerine Etkisi

Sadece aktif biyokütle ve kolay ayrışan substratın gözönüne alındığı kararlı halde çalışan tam karışımli klasik aktif çamur sisteminde aktif biyokütlenin hidrolik bekletme süresi ile çarpımı;

$$x\theta = \theta_c Y_H \frac{(S_o - S_e)}{(1 + b_H \theta_c)} \quad (6.2)$$

eşitliğine göre sadece θ_c nin fonksiyonu olduğundan Grady ve Lim (1980) seri haldeki sistemlerde de bunun sabit kaldığı görülmektedir. Tablo 6.6' da hidrolik bekletme süresinin $x\theta$ nın değişimi üzerine etkisi gösterilmiştir.

6.1.3 Çamur Yaşının Etkisi

$n=1$ reaktör hali için çıkış akımı konsantrasyonlarını analitik olarak hesaplamak mümkündür. Burada kolay ayrışan substratın çıkış akımındaki konsantrasyonu giriş konsantrasyonundan bağımsız olup Şekil 6.7' ye göre artan θ_c ile azalmaktadır. Kolay ayrışan substrat (s_e) nin çıkış akımındaki boyutsuz konsantrasyonu denklem (5.29) da verilen eşitlikle hesaplanmış sonuçlar Şekil 6.7' de verilmiştir. Buna göre s_e boyutsuz çıkış substrat konsantrasyonu θ_c arttıkça düşmektedir.

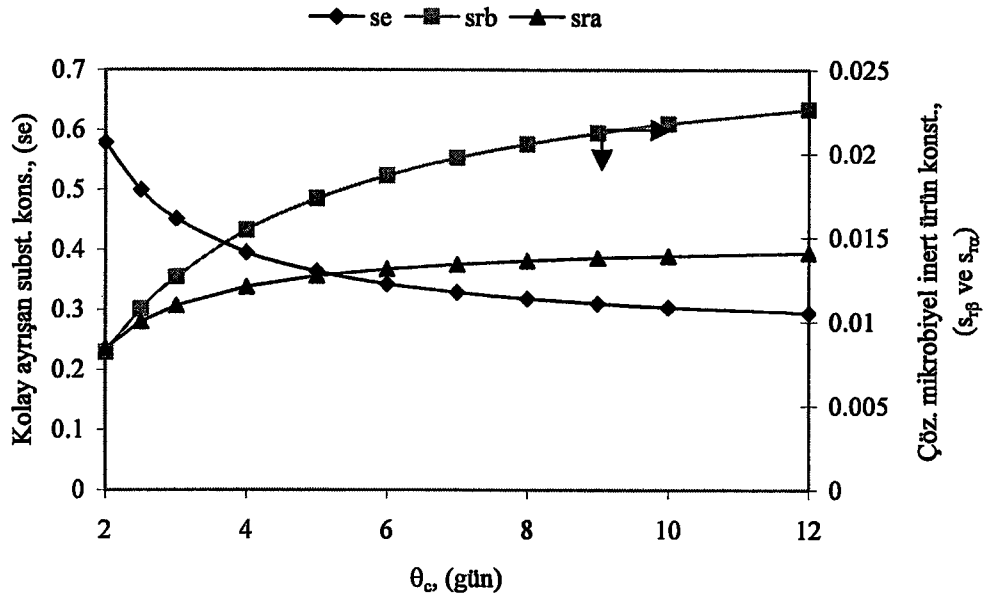
Tek reaktör hali için aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonu (5.30), yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonu (5.31), partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonu (5.32), hidrolizi gözönüne alan mekanizmaya göre çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{rp}) konsantrasyonu (5.33-a), çoğalmayı gözönüne alan mekanizmaya göre çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonu (5.33-b) eşitliği kullanılarak hesap edilmiştir. Şekil 6.8' e göre bu değişkenlerin çıkış akımındaki konsantrasyonları θ_c ye bağlı olarak artış göstermektedir.

Çıkış akımındaki değişken konsantrasyonlarına çamur yaşı (θ_c) ve reaktör sayısı (n) nin etkisinin incelendiği durumlar Ek C' de verilmiştir.

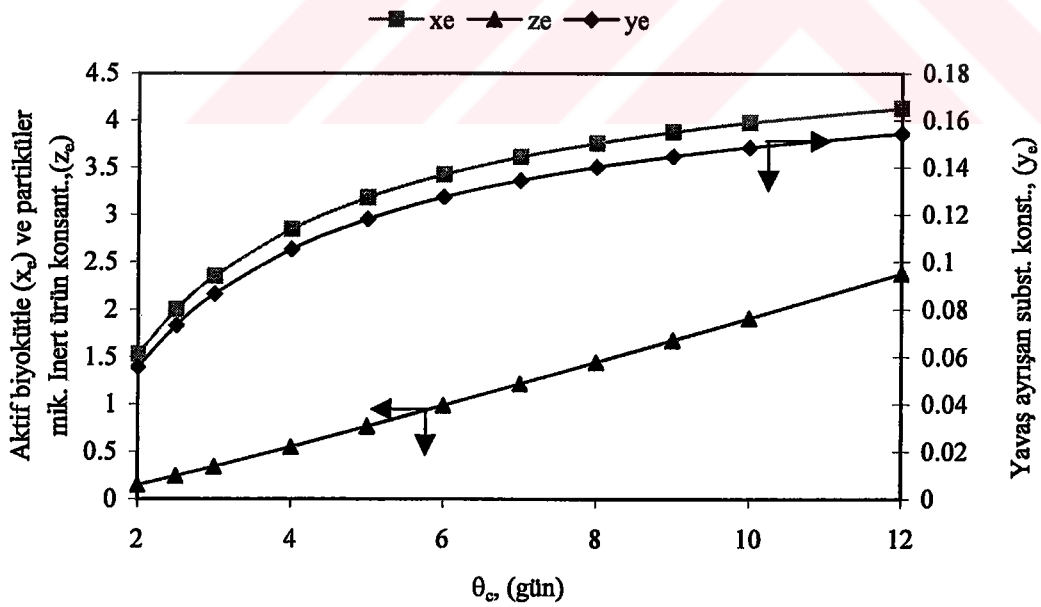
Tablo 6.6 $r=0.5$ ve reaktör sayısına göre $x_e\theta$ çarpımlarının değerleri.

Reaktör sayısı (n)	θ (saat)	$S_0=1$		$s_0=2$		$s_0=3$		$s_0=4$		$s_0=5$	
		x_e	$x_e\theta$	x_e	$x_e\theta$	x_e	$x_e\theta$	x_e	$x_e\theta$	x_e	$x_e\theta$
2	1	34.041	34.041	84.059	84.059	132.77	132.77	180.966	180.97	228.9	228.9
	2	17.023	34.046	42.02	84.04	66.355	132.71	90.4285	180.86	114.369	228.738
	3	11.35	34.051	28.007	84.022	44.217	132.65	60.2503	180.75	76.1935	228.58
	4	8.514	34.056	21.001	84.005	33.149	132.6	45.1615	180.65	57.106	228.424
	6	5.6777	34.066	13.995	83.972	22.08	132.48	30.0732	180.44	38.0192	228.115
	8	4.2596	34.077	10.493	83.94	16.547	132.37	22.5294	180.24	28.4763	227.81
	10	3.4088	34.088	8.391	83.91	13.226	132.26	18.0033	180.03	22.7508	227.508
	12	2.8416	34.099	6.99	83.879	11.013	132.15	14.986	179.83	18.9339	227.207
	16	2.1327	34.123	5.2388	83.82	8.2462	131.94	11.2145	179.43	14.163	226.607
3	1	35.537	35.537	86.111	86.111	134.83	134.83	182.898	182.9	230.679	230.679
	2	17.772	35.544	43.041	86.083	67.371	134.74	91.3731	182.75	115.227	230.455
	3	11.85	35.551	28.685	86.056	44.886	134.66	60.8653	182.6	76.7448	230.234
	4	8.8894	35.558	21.508	86.03	33.644	134.58	45.6119	182.45	57.5041	230.016
	6	5.9287	35.572	14.33	85.981	22.402	134.41	30.3591	182.15	38.2641	229.584
	8	4.4485	35.588	10.742	85.933	16.782	134.25	22.7332	181.87	28.6446	229.157
	10	3.5604	35.604	8.5887	85.887	13.41	134.1	18.1578	181.58	22.8732	228.732
	12	2.9684	35.621	7.1535	85.842	11.162	133.94	15.1077	181.29	19.0257	228.308
	16	2.2285	35.656	5.3597	85.755	8.3518	133.63	11.2951	180.72	14.2164	227.462
4	1	36.327	36.327	87.059	87.059	135.66	135.66	183.585	183.59	231.237	231.237
	2	18.168	36.335	43.514	87.027	67.78	135.56	91.7051	183.41	115.493	230.985
	3	12.114	36.343	28.998	86.995	45.154	135.46	61.0795	183.24	76.9121	230.736
	4	9.0878	36.351	21.741	86.965	33.842	135.37	45.7672	183.07	57.6222	230.489
	6	6.0614	36.369	14.484	86.906	22.53	135.18	30.4556	182.73	38.3334	230
	8	4.5484	36.387	10.856	86.849	16.874	134.99	22.8004	182.4	28.6895	229.516
	10	3.6406	36.406	8.6795	86.795	13.481	134.81	18.2075	182.08	22.9035	229.035
	12	3.0355	36.426	7.2285	86.742	11.219	134.63	15.1458	181.75	19.0463	228.556
	16	2.2793	36.468	5.4149	86.639	8.3919	134.27	11.3187	181.1	14.2249	227.599
5	1	36.815	36.815	87.59	87.59	136.07	136.07	183.893	183.89	231.464	231.464
	2	18.412	36.823	43.777	87.554	67.983	135.97	91.8526	183.71	115.597	231.194
	3	12.277	36.832	29.173	87.52	45.287	135.86	61.1738	183.52	76.9766	230.93
	4	9.2103	36.841	21.871	87.486	33.94	135.76	45.835	183.34	57.6666	230.667
	6	6.1434	36.86	14.57	87.421	22.592	135.55	30.4968	182.98	38.3578	230.147
	8	4.61	36.88	10.92	87.359	16.919	135.35	22.8284	182.63	28.7042	229.633
	10	3.6902	36.902	8.7299	87.299	13.516	135.16	18.2277	182.28	22.9124	229.124
	12	3.077	36.924	7.2701	87.241	11.247	134.96	15.1608	181.93	19.0514	228.617
	16	2.3106	36.97	5.4456	87.129	8.411	134.58	11.3273	181.24	14.2253	227.605

Şekil C1' e göre $s_0=1$ (boyutsuz) giriş konsantrasyonu için çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat konsantrasyonu reaktör sayısı ve θ_c arttıkça azalmaktadır. Buna karşın Şekil C.13' e göre giriş konsantrasyonu $s_0=3$ ve reaktör sayısı $n \geq 5$ ise s_e çıkış konsantrasyonları birbirine yaklaşmaktadır. Özellikle $s_0=5$ için, $n \geq 6$ olması



Şekil 6.7 Tek reaktör durumunda θ_c 'nin çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat (s_e) ve çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra} ve $s_{r\beta}$) konsantrasyonlarına etkisi.



Şekil 6.8 Tek reaktör durumunda θ_c 'nin çıkış akımındaki aktif biyokütle (x_e), yavaş ayrışan substrat (y_e) ve partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonlarına etkisi.

durumunda θ_c nin artması ile çıkıştaki kolay ayrışan substrat konsantrasyonu (s_e) nin aynı olması sistemin reaktör sayısı arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermektedir.

Çıkış akımındaki x_e , y_e , z_e , $s_{r\beta}$ ve $s_{r\alpha}$ konsantrasyonları; giriş konsantrasyonu (s_o), reaktör sayısı (n) ve θ_c arttıkça artmaktadır. Bu parametreler θ_c nin artması ve reaktör sayısı $n \geq 6$ olduğunda sabit hale gelmektedir.

Çıkış akımında çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları ($s_{r\beta}$ ve $s_{r\alpha}$) Tablo 6.3, 6.4, 6.5 ve Şekil 6.5, 6.6' ya göre geri devir oranından tamamen bağımsız olup, değişen reaktör sayısı ile hemen hemen değişmemektedir. Bütün şartlarda çoğalma ile ilişkili çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonu $s_{r\alpha}=2/3s_{r\beta}$ civarında sabit kalmaktadır. Buna göre $s_{r\alpha}$, $s_{r\beta}$ nin sadece giriş konsantrasyonunun fonksiyonu olduğu söylenebilir. Bununla bağlantılı olarak düşük konsantrasyonlar için ($s_o=1$, $s_o=2$) kalıcı ürün konsantrasyonu kolay ayrışan substratın çıkış konsantrasyonundan düşüktür. $n=3$, $s_o=3$ için $s_{r\alpha}$ değeri s_e değerine yaklaşmakta hatta aşmaktadır. $s_{r\beta}$ ise $3/2 s_{r\alpha}$ olduğundan çıkış akımındaki konsantrasyonu s_e ' den daha yüksektir. $n=4$ ' ten itibaren $s_{r\beta}$ s_e ' nin iki misline $s_{r\alpha}$ ise birbuçuk misline, $s_o=5$ için ise $s_{r\beta}$ s_e ' nin üç katına $s_{r\alpha}$ ise iki katına yaklaşmaktadır. Bu yoruma göre orta ve yüksek giriş konsantrasyonlarında çıkış akımında arıtılmadan reaktörü terkeden toplam ürünlerin çoğunun çözünmüş kalıcı ürünlerden oluştuğu söylenebilir.

Farklı s_o giriş konsantrasyonu için reaktör sayıları sabit tutularak θ_c ' ye göre değişimleri $n=3$ reaktör için incelenmiş; $\theta_c=3-8$ gün arasında çözünmüş mikrobiyel ürünlerin ($s_{r\beta}$ ve $s_{r\alpha}$), aktif biyokütle (x_e) ve yavaş ayrışan substrat (y_e) için dikkate değer bir artış olduğu bundan sonra artış olmakla beraber fazla değişmediği görülmüştür. Partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) nin değişiminin ise nispeten lineer olduğu tespit edilmiştir. Bunların değişimleri Şekil C.31-C.35 arasında Ek-C' de verilmiştir.

Bu sonuçlar bu çalışmanın konusu olan mikrobiyel kaynaklı kalıcı ürün kavramının arıtma tesislerindeki önemini ortaya koymaktadır. Çıkış kalıcı ürün konsantrasyonlarının bir miktar yüksek olması ürün oluşumunun kinetiği konusunda geniş kapsamlı araştırmaların yapılması ihtiyacını ortaya koymaktadır. Bundan sonra geliştirilecek ürün oluşum modelleri bizim çalışmamızda fazla değişiklik yapmadan uygulanabilecektir.

6.2 Literatürdeki Çalışmalarla Modelin Değerlendirilmesi

Chudoba ve arkadaşları (1968 a), sürekli sistemlerde giriş substrat konsantrasyonu ile kalıcı KOI (S_R) arasındaki ilişkiyi bulmak için dört farklı S_0 giriş konsantrasyonunda sakkaritler, yağ asitleri ve amino asitler ile beslenen tam karışımli havalandırma tanklarında çok sayıda deneysel çalışma yapmıştır. Bunlardan laktoza ait olanlar Tablo 6.7’de verilmiştir. Bölüm 5’ te verilen geri devirli tam karışımli sürekli sistemler geliştirilen model için elde edilen eşitliklerde laktoz için yaklaşık olarak $K_s=40$ mg/l, $\mu_m=4.8$ gün⁻¹, $b_H=0.05$ gün⁻¹, $Y_H=0.44$, $K_H=50$ alınması durumunda oluşan kalıcı çözünmüş organik madde konsantrasyonları da deney sonuçları ile karşılaştırılmak üzere Tablo 6.7’ye ilave edilmiştir.

Geri devir sebebiyle seri bağlı reaktörün tam karışımli tek reaktöre yakınsamasından dolayı modelin çözümünde tek reaktör için elde edilen denklemler kullanılmıştır.

Tablo 6.7 Laktoza ait deney sonuçları ile model sonuçlarının karşılaştırılması

X_0	KOI (mg/l)	S_R , deneysel (Chudoba ve diğ., 1968a)	S_R , model
1040	1028	22.1	15.8
3220	2056	20.6	31.5
3350	4112	29.8	63*
4100	8224	41.2	126*

* : Boyutsuz giriş konsantrasyonu $s_0=S_0/K_s$ olduğundan modelle bulunan çözünmüş kalıcı ürün konsantrasyonu artan s_0 değerine bağlı olarak artış göstermiştir.

Chudoba ve arkadaşları (1968 a) kalıcı KOI konsantrasyonunun hem çamur yaşına hem de giriş substrat konsantrasyonuna bağlı olduğunu bildirmiştir. Model denklemlerinin çözümü sonucunda elde edilen kalıcı ürün konsantrasyonu giriş konsantrasyonunun fonksiyonu olduğundan, giriş KOI konsantrasyonu arttıkça arttığı görülmüştür.

Orhon ve arkadaşları (1993) süt endüstrisi atıksularının biyolojik olarak arıtılabilirliği konusunda; peyniraltı yıkama suyu, yoğurt-tereyağ ve genel deşarj atıksuyunu kullanarak laboratuvar ölçekli kesikli reaktörlerde deney yapmıştır. Bu

çalışma sonucunda kalıcı mikrobiyel ürünlerin miktarı ve bu atıksulara ait kinetik ve stokiometrik parametreler belirlenmiştir. Süt endüstrisi atıksularına ait kinetik ve stokiometrik parametreler Tablo 6.8’ de verilmiştir.

Tablo 6.8 Süt endüstrisi atıksularına ait kinetik ve stokiometrik parametreler (Orhon ve diğ., 1993).

Atıksu	μ_m (gün ⁻¹)	K_s (mg/l)	b (gün ⁻¹)	Y_H
Peyniraltı yıkama suyu	3.1	100	0.22	0.44
Yoğurt-tereyağ	3.3	74	0.32	0.41
Genel deşarj	3.3	74	0.32	0.41

Tam karışımlı tek reaktör için elde edilen denklemin çözümü ile elde edilen ve deneysel olarak bulunan kalıcı ürün konsantrasyonu Tablo 6.9’ da verilmiştir.

Tablo 6.9 Süt endüstrisi atıksuyuna ait model ve deney sonuçlarının karşılaştırılması

Atıksu tipi	KOI, mg/l	S_r , deneysel	S_r , model
Peyniraltı yıkama suyu	1600	30	29.8
Yoğurt-tereyağ	1190	63	61.2
Yoğurt-tereyağ	590	40	30
Genel deşarj atıksuyu	480	39	22.1

Sürekli reaktörlerde yapılan deneysel çalışmalardan elde edilen sonuçların $KOI_0/X_0 \leq 1$ olması durumunda matematik modelin sonuçlarına yakın olduğu görülmektedir. $KOI_0/X_0 \geq 1$ değerleri için model sonuçlarının deney sonuçlarından 2-3 misli büyük olduğu görülmektedir. Bunlar da sadece iki deneyin sonucu olduğundan sağlıklı bir karşılaştırma açısından yeterli olmayacağı açıktır.

Sürekli sistem model sonuçları ile kesikli sistem deney sonuçlarının hemen hemen aynı olması oluşan kalıcı ürün miktarının giriş konsantrasyonunun bir fonksiyonu olduğunun göstergesidir. Buna rağmen karşılaştırılan sistemlerin farklı olması burada kesin bir hüküm vermeye manidir.

7. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Seri bağlı reaktörlerde ölüm-yenilenme modelinin kullanıldığı; hidrolik bekletme süresi (θ), çamur yaşı (θ_c), geri devir oranı (r), reaktör sayısı (n), dispersiyon numarası (d) ve boyutsuz giriş konsantrasyonu (s_0) parametrelerinin gözönüne alınarak çözümlerin yapıldığı bu çalışma sonucunda aşağıdaki bulgular elde edilmiştir:

- Kolay ayrışan substrat konsantrasyonu, farklı boyutsuz giriş konsantrasyonları için dispersiyon sayısı arttıkça (veya reaktör sayısı azaldıkça) artmaktadır.
- Sabit s_0 giriş konsantrasyonları için x_e , y_e , z_e partiküler madde konsantrasyonları ile çözülmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları s_{rx} ve $s_{r\beta}$ nin reaktör ve dispersiyon sayıları ile çok fazla değişmediği, bu parametrelerin sonuçları arasındaki farkların s_0 arttıkça daha da azaldığı, giriş konsantrasyonu $s_0=5$ için üçüncü reaktörden itibaren nerdeyse aynı olduğu bulunmuştur. Dördüncü reaktörden sonraki sonuçların birbirine yakın olması ise sistemin reaktör sayısı arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermektedir.
- Kolay ayrışan substrat dışındaki parametrelerin ikinci reaktör sonuçları ile onuncu reaktör sonuçları arasındaki farkların fazla olmaması geri devir sebebi ile seri haldeki sistemin tam karışımli sisteme yaklaştığını göstermektedir.
- Tam karışımli tek reaktörün çıkış konsantrasyonlarının hesaplandığı eşitlikler geri devir oranından bağımsız olduğundan, seri haldeki reaktör sisteminin sonuçlarının da geri devir sebebi ile tam karışımli sisteme yaklaşmasından dolayı geri devir oranından oldukça bağımsız olduğu görülmüştür.
- Tam karışımli klasik aktif çamur sisteminde $(x\theta)$ çarpımı sadece θ_c nin fonksiyonu olduğundan, seri bağlı sistemlerde de hidrolik bekletme süresinin çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat konsantrasyonunu değiştirmediği, bu çarpımın sabit θ_c için sabit kaldığı görülmüştür.

