

T.C
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**YUKARI AKIŞLI HAVASIZ HİBRİT REAKTÖRLERİN
TASARIMINI VE PERFORMANSINI ETKİLEYEN
FAKTÖRLER**

Yavuz DEMİRCİ

Tez Yöneticisi:
Yrd. Doç. Dr. Yusuf SAATÇI

DOKTORA TEZİ
ÇEVRE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ELAZIĞ, 2008

T.C.
FIRAT ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**YUKARI AKIŞLI HAVASIZ HİBRİT REAKTÖRLERİN
TASARIMINI VE PERFORMANSINI ETKİLEYEN
FAKTÖRLER**

Yavuz DEMİRCİ

Doktora Tezi
Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

Bu tez, tarihinde aşağıda belirtilen jüri tarafından oybirliği /oyçokluğu ile başarılı / başarısız olarak değerlendirilmiştir.

Danışman:

Üye:

Üye:

Üye:

Üye:

Bu tezin kabulü, Fen Bilimleri Enstitüsü Yönetim Kurulu'nun/...../..... tarih ve sayılı kararıyla onaylanmıştır.

TEŞEKKÜR

Doktora tezimin hazırlanması ve yürütülmesi sırasında desteklerini esirgemeyen başta danışman hocam Yrd. Doç. Dr. Yusuf SAATÇI, çalışmam süresince hiçbir fedakârlıktan kaçınmayan aileme ve yakın ilgilerini gördüğüm arkadaşlarıma teşekkür ederim.

Bu çalışma FÜBAP (Proje No:1155) ve TUBİTAK (Proje No:106Y204) tarafından desteklenmiştir.

İÇİNDEKİLER

	<u>SAYFA</u>
TEŞEKKÜR	I
İÇİNDEKİLER	II
ŞEKİLLER LİSTESİ	V
TABLOLAR LİSTESİ	XI
SİMGELER LİSTESİ	XVI
KISALTMALAR LİSTESİ	XVII
ÖZET	XVIII
ABSTRACT	XIX
1. GİRİŞ	1
2. GENEL BİLGİLER	4
2.1. Anaerobik Arıtma	4
2.2. Anaerobik Sistemlerde İşletme Parametreleri	5
2.2.1. pH	5
2.2.2. Sıcaklık	5
2.2.3. Alkalinite	6
2.2.4. Nutrient (besin maddesi) gereksinimi	6
2.2.5. Toplam uçucu asit ve ağır metaller	7
2.2.6. Tuz etkisi	7
2.2.7. Sülfat etkisi	8
2.2.8. Diğer faktörler	9
2.3. Anaerobik Arıtma Prosesleri	10
2.3.1. Anaerobik kontakt reaktörler	10
2.3.2. Yukarı akışlı sabit yataklı anaerobik filtreler	10
2.3.3. Yukarı akışlı çamur yataklı reaktörler	11
2.3.4. Genişletilmiş yataklı veya akışkan yataklı anaerobik reaktörler	12
2.3.5. Aşağı akışlı sabit yataklı anaerobik filtreler	12
2.3.6. Anaerobik hibrit reaktörler	13
2.3.6.1. Hibrit reaktörlerde paket malzemesinin verime etkisi	13
2.3.6.2. Hibrit reaktörlerin tasarım parametreleri	14
3. LİTERATÜR ÖZETİ	16
4. MATERYAL VE METOD	21

SAYFA

4.1. Reaktörler	21
4.2. Gaz Ölçüm Düzeneği	23
4.3. Sentetik atıksu karakterizasyonu	24
4.4. Yapılan Analizler ve Analiz Yöntemleri	24
5. BULGULAR	26
5.1. Aşı Karakterizasyonu	26
5.2. Alıştırma ve İşletmeye Alma Safhası	26
5.3. Reaktör Performanslarının İncelenmesi	27
5.3.1. Perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler	27
5.3.1. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)	27
5.3.1. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)	31
5.3.1. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)	36
5.3.1. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)	41
5.3.2. Bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler	46
5.3.2. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)	46
5.3.2. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)	50
5.3.2. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)	55
5.3.2. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)	60
5.3.3. Kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler	65
5.3.3. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)	65
5.3.3. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)	69
5.3.3. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)	75
5.3.3. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)	79
5.4. Optimum Şartlarda Reaktör Verimlerinin İncelenmesi	85
5.4.1. KOİ ve TOK verimi	85
5.4.2. Toplam gaz ve metan üretimi	88
5.4.3. Toplam azot ve toplam fosfor	90
5.4.4. TUA/ Alkalinite	94
5.5. pH Etkisi	96
5.6. Sülfat Etkisi	101

	<u>SAYFA</u>
5.7. Şok yükleme	106
5.8. NaCl Konsantrasyonu	109
5. 9. Kinetik Modelleme	115
5. 9. 1. Monod Modeli	115
5. 9. 1. 1. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi	116
5. 9. 1. 2. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi	118
5. 9. 1. 3. Tüm reaktör için kullanılan monod modeli	120
5. 9. 2. İkinci Derece Kinetik Modeli	121
5. 9. 2. 1. Çamur yatağı kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması	122
5. 9. 2. 2. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması	123
5. 9. 2. 3. Tüm reaktöre İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması	124
5. 9. 3. Sundstorm et. al. Modeli	125
5. 9. 3. 1. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	125
5. 9. 3. 2. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	126
5. 9. 3. 3. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	127
5. 9. 4. Biyogaz üretimi için Stover-Kincannon Modeli	127
6. TARTIŞMA	131
6. 1. Organik Yük ve Hidrolik Bekleme Süresi	131
6. 2. Uygun dolgu yüksekliğinin belirlenmesi	133
6. 3. Uygun Dolgu Malzemesi Cinsinin Belirlenmesi	136
6. 4. pH etkisi	139
6. 5. Sülfat Etkisi	140
6. 6. Şok Yükleme	142
6.7. Toplam Uçucu Asit /Alkalinite	143
6. 8. NaCl	144
6. 9. Kinetik çalışmaların değerlendirilmesi	145
7. SONUÇLAR	148
KAYNAKLAR	151

ŞEKİLLER LİSTESİ

	<u>SAYFA</u>
Şekil 2. 1. Anaerobik Parçalanma İşleminin Mekanizması	5
Şekil 4. 1. Hibrit reaktörün şematik görünümü	21
Şekil 4. 2. Hibrit reaktörlerin şematik görünümü	22
Şekil 4. 3. Gaz ölçüm düzeneğinin şematik görünümü	23
Şekil 5. 1. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama KOİ verimleri	29
Şekil 5. 2. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları	29
Şekil 5. 3. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	30
Şekil 5. 4. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	30
Şekil 5. 5. 24 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	33
Şekil 5. 6. 24 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.	34
Şekil 5. 7. 24 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	34
Şekil 5. 8. 24 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri .	35
Şekil 5. 9. 36 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	37
Şekil 5. 10. 36 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.	39
Şekil 5. 11. 36 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri	39
Şekil 5. 12. 36 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	40
Şekil 5. 13. 48 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri	42

Şekil 5. 14. 48 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	43
Şekil 5. 15. 48 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri	44
Şekil 5. 16. 48 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	44
Şekil 5. 17. 12 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri	47
Şekil 5. 18. 12 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	47
Şekil 5. 19. 12 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri	49
Şekil 5. 20. 12 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri	49
Şekil 5. 21. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri	51
Şekil 5. 22. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	52
Şekil 5. 23. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yüklerde TKM verimleri	53
Şekil 5. 24. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yüklerde AKM verimleri	54
Şekil 5. 25. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri	56
Şekil 5. 26. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	57
Şekil 5. 27. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	58
Şekil 5. 28. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	59
Şekil 5. 29. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri	61

Şekil 5. 30. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	61
Şekil 5. 31. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	63
Şekil 5. 32. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri	63
Şekil 5. 33. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	66
Şekil 5. 34. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	66
Şekil 5. 35. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	68
Şekil 5. 36. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	68
Şekil 5. 37. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	71
Şekil 5. 38. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	71
Şekil 5. 39. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	73
Şekil 5. 40. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	73
Şekil 5. 41. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	76
Şekil 5. 42. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	76
Şekil 5. 43. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	78
Şekil 5. 44. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	78
Şekil 5. 45. 48 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.	80

Şekil 5. 46. 48 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	81
Şekil 5. 47. 48 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.	83
Şekil 5. 48. 48 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.	83
Şekil 5. 49. Optimum şartlarda perlit reaktör için KOİ ve TOK değerleri	87
Şekil 5. 50. Optimum şartlarda bazalt reaktör için KOİ ve TOK değerleri	87
Şekil 5. 51. Optimum şartlarda kuvars reaktör için KOİ ve TOK değerleri	87
Şekil 5. 52. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam gaz ve metan değerleri	89
Şekil 5. 53. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam gaz ve metan değerleri	89
Şekil 5. 54. Optimum şartlarda kuvars reaktör için toplam gaz ve metan değerleri	89
Şekil 5. 55. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam azot verimleri	92
Şekil 5. 56. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam azot verimleri.	92
Şekil 5. 57. Optimum şartlarda kuvars reaktör için toplam azot verimleri.	92
Şekil 5. 58. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam fosfor verimleri.	93
Şekil 5. 59. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam fosfor verimleri.	93
Şekil 5. 60. Optimum şartlarda kuvars reaktör için toplam fosfor verimleri.	93
Şekil 5. 61. Optimum şartlarda perlit reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.	95
Şekil 5. 62. Optimum şartlarda bazalt reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.	95
Şekil 5. 63. Optimum şartlarda kuvars reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.	95
Şekil 5. 64. Farklı pH'larda işletilen perlit reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	98
Şekil 5. 65. Farklı pH'larda işletilen bazalt reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	98
Şekil 5. 66. Farklı pH'larda işletilen kuvars reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	99
Şekil 5. 67. Farklı pH'larda işletilen perlit reaktörlerde KOİ verimleri	99
Şekil 5. 68. Farklı pH'larda işletilen bazalt reaktörlerde KOİ verimleri.	100
Şekil 5. 69. Farklı pH'larda işletilen kuvars reaktörlerde KOİ verimleri.	100
Şekil 5. 70. Perlit dolgulu AHR'lerde giriş KOİ/SO ₄ ⁼ oranına göre giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	102

Şekil 5. 71. Bazalt dolgulu AHR’lerde giriş $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranına göre giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları	103
Şekil 5. 72. Kuvars dolgulu AHR’lerde giriş $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranına göre giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları	103
Şekil 5. 73. Perlit dolgulu AHR’de $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranına göre KOİ verimleri	104
Şekil 5. 74. Bazalt dolgulu AHR’de $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranına göre KOİ verimleri	104
Şekil 5. 75. Kuvars dolgulu AHR’de $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranına göre KOİ verimleri	105
Şekil 5. 76. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin giderilen KOİ verimleri	107
Şekil 5. 77. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.	107
Şekil 5. 78. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin pH değişimleri.	108
Şekil 5. 79. P2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine tuz konsantrasyonlarının etkisi	110
Şekil 5. 80. B2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine tuz konsantrasyonlarının etkisi.	111
Şekil 5. 81. K2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine tuz konsantrasyonlarının etkisi	111
Şekil 5. 82. Artan tuz konsantrasyonlarında P2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdeleri	112
Şekil 5. 83. Artan tuz konsantrasyonlarında B2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdeleri	112
Şekil 5. 84. Artan tuz konsantrasyonlarında K2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdeleri	113
Şekil 5. 85. Artan tuz konsantrasyonlarında P2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı	113
Şekil 5. 86. Artan tuz konsantrasyonlarında B2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı	114
Şekil 5. 87. Artan tuz konsantrasyonlarında K2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı	114
Şekil 5. 88. Artan tuz konsantrasyonlarında KOİ verimlerinin değişimi	115
Şekil 5. 89. a. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi	116

	<u>SAYFA</u>
Şekil 5. 89. b. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi	118
Şekil 5. 90. a. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi	119
Şekil 5. 90. b. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi	119
Şekil 5. 91. a. Tüm reaktör için monod modellemesi	120
Şekil 5. 91. b. Tüm reaktör için monod modellemesi	120
Şekil 5. 92. Çamur yatağı kısmında İkinci Derece modellemesi	122
Şekil 5. 93. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması	123
Şekil 5. 94. Tüm reaktöre İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması	124
Şekil 5. 95. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	125
Şekil 5. 96. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	126
Şekil 5. 97. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması	127
Şekil 5. 98. Organik yükleme hızına karşı metan üretim hızının değişimi	128
Şekil 5. 99. Organik yükleme hızına karşı spesifik metan üretim hızının değişimi	129
Şekil 5. 100. Metan üretim hız sabitlerinin belirlenmesi.	130
Şekil 5. 101. Gaz üretim kinetik sabitlerinin belirlenmesi	130
Şekil 6. 1. Optimum şartlarda 1/5 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları	133
Şekil 6. 2. Optimum şartlarda 1/4 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları	134
Şekil 6. 3. Optimum şartlarda 1/3 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları	134

TABLOLAR LİSTESİ

	<u>SAYFA</u>
Tablo 2. 1. Anaerobik Hibrit Reaktörle ilgili çalışmaların sonuçları	15
Tablo 4. 1. Paket malzemesinin karakteristiği	22
Tablo 4. 2. Sentetik atıksuyun bileşenleri	24
Tablo 4. 3. Sentetik atıksuyun KOİ konsantrasyonlarına göre Alkalinite, TKM, UKM ve AKM konsantrasyonları	24
Tablo 4. 4. Gaz kromatografisinde metan analizi yapmak için optimize edilen şartlar	25
Tablo 5. 1. Aşı karakterizasyonu	26
Tablo 5. 2. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	28
Tablo 5. 3. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	28
Tablo 5. 4. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	31
Tablo 5. 5. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	32
Tablo 5. 6. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	33
Tablo 5. 7. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	36
Tablo 5. 8. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	37
Tablo 5. 9. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	38
Tablo 5. 10. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	40
Tablo 5. 11. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	41

Tablo 5. 12. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	43
Tablo 5. 13. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	45
Tablo 5. 14. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	46
Tablo 5. 15. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	48
Tablo 5. 16. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	50
Tablo 5. 17. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	51
Tablo 5. 18. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	53
Tablo 5. 19. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	54
Tablo 5. 20. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	55
Tablo 5. 21. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	57
Tablo 5. 22. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	59
Tablo 5. 23. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	60
Tablo 5. 24. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	62
Tablo 5. 25. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	64

Tablo 5. 26. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	65
Tablo 5. 27. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	67
Tablo 5. 28. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	69
Tablo 5. 29. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	70
Tablo 5. 30. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	72
Tablo 5. 31. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	74
Tablo 5. 32. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	75
Tablo 5. 33. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	77
Tablo 5. 34. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	79
Tablo 5. 35. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	80
Tablo 5. 36. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri	82
Tablo 5. 37. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.	84
Tablo 5. 38. Giriş atıksu karakterizasyonu	85
Tablo 5.39. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında reaktörlerin KOİ ve TOK verimleri.	86

Tablo 5.40. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında reaktörlerin toplam gaz, metan ve karbondioksit değerleri	88
Tablo 5. 41. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında reaktörlerin toplam azot, toplam fosfor ve verimleri	91
Tablo 5. 42. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında reaktörlerin TUA/ Alkalinite oranları	94
Tablo 5. 43. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük olduğu şartlarda farklı pH değerlerinde işletilen reaktörlerin performansları	97
Tablo 5. 44. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında farklı KOİ/SO ₄ ⁼ oranlarında işletilen reaktörlerin performansları	101
Tablo 5. 45. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 ⁰ C, KOİ'nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m ³ .gün organik yük altında farklı KOİ/SO ₄ ⁼ oranlarında işletilen reaktörlerin performansları (devamı)	102
Tablo 5. 46. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerde giderilen KOİ verim değerleri.	106
Tablo 5. 47. Şok yüklemeler altında tüm reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.	107
Tablo 5. 48. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerde pH değerleri.	108
Tablo 5. 49. Farklı NaCl konsantrasyonlarında P2, B2 ve K2 reaktörlerinin değerleri.	109
Tablo 5. 50. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi için kullanılan değerler.	117
Tablo 5. 51. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi için kullanılan değerler.	117
Tablo 5. 52. Tüm reaktörde monod modellemesi için kullanılan değerler .	117
Tablo 5. 53. Çamur yatağı kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	122
Tablo 5. 54. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	123
Tablo 5. 55. Tüm reaktör için İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	124

SAYFA

Tablo 5. 56. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler	125
Tablo 5. 57. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	126
Tablo 5. 58. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	127
Tablo 5. 59. Tüm reaktöre Stover-Kincannon Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.	129
Tablo 6. 1. HBS= 12 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.	132
Tablo 6. 2. HBS= 24 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.	132
Tablo 6. 3. HBS= 36 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.	132
Tablo 6. 4. HBS= 48 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.	132
Tablo 6. 5. Farklı dolgu malzemelerine göre farklı HBS ve farklı organik yüklerde KOİ verimi ve giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları	138
Tablo 6. 6. Monod modeli uygulamalarından elde edilen kinetik parametreler	146
Tablo 6. 7. Second order kinetik modelden elde edilen kinetik parametreler	146
Tablo 6. 8. Sundstorm et. al. Modelinin uygulanmasından elde edilen kinetik sabitler	147

SİMGELER

b	: Spesifik Mikroorganizma Ölüm Hızı, gün^{-1}
dS/dt	: Substrat Kullanma Hızı, mg/L gün
G	: Spesifik Biyogaz Üretim Hızı(L/L gün)
$G_{\max}$	: Maksimum Spesifik Biyogaz Üretim Hızı(L/L gün)
k	: Maksimum Spesifik Substrat Kullanma Hızı
$k_{2(S)}$	: İkinci Derece Substrat Uzaklaştırma Hız Sabiti, gün^{-1}
$k_{\max}$	: Maksimum Spesifik Substrat Kullanma Hızı, g KOİ/g UKM gün
K_s	: Yarım Doygunluk Konsantrasyonu, mg/L
L	: Substrat Yükleme Hızı, $\text{kg KOİ/ m}^3 \text{ gün}$
$L_{\max}$	: Maksimum Substrat Yükleme Hızı, $\text{kg KOİ/ m}^3 \text{ gün}$
L_r	: Spesifik Substrat Kullanım Hızı, mg/mg. gün
M	: Spesifik Metan Üretim Hızı (L/L gün)
$M_{\max}$	: Maksimum Spesifik Metan Üretim Hızı (L/L gün)
QS_i/V	: Organik Yükleme Hızı (g/ L gün)
S	: Çıkış Substrat Konsantrasyonu, mg KOİ/L
S_0	: Giriş Substrat Konsantrasyonları, mg KOİ/L
X	: Reaktördeki Biyokütle Konsantrasyonu, mg UKM/L
X_e	: Çıkış Mikrobiyal Konsantrasyonu, mg/L
X_r	: Reaktördeki Mikroorganizma Konsantrasyonu, mg/L
Y	: Hücre Verim Katsayısı, $\text{mg UKM/mg KOİ}_{\text{gid}}$
θ_c	: Ortalama Hücre Direnç Zamanı, gün

KISALTMALAR

AC	: Anaerobik Kontakt Proses
AEB	: Akışkan Yataklı Reaktörler
AF	: Anaerobik Filtre
AHR	: Anaerobik Hibrit Reaktör
AKM	: Toplam Askıda Katı Madde
B1	: 1/5 Bazalt Dolgulu Reaktör
B2	: 1/4 Bazalt Dolgulu Reaktör
B3	: 1/3 Bazalt Dolgulu Reaktör
DSFF	: Aşağı Akışlı Sabit Yataklı Reaktörler
FB	: Filtre Yatak
HBS	: Hidrolik Bekleme Süresi
K1	: 1/5 Kuvars Dolgulu Reaktör
K2	: 1/4 Kuvars Dolgulu Reaktör
K3	: 1/3 Kuvars Dolgulu Reaktör
KOİ	: Kimyasal Oksijen İhtiyacı
OY	: Organik Yük
P1	: 1/5 Perlit Dolgulu Reaktör
P2	: 1/4 Perlit Dolgulu Reaktör
P3	: 1/3 Perlit Dolgulu Reaktör
SB	: Çamur Yatak
SBAF	: Çamur Yataklı Anaerobik Filtreler
SBF	: Çamur Yataklı Filtreler
SRB	: Sülfat İndirgeyen Bakteriler
SVI	: Çamur Hacim İndeksi
TA	: Toplam Alkalinite
TKM	: Toplam Katı Madde
UAF	: Yukarı Akışlı Anaerobik Filtreler
UASB	: Yukarı Akışlı Anaerobik Reaktörler
UBF	: Yukarı Akışlı Çamur Yataklı Filtreler
UKM	: Toplam Uçucu Katı Madde

ÖZET

Doktora Tezi

YUKARI AKIŞLI HAVASIZ HİBRİT REAKTÖRLERİN TASARIMINI VE PERFORMANSINI ETKİLEYEN FAKTÖRLER

Yavuz DEMİRCİ

Fırat Üniversitesi

Fen Bilimleri Enstitüsü

Çevre Mühendisliği Anabilim Dalı

2008, Sayfa: 160

Bu çalışmada, yukarı akışlı anaerobik hibrit reaktörlerin tasarımını belirleyen faktörlerden dolgu malzemesi cinsi, dolgu yüksekliği ile sistem performansını etkileyen organik yük, pH, sülfat ve NaCl konsantrasyonlarının biyolojik arıtım ve biyogaz verimine etkileri araştırılmıştır. Bu amaçla yukarı akışlı havasız hibrit reaktörler perlit, bazalt ve kuvars gibi doğal dolgu malzemeleri ile 3 farklı oranlarda doldurulmuştur. Sentetik atıksular kullanılarak yürütülen çalışmada, tüm reaktörler içerisinde ideal dolgu oranının 1/4 ve dolgu malzemesinin perlit olduğu tespit edilmiştir. Hidrolik bekleme süresinin 24 saat ve organik yükün 10 kg KOİ/m³.gün olduğu şartlarda perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörlerde KOİ veriminin % 95,63–96,47 ve TOK veriminin % 78,00–79,30 arasında gerçekleştiği ve bu şartlarda giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranının 0,36–0,44 L CH₄/g KOİ_{gid.} olduğu belirlenmiştir. Tüm reaktörlerde % 16,16–28,95 arasında azot giderimi ve %22,62–25,13 arasında fosfor verimi sağlanmıştır. Atıksudaki pH'ın etkisini belirlemek için yapılan çalışmalarda uygun pH aralığının 6,30 ile 8,45 arasında olduğu bu değerlerin altında ve üstünde KOİ verimi ve gaz üretimi açısından önemli düşüşler meydana geldiği belirlenmiştir. Sistemde optimum pH 7,2 olarak tespit edilmiştir. Sülfat etkisi incelendiğinde ise KOİ/SO₄⁼ oranı 50'nin üzerindeyken optimum verim elde edilmiştir. Atıksudaki sülfat konsantrasyonunun 2130 mg/L olduğu ve KOİ/SO₄⁼ oranının 5'in altında olduğu şartlarda gaz üretimi durma noktasına gelmiştir. Şok yüklemeye karşı reaktör dirençleri incelendiğinde (organik yük 5 kg KOİ/m³. gün'den ani olarak 20 kg KOİ/m³. gün'e çıkarıldığında) KOİ verimi %30–35 azalmıştır. Bu çalışmada 1/4 oranında perlit dolgu malzemesiyle doldurulmuş anaerobik hibrit reaktör şok yüklemelere karşı en dirençli reaktör olarak tespit edilmiştir. Çalışma süresince tüm organik yükler için TUA/Alkalinite oranı 0,1'in altında kalmıştır. NaCl etkisi ile ilgili çalışmalar, 4 g/L NaCl konsantrasyonunun reaktör verimleri açısından oldukça önemli faydalar sağladığını ve gaz üretimini artırdığını ortaya koymuştur. Atıksuyun NaCl konsantrasyonunu 8 g/L iken inhibisyon etkisi görülmeye başlamış, 24 g/L'de toksik etki görülmüştür ve reaktör performansları düşmüştür.

Anahtar Kelimeler: Anaerobik hibrit reaktör, atıksu, biyogaz, kinetik, NaCl etkisi, sülfat etkisi, şok yükleme.

ABSTRACT

Ph.D. Thesis

FACTORS IMPACTING DESIGN AND PERFORMANCE OF UPFLOW ANAEROBIC HYBRID REACTORS**Yavuz DEMİRCİ**

Firat University

Graduate School of Natural and Applied Sciences

Department of Environmental Engineering

2008, Page: 160

In this study, effect of supporting media type, height ratio of the supporting media among factors impacting the design of Upflow Anaerobic Hybrid Reactors and effect of organic load, pH, sulfate and chlorine parameters among factors impacting the system performance have been investigated. For this purpose, upflow hybrid reactors have been supported with three different ratios employing various natural supporting media like perlite, basalt and quartz. During the investigations with synthetic wastewater, it has been determined that ideal supporting ratio is 1/4 and ideal supporting media is perlite. In conditions where hydrolic retention time (HRT) is 24 hours and organic load is 10 kg. COD/m³, anaerobic hybrid reactors with perlite presented a COD removal efficiency of 96.3-96.47 % and TOC removal efficiency of 78.00-79.30%. In these conditions, COD conversion ratio into methane changed between 0.36-0.44 L CH₄/g COD_(r). Various reactors presented a nitrogen removal in the range of 16.16-28.95% and phosphorus efficiency in the range of 22.62-25.13 %. During investigations to determine the impact of pH in the wastewater, it has been found out that optimum performance is obtained with pH in the range of 6.3 and 8.45. Out of this interval, COD removal efficiency and gas production decreased considerably. It has been determined that, optimum pH value is 7.2. During the investigations of the impact of sulfate, optimum performance is achieved with COD/ SO₄⁼ higher than 50%. Gas production almost stopped with a wastewater sulphate concentration of 2130 mg/L and COD/ SO₄⁼ ratio less than 5. COD efficiency decreased 30-35% with organic shock load increase to 20 kg COD/m³ day from 5 kg COD/m³ day. During our investigation, we have seen that the reactors with perlite ratio of 1/4 presented the strongest resistance. During all our investigations, TVA/Alkalinity ratio was under 0.1 for all organic loads. Our investigations for the impact of NaCl showed that a NaCl concentration of 4 g/L presented considerable improvements in the reactor efficiencies and increased the gas production. A NaCl concentration of 8 g/L in the wastewater presented the first inhibition effect, a NaCl concentration of 24 g/L in the wastewater presented a toxic effect and decreased the reactor performances.

Keywords: Anaerobic hybrid reactors, wastewater, biogas, kinetic, NaCl effect, sulphate effect, shock load.

1. GİRİŞ

Anaerobik arıtma oksijen yokluğunda organik maddenin karbondioksit ve metana özümleendiği bir süreçtir. Son on yıldır organik atıkları iyi bir şekilde arıtabildiği fark edilmesine rağmen, mandıra, mezbaha, kahve ve kâğıt atıksuları gibi endüstriyel sıvı atıkların geniş bir kısmı son yıllara kadar bu sistemlerle arıtılamıyordu. Anaerobik sistemlerin sayısız dizaynı ve konfigürasyonları farklı uygulama ve çeşitli amaçlar için geliştirilmektedir.

Anaerobik özümlemenin atıkları kararlı hale getirmede en eski teknolojilerden biri olduğu bilinmektedir. Anaerobik özümleme; başlıca evsel atıkların fosseptik çukurlarda arıtılması, özümleyicilerde özümlemesi ve atıksu arıtma tesislerinde kanalizasyon atıklarının arıtılmasında 19. yüzyılın sonlarından beri uygulanmaktadır. Artan gıda endüstrilerinin etkili bir arıtımı için, anaerobik özümleme alanında yetmişin üzerinde yürütülen çalışma, konuya duyulan ilgiyi arttırmıştır. Özellikle modern yüksek hızlı anaerobik reaktörler, geleneksel atıksu arıtma sistemlerinde etkili bir alternatif teknoloji olarak Dünya çapında kendini kabul ettirmiştir. Hala gelişmekte olan etkili bir sistem olan yukarı akışlı anaerobik reaktörler (UASB) ve buna benzer sistemler uygulamada kullanılmaktadır. Ortaya çıkan reaktör çamurunun en önemli özelliği; çok düşük çamur hacim indeksi (SVI) ve çok iyi çökeltme özelliğine sahip anaerobik çamuru meydana getiren mikroorganizmaların oluşmasıdır (Van Lier, 2001).

Anaerobik filtrelerle ilgili çalışmalar 1968 yılında başlamıştır ve anaerobik filtreler çeşitli endüstriyel atıksuları verimli bir şekilde arıtmak için ileri arıtma teknoloji olarak günümüze kadar kullanım alanı bulmuştur. Anaerobik filtreler atıksuyun reaktör içindeki akım yönüne göre yukarı akışlı anaerobik filtreler (UAF) ve aşağı akışlı sabit yataklı reaktörler (DSFF) olmak üzere iki ana grupta incelenmektedir.

Yüksek hızlı anaerobik sistemler arasında, UASB reaktörleri daha fazla önem kazanmıştır. UASB reaktörleri üzerine yapılan çalışmalarda, anaerobik filtrelerin ilave edilerek biraz değiştirilebileceği ileri sürülmüştür (Kennedy ve Guiot, 1986). Yüksek hızlı anaerobik arıtma, atıksudaki organik maddenin konsantrasyonunu minimize etmenin en etkili yollarından biridir. En etkili yollardan biri de anaerobik filtre ve yukarı akışlı anaerobik reaktörün ikisinin de özelliklerinin birleştiği bir anaerobik hibrit reaktör (AHR)'dür. AHR'de bu amacı başarmak için reaktörün üst kısmına yerleşmiş bir örtü (ortam) kullanılır. Reaktör tasarımı ve işletme parametrelerinin gelişimi üzerine odaklanan sayısız çalışmaya rağmen paketlenmiş yatak bölgesinde biyokütle birikimini arttırmak ve hızlandırmak için bu prosesler etkisiz kalmıştır.

Anaerobik hibrit reaktörler, bir askıda büyüme sistemi olan yukarı akışlı çamur yataklı anaerobik reaktör ile bir bağlı büyüme sistemi olan anaerobik filtrenin (AF) bir kombinasyonu olan bir sistemdir. Anaerobik filtrelerde reaktörün içindeki biyokütle, paket malzemesi üzerine ince bir biyofilm tabakası şeklinde bağlanır. Atıksuyun içindeki çözünebilir organik bileşikler biyokütle ile temas ederek geçer ve bağlı veya granül halde bulunan katıların yüzeyine difüze olarak ara ürün ve son ürünlere (özellikle, metan ve karbondioksit) dönüşürler (Young, 1991). Sistemin bekleme süresi ve biyokütle tutma kapasitesinin artırılması yoluyla askıda büyüme ve bağlı büyümenin beraber olduğu hibrit reaktör olarak adlandırılan birleşik sistem ortaya çıkmıştır. Hibrit reaktörün doğası gereği iki fazlı olması UASB ve AF'nin dezavantajlarını ortadan kaldırabilir. Biyokütle tutulması için bu tip reaktörlerin fiziksel rolüne ilave olarak hibrit reaktördeki filtre kısmı bazı biyolojik aktivitelere de sahiptir (Tilche ve Viera, 1991). Bu reaktörlerde geri devir uygulaması fenol bezeri toksik maddeler içeren atıksuların arıtımında oldukça önemlidir (Fang ve diğ., 1996; Zhou ve Fang, 1997; Lay ve Cheng, 1998; Fang ve Zhou, 2000).

Hibrit reaktör, aynı zamanda yukarı akışlı anaerobik filtrenin bir modifikasyonu da olabilir. Hibrit reaktörler UASB reaktörlerinden geliştirilebilir ve böylece yukarı akışlı çamur yatağı ile bağlı film reaktörün avantajlarını bir arada tutabilir. Bu reaktörler, organik yükleme hızlarındaki geniş çaplı dalgalanmalara karşı oluşan dirence dayanıklıdır. Mikroorganizmaların çoğu, dolgu malzemesine sıkı bir şekilde bağlandığından, fermentasyon şartlarındaki herhangi bir değişimle, mikroorganizmalar çok daha az etkilenirler. Hatta çıkış suyunun çok yüksek yukarı akış hızında bile biyofilm kopup uzaklaşmaz. Bu tip reaktör tasarımları ile başarılı bir faz ayrımı (asidojenik ve metanojenik faz yoluyla) gerçekleştirilebilir. Bu yüzden, hibrit reaktörler, asidojenik ve metanojenik organizmaların büyümeleri için en iyi çevresel ortamı sağlamakla beraber, UASB reaktörlerinin dezavantajlarını da asgariye indirmektedir (Arun ve diğ., 1998).

Hibrit reaktörler, aynı zamanda endüstriyel atık sularda yaygın olarak kullanılır. Bu tip sistemlerde, asidojenik ve metanojenik bakteriler için arzu edilen pH şartlarını sürdürmek mümkündür. İnert madde, granüler çamurun dolgu materyaline tutunmasını artırır. Geniş yüzeyli ve gözenekli dolgu malzemesi seçerek, bakterilerin dolgu malzemesine tutunması sağlanmakta ve reaktördeki aktif çamur konsantrasyonu kayda değer şekilde arttırılabilmektedir. Bu sistemlerde bakteri ve besi maddesi arasındaki temas süresini arttırdığından dolayı, kütle transfer hızı daha yüksektir. Reaktör çamuru, reaktörden geçtiği zaman dolgu malzemesi çamuru tuttuğundan dolayı, çamur kaybı minimize edilir. Hibrit reaktörler, işletme ve dizayndaki avantajlarından başka endüstriyel ölçekte sabit yataklı sistemlerden ekonomik olarak daha verimli çalışırlar (Kansal Arun, 1998).

Hibrit reaktörlerin avantaj ve dezavantajları:

Hibrit reaktörlerin avantajları

- I. UASB ve AF reaktörlerinin bir arada kullanılmasıyla oluşturulan hibrit reaktörler ile hem bu iki tip reaktörün avantajlarını bir arada elde etmek mümkün olurken hem de bu reaktörlerin kullanım kısıtları minimuma indirgenmektedir.
- II. Düşük hidrolik bekleme sürelerinde ve yüksek organik madde yükleme değerlerinde yüksek KOİ verimi elde edilmektedir.
- III. Hibrit reaktörlerle konsantre atıksuların arıtımı mümkündür.
- IV. İşletimi kolaydır.

Hibrit reaktörlerin dezavantajları

- I. Gazın hepsi paket malzemesinden geçtiği için ve türbülans yarattığı için daha az biyokütle tutulmasına neden olur.
- II. Kullanılan paket malzemesi ilk yatırım maliyetini arttırmaktadır.

Anaerobik hibrit reaktörlerle ilgili literatürler incelendiğinde doğal dolgu malzemelerinin denenmediği görülmektedir.

Bu çalışmada, anaerobik hibrit reaktörlerin tasarımı ve performansı üzerine etki eden dolgu yüksekliği / reaktör yüksekliği, paket dolgu malzemesi cinsi, hidrolik bekleme süresi, organik yük, pH, sülfat ve tuz konsantrasyonu gibi faktörlerin arıtma verimi üzerine etkileri araştırılmıştır. Çalışmada üç farklı dolgu oranı ile üç farklı dolgu malzemesi kullanarak dokuz adet reaktörde arıtılabilirlik çalışmaları gerçekleştirilmiştir. Ayrıca optimum şartlar belirlenmiş ve bu şartlarda arıtım etkinliği incelenmiştir ve kinetik çalışmalar yapılmıştır.

2. GENEL BİLGİLER

2.1. Anaerobik Arıtma

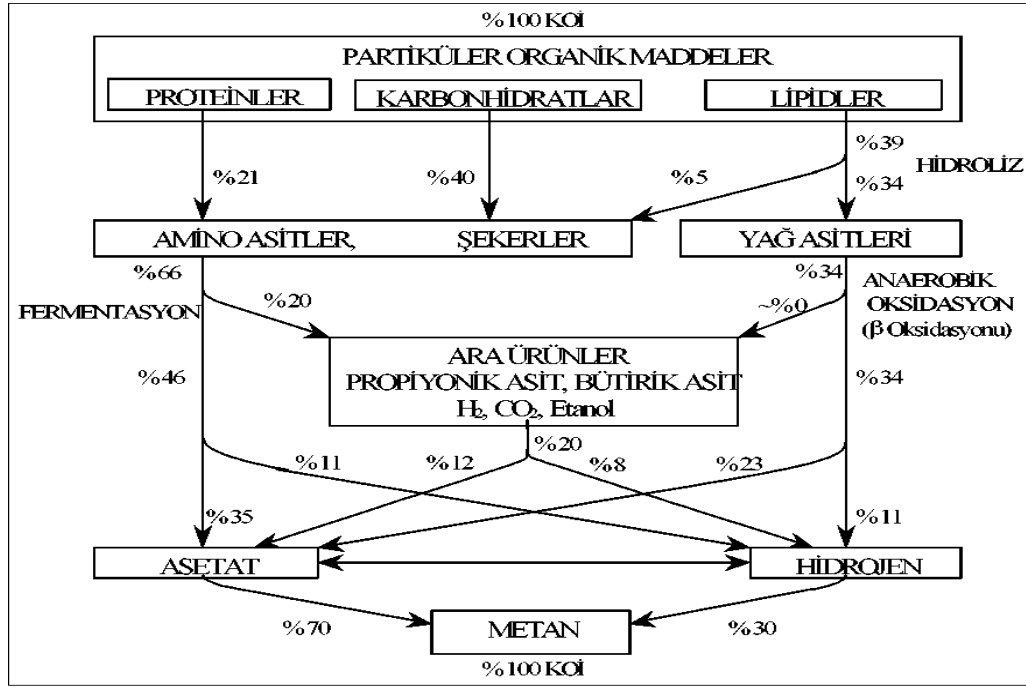
Anaerobik arıtma, organik maddelerin oksijensiz bir ortamda metan ve karbondioksit dönüştürülmesi işlemidir. Önceleri sadece çamur stabilizasyonu için kullanılan anaerobik arıtma, son yıllarda kirlilik yükleri çok yüksek olan endüstriyel atıkların arıtılmasında etkili ve ekonomik bir yöntem olarak ortaya çıkmaktadır. Anaerobik arıtmanın amaçları, aşağıdaki gibi sıralanabilir:

- Çamurun içindeki organik maddenin kararlı son ürünlere dönüştürülmesi,
- Çamurun kütle ve hacminin azaltılması,
- Kullanılabilir ara ürünlerin elde edilmesi ve
- Patojen organizmaların giderimi.

Aerobik sistemlerle karşılaştırıldıklarında önemli bir oranda daha az biyolojik çamur üreten bu sistemler, organik maddeleri enerji bakımından değerli son ürünlere (metan) dönüştürerek, atıkları büyük miktarda kararlı hale getirmeleri, bu sistemlerin önemini ve kullanımını arttırmaktadır. Anaerobik sistemlerde metan üretimi anahtar işlemdir. Kompleks organik maddelerin anaerobik olarak arıtımında 4 ayrı biyokimyasal işlem oluşmaktadır. Bunlar; (a) karbonhidrat, yağ ve proteinler gibi kompleks organik maddelerin hidrolizi ile basit şekerler, gliserol, uzun zincirli yağ asitleri, peptit ve aminoasitlerin oluşumu, (b) hidroliz basamağında oluşan ürünlerin karbondioksit, hidrojen ve asetik asitten daha yüksek yapıli asitlerin oluştuğı (bütirik, propiyonik asit v.b.) asit oluşumu safhası (c) yüksek yapıli asitlerden asetik asidin oluştuğı safha, (d) hidrojen ve asetik asitten metan oluşumu safhasıdır. Bu basamaktan birisi etkilendiğinde, sistemin tamamında bir bozulma oluşmaktadır.

Çamur çürüme işlemi Şekil 2.1’de görüldüğü gibi, iki grup bakteri tarafından yürütölür. Bu bakteriler; karbonhidratları, proteinleri ve yağları organik asitlere ve alkollere dönüştüren fakültatif-anaerob asit oluşturanlar ve bu asitleri ve alkolleri metan ve karbondioksit dönüştüren metan oluşturanlardan ibarettirler. Aerobik organizmalarla kıyaslandığında, reaksiyon hızları oldukça düşük olduklarından anaerobik çürüme süreci süresince yüksek bekleme süreleri gerektirirler.

Anaerobik sistemler pH, sıcaklık, alkalinite, uçucu asitler, nütrient gereksinimi, ağır metaller, sülfat ve tuz konsantrasyonu gibi parametrelerden önemli ölçüde etkilenmektedir. Ayrıca hidrolik bekleme süresi, organik yük ve şok yükleme gibi işletme parametrelerinin de dikkatle incelenmesi gerekmektedir.



Şekil 2. 1. Anaerobik Parçalanma İşleminin Mekanizması (Öztürk, 2000).

2.2. Anaerobik Sistemlerde İşletme Parametreleri

2.2.1. pH

Anaerobik sistemler pH 6,5–8,2 arasında başarılı olarak işletilirler, en uygun pH ise 7,0–7,2'dir. Sistemde pH'ın 6,5'in altına düşmesi, bir bozulma olduğunun göstergesidir. Metanın üretildiği aşamada oluşacak bir aksaklık, geçiş ürünleri olan organik asitlerin sistemde artmasına ve pH'ın düşmesine (4,5–5,0) neden olmaktadır. Buna sistemin ekşimesi de denilebilir. Bu şartlarda metan bakterileri yaşayamaz. Sistemde pH kontrolü için tampon çözelti ilave edilmelidir. Bu sistemlerde başlıca tampon kaynağı olan amonyum bikarbonat üretiminin engellenmesinden dolayı azot miktarı düşük atıksuların (KOİ: N>100:2) pH'ında değişimler görülür.

2.2.2. Sıcaklık

Anaerobik arıtmada, sıcaklık arttıkça reaksiyon hızı arttığından dolayı, sıcaklığın etkisi çok önemlidir. Bu sistemler psikrofilik (>20 °C), mezofilik (35 °C) ve termofilik (>55 °C) sıcaklıklarda işletilebilir. Isıtılmayan sistemlerin çoğu psikrofiliktir. Anaerobik sistemlerin çoğu ise mezofilik olarak işletilmektedir. Ekonomik açıdan, bu sıcaklıkların seçimi, atığın organik yükü ve dolayısıyla üretilen metan miktarına bağlıdır. Termofilik sıcaklıklarda (50–60°C) yüksek organik yüklerin

(20kg KOİ/m³.gün kadar) uygulanabilmesinin yanı sıra, daha kararlı ve hijyenik bir son ürünler oluşmaktadır. Yapılan çalışmalarda, metan gazı üretiminin sıcaklığa bağlı olarak arttığı belirtilmektedir. Anaerobik sistemlerde 50–60 °C sıcaklıkta üretilen metan gazı miktarı, 35 °C sıcaklıkta üretilenden % 25 ile %50 daha fazla olmaktadır. Bunun yanı sıra 54 °C’de uygulanan organik yükün, 38 °C’de işletilen bir sisteme göre 2–4 kat fazla olduğu da gözlenmiştir. Yüksek sıcaklığı sağlamak için gerekli olan enerji giderleri oldukça fazladır. Bu nedenle termofilik sistemler çoğu zaman ekonomik değildir. Bu sistemlerin kullanılması, 55 °C’nin üstünde doğal sıcaklıkta gelen atıksular dışında doğru değildir (Henze ve Harremoes, 1983).

2.2.3. Alkalinite

Anaerobik sistemlerde alkalinite önemli bir işletme parametresidir. İyi işleyen anaerobik reaktörlerde, çıkış suyu alkalitesi 2000–4000 mg CaCO₃/L olmalıdır. Bazı durumlarda ise, 6000 mg CaCO₃/L’ye kadar yüksek alkalinite gerekebilir. Amonyak, kostik soda ya da kireç olarak alkalinitenin ortamda bulunması, gazdaki metan yüzdesinin artmasına neden olur. Çünkü karbondioksit bikarbonat olarak suda tutulur. Uçucu yağ asitlerinin alkaliniteye oranı, anaerobik arıtmanın işleyişinin kontrolünü ölçmede bir belirleyici olabilmektedir. Genelde toplam uçucu asit / toplam alkalinite ya da CaCO₃ oranı olarak, 1 / 6 önerilmektedir. Anaerobik çürütücülerde bu oranın 0,1 olması gerektiği ve bu oranın 0,35–0,4 arasında olması durumunda, sistemde bir aksaklığın olduğu belirtilmektedir (Hickey ve Switzenbaum, 1991; Öztürk, 2000).

2.2.4. Nütrient (besin maddesi) gereksinimi

Anaerobik arıtma, genelde çok az miktarda nütrient içeren konsantre endüstri atıksularının arıtımında kullanılmaktadır. Hücre gelişimi için atıksuya nütrient ilave edilmesi gerekebilir.

İşletmeye alma, şok yüklemeler, toksik etkiler ve sistemin bir bozukluktan sonra yeniden iyileştirilmesi durumlarında ekstra besin maddelerinin eklenmesinin faydalı olduğu görülmüştür. Anaerobik fermentasyon için azot, fosfor ve az miktarda diğer materyaller bakteriler için gereklidir. Genellikle KOİ:N:P ya da KOİ:N besin ihtiyacının belirlenmesi için kullanılır. N:P oranı literatürde 5–7 olarak verilmiştir. Teorik minimum KOİ:N oranı 350: 7 veya 300: 5, yüksek yüklü sistemlerde ise 400:7 olarak bulunmuştur. Asetik asidi, metan ve karbondioksite dönüştüren bakterilerin büyümeleri için demire ihtiyaçları vardır. Bundan başka nikel, kobalt ve molibdenin metan üretimindeki olumlu etkileri bilinmektedir. Kalsiyum, sodyum, potasyum, magnezyumun ise düşük konsantrasyonlarda sisteme yararlı olduğu bildirilmiştir (Speece ve Mc Carty, 1964; Öztürk, 2000).

2.2.5. Toplam uçucu asit ve ağır metaller

İyi işleyen bir sistemde, toplam uçucu asitlerinin konsantrasyonu 500 mg/L'yi aşmamalı ve normalde 250 mg/L'den daha az olmalıdır. Propiyonik asit konsantrasyonunun artması asetik asit üreten bakterilerin etkilendiğinin işaretidir. Atıksular toksik maddeler içermemelidir. Anaerobik prosesleri etkileyen maddeler; ağır metaller (Cu, Zn, Cd, Hg ve Pb), fenol türevleri (fenol, klorofenol, nitrofenol), tuzlar (Na, Ca, P, Mg), siyanür, pestisitler, kloroform, dezenfektanlar ve amonyaktır (Young ve Yang, 1989). Bazı maddeler mikroorganizmalar için çok küçük konsantrasyonlarda gereklidir ve üremeyi hızlandırırlar. Ağır metallerin toksik etkisi sülfat eklenerek azaltılabilir. Böylece çözünmeyen sülfat tuzları oluşacağından, yüksek konsantrasyonlarda bulunan çinko, bakır, nikel ve demirin toksik etkisi ortadan kalkar. Yalnız krom-sülfat tuzları oluşmadığından sülfitle krom kontrolü yapılamaz. Ayrıca yüksek konsantrasyonlardaki (50–100 mg/L) sülfidin kendisi de toksik etki oluşturabilir (Öztürk, 2000).

2.2.6. Tuz etkisi

Geleneksel biyolojik arıtma sistemleri, mikrobiyal flora tuzun olumsuz etkilerinden dolayı, tuzlu atıksulardan KOİ uzaklaştırılmasında yetersiz olarak bilinir. Bunun sebebi; tuz varlığında ortaya çıkan plazmolizden dolayı biyolojik atıksu arıtımında organizmaların aktivite kaybına bağlanabilir. Büyümek için tuza ihtiyaç duyan mikroorganizmalar, tuza toleranslı olarak bilinir ve bu mikroorganizmaların plazmalarındaki tuz konsantrasyonları düşüktür. Bu durumda çeşitli organik osmotik çözünen maddelerin yüksek konsantrasyonları birikerek, protoplazmadaki osmotik dengeyi sürdürürler (Margasin, 2000). Bu yüzden biyolojik atıksu arıtma sistemlerinde tuza dayanıklı mikroorganizmaların kullanımı tuzlu sulardan KOİ uzaklaştırılmasında bir çözüm olabilir.

Biyolojik olarak tuzlu atık suların arıtımı üzerine çalışmaların çoğu, tuza dayanıklı mikroorganizmaların ve teknolojilerin kullanımına dayanmaktadır. Dincer ve Kargı (1998; 2001), KOİ giderimi için tuzlu atık sularda dönen biyodisklerin performansı üzerine çalışmışlardır. Sistemin performansını geliştirmek için tuza dayanıklı bir bakteri olan *Halobacterium halobium*, aktif çamur kültürüne ilave edilmiştir.

Yüksek sodyum ve klor konsantrasyonlarının varlığı, anaerobik atıksu arıtımı için inhibitör olarak düşünülmektedir (Rinzema ve diğ., 1988). Sodyum konsantrasyonunun 10 g/L'yi aşması halinde metanojenik safhanın engellendiği uzun zamandır bilinmektedir (Kugelman ve Mc Carty, 1965).

Bununla beraber; Omil ve diğ. (1995), bir anaerobik pilot ölçekli sistemde balık işleme çıkış atıksularındaki tuzun toksik etkisini ispat edememişlerdir. Sadece, çıkış sularının tuzluluk

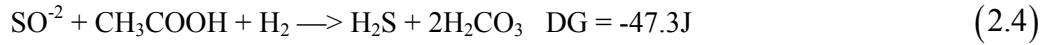
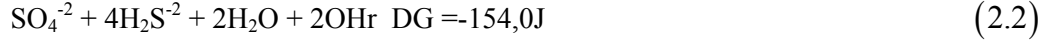
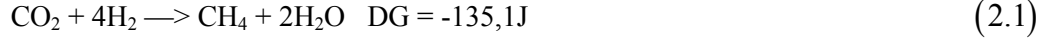
seviyesinde aktif metanojenik biyokütlenin adaptasyonunun mümkün olduğu ve yüksek tuzlulukta biyokütle adaptasyonu için uygun stratejinin böyle bir prosesin verimine bağlı olduğu sonucuna varmışlardır. Ayrıca Feijoo ve diğ. (1995), çamurda sodyum toksiditesinin kullanılan metanojenik besi maddesinin tipi, yeterli konsantrasyonda diğer iyonların zıt etkileri, yüksek tuzlulukta çamurun doğal ve artan adaptasyonu gibi birkaç faktöre bağlı olduğunu belirtmektedirler. Genellikle yüksek tuzluluğa, anaerobik arıtma sistemlerinin aktif çamur ünitelerinden daha duyarlı olduğu bilgisinin önemli olduğu vurgulanmıştır (Ludzack ve Noran, 1965). Bununla beraber aerobik çamurda, metanojenik tuz şoklarına maruz kalan anaerobik çamurunkinden daha yüksek tuz konsantrasyonlarına rastlanılmıştır (Lema ve diğ., 1988). Deneysel çalışmalarda 20 g/L'lik tuz şoklarında ve sürekli işletmede 6–13 g/L olan tuz konsantrasyonlarında benzer inhibisyon seviyeleri elde edilmiştir (Lefebvre ve Moletta, 2006).

2.2.7. Sülfat etkisi

Sülfatın varlığında, sülfat indirgeyen bakteriler organik maddenin oksidasyonu süresince son elektron alıcısı olarak sülfatı kullanır ve bir dizi reaksiyon sonucunda hidrojen sülfiti üretir. Sülfat indirgeyen bakteriler (SRB), organik maddeyi H_2S ve CO_2 'e okside edebilenler ve asetata okside edebilenler olmak üzere iki ana grupta incelenebilir. SRB, hidrojen/karbondioksit (H_2/CO_2) ve asetat için metanojenik bakterilerle rekabete girer. Aynı zamanda, anaerobik prosesin ara ürünleri olan propiyonat, bütrat ve etil alkol için sentrofik bakterilerle de rekabete girerler (Widdel, 1988).

Sülfat içeren atık suların anaerobik olarak arıtma teknolojilerinin uygulamalarında toksidite, metan üretiminde azalma, kötü koku ve korozyondan dolayı zorluklar ortaya çıkar. Özellikle problem, anaerobik sistemlerde bulunan bakterinin birkaç türüne H_2S 'in inhibitör etkisidir. İnhibisyon reaktör performansını azaltır ve hatta tamamen prosesin başarısızlığına yol açabilir (Koster ve diğ., 1986; Hilton ve Oleszkiewicz, 1988; Widdel, 1988). Genellikle KOI/SO_4 oranı 10'dan büyük olan atıksular metanojenik arıtma için hiçbir problem oluşturmazlar (Rinzema ve Lettinga, 1988). KOI/SO_4 oranı 10'dan düşük olan atıksuları arıtmada özümleyicinin bozulmasına sebep olan şartların önceden tahminine izin veren hiçbir model şimdiye kadar geliştirilememiştir (O'Flaherty ve diğ., 1997). Bu potansiyel bir problem olarak göz önüne alınmasına ve metanojenik aktiviteyi azaltmanın bir sonucu olarak görünmesine rağmen, sülfür inhibisyonunun sistem performansını engelleme durumu belirsizdir (Anderson ve diğ., 1982; Kroiss ve Plahl-Wabnegg, 1983; Zhou ve diğ., 1991). Wheatley (1991), metan üretim inhibisyonunun sülfat konsantrasyonunun 1000 mg/L'yi aştığı zaman oluşmaya başladığını ve toplam inhibisyonun 4500 mg/L'den daha

büyük olduğu zaman oluşacağına işaret etmiştir. Archer ve Kirsop (1991), inhibisyonu termodinamik olarak açıklamışlardır ve sülfat redüksiyonunda gelişmiş bakterinin metanojenlerden daha büyük μ_m değerine ve daha düşük K_s değerine sahip olduğunu vurgulamışlardır.



Anaerobik arıtma teknolojilerinin uygulamalarındaki ilk zorluk, proseste bulunan çeşitli bakteri gruplarının sülfatın toksiditesinden dolayı inhibisyonu ve SRB tarafından hidrojen sülfürün oluşturulmasından kaynaklanmaktadır (Oude-Elferink ve diğ., 1994; Collieran ve diğ., 1995). İnhibisyon reaktör performans verimini azaltır ve hatta prosesin başarısızlığına yol açabilir (Koster ve diğ., 1986; Hilton ve Oleszkiewicz, 1988). KOI/SO_4^- oranı 10'dan büyük olan atıksular metanojenik arıtım için problem oluşturmaz (Rinzema ve Lettinga, 1988). Anaerobik bakteri ve SRB'ler arasındaki rekabet neticesinde, sistemdeki sülfid miktarı ve sistem başarısızlığının boyutu tamamen belirlenebilir. Sülfidin toksik etkisi reaktör içindeki H_2S konsantrasyonlarıyla ilişkilendirilmiştir (Speece, 1983). Visser (1995) ise, granüller çamur sistemleri için, toplam sülfid konsantrasyonu 7–9 arasındaki pH seviyelerinde toksiditeye neden olduğunu vurgulamıştır. Yapılan diğer çalışmalar; alkalinitenin artmasıyla H_2S konsantrasyonunun düşmesi ve artan sülfid toksiditesinin alkali pH'a neden olacağı gerçeğini ortaya çıkarmıştır (McCartney ve Oleszkiewicz, 1993; Visser, 1995; O'Flaherty ve diğ., 1998a).

2.2.8. Diğer faktörler

Metan bakterileri genellikle ortam şartlarına karşı çok hassastır. Bu nedenle metan üretimini etkileyen faktörlerin erken safhalarda tanımlanması, sistemin tamamen durmasını engellemek açısından gereklidir. Sistem etkilendiğinde, aşağıdaki faktörler sistemdeki bozuklukların işaretidir;

- Gaz üretiminde azalmalar,
- Uçucu yağ asitlerinin (asetik, propiyonik, bütirik, valerik, kaproik) konsantrasyonunun artması,
- Sistemin arıtma verimindeki düşüklük,
- pH'ın düşmesi,

Genellikle en hassas belirleyici metan üretimidir. Bu üretim, normal şartlarda uzaklaştırılan her kg KOİ için 0,34–0,35 $\text{m}^3 \text{CH}_4$ olmalıdır (Öztürk, 2000).

2.3. Anaerobik Arıtma Prosesleri

Anaerobik sistemler yaklaşık 6 değişik prosese ayrılabilirler. Bunların hepsinde biyokütle, sistemde bekletilir. Ancak biyokütlenin sistemde tutulma biçimleri farklıdır. Bunlar; anaerobik kontakt proses (AC), anaerobik filtre (AF), yukarı akışlı çamur yataklı reaktör (UASB), akışkan yataklı (AEB) reaktörler, aşağı akışlı sabit yataklı filtre (DSFF) ve anaerobik hibrit reaktörler (AHR) olmak üzere çeşitli konfigürasyonlara sahiptir.

2.3.1. Anaerobik kontakt reaktörler

Anaerobik kontakt proses kullanılan ilk biyokütle bekletmeli reaktördür ve 1955 yılında ilk defa denenmiştir. Akış düzeni aslında aktif çamur prosesiyle aynıdır. Kontakt reaktörden sonra bir çökeltme ünitesi bulunur ve çöken çamurun bir kısmı geri döner. Burada çamur bekleme süresi hidrolik bekleme, süresinden oldukça büyüktür. Bu sistemlerin başlıca sınırlamaları, çamurun çökeltme özelliğinin zayıf olması ve büyük reaktörlerde yeterli karışımın sağlanamamasıdır. Bu sorun, çökeltmeden önce gazın alındığı ayrı bir ünitenin eklenmesiyle çözülmüştür. Reaktörlerde karışım, mekanik karıştırıcılar ya da biyogaz enjekte edilerek sağlanmaktadır.

2.3.2. Yukarı akışlı sabit yataklı anaerobik filtreler

Yukarı akışlı filtre, sabit bir yatak içinde tutulan biyolojik çamurun içinden atığın geçmesi esasına dayanır. Burada filtre malzemesinin amacı, sistemde biyolojik çamurun, malzemeye yapışmış olarak (sabit film) veya malzeme arasında ya da filtrenin altında granül ya da floklar halinde askıda tutulmasını sağlamaktır. Yukarı akışlı filtre ilk defa 1967 yılında Young ve Mc Carty tarafından geliştirilmiştir (Young ve Mc Carty, 1967). Bu tarihten sonra geniş çapta laboratuvar çalışmaları yapılmış, tarımsal, endüstriyel ve sentetik atıkların arıtılması araştırılmıştır. Bu filtrelerin performansı, değişik işletme koşulları altında değerlendirilmiştir. Filtrelerin performanslarının değişik organik yükleme ve hidrolik bekleme süreleri, değişen yüzey alan / hacim oranı, reaktör yüksekliği ve filtre malzemesinin çeşidine göre değiştiği gözlenmiştir. AF'lerin performanslarının belirlenmesinde malzeme cinsi ve malzeme yüzey alanı / hacim oranı önemlidir.

Yukarı akışlı anaerobik filtre ile 2000–20000 mg KOİ/L arasındaki endüstriyel atıkların arıtılması mümkün olduğu bildirilmektedir. En düşük hidrolik bekleme süresi 3 saat (% 50 KOİ giderimi ile) ve en yüksek 4 gün arasında (% 95 KOİ giderimi ile) değişmektedir. Buna karşılık genelde hidrolik bekleme süresi 1–3 gün arasında, arıtma verimi ise % 60–90 arasında değişmektedir. Atığın cinsine bağlı olarak, mezofilik sıcaklıklarda işletilen filtrelerde 0,1–80 kg KOİ/m³.gün arasında organik yükleme uygulanmıştır (Lettinga, ve diğ., 1980).

Genelde silindir şeklinde olan filtrelerin endüstriyel ölçülerde çapı 6 ile 26 m arasında, yüksekliği ise 3–13 m arasında değişmektedir. Filtre yatağı reaktör yüksekliğinde olabildiği gibi, reaktör yüksekliğinin üst %50-70'lik kısmına da yerleştirebilmektedir. Pilot ve endüstriyel reaktörlerde hidrolik bekleme süresi 12–96 saat arasında, organik yük ise 0,2–16 kg KOİ/m³.gün arasında uygulanmaktadır.

Filtrelerde kullanılan malzeme önceleri kırma taş iken daha sonra raşhing ve pall halkaları, oluklu plastik levhalar kullanılmaya başlanmıştır. Endüstriyel reaktörler yüksek yüklemelerde çalışmak üzere yapılmış olup, değişen yüklemelerde de iyi performans gösterdikleri ve hatta 1–3 gün süresince sistem kapatıldıktan sonra bile yeniden çalışmaya hemen başlayabildikleri gözlenmiştir. Bu sistemlerde en önemli problem, biyolojik çamurun filtre malzemesi arasında birikmesidir. Sonuçta, sistemde kısa devre oluşarak, sistem tıkanabilir (Lettinga, ve diğ., 1980).

2.3.3. Yukarı akışlı çamur yataklı reaktörler

Bu sistem Hollanda'da Lettinga ve arkadaşları tarafından geliştirilmiştir (Hickey ve Switzenbaum, 1991). Bu ünitelerde biyokütle; yüksek çökelme özelliğine sahip granül halindeki bakteri flokları şeklinde tutulur. Bakteri floklarının çapı 1–5 mm arasında değişmektedir. Bu sistem temel olarak, reaktör için yoğun çamur granülleri ya da floklarının oluşturulması esasına dayanır. Atıksu yukarıya doğru hareket ederken daha yoğun olan çamur flokları arasından, yoğunluğu daha az olan bir bölgeye geçerek ilerler. Reaktör içindeki uçucu katıların konsantrasyon aralığı alt kısımlarda 50–100 kg/m³ yukarıda ise 5–40 kg/m³ arasında değişmektedir (Speece ve Mc Carty, 1964). Reaktörün üst kısmında, gaz ve bakteri floklarını ayırmak için bir gaz-çamur ayırıcı yerleştirilir. Gaz-çamur ayırıcı aynı zamanda sistemde çamurun tutulması için de çok önemlidir. Böylece aktif biyokütle, reaktör içinde tutulmaktadır. Ayrıca yüksek çamur bekleme süreleri ve hidrolik bekleme sürelerine gerek duyulmadan arıtım sağlanabilmektedir. Destek malzemesine gerek yoktur. Anaerobik reaktörlerde askıdaki katılar iyi çökelme özelliğine sahip olmadıklarından genellikle verim, yüksek spesifik aktiviteye ve üstün çökelme özelliklerine sahip bir çamurun oluşmasına bağlıdır. Çamurun floklaşması, metan üreten bakterilerin çeşidine atıksuyun karakteristiklerine, işletmeye alınırken kullanılan aşya, katyonların konsantrasyonuna ve sistemin içindeki akım hızına bağlıdır (Speece ve McCarty, 1964).

Floklaşmayı etkileyen diğer faktörler ise, besin maddesi temini, organik yükleme ve kalsiyum konsantrasyonudur (Novaes, 1986). Sistemin sınırlayıcı özelliği granül çamurun oluşumundaki problemlerdir. İyi granül oluşumunun şeker işleme atıksularında ve uçucu yağ asitleri içeren atıksularda olduğu gözlenmekle birlikte, diğer atıksuların arıtımında granülleşme ya çok

yavaş ya da hiç oluşmamaktadır. Kirlilik yükünün yüksek olduğu atıksularda daha iyi verim alınan bu sistemler, şeker pancarı işleme, patates işleme, bira, şekerleme ve alkol atık sularına uygulanmıştır. Endüstriyel boyutlu reaktörlerde organik yük $5\text{--}15 \text{ kg/m}^3\text{.gün}$ iken laboratuvar ve pilot ölçekli reaktörlerde $40 \text{ kg. KOİ / m}^3\text{.gün'e}$ kadar kullanılmış olup KOİ giderimi % 65–85 arasında değişmiştir (Speece ve McCarty, 1964).

2.3.4. Genişletilmiş yataklı veya akışkan yataklı anaerobik reaktörler

Bu reaktörler; genelde partikülleri askıda tutmak için yeterli hızı sağlayan ve atıksu akımının yukarıya doğru hareket ettiği bir kolondur. Reaktörler, üzerinde biyofilmin büyüyebileceği homojen dolgu malzemesini kapsar. Akım hızı ve geri devrin uygulamasıyla, genişletilmiş yataklı ya da akışkan yataklı olurlar. Akım hızı yatağın genişletilme derecesini ayarlar. Genişletilmiş yataklı sistemlerde statik yatak yüksekliğinde % 10–20 arasında bir genişletilme sağlanırken, akışkan yataklı sistemlerde statik yatak yüksekliği % 30–100 arasında genişler. Kullanılan destek materyaller; alüminyum oksit partikülleri, cam, antrasit, granül aktif karbon, kum ve polimerik partikülleri içerir. Bunların içinde kum, teminindeki kolaylık ve ucuz olmasından dolayı kullanımı en yaygın olanıdır. Küçük parçalar daha fazla yüzey alan / hacim oranı sağlarlar ve böylece biyofilmler için daha büyük yüzey alanı oluştururlar. Yeterli hidrolik bekleme süresine ulaşmak için geri dönüş oranı düşürülmelidir. Sistemde yüksek ve homojen bir akım sağlanması ihtiyacı ile dağıtım sistemleri ve geri dönüş pompası için gereken maliyetin yüksek oluşu bu sistemlerin başlıca sınırlamalarıdır.