- Tek reaktör için çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat konsantrasyonu, θ_c arttıkça düşmektedir. Partiküler madde x_e , y_e , z_e ve çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları ise θ_c arttıkça artmaktadır.
- Reaktör sayısı ve θ_c arttıkça çıkış akımındaki kolay ayrışan substrat konsantrasyonunun aynı olması, sistemin reaktör sayısı arttıkça piston akıma yaklaştığını göstermiştir. Çıkış akımındaki x_e , y_e , z_e , s_{ra} ve s_{rb} konsantrasyonlarının ise; giriş konsantrasyonu, reaktör sayısı ve θ_c arttıkça arttığı görülmüştür, buna karşın $\theta_c \geq 8$ gün ve reaktör sayısı $n \geq 6$ için kolay ayrışan substrat konsantrasyonunda fazla bir değişme olmamaktadır.
- Çıkış akımındaki inert ürün konsantrasyonlarının geri devir oranından tamamen bağımsız olduğu ve artan reaktör sayısı ile hemen hemen değişmediği bulunmuştur. Bütün hallerde çoğalma ve hidroliz ile ilişkili mikrobiyel inert ürün konsantrasyonları arasında $s_{ra}=2/3s_{rb}$ civarında sabit bir oran bulunduğu tesbit edilmiştir.
- Çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonlarının sadece giriş konsantrasyonunun fonksiyonu olduğu, boyutsuz giriş konsantrasyonunun düşük s_o değerlerinde ($s_o=1$, $s_o=2$) kalıcı ürün konsantrasyonunun kolay ayrışan substratın çıkış konsantrasyonundan düşük olduğu bulunmuştur. $n=3$, $s_o=3$ için çoğalma kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün değeri kolay ayrışan substrat konsantrasyonuna yaklaşmakta bazende aşmaktadır. Hidroliz kaynaklı çözünmüş mikrobiyel inert ürün ise $3/2s_{ra}$ olduğundan çıkış akımındaki konsantrasyonu kolay ayrışan substrat konsantrasyonundan daha yüksek elde edilmiştir. Dördüncü reaktörden sonra parametreler arasında aşağıdaki sonuçlar elde edilmiştir:

$$s_{rb} \approx 2s_e$$

$$s_{ra} \approx 3/2s_e$$

$$s_o=5 \text{ için;}$$

$$s_{rb} \approx 3s_e$$

$$s_{ra} \approx 2s_e$$
- Sentetik atıksu ile kalıcı ürün oluşumunu belirlemek için yapılan deneysel çalışmalar ortamda biyokütle kaynaklı organik maddelerin bulunduğunu ve uzun sürelerde bile ayrıştırılamadığını göstermiştir.
- Chudoba ve diğerleri (1968a) tarafından sürekli reaktörlerde yapılan deneysel çalışmalardan elde edilen sonuçların $KOI_o/X_o \leq 1$ olması durumunda matematik

modelin sonuçlarına yakın olduğu , buna karşın $KOI_0/X_0 \geq 1$ değerleri için model sonuçlarının deney sonuçlarından 2-3 misli büyük olduğu görülmektedir. Bunlar da sadece iki deneyin sonucu olduğundan sağlıklı bir karşılaştırma açısından yeterli değildir.

- Süt endüstrisi atıksularının biyolojik arıtılabilirliği konusunda Orhon ve arkadaşları (1993) nın yaptıkları deneysel çalışmadan elde edilen sonuçlar ile matematik modelin sonuçları uyum sağlamaktadır. Sürekli sistem model sonuçları ile kesikli sistem deney sonuçlarının hemen hemen aynı olması oluşan kalıcı ürün miktarının giriş konsantrasyonunun bir fonksiyonu olduğunun göstergesidir. Buna rağmen karşılaştırılan sistemlerin farklı olması burada kesin bir hüküm vermeye manidir.

Yapılan bu çalışmanın ışığı altında;

- Bu çalışmada seri bağlı reaktörler için elde edilen denklem sisteminin çözümü sonucu çıkıştaki kalıcı ürün konsantrasyonlarının oldukça yüksek olması ürün oluşumunun kinetiği konusunda geniş kapsamlı araştırmaların yapılması ihtiyacını ortaya koymuştur.
- Model sonuçlarının yapılacak deneysel çalışmalarla da desteklenmesi gerektiği, özellikle endüstriyel atıksuların arıtımında çıkış suyu standartlarının sağlanmasında çözünmüş mikrobiyel kalıcı ürünlerin önemli olması nedeniyle bu konudaki çalışmalara devam edilmesinin gerektiği vurgulanmıştır.
- Seri bağlı reaktörlerin giderme veriminin eşit hacimli tek bir reaktöre göre daha iyi olmasına karşın, ürün oluşumu bakımından incelendiğinde; seri haldeki reaktörlerde çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonlarının çıkış akımındaki kolay ayrılan substrat konsantrasyonunun iki-üç misli olması sebebiyle seri haldeki reaktöre ihtiyaç duyulmadığı, tam karışımli tek reaktörün yeterli olduğu fakat bu çalışma yapılmadan da bu sonuca ulaşamadığı görülmüştür.

KAYNAKLAR

- Akal, S.K. , 1997, Glukozla Beslenen Kesikli Reaktörlerde Organik Yüklemenin Ayrışma Kinetiği ve Kalıcı Ürün Oluşumu Üzerine Etkisi, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.**
- Akal, S.K., 1990, Aktif Çamurda Çözünmüş Metabolik Ürün Oluşumu Modeli, *Yüksek Lisans Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.**
- Amy, G.L., Bryant, C.W., Jr. and Belyanı, M., 1987, Moleculer Weight Distrubutions of Soluble Organic Matter in Various Secondary and Tertiary Effluents, *Wat.Sci.Tech.*, **19**, 529-538.**
- Artan, N., 1987, Aktif Çamurda Çözünmüş Kalıcı Ürün Oluşumu Modeli, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.**
- Artan, N. and Orhon, D., 1989, The Effect of Reactor Hydraulics on the Performance of Activated Sludge Systems-II. The Formation of Microbial Products, *Wat. Res.*, **23 (12)**, 1519-1525.**
- APHA, AWWA, WPCF., 1989, Standard Methods for Examination of Water and Wastewaters, 17th ed., Washington DC:**
- Baskir, C.. I. and Hansford, G. S., 1980, Product Formation in the Continuous Culture of Microbial Populations Grown on Carbohydrates, *Biotechnol. Bioeng.*, **22**, 1857.**
- Başkaya, H.S., 1994, Çevre Laboratuvarı Tekniği Ders Notları, U.Ü.**
- Boero, V. J., Eckenfelder, W. W., Jr., Bowers, A. R., 1991, Soluble Microbial Product Formation in Biological Systems, *Water Sci. Tech.*, **23**, 1067-1076.**
- Boero, V. J., Bowers, A. R. and Eckenfelder, W. W. Jr., 1996, Moleculer Weight Distrubution of Soluble Microbial Products in Biological Systems, *Water Quality International-IAWQ Biennial International Conference and Exhibition*, Singapore.**
- Braha, A., Hafner, F., 1987, Use of Lab. Batch Reactors to Model Biokinetics, *Water Res.*, **21**, (1), 73-81.**
- Cimsit, Y., 1986, Ardışık Kesikli Reaktörlerle Kuvvetli Atıksuların Arıtım Esasları, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.**

- Chudoba, J.**, 1967, Residual Organic Matter in Activated Sludge Process Effluents. I. Degradation of Saccarides. Fatty Acids and Amino Acids under Batch Conditions, *Scientific Papers of the Institute of Chemical Technology (Czech), Technol. Water*, F12, 39-76.
- Chudoba, J., Nemec, N., and Nemcoua, B.**, 1968a, Residual Organic Matter in Activated Sludge Process Effluents:II. Degredation of Saccharides and Fatty Acids under Continuos, *Techn. Wat.*, F13, 45-63.
- Chudoba, J.**, 1985a, Inhibitory Effect of Refractory Organic Compounds Produced by Activated Sludge Microorganisms on Microbial Activity and Flocculation, *Water Res.*, 19, 197-200.
- Chudoba, J.**, 1985b, Quantitative Estimation in COD Units of Refractory Organic Compounds Produced by Activated Sludge Microorganisms, *Water Res.*, 19 (1), 37-43.
- Çokgör, U.E.**, 1997, Aerobik Sistemlerde Proses Stokiometrisi ve Kinetiğinin Respirometrik Olarak Değerlendirilmesi, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.
- Daigger, G. T. and Grady, C. P. L.**, 1977, A model for the Bio-oxidation Process Based on Product Formation Concepts, *Water Res.*, 11, 1049-1057.
- Daigger, G. T. and Grady, C. P. L.**, 1977, The Dynamics of Microbial Growth on Soluble Substrates, *Water Res.*, 16, 365-382.
- Dennis, R.W., Irwine, R.L.**, 1983, A Stoichiometric Model of Bacterial Growth, *Water Res.*, 15, 1363-1373.
- Dold, P. L., Ekama, G.A. and Marais G.V.R.**, 1980, A General Model for the Activated Sludge Process, *Prog. Wat. Technol.*, 12, 47-77.
- Dold, P. L. and Marais, G.V.R.**, 1986, Evaluation of the General Activated Sludge Model Propesed by the IAWPRC Task Group, *Wat. Sci. Techn.*, 18, 63-89.
- Ekama, G.A., Dold, P.L. and Marais G.V.R.**, 1986, Procedures for Determining Influent COD Fractions and the Maximum Spesific Growth Rate of Heterotrophs in Activated Sludge Systems, *Wat. Sci. Tech.*, 18, 91-114.
- Eckhoff, D. and Jenkins, D.**, 1967, Activated Sludge System Kinetics of the Steady and Transient States. SERL Report, No.:67-2, University of California, Berkeley.
- Furumai, H. and Rittmann, B.E.**, 1992, Advanced Modelling of Mixed POPULATIONS OF Heterotrophs and Nitrifiers Considering the Formation and Exchange of Soluble Microbial Products, *Wat. Sci. Tech.*, 25, (3-4), 493-502.

- Gaffney, P.E. and Heukelekian, H.**, 1961, Biochemical Oxidation of the Lower Fatty Acids, *JWPCF*, **33**, 1169-1189.
- Gaudy, A.F., Jr.**, 1962, Colorimetric Determination of Protein and Carbonhydrate, *Industrial Water and Wastes*, January-February, 17-22.
- Gaudy, A.F., Jr. and Blachly, T.R.**, 1985, A Study of the Biodegradability of Residual COD. *J. Water Pollut. Cont. Fed.*, **57** (4), 332-338.
- Germirli, F., Orhon, D., Artan, N.**, 1991, Assesment of Initial Inert Soluble COD in Industrial Wastewaters, *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1077.
- Grady, C.P.L.Jr., Williams, D.E.**, 1975, Effects of Influent Substrate Concentration on the Kinetics of Natural Microbial Populations in Continuous Culture, *Water Res.*, **9**, 171-180.
- Grady, C.P.L. Jr., Lim, H.C.**, 1980, Biological Wastewater Treatment Theory and Applications, Marcel Dekler Inc., N.Y.
- Grady, C.P.L., Jr., Kirsch, J.E., Koczwara, M.K., Trgovich, B. and Watt, R.D.** 1984, Molecular Weight Distributions in Activated Sludge Effluents, *Water Res.*, **18** (2), 239-246.
- Hao, O..J., Lau, A.O.**, 1988, Kinetics of Microbial By-Product Formation in Chemostat Pure Cultures, *Journal of Env. Eng.*, **114** (5), 1097-1115.
- Hejzlar, J., Chudoba, J.**, 1986a, Microbial Polymers in the Aquatic Environment-I, *Water Res.*, **21**, Brighton, 957-968.
- Hejzlar, J., Chudoba, J.**, 1986b, Microbial Polymers in the Aquatic Environment-II, *Water Res.*, **20** (10), Brighton, 1217-1221.
- Henze, M., Grady, C.P.L., Jr., Gujer, W., Marais, G.V.R. and Matsuo, T.**, 1987, Activated Sludge Model No.1 IAWPRC, Sci. and Techn. Report No.1, London, England:IAWPRC.
- Henze, M.**, 1992, Characterization of Wastewater for Modelling of Activated Sludge Process, *Wat. Sci. Tech.*, **25** (6), 1-15.
- Herbert, D.**, 1960, A Theoretical Analysis of Continuous Culture of Microorganisms, SCI Monography, No.12, pp. 21-53, Society of Chemical Industry, London.
- Huang, Y.C.J. and Cheng, M.D.**, 1987, Transient Responses Incorporating Products Formation, *ASCE J. of Env. Eng.*, **113**, (4), 1987.
- Jorani Al, O.**, 1998, Soluble Microbial Product Formation in Biological Systems, *Doktora Tezi*, İ.T.Ü., Fen Bilimleri Enstitüsü, İstanbul.

- Kuo, W.C., Sneve, M.A., and Parkin, G.F., 1996, Formation of Soluble Microbial Products During Anaerobic Treatment, *Water Environ. Res.*, **68**, 279.**
- Lawrence, A.W. and McCarty, P.L., 1970, Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation, *J. Sanit. Eng. Div. Am. Soc. Civ. Eng.*, **96**, 757.**
- Lee, S.B., Bailey. J.E., 1985, A Kinetic Model for Product Formation in Unstable Recombinant Populations, *Biotech. Bioeng.*, **XXVII**, 1699-1709.**
- Levenspiel, O., 1972, Chemical Reaction Engineering, 2 nd Edition, Wiley, NY.**
- Levenspiel, O., 1980, The Monod Equation: A Revisit and a Generalization to Product Inhibition Situations, *Biotech. Bioeng.*, **XXII**, 1671-1687.**
- Luedeking, R. and Piret, E.L., 1959, *J. Biochem. Microbial. Technol. Eng.*, **1**, 393.**
- Monod, J. 1949, The Growth of Bacterial Cultures Ann. Rev. Microbial, **3**, pp. 371-394.**
- Muslu, Y. and San, H.A., 1989, Theory of Suspended Growth Systems, *Biotechn. And Applied Biochemistry*, **11**, 349-361.**
- Muslu, Y. and San, H.A., 1989, Design Parameters for Multi-Stage Waste Treatment, *Computers Chem. Eng.*, **13** (10), 1105-1116.**
- Namkung, E. and Rittmann, B.E. 1986, Soluble Microbial Products (SMP) Formation Kinetics by Biofilms, *Water Res.*, **20**, 795-806.**
- Orhon, D. and Tünay, O., 1979, Mathematical Models of Biological Waste Treatment Processes for the Design of Aeration Tanks- Discussion, *Water Res.*, **13**, 553-556.**
- Orhon, D., Görgün, E., Germirli, F., and Artan, N., 1993, Biological Treatability of Dairy Wastewaters, *Water Res.*, **27**, 625-633.**
- Orhon, D., Artan, N., and Ateş, E., 1994, A Description of Three Methods for the Determination of the Initial Inert Particulate COD of Wastewater, *J. Chem. Tech.Biotechnol.*, **61**, 73-80.**
- Orhon, D. and Artan, N., 1994, Modelling of Activated Sludge Systems, Technomic Publishing Company, Inc., Pennsylvania.**
- Parkin, G.F. and McCarty P.L., 1981a, Sources of Soluble Organic Nitrogen in Activated Sludge Effluents, *J. Water Pollut. Control Fed.*, **53**, 89.**
- Parkin, G.F. and McCarty P.L., 1981b, Production of Soluble Organic Nitrogen During Activated Sludge Treatment, *J. Water Pollut. Control Fed.*, **53**, 99.**
- Pribly, M., Tucek, F., Wilderer, P.A. and Warner, J., 1997, Amount and Nature of Soluble Refractory Organics Produced by Activated Sludge**

Microorganisms in Sequencing Batch and Continuous Flow Reactors, *Wat. Sci. Tech.*, **35** (1), 27-34.

Ramanathan, M. and Gaudy, A.F., Jr., 1969, Effect of High Substrate Concentration and Cell Feedback on Kinetic Behavior of Heterogeneous Populations in Completely Mixed Systems, *Biotech, Bioeng.*, **11**, 207-237.

Rao, B.S., Gaudy, A.F. Jr., 1966, Effect of Sludge Concentration on Various Aspects of Biological Activity in Activated Sludge, *J. Wat. Pollut. Cont. Fed.*, **38** (5), 794-812.

Rittmann, B.E., Bae, W., Namkung, E. and Lu, C.D., 1987, A Critical Evaluation of Microbial Product Formation in Biological Processes, *Wat. Sci. Tech.*, **19**, 517-528.

Sollfrank, U., Kappeler, J. and Gujer, W., 1992, Temperature Effect on Wastewater Characterization and the release of Soluble Inert Organic Material, *Wat. Sci. Tech.*, **25**(b), 33-41.

Sykes, R.M., 1981, Limiting Nutrient Concept in Activated Sludge Models, *J. Wat. Pollut. Cont. Fed.*, **37**, 1370-1388.

Washington, D.R., 1970, Influence of Microbial Waste Products on Metabolic Activity of High Solids Activated Sludge, *Proc. 24 th. Ind. Waste Conf., Purdue Univ.*, **135**, 1103-1117.

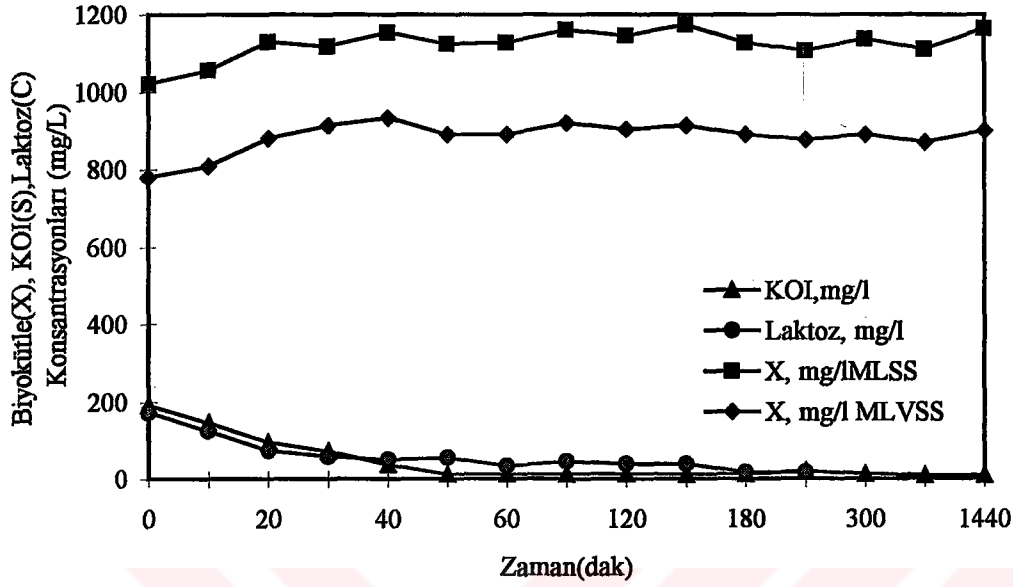
EKLER

EK-A DENEY SONUÇLARINA AİT ŞEKİL VE TABLOLAR

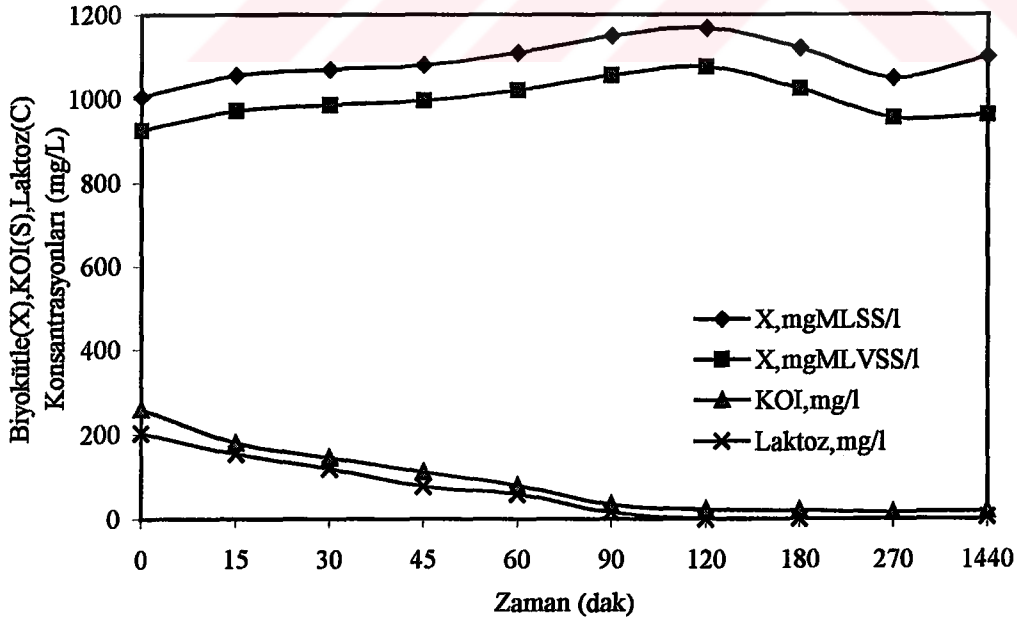
EK-B $n=2$ ve $n=5$ ADET SERİ BAĞLI REAKTÖR İÇİN YAZILMIŞ BASIC PROGRAM

EK-C MODEL SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ

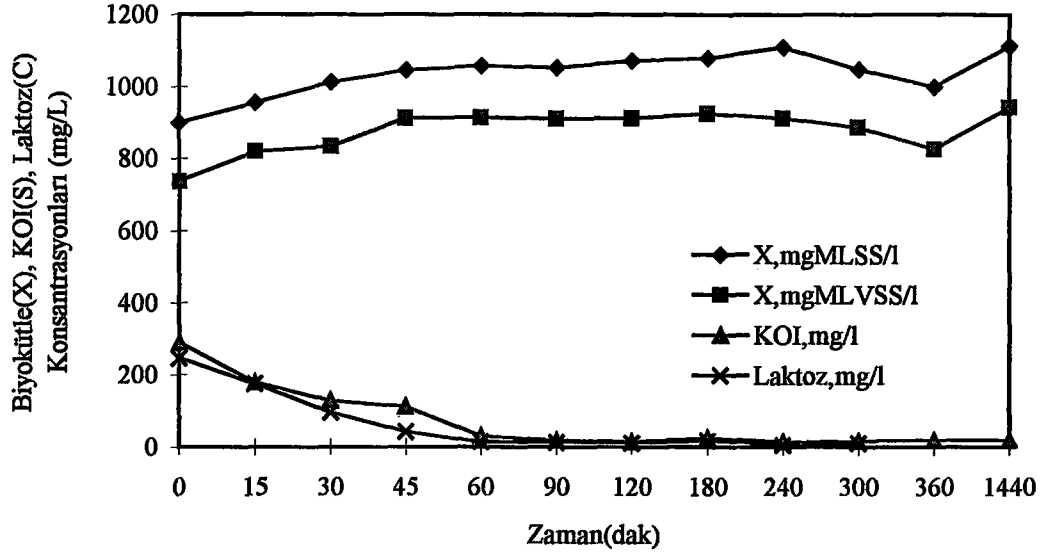
EK- A DENEY SONUÇLARINA AİT ŞEKİL VE TABLOLAR



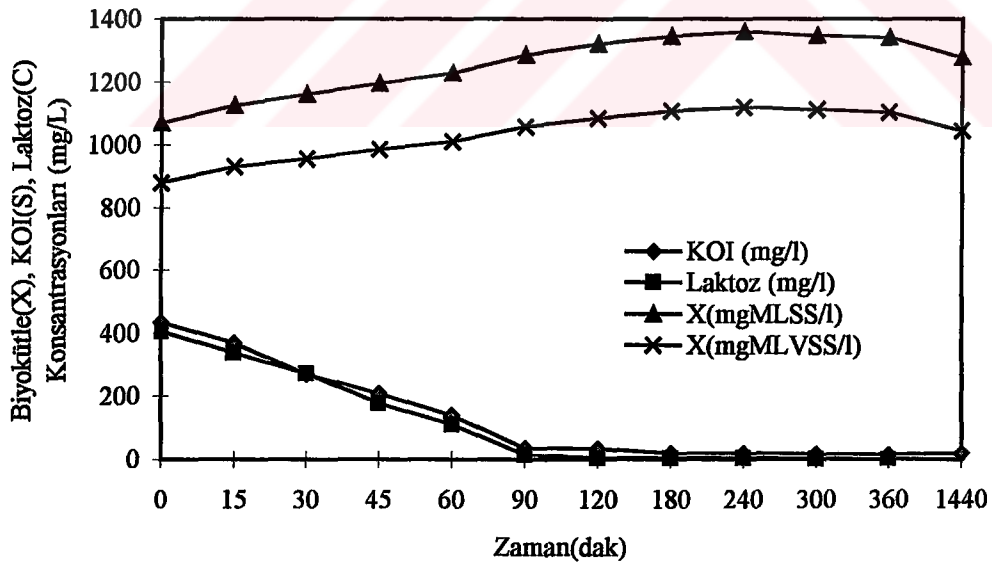
Şekil A.1 F/M=0.2 ($S_o=200$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



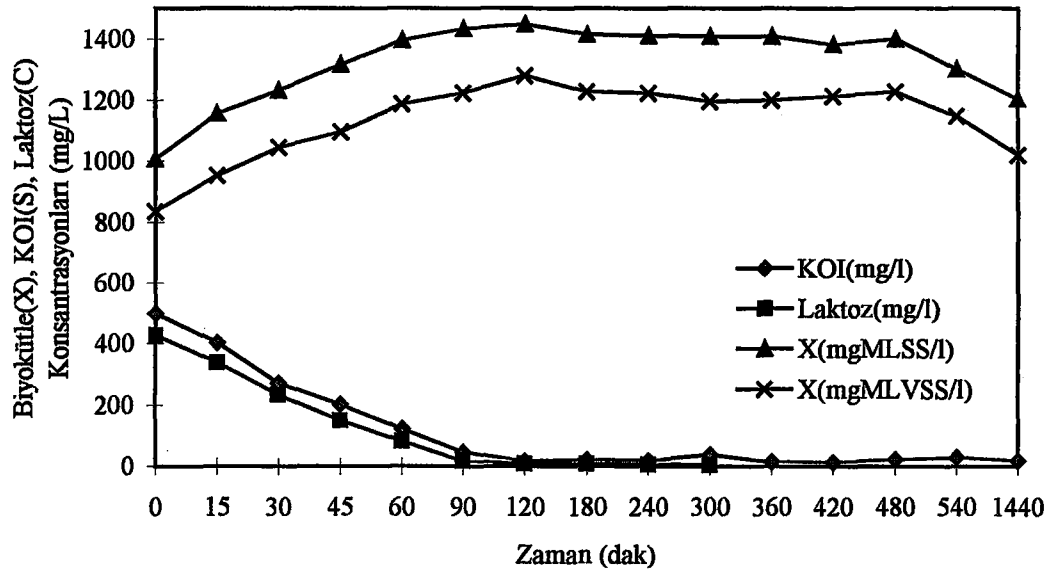
Şekil A.2 F/M=0.25 ($S_o=250$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



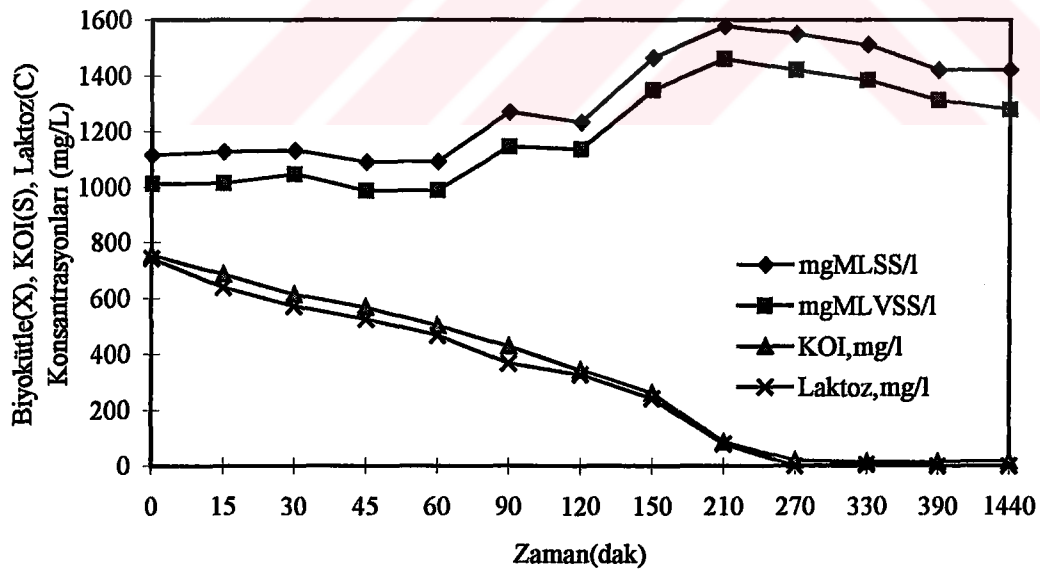
Şekil A.3 $F/M=0.3$ ($S_o=300$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



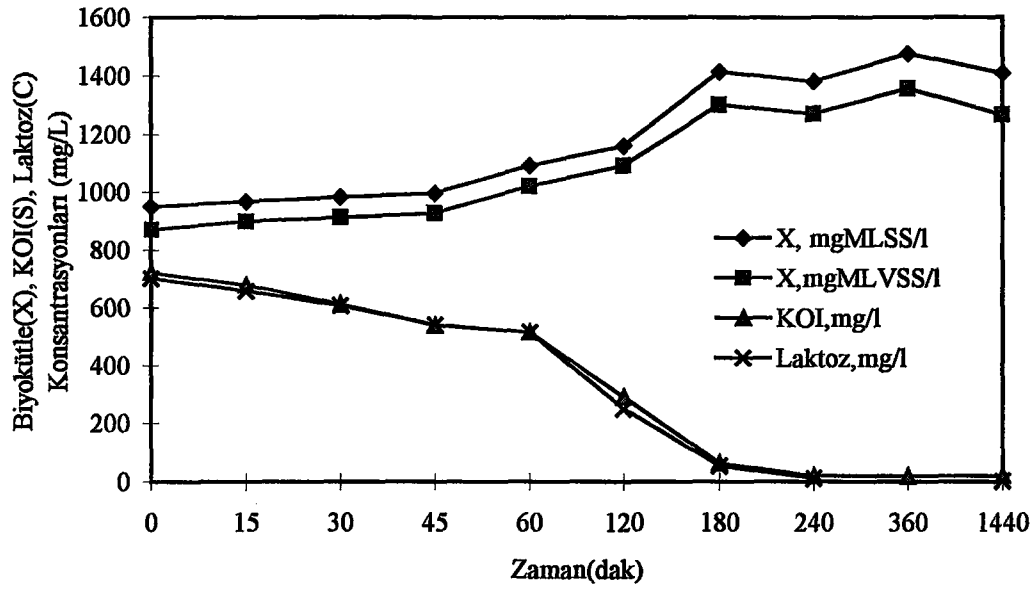
Şekil A.4 $F/M=0.4$ ($S_o=400$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



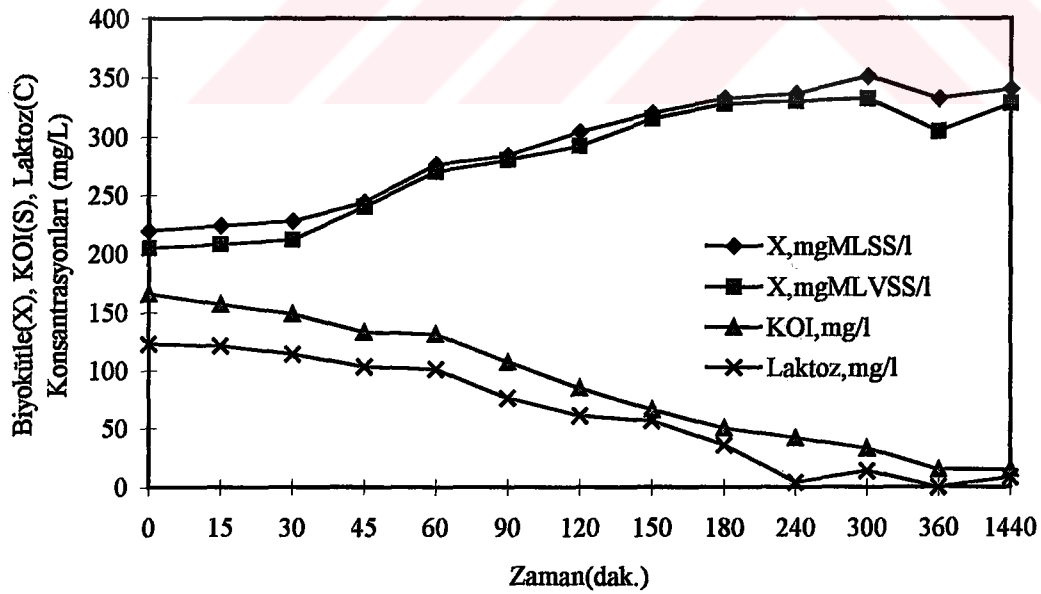
Şekil A.5 F/M=0.5 ($S_o=500$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



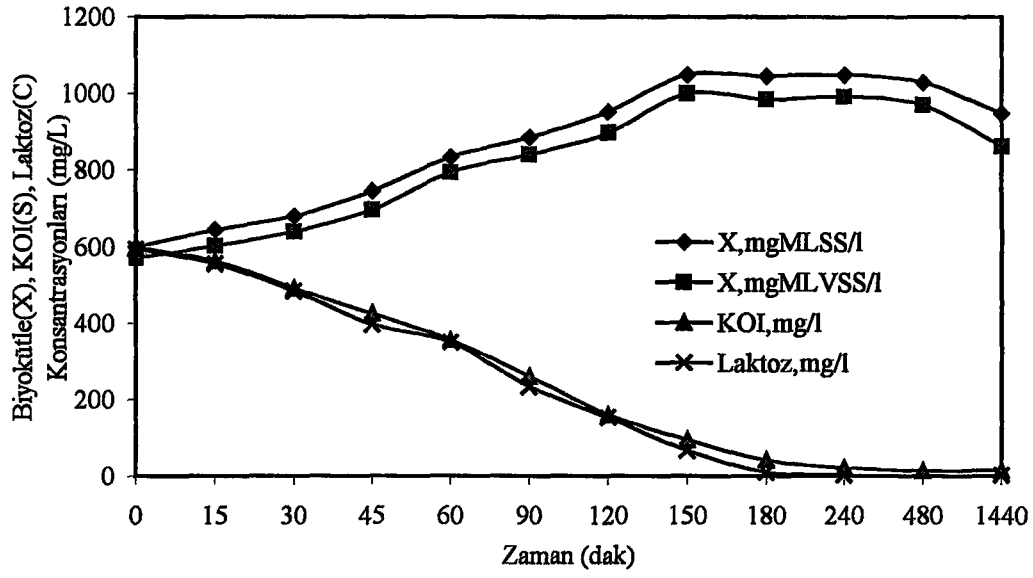
Şekil A.6 F/M=0.67 ($S_o=670$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



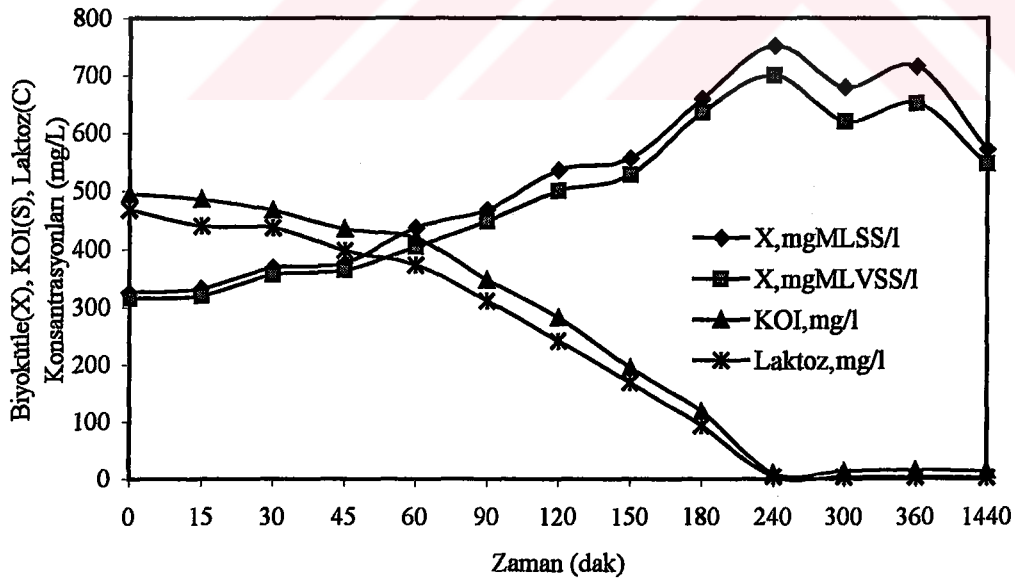
Şekil A.7 F/M=0.75 ($S_o=750$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.



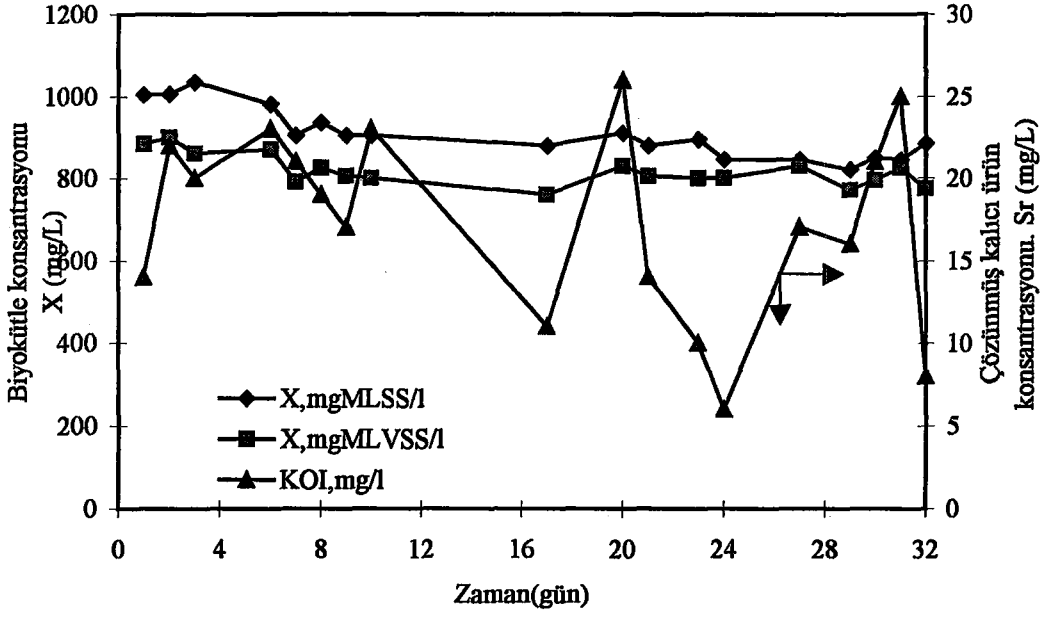
Şekil A.8 F/M=0.75 ($S_o=165$ mg KOI/L, $X_o=220$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi



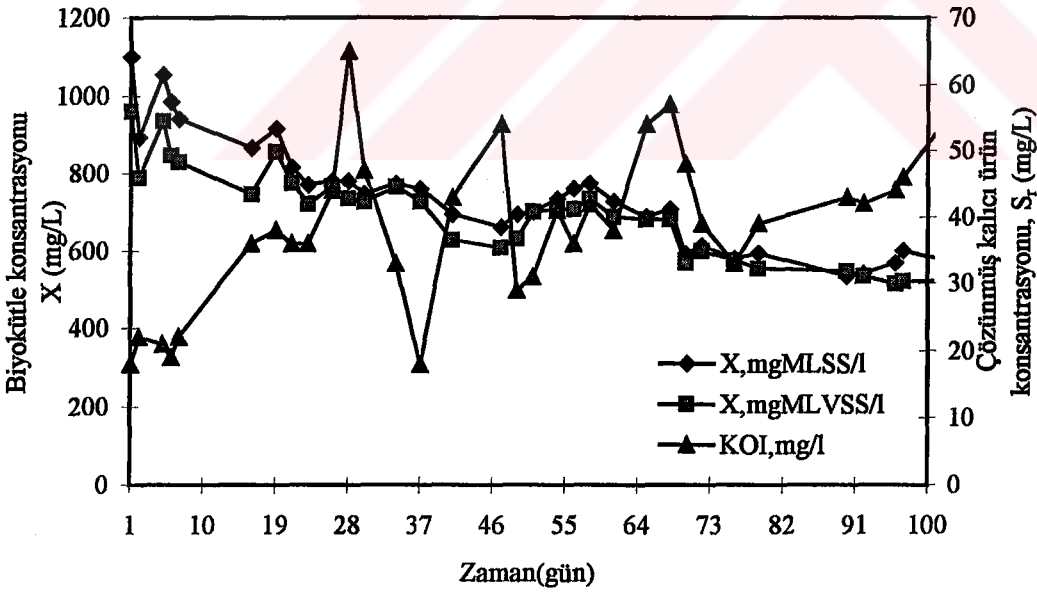
Şekil A.9 F/M=1 ($S_o=600$ mg KOI/L, $X_o=600$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.