2.3.5. Aşağı akışlı sabit yataklı anaerobik filtreler

İlk defa Kennedy ve Van den Berg tarafından denenmiştir (Young ve Yang, 1989). Aşağı akışlı anaerobik filtreler; yukarı akışlı anaerobik filtrelerdeki tıkanma problemlerini çözmek üzere geliştirilmiştir. Askıdaki katılar çıkış suyuyla birlikte sistemden uzaklaşmaktadır. Bunun yanında filtre malzemesi üzerinde aktif biyofilmin oluşumu ve biyofilmin stabilitesi, bu sistemler için çok önemlidir. Bu nedenle yatak yüksekliği reaktör yüksekliği ile genellikle aynıdır. Bu proseste verim, malzemenin yüzey alanı ve yüzeyin özelliğine (pürüzlülük gibi) bağlıdır.

Bu sistemler, konfigürasyonları dolayısıyla değişik atıkları arıtabilecek kapasitededir. Buna karşılık zayıf atıksuları (2000 mg KOİ/L) arıtmak için pek uygun değildir. Çünkü yüksek yükleme değerlerini sağlamak için, hidrolik bekleme süresinin kısa olması gerekmektedir. Bu da KOİ gideriminin düşük olmasına neden olmaktadır. Aşağı akışlı filtrelerde de belirli oranlarda geri devir yapılmaktadır. Yüksek geri devir oranları (akımın dörtte biri ya da daha fazla), hidrolik rejimi tam

karışımli hale getirir. Yukarı akışlı filtrelerle karşılaştırıldıklarında ise bu sistemler daha az biyokütle içerirler. Çünkü sistemde ancak filtre malzemesine yapışan bakteriler kalabilmektedir. Aşağı akışlı sabit yataklı anaerobik reaktörlerin avantajları aşağıdaki şekilde özetlenebilir:

- Yüksek AKM içeriği olan atıksuların arıtılması için uygun olduğundan dolayı ön çökeltim işlemine gerek yoktur.
- Hidrolik bekleme süresi oldukça düşüktür.
- Yüksek organik yükleme değerlerinde dahi verimli çalışabilmektedir.
- %75–95 arasında verim elde edilmektedir.
- Konsantre atıksularının arıtılması için uygundur.
- Sistem içinde karışımı sağlamak için ek bir mekanik aksama ihtiyaç yoktur.
- Oluşan biyogazı ayırmak için ek bir gaz ayırma ünitesine ihtiyaç yoktur.

Sayılan avantajları yanında aşağı akışlı sabit yataklı anaerobik reaktörleri bir takım dezavantajlara da sahiptir. Bu dezavantajlar ise şu şekilde verilebilir:

- Paket malzemesinin maliyeti yüksektir.
- Başlangıç fazı oldukça zaman alıcıdır.
- Koku problemi yaşanabilir.

2.3.6. Anaerobik hibrit reaktörler

Hibrit reaktörler; alt kısım havasız çamur yatağı üst kısım ise havasız filtre olarak teşkil edilir. Filtre kısmındaki dolgu malzemesi yüksekliği 2 m'den az olmayacak şekilde, filtre kısmı toplam hacmin %50-70'ini kapsamalıdır. Bu reaktörlerde arıtmanın büyük kısmı, çamur yatağında gerçekleşir. Üst kısımdaki filtre yapısı, sıvı ve katı fazlarının ayrımını sağlar ve biokütle kaçışını engeller. Ancak son uygulamalarda dolgu malzemesi içinden geçen biyogazdan dolayı çökeltmede istenilen etkinliğin sağlanamadığı saptanmıştır. Bu nedenle, dolgu kısmın reaktör dışında ayrı olarak teşkilinin daha faydalı olacağı belirtilmiştir. Havasız çamur yataklı filtrenin 5–10 kg KOİ/m³.gün'lük organik yüklerde başarıyla çalışan birçok örneği bulunmaktadır (Alvarez, 2003).

2.3.6.1. Hibrit reaktörlerde paket malzemesinin verime etkisi

Hibrit reaktörler, paket malzemesinin bulunduğu bağlı büyüme bölgesi ile paket malzemesi bulunmayan granül çamurun birikimine izin veren askıda büyüme bölgesinden oluşmaktadır. Hibrit reaktörlerin verimi, atıksuyun paket malzeme üzerinde bağlı bulunan mikroorganizma ile temasına bağlıdır. Anaerobik reaktörlerde kullanılacak paket malzemesi konusunda araştırmalar devam

etmektedir. Paket malzemesinin üzerine yapışmış biyokütle, KOİ giderimi sağladığı gibi biyokütlenin çökmesine neden olmaktadır. Bu nedenle kullanılması gereken minimum paket malzemesi miktarı iyi belirlenmelidir. Paket malzemesi yüksekliği / reaktör yüksekliği oranı kritik bir parametredir. Hacminin %50'sinden daha az paket malzemesine sahip reaktörlerde, katı madde kaçıışı ve dolayısıyla düşük verimler gözlenmiştir (Speece, 1996).

Kennedy ve diğ. (1986), orta kirlilik yüküne sahip bir atıksuyu hibrit reaktörle arıtmışlar ve paket malzemesinin sistem verimini nasıl etkilediğini araştırmışlardır. Yapılan çalışma sonucunda paket malzemesinin yerleşiminin, paket malzemesinin yüksekliğinin ve çamur yatak yüksekliğinin biyokütle birikimi ve KOİ giderimi üzerinde çok az bir etkiye sahip olduğunu bulmuşlardır. Bu çalışmada elde edilen sonuçlar, türbülans ile yukarı akış hızını etkilediği için, hidrolik bekleme süresi ve organik yükün sistem verimine etki eden en önemli faktörler olduğunu ortaya koymuştur.

Oleszkiewicz ve diğ. (1986), alıştırma devresi sırasında anaerobik hibrit reaktörlerde paket malzemesinin bulunduğu kısmın hacminin toplam reaktör hacmine oranının etkisini incelemişlerdir. Araştırmada bu oranın büyük olması halinde, biyokütle tutulmasının daha iyi olduğu sonucu elde edilmiştir. Fakat granül çamur oluştuğu zaman, bu oranın etkisinin nasıl olacağı konusu açıklık kazanmamıştır.

Yapılan başka bir çalışmada çapraz akışı sağlayacak paket malzemesinin diziliş şeklinin değiştirilmesi durumunda, biyokütle tutulmasında çok az gelişme olduğu gözlenmiştir. Filtre bölgesinin 4 kat küçültülmesi durumunda, biyokütle büyümesinde önemli bir değişme gözlenmezken, çamur yatak bölgesinin yüksekliğinin artırılması durumunda çıkış suyu uçucu katı madde konsantrasyonunda çok az değişim olduğu gözlenmiştir. Küçük çaplı paket malzemesinin kullanıldığı sistemlerde, düşük hidrolik bekleme zamanlarında, paket malzemesi plakalı seperatör gibi davrandığı için, büyük çaplı paket malzemelerin kullanıldığı sistemlere göre daha iyi sonuçlar elde edilmiştir. Bir başka çalışmada da yukarı akışlı anaerobik filtrelerle, %50 veya daha az paket malzemesine sahip hibrit reaktörler karşılaştırılmış ve hibrit reaktörlerde katı madde kaçıışının fazla olmasından dolayı, verim düşüklüğü gözlenmiştir (Speece, 1996).

2.3.6.2. Hibrit reaktörlerin tasarım parametreleri

Hibrit reaktörler sızıntı suyu, süt, konserve, fermentasyon, maya fabrikası atıksuları gibi konsantre atıksuların arıtımı için başarı ile kullanılmıştır. Düşük hidrolik bekleme sürelerinde yüksek KOİ giderme verimleri elde edilmiştir (Young, 1991). Tablo 2.1'de anaerobik hibrit reaktörle ilgili bazı çalışmaların sonuçları verilmiştir.

Tablo 2. 1. Anaerobik Hibrit Reaktörle ilgili çalışmaların sonuçları.

Yıl	Atıksu	OY, kg KOİ/m ³ . gün	HBS, saat	KOİ Verimi, %
1994	Mezbaha	3,0–45,0	2–12	98–69
1994	Boya	4,0–8,0	24	92–90
1992	Maya	1,8–10,0	72	84–42
1993	Sızıntı Suyu	21,6–29,0	24	78–92
1993	Maya	7,3–22,1	72–24	76–33
1989	Sızıntı Suyu	4,9–20,5	84–22	93–83
1997	Fatalik Asit	20,0–46,3	---	95–48
1993	Boya	1,4–17,0	34–11	45–89
1995	Zeytinyağı	1,4–17,8	35–11	54–91
1996	Sentetik İlaç Atık.	3,5–4,5	48	97–99

Organik yük anaerobik proseslerin verimini etkileyen en önemli parametrelerden biridir. Belli bir organik yük (OY) değerine kadar, arıtma verimi artmaktadır. Fetalik atıkların anaerobik hibrit reaktörlerle arıtıldığı bir çalışmada, çalışmanın ilk 88 gününde OY 0,78 kg KOİ /m³gün olarak tutulmuş ve bu OY değerinde arıtma verimi %60'dan %95-98'e yükselmiştir. Organik yük 26,7, 33, 39,7 ve 46,3 kg KOİ /m³gün'e yükseltildiğinde KOİ giderme verimleri sırasıyla %78, %65, %58 ve %47,7 değerine düşmüştür.

Hidrolik bekleme süresi (HBS), hibrit reaktörlerin arıtma verimini etkileyen bir diğer önemli parametredir. Hibrit reaktörler içeriğinde bulunan yüksek biyokütle konsantrasyonları nedeniyle yüksek organik madde yükleme değerlerinde ve düşük hidrolik bekleme zamanlarında seyreltik ve/veya konsantre atıkların arıtılmasına uygun sistemlerdir. Genel olarak hidrolik bekleme süresi 0,3 gün ile 3,5 gün arasında değişmektedir. Gerçek ölçekte çalıştırılan birçok sistem 1,5–2 gün hidrolik bekleme süresinde çalışmaktadır. HBS'nin 18 saatten daha az olduğu durumlarda çalıştırılan sistemlerde, az miktarda verim düşüşü gözlenmiştir (Iza ve diğ., 1992).

Gıda sanayi atıksularının hibrit reaktörlerde arıtılabilirliğinin denendiği bir çalışmada, 25 °C ve 30 °C sıcaklıkların sistemin başlangıç fazını nasıl etkilediği karşılaştırılmıştır. Yapılan çalışmaların sonunda yeterli KOİ giderme verimi sağlamak ve yeterli biyogaz oluşumunu gözlemlmek için en az 30 °C gerekli olduğu sonucuna varılmıştır. Koşullara bağlı olarak, özgül biyogaz üretimi, başlangıç periyodu süresince 30 °C sıcaklıkta 25 °C'dekinin %30-%170 kadar fazlası olarak ölçülmüştür (Berardino ve diğ.,1997).

3. LİTERATÜR ÖZETİ

Üst kısımda bir filtre ile paket ortamıyla şekillenen ve alt kısımdaki bölgede çamur yatağıyla işletilen anaerobik hibrit reaktör ilk 1981 yılında geliştirildi (Maxham ve Wakamiya, 1981). O zamandan beri tasarım ve işletme parametreleri optimize etmek için hem laboratuvar ve tam ölçekli reaktörlerde birçok çalışma gerçekleştirilmiştir. Anaerobik hibrit reaktörlerin alt kısımda bulunan UASB reaktörü sistemin performansı üzerine fayda sağlarken, üst kısımdaki AF ile şok yüklemelerin etkisi azaltılır ve aynı zamanda sistemin kararlılığını sağlar. Bunun yanı sıra biyokütle tutunmasından daha fazla fiziksel role sahip filtre, bazı biyolojik aktivitelere sahiptir. İcat edildiğinden beri AHR, endüstriyel ve ticari atıksuların birçok çeşidini başarıyla arıtmaktadır. UASB ile karşılaştırıldığında AHR'ün ana avantajı, şok yüklemelere karşı dirençli olmasının yanı sıra kısa hidrolik bekleme zamanlarında kararlılığını sürdürmesidir. AHR'ler aşağıdaki şekilde gösterildiği gibi üç tipe sahiptir (Maxham ve Wakamiya, 1981).

Birçok araştırmacı reaktör hacminin %10-50'si kadar çamur yatak ilavesi ile paket malzemesinin miktarının azaltılması sonucu anaerobik filtrelerin negatif özelliklerinin azaltılacağı konusuna değinmişlerdir.

Hibrit reaktörler: çamur yataklı filtreler (SBF, sludge bed filter), yukarı akışlı çamur yataklı filtreler (UBF, upflow sludge bed filter), yukarı akışlı filtreler (UF, upflow filter), çamur yataklı anaerobik filtreler (SBAF, sludge bed anaerobic filter) ve çamur yatak/filtre yatak (SB/FB, sludge bed/ filter bed) gibi reaktör modifikasyonlarından ibarettir (Tilche ve Vieira, 1991).

Yukarı akışlı anaerobik çamur yatağı (UASB) ve anaerobik filtre (AF) reaktörlerinin bir arada kullanılmasıyla oluşturulan hibrit reaktörler ile, hem bu iki tip reaktörün avantajlarını bir arada elde etmek mümkün olurken hem de bu reaktörlerin kullanım kısıtları minimuma indirgenmektedir. Günümüze kadar standart hibrit reaktörlerle yapılan çalışmalarda reaktör yüksekliği /genişlik oranı 6/1 olacak şekilde tasarlanan reaktörler kullanılmış ve çoğunlukla paket malzemesi reaktörün üsteki 1/3'lük kısmına yerleştirilmiştir (Kennedy ve diğ., 1989).

Lettinga ve diğ. (1981), evsel atıksuda askıda katı madde giderme verimini arttırmak amacıyla bir proses geliştirmişlerdir. Bu tasarımda, UASB reaktörlerine benzer şekilde filtre malzemesinin altında bir gaz toplama sistemi yer almaktadır. Bu tasarım şekli gerçek ölçekte, gıda atıksuları için İtalya'da SIDA Şirketi (Sidasept™) tarafından kullanılmıştır.

Reaktörün üst kısmında herhangi bir gaz-sıvı-katı ayrımı için bir bölmenin olmadığı hibrit reaktör tipinin de laboratuvar ölçeğinde ve gerçek ölçekte örneklerine rastlamak mümkündür. Bu tip reaktörler “standart hibrit reaktör” olarak adlandırılmaktadır (Tilche ve Vieira, 1991).

Her iki tip reaktör tasarımının birbirine göre bazı avantaj ve dezavantajları bulunmaktadır:

a) İlk tasarım şeklinde, çıkış suyunda askıda katı madde konsantrasyonu oldukça düşük olmaktadır; fakat gazın karışma etkisi ortadan kalktığı için filtre bölgesi yeterince kullanılamamaktadır. Ayrıca, yeterli türbülans olmadığı için biyofilm optimum şartlar altında çalışmamaktadır ve reaktörün üst kısmında organik madde konsantrasyonunun düşük olması nedeniyle biyofilm aktivitesi düşük düzeyde kalmaktadır. Bu hidrolik koşullar altında, filtre bölgesinde ölü hacimlerin oluşmasına neden olan filtre tıkanma problemi de yaşanmaktadır.

b) İkinci tasarım şeklinde ise, yüksek yükleme değerlerinde biyokütle kopması söz konusu olduğu için uygulanacak yükleme değeri kısıtlıdır. Fakat bu tür reaktör tasarımında, filtre çok iyi karışım koşulları altında çalışmaktadır ve tıkanma problemi görülmediğinden dolayı ölü çamur oluşumu minimumdur.

Hibrit reaktörler, elyaftan yapılmış tahta imalathanesi atık sularının (Fernandez ve diğ.,2001), damıtık içki fabrikası atık sularının (Shivayogimath ve Ramanujam, 1999) ve mezbaha atıksularının (Torkian ve diğ., 2003) arıtımına başarılı olarak uygulanmıştır.

Anaerobik hibrit reaktörler farklı kimyasal bileşimlerden oluşan ilaç sanayi atıksularının arıtımı için, diğer arıtma sistemlerine göre bazı işletme avantajına sahip olduğundan dolayı, tercih edilebilir bir seçenek olarak düşünülmektedir. İlaç sanayi atıksularının anaerobik arıtımı üzerine yapılan çalışmalar, çoğunlukla yukarı akışlı anaerobik reaktör, yukarı akışlı anaerobik film reaktör ve akışkan yataklı film reaktörlere yöneliktir (Chelliapan ve diğ., 2006; Mohan ve diğ., 2001; Terzis, 1994).

Literatürde UASB ve AF performansı karşılaştırılmış ve yüksek organik yüklerde her iki sistemin çalıştırılmasının mümkün olabileceği görülmüştür (Fernandez ve diğ., 1994).

Yüksek geri devirlerde, UASB reaktörünün AF'den daha kararlı bir şekilde çalıştığı belirtilmektedir. UASB reaktörü 6–10 kg KOİ /m³.gün organik yüklemde 6 ay süresince işletilmiş, %60 civarında KOİ verimi elde edilmiştir. Aynı zamanda, AF'lerde yüksek organik yüklerde yüksek katı madde birikimi tespit edilmiştir. Daha sonra aynı atıkları arıtmak için 1 yıl süresince AHR'ler kullanılmış, 400 gün sonunda elde edilen veriler ışığında AHR'lerin bu teknolojiye daha uygun olduğu sonucuna varılmıştır. Sistem, sonra 7–9 kg KOİ/m³.gün yüksek organik yükte çalıştırılmış ve %90–95 arasında bir verim elde edilmiştir (Fernandez ve diğ., 1995).

Yapılan bazı araştırmalarda anaerobik filtrelerin en yüksek biyokütle tutulmasına izin veren ancak en düşük verim elde edilen sistemler olduklarını bulmuşlardır. Bazı araştırmacılar ise, reaktörün üst kısmının 2/3'lük kısmında paket malzemesi olan hibrit reaktörlere göre, anaerobik filtrelerin daha yüksek performansa sahip olduğunu göstermiştir. 1989 yılında yapılmış olan bir

çalışmada benzer sonuçlar bulunurken, 1994 yılında yapılmış başka bir çalışmada ise, hacminin 1/4'ü kadar paket malzemesine sahip hibrit reaktörlerin %100 paket malzemesi olan anaerobik filtreler kadar iyi verimde çalıştığı bulunmuştur (Speece, 1996)

Kahve atıksularının arıtımında bir anaerobik hibrit reaktör kullanılarak, pilot ölçekte yapılan deneyler. spesifik metanojenik aktivitenin giderilen kg askıda katı madde-gün başına 26,47 g CH₄ olduğunu göstermiştir. Birkaç günlük işletimden sonra hidrolik bekleme süresinin 22 saat ve organik yükün 1,89 kg KOİ/m³.gün olması halinde, KOİ gideriminin %72,2 olduğu belirlenmiştir. Aynı çalışmada şok organik yükle (2,4 kg KOİ/m³.gün üzerinde) arıtma veriminde bir düşüş olduğu ve işletmeye bir hafta ara verildikten sonra reaktörün tekrar iyileştirildiği belirtilmiştir (Bello-Mendoza ve Castillo-Rivera, 1998).

Ortam paketleme oranının AHR sisteminde önemli dizayn parametresi olduğu düşünülmektedir. Farklı ortam paketleme oranları farklı araştırmacılar tarafından tavsiye edilmektedir. Bazı araştırmacılar sızıntı suyu, plastik sanayi yan ürünleri ve dondurma atıksularının arıtımında % 60–70 yüksek ortam paketleme oranları kullanırken (Chang, 1989; Harris ve diğ., 1992; Hawkes ve diğ., 1995), diğer araştırmacılar %30'dan daha düşük paketleme oranları (Fang ve Kwong, 1994; Tilche ve diğ., 1994) kullanmışlardır.

Oleszkiewicz ve diğ. (1986) 0,5, 0,40, 0,25 ve 0,05 toplam ortam hacmi/toplam reaktör hacimlerine sahip 4 farklı AHR' ü karşılaştırmışlardır. Daha büyük toplam dolgu hacmi/toplam reaktör hacimlerinde, reaktörde daha fazla biyokütle tutulduğundan, AHR' ün performansının arttığını tespit etmişlerdir.

Benzer sonuçlar Young ve Yang (1989) tarafından da bildirilmektedir. Bu bulguların aksine Kennedy ve diğ. (1989) 1/3 ortam/toplam yükseklik oranındaki AHR' ü araştırmışlar ve ortam paketleme derinliğinin AHR' ün performansı üzerine küçük etkiye sahip olduğunu belirtmişlerdir. Bu yolla ortam yüzeyi üzerine biyofilmin seyrek büyümesini çıplak gözle gözlemlenmesi amaçlanmıştır. Araştırmacılar bu yüzden AHR'lerde ortam paketleme oranının %30'dan daha az olması gerektiğini tavsiye etmişlerdir.

Chun ve Choi (1993) tarafından elde edilen sonuçlar onların bu bakış açısını desteklemektedir. Bu çalışmalar AHR'ün performansı üzerine ortam paketleme oranına etkisini değerlendiriyor olmasına rağmen araştırmalarında bazı sınırlamalar göze çarpmaktadır.

Oleszkiewicz ve diğ. (1986), granül çamurun reaktör içinde oluşup oluşmadığını belirtmemişlerdir. Kennedy ve diğ. (1989), tarafından elde edilen sonuçlar ise sadece 1/3 paketleme oranıyla sınırlı kalmıştır.

Blanco ve diğ. (1995), yüksek yukarı akış hızlarında bağlı biyokütle içeriği daha fazla biyokütle olmasının yanı sıra, küçük laboratuvar ölçekli reaktörlerle başarılabileceğini, daha geniş ve özellikle daha uzun reaktör kullanılırsa, daha yüksek akış hızları elde edilebileceğini belirtmişlerdir.

Havasız filtre ve yukarı akışlı havasız reaktörlere ilaveten, hibrit reaktörler ve havasız ardışıklı kesikli reaktörlerde süt endüstrisi atıksularının biyolojik arıtımında da kullanılmaktadırlar. Laboratuvar ölçekli bir çalışmada, hibrit havasız reaktör sistemi ile sentetik süt endüstrisi atıksuyunda, 1,7–4,1 gün hidrolik bekletme süresi ve 0,82–6,11 kg KOİ /m³.gün organik yükleme seviyelerinde, %90–97 civarında KOİ verimi elde edilmiştir (Strydom ve diğ., 1995).

Diğer bir çalışmada ise, kuvvetli asidik peynir altı atıksuyunun laboratuvar ölçekli havasız hibrit reaktör ile arıtımı incelenmiştir. Aynı çalışmada, 2 gün hidrolik bekletme süresi ve yaklaşık 11 kg KOİ/m³.gün organik yükleme seviyesinde, % 95 civarında KOİ giderimi sağlanmıştır (Çallı ve Yükselen, 2002).

Tur ve Huang (1986) ve (1997) yıllarında yaptıkları çalışmalarda, OY'ü 11, 22, 33 ve 42 kg KOİ/m³.gün değerlerinden 70 kg KOİ /m³.gün değerine çıkarmışlar ve çözünmüş KOİ verimlerinin sırayla %95, %96, %96, %88 ve %58 değerlerine düştüğünü açıklamışlardır (Kennedy ve Guiot, 1986).

Tur ve diğ. (1997), anaerobik hibrit reaktörle yaptıkları çalışmada 35⁰C sıcaklıkta, organik yükü 0,78'den 46,3 kg KOİ/m³.gün değerine artırmışlar ve yukarı akış hızını 0,28'den 0,63 m/saat'e çıkararak, reaktörde %60-%98 arasında KOİ verimi sağlamışlardır.

Havasız ardışıklı-kesikli reaktör sistemleri de süt endüstrisi atıksularının biyolojik arıtımında verimli sonuçlar sağlamaktadır. Laboratuvar ölçekli başka bir çalışmada da, 6 saat hidrolik bekletme süresi ve 5°C sıcaklıkta, yağ içermeyen sentetik bir süt endüstrisi atıksuyu için, havasız ardışıklı kesikli reaktör sistemi, %62 civarında çözünmüş KOİ ve %75 civarında BOİ₅ giderimi sağlamıştır. 5–20°C sıcaklık ve 6–24 saat hidrolik bekletme seviyeleri için ise, KOİ giderimi %62–90, BOİ₅ giderimi %75–90 arasında değişmiştir (Banik ve Dague, 1997).

Son çalışmalarda, süt endüstrisi atıksuyunun havasız ardışık-kesikli reaktör sistemi ile arıtılması için gerekli temel prensipler ve sistemin arıtma verimi irdelenmektedir (Ruiz ve diğ., 2001).

Sülfat içeren atıksuların anaerobik arıtımının son ürünlerin belirlenmesinde ise, önemli bir aşama aşı çamurunun alıştırma devresidir. Yapılan birçok çalışma, SRB'lerin besi maddesi için diğer anaeroblarla yer değiştirmesini gösteren kinetik özelliklere dayanmaktadır (Widdel, 1988; Oude-Elferink ve diğ., 1994; Colleran ve diğ., 1995; O'Flaherty ve diğ., 1998a).

Bu SRB'lerin aktif popülasyonuna sahip sülfata adapte olmuş çamurla hem laboratuvar ölçekli (Visser ve diğ., 1993; McCartney ve Oleskiewicz, 1993) hem de tam ölçekli (O'Flaherty ve diğ., 1998b) çalışmalarla desteklenmiştir. Sülfata öncelikli olarak adapte olmayan çamurlarda SRB ve MPB arasında rekabetin son ürünleri ve durumu üzerine yapılan çok az çalışma vardır (O'Flaherty, 1999).

Sülfat redüksiyon prosesinin bir son ürünü olan çözünmüş sülfid konsantrasyonu 200 mg/L'yi aştığında, metan oluşturan bakteriler için toksiditenin başladığı bildirilmiştir (Lawrence ve diğ., 1964). Yapılan araştırmalar, genellikle atıksulardan sülfat uzaklaştırmasına ve sülfür toksiditesini azaltmaya yöneliktir (Mishra ve diğ., 1995; Omil ve diğ., 1997; Chen ve Horan, 1998; Smul ve diğ., 1999; Silva ve diğ., 2002).

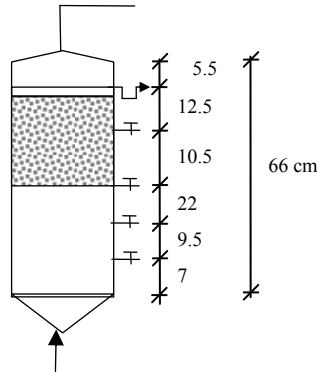
Anderson ve diğ. (1988), sülfat indirgenmesini ve metan oluşumunu ayırmak için iki aşamalı anaerobik prosesi kullanmışlardır. Zhou ve diğ. (1991), sülfatça zengin organik atıksuları arıtmak için anaerobik sistemi kullandığı zaman FeCl_3 ilave ederek başarılı bir şekilde sülfür inhibisyonunun üstesinden gelmişlerdir (Wang ve Banks, 2007).

4. MATERYAL VE METOD

4.1. Reaktörler

Çalışmada kullanılan reaktörler 5,5 cm iç çapında, 66 cm yüksekliğinde ve 12 mm et kalınlığında PVC'den yapılmış borulardan üretildi. Reaktörün üst kısmına bir gaz toplama bacası yerleştirildi. Reaktörlerde oluşan UKM ve KOİ konsantrasyonlarının belirlenmesi amacıyla reaktör boyunca 12,5, 10,5, 22, 9,5 cm aralıklı biri dolgu malzemesine gelmek üzere 4 adet küresel vana yerleştirildi (Şekil 4.1). Akışı düzenli olarak sağlamak amacıyla, reaktörün alt kısmında huni şeklinde su giriş düzenneği oluşturuldu. Reaktörler içerisine üçayaklı pirinçten yapılmış 3 mm çapında bir mil yerleştirilerek dolguyu desteklemek için dolgu malzemesinin üst ve alt kısmına fiberden yapılmış göz genişliği 2 mm olan dairesel ızgaralar yerleştirildi. Gaz ve mikroorganizma kaçışını engellemek için, reaktörlerin çıkış kısmına alüminyumdan yapılmış U boruları konuldu. Reaktörün girişine 2 cm çapında ve 1,5 mm et kalınlığında olan besleme hortumları bağlandı ve uçlarına huniler monte edildi. Tüm reaktörlere eşit miktarda debi sağlamak amacıyla besleme, multi kanallı (12 kanal) peristaltik pompa (Watson Marlow, model 205S/CA12) ile sağlandı.

Reaktörlerdeki dolgu malzemeleri 2,38–4,36 mm çapında perlit, bazalt ve kuvars gibi doğal malzemelerden seçildi. Dolgu yükseklikleri ile malzeme cinsi ve dolgu ağırlıkları Tablo 1. de verilmiştir. Dolgu malzemelerinin yoğunluk farklarından dolayı, reaktör hacimleri küçük farklılıklar oluşturduğundan besleme hortumları uzatılarak tüm reaktörlerin hacmi 1700 ml olacak şekilde ayarlandı. Giriş besleme hortum uzunlukları 80 cm ile 166 cm arasında tutuldu. Her dolgu malzemesi için toplam dolgu yüksekliği/toplam reaktör yüksekliği oranı 1/5, 1/4 ve 1/3 olarak belirlenerek, 3 adet perlit (P1,P2,P3), 3 adet bazalt (B1,B2,B3) ve 3 adet kuvars (K1,K2,K3) dolgulu reaktör oluşturuldu.

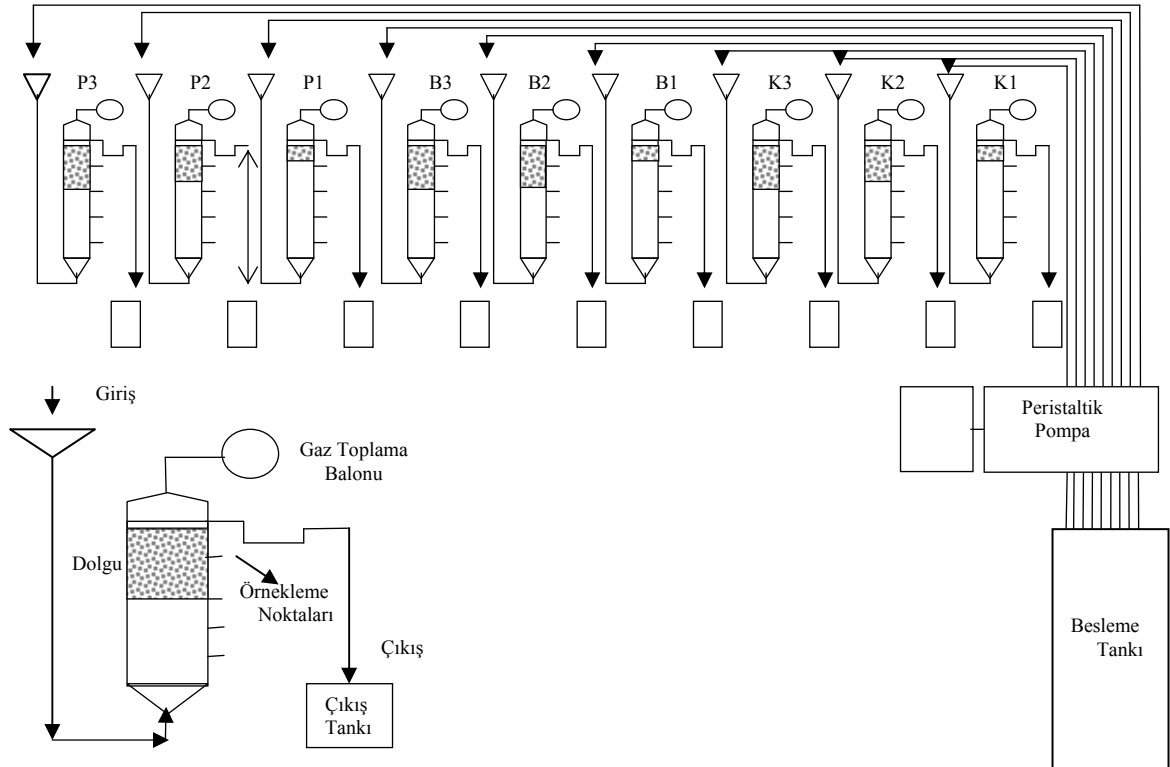


Şekil 4. 1. Hibrit reaktörün şematik görünümü.