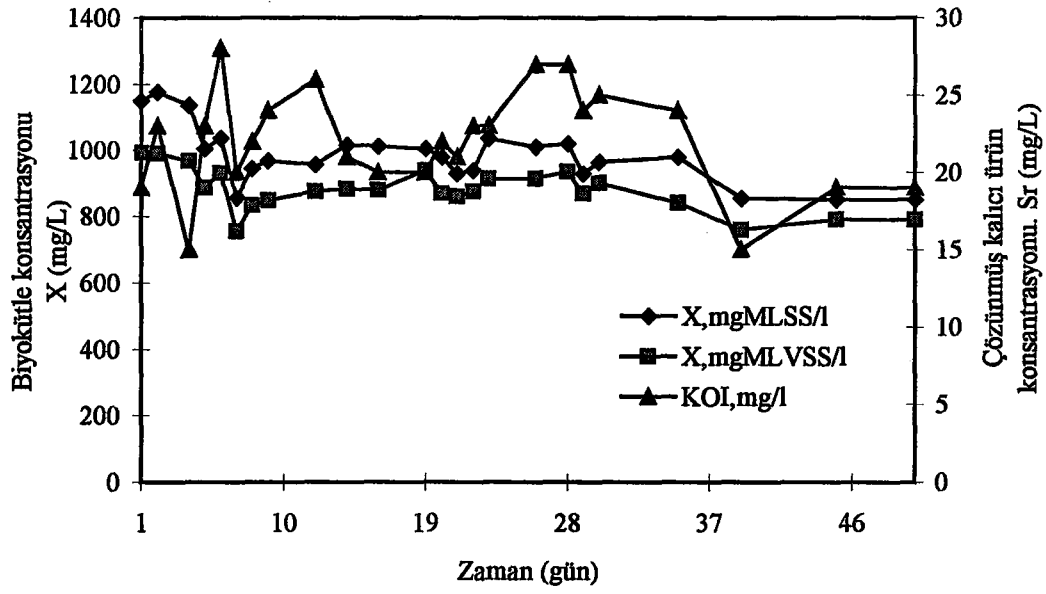
Şekil A.10 F/M=1.5 ($S_o=490$ mg KOI/L, $X_o=325$ mg MLSS/L) olan reaktör için S, C ve X' in zamana göre değişimi.



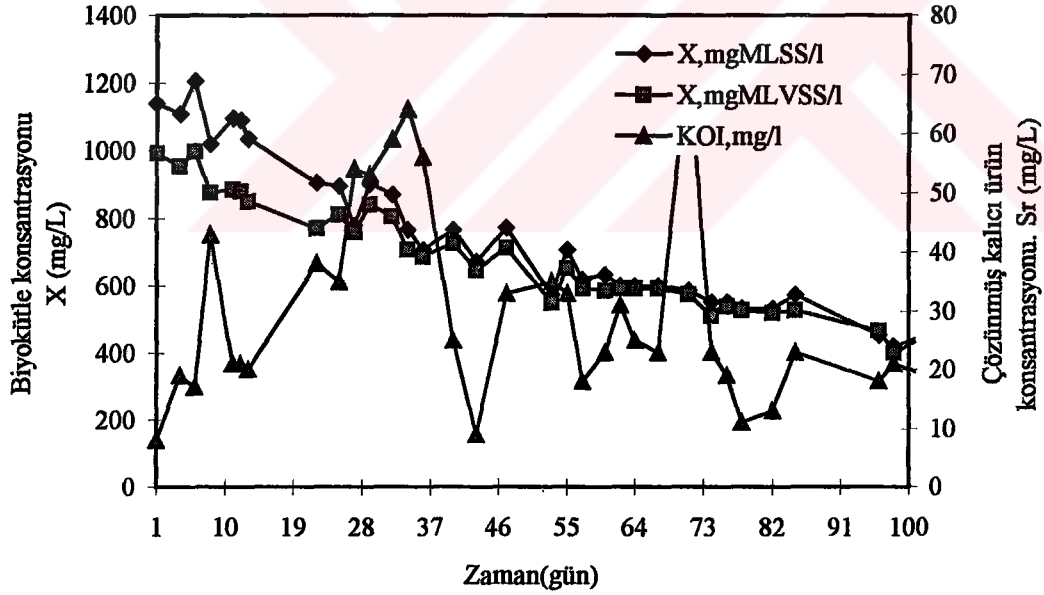
Şekil A.11 $F/M=0.2$ ($S_o=200$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_r ve X' in zamana göre değişimi.



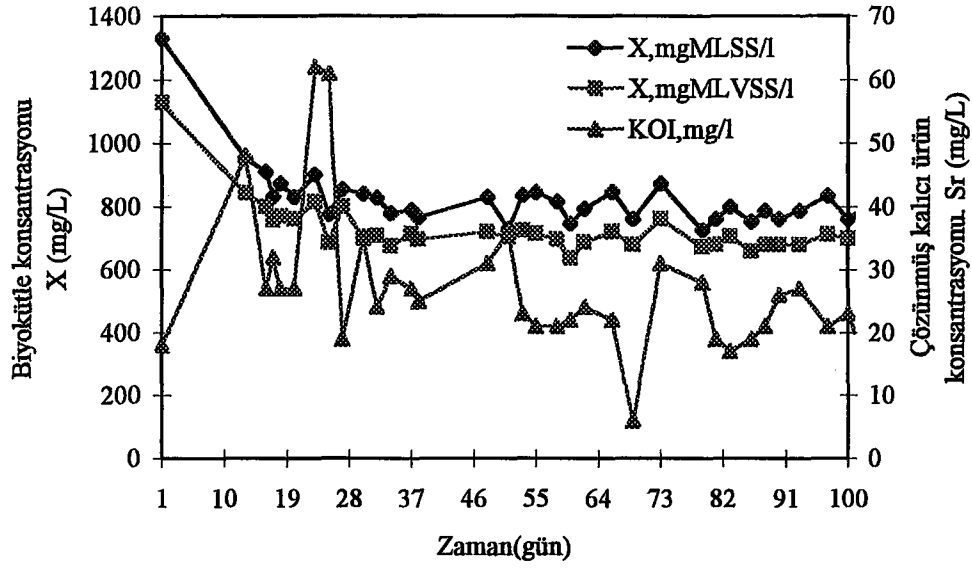
Şekil A.12 $F/M=0.25$ ($S_o=250$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_r ve X' in zamana göre değişimi.



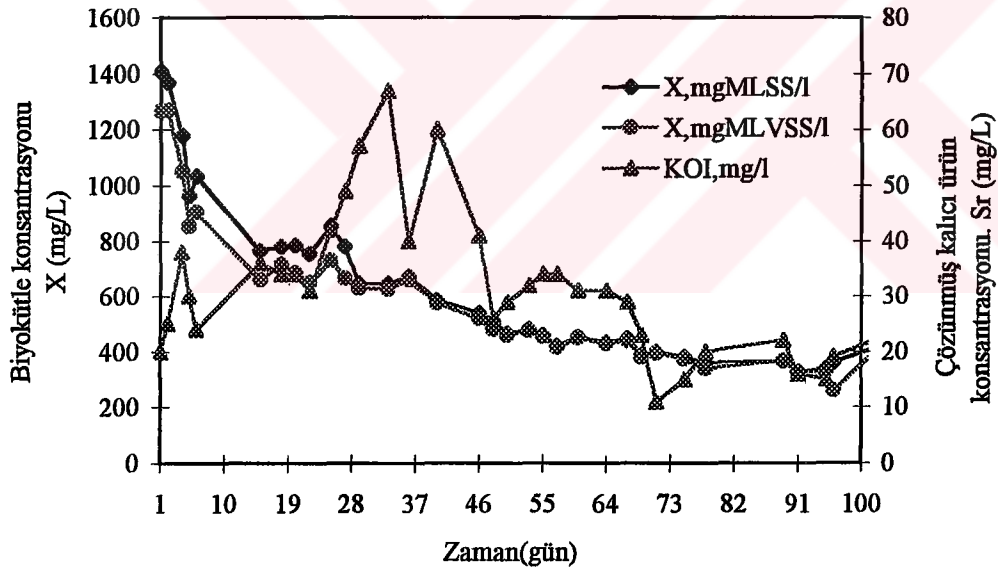
Şekil A.13 $F/M=0.3$ ($S_o=300$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_r ve X' in zamana göre değişimi.



Şekil A.14 $F/M=0.4$ ($S_o=400$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için S_r ve X' in zamana göre değişimi.



Şekil A.15 $F/M=0.5$ ($S_o=500$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için SR ve X' in zamana göre değişimi.



Şekil A.16 $F/M=0.75$ ($S_o=750$ mg KOI/L, $X_o=1000$ mg MLSS/L) olan reaktör için SR ve X' in zamana göre değişimi.

Tablo A1. F/M=0.2 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI(mg/l)	Laktoz(mg/l)	X(mgMLSS/l)	(mgMLVSS/l)
0	191	173	1020	780
10	146	124	1056	808
20	95	73	1128	880
30	71	58	1117	913
40	37	49	1153	933
50	12	55	1123	890
60	12	34	1127	890
90	12	44	1160	920
120	12	38	1145	903
150	10	39	1173	913
180	12	17	1127	890
240	20	16	1107	877
300	12		1137	890
360	9		1110	870
1440	12		1163	900

Tablo A2. F/M=0.25 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	260	202	1005	925
15	180	153	1056	972
30	145	118	1070	985
45	110	77	1080	996
60	78	58.5	1110	1021
90	34	14.8	1150	1055
120	21	0	1168	1075
180	20	0	1120	1024
270	16		1050	955
1440	18	4.1	1100	960

Tablo A3. F/M=0.3 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	265	246	900	736
15	206	175	955	821
30	130	95	1012	835
45	85	43	1046	913
60	30	15	1058	915
90	18	13	1053	910
120	15	11	1073	913
180	18	18	1080	924
240	15	5	1110	913
300	16	10	1047	887
360	19		1000	827
1440	19		1113	942

Tablo A4. F/M=0.4 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI(mg/l)	Laktoz(mg/l)	X(mgMLSS/l)	(mgMLVSS/l)
0	435	405	1070	880
15	369	338	1125	930
30	270	272	1160	956
45	210	179	1194	985
60	140	110	1227	1010
90	35	14	1285	1057
120	32	4.6	1320	1085
180	19	3.3	1345	1107
240	19	4.1	1360	1120
300	17	2.3	1347	1110
360	15	1	1340	1102
1440	19		1277	1043

Tablo A5. F/M=0.5 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dk)	KOI(mg/l)	Laktoz(mg/l)	X(mgMLSS/l)	(mgMLVSS/l)
0	500	427	1008	836
15	402	338	1156	952
30	271	233	1232	1044
45	201	149	1316	1096
60	121	81	1396	1188
90	47	16	1432	1224
120	16	8.6	1447	1280
180	20	8.6	1415	1228
240	19	5.8	1410	1224
300	37	4.7	1408	1195
360	15		1407	1200
420	13		1380	1213
480	24		1400	1227
540	30		1300	1147
1440	19		1204	1020

Tablo A6. F/M=0.67 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	753	743	1115	1010
15	685	639	1125	1013
30	613	572	1130	1045
45	567	525	1088	984
60	502	467	1092	988
90	427	368	1270	1145
120	343	327	1232	1136
150	259	240	1464	1348
210	86	78	1577	1460
270	18	0	1550	1420
330	15	3.6	1510	1383
390	15	0.5	1420	1312
1440	16	0	1420	1277

Tablo A7. F/M=0.75 oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	720	700	950	870
15	676	657	968	900
30	610	606	984	912
45	538	540	996	928
60	513	514	1092	1020
120	288	250	1160	1092
180	62	52	1412	1300
240	20	11	1380	1269
360	18		1475	1355
1440	20	2	1408	1267

Tablo A8 F/M=0.75 (165/225) oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	165	123	225	205
15	155	121	224	208
30	149	114	228	212
45	133	103	244	240
60	131	101	276	270
90	107	76	284	280
120	85	61	304	292
150	66	57	320	315
180	50	36	332	328
240	42	4.1	336	330
300	33	14	351	332
360	15	2	332	304
1440	15	8.2	340	328

Tablo A9. F/M=1 (600/600) oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	600	594	600	570
15	563	555	645	602
30	491	484	680	640
45	426	397	745	696
60	356	351	832	792
90	260	234	885	840
120	161	153	952	896
150	95	66	1048	1000
180	41	10	1044	984
240	22	4	1048	992
480	13		1028	970
1440	15	4	948	862

Tablo A10. F/M=1.5 (495/325) oranındaki deneysel sonuçlar

Zaman(dak)	KOI,mg/l	Laktoz,mg/l	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l
0	495	468	325	315
15	486	440	332	320
30	467	437	368	356
45	434	397	376	364
60	419	372	436	404
90	347	311	468	448
120	282	241	536	500
150	194	168	556	528
180	118	93	660	636
240	10	4	752	700
300	13	3	680	620
360	16	3	716	652
1440	13	2.5	572	548

Tablo A11. F/M=0.2 oranındaki günlük ölçüm sonuçları

Gün	KOL,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	14	1004	884
2	22	1005	900
3	20	1035	860
6	23	980	870
7	21	905	790
8	19	935	825
9	17	905	805
10	23	905	800
17	11	880	760
20	26	910	830
21	14	880	805
23	10	895	800
24	6	845	800
27	17	845	830
29	16	820	770
30	21	850	795
31	25	845	825
32	8	885	775

Tablo A12. F/M=0.25 oranındaki günlük ölçümler

Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	18	1100	960
2	22	892	788
5	21	1055	935
6	19	985	845
7	22	940	830
16	36	865	745
19	38	915	855
21	36	815	775
23	36	770	720
26	44	780	765
28	65	780	735
30	47	747	727
34	33	773	765
37	18	760	727
41	43	693	627
47	54	660	607
49	29	693	630
51	31	700	700
54	41	733	707
56	36	760	707
58	42	773	733
61	38	727	687
65	54	687	680
68	57	707	680
70	48	593	567
72	39	613	600
76	33	580	575
79	39	593	553
90	43	533	547
92	42	540	533
96	44	567	513
97	46	600	520
103	56	570	520

Tablo A13. F/M=0.3 oranındaki günlük ölçüm sonuçları

Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	19	1150	993
2	23	1176	992
4	15	1136	968
5	23	1004	888
6	28	1037	932
7	20	856	756
8	22	944	833
9	24	968	848
12	26	956	876
14	21	1017	883
16	20	1012	880
19	20	1005	940
20	22	980	870
21	21	930	860
22	23	940	875
23	23	1035	915
26	27	1010	915
28	27	1020	935
29	24	930	870
30	25	965	900
35	24	980	840
39	15	855	760
45	19	850	790
50	19	850	790

Tablo A14. F/M=0.4 oranındaki günlük ölçümler

Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	15	1068	984
2	18	1105	1020
3	14	1040	875
6	15	1050	955
7	23	970	870
8	19	1020	930
9	21	1065	925
10	28	980	915
15	21	1080	1015
17	13	930	830
20	20	995	895
21	20	980	945
23	13	1100	995
24	16	885	865
27	22	920	898
29	15	1050	990
30	19	1030	925
31	26	1015	970
32	11	1100	1020

Tablo A15. F/M=0.4 oranındaki günlük ölçümler

Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	8	1140	993
4	19	1110	955
6	17	1204	996
8	43	1020	875
11	21	1095	885
12	21	1090	880
13	20	1035	850
22	38	905	770
25	35	895	810
27	54	780	760
29	53	900	840
32	59	870	805
34	64	767	708
36	56	707	687
40	25	767	727
43	9	673	647
47	33	773	713
53	35	573	550
55	33	707	652
57	18	620	593
60	23	633	587
62	31	600	593
64	25	600	593
67	23	600	593
71	73	587	575
74	23	553	513
76	19	553	540
78	11	533	528
82	13	533	520
85	23	573	527
96	18	453	467
98	21	420	400
102	19	447	447

Tablo A16. F/M=0.5 oranındaki günlük ölçümler

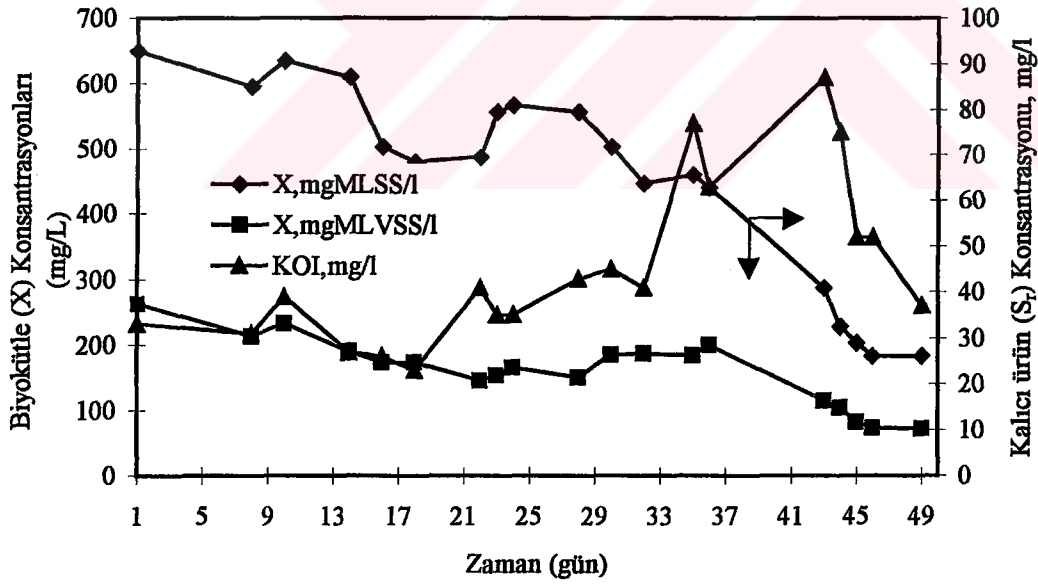
Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1.02	18	1332	1128
13	48	953	843
16	27	908	800
17	32	832	756
18	27	872	768
20	27	830	760
23	62	900	815
25	61	775	685
27	19	855	800
30	35	840	705
32	24	828	708
34	29	780	675
37	27	790	715
38	25	765	695
48	31	830	720
51	36	730	705
53	23	835	725
55	21	845	715
58	21	815	695
60	22	747	637
62	24	793	687
66	22	847	720
69	6	760	680
73	31	873	760
79	28	727	673
81	19	760	680
83	17	800	707
86	19	753	660
88	21	787	680
90	26	760	680
93	27	787	680
97	21	833	713
100	23	760	700
102	17	793	707

Tablo A17. F/M=0.75 oranındaki günlük ölçümler

Gün	KOI,mg/l	X,mgMLSS/l	mgMLVSS/l
1	20	1408	1267
2	25	1370	1270
4	38	1180	1050
5	30	965	855
6	24	1035	905
15	36	765	660
18	34	780	715
20	34	785	685
22	31	755	650
25	42	855	730
27	49	780	665
29	57	647	630
33	67	647	625
36	40	673	660
40	60	587	575
46	41	540	520
48	26	513	480
50	29	467	460
53	32	480	475
55	34	460	455
57	34	420	415
60	31	453	450
64	31	433	430
67	29	447	440
69	23	387	380
71	11	400	395
75	15	380	375
78	20	360	340
89	22	367	367
91	16	327	327
95	15	340	330
96	19	360	260
102	22	413	400

Tablo A.18 Sürekli reaktör ölçüm sonuçları

Gün	X,mgMLSS/l	X,mgMLVSS/l	KOI,mg/l
1	650	262	33
8	595	213	31
10	635	232	39
14	610	190	27
16	503	173	26
18	480	173	23
22	487	145	41
23	557	153	35
24	567	165	35
28	557	150	43
30	503	185	45
32	447	187	41
35	460	184	77
36	440	200	63
43	287	115	87
44	227	104	75
45	203	82	52
46	183	73	52
49	183	72	37



Şekil A.17 Sürekli reaktördeki kalıcı ürün (S_r) ve biyokütle konsantrasyonlarının değişimleri

K-B n=2 ve n=5 ADET SERİ BAĞLI REAKTÖR İÇİN YAZILMIŞ BASIC PROGRAM

```
CLS
) REM seri bagli 2 reaktör hali
) REM 2. reaktörün çıkış değerleri bilinmediğinden ilk yaklaşım için:
) REM xe2=xe1; ye2=ye1; se2=0 alınarak aşağıdaki
) REM sonuçlar bulunmuştur.
; OPEN "c:\fehiman\reak\SE.TXT" FOR OUTPUT AS #1
) TETA = 6 / 24; KH = 14.666667#; BH = .6; MUM = 3; R = .5; TC = 5; F = .08; YD = .6
) BET = .1; ALFA = .05; SO = 1; T = TETA / 2 / (1 + R); RR = 1 / (1 + R)
) SE1 = (BH + 2 / TC) / (MUM - BH - 2 / TC)
) YE1 = (SE1 - SO / (1 + R)) / ((1 - BET) * KH * YD - (BH + 2 / TC) * (KH + 2 / TC) / (1 - F) / BH) / T
) XE1 = (KH + 2 / TC) * YE1 / (1 - F) / BH
; ZE1 = F * BH * TC / 2 * XE1
; SREB1 = BET * KH * YD * T * (1 + R) * YE1
' SREA1 = ALFA * MUM * T * YD * XE1 * (1 + R) * SE1 / (1 + SE1)
0 PRINT SE1; YE1; XE1; ZE1; SREB1; SREA1
0 XR = XE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; XI = R * XR / (1 + R)
0 YR = YE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; YI = R * YR / (1 + R)
5 ZR = ZE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; ZI = R * ZR / (1 + R)
6 SRIB = SREB1 * R * RR
7 SRIA = SREA1 * R * RR
0 A = 1 - MUM * T / (1 + BH * T); B = (1 - BET) * KH * YD / (KH + 1 / T); C = (1 - F) * BH * B / (BH + 1 / T)
0 PRINT A; B; C
0 SE2 = SE1
0 SI = (SO + R * SE2) / (1 + R)
0 REM SE2=SE1 kabul edilerek SE2 nin tahmininden sonra SE1'in yeniden hesabı
5 REM BİRİNCİ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
0 AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
0 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
0 SE1 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
0 XE1 = XI * (1 + SE1) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE1)
0 YE1 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE1) / (1 + KH * T)
5 ZE1 = ZI + F * BH * T * XE1
5 SREB1 = SRIB + BET * T * KH * YD * YE1
7 SREA1 = SRIA + ALFA * MUM * T * XE1 * YD * SE1 / (1 + SE1)
0 PRINT AA; BB; CC; DIS; SE1; XE1; YE1; ZE1
) SI = SE1; XI = XE1; YI = YE1; ZI = ZE1
) REM İKİNCİ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
) AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
) DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
) SE2 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
) XE2 = XI * (1 + SE2) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE2)
) YE2 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE2) / (1 + KH * T)
; ZE2 = ZI + F * BH * T * XE2
' SREB2 = SREB1 + BET * T * KH * YD * YE2
) SREA2 = SREA1 + ALFA * MUM * T * XE2 * YD * SE2 / (1 + SE2)
; XR = ((1 + R) - TETA / TC) * XE2 / R; XI = R * XR / (1 + R)
) YR = ((1 + R) - TETA / TC) * YE2 / R; YI = R * YR / (1 + R)
; ZR = ((1 + R) - TETA / TC) * ZE2 / R; ZI = R * ZR / (1 + R)
) PRINT AA; BB; CC; DIS; SE2; XE2; YE2; XR; ZR
) SI = (SO + R * SE2) / (1 + R); SRIB = SREB2 * R * RR; SRIA = SREA2 * R * RR
M BİRİNCİ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
```

```

50 FOR I = 2 TO 1000
60 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
70 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
80 SE1 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
90 XE1 = XI * (1 + SE1) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE1)
00 YE1 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE1) / (1 + KH * T)
02 ZE1 = ZI + F * BH * T * XE1
04 SREB1 = SRIB + BET * T * KH * YD * YE1
06 SREA1 = SRIA + ALFA * MUM * T * XE1 * YD * SE1 / (1 + SE1)
10 REM PRINT AA;BB;CC;DIS;SE1;XE1;YE1
15 REM İKİNCİ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
20 SI = SE1: XI = XE1: YI = YE1: ZI = ZE1
30 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
40 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
50 SE2 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
60 XE2 = XI * (1 + SE2) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE2)
70 YE2 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE2) / (1 + KH * T)
72 ZE2 = ZI + F * BH * T * XE2
74 SREB2 = SREB1 + BET * T * KH * YD * YE2
46 SREA2 = SREA1 + ALFA * MUM * T * XE2 * YD * SE2 / (1 + SE2)
80 XR = ((1 + R) - TETA / TC) * XE2 / R: XI = R * XR / (1 + R)
90 YR = ((1 + R) - TETA / TC) * YE2 / R: YI = R * YR / (1 + R)
95 ZR = ((1 + R) - TETA / TC) * ZE2 / R: ZI = R * ZR / (1 + R)
00 REM PRINT AA;BB;CC;DIS;SE2;XE2;YE2;XR;SRAB2;SREB2;ZE2
10 SI = (SO + R * SE2) / (1 + R): SRIB = SREB2 * R * RR: SRIA = SREA2 * R * RR
20 NEXT I
21 se = SE2: xe = XE2: ye = YE2: XR = XR: ze = ZE2: srea = SREA2: sreb = SREB2
22 PRINT " se; xe; ye; xr; ze ; sreb; srea; "
23 PRINT USING "#####.#####"; se; xe; ye; XR; ze; sreb; srea
24 PRINT #1, USING "#####.#####"; se; xe; ye; XR; ze; sreb; srea
25 PRINT #1,
26 CLOSE (1)
30 END

```

T.C. MİLLÎ EĞİTİM BAKANLIĞI
 İZMİR İLİ
 İZMİR İLİ
 İZMİR İLİ

```

0 REM seri bagli 5 reaktör hali
0 REM 5. reaktörün çıkış değerleri bilinmediğinden ilk yaklaşım için:
0 REM  $xe5=xe1$ ;  $ye5=ye1$ ;  $se5=0$  alınarak aşağıdaki
0 REM sonuçlar bulunmuştur.
5 OPEN "c:\fehiman\reak\SE.TXT" FOR OUTPUT AS #1
0 TETA = 6 / 24; KH = 14.666667#; BH = .6; MUM = 3; R = .5; TC = 5; F = .08; YD = .6
0 BET = .1; ALFA = .05; SO = 5; T = TETA / 5 / (1 + R); RR = 1 / (1 + R)
0 SE1 = (BH + 2 / TC) / (MUM - BH - 2 / TC)
0 YE1 = (SE1 - SO / (1 + R)) / ((1 - BET) * KH * YD - (BH + 2 / TC) * (KH + 2 / TC) / (1 - F) / BH) / T
0 XE1 = (KH + 2 / TC) * YE1 / (1 - F) / BH
5 ZE1 = F * BH * TC / 2 * XE1
6 SREB1 = BET * T * KH * YD * (1 + R) * YE1
8 SREA1 = ALFA * MUM * T * XE1 * YD * (1 + R) * SE1 / (1 + SE1)
00 PRINT SE1; YE1; XE1; ZE1
10 XR = XE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; XI = R * XR / (1 + R)
20 YR = YE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; YI = R * YR / (1 + R)
25 ZR = ZE1 * (1 + R - TETA / TC) / R; ZI = R * ZR / (1 + R)
26 SRIB = SREB1 * R * RR
27 SRIA = SREA1 * R * RR
30 A = 1 - MUM * T / (1 + BH * T); B = (1 - BET) * KH * YD / (KH + 1 / T); C = (1 - F) * BH * B / (BH + 1 / T)
40 PRINT A; B; C
50 SE5 = SE1
50 SI = (SO + R * SE5) / (1 + R)
70 REM SE5=SE1 kabul edilerek SE5 nin tahmininden sonra SE1'in yeniden hesabi
75 REM BİRİNCİ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
30 AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
30 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
30 SE1 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
10 XE1 = XI * (1 + SE1) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE1)
20 YE1 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE1) / (1 + KH * T)
25 ZE1 = ZI + F * BH * T * XE1
26 SREB1 = SRIB + BET * T * KH * YD * YE1
28 SREA1 = SRIA + ALFA * MUM * T * XE1 * YD * SE1 / (1 + SE1)
30 PRINT AA; BB; CC; DIS; SE1; XE1; YE1; ZE1
40 SI = SE1; XI = XE1; YI = YE1; ZI = ZE1
50 REM İKİNCİ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
50 AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
50 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
50 SE2 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
10 XE2 = XI * (1 + SE2) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE2)
10 YE2 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE2) / (1 + KH * T)
12 ZE2 = ZI + F * BH * T * XE2
13 SREB2 = SREB1 + BET * T * KH * YD * YE2
14 SREA2 = SREA1 + ALFA * MUM * T * XE2 * YD * SE2 / (1 + SE2)
15 PRINT AA; BB; CC; DIS; SE2; XE2; YE2; ZE2
50 REM ÜÇÜNCÜ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
6 SI = SE2; XI = XE2; YI = YE2; ZI = ZE2
7 AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
8 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
9 SE3 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
0 XE3 = XI * (1 + SE3) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE3)
1 YE3 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE3) / (1 + KH * T)
2 ZE3 = ZI + F * BH * T * XE3
3 SREB3 = SREB2 + BET * T * KH * YD * YE3
4 SREA3 = SREA2 + ALFA * MUM * T * XE3 * YD * SE3 / (1 + SE3)
50 REM DÖRDÜNCÜ REAKTÖRÜN YAKLAŞIK SONUÇLARI
5 SI = SE3; XI = XE3; YI = YE3; ZI = ZE3
6 AA = A; BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI; CC = -(SI + B * YI + C * XI)
7 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
8 SE4 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2

```

```

19 XE4 = XI * (1 + SE4) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE4)
20 YE4 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE4) / (1 + KH * T)
21 ZE4 = ZI + F * BH * T * XE4
22 SREB4 = SREB3 + BET * T * KH * YD * YE4
23 SREA4 = SREA3 + ALFA * MUM * T * XE4 * YD * SE4 / (1 + SE4)
24 XR = ((1 + R) - TETA / TC) * XE4 / R; XI = R * RR * XR
25 YR = ((1 + R) - TETA / TC) * YE4 / R; YI = R * RR * YR
30 ZR = ((1 + R) - TETA / TC) * ZE4 / R; ZI = R * RR * ZR
40 SI = (S0 + R * SE4) / (1 + R); SRIB = SREB4 * R * RR; SRIA = SREA4 * R * RR
EM BİRİNCİ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
50 FOR I = 2 TO 1000
60 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
70 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
80 SE1 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
90 XE1 = XI * (1 + SE1) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE1)
00 YE1 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE1) / (1 + KH * T)
05 ZE1 = ZI + F * BH * T * XE1
06 SREB1 = SRIB + BET * T * KH * YD * YE1
07 SREA1 = SRIA + ALFA * MUM * T * XE1 * YD * SE1 / (1 + SE1)
10 REM PRINT AA;BB;CC;DIS;SE1;XE1;YE1
EM İKİNCİ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
20 SI = SE1: XI = XE1: YI = YE1: ZI = ZE1
30 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
40 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
50 SE2 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
50 XE2 = XI * (1 + SE2) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE2)
70 YE2 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE2) / (1 + KH * T)
71 ZE2 = ZI + F * BH * T * XE2
72 SREB2 = SREB1 + BET * T * KH * YD * YE2
73 SREA2 = SREA1 + ALFA * MUM * T * XE2 * YD * SE2 / (1 + SE2)
74 REM PRINT AA;BB;CC;DIS;SE2;XE2;YE2
EM ÜÇÜNCÜ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
75 SI = SE2: XI = XE2: YI = YE2: ZI = ZE2
76 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
77 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
78 SE3 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
79 XE3 = XI * (1 + SE3) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE3)
80 YE3 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE3) / (1 + KH * T)
81 ZE3 = ZI + F * BH * T * XE3
82 SREB3 = SREB2 + BET * T * KH * YD * YE3
83 SREA3 = SREA2 + ALFA * MUM * T * XE3 * YD * SE3 / (1 + SE3)
EM DÖRDÜNCÜ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
84 SI = SE3: XI = XE3: YI = YE3: ZI = ZE3
85 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
86 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
87 SE4 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
88 XE4 = XI * (1 + SE4) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE4)
89 YE4 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE4) / (1 + KH * T)
90 ZE4 = ZI + F * BH * T * XE4
91 SREB4 = SREB3 + BET * T * KH * YD * YE4
92 SREA4 = SREA3 + ALFA * MUM * T * XE4 * YD * SE4 / (1 + SE4)
93 REM PRINT AA;BB;CC;DIS;SE4;XE4;YE4
EM BEŞİNCİ REAKTÖRÜN GERÇEK SONUÇLARI
93 SI = SE4: XI = XE4: YI = YE4: ZI = ZE4
94 AA = A: BB = 1 + XI - A * XI - C * XI - A * SI - A * B * YI: CC = -(SI + B * YI + C * XI)
95 DIS = BB * BB - 4 * AA * CC
96 SE5 = (SQR(DIS) - BB) / AA / 2
97 XE5 = XI * (1 + SE5) / (1 + BH * T) / (1 + A * SE5)
98 YE5 = (YI + (1 - F) * BH * T * XE5) / (1 + KH * T)
99 ZE5 = ZI + F * BH * T * XE5

```

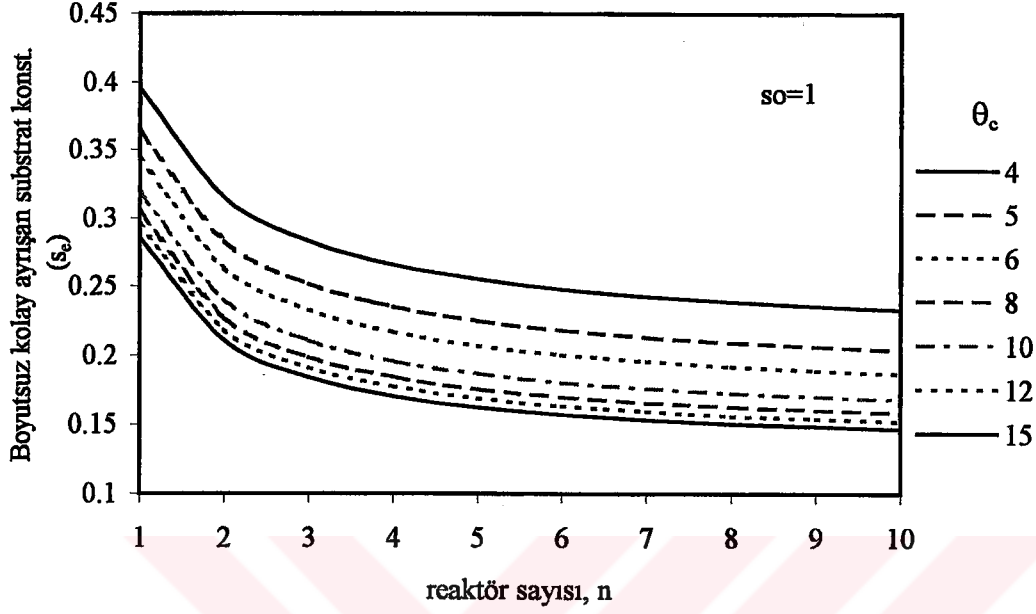
```

00 SREB5 = SREB4 + BET * T * KH * YD * YE5
01 SREA5 = SREA4 + ALFA * MUM * T * XE5 * YD * SE5 / (1 + SE5)
02 XR = ((1 + R) - TETA / TC) * XE5 / R: XI = R * RR * XR
03 YR = ((1 + R) - TETA / TC) * YE5 / R: YI = R * RR * YR
04 ZR = ((1 + R) - TETA / TC) * ZE5 / R: ZI = R * RR * ZR
REM PRINT AA,BB,CC,DIS,SE5,XE5,YE5,XR
05 SI = (SO + R * SE5) / (1 + R): SRIB = SREB5 * R * RR: SRIA = SREA5 * R * RR
10 NEXT I
15 SE = SE5: XE = XE5: YE = YE5: XR = XR: ZE = ZE5: SREA = SREA5: SREB = SREB5
20 PRINT " se  xe  ye  xr  ze  srea  sreb "
25 PRINT USING " #####.#####", SE; XE; YE; XR; ZE; SREB; SREA
30 PRINT #1, USING " #####.#####", SE; XE; YE; XR; ZE; SREB; SREA
35 PRINT #1,
40 CLOSE (1)
50 END

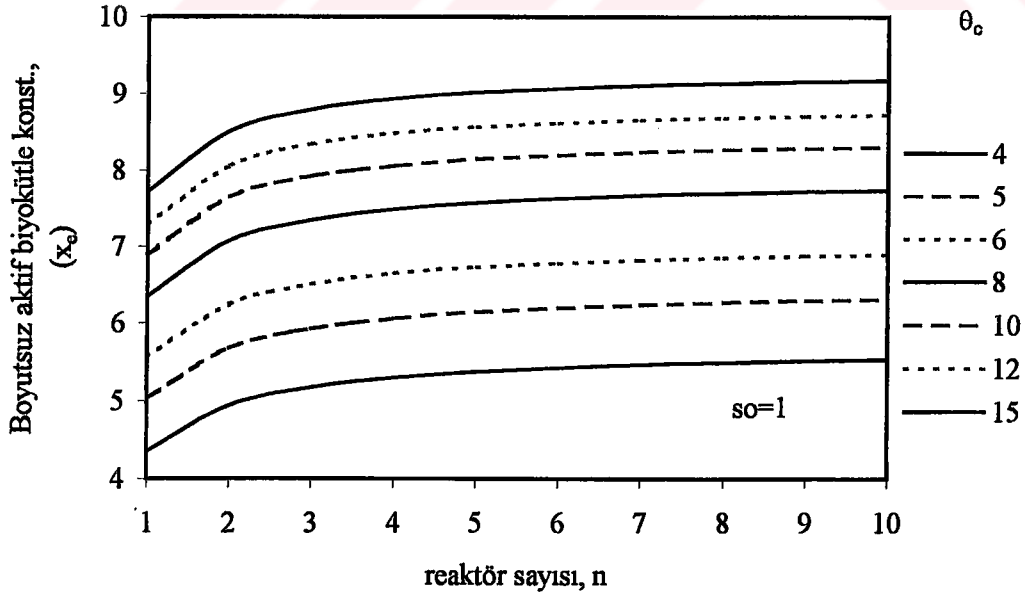
```



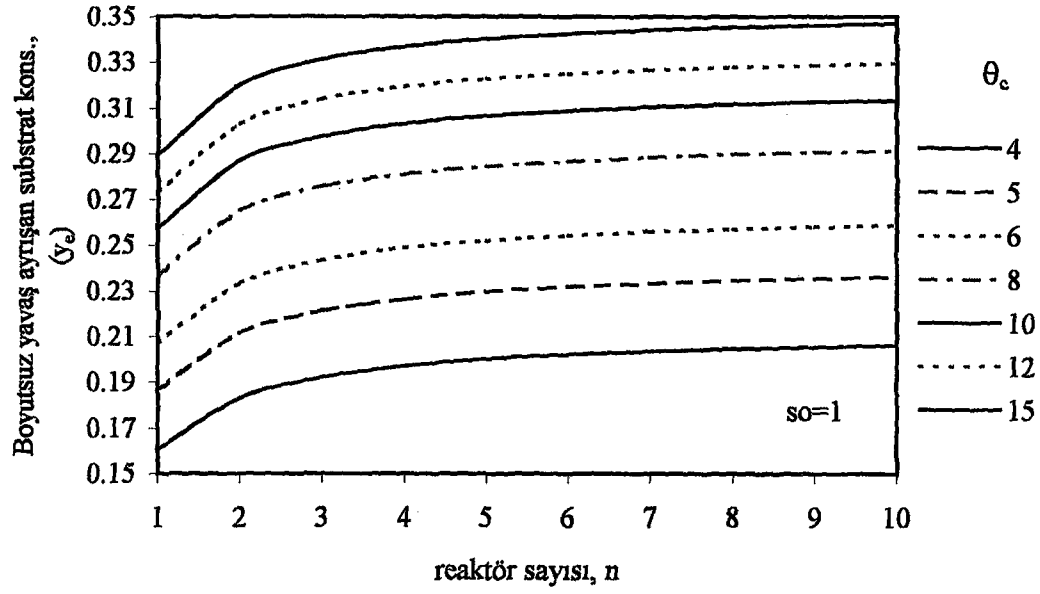
EK- C MODEL SONUÇLARININ DEĞERLENDİRİLMESİ



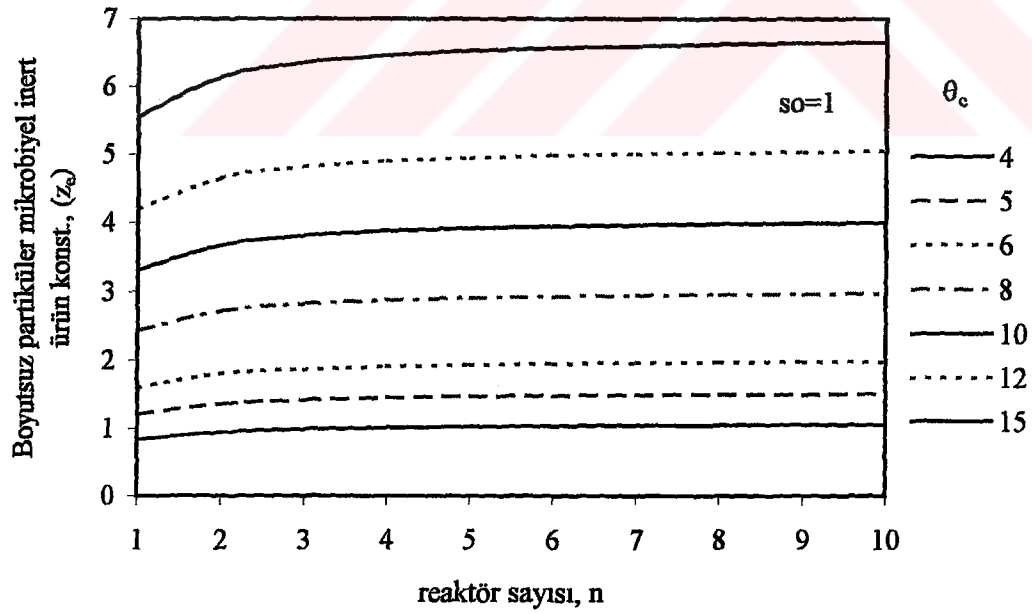
Şekil C.1 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi.