Tablo 4. 1. Paket malzemesinin karakteristiği

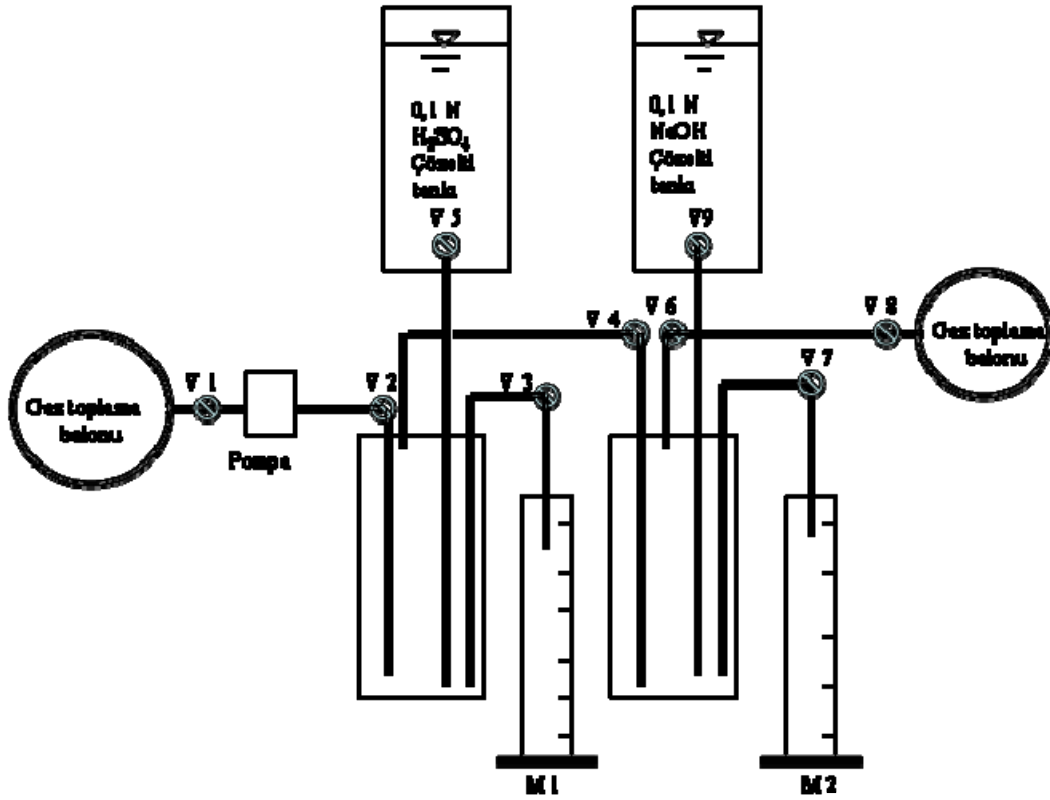
Reaktörler	P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
Dolgu oranları	1/5	1/4	1/3	1/5	1/4	1/3	1/5	1/4	1/3
T. ağırlık, g	26	38,84	60,77	162,62	251,18	376	507,7	742,1	859,1
Yoğunluk, gr/cm ³	0,27	0,27	0,27	2,90	2,90	2,90	2,65	2,65	2,65
Hacim, ml	1452	1352	1263	1421	1305	1214	1315	1270	1176

Sızdırmazlık kontrolü ve reaktör hacimlerini belirlemek için reaktörler musluk suyu doldurularak 3 gün süreyle çalıştırıldı. Her bir reaktör çıkışına 1,5 L hacimli örnekleme kapları yerleştirildi. Toplanan gazların tespitinde ve gaz vanalarının bağlanması ve sızdırmazlıkları sağlandı. Isıtma odası ahşap materyalden ve dış ortamdan etkilenmeyecek şekilde izole edilerek inşa edildi. Isıtma odası, 3 m² (2m x 1,5m x 2,5m) alan üzerine kuruldu. Reaktörler mezofilik şartlarda işletildi. Sistem için mezofilik şartlarda (37±1 °C) ısı temin etmek için 2400 W gücünde ısıtıcı ve buna bağlı olarak 0,1 °C hassasiyette termostat kullanıldı.

**Şekil 4. 2.** Hibrit reaktörlerin şematik görünümü.

4.2. Gaz Ölçüm Düzenegi

Toplam gaz ölçümü için sıvı yer değiştirme metodu kullanıldı (Şekil 4.3). Toplam gaz hacmini belirlemek için, gaz toplama balonu üzerindeki V1 vanası kapatılarak, balon rektörden çıkartıldı ve reaktöre yenisi bağlandı. Daha sonra balon hava pompasına bağlandı. Pompa, tamamen asit çözeltisi ile doldurulmuş 8 L hacmindeki taşıma kabına monte edildi. Bu esnada V2 ve V3 vanaları açık, V4 ve V5 vanaları kapalı konumda tutularak pompa çalıştırıldı. Taşıma kapının üzerinde biriken gaz hacmi kadar sıvı taşarak, M1 mezüründe ölçüldü ve toplam gaz miktarı belirlendi.



Şekil 4. 3. Gaz ölçüm düzeneğinin şematik görünümü.

Toplam gaz içerisindeki karbondioksit miktarını belirlemek için ikinci taşıma kap 0,1 N sodyum hidroksit çözeltisi ile dolduruldu. Bu amaçla V2 ve V3 vanaları kapatılarak V5 ve V4 vanaları açıldı. Asit çözeltisi basıncının etkisi ile taşıma kabı üzerindeki gazın baz çözeltisine aktarılması sağlandı. Bu sırada V6 ve V9 vanaları kapalı, V7 vanası açık konumda tutuldu ve taşan baz çözeltisi M2 mezürüyle ölçüldü. Baz çözeltisi üzerinde biriken gazı önceden vakumlanmış olan balona aktarmak için V4, V6 ve V7 vanaları kapatılarak, V8 ve V9 vanaları açık tutuldu. Baz tankından gelen çözeltinin basıncı ile üst kısımdaki gaz, analizi yapılmak üzere balonda toplandı.

4.3. Sentetik atıksu karakterizasyonu

KOİ kaynağı olarak kullanılan sentetik atıksuyun formülasyonu Tablo 4.2’de gösterilmiştir. Bu çözeltinin 5000 ± 60 mg KOİ/L’ye eşdeğer olduğu bildirilmektedir (Wu ve diğ., 2000). Reaktörlere beslenen sentetik atıksuyun KOİ/N/P oranı 146/6,8/1 ile 155/6/1 aralığında değişmektedir.

Tablo 4. 2. Sentetik atıksuyun bileşenleri (5000 ± 40 mg KOİ/L) (Wu ve diğ., 2000).

Bileşenler	mg/L	Firma
Bakteriyolojik pepton	1000	LAB M
Glikoz	3400	AKLAR
Et ekstraktı	700	LAB M
Sodyum bikarbonat (NaHCO_3)	3000	ADR
Kalsiyum klorür ($\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$)	48,2	Merck
Magnezyum sülfat ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	53,2	Merck
Amonyum klorür (NH_4Cl)	400	Merck
Demir sülfat ($\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$)	40	Fluka
Potasyum di hidrojen orto-fosfat (KH_2PO_4)	200	Merck

Tablo 4.3. Sentetik atıksuyun KOİ konsantrasyonlarına göre Alkalinite, TKM, UKM ve AKM konsantrasyonları

KOİ, mg/L	Alkalinite, mg/L	TKM, mg/L	UKM, mg/L	AKM, mg/L
5000 ± 40	2240 ± 40	9720 ± 80	4310 ± 60	720 ± 10
7500 ± 130	3360 ± 70	11120 ± 110	6450 ± 70	810 ± 30
10000 ± 240	4360 ± 90	14280 ± 130	8600 ± 90	1040 ± 40
12500 ± 350	5400 ± 120	15200 ± 170	10750 ± 110	1260 ± 70
15000 ± 490	6520 ± 140	21280 ± 210	12900 ± 120	1830 ± 90

4.4. Yapılan Analizler ve Analiz Yöntemleri

Çalışma süresince toplam azot (Kit no:14537), sülfat (Kit no:14791), TOK (Kit no:14878), TUA (Kit no:01763) ve toplam fosfor (Kit no:14543) Nova 60 Spectraquant® (Merck) test kitleri kullanılarak belirlendi. Çalışmadaki pH değerleri, ORİON marka, 420A model, pH metre ile ölçülmüştür. İletkenlik WTF-LF 330 ile ölçüldü.

Çalışma süresince kullanılan tüm kimyasallar analitik saflıktadır (Merck). Toplam katı madde (TKM), Toplam uçucu katı madde (UKM), Toplam askıda katı madde (AKM), Kimyasal oksijen ihtiyacı (KOİ), Toplam alkalinite analizleri yapıldı.

Gazdaki karbondioksit, reaktörlerde biriken toplam gaz ile NaOH çözeltisinden geçen gaz arasındaki farktan hesaplandı. Deneyleri doğrulamak için Madur (GA-21Plus) marka gaz analiz cihazında ayrıca karbondioksit ölçümleri de yapılmıştır. Gaz ölçüm düzeneğinden karbondioksiti alınmış olarak çıkan gaz 5 ml'lik sızdırmaz enjektörlere alınarak etiketlendi ve Tablo 4.4'de belirtilen şartlar altında analiz edildi. Gaz kromatografisi ile yapılan analizlerde analitiksel metan standardı Fluka (Katalog No: 02329) kullanıldı. Gaz kromatografisinde (SRI 8610) metan standardı ve reaktörlerde oluşan metan miktarlarıyla elde edilen pik alanları integratör (ATI UNICAM-4185 Computing integratör) ile hesaplandı ve konsantrasyonlar bulundu.

Tablo 4. 4. Gaz kromatografisinde metan analizi yapmak için optimize edilen şartlar.

Alet özellikleri	
Gaz kromatografisi	SRI 8610
Dedektör	TCD (Termal Conductivity Dedektör)
Kolon	Carbowax
Kolon sıcaklığı	60 °C
Taşıyıcı Gaz	Azot Gazı
Parametreler	
Taşıyıcı Gaz Akış hızı	30 ml/dk
Detektör sıcaklığı	90°C
Örneğin enjekte edilen miktarı	0,5 ml

5. BULGULAR

5.1. Aşı Karakterizasyonu

Aşılama, Adana’da bulunan Anadolu Efes Biracılık Sanayi Arıtma Tesisindeki UASB reaktörlerinden alınan granüler çamurla yapıldı. Aşının KOİ’si 21–23 g/L ve UKM konsantrasyonu yaklaşık 12 g/L olarak belirlendi. Aşı karakterizasyonu Tablo 5. 1’de verilmiştir.

Tablo 5. 1. Aşı karakterizasyonu.

Parametreler	Konsantrasyon
KOİ, mg/L	22000
AKM, mg/L	4700
TKM, mg/L	20210
UKM, mg/L	12110
pH	7,23

5.2. Alistırma ve İşletmeye Alma Safhası

Mikroorganizmaların reaktör ortamına uyum sağlaması ve paket malzemesi üzerinde gelişebilmeleri amacıyla uygulanan alıştırma safhasında, tüm reaktörler reaktör hacminin 1/3’ü aşı ve 2/3’ü 3000 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip sentetik atıksuyla dolduruldu. Alistırma safhası sırasında günlük olarak giriş ve çıkış KOİ konsantrasyonları, pH, oluşan toplam biyogaz miktarı takip edildi. Bu ölçümlere ilave olarak üç günde bir, alkalinite, toplam katı madde, toplam uçucu katı madde tayinleri yapıldı. Model reaktöre besleme yapıldığı andan itibaren pH değerlerinde çok fazla salınım gözlenmemiş, çıkış suyu pH değerleri çoğunlukla 6,6 ile 7,1 arasında kalmıştır. Reaktörlerde pH’ın 6’nın altına düştüğü durumlarda 0,1 N NaOH çözeltisi kullanılarak pH ayarı yapıldı. Sistemde kararlı koşullar elde edildikten sonra pH değerinde herhangi bir düşme gözlenmedi. Deneysel çalışmalar süresince alkalinite, metan bakterilerinin büyümesi için gerekli olan minimum 1500 mg CaCO₃ /L değerinin çok üstünde ölçüldü.

Sistemde uygulanan işletme koşulları değiştirilmeden aynı verim elde edilmeye başlandığında sistemde kararlı koşulların oluştuğu ilkesinden yola çıkılarak, sabite yakın KOİ giderme verimi ve toplam gaz elde edilmesi üzerine, işletmeye alma çalışmaları sonuçlandırılmış ve giriş KOİ konsantrasyonu arttırılarak deneysel çalışmalara devam edilmiştir. İşletmeye alma safhasının ilk aşamasında, hidrolik bekleme süresi (HBS) 24 saat, atıksuyun KOİ konsantrasyonu 3000 mg/L ve buna bağlı olarak organik yük (OY) 0, 3 kg KOİ/m³.gün olarak sabit tutuldu. Reaktörlerde uygun KOİ verimi ve gaz oluşumunun görülmesi

üzerine ikinci aşamada tüm reaktörler 5000 ± 40 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip sentetik atık suyla 7 gün süreyle beslendi. Bu süreçte reaktörlerin daha yüksek organik yüke alıştırılması sağlandı ve bundan dolayı bu tarihlerde KOİ giderme verimleri dikkate alınmadı. İşletmeye alma döneminin ilk 5 gününde ise KOİ verimlerinin düşük düzeyde kaldığı, 5. günü takiben verimin arttığı ve 13. gün sonunda % 70'i aştığı belirlendi. Reaktör verimlerinin artmasını takiben dolgu malzemesi ve dolgu yüksekliğine göre optimum verimleri belirlemek amacıyla düşük organik yüklerden başlayarak deneysel çalışmalar sürdürüldü.

İlk aşamda; farklı dolgu yüksekliklerine ve dolgu malzemesi cinsine sahip reaktörler farklı organik yüklerde çalıştırıldı. Hidrolik bekleme süresi-reaktör verimi, organik yük-reaktör verimi ve dolgu malzemesi cinsi-reaktör verimi ile dolgu yüksekliği-reaktör verimini belirlemek amacıyla çalıştırılan reaktörlerde pH, alkalinite, KOİ, giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranı, TKM, AKM verimleri incelendi.

5.3. Reaktör Performanslarının İncelenmesi

5.3.1. Perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler

Tablo 4. 1.'de özellikleri verilen P1, P2 ve P3 reaktörleri için 12, 24, 36 ve 48 saatlik HBS'nin ve organik yükün 5–7,5–10–12,5–15 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda tüm reaktörler sentetik atıksuyla beslendi. Her bir organik yük için sabit HBS'ler esas alınarak 5 kez alınan numunelerin ortalamaları esas alındı.

5.3.1. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)

İşletme devresi süresince reaktörler sabit HBS'de düşük organik yüklerle çalıştırılmış, giderek organik yük arttırılmıştır. 12 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan perlit dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 2 ve Tablo 5. 3'de görülmektedir.

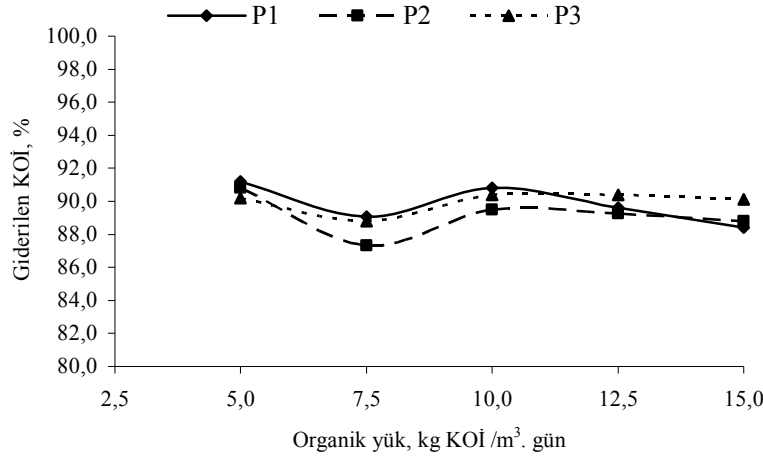
Elde edilen bulgulara göre 12 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ'nin 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda, ortalama KOİ verimi P1 için % 91,2, P2 için % 90,8 ve P3 için % 90,2 olarak tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ'nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ortalama KOİ verimleri büyükten küçüğe doğru P1 (% 89,1), P3 (% 88,8) ve P2 (% 87,3) olarak sıralandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer şekilde P1 (% 90,1), P3 (% 90,4) ve P2 (% 89,5) olarak sıralandı. En iyi KOİ verimi P3 reaktöründe organik yükün 12,5 ve 15kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda sırasıyla %90,4 ve % 90,1 olarak bulunmuştur (Şekil 5.1).

Tablo 5. 2. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

HBS:12 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı LCH ₄ /gKOİ _(gid)
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	
P1	7,45	6,18	2240	1270	43,3	5000	440	91,2	0,39
P2	7,45	6,03	2240	1210	46,0	5000	460	90,8	0,34
P3	7,45	6,25	2240	1130	49,6	5000	490	90,2	0,33
P1	7,52	6,34	3360	1690	49,7	7500	820	89,1	0,29
P2	7,52	6,11	3360	1660	50,6	7500	950	87,3	0,28
P3	7,52	6,18	3360	1610	52,1	7500	840	88,8	0,30
P1	7,58	6,09	4360	2400	45,0	10000	920	90,8	0,29
P2	7,58	6,03	4360	2290	47,5	10000	1050	89,5	0,29
P3	7,58	5,94	4360	2220	49,1	10000	960	90,4	0,34
P1	7,67	5,94	5400	3660	32,2	12500	1300	89,6	0,34
P2	7,67	5,95	5400	3400	37,0	12500	1340	89,3	0,29
P3	7,67	5,76	5400	3490	35,4	12500	1200	90,4	0,36
P1	7,81	5,52	6520	5680	12,9	15000	1740	88,4	0,32
P2	7,81	5,57	6520	5510	15,5	15000	1680	88,8	0,33
P3	7,81	5,79	6520	5330	18,3	15000	1480	90,1	0,34

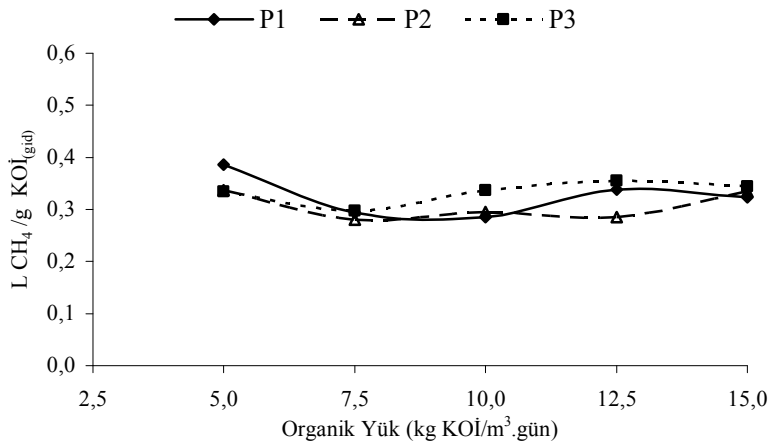
Tablo 5. 3. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:12 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün		TKM, mg/L		AKM, mg/L
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	
P1	5	5280	45,7	450	37,5
P2	5	5180	46,7	420	41,7
P3	5	5050	48,1	410	43,1
P1	7,5	6149	44,7	530	34,6
P2	7,5	5986	46,2	520	35,8
P3	7,5	5859	47,3	500	38,3
P1	10	8100	43,3	750	27,9
P2	10	7890	44,8	720	30,8
P3	10	7720	45,9	680	34,6
P1	12,5	8850	41,8	940	25,4
P2	12,5	8720	42,6	900	28,6
P3	12,5	8550	43,8	870	31,0
P1	15	12530	41,1	1390	24,0
P2	15	12230	42,5	1370	25,1
P3	15	12050	43,4	1350	26,2



Şekil 5. 1. 12 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama KOİ verimleri.

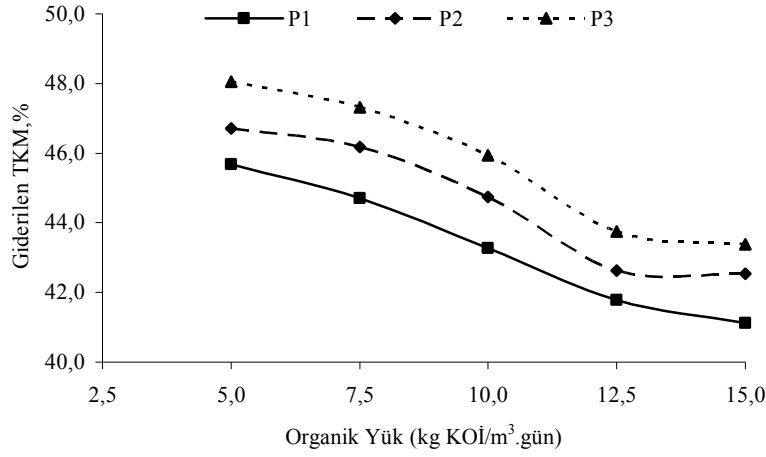
12 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ'nin 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranı sırasıyla 0,39, 0,34 ve 0,33 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu değerlere bakılarak, bu üç reaktörden P1 reaktörünün verimli olduğu görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise P3 0,30 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, P1 0,29 L.CH₄/g. KOİ_{gid} ve P2 0,28 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak sıralanmaktadır. Organik yükün arttığı 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda ise P3 reaktörü sırasıyla 0,34, 0,36, 0,34 değerleriyle, P1 ve P2 reaktörüne göre ön plana çıkmaktadır (Şekil 5. 2).



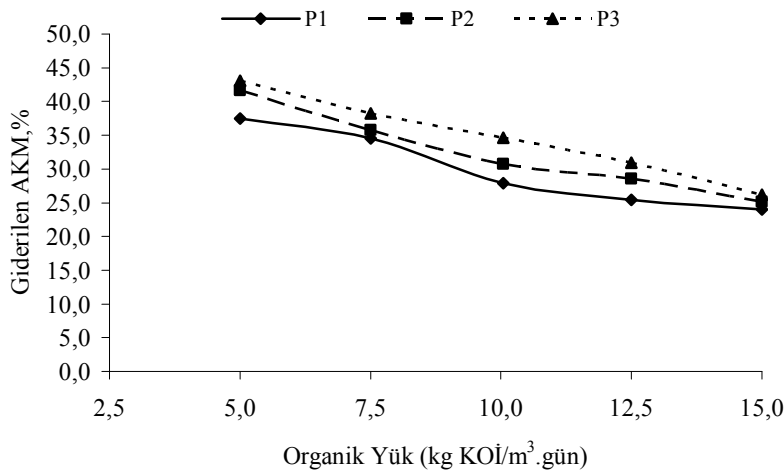
Şekil 5. 2. 12 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları

12 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda TKM verimi P1 için % 45,7 iken P2 ve P3 için sırasıyla % 46,7 ve % 48,1 olarak gerçekleşmektedir. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise P1, P2, P3 sırasıyla %44,7, %46,2, %47,3 olarak belirlendi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün’e yükseltildiğinde ise P3 %45,9’lik değerle en verimli reaktör iken P1 %43,3’lik değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da benzer bir sıralama elde edildi.

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda, AKM verimleri açısından P3 (% 43,1) > P2 (% 41,7) >P1 (% 37,5) şeklinde bir sıralama gerçekleşti. Organik yükün 7,5, 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da benzer bir sıralama meydana geldiği görülmektedir. TKM ve AKM giderim verimleri Şekil 5. 3 ve Şekil 5. 4’de görülmektedir.



Şekil 5. 3. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 4. 12 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Elde edilen bulgulara göre 12 saatlik HBS’de, organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda; P1 reaktörü için toplam gaz 2890 ml/gün, P2 reaktörü için 2598 ml/gün ve P3 reaktörü için 2560 ml/gün olarak ölçüldü. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ 7500 ± 130 mg/L iken, toplam gaz üretimi büyükten küçüğe sırasıyla, P3 reaktörü (3377 ml/gün), P1 reaktörü (3265 ml/gün) ve P2 reaktörü (3064 ml/gün) olarak sıralandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P3 reaktörü toplam gaz üretiminde en iyi reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 6762 ml/gün gaz üretimiyle P3 reaktörü en verimli reaktör olarak görülürken onu 6379 ml/gün ile P1 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 8044 ml/gün ile en fazla gaz üreten reaktörün P3 olduğu ve bu reaktörü 7595 ml/gün ile P1 ve 7491 ml/gün ile P2 reaktörlerinin izlediği tespit edildi (Tablo 5. 4).

Tablo 5. 4. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
Reaktör	kg KOİ/m ³ .gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
P1	5	2890	1760	60,90	988	34,20	142	4,90
P2	5	2598	1530	58,90	943	36,30	125	4,80
P3	5	2520	1510	59,92	927	36,80	83	3,28
P1	7,5	3265	1960	60,02	1133	34,70	172	5,28
P2	7,5	3064	1840	60,04	1082	35,30	143	4,66
P3	7,5	3377	1980	58,64	1168	34,60	228	6,76
P1	10	4445	2590	58,27	1622	36,50	233	5,23
P2	10	4480	2640	58,92	1631	36,40	210	4,68
P3	10	5226	3040	58,18	1876	35,90	310	5,93
P1	12,5	6379	3790	59,41	2309	36,20	280	4,39
P2	12,5	5583	3190	57,14	2088	37,40	305	5,46
P3	12,5	6762	4020	59,45	2373	35,10	369	5,45
P1	15	7595	4280	56,36	2878	37,90	436	5,75
P2	15	7491	4450	59,41	2794	37,30	247	3,30
P3	15	8044	4660	57,93	2936	36,50	448	5,57

5.3.1. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)

24 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan perlit dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 5 ve Tablo 5. 6’da görülmektedir.

24 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda P1 reaktörü için ortalama KOİ verimi % 95,80 iken P2 reaktörü ve P3

reaktörü için ortalama KOİ verimi % 95,40 olarak belirlendi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ise KOİ verimleri P1 reaktörü için % 95,7, P2 için % 93,9 ve P3 için % 93,5 olarak bulundu. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise KOİ verimleri P1 (% 95,5) > P3 (% 95,0) > P2 (% 94,3) olarak sıralandı. P3 reaktörü belirgin olarak, 12 saatte olduğu gibi, organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda %93,8 ve organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda % 92,8 KOİ giderme verimi ile en verimli reaktör olarak bulundu (Şekil 5. 5).

24 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda P1, P2 ve P3 reaktörleri için giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranı sırasıyla 0,55, 0,48 ve 0,53 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edilmiştir. Bu değerlere bakılarak, bu üç reaktörden P1 reaktörünün verimli olduğu görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise P3 reaktörü için 0,30 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, P1 reaktörü için 0,29 L.CH₄/g. KOİ_{gid} ve P2 reaktörü için 0,28 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak sıralanmaktadır.

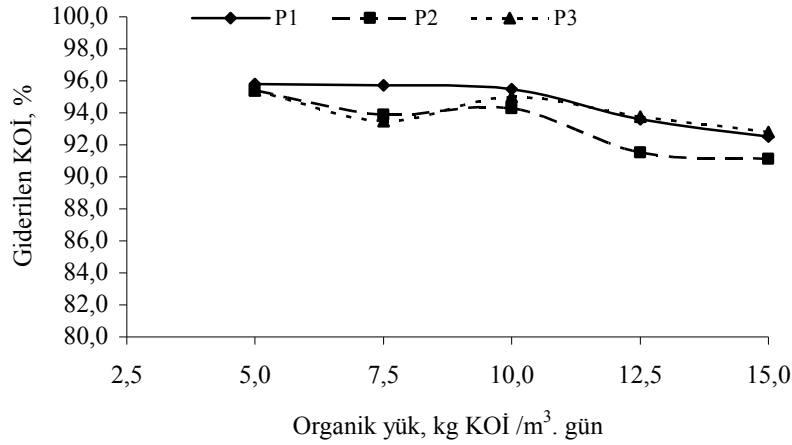
Tablo 5. 5. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:24 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı LCH ₄ /gKOİ _(gid)
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	
P1	7,45	6,89	2240	1600	28,6	5000	210	95,8	0,55
P2	7,45	6,80	2240	1350	39,7	5000	230	95,4	0,48
P3	7,45	6,91	2240	1440	35,7	5000	230	95,4	0,53
P1	7,52	6,62	3360	2040	39,3	7500	320	95,7	0,43
P2	7,52	6,55	3360	1880	44,1	7500	460	93,9	0,43
P3	7,52	6,65	3360	1910	43,2	7500	490	93,5	0,44
P1	7,58	6,61	4360	2970	31,9	10000	450	95,5	0,36
P2	7,58	6,63	4360	2710	37,8	10000	570	94,3	0,44
P3	7,58	6,62	4360	2500	42,7	10000	500	95,0	0,43
P1	7,67	6,16	5400	4150	23,2	12500	800	93,6	0,36
P2	7,67	6,06	5400	4050	25,0	12500	1060	91,5	0,36
P3	7,67	6,27	5400	3910	27,6	12500	780	93,8	0,38
P1	7,81	6,14	6520	5680	12,9	15000	1120	92,5	0,45
P2	7,81	5,87	6520	5510	15,5	15000	1330	91,1	0,41
P3	7,81	6,15	6520	5330	18,3	15000	1080	92,8	0,48

Organik yükün arttığı 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda P3 reaktöründe 0,34- 0,36’lık dönüşüm oranları gerçekleşerek P1 ve P2 reaktörüne göre ön plana çıkmaktadır. Yüksek organik yüklerde P1 reaktörü için dönüşüm oranı 0,36- 0,45 arasındayken, P2 reaktöründe 0,36- 0,44’lük oranlar sağlanmıştır (Şekil 5. 6).

Tablo 5. 6. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:24 SAAT					
	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
P1	5	4720	51,4	410	43,1
P2	5	4620	52,5	400	44,4
P3	5	4490	53,8	380	47,2
P1	7,5	5640	49,3	490	39,5
P2	7,5	5520	50,4	470	42,0
P3	7,5	5290	52,4	450	44,4
P1	10	7090	50,4	660	36,5
P2	10	7220	49,4	620	40,4
P3	10	6860	52,0	620	40,4
P1	12,5	7940	47,8	810	35,7
P2	12,5	7920	47,9	770	38,9
P3	12,5	7460	50,9	760	39,7
P1	15	11540	45,8	1200	34,4
P2	15	11230	47,2	1170	36,1
P3	15	10880	48,9	1140	37,7

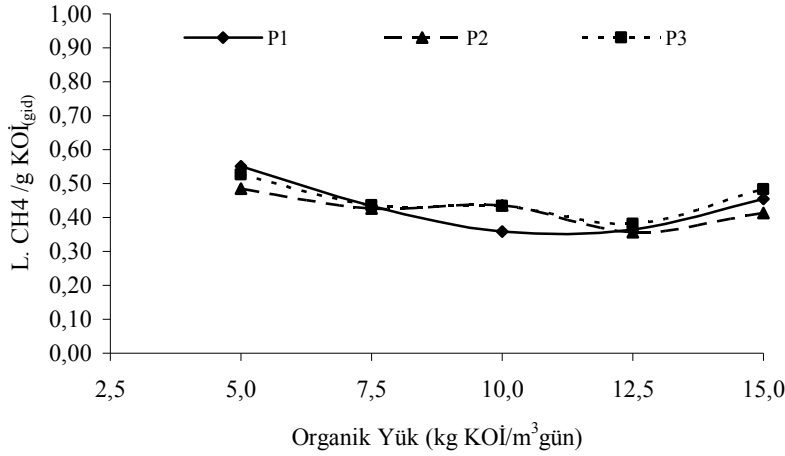


Şekil 5. 5. 24 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

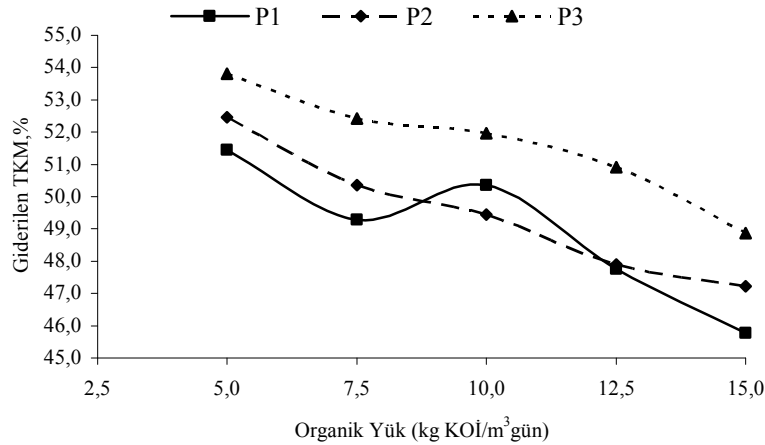
24 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda TKM verimi P1 için % 51,4 iken P2 ve P3 için sırasıyla % 52,5 ve % 53,8 olarak gerçekleşmektedir. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise P1, P2 ve P3 reaktörlerinde sırasıyla %49,3, %50,4, %52,4'lük TKM verimleri sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise

TKM verimi olarak P3 %52,0'lik değerle en verimli reaktör iken P1 %50,4'lik değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P1, P2'nin TKM verimleri sırasıyla % 47,8 ve % 47,9 iken P3 reaktöründe % 50,9'idi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarıldığında TKM verimleri P1, P2, P3 için sırasıyla % 45,8, % 47,2, % 48,9 değerlerine düşmüştür.