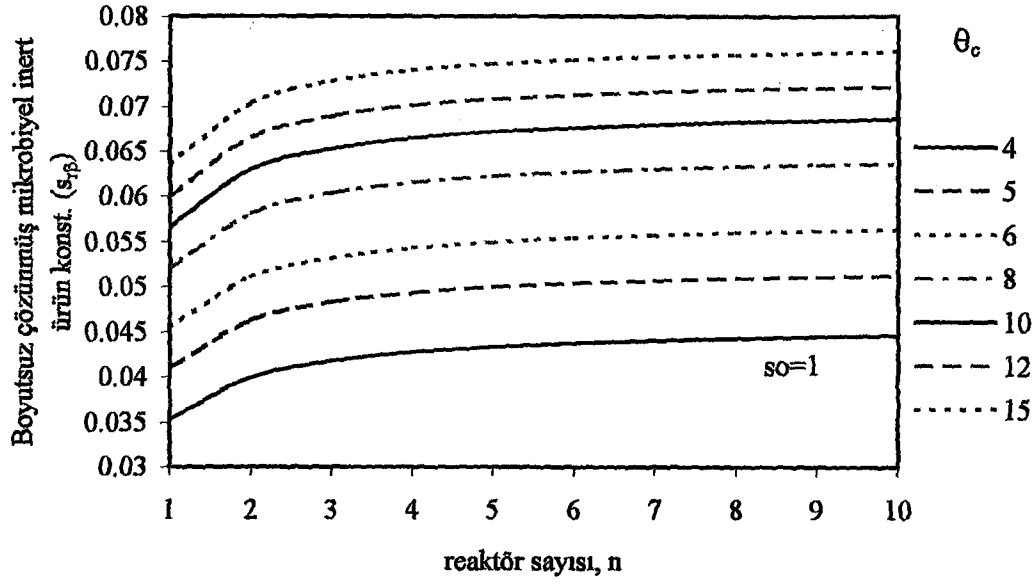
Şekil C.2 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi



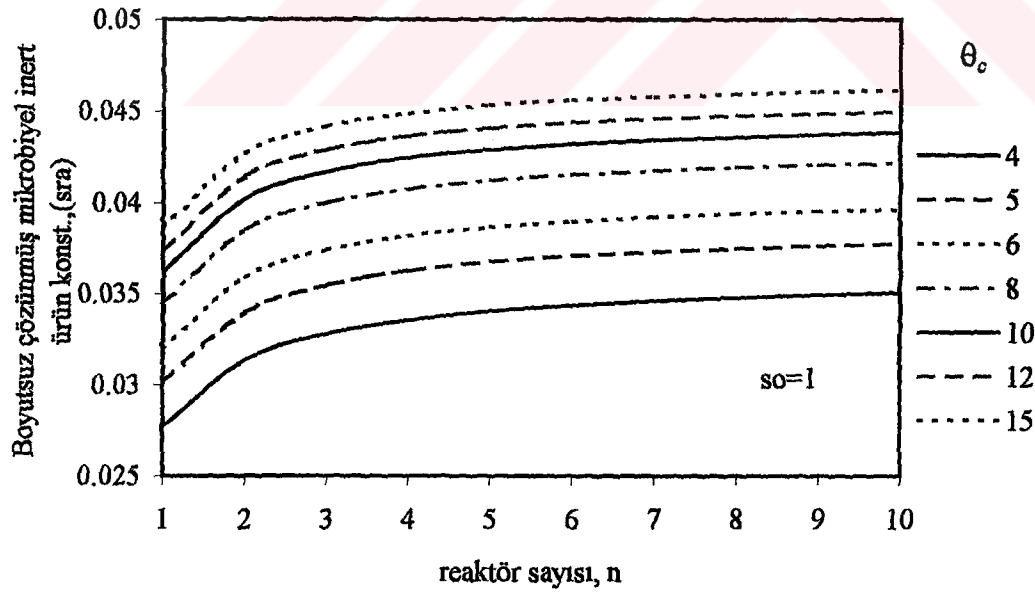
Şekil C.3 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi



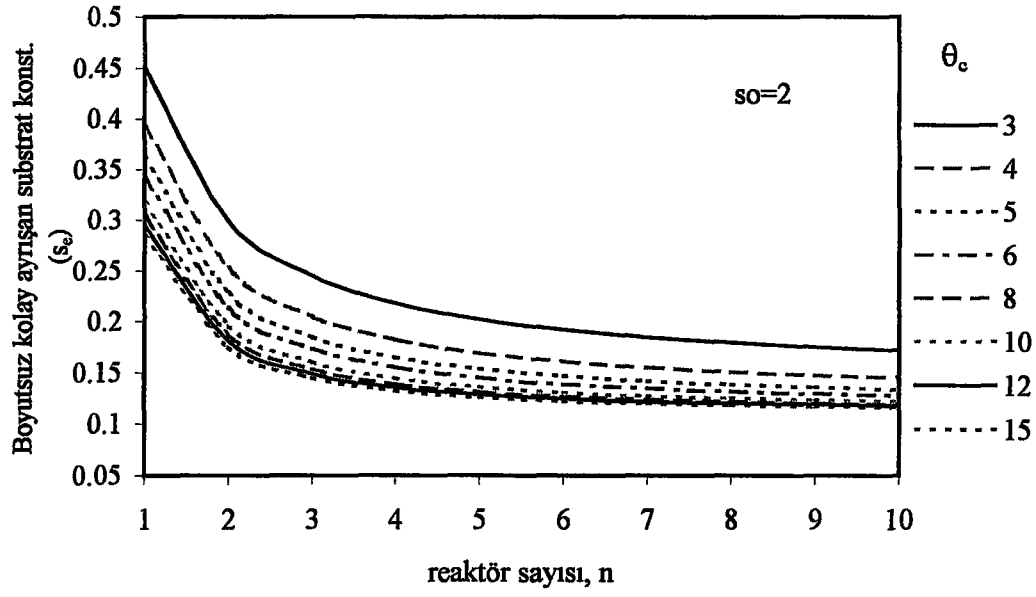
Şekil C.4 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi



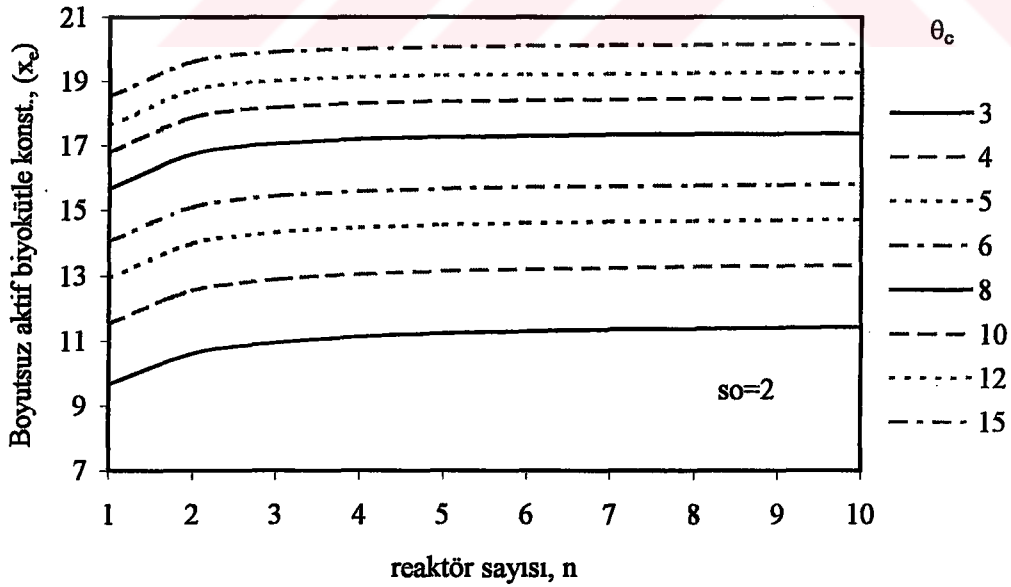
Şekil C.5 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_p) konsantrasyonuna etkisi



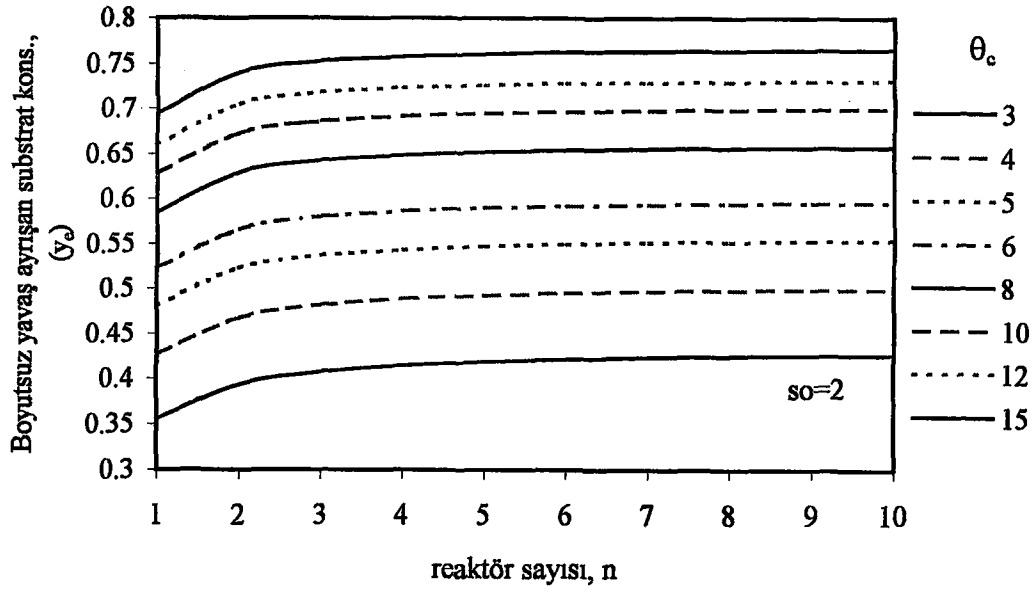
Şekil C.6 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi



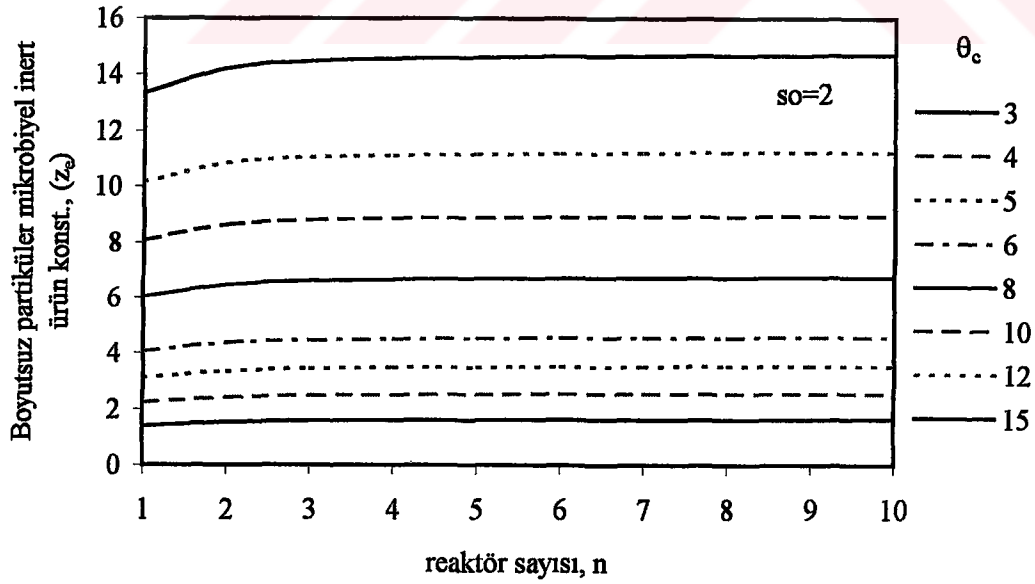
Şekil C.7 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrılan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi.



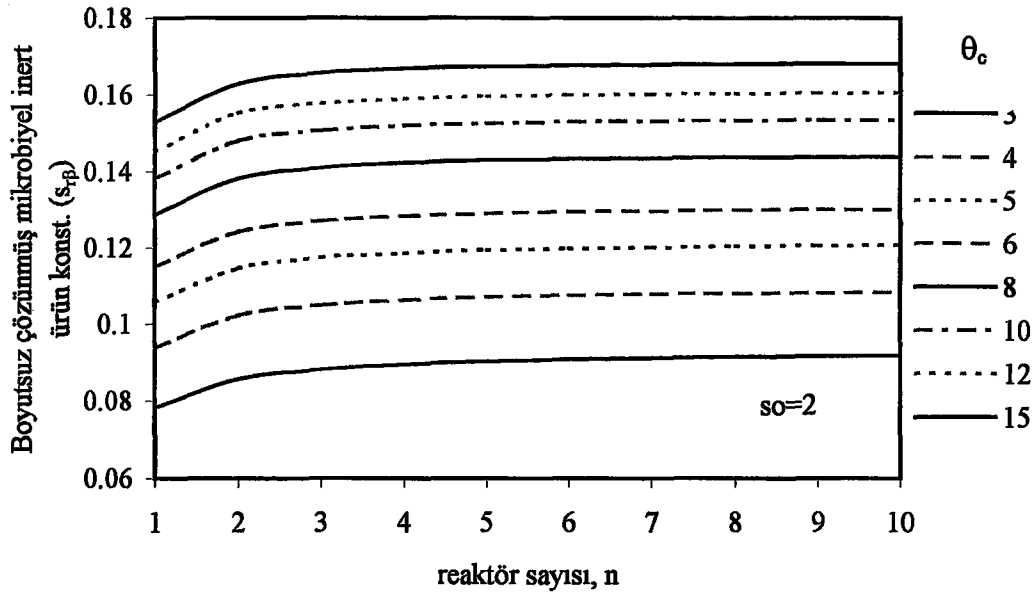
Şekil C.8 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi



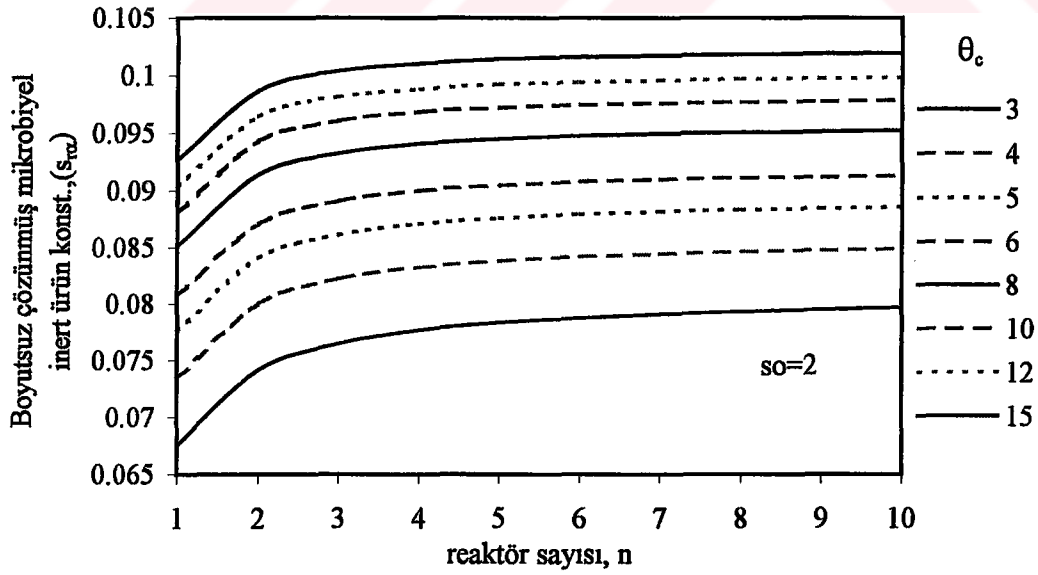
Şekil C.9 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi



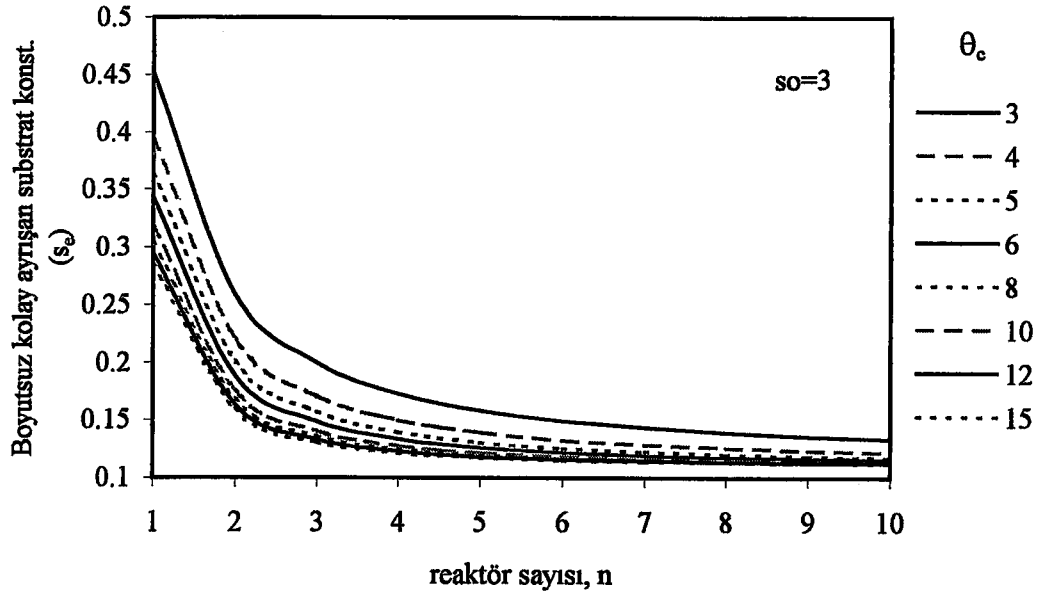
Şekil C.10 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi



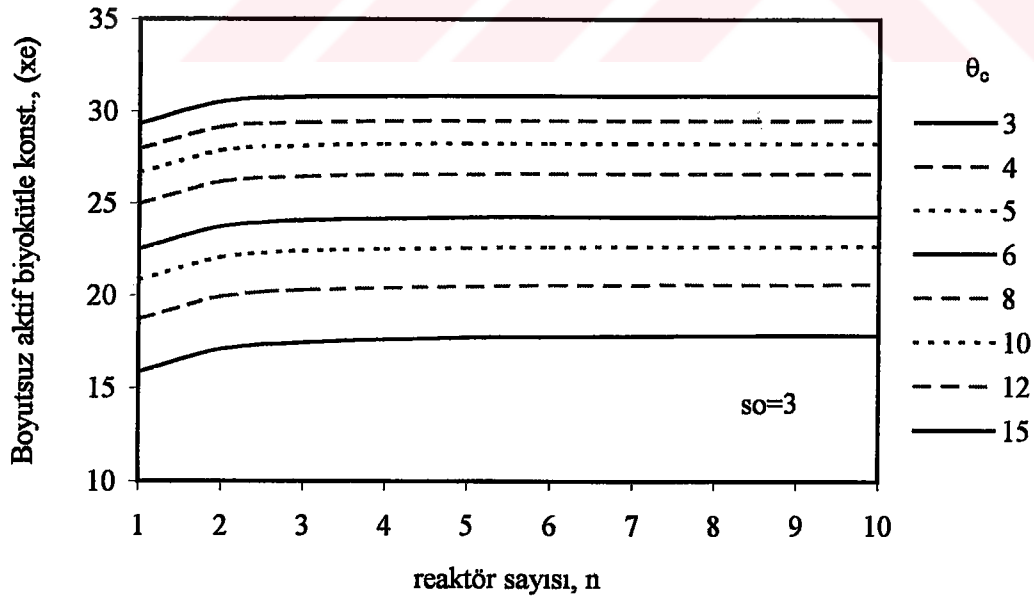
Şekil C.11 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{β}) konsantrasyonuna etkisi



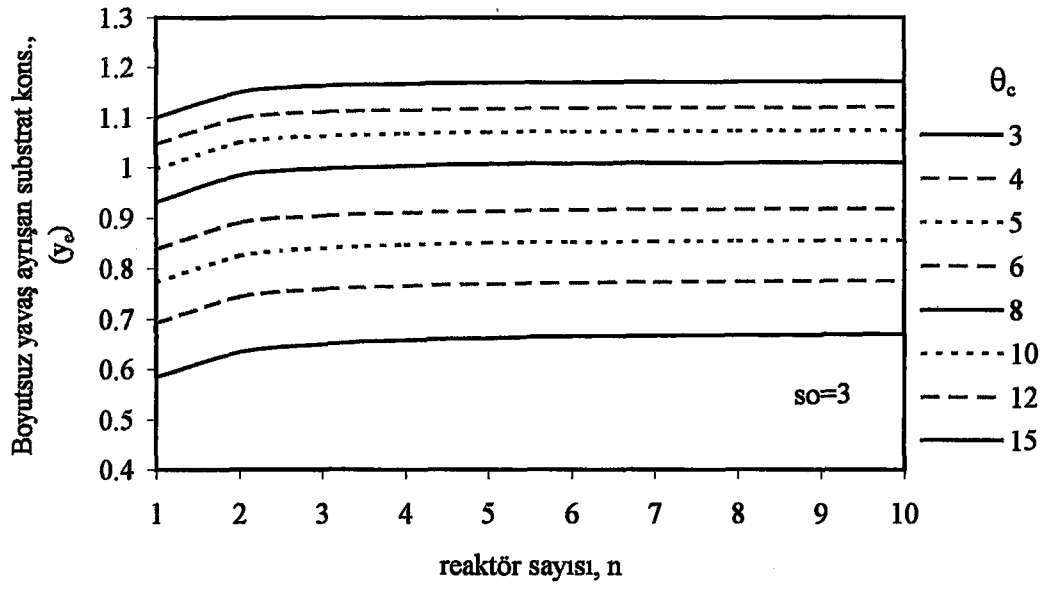
Şekil C.12 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi



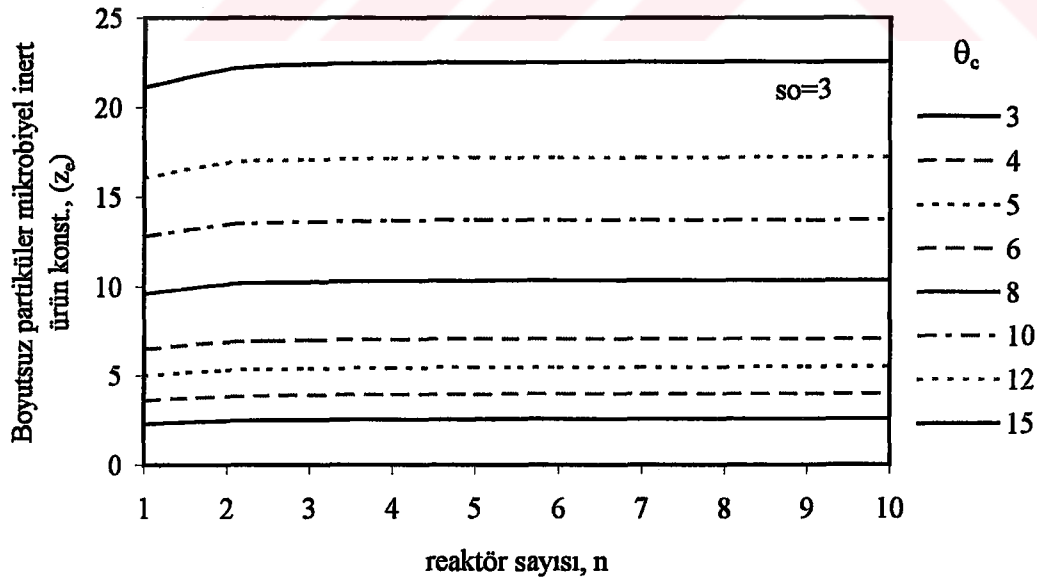
Şekil C.13 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrılan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi.



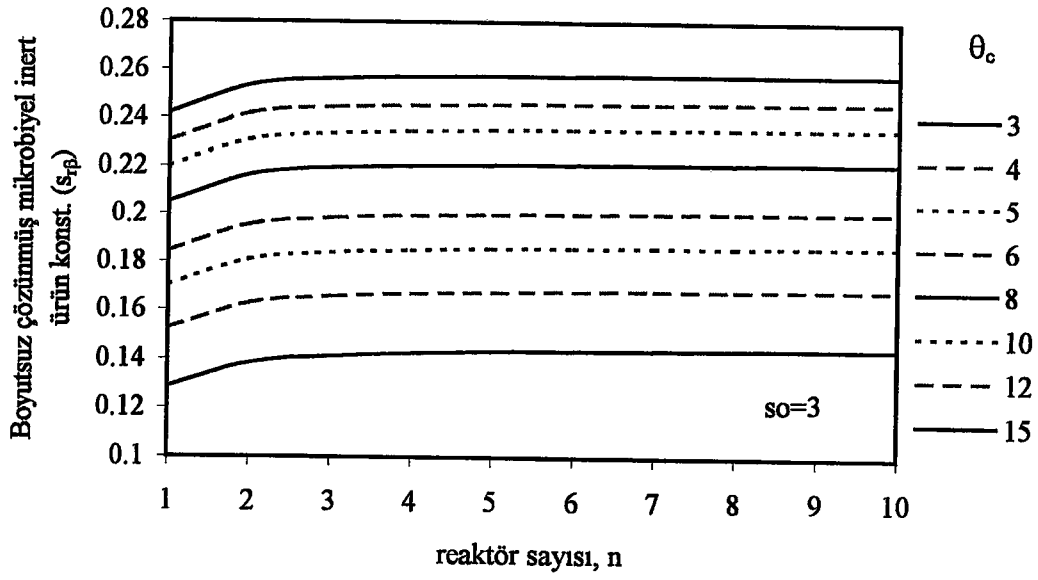
Şekil C.14 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi



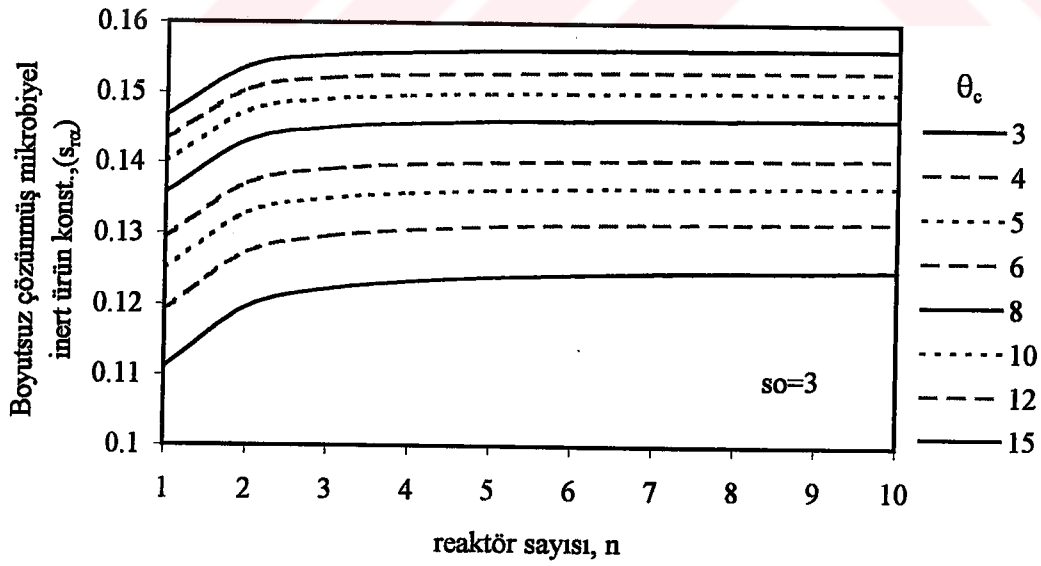
Şekil C.15 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi



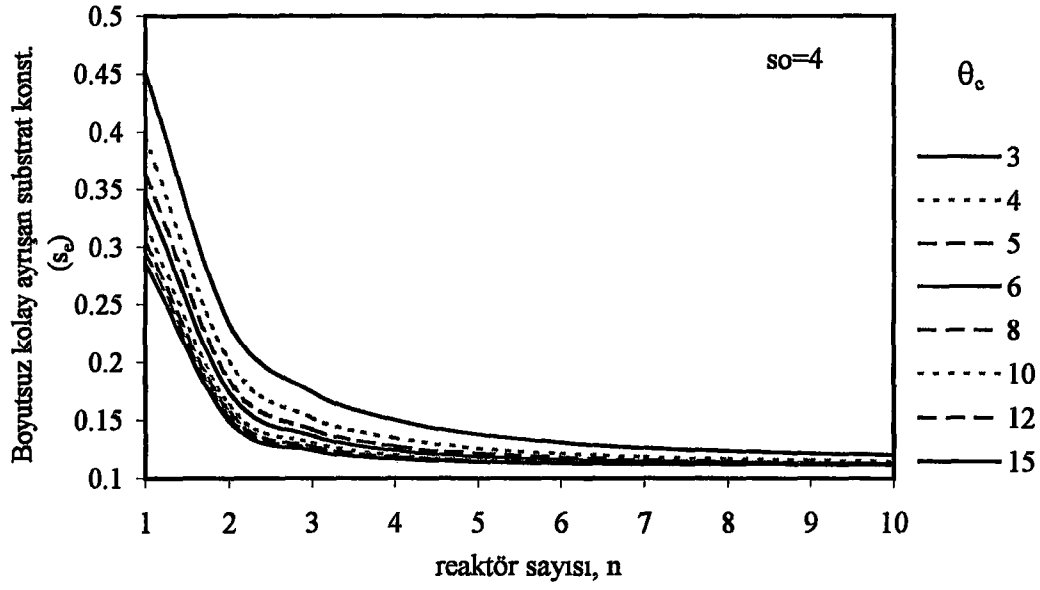
Şekil C.16 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi



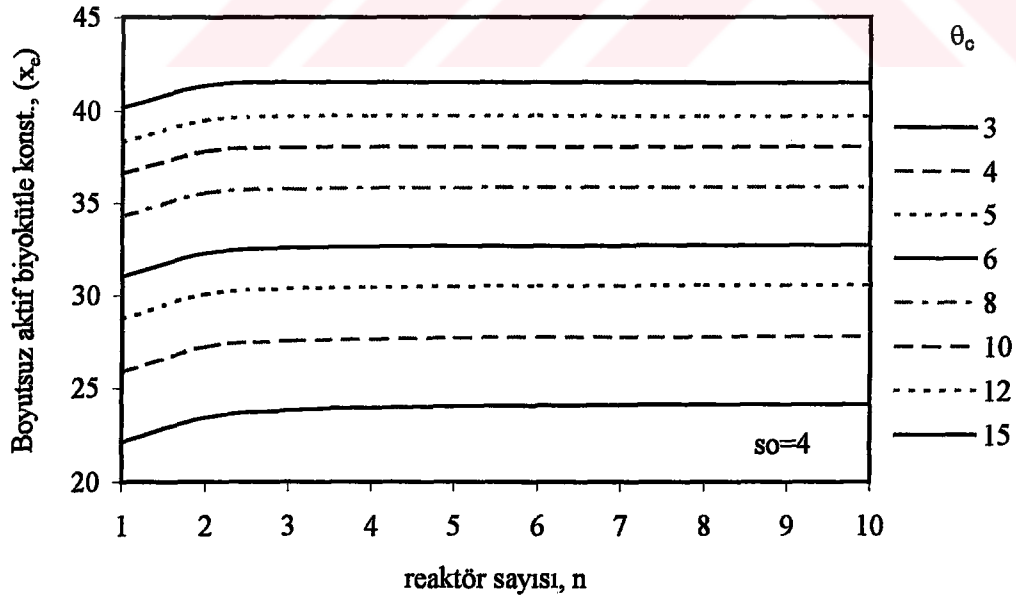
Şekil C.17 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ip}) konsantrasyonuna etkisi



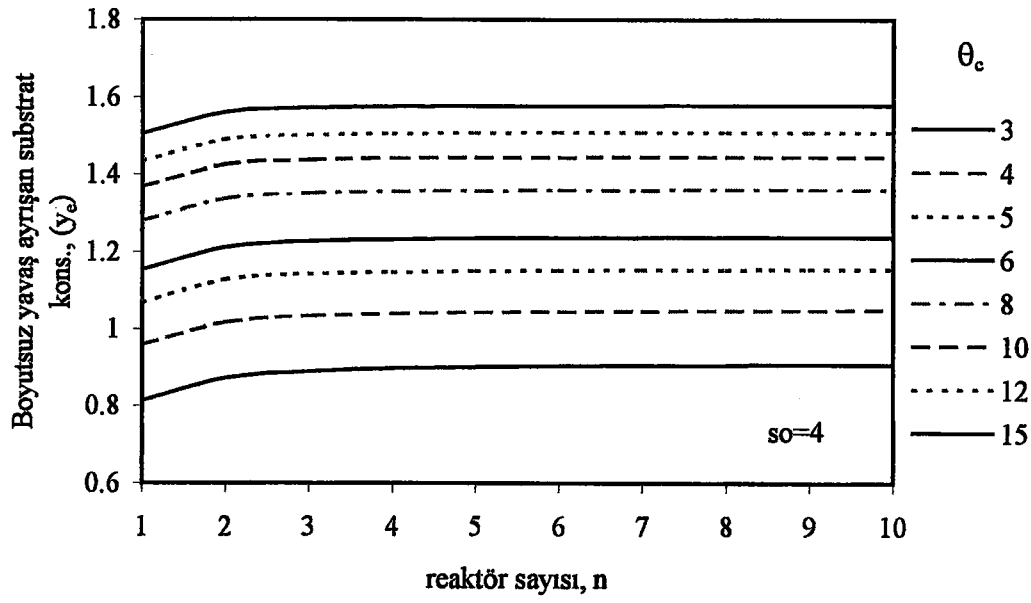
Şekil C.18 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi



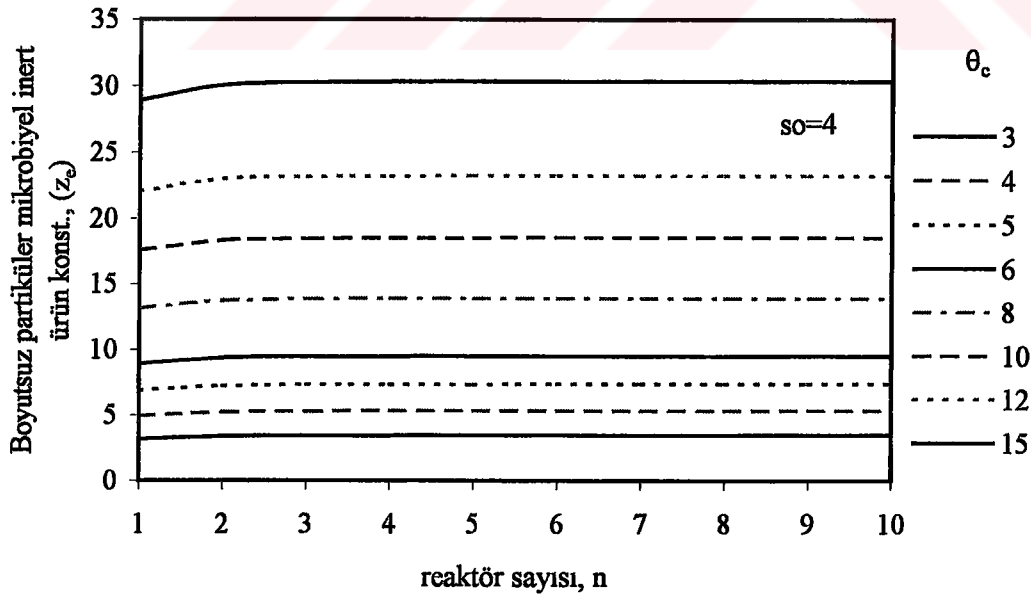
Şekil C.19 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrılan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi.



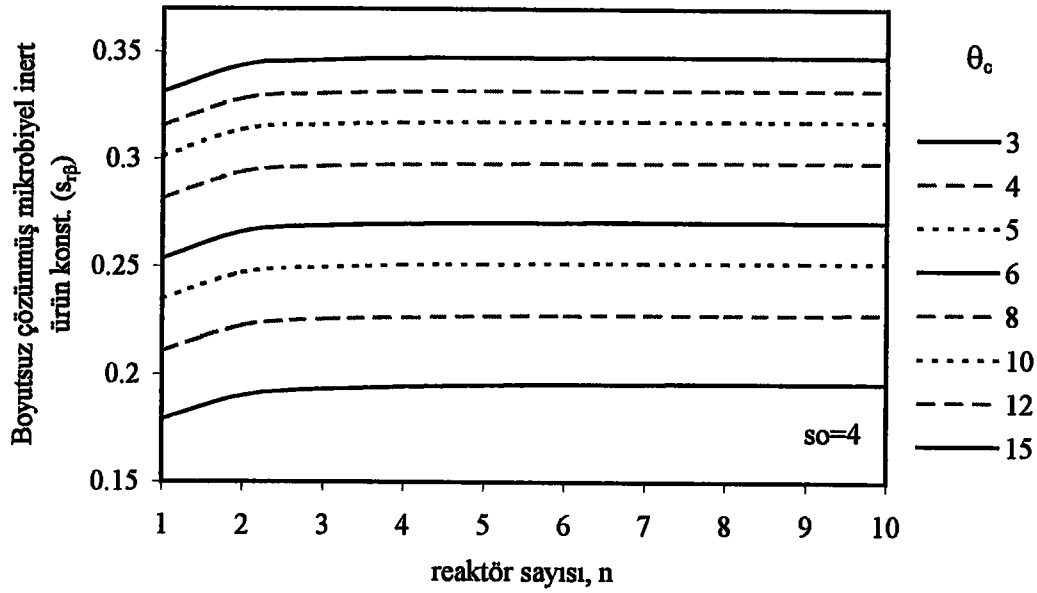
Şekil C.20 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi



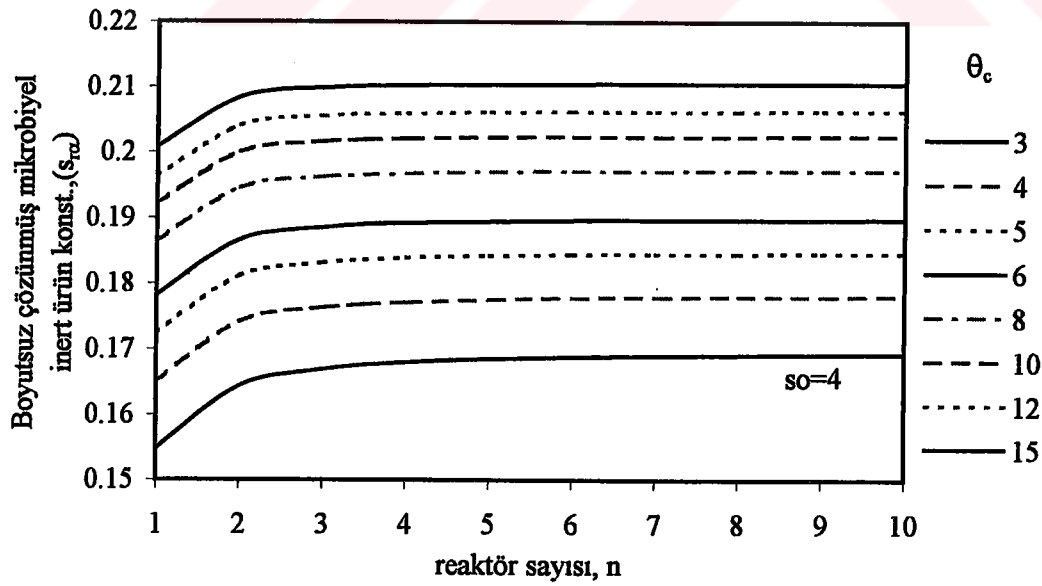
Şekil C.21 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrışan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi



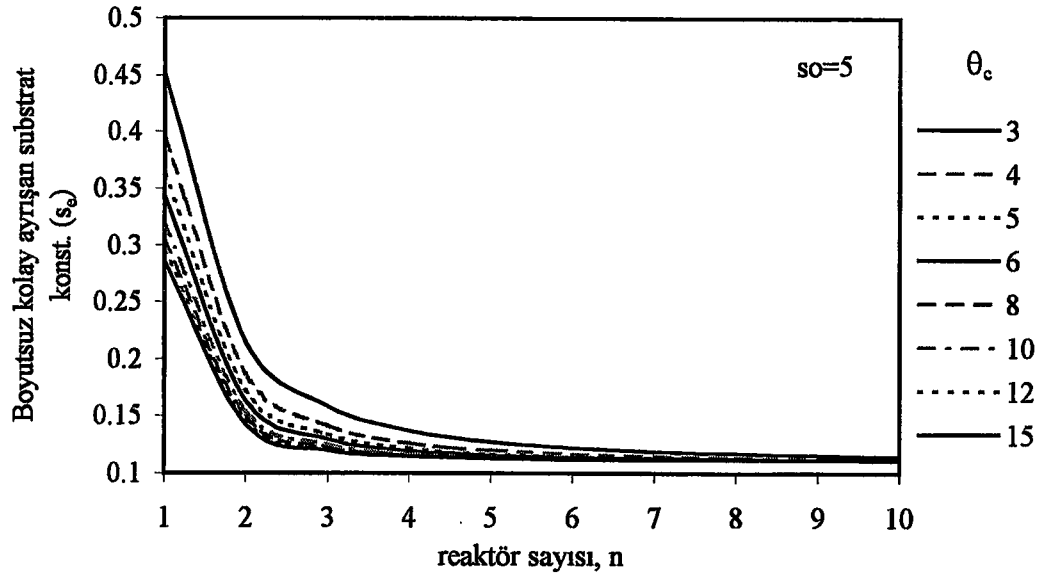
Şekil C.22 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi



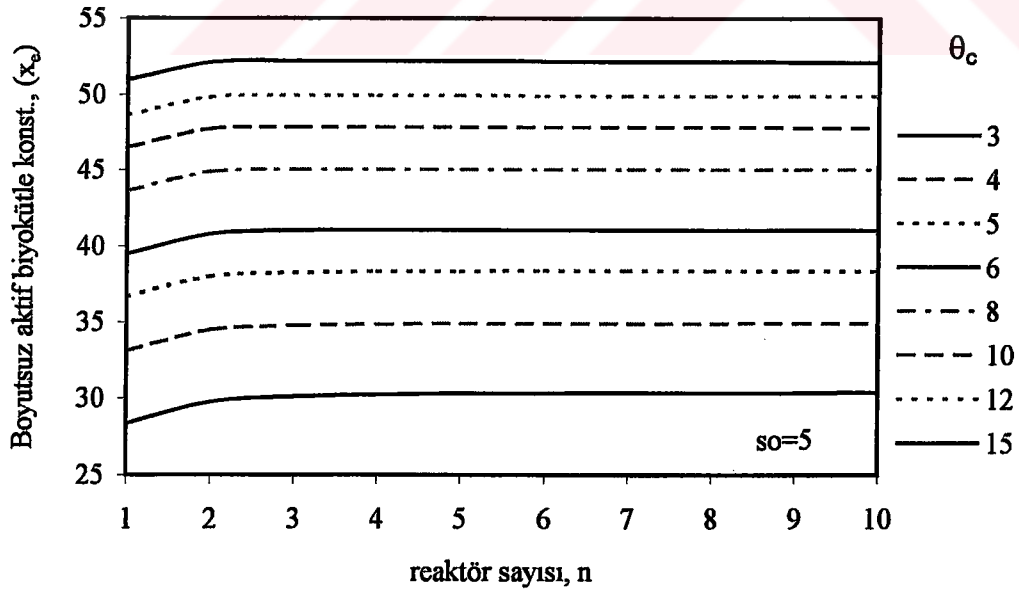
Şekil C.23 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{β}) konsantrasyonuna etkisi