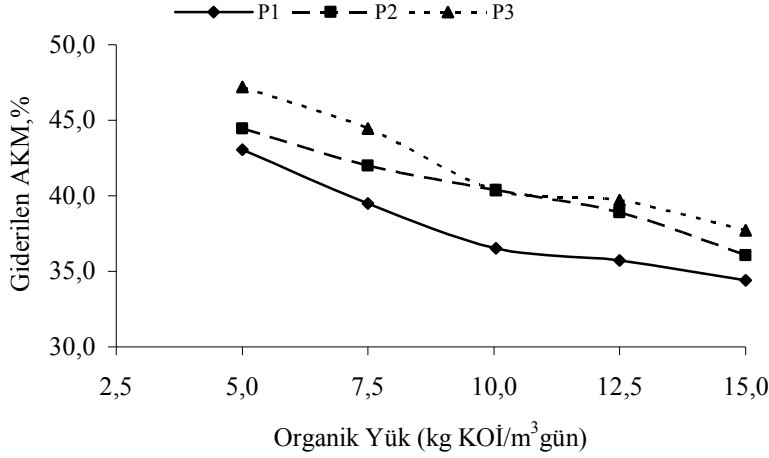
Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda AKM verimleri açısından reaktörler P3 (% 47,2) > P2 (% 44,4) >P1 (% 43,1) olarak sıralandı. Organik yükün 7,5, 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da benzer bir sıralama meydana geldiği görölmektedir. TKM ve AKM verimleri Şekil 5. 7 ve Şekil 5. 8'de görölmektedir.



Şekil 5. 6. 24 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.



Şekil 5. 7. 24 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri



Şekil 5. 8. 24 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri

Elde edilen bulgulara göre 24 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda üretilen toplam gaz P1 için 3767 ml/gün, P2 için 3282 ml/gün ve P3 için 3561ml/gün olarak tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda toplam gaz üretiminde P1 reaktörü 4458 ml/gün ile en verimli reaktör olarak gözlemlenirken P2 ve P3 reaktörlerinde 4261ml/gün gaz üremiştir. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P3 reaktörü (5795 ml/gün) en verimli reaktörü olarak bulunurken, bunu sırasıyla P2 (5795 ml/gün) ve P1 (4889 ml/gün) izlemektedir. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 6582 ml/gün gaz üretimiyle P3 en verimli reaktör olarak görülürken, bunu 6320 ml/gün ile P1 reaktörü izledi (Tablo 5. 7). Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P3 reaktörü 9622 ml/gün ile en fazla gaz üreyen reaktör olarak belirlenmiştir. P3 reaktörünü 9148 ml/gün ile P1 ve 8226 ml/gün ile P2 izlemektedir.

Tablo 5. 7. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
P1	5	3767	2640	70,08	953	25,30	174	4,62
P2	5	3282	2310	70,38	824	25,10	148	4,52
P3	5	3561	2510	70,49	915	25,70	136	3,81
P1	7,5	4458	3120	69,99	1150	25,80	188	4,21
P2	7,5	4261	3000	70,40	1087	25,50	175	4,10
P3	7,5	4261	3060	71,81	1070	25,10	132	3,09
P1	10	4889	3420	69,95	1257	25,70	213	4,35
P2	10	5636	4110	72,92	1336	23,70	191	3,38
P3	10	5795	4130	71,27	1408	24,30	257	4,43
P1	12,5	6320	4270	67,56	1757	27,80	293	4,64
P2	12,5	5969	4080	68,36	1647	27,60	241	4,05
P3	12,5	6582	4470	67,92	1797	27,30	315	4,78
P1	15	9148	6300	68,86	2406	26,30	442	4,84
P2	15	8226	5640	68,56	2238	27,20	349	4,24
P3	15	9622	6720	69,84	2425	25,20	477	4,96

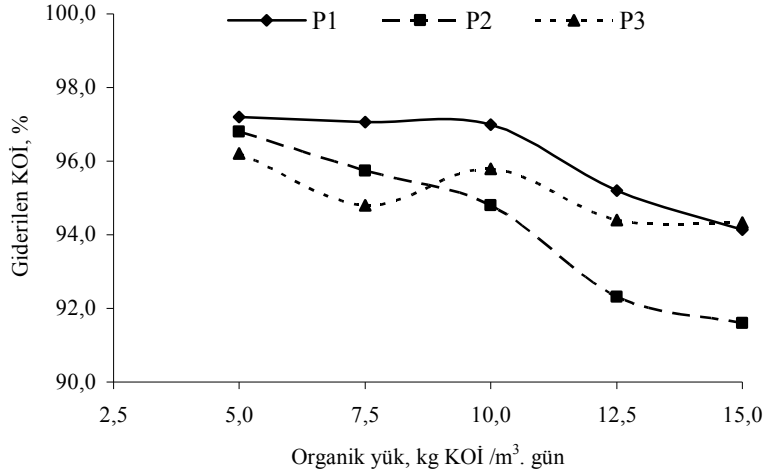
5.3.1. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)

Hidrolik bekleme süresinin 36 saat olarak belirlendiği perlit dolgulu reaktörlerde farklı organik yüklerdeki verimler Tablo 5. 8 ve Tablo 5. 9’da görülmektedir.

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda P1 reaktörü için ortalama KOİ verimi % 97,2 iken P2 reaktörü için % 96,8 ve P3 reaktörü için ortalama % 96,2 olarak belirlendi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ise P1 için % 97,1, P2 için % 95,7 ve P3 için % 94,8’lik KOİ verimleri sağlandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün’e yükseltildiğinde olduğu durumda P1 (% 97,0) > P3 (% 95,8) > P2 (% 94,8) olarak sıralandı. P1 reaktörü, organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda %95,2 ve organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda % 94,1’lük KOİ verimi sağlarken P3 reaktöründe KOİ verimi her iki organik yük için sırasıyla % 94,4 ve % 94,3 olarak gerçekleşti (Şekil 5. 9).

Tablo 5. 8. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

HBS:36 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L		Verim,%	Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış		
P1	7,45	7,08	2240	1960	12,5	5000	140	97,2	0,62
P2	7,45	7,02	2240	2020	9,8	5000	160	96,8	0,59
P3	7,45	6,94	2240	1810	19,2	5000	190	96,2	0,62
P1	7,52	7,14	3360	2640	21,4	7500	220	97,1	0,50
P2	7,52	7,03	3360	2870	14,6	7500	320	95,7	0,50
P3	7,52	6,82	3360	2500	25,6	7500	390	94,8	0,45
P1	7,58	6,79	4360	3770	13,5	10000	300	97,0	0,41
P2	7,58	6,79	4360	3680	15,6	10000	520	94,8	0,43
P3	7,58	6,88	4360	3510	19,5	10000	420	95,8	0,46
P1	7,67	6,63	5400	5140	4,8	12500	600	95,2	0,44
P2	7,67	6,64	5400	5260	2,6	12500	960	92,3	0,45
P3	7,67	6,69	5400	5000	7,4	12500	700	94,4	0,48
P1	7,81	6,61	6520	6170	5,4	15000	880	94,1	0,53
P2	7,81	6,14	6520	6090	6,6	15000	1260	91,6	0,50
P3	7,81	6,29	6520	5960	8,6	15000	850	94,3	0,55



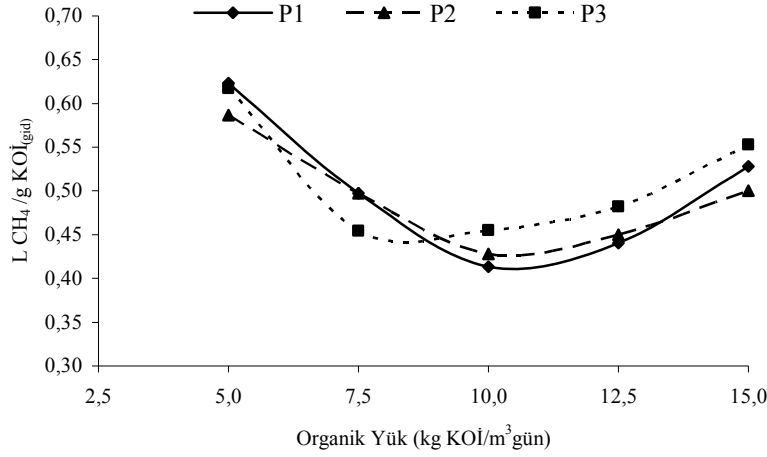
Şekil 5. 9. 36 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

Tablo 5. 9. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:36 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
P1	5	3640	62,6	310	56,9
P2	5	3480	64,2	300	58,3
P3	5	3320	65,8	280	61,1
P1	7,5	4370	60,7	370	54,3
P2	7,5	4240	61,9	350	56,8
P3	7,5	4040	63,7	350	56,8
P1	10	5670	60,3	500	51,9
P2	10	5330	62,7	490	52,9
P3	10	5100	64,3	460	55,8
P1	12,5	5980	60,7	660	47,6
P2	12,5	5840	61,6	620	50,8
P3	12,5	5530	63,6	610	51,6
P1	15	8520	60,0	1020	44,3
P2	15	8360	60,7	1010	44,8
P3	15	8220	61,4	930	49,2

36 saatlik HBS’de, organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda P1, P2 ve P3 reaktörleri için giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranı sırasıyla 0,62, 0,59 ve 0,62 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edilmiştir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, P1 ve P2 reaktörlerinde 0,50 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, P3 reaktöründe 0,45 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak bulundu. Organik yükün arttığı 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda ise P3 reaktörü sırasıyla 0,46, 0,48, 0,55 L.CH₄/g. KOİ_{gid} değerleriyle P1 ve P2 reaktörüne göre ön plana çıkmaktadır. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P1 reaktöründe dönüşüm oranları sırasıyla 0,41, 0,44, 0,53 L.CH₄/g. KOİ_{gid} değerlerindeki, P2 reaktöründe sırasıyla 0,43, 0,45, 0,50 L.CH₄/g. KOİ_{gid} değerlerindeki (Şekil 5. 10).

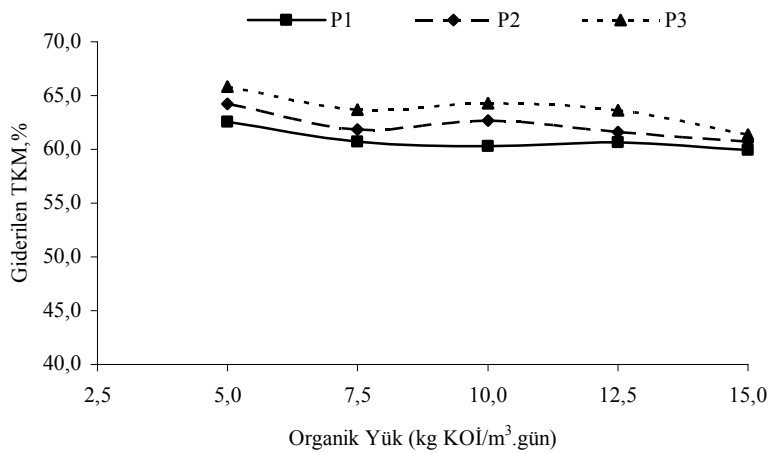
36 saatlik HBS’de ve 5 kg KOİ/ m³.gün’lük organik yükte olduğu durumda P1 reaktörü için TKM verimi % 62,6 iken P2 ve P3 reaktörleri için sırasıyla % 64,2 ve % 65,8 olarak gerçekleşmiştir. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise P1, P2, P3 sırasıyla %60,7, %61,9, %63,7’lük TKM verimleri sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün’e yükseltildiğinde ise P3 %64,3’lük değerle en verimli reaktör iken P1 %60,3’lük değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu.



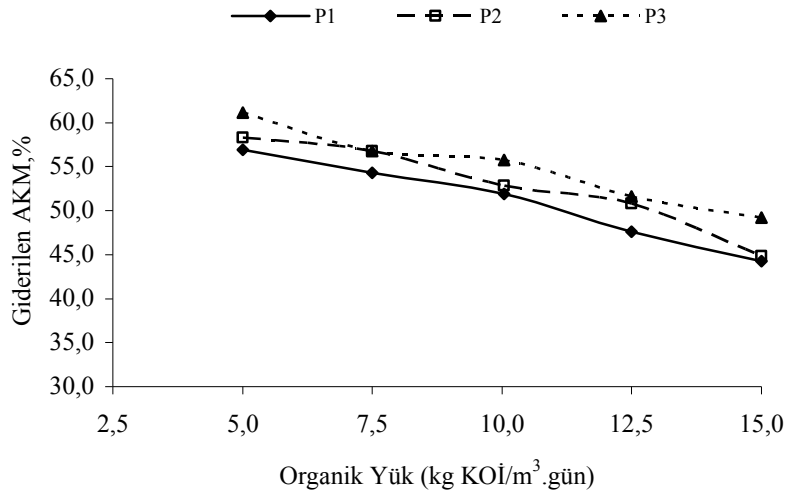
Şekil 5. 10. 36 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda TKM verimi P1 ve P2 reaktörleri için sırasıyla %60,7, %61,6 iken P3 için %63,6 olarak gerçekleşti. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarıldığında P1, P2 ve P3 reaktörleri için sırasıyla %60,0, %60,7, %61,4'lik TKM verimleri elde edildi.

AKM verimi incelendiğinde 5 kg KOİ/ m³.gün organik yükte AKM P3(% 61,1) > P2 (% 58,3) >P1 (% 56,9) değerleri tespit edildi. Organik yükün 7,5, 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlara benzer bir AKM verimi sıralaması görülmektedir. Şekil 5.11 ve Şekil 5.12'de TKM ve AKM verimleri görülmektedir.



Şekil 5. 11. 36 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri



Şekil 5. 12. 36 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Tablo 5. 10. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz ml/gün	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOI/m ³ gün		ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
P1	5	4085	3030	74,17	931	22,80	124	3,03
P2	5	3929	2840	72,28	943	24,00	146	3,72
P3	5	4022	2970	73,84	933	23,20	119	2,96
P1	7,5	5037	3620	71,87	1229	24,40	188	3,74
P2	7,5	4920	3570	72,56	1191	24,20	160	3,24
P3	7,5	4596	3230	70,28	1181	25,70	185	4,02
P1	10	5737	4010	69,90	1532	26,70	195	3,40
P2	10	5719	4060	70,99	1510	26,40	149	2,61
P3	10	6018	4360	72,45	1522	25,30	135	2,25
P1	12,5	7591	5240	69,03	2080	27,40	271	3,57
P2	12,5	7350	5190	70,62	1992	27,10	168	2,28
P3	12,5	8157	5690	69,76	2153	26,40	313	3,84
P1	15	10723	7460	69,57	2756	25,70	507	4,73
P2	15	9941	6880	69,21	2664	26,80	397	3,99
P3	15	11040	7830	70,93	2672	24,20	538	4,87

36 saatlik hidrolik bekleme süresi ve organik yükün 5 kg KOI/ m³.gün olduğu şartlarda toplam gaz üretimi bakımından P1 reaktörü, P3 reaktöründen biraz daha iyi olup, P2

en az gaz üreten reaktördü. P1 reaktöründe 4085 ml/gün, P2 reaktöründe 3929 ml/gün ve P3 reaktöründe 4022 ml/gün ortalama gaz üretimleri tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ'nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda toplam gaz üretimi açısından P1 reaktörü 5037 ml/gün ile en verimli reaktör olarak gözlemlenirken, P2 ve P3 reaktörlerinde sırayla 4920 ml/gün ve 4596 ml/gün'lük gaz üretimi gerçekleştirildi. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P3 (6018 ml/gün) reaktörü en verimli reaktörü olarak bulunurken bunu sırasıyla P1 (5737 ml/gün) ve P2 (5719 ml/gün) reaktörleri izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 8157 ml/gün gaz üretimiyle P3 en verimli reaktör olarak görülürken, bunu 7591 ml/gün ile P1 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P3 reaktörü 11040 ml/gün ile en fazla gaz üreten reaktördü. P3 reaktörünü 10723 ml/gün ile P1 ve 9941 ml/gün ile P2 reaktörleri izledi(Tablo 5. 10). Toplam gazdaki metan yüzdeleri incelendiğinde P1 reaktörü % 69,03 - % 74,17'lik oranlarla en yüksek yüzdeyi sağlamaktadır.

5.3.1. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (P1, P2, P3)

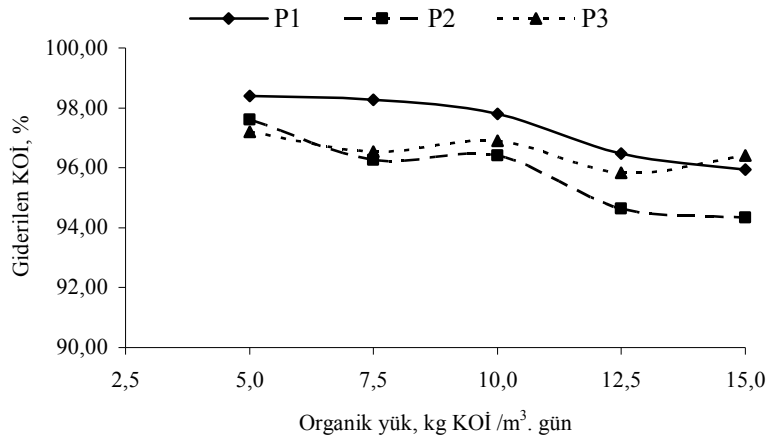
48 saatlik HBS için, farklı organik yüklerde çalışan perlit dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 11 ve Tablo 5. 12'de görülmektedir.

Tablo 5. 11. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

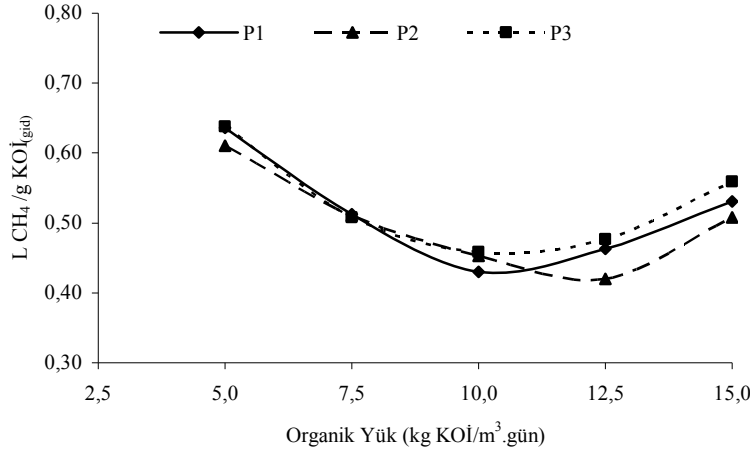
HBS:48 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
P1	7,45	7,08	2240	1880	16,1	5000	80	98,4	0,64
P2	7,45	7,33	2240	1980	11,6	5000	120	97,6	0,61
P3	7,45	7,36	2240	1900	15,2	5000	140	97,2	0,64
P1	7,52	7,27	3360	2460	26,8	7500	130	98,3	0,51
P2	7,52	7,34	3360	2560	23,8	7500	280	96,3	0,51
P3	7,52	7,28	3360	2580	23,2	7500	260	96,5	0,51
P1	7,58	7,13	4360	3950	9,4	10000	220	97,8	0,43
P2	7,58	7,14	4360	4120	5,5	10000	360	96,4	0,45
P3	7,58	7,19	4360	3970	8,9	10000	310	96,9	0,46
P1	7,67	6,83	5400	5240	3,0	12500	440	96,5	0,46
P2	7,67	6,92	5400	5250	2,8	12500	670	94,6	0,42
P3	7,67	7,11	5400	5040	6,7	12500	520	95,8	0,48
P1	7,81	6,76	6520	6300	3,4	15000	610	95,9	0,53
P2	7,81	6,68	6520	6160	5,5	15000	850	94,3	0,51
P3	7,81	6,74	6520	6010	7,8	15000	540	96,4	0,56

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu şartlarda P1 reaktörü için ortalama KOİ verimi % 98,4 iken, P2 reaktörü için % 97,6 ve P3 reaktörü için % 97,2 oranlarında gerçekleşti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ise, sıralama P1 (% 98,3) > P2 (% 96,3) > P3 (% 96,5) şeklindeydi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarıldığında % 97,8'lik KOİ verimiyle P1, % 96,9'lik KOİ verimiyle P3 ve % 96,4'lik KOİ verimiyle P2 reaktörleri ön plana çıkmıştır. P1 reaktöründe, 12,5 kg KOİ/ m³.gün'lük organik yükte %96,5 KOİ verimi sağlanırken, organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiği şartlarda % 95,9 KOİ verimi gerçekleşti. P3 reaktöründe ise, aynı şartlarda KOİ verimi %95,8 ve %96,4 olarak tespit edildi (Şekil 5. 13).

48 saatlik HBS'de, organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu şartlarda giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranı P1, P2 ve P3 reaktörleri için sırasıyla 0,64, 0,61 ve 0,64 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, üç reaktörde de 0,51 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Organik yükün arttığı 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda 0,43, 0,45, 0,46 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak bulundu. 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün değerlerindeki organik yüklerde ise P3 reaktörü sırasıyla 0,48, 0,56 değerlerindeki dönüşüm oranlarıyla P1 ve P2 reaktörüne göre daha verimliydi. Şekil 5. 20 incelendiğinde organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda P1 reaktörü sırasıyla 0,46, 0,53 L.CH₄/g. KOİ_{gid} değerlerindeyken P2 reaktörü sırasıyla 0,42, 0,51 L.CH₄/g. KOİ_{gid} değerlerine düşmüştür.



Şekil 5. 13. 48 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.



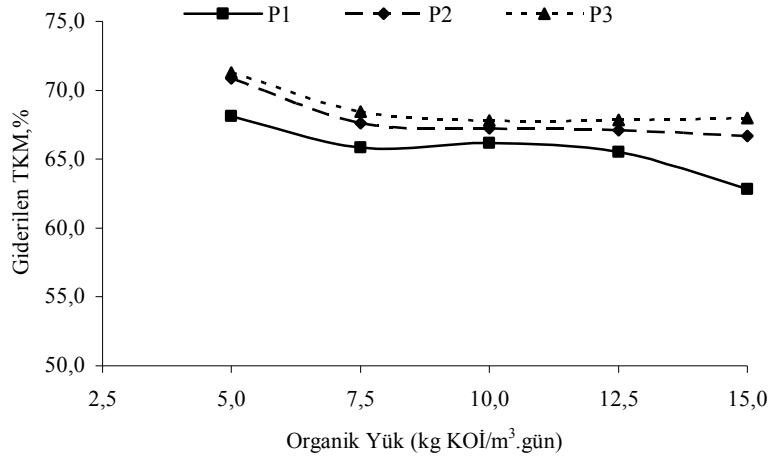
Şekil 5. 14. 48 saatlik HBS' inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

Tablo 5. 12. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

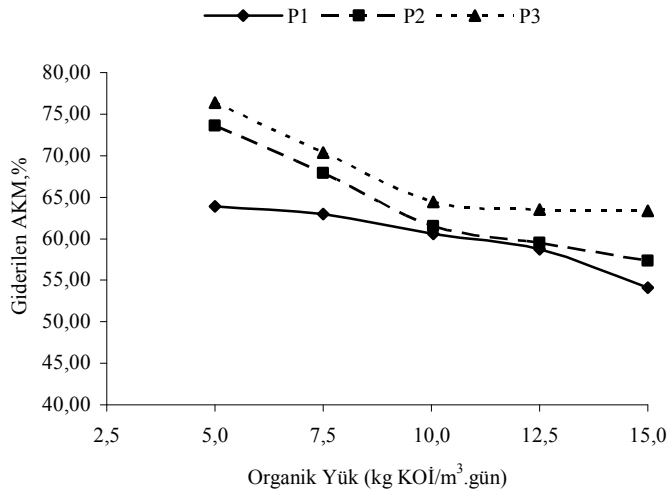
HBS:48 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m³.gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
P1	5	3100	68,1	260	63,9
P2	5	2830	70,9	190	73,6
P3	5	2790	71,3	170	76,4
P1	7,5	3800	65,8	300	63,0
P2	7,5	3600	67,6	260	67,9
P3	7,5	3510	68,4	240	70,4
P1	10	4830	66,2	410	60,6
P2	10	4680	67,2	400	61,5
P3	10	4600	67,8	370	64,4
P1	12,5	5240	65,5	520	58,7
P2	12,5	5000	67,1	510	59,5
P3	12,5	4890	67,8	460	63,5
P1	15	7910	62,8	840	54,1
P2	15	7090	66,7	780	57,4
P3	15	6810	68,0	670	63,4

Şekil 5. 21. ve Şekil 5. 22.'de 48 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda reaktörlerdeki TKM verimleri, P1 reaktörü için % 68,1 iken, P2 ve P3 reaktörleri için sırasıyla % 70,9 ve % 71,3 olarak gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün

iken P1, P2 ve P3 reaktörlerinde sırasıyla % 66,0, % 67,6, % 68,4 TKM verimi sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise P1, P2 ve P3 reaktörlerinde sırasıyla % 66,2, % 67,2 ve % 67,8 TKM verimi tespit edildi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken P2 ve P3 reaktörlerinde TKM verimi sırasıyla, %67,1 ve % 67,8 iken P1 reaktöründe bu oran % 65,5 olarak bulundu.



Şekil 5. 15. 48 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri



Şekil 5. 16. 48 saatlik HBS’ inde perlit dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da P1, P2 ve P3 reaktörlerindeki TKM verimi sırasıyla % 62,8, % 66,7 ve % 68,0 olarak gerçekleşti.

Organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken AKM verimi açısından P3(% 76,4) > P2 (% 73,6) >P1 (% 63,9) şeklinde bir sıralama gerçekleşti. Organik yükün 7,5, 10 ve 12,5 kg KOİ/ m³.gün

olduğu durumda 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer bir sıralama meydana geldiği görülmektedir. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda AKM verimi açısından P3 reaktörü %63,4 değerle ön plana çıktı.

Tablo 5. 13. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre perlit dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
P1	5	4109	3130	76,17	805	19,60	174	4,24
P2	5	4013	2980	74,25	823	20,50	211	5,25
P3	5	4080	3100	75,99	791	19,40	188	4,61
P1	7,5	5143	3780	73,49	1147	22,30	216	4,21
P2	7,5	5050	3690	73,07	1116	22,10	244	4,83
P3	7,5	5032	3680	73,13	1132	22,50	220	4,37
P1	10	5811	4210	72,45	1447	24,90	154	2,65
P2	10	5972	4370	73,17	1445	24,20	157	2,63
P3	10	6083	4440	73,00	1442	23,70	201	3,30
P1	12,5	7997	5580	69,78	1959	24,50	458	5,72
P2	12,5	7336	4970	67,75	1841	25,10	524	7,15
P3	12,5	8160	5710	69,97	1934	23,70	516	6,33
P1	15	10549	7640	72,43	2310	21,90	599	5,67
P2	15	10071	7180	71,30	2427	24,10	464	4,60
P3	15	10951	8084	73,82	2322	21,20	545	4,98

Hidrolik bekleme süresi 48 saat ve organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken, P1, P2 ve P3 reaktörlerinin toplam gaz üretimi birbirine yakın değerlerde (4080–4109 ml/gün) gerçekleşti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, P1 reaktöründe toplam gaz üretimi 5143 ml/gün olarak bulundu. P2 ve P3 reaktörlerinde ise birbirine yakın değerler elde edildi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde, P3 reaktörü (6083 ml/gün) en verimli reaktör olarak bulunurken. Bunu sırasıyla P2 (5972 ml/gün) ve P2 (5811 ml/gün) izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da 8160 ml/gün gaz üretimiyle P3 en verimli reaktör olarak görülürken, bunu 7997 ml/gün ile P1 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da yine P3 reaktörü 10951 ml/gün gaz üretimiyle en iyi performansı gösterdi.

5.3.2. Bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler

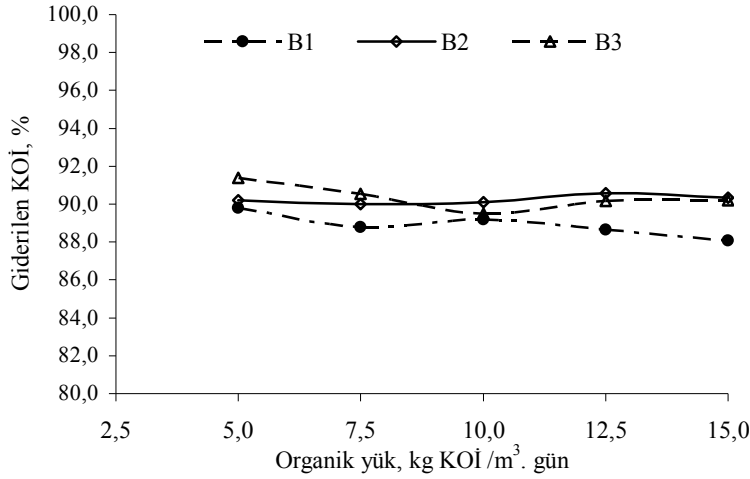
5.3.2. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)

12 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan bazalt dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 14 ve Tablo 5. 15’de görülmektedir.

Elde edilen bulgulara göre 12 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000± 40 mg/L olduğu durumda, ortalama KOİ verimleri B1 reaktörü için % 89,8, B2 reaktörü için % 90,2 ve B3 reaktörü için % 91,4 olarak belirlendi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ortalama KOİ verimleri, B1 reaktörü (% 88,8), B2 reaktörü (% 90,0) ve B3 reaktörü (% 90,5) şeklinde sıralandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda B1 reaktörü (% 89,2), B2 reaktörü (% 90,1) ve B3 reaktörü (% 89,5) olarak sıralandı. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün’e çıkarıldığında B2 reaktörü için ortalama KOİ verimi % 90,6 ve 15 kg KOİ/ m³.gün’e çıkarıldığında % 90,3 olarak gerçekleşti. Bu organik yüklerde B2 reaktörü, B1 ve B3 reaktörüne göre ön plana çıkmaktadır. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken B1 reaktörü ve B3 reaktörü için sırasıyla %88,6, %90,2 düzeylerinde KOİ verimleri gerçekleşti. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise % 88,1 ve % 90,2’lik KOİ verimi sağlandı (Şekil 5. 17).

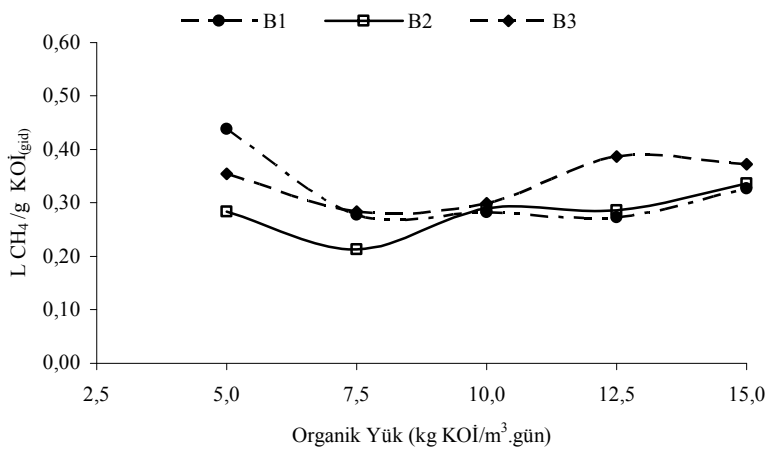
Tablo 5. 14. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:12 SAAT									
pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L				KOİ, mg/L		Dön. Oranı	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
B1	7,45	6,57	2240	1120	50,0	5000	510	89,8	0,44
B2	7,45	6,54	2240	1380	38,4	5000	490	90,2	0,28
B3	7,45	5,97	2240	1200	46,4	5000	430	91,4	0,35
B1	7,52	6,39	3360	1640	51,2	7500	840	88,8	0,28
B2	7,52	6,44	3360	1880	44,1	7500	750	90,0	0,21
B3	7,52	6,23	3360	1600	52,4	7500	710	90,5	0,28
B1	7,58	5,90	4360	2600	40,4	10000	1080	89,2	0,28
B2	7,58	6,05	4360	2640	39,5	10000	990	90,1	0,29
B3	7,58	5,94	4360	2690	38,3	10000	1050	89,5	0,30
B1	7,67	5,91	5400	3250	39,8	12500	1420	88,6	0,27
B2	7,67	6,09	5400	3910	27,6	12500	1180	90,6	0,29
B3	7,67	6,08	5400	3820	29,3	12500	1230	90,2	0,39
B1	7,81	5,36	6520	5480	16,0	15000	1790	88,1	0,33
B2	7,81	5,55	6520	5550	14,9	15000	1450	90,3	0,34
B3	7,81	5,62	6520	5520	15,3	15000	1470	90,2	0,37



Şekil 5. 17. 12 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

12 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000±40 mg/L olduğu durumda giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları B1, B2 ve B3 reaktörlerinde sırasıyla 0,44, 0,28 ve 0,35 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu değerlere bakılarak, bu üç reaktörden B1 reaktörünün, B2 ve B3 reaktörüne göre daha verimli olduğu Şekil 5. 18’den de görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, B1 ve B2 reaktörleri için dönüşüm oranları, 0,28 L.CH₄/g KOİ_{gid} ve 0,21 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak bulundu. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda B1, B2 ve B3 reaktörleri için dönüşüm oranları sırasıyla 0,28, 0,29 ve 0,30 L.CH₄/g KOİ_{gid} şeklinde sıralandı.



Şekil 5. 18. 12 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

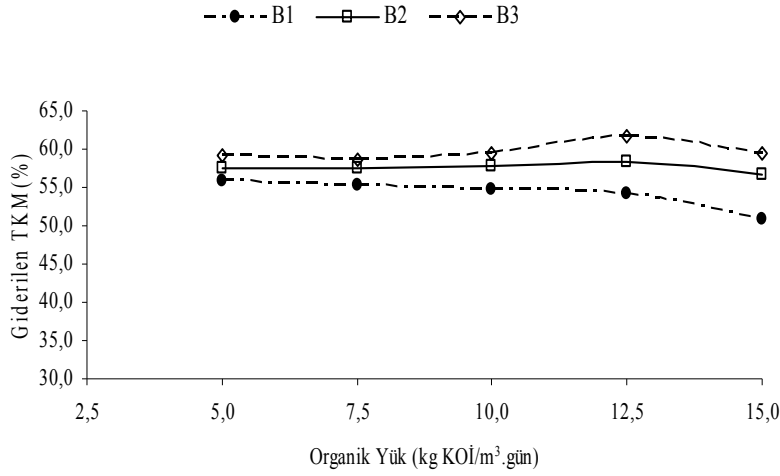
Tablo 5. 15. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:12 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
B1	5	4300	55,8	490	31,9
B2	5	4140	57,4	380	47,2
B3	5	3970	59,2	350	51,4
B1	7,5	4968	55,3	460	43,2
B2	7,5	4726	57,5	440	45,7
B3	7,5	4616	58,5	410	49,4
B1	10	6470	54,7	650	37,5
B2	10	6020	57,8	600	42,3
B3	10	5780	59,5	560	46,2
B1	12,5	6980	54,1	760	39,7
B2	12,5	6340	58,3	750	40,5
B3	12,5	5840	61,6	720	42,9
B1	15	10440	50,9	1140	37,7
B2	15	9240	56,6	1100	39,9
B3	15	8640	59,4	1050	42,6

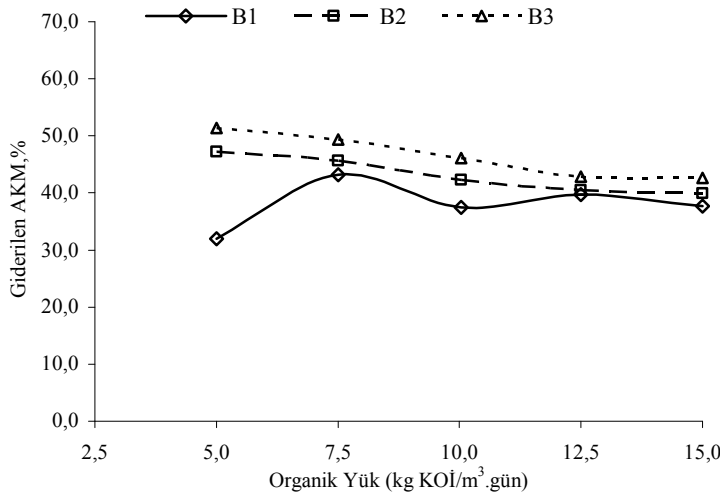
Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün'e arttığı durumda ise, B3 reaktörünün (0,39 L.CH₄/g KOİ_{gid}) B1 (0,27 L.CH₄/g KOİ_{gid}) ve B2 (0,29 L.CH₄/g KOİ_{gid}) reaktörlerinden daha verimli olduğu tespit edildi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün iken, benzer şekilde B3 reaktörü (0,37 L.CH₄/g KOİ_{gid}) en verimli reaktördü.

12 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda TKM verimleri B1 için % 55,8 iken B2 ve B3 için sırasıyla % 57,4 ve % 59,2 olarak gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise B1, B2 ve B3 reaktörlerinde TKM verimleri sırasıyla % 55,3, % 57,5 ve % 58,5 oranlarında gerçekleşti. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise, B3 reaktörü %59,5'lik TKM verimiyle ön plana çıkarken, B1 reaktörü % 54,7'luk verimde kaldı. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da aynı sıralama elde edildi.

Organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken AKM açısından reaktör verimleri; B3 reaktörü (% 51,4) > B2 reaktörü (% 47,2) > B1 reaktörü (% 31,9) şeklinde sıralandı. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken, AKM verimi açısından sıralama B3 reaktörü (% 58,5) > B2 reaktörü (% 57,5) > B1 reaktörü (% 55,3) şeklindeydi. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da 5 ve 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer bir sıralama oluştu.



Şekil 5. 19. 12 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 20. 12 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Hidrolik bekleme süresinin 12 saat ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda; toplam gaz üretimi B1 reaktörü için 3107 ml/gün iken, bunu B3 (2750 ml/gün) ve B2 (2165 ml/gün) reaktörleri izledi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda reaktörlerdeki toplam gaz üretimi sırasıyla B3 (3290 ml/gün), B1 (3090 ml/gün) ve B2 (2633 ml/gün) olarak gerçekleşti. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün iken B2 reaktörü ön plana çıkarken, organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken, 7204 ml/gün gaz üretimiyle B3 reaktörü toplam gaz üretiminde en iyi reaktördü. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise yine B3 reaktörü 8122 ml/gün ile en fazla gaz üreyen reaktördü (Tablo 5.16).

Tablo 5. 16. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
B1	5	3107	1970	63,41	1031	33,20	105	3,39
B2	5	2165	1280	59,12	829	38,30	56	2,58
B3	5	2750	1620	58,91	1001	36,40	129	4,69
B1	7,5	3090	1850	59,88	1106	35,80	134	4,32
B2	7,5	2633	1440	54,69	995	37,80	198	7,51
B3	7,5	3290	1930	58,67	1174	35,70	185	5,63
B1	10	4308	2520	58,49	1607	37,30	181	4,21
B2	10	4634	2610	56,32	1710	36,90	314	6,78
B3	10	4580	2680	58,52	1653	36,10	246	5,38
B1	12,5	5292	3024	57,14	2027	38,30	241	4,56
B2	12,5	5796	3246	56,00	2179	37,60	371	6,40
B3	12,5	7204	4366	60,61	2442	33,90	396	5,49
B1	15	7303	4326	59,24	2717	37,20	260	3,56
B2	15	7670	4568	59,56	2815	36,70	287	3,74
B3	15	8122	5032	61,96	2851	35,10	239	2,95

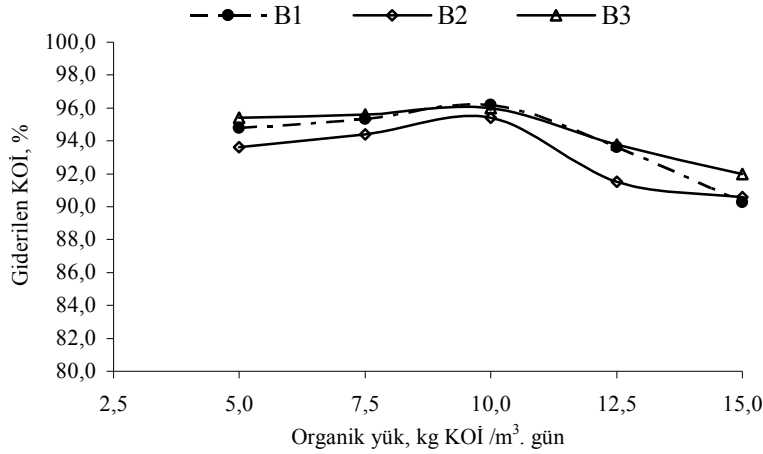
5.3.2. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)

Hidrolik bekleme süresi 24 saate çıkartılarak yapılan çalışmalarda, farklı organik yüklerde bazalt dolgulu reaktörlerin KOİ, TKM ve AKM ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları ve giderilen KOİ metana dönüşüm oranları Tablo 5. 17, Tablo 5. 18 ve Tablo 5.19'da görülmektedir.

Elde edilen bulgulara göre 24 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ± 40 mg/L olduğu durumda; ortalama KOİ verimleri, B1 reaktörü için % 94,8, B2 reaktörü için % 93,6 ve B3 reaktörü için % 95,4 olarak tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda; ortalama KOİ verimleri sırasıyla B1 reaktörü için % 95,3, B2 reaktörü için % 94,4 ve B3 reaktörü için % 95,6 düzeylerindekiydi. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda KOİ verimleri açısından, B1 reaktörü (% 96,2) > B2 reaktörü (% 95,4) > B3 reaktörü (% 96,0) şeklinde sıralandı. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda B1 ve B3 reaktörleri, B2 reaktörüne göre daha verimli iken, organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da yine B3 reaktörü % 92,0 KOİ giderme verimiyle ön plana çıkmaktadır (Şekil 5. 21).

Tablo 5. 17. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

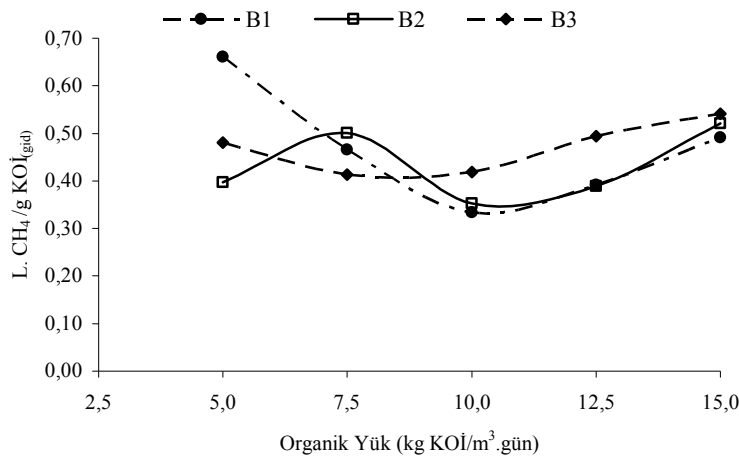
HBS:24 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L		Verim,%	Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış		
B1	7,45	6,87	2240	1210	46,0	5000	260	94,8	0,66
B2	7,45	6,89	2240	1320	41,1	5000	320	93,6	0,40
B3	7,45	6,82	2240	1360	39,3	5000	230	95,4	0,48
B1	7,52	6,52	3360	2140	36,3	7500	350	95,3	0,47
B2	7,52	6,64	3360	2180	35,1	7500	420	94,4	0,50
B3	7,52	6,71	3360	2140	36,3	7500	330	95,6	0,41
B1	7,58	6,45	4360	3120	28,4	10000	380	96,2	0,33
B2	7,58	6,63	4360	2840	34,9	10000	460	95,4	0,35
B3	7,58	6,53	4360	2710	37,8	10000	400	96,0	0,42
B1	7,67	6,11	5400	3880	28,2	12500	800	93,6	0,39
B2	7,67	6,29	5400	3860	28,5	12500	1060	91,5	0,39
B3	7,67	6,28	5400	3330	38,3	12500	780	93,8	0,49
B1	7,81	5,83	6520	5320	18,4	15000	1460	90,3	0,49
B2	7,81	5,99	6520	4860	25,5	15000	1410	90,6	0,52
B3	7,81	5,91	6520	4670	28,4	15000	1200	92,0	0,54



Şekil 5. 21. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve HBS'nin 24 saat olduğu şartlarda giriş KOİ konsantrasyonunu 5000± 40 mg/L iken, giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranı sırasıyla 0,66, 0,40 ve 0,48 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu şartlarda, B1 reaktörünün B2 ve B3

reaktörüne göre daha verimli olduğu görülmektedir (Şekil 5.22). Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, B1 ve B2 reaktörlerinde dönüşüm oranları sırasıyla 0,47 L.CH₄/g KOİ_{gid} ve 0,50 L.CH₄/g KOİ_{gid} iken, B3 reaktöründe bu oran 0,41 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak bulundu. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün olduğunda giderim oranları B1, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla 0,33, 0,35 ve 0,42 L.CH₄/g KOİ_{gid} şeklinde sıralandı. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün'e arttırıldığında ise B3 reaktörü 0,49 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranıyla B1 ve B2 reaktörlerinden daha verimliydi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda dönüşüm oranları açısından reaktörler verimlilik açısından B3 (0,54) > B2 (0,52) >B1 (0,49) şeklinde sıralandı.



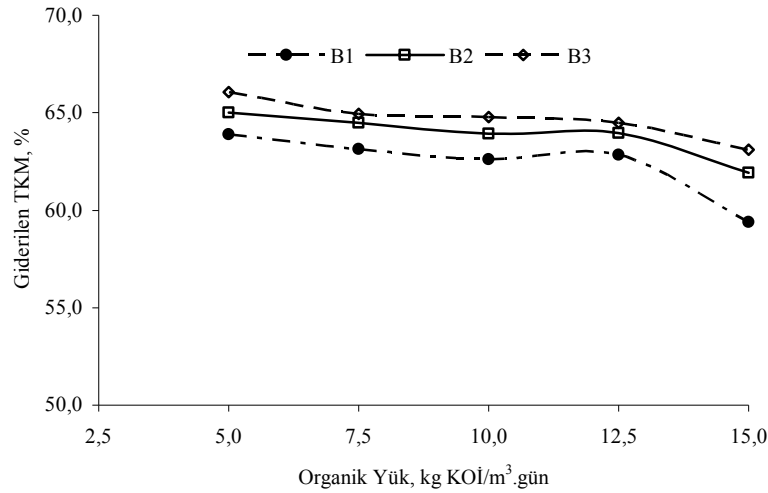
Şekil 5. 22. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulı anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve HBS'nin 24 saat olduğu şartlarda; TKM verimleri B1 reaktörü için % 63,9 iken, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla % 65,1 ve % 66,1 olarak gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken ise B1, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla % 63,1, % 64,5 ve % 64,9'lük TKM verimleri sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise TKM verimi açısından B3 reaktörü % 64,8'lik değerle en verimli reaktör iken, B1 reaktöründe % 62,6'lık TKM verimi gerçekleşti. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da benzer bir sıralama elde edildi.

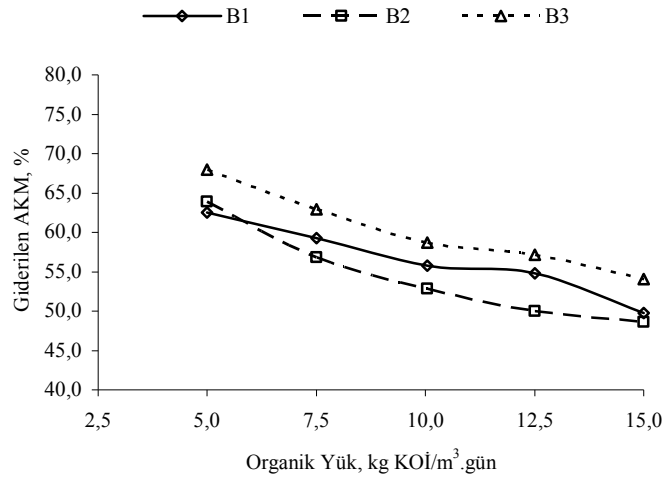
Aynı şartlarda AKM verimi açısından reaktörler B3 (% 68,0) > B2 (% 63,9) >B1 (% 62,5) şeklinde sıralandı. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise AKM açısından reaktörler B3 (% 63,0) > B1 (% 59,3) >B2 (% 56,8) olarak sıralandı. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 5 ve 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer bir sıralama meydana geldiği görüldü. TKM ve AKM giderim verimleri Şekil 5. 23 ve Şekil 5. 24'de görülmektedir.

Tablo 5. 18. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:24 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
B1	5	3510	63,9	770	62,5
B2	5	3400	65,1	720	63,9
B3	5	3300	66,1	670	68,0
B1	7,5	4100	63,1	550	59,3
B2	7,5	3950	64,5	500	56,8
B3	7,5	3900	64,9	650	63,0
B1	10	5340	62,6	140	55,8
B2	10	5150	63,9	120	52,9
B3	10	5030	64,8	240	58,7
B1	12,5	5650	62,8	130	54,8
B2	12,5	5480	64,0	190	50,0
B3	12,5	5400	64,5	200	57,1
B1	15	8640	59,4	500	49,7
B2	15	8100	61,9	550	48,6
B3	15	7850	63,1	950	54,1



Şekil 5. 23. 24 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yüklerde TKM verimleri.



Şekil 5. 24. 24 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yüklerde AKM verimleri.

Tablo 5. 19. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz ml/gün	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün		ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
B1	5	4366	3130	71,69	1048	24,00	188	4,32
B2	5	2692	1860	69,09	724	26,90	108	4,01
B3	5	3287	2290	69,66	861	26,20	136	4,14
B1	7,5	4604	3330	72,33	1137	24,70	137	2,97
B2	7,5	4871	3550	72,88	1140	23,40	181	3,72
B3	7,5	4176	2960	70,88	1094	26,20	122	2,92
B1	10	4627	3210	69,38	1268	27,40	149	3,22
B2	10	4875	3360	68,92	1272	26,10	243	4,98
B3	10	5717	4020	70,32	1441	25,20	256	4,48
B1	12,5	6837	4581	67,01	1901	27,80	355	5,19
B2	12,5	6656	4457	66,97	1810	27,20	388	5,84
B3	12,5	8279	5798	70,03	2037	24,60	444	5,37
B1	15	9002	6645	73,82	1872	20,80	484	5,38
B2	15	9462	7089	74,92	1855	19,60	519	5,48
B3	15	9579	7465	77,93	1600	16,70	514	5,37

Elde edilen bulgulara göre 24 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda toplam gaz üretimi, B1 reaktörü için 4366 ml/gün, B3 reaktörü için 3287

ml/gün ve B2 reaktörü için 2692 ml/gün olarak tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda toplam gaz üretimi açısından B2 reaktörü 4871 ml/gün'lük değerle en verimli reaktör olarak belirlenirken, B1 ve B3 reaktörlerinde ortalama 4604 ml/gün ve 4176 ml/gün gaz üretildi. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda B3 reaktörü (5717 ml/gün) daha verimli iken, bunu sırasıyla B2 reaktörü (4875 ml/gün) ve B1 reaktörü (4627 ml/gün) izledi. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken, 8279 ml/gün gaz üretimiyle B3 en verimli reaktördü. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da, yine B3 reaktörü 9579 ml/gün ile en fazla gaz üreten reaktördü. B3 reaktörünü 9462 ml/gün ile B2 ve 9002 ml/gün ile B1 reaktörleri izledi (Tablo 5. 19).

5.3.2. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)

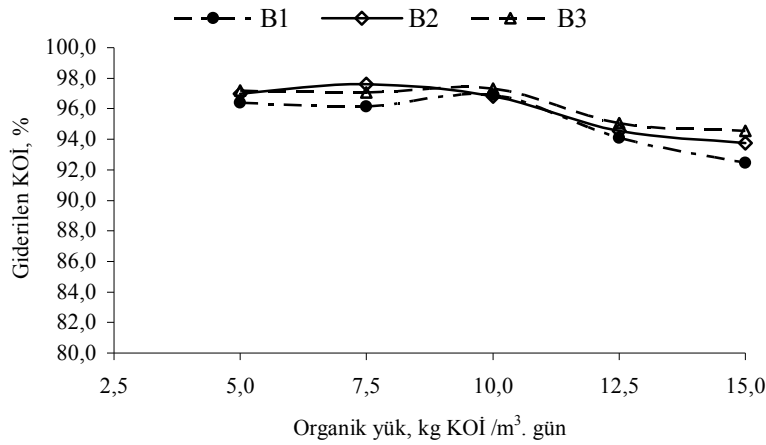
Farklı organik yüklerde ve 36 saatlik HBS için çalışan bazalt dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 20, Tablo 5. 21 ve Tablo 5. 22'de görülmektedir.

Tablo 5. 20. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

HBS:36 SAAT									
pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
B1	7,45	7,30	2240	1810	19,2	5000	180	96,4	0,62
B2	7,45	7,37	2240	1980	11,6	5000	150	97,0	0,58
B3	7,45	7,13	2240	2000	10,7	5000	140	97,2	0,59
B1	7,52	6,72	3360	2380	29,2	7500	290	96,1	0,56
B2	7,52	7,14	3360	2420	28,0	7500	180	97,6	0,53
B3	7,52	7,21	3360	2260	32,7	7500	220	97,1	0,59
B1	7,58	6,73	4360	3520	19,3	10000	310	96,9	0,46
B2	7,58	6,84	4360	3490	20,0	10000	320	96,8	0,47
B3	7,58	6,86	4360	3360	22,9	10000	270	97,3	0,50
B1	7,67	6,49	5400	5020	7,0	12500	740	94,1	0,48
B2	7,67	6,75	5400	5080	5,9	12500	680	94,6	0,46
B3	7,67	6,94	5400	4940	8,5	12500	620	95,0	0,49
B1	7,81	6,04	6520	6060	7,1	15000	1130	92,5	0,53
B2	7,81	6,32	6520	6120	6,1	15000	940	93,7	0,51
B3	7,81	6,22	6520	6000	8,0	15000	820	94,5	0,55

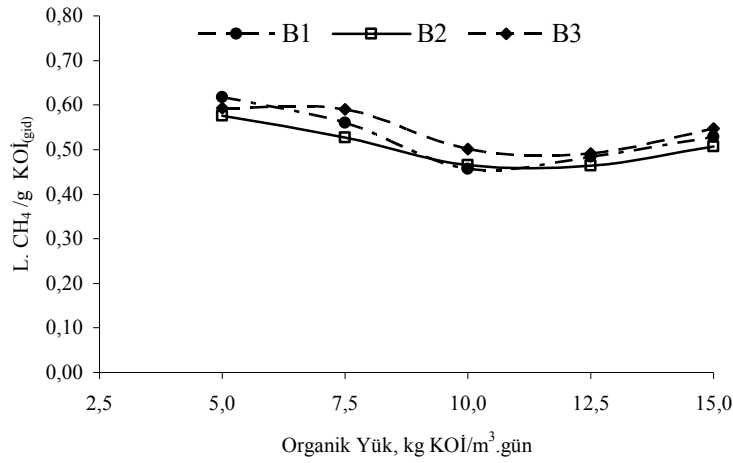
Hidrolik bekleme süresinin 36 saat ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda, B1 reaktöründe ortalama % 96,4 KOİ verimi elde edildi. Aynı şartlarda ortalama KOİ verimleri B2 reaktörü için % 97,0 ve B3 reaktörü için % 97,2 olarak bulundu. Organik yükün

7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ortalama KOİ verimleri sırasıyla B1 reaktörü için % 96,1, B2 reaktörü için % 97,6 ve B3 reaktörü için % 97,1 olarak gerçekleşti. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, KOİ verimleri açısından reaktörler B3 (% 97,3) > B1 (% 96,9) > B2 (% 96,8) şeklinde sıralandı. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise B1 ve B2 reaktörleri, B3 reaktörüne göre daha verimsiz iken, organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da benzer şekilde B3 reaktörü, % 94,5 KOİ verimiyle ön plana çıktı (Şekil 5.25).



Şekil 5. 25. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulı anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri

Giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları incelendiğinde organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken sırasıyla B1, B2 ve B3 reaktörlerinde sırasıyla 0,62, 0,58 ve 0,59 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu değerlere bakıldığında, B1 reaktörünün, B2 ve B3 reaktörüne göre daha verimli olduğu açıkça görülmektedir (Şekil 5. 26). Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise; B1, B2 ve B3 reaktörlerine sırasıyla 0,56, 0,53 ve 0,59 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranları gerçekleşti. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün iken B1, B2 ve B3 reaktörlerinde sırasıyla 0,46, 0,47 ve 0,50 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranları elde edildi. Organik yükün arttığı 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda ise; B3 reaktörü 0,49 L.CH₄/g KOİ_{gid} verimiyle B1 ve B2 reaktörlerinden daha verimliydi. Bu şartlarda B1 reaktöründe dönüşüm oranı 0,48 L.CH₄/g KOİ_{gid} iken B2 reaktöründe 0,46 L.CH₄/g KOİ_{gid}'lik dönüşüm oranı elde edildi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün iken dönüşüm oranları B3 (0,55) > B1 (0,53) > B2 (0,51) şeklinde sıralandı.

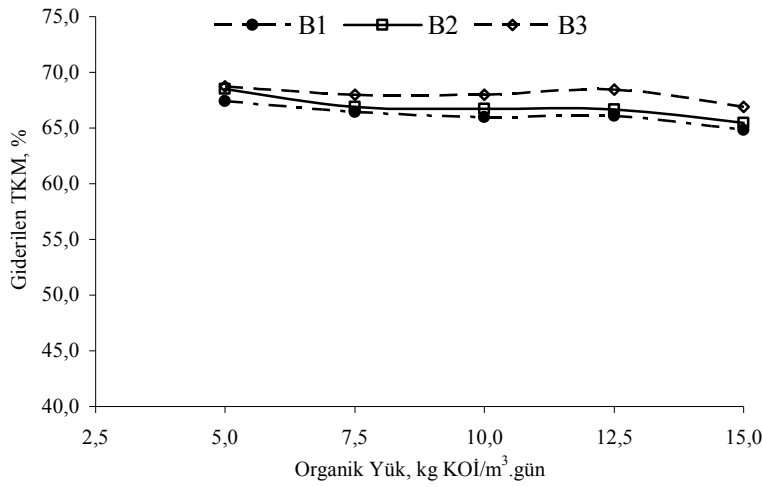


Şekil 5. 26. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları

Tablo 5. 21. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:36 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ .gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
B1	5	3170	67,4	220	69,4
B2	5	3060	68,5	200	72,2
B3	5	3040	68,7	180	75,0
B1	7,5	3730	66,5	280	65,4
B2	7,5	3680	66,9	270	66,7
B3	7,5	3560	68,0	230	71,6
B1	10	4860	66,0	400	61,5
B2	10	4750	66,7	390	62,5
B3	10	4570	68,0	350	66,4
B1	12,5	5150	66,1	520	58,7
B2	12,5	5070	66,6	470	62,7
B3	12,5	4800	68,4	420	66,7
B1	15	7490	64,8	740	59,6
B2	15	7350	65,5	710	61,2
B3	15	7040	66,9	690	62,3

HBS 36 saat ve organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken; B1 reaktörü için TKM verimi % 67,4 oranında gerçekleşirken, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla % 68,5 ve % 68,7'lik TKM verimleri sağlandı. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise B1, B2 ve B3 reaktörleri TKM verimi açısından benzerlik gösterdi. B1, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla %66,5, %66,9 ve %68,0 TKM verimleri gerçekleştirildi. Organik yük 10 kg KOİ/m³.gün'e yükseltildiğinde ise B3 %68,0'lik değerle en verimli reaktör iken, B1 %66,0'lik değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu. Organik yük 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da %68,4 ve %66,9'lik TKM verimiyle B3 en verimli reaktördü.

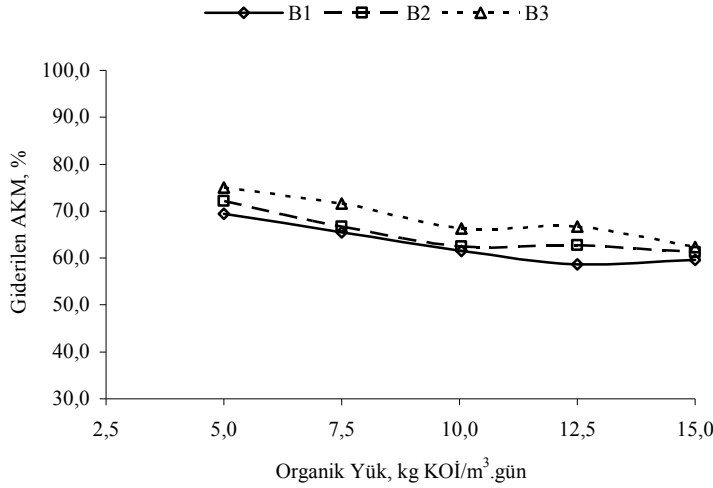


Şekil 5. 27. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulı anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda AKM verimi açısından reaktörler, B3(%75,0) > B2 (%72,2) >B1 (%69,4) şeklinde sıralandı. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda AKM açısından reaktörlerdeki sıralama yine B3(% 71,6) > B2 (% 66,7) >B1 (% 65,4) şeklindeydi. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da düşük organik yüklere benzer bir sıralamanın olduğu görüldü. Şekil 5. 27 ve Şekil 5. 28'de her üç reaktördeki TKM ve AKM verimleri görülmektedir.

36 saatlik hidrolik bekleme süresinde ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda; B1 reaktörünün toplam gaz üretimi 4081 ml/gün ile en iyi reaktör iken, organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken toplam 5896 ml/gün gaz üretimi ile B3 en verimli reaktördü. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken B1 ve B2 reaktörleri sırayla 5520 ml/gün ve 5368 ml/gün gaz üretti. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da B3 (6629 ml/gün) reaktörü en verimli reaktör olarak bulunurken, bunu sırasıyla B2 (6313 ml/gün) ve B1 (6069 ml/gün) izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 8229 ml/gün gaz

üretimiyle B3 en verimli reaktördü. Bunu 8019 ml/gün ile B1 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, yine B3 10863 ml/gün'lük gaz üretimiyle en fazla gaz üreten reaktördü (Tablo 5. 22).