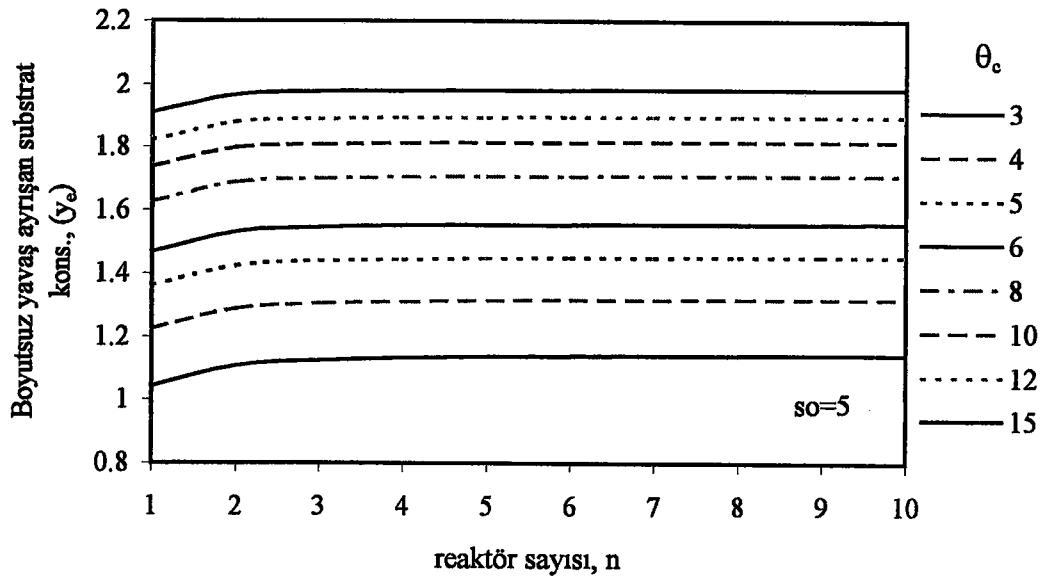
Şekil C.24 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{α}) konsantrasyonuna etkisi



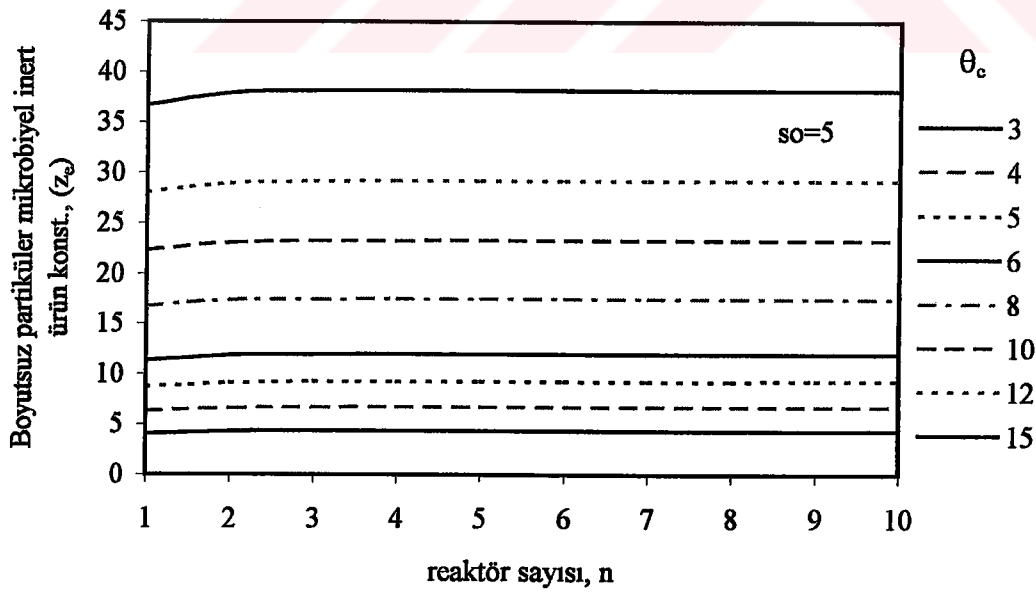
Şekil C.25 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz kolay ayrışan substrat (s_e) konsantrasyonuna etkisi.



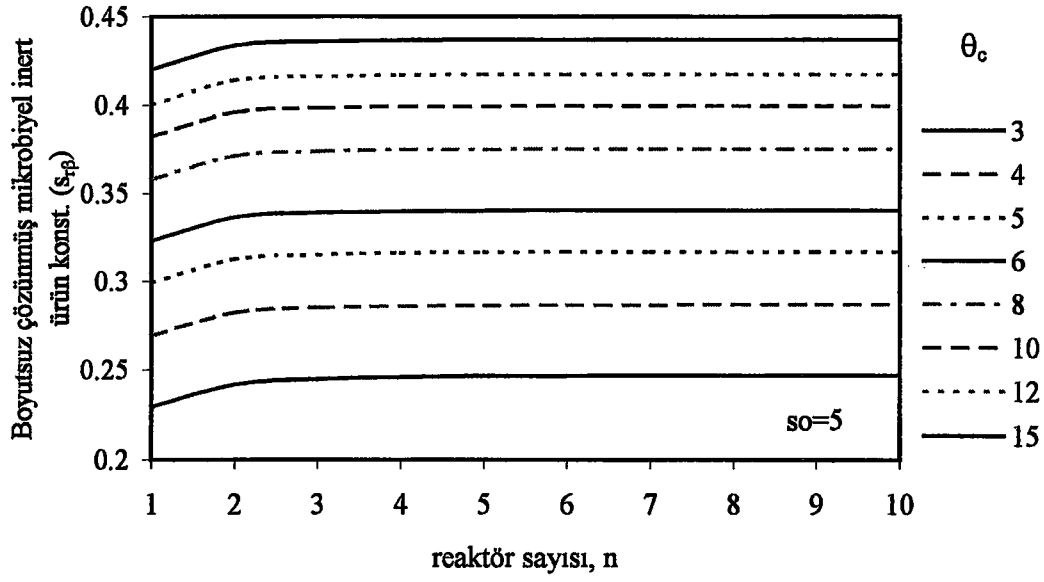
Şekil C.26 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz aktif biyokütle (x_e) konsantrasyonuna etkisi



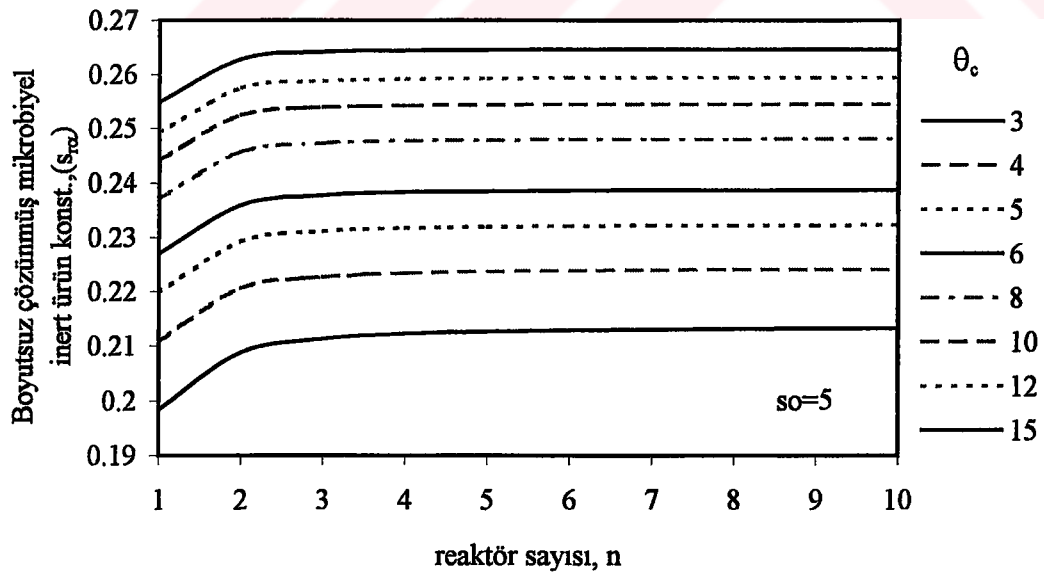
Şekil C.27 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz yavaş ayrılan substrat (y_e) konsantrasyonuna etkisi



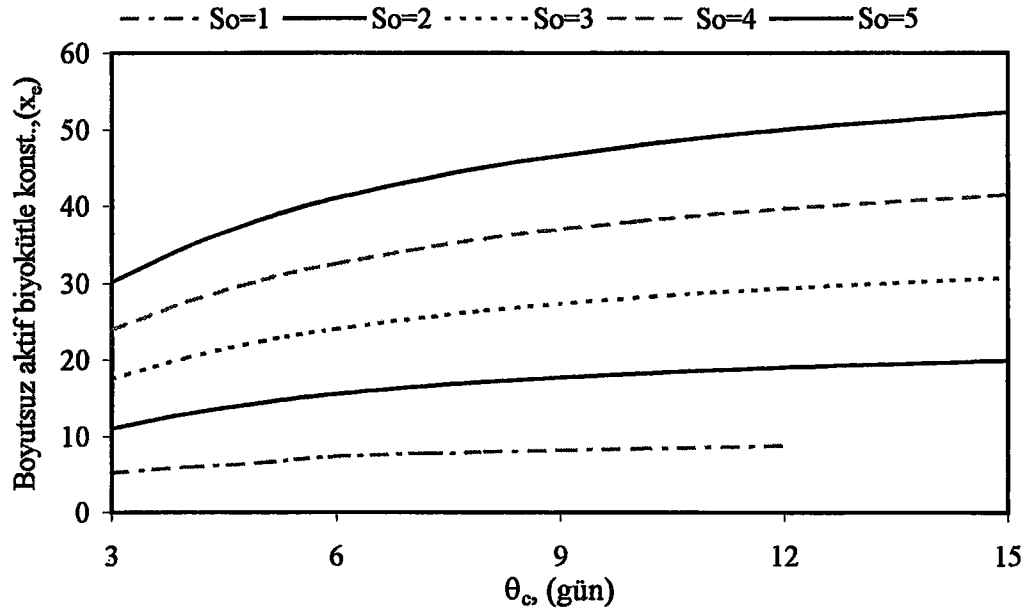
Şekil C.28 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz partiküler mikrobiyel inert ürün (z_e) konsantrasyonuna etkisi



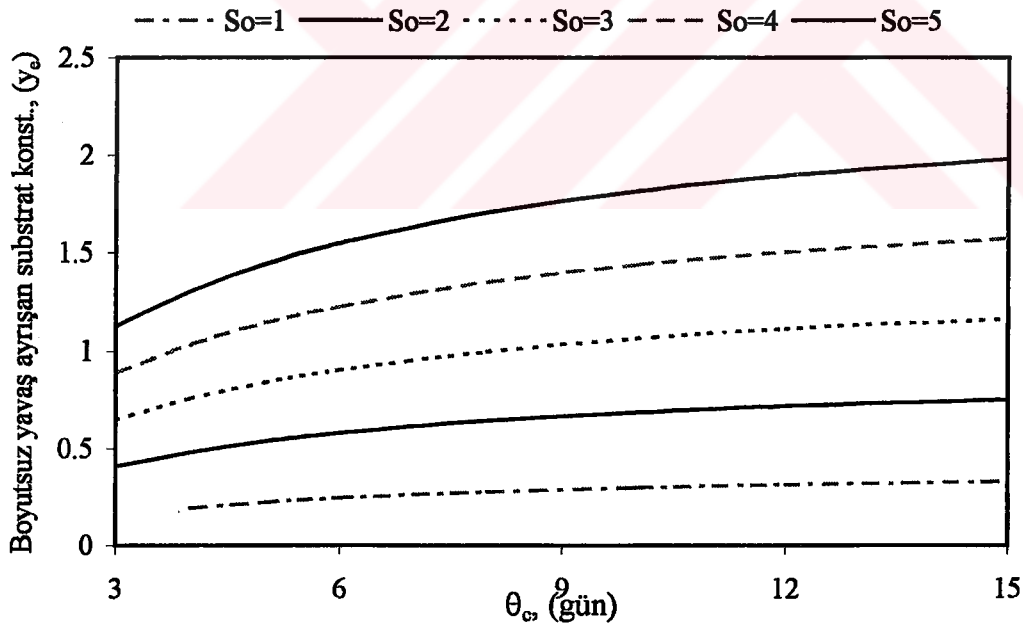
Şekil C.29 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ip}) konsantrasyonuna etkisi



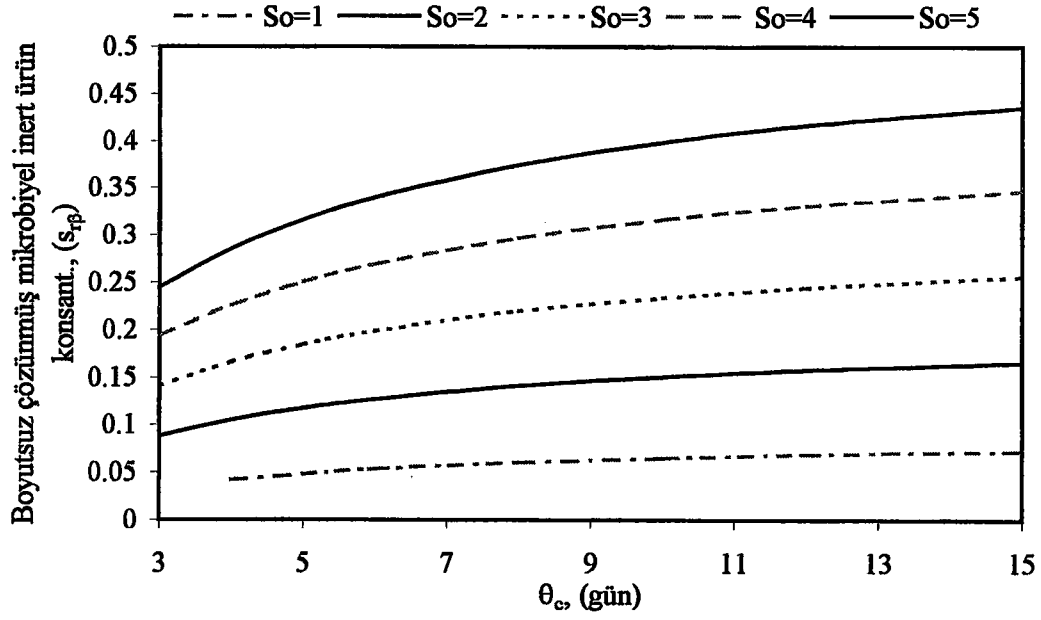
Şekil C.30 Reaktör sayısı ve θ_c değişiminin çıkış akımındaki boyutsuz çözülmüş mikrobiyel inert ürün (s_{ra}) konsantrasyonuna etkisi



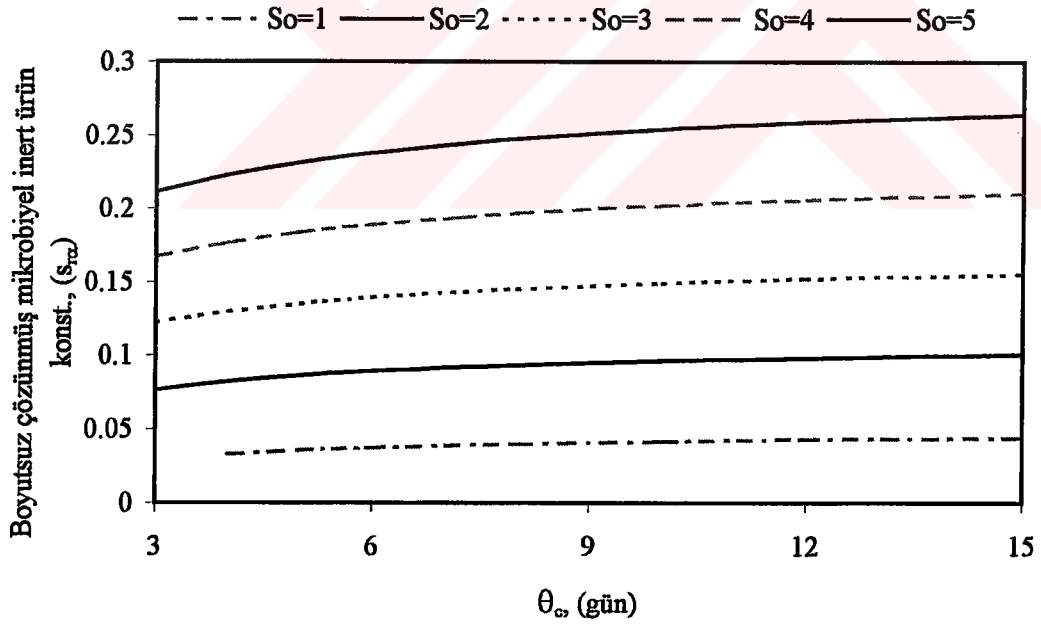
Şekil C.31 Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz aktif biyokütle konsantrasyonuna etkisi



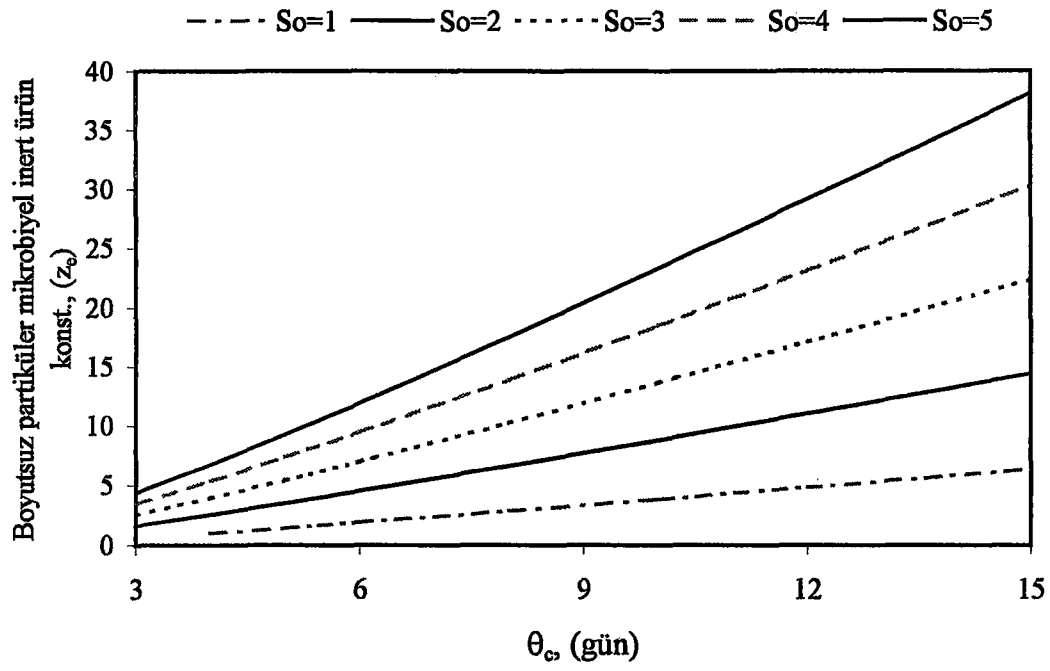
Şekil C.32 Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz yavaş ayrışan substrat konsantrasyonuna etkisi



Şekil C.33 Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonuna etkisi



Şekil C.34 Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz çözünmüş mikrobiyel inert ürün konsantrasyonuna etkisi



Şekil C.35 Sabit sayıdaki $n=3$ reaktörde θ_c ve giriş konsantrasyonunun boyutsuz partikuler mikrobiyel inert ürün konsantrasyonuna etkisi

ÖZGEÇMİŞ

1968 yılında Niğde’ de doğdu. İlk ve orta öğrenimini Niğde’ de, lise eğitimini de Adana’ da tamamladıktan sonra 1985 yılında Dokuz Eylül Üniversitesi, Çevre Mühendisliği Bölümünde lisans öğrencisi olarak başladı. 1989 yılında mühendis ünvanını aldı. Aynı yıl Araştırma Görevlisi olarak Cumhuriyet Üniversitesinde çalışmaya başladı. 1990 yılında aynı üniversitede yüksek lisans öğrenimine başladı. 1993 yılında da İstanbul Teknik Üniversitesi, Fen Bilimleri Enstitüsünde doktora programına başladı. Halen Cumhuriyet Üniversitesinde Araştırma Görevlisi olarak çalışmaktadır.