Şekil 5. 28. 36 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Tablo 5. 22. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
B1	5	4081	2980	73,02	955	23,40	146	3,58
B2	5	3809	2790	73,25	914	24,00	105	2,75
B3	5	3919	2880	73,48	929	23,70	110	2,82
B1	7,5	5520	4040	73,18	1303	23,60	178	3,22
B2	7,5	5368	3860	71,91	1277	23,80	230	4,29
B3	7,5	5896	4300	72,93	1368	23,20	228	3,87
B1	10	6069	4430	72,99	1548	25,50	92	1,51
B2	10	6313	4505	71,36	1585	25,10	223	3,54
B3	10	6629	4880	73,61	1604	24,20	145	2,19
B1	12,5	8019	5695	71,02	2133	26,60	191	2,38
B2	12,5	7790	5483	70,38	2135	27,40	173	2,22
B3	12,5	8229	5844	71,02	2156	26,20	229	2,78
B1	15	10098	7324	72,53	2565	25,40	209	2,07
B2	15	10078	7123	70,68	2630	26,10	324	3,22
B3	15	10863	7769	71,52	2651	24,40	444	4,08

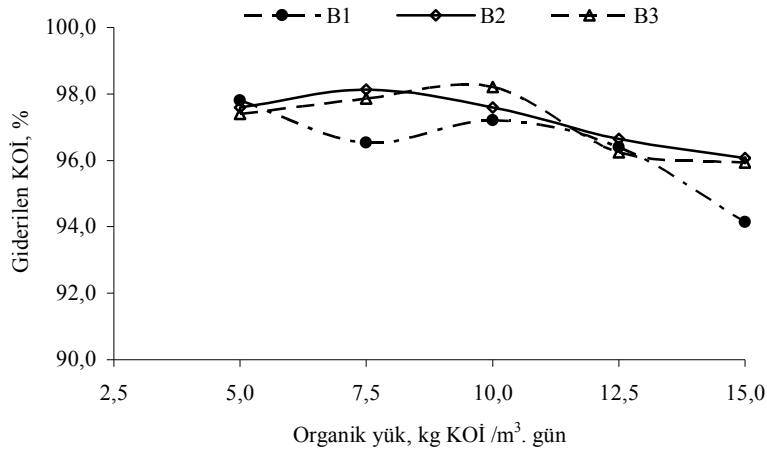
5.3.2. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (B1, B2, B3)

48 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan bazalt dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 23, Tablo 5. 24 ve Tablo 5. 25’de görülmektedir.

Elde edilen bulgulara göre 48 saatlik HBS’de organik yükün 5 kg KOİ/m³.gün ve KOİ’nin 5000± 40 mg/L olduğu durumda B1, B2 ve B3 reaktörlerinde ortalama KOİ verimleri birbirine çok yakın değerlerde olup, sırasıyla % 97,8, % 97,6 ve % 97,4 düzeyindeydi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise; reaktörlerdeki ortalama KOİ verimleri sırasıyla B1 için % 96,5, B2 için % 98,1 ve B3 için % 97,9 düzeyindeydi. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, reaktörlerde ortalama B1 için % 97,2, B2 için % 97,6 ve B3 için % 98,2’lik KOİ giderme verimleri sağlandı. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken, B1, B2 ve B3 reaktörleri birbirine çok yakın olup, ortalama KOİ verimleri sırasıyla % 96,4, % 96,6 ve % 96,2 olarak tespit edildi. Organik yükün 15 kg KOİ/m³.gün olduğu durumda da B2, % 96,1 giderme verimiyle en verimli reaktördü (Şekil 5. 29).

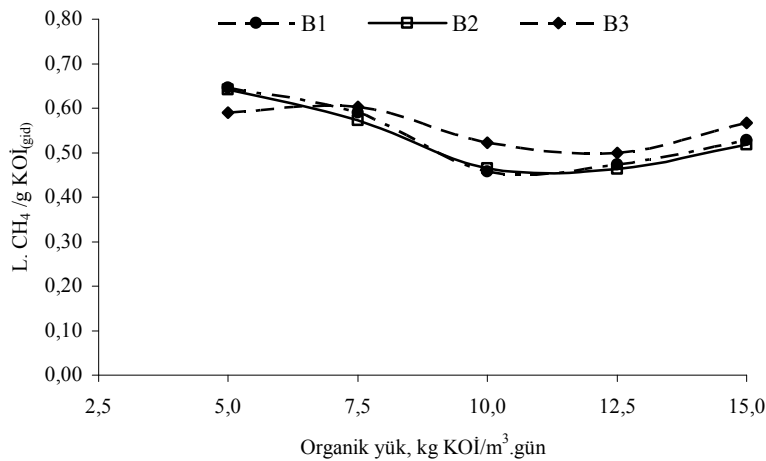
Tablo 5. 23. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:48 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L		Verim,%	Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış		
B1	7,45	7,41	2240	1840	17,9	5000	110	97,8	0,65
B2	7,45	7,37	2240	1860	17,0	5000	120	97,6	0,64
B3	7,45	7,00	2240	2020	9,8	5000	130	97,4	0,59
B1	7,52	7,37	3360	2530	24,7	7500	260	96,5	0,59
B2	7,52	7,35	3360	2560	23,8	7500	140	98,1	0,57
B3	7,52	7,42	3360	2590	22,9	7500	160	97,9	0,60
B1	7,58	7,21	4360	4000	8,3	10000	280	97,2	0,46
B2	7,58	7,25	4360	4040	7,3	10000	240	97,6	0,46
B3	7,58	7,44	4360	3860	11,5	10000	180	98,2	0,52
B1	7,67	7,17	5400	4980	7,8	12500	450	96,4	0,47
B2	7,67	6,97	5400	4940	8,5	12500	420	96,6	0,46
B3	7,67	6,86	5400	4860	10,0	12500	470	96,2	0,50
B1	7,81	6,62	6520	6260	4,0	15000	880	94,1	0,53
B2	7,81	6,76	6520	6280	3,7	15000	590	96,1	0,52
B3	7,81	6,73	6520	5920	9,2	15000	610	95,9	0,57



Şekil 5. 29. 48 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

Aynı hidrolik yükte ve organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranı B1, B2 ve B3 reaktörleri sırasıyla 0,65, 0,64 ve 0,59 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Şekil 5.30 incelendiğinde, B1 ve B2 reaktörünün B3 reaktörüne göre daha verimli olduğu açıkça görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise; B1, B2 ve B3 reaktörlerinde dönüşüm oranları sırasıyla 0,59, 0,57 ve 0,60 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak gerçekleşti. 10 kg KOİ/ m³.gün organik yükte; dönüşüm oranları B1 ve B2 reaktörlerinde 0,46 iken, B3 reaktöründe 0,52 L.CH₄/g KOİ_{gid} idi.



Şekil 5. 30. 48 saatlik HBS’ inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları

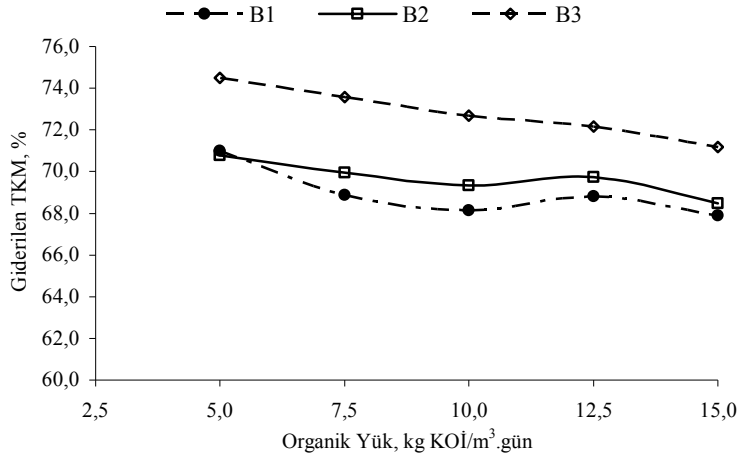
Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.güne yükseldiği durumda ise B3 reaktörü 0,50 L.CH₄/g KOİ_{gid} değerindeki dönüşüm oranıyla B1 ve B2 reaktörlerinden daha verimliydi. Dönüşüm oranları, B1 reaktöründe 0,47 L.CH₄/g. KOİ_{gid} iken, B2 reaktöründe 0,46 L.CH₄/g KOİ_{gid} değerindeydi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün iken; B3 (0,57) > B1 (0,53) > B2 (0,52) şeklinde bir sıralama sağlandı. Bu aşamada B3 reaktörü en verimli reaktördü.

48 saatlik HBS’de ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda, TKM verimi B1 reaktörü için % 71,0 iken, B2 ve B3 reaktörleri için sırasıyla % 70,8 ve % 74,5 TKM verimleri gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise B1, B2 ve B3 reaktörlerinde sırasıyla % 68,9, % 70,0 ve % 73,6 TKM verimleri sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/m³.gün’e yükseltildiğinde ise B3 % 72,7’lik değerle en verimli reaktör iken B1 % 68,1’lik değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğunda da TKM verimi bakımından B3 reaktörü en iyi reaktör olarak görülürken, bu reaktörde sırasıyla % 72,2 ve % 71,2’luk TKM verimleri elde edildi.

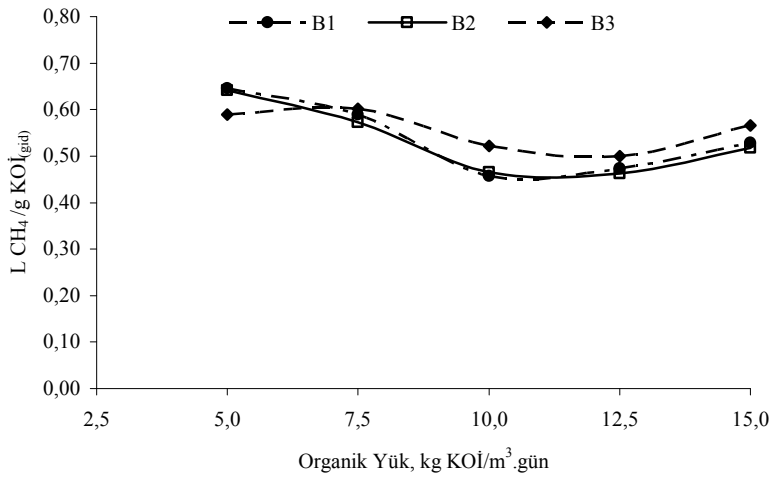
Tablo 5. 24. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:48 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
B1	5	2820	71,0	170	76,4
B2	5	2840	70,8	150	79,2
B3	5	2480	74,5	130	81,9
B1	7,5	3460	68,9	210	74,1
B2	7,5	3340	70,0	210	74,1
B3	7,5	2940	73,6	160	80,3
B1	10	4550	68,1	300	71,2
B2	10	4380	69,3	290	72,1
B3	10	3900	72,7	210	79,8
B1	12,5	4740	68,8	380	69,8
B2	12,5	4600	69,7	340	73,0
B3	12,5	4230	72,2	280	77,8
B1	15	6830	67,9	630	65,6
B2	15	6710	68,5	550	70,0
B3	15	6130	71,2	400	78,1

Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda; AKM verimi açısından reaktörlerdeki sıralama B3 (%81,9) > B2 (%79,2) > B1 (%76,4) şeklindeyken, organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken bu sıralama B3 (% 80,3) > B2 (% 74,1) = B1 (% 74,1) olarak tespit edildi. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda organik yükün artışına bağlı olarak AKM veriminin de arttığı görüldü (Şekil 5. 31 ve Şekil 5. 32). 15 kg KOİ/ m³.gün organik yükleme şartlarında AKM verimleri açısından reaktörler, B3 (%78,1) > B2 (%70,0) > B1 (%65,6) şeklinde sıralandı.



Şekil 5. 31. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 32. 48 saatlik HBS' inde bazalt dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri

48 saatlik hidrolik bekleme süresinde organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda B1 reaktöründe toplam gaz üretimi 4139 ml/gün olarak tespit edildi. Bunu az bir farkla B2 reaktörü (4109 ml/gün) izledi. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda, toplam gaz üretiminde B3, 6024 ml/gün değerle en verimli reaktör olarak belirlendi. Bu şartlarda B1 ve B2 reaktörlerindeki toplam gaz üretimleri, sırayla 5666 ml/gün ve 5693 ml/gün olarak bulundu.

Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda toplam gaz üretimi açısından B3 reaktörü (6949 ml/gün) en verimli reaktör olarak bulunurken, bunu sırasıyla B2 (6242 ml/gün) ve B1 (6095 ml/gün) reaktörleri izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da 8294 ml/gün gaz üretimiyle B3 en verimli reaktördü. Aynı şartlarda B3 reaktörünü 8097 ml/gün toplam gaz üretimiyle B1 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da yine B3 reaktörü 11042 ml/gün ile en fazla toplam gaz üreten reaktördü. Hidrolik bekleme süresinin 48 saat olduğu şartlarda reaktörlerde oluşan gaz miktarları ve bileşenleri topluca Tablo 5. 25’de görülmektedir.

Tablo 5. 25. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre bazalt dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
B1	5	4139	3160	76,35	770	18,60	209	5,05
B2	5	4109	3130	76,17	801	19,50	178	4,33
B3	5	3947	2870	72,72	845	21,40	232	5,88
B1	7,5	5666	4270	75,36	1201	21,20	195	3,44
B2	7,5	5693	4220	74,13	1230	21,60	243	4,27
B3	7,5	6024	4420	73,37	1253	20,80	351	5,83
B1	10	6095	4450	73,01	1432	23,50	213	3,50
B2	10	6242	4537	72,68	1473	23,60	232	3,72
B3	10	6949	5123	73,72	1675	24,10	151	2,18
B1	12,5	8097	5712	70,55	1943	24,00	442	5,46
B2	12,5	7912	5596	70,73	1938	24,50	377	4,77
B3	12,5	8294	6015	72,52	1941	23,40	338	4,08
B1	15	10188	7466	73,28	1915	18,80	807	7,92
B2	15	10487	7458	71,12	2475	23,60	554	5,28
B3	15	11042	8149	73,80	2142	19,40	751	6,80

5.3.3. Kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler

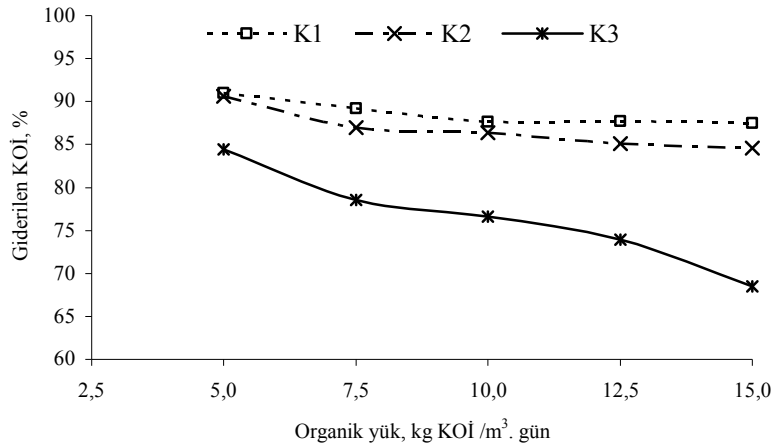
5.3.3. 1. 12 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)

12 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan kuvars dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 26, Tablo 5. 27 ve Tablo 5. 28’de görülmektedir.

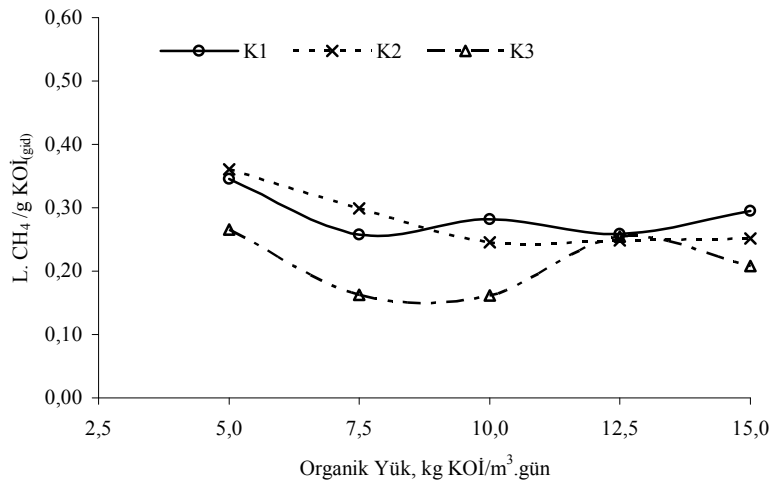
Bulgularımız, 12 saatlik HBS’de ve 5 kg KOİ/ m³.gün organik yük ile KOİ’nin 5000± 40 mg/L olduğu şartlarda; reaktörlerdeki ortalama KOİ veriminin K1 için % 91,0, K2 için % 90,6 ve K3 için % 84,4 olduğunu ortaya koydu. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ortalama KOİ verimleri büyükten küçüğe doğru K1 (% 89,2), K2 (% 86,9) ve K3 (% 78,5) olarak sıralandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer şekilde K1 (% 87,6), K2 (% 86,4) ve K3 (% 76,6) şeklinde bir sıralama oluştu. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, %87,7 ve %87,5 değerleriyle K1 reaktörü en verimli reaktördü. Yüksek organik yüklerde (15 kg KOİ/ m³.gün) K3 reaktöründe tıkanıklık sebebiyle ancak %68,5’lik bir KOİ verimi gerçekleşti (Şekil 5. 33).

Tablo 5. 26. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:12 SAAT									
pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L				KOİ, mg/L		Dön. Oranı	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
K1	7,45	6,23	2240	1280	42,9	5000	450	91,0	0,35
K2	7,45	6,25	2240	1260	43,8	5000	470	90,6	0,36
K3	7,45	6,27	2240	1420	36,6	5000	780	84,4	0,27
K1	7,52	6,53	3360	1660	50,6	7500	810	89,2	0,26
K2	7,52	6,44	3360	1580	53,0	7500	980	86,9	0,30
K3	7,52	6,41	3360	2020	39,9	7500	1610	78,5	0,16
K1	7,58	5,97	4360	2620	39,9	10000	1240	87,6	0,28
K2	7,58	6,12	4360	2660	39,0	10000	1360	86,4	0,25
K3	7,58	5,91	4360	3220	26,2	10000	2340	76,6	0,16
K1	7,67	5,76	5400	3860	28,5	12500	1540	87,7	0,26
K2	7,67	5,96	5400	3680	31,9	12500	1860	85,1	0,25
K3	7,67	6,21	5400	4040	25,2	12500	3260	73,9	0,25
K1	7,81	5,61	6520	5320	18,4	15000	1880	87,5	0,30
K2	7,81	5,83	6520	5810	10,9	15000	2310	84,6	0,25
K3	7,81	5,52	6520	6140	5,8	15000	4730	68,5	0,21



Şekil 5. 33. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.



Şekil 5. 34. 12 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

12 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 5000 ±40 mg/L olduğu durumda, reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranının K1, K2 ve K3 için sırasıyla 0,35, 0,36 ve 0,27 L.CH₄/g KOİ_{gid} olduğu tespit edildi. Bu değerlere bakılarak, bu üç reaktörden K1 reaktörünün verimli olduğu görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise reaktörlerdeki dönüşüm oranları K2, 0,30 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, K1, 0,26 L.CH₄/g. KOİ_{gid} ve K3, 0,16 L.CH₄/g. KOİ_{gid} şeklinde sıralanmaktadır. Sonuçlar Şekil 5. 34'de görülmektedir.

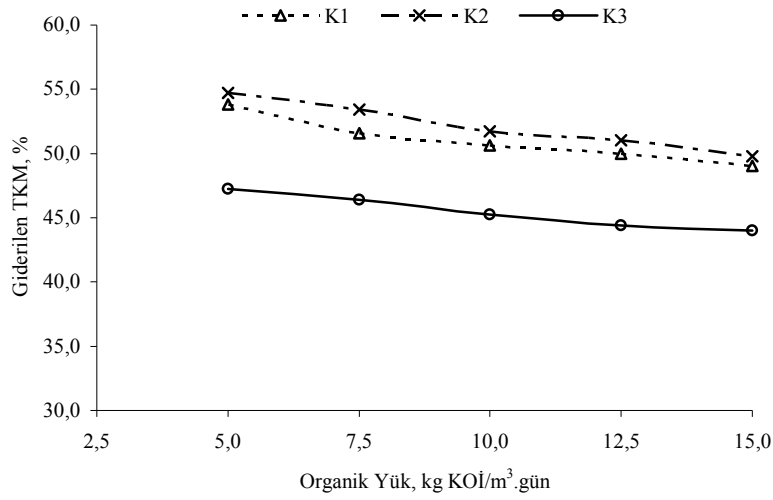
Organik yükün arttığı (10 kg KOİ/ m³.gün) durumunda, yine K1 en verimli reaktör olarak belirlendi. 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda dönüşüm oranları K1, K2 ve K3 reaktörleri için sırasıyla 0,28, 0,25 ve 0,16 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak belirlendi. 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda K1 reaktörü 0,26 L.CH₄/g KOİ_{gid} iken, K2 ve K3 reaktörleri için 0,25 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. 15 kg KOİ/m³.gün organik yükte ise, dönüşüm oranları sırasıyla K1 için 0,30, K2 için 0,25 ve K3 için 0,21 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak belirlendi.

Tablo 5.27’de farklı organik yüklerde ve 12 saatlik HBS’de kuvars dolgulu reaktörlerin katı madde verimleri görülmektedir. Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda reaktörlerdeki TKM verimi K1 için % 53,8 iken K2 ve K3 için sırasıyla % 54,7 ve % 47,2 olarak gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda ise K1, K2 ve K3 reaktörleri için TKM verimleri sırasıyla, % 51,6, % 53,4 ve % 46,4 olarak belirlendi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün’e yükseltildiğinde ise K2 reaktörü % 51,8’lik değerle en verimli reaktör iken K3’ün % 45,2’lik TKM verimiyle en verimsiz reaktör olduğu bulundu. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu yüksek organik yüklerde de K2 ve K1 reaktörleri en verimli reaktörler olarak belirlenirken, K3 reaktöründe tıkanmalardan dolayı beklenen verim elde edilemedi.

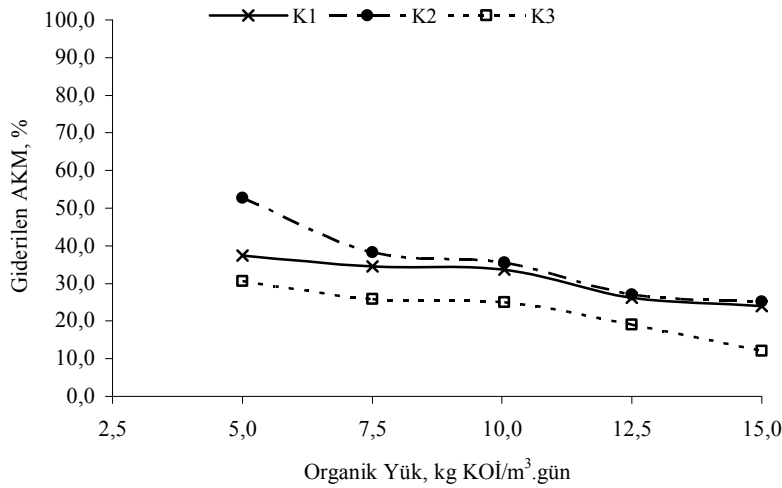
Tablo 5. 27. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:12 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
K1	5	4490	53,8	450	37,5
K2	5	4400	54,7	340	52,8
K3	5	5130	47,2	500	30,6
K1	7,5	5382	51,6	530	34,6
K2	7,5	5181	53,4	500	38,3
K3	7,5	5958	46,4	600	25,9
K1	10	7050	50,6	690	33,7
K2	10	6890	51,8	670	35,6
K3	10	7820	45,2	780	25,0
K1	12,5	7600	50,0	930	26,2
K2	12,5	7440	51,1	920	27,0
K3	12,5	8450	44,4	1020	19,1
K1	15	10850	49,0	1390	24,0
K2	15	10690	49,8	1370	25,1
K3	15	11920	44,0	1610	12,0

Organik yükün 5, 7,5 ve 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda AKM açısından kuvars dolgulu reaktör verimleri K2> K1 >K3 olarak sıralandı. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu duruma benzer bir sıralama meydana geldiği görüldü. Tüm reaktörlerde düşük organik yüklerde TKM verimleri % 45–55 arasında değişirken, yüksek organik yükte K3 hariç % 50 civarındaydı. Perlit ve bazalt dolgulu reaktörlere göre kuvars dolgulu reaktörlerde daha düşük TKM ve AKM verimleri elde edildi. TKM ve AKM verimleri sırasıyla Şekil 5.35 ve Şekil 5.36’da görülmektedir.



Şekil 5. 35. 12 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 36. 12 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Bulgularımıza göre, 12 saatlik HBS’de ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün (KOİ konsantrasyonunun 5000± 40 mg/L) olduğu durumda, K1 reaktöründe toplam 2683 ml/gün gaz üretilerek bu reaktör en verimli reaktör olarak bulundu. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken, toplam gaz üretiminde reaktörler sırasıyla, K2 (3172 ml/gün), K1 (2950 ml/gün) ve K3 (1694 ml/gün) şeklinde dizildi. Organik yükün 10, 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da toplam gaz üretiminde yine K1 reaktörünün en iyi reaktör olduğu saptandı. Tablo 5. 28’den de görüldüğü gibi 10 kg KOİ/ m³.gün ve üzerindeki organik yüklerde kuvars dolgulu reaktörler içerisinde toplam gaz üretimi açısından K1, en iyi reaktördü.

Tablo 5. 28. Farklı organik yüklerde 12 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
K1	5	2683	1570	58,51	982	36,60	131	4,89
K2	5	2581	1633	63,27	901	34,90	47	1,83
K3	5	1924	1120	58,20	737	38,30	67	3,50
K1	7,5	2950	1724	58,45	1074	36,40	152	5,15
K2	7,5	3172	1947	61,39	1085	34,20	140	4,41
K3	7,5	1694	960	56,66	656	38,70	79	4,64
K1	10	4306	2468	57,32	1606	37,30	232	5,38
K2	10	3681	2117	57,50	1406	38,20	158	4,30
K3	10	2250	1238	55,02	889	39,50	123	5,48
K1	12,5	5083	2835	55,78	1957	38,50	291	5,72
K2	12,5	4768	2644	55,45	1893	39,70	231	4,85
K3	12,5	4187	2348	56,08	1696	40,50	143	3,42
K1	15	6849	3874	56,57	2698	39,40	276	4,03
K2	15	5671	3188	56,22	2314	40,80	169	2,98
K3	15	3959	2136	53,95	1671	42,20	152	3,85

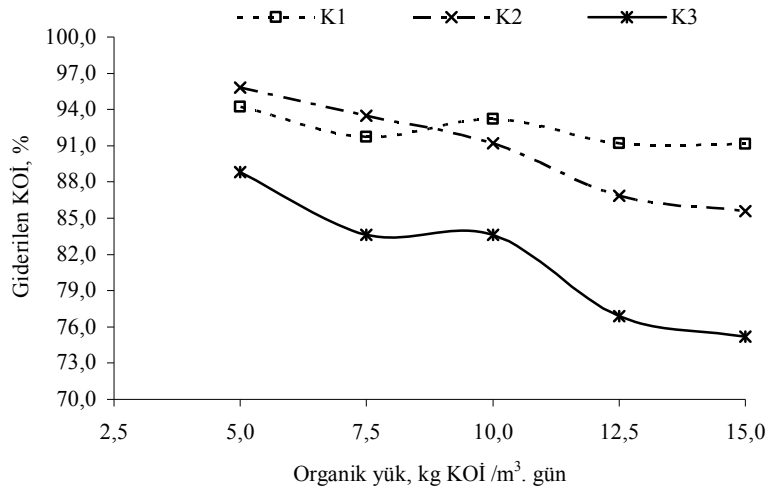
5.3.3. 2. 24 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)

24 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan kuvars dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 29, Tablo 5. 30 ve Tablo 5. 31’de görülmektedir.

Elde edilen bulgulara göre 24 saatlik HBS’de ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 5000± 40 mg/L olduğu şartlarda, ortalama KOİ verimlerinin K1 reaktörü için % 94,20 iken, K2 reaktörü için % 95,80 ve K3 reaktörü için % 88,80 olduğu tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda, ortalama KOİ verimleri sırasıyla K2 (% 93,5) > K1 (% 91,7) > K3 (% 83,6) şeklinde gerçekleşti. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün iken benzer şekilde K1 (% 93,2) > K2 (% 91,2) > K3 (% 83,6) olarak belirlendi. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise yine % 91,2 ve % 91,1’lük KOİ verimleriyle K1 reaktörü en verimli reaktördü. En yüksek organik yükte (15 kg KOİ/m³.gün) tıkanmalar dolayısıyla K3 reaktörü % 75,2’lük değeriyle en verimsiz reaktör olarak tespit edildi (Şekil 5.37).

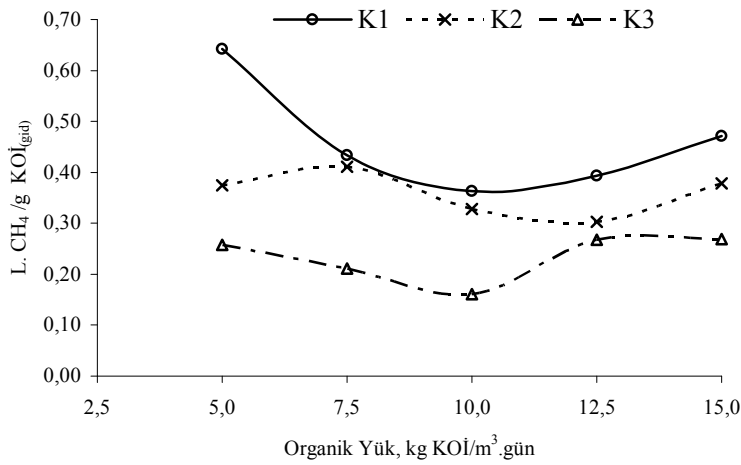
Tablo 5. 29. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:24 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
K1	7,45	6,79	2240	1260	43,75	5000	290	94,20	0,64
K2	7,45	6,77	2240	1480	33,93	5000	210	95,80	0,37
K3	7,45	6,79	2240	1960	12,50	5000	560	88,80	0,26
K1	7,52	6,73	3360	2190	34,82	7500	620	91,73	0,43
K2	7,52	6,38	3360	2280	32,14	7500	490	93,47	0,41
K3	7,52	6,67	3360	2860	14,88	7500	1230	83,60	0,21
K1	7,58	6,58	4360	2800	35,78	10000	680	93,20	0,36
K2	7,58	6,68	4360	3080	29,36	10000	880	91,20	0,33
K3	7,58	6,76	4360	3740	14,22	10000	1640	83,60	0,16
K1	7,67	5,96	5400	3140	41,85	12500	1100	91,20	0,39
K2	7,67	6,16	5400	4460	17,41	12500	1640	86,88	0,30
K3	7,67	6,41	5400	4780	11,48	12500	2890	76,88	0,27
K1	7,81	6,06	6520	5080	22,09	15000	1330	91,13	0,47
K2	7,81	6,12	6520	5740	11,96	15000	2160	85,60	0,38
K3	7,81	6,13	6520	6160	5,52	15000	3720	75,20	0,27



Şekil 5. 37. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

Şekil 5. 38'de kuvars dolgulu reaktörlerde farklı organik yüklerdeki dönüşüm oranları görülmektedir. 24 saatlik HBS ve 5 kg KOİ/ m³.gün organik yükte giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları incelendiğinde; K1, K2 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla 0,64, 0,37 ve 0,26 L.CH₄/g KOİ_{gid} oranları elde edildi. Bu değerlere bakılarak, K1 reaktörünün en verimli reaktör olduğu görülmektedir. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken dönüşüm oranları; K1 reaktöründe 0,43 L.CH₄/g KOİ_{gid} iken, K2 reaktöründe 0,41 L.CH₄/g KOİ_{gid} ve K3 reaktöründe 0,21 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak gerçekleşti. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün değerine arttığı durumda, yine K1 reaktörü en verimli reaktör olarak tespit edildi.



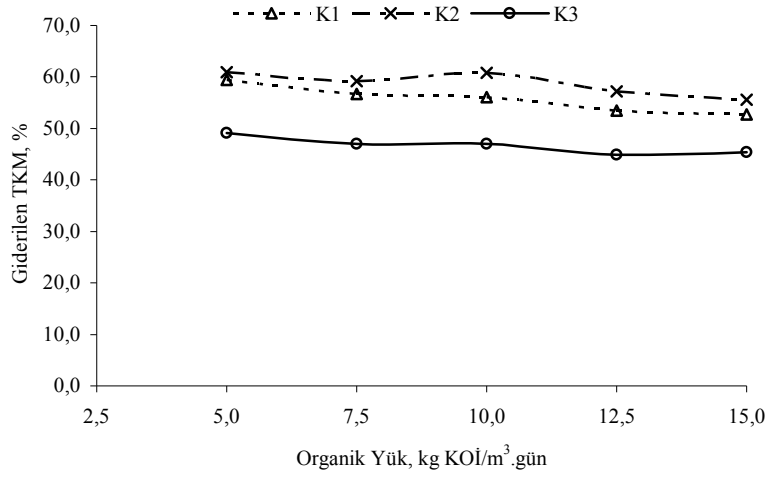
Şekil 5. 38. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları

10 kg KOİ/ m³.gün'lük organik yükleme şartlarında reaktördeki dönüşüm oranları K1, K2 ve K3 için sırasıyla 0,36, 0,33 ve 0,16 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak belirlendi. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise; K1 reaktöründe 0,39, K2 reaktöründe 0,30 ve K3 reaktöründe 0,27 L.CH₄/g KOİ_{gid} şeklinde dönüşüm oranları sağlandı. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da reaktörler benzer şekilde sıralandı (0,47, 0,38 ve 0,27 L.CH₄/g KOİ_{gid}).

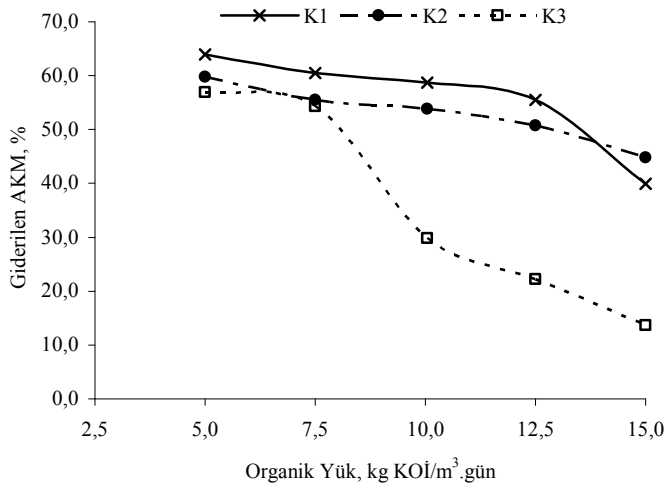
TKM verimleri açısından kuvars dolgulu reaktörler incelendiğinde, 24 saatlik HBS'de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda; K1 reaktörü için % 59,5'lik verim gerçekleşirken, K2 ve K3 reaktörleri için TKM verimleri % 60,9 ve % 49,1 olarak gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğunda ise K1, K2 ve K3 reaktörlerindeki TKM verimleri sırasıyla % 56,7, % 59,2 ve % 47,0 olarak belirlendi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise K2, % 60,8'lik TKM verimiyle en verimli reaktördü. K3 reaktöründe TKM verimi ise sadece % 47,1 değerindeydi. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu yüksek organik yüklerde de yine K2 ve K1 reaktörleri verimli reaktörler olarak tespit edildi.

Tablo 5. 30. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:24 SAAT					
	OY, kg KOİ/m ³ .gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
K1	5	3940	59,5	260	63,9
K2	5	3800	60,9	290	59,7
K3	5	4950	49,1	310	56,9
K1	7,5	4820	56,7	320	60,5
K2	7,5	4540	59,2	360	55,6
K3	7,5	5890	47,0	370	54,3
K1	10	6280	56,0	430	58,7
K2	10	5600	60,8	480	53,9
K3	10	7560	47,1	730	29,8
K1	12,5	7080	53,4	560	55,6
K2	12,5	6500	57,2	620	50,8
K3	12,5	8380	44,9	980	22,2
K1	15	10050	52,8	1100	39,9
K2	15	9450	55,6	1010	44,8
K3	15	11610	45,4	1580	13,7



Şekil 5. 39. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 40. 24 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Şekil 5.39 ve Şekil 5.40'da görüldüğü gibi organik yükler 5, 7,5 ve 10 kg KOİ/ m³.gün iken; AKM verimi açısından reaktörler K1 > K2 > K3 şeklinde sıralandı. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda da 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlara benzer bir sıralamanın meydana geldiği ve K3 reaktörünün yüksek organik yüklerin olduğu durumda tıkanmalardan dolayı performansının düştüğü tespit edildi. Tüm organik yüklerde K1 reaktörü % 39,9 – 63,9 oranında AKM verimiyle en verimli reaktör olarak bulundu.

Tablo 5. 31. Farklı organik yüklerde 24 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
K1	5	4279	3025	70,69	1053	24,60	201	4,71
K2	5	2601	1791	68,85	710	27,30	100	3,85
K3	5	1651	1145	69,34	457	27,70	49	2,96
K1	7,5	4172	2987	71,59	1068	25,60	117	2,81
K2	7,5	4097	2883	70,37	1086	26,50	128	3,13
K3	7,5	1912	1322	69,15	539	28,20	51	2,65
K1	10	4888	3386	69,27	1256	25,70	246	5,03
K2	10	4316	2996	69,41	1174	27,20	146	3,39
K3	10	2013	1346	66,86	578	28,70	89	4,44
K1	12,5	6614	4489	67,87	1812	27,40	313	4,73
K2	12,5	4907	3289	67,03	1413	28,80	205	4,17
K3	12,5	3838	2569	66,93	1132	29,50	137	3,57
K1	15	8816	6438	73,03	1992	22,60	386	4,37
K2	15	7262	4852	66,82	2077	28,60	333	4,59
K3	15	4643	3037	65,41	1421	30,60	185	3,99

24 saatlik HBS’de ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda toplam gaz üretimi, K1 reaktörü için 4279 ml/gün, K2 reaktörü için 2601 ml/gün ve K3 reaktörü için 1651 ml/gün olarak gerçekleşti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda ise toplam gaz üretimi açısından yine K1, 4172 ml/gün ile en verimli reaktör olarak belirlendi. Aynı şartlarda K2 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla, 4097 ml/gün ve 1912 ml/gün gaz üretildi.

Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da K1 reaktörü (4888 ml/gün) en verimli reaktör olarak bulunurken, bunu sırasıyla K2 (4316 ml/gün) ve K3 (2013 ml/gün) reaktörleri izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün’e çıkarıldığı şartlarda da, 6614 ml/gün gaz üretimiyle K1 en verimli reaktör olarak görülürken onu 4907 ml/gün ile K2 reaktörü izledi. En yüksek organik yük şartlarında da K1 reaktörü 8816 ml/gün ile en fazla gaz üreten reaktördü (Tablo 5. 31).

Hidrolik bekleme süresi 24 saat iken K3 reaktöründeki yüksek organik yüklerde kısmen tıkanma görüldü ve reaktörde 12 saatlik bekleme süresine göre KOİ, TKM ve AKM verimlerinin arttığı tespit edildi.

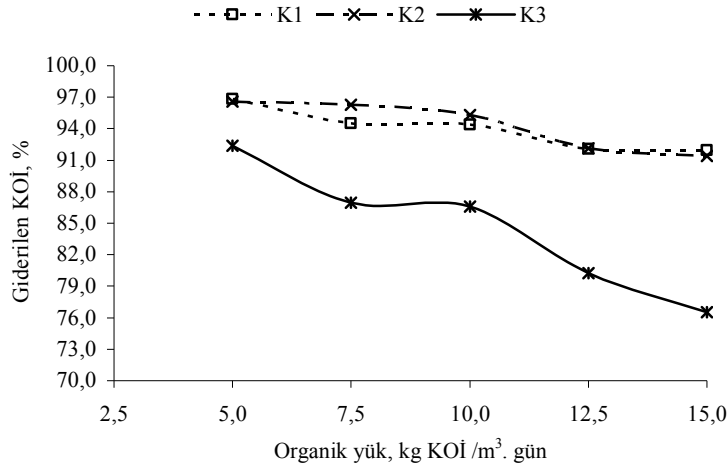
5.3.3. 3. 36 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)

Bu bölümde çalışmalar 36 saatlik HBS için farklı organik yüklerde devam etmiştir. Kuvars dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 32, Tablo 5.33 ve Tablo 5. 34’de görülmektedir.

Hidrolik bekleme süresinin 36 saat ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda K1 reaktöründe ortalama KOİ verimi % 96,8 oranında gerçekleşerek, bu reaktör en verimli reaktör olarak bulundu. K2 ve K3 reaktörlerinde aynı şartlarda sırasıyla % 96,6 ve % 92,4 ortalama KOİ verimi gerçekleşti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda ise ortalama KOİ verimleri büyükten küçüğe doğru K2 (% 93,5), K1 (% 91,7) ve K3 (% 83,6) şeklinde sıralandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün’e çıkarıldığında da 7,5 kg KOİ/ m³.gün’e benzer şekilde reaktörlerdeki sıralama, K1 (% 96,3), K2 (% 94,5) ve K3 (% 86,9) olarak gerçekleşti. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da % 91,9 KOİ verimiyle K1 en verimli reaktördü. Bu şartlarda K3 reaktörü % 76,5’lük değeriyle en verimsiz reaktör olarak tespit edildi (Şekil 5. 41).

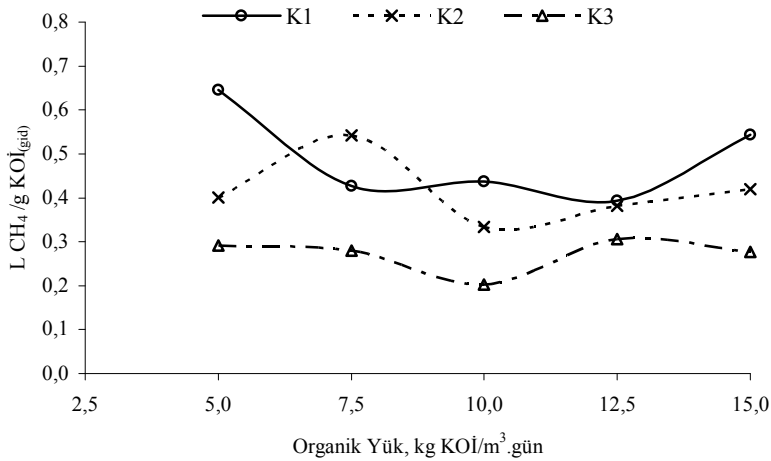
Tablo 5. 32. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

HBS:36 SAAT									
pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L				KOİ, mg/L		Dön. Oranı	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	LCH ₄ /gKOİ _(gid)
K1	7,45	7,30	2240	1760	21,4	5000	160	96,8	0,65
K2	7,45	7,23	2240	2080	7,1	5000	170	96,6	0,40
K3	7,45	7,00	2240	2120	5,4	5000	380	92,4	0,29
K1	7,52	7,20	3360	2340	30,4	7500	410	94,5	0,43
K2	7,52	7,12	3360	2280	32,1	7500	280	96,3	0,54
K3	7,52	6,88	3360	2980	11,3	7500	980	86,9	0,28
K1	7,58	6,92	4360	3540	18,8	10000	560	94,4	0,44
K2	7,58	6,74	4360	3860	11,5	10000	470	95,3	0,33
K3	7,58	6,42	4360	4100	6,0	10000	1340	86,6	0,20
K1	7,67	7,01	5400	5200	3,7	12500	990	92,1	0,39
K2	7,67	6,72	5400	5280	2,2	12500	980	92,2	0,38
K3	7,67	6,64	5400	5340	1,1	12500	2470	80,2	0,31
K1	7,81	5,96	6520	5980	8,3	15000	1210	91,9	0,54
K2	7,81	6,36	6520	6240	4,3	15000	1290	91,4	0,42
K3	7,81	6,52	6520	6380	2,2	15000	3520	76,5	0,28



Şekil 5. 41. 36 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

HBS 36 saat ve organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün iken giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları, K1, K2 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla 0,65, 0,40 ve 0,29 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu değerlere bakıldığında, K1 reaktörünün daha verimli olduğu görülmektedir. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda ise, K2 reaktörü 0,54 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, dönüşüm oranıyla ön plana çıkmakta ve bunu K1 (0,43 L.CH₄/g KOİ_{gid}) ve K3 (0,28 L.CH₄/g KOİ_{gid}) reaktörleri takip etmektedir (Şekil 5.42).



Şekil 5. 42. 36 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

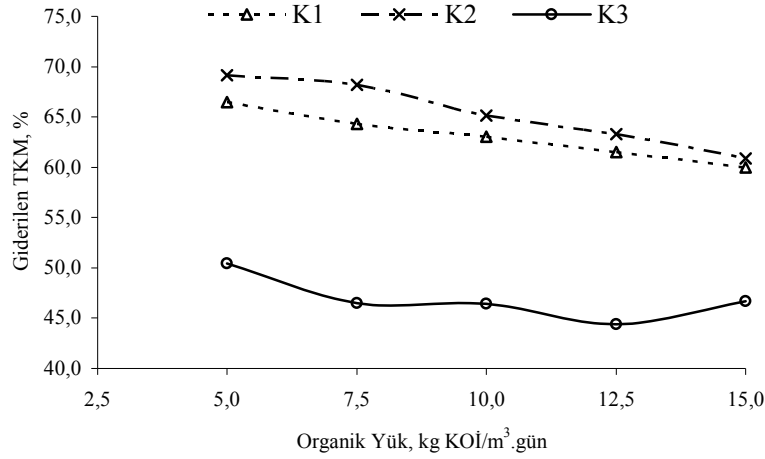
Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiği durumda ise, K1 en verimli reaktör olarak tespit edildi. Bu şartlarda dönüşüm oranları; K1, K2 ve K3 reaktörleri için sırasıyla 0,4, 0,33 ve 0,20 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak gerçekleşti. Organik yük 12,5 kg KOİ/ m³.gün iken, K1 reaktöründe dönüşüm oranı 0,39 L.CH₄/g. KOİ_{gid}, K2 reaktöründe 0,38 L.CH₄/g. KOİ_{gid} ve K3 reaktöründe 0,21 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak tespit edildi. 15 kg KOİ/ m³.gün'lük organik yükleme şartlarında ise benzer şekilde K1, K2 ve K3 reaktörleri için dönüşüm oranları sırasıyla 0,54, 0,42 ve 0,28 L.CH₄/g. KOİ_{gid} olarak belirlendi.

36 saatlik HBS' de, organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda TKM verimi K1 reaktörü için % 66,5 iken K2 ve K3 reaktörleri için sırasıyla % 69,1 ve % 50,4 oranında gerçekleşti. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken ise K1, K2 ve K3 reaktörlerinde TKM verimi sırasıyla % 64,3, % 68,2 ve % 46,5 şeklinde sağlandı. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde ise K2 % 65,1'lik değerle en verimli reaktör iken, K3 % 46,4'lik değerle en verimsiz reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün gibi yüksek organik yüklerde de K2 ve K1 en verimli reaktörler olarak belirlendi (Tablo 5. 33).

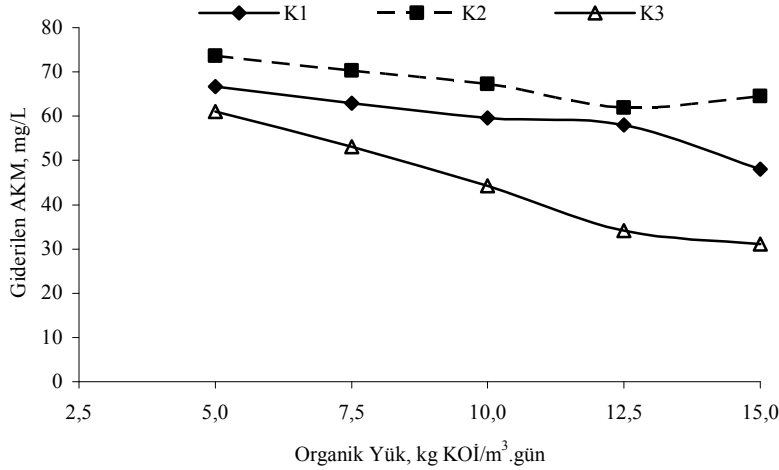
Tablo 5. 33. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

HBS:36 SAAT					
	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
Reaktör	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
K1	5	3260	66,5	240	66,7
K2	5	3000	69,1	190	73,6
K3	5	4820	50,4	280	61,1
K1	7,5	3970	64,3	300	63,0
K2	7,5	3540	68,2	240	70,4
K3	7,5	5950	46,5	380	53,1
K1	10	5280	63,0	420	59,6
K2	10	4980	65,1	340	67,3
K3	10	7650	46,4	580	44,2
K1	12,5	5850	61,5	530	57,9
K2	12,5	5580	63,3	480	61,9
K3	12,5	8450	44,4	830	34,1
K1	15	8510	60,0	950	48,1
K2	15	8330	60,9	650	64,5
K3	15	11340	46,7	1260	31,2

Organik yükün 5, 7,5, 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda AKM verimi açısından reaktörler K2 > K1 > K3 şeklinde sıralandı. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda da 5 kg KOİ/ m³.gün'e benzer bir sıralamanın meydana geldi. Bu şartlarda yüksek organik yüklemelerden dolayı K3 reaktöründe tıkanmalar nedeniyle reaktör performansı düştü. TKM ve AKM verimleri Şekil 5. 43 ve Şekil 5. 44'de görülmektedir.



Şekil 5. 43. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 44. 36 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Tablo 5. 34. Farklı organik yüklerde 36 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
K1	5	4183	3125	74,72	945	22,60	112	2,68
K2	5	2725	1934	70,96	690	25,30	102	3,74
K3	5	1923	1348	70,09	515	26,80	60	3,11
K1	7,5	4360	3022	69,31	1151	26,40	187	4,29
K2	7,5	5362	3911	72,94	1255	23,40	196	3,66
K3	7,5	2628	1823	69,36	720	27,40	85	3,24
K1	10	5814	4124	70,94	1500	25,80	190	3,26
K2	10	4522	3182	70,36	1226	27,10	115	2,54
K3	10	2629	1752	66,63	734	27,90	144	5,47
K1	12,5	6554	4523	69,02	1815	27,70	215	3,29
K2	12,5	6363	4398	69,12	1750	27,50	215	3,38
K3	12,5	4405	3074	69,78	1238	28,10	93	2,12
K1	15	10675	7499	70,25	2658	24,90	518	4,85
K2	15	8397	5749	68,46	2251	26,80	398	4,74
K3	15	4645	3178	68,42	1315	28,30	153	3,28

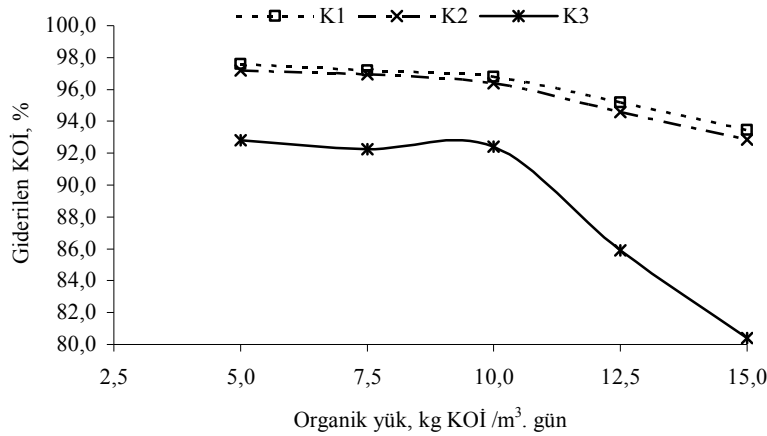
Organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ve 36 saatlik hidrolik bekleme süresinde K1 reaktörü, toplam gaz üretimi bakımından en iyi performansa sahip reaktördü. K1 reaktörü 4183 ml/gün, K2 reaktörü 2725 ml/gün ve K3 reaktörü 1923 ml/gün değerlerinde toplam gaz üretti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ'nin 7500 ± 130 mg/L olduğu durumda toplam gaz üretimi K2 reaktörü 5362 ml/gün ile en verimli reaktör olarak gözlemlenirken K1 ve K3 reaktörlerinde gaz üretimi, sırayla 4360 ml/gün ve 2628 ml/gün olarak bulundu. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda K1 reaktörü (5814 ml/gün) en verimli reaktör olarak tespit edilirken, bunu sırasıyla K2 (4522 ml/gün) ve K3 (2629 ml/gün) reaktörleri izledi. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da yine K1 reaktörü sırasıyla 6554 ml/gün ve 10675 ml/gün değerleriyle en verimli reaktördü (Tablo 5. 34).

5.3.3. 4. 48 saatlik hidrolik bekleme süresine göre (K1, K2, K3)

48 saatlik HBS için farklı organik yüklerde çalışan kuvars dolgulu reaktör verimleri Tablo 5. 35, Tablo 5. 36 ve Tablo 5. 37'de görülmektedir.

Tablo 5. 35. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama pH, KOİ ve alkalinite verimleri ile giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

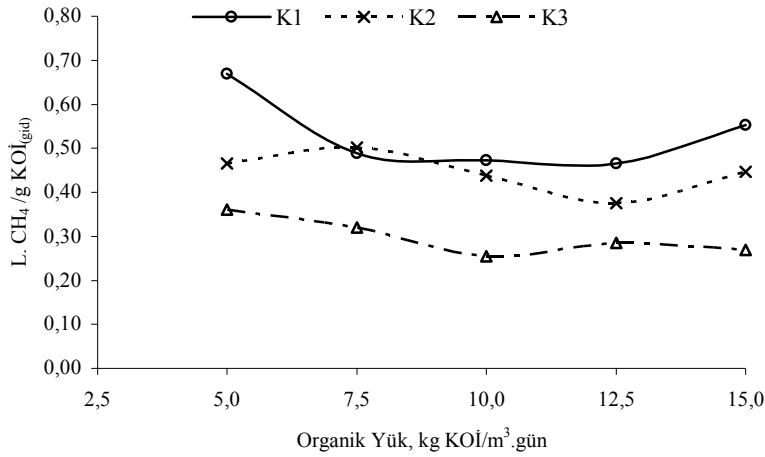
HBS:48 SAAT									
Reaktör	pH		T.Alkalinite, mg CaCO ₃ /L			KOİ, mg/L			Dön. Oranı
	Giriş	Çıkış	Giriş	Çıkış	Verim,%	Giriş	Çıkış	Verim,%	
K1	7,45	7,23	2240	1760	21,4	5000	120	97,6	0,67
K2	7,45	7,28	2240	2030	9,4	5000	140	97,2	0,47
K3	7,45	7,13	2240	2100	6,3	5000	360	92,8	0,36
K1	7,52	7,41	3360	2540	24,4	7500	210	97,2	0,49
K2	7,52	7,36	3360	2480	26,2	7500	230	96,9	0,50
K3	7,52	7,36	3360	2860	14,9	7500	580	92,3	0,32
K1	7,58	7,27	4360	3920	10,1	10000	320	96,8	0,47
K2	7,58	7,22	4360	4100	6,0	10000	360	96,4	0,44
K3	7,58	7,14	4360	4220	3,2	10000	760	92,4	0,26
K1	7,67	7,08	5400	4920	8,9	12500	600	95,2	0,47
K2	7,67	7,14	5400	5260	2,6	12500	680	94,6	0,37
K3	7,67	7,17	5400	5340	1,1	12500	1760	85,9	0,28
K1	7,81	6,63	6520	6100	6,4	15000	980	93,5	0,55
K2	7,81	6,63	6520	6340	2,7	15000	1070	92,8	0,45
K3	7,81	6,54	6520	6420	1,5	15000	2940	80,4	0,27



Şekil 5. 45. 48 saatlik HBS' inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında ortalama giderilen KOİ verimleri.

48 saatlik HBS’de ve 5 kg KOİ/ m³.gün organik yükleme şartlarında, ortalama KOİ verimlerinin K1 reaktörü için % 97,6, K2 reaktörü için % 97,2 ve K3 reaktörü için % 92,8 olduğu tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ortalama KOİ verimleri K1 (% 97,2), K2 (% 96,9) ve K3 (% 92,3) şeklinde sıralandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da benzer şekilde K1 (% 96,8), K2 (% 96,4) ve K3 (% 92,4) dizilimi tespit edildi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün’e çıkarıldığında da %93,5’lik KOİ verimiyle K1 reaktörü en verimli reaktördü. Bu şartlarda en verimsiz reaktör olarak %80,4’lük KOİ verimiyle K3 reaktörüydü (Şekil 5. 45).

48 saatlik HBS’ de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün ve KOİ’nin 5000± 40 mg/L olduğu durumda; giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları K1, K2 ve K3 reaktörleri için sırasıyla 0,67, 0,47 ve 0,36 L.CH₄/g KOİ_{gid} olarak tespit edildi. Bu şartlarda K1 reaktörünün en verimli reaktör olduğu görülmektedir. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise K2 reaktörü 0,50 L.CH₄/g KOİ_{gid}, K1 reaktörü 0,49 L.CH₄/g KOİ_{gid} ve K3 reaktörü 0,32 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranları sağlamıştır. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün’e arttırıldığı durumda, yine K1 reaktörü en verimli reaktördü. Bu organik yükte K1, K2 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla 0,47, 0,44 ve 0,26 L.CH₄/g. KOİ_{gid} dönüşüm oranları gerçekleşti. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise; K1 reaktörü 0,47 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranı sağlarken, K2 reaktöründe 0,37 L.CH₄/g KOİ_{gid} ve K3 reaktöründe 0,28 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranları gerçekleşti. 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumlarda reaktörlerde benzer şekilde sırasıyla 0,55, 0,45 ve 0,27 L.CH₄/g KOİ_{gid} dönüşüm oranları elde edildi (Şekil 5. 46).



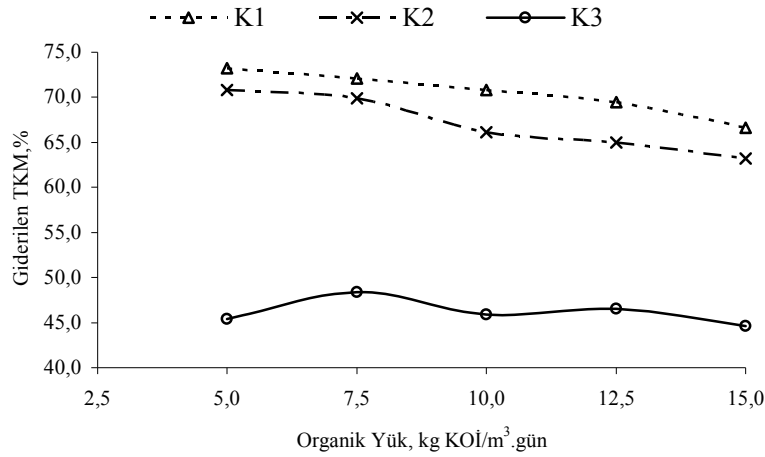
Şekil 5. 46. 48 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.

Tablo 5. 36. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama TKM ve AKM verimleri.

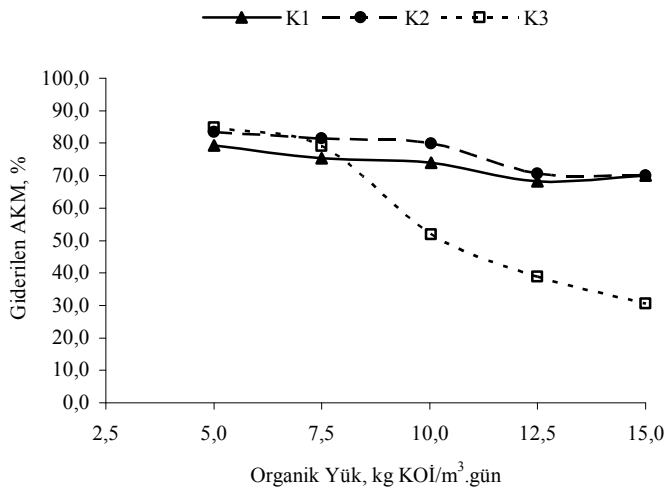
HBS:48 SAAT					
Reaktör	OY, kg KOİ/m ³ gün	TKM, mg/L		AKM, mg/L	
	Giriş	Çıkış	Verim,%	Çıkış	Verim,%
K1	5	2600	73,3	150	79,2
K2	5	2840	70,8	120	83,3
K3	5	5310	45,4	110	84,7
K1	7,5	3100	72,1	200	75,3
K2	7,5	3350	69,9	150	81,5
K3	7,5	5740	48,4	170	79,0
K1	10	4170	70,8	270	74,0
K2	10	4840	66,1	210	79,8
K3	10	7730	45,9	500	51,9
K1	12,5	4640	69,5	400	68,3
K2	12,5	5320	65,0	370	70,6
K3	12,5	8130	46,5	770	38,9
K1	15	7110	66,6	550	70,0
K2	15	7830	63,2	550	70,0
K3	15	11790	44,6	1270	30,6

48 saatlik HBS’ de organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda K1 reaktörü için % 73,3 iken; K2 ve K3 reaktörleri için sırasıyla % 70,8 ve % 45,4 TKM verimleri gerçekleşti. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu şartlarda ise K1, K2 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla % 72,1, % 69,9 ve % 48,4’lik TKM verimleri elde edildi. Organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün’e yükseltildiğinde ise K1 reaktörü % 70,8’lik değerle en verimli reaktör iken, K3 reaktörü % 45,9’lik değerle en verimsiz reaktördü. Organik yükün 12,5 ve 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu yüksek organik yüklerde ise K2 ve K1 reaktörlerinde yüksek verimler elde edildi. Bu şartlarda da aşırı yüklemekten dolayı K3 reaktörünün tıkanıdığı gözlemlendi. Organik yük 15 kg KOİ/ m³.gün iken K3 için TKM verimi % 44,6 gibi düşük düzeylerde kaldı.

AKM verimi açısından bulgular değerlendirildiğinde, organik yükler 5 ve 7,5 kg KOİ/ m³.gün iken reaktör verimleri K3 > K2 > K1 şeklinde sıralandı. Organik yük 7,5 kg KOİ/ m³.gün’e çıkartıldığında yine K3 reaktöründe AKM verimi düştü. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise, reaktörlerin verimlerindeki sıralama K2 > K1 > K3 olarak değişti. K3 reaktöründe yüksek organik yüklerden dolayı tıkanmalar görüldü ve arıtım performansının düştüğü tespit edildi. TKM ve AKM verimleri Şekil 5. 47 ve Şekil 5. 48’de görülmektedir.



Şekil 5. 47. 48 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında TKM verimleri.



Şekil 5. 48. 48 saatlik HBS’ inde kuvars dolgulu anaerobik hibrit reaktörler için farklı organik yükler altında AKM verimleri.

Hidrolik bekleme süresinin 48 saat ve organik yükün 5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda K1, K2 ve K3 reaktörlerinin toplam gaz üretimi sırasıyla, 4246 ml/gün, 3147 ml/gün ve 2377 ml/gün olduğu tespit edildi. Organik yükün 7,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda ise toplam gaz üretiminde K2 reaktörü 5088 ml/gün ile en verimli reaktör olarak gözlemlenirken, K1 ve K3 reaktörlerinde sırasıyla 4909 ml/gün ve 3215 ml/gün gaz üretimi sağlandı. Organik yükün 10 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda da K1 reaktörü (6129 ml/gün) en verimli reaktör olarak bulundu. Organik yükün 12,5 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda 7612 ml/gün gaz üretimiyle yine K1 en verimli reaktör olarak ön plana çıkarken, bunu 6316 ml/gün’lük gaz

üretimiyle K2 reaktörü izledi. Organik yükün 15 kg KOİ/ m³.gün olduğu durumda yine K1 reaktörü 10951 ml/gün gaz üretimi ile en verimli reaktör olarak tespit edildi (Tablo 5. 37).

Tablo 5. 37. Farklı organik yüklerde 48 saatlik bekleme süresine göre kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin ortalama üretilen toplam gaz miktarları ve gaz bileşenleri.

Reaktör	OY	T. Gaz	Metan		CO ₂		Diğer Gazlar	
	kg KOİ/m ³ gün	ml/gün	ml/gün	%	ml/gün	%	ml/gün	%
K1	5	4246	3264	76,86	777	18,30	205	4,84
K2	5	3147	2264	71,93	740	23,50	144	4,57
K3	5	2377	1672	70,33	599	25,20	106	4,47
K1	7,5	4909	3568	72,68	1149	23,40	192	3,92
K2	7,5	5088	3649	71,71	1155	22,70	284	5,59
K3	7,5	3215	2218	68,98	826	25,70	171	5,32
K1	10	6129	4578	74,69	1434	23,40	117	1,91
K2	10	5766	4219	73,18	1418	24,60	128	2,23
K3	10	3312	2357	71,17	864	26,10	90	2,73
K1	12,5	7612	5534	72,70	1842	24,20	236	3,10
K2	12,5	6316	4429	70,12	1636	25,90	252	3,98
K3	12,5	4413	3057	69,28	1165	26,40	191	4,33
K1	15	10788	7747	71,81	2222	20,60	819	7,59
K2	15	8635	6216	71,99	2029	23,50	390	4,51
K3	15	4778	3248	67,98	1295	27,10	235	4,92

5.4. Optimum Şartlarda Reaktör Verimlerinin İncelenmesi

Reaktörlerin kararlı hale getirmek ve sistemin toparlamasını sağlamak amacıyla hidrolik bekleme zamanı 24 saat ve organik yük 10 kg KOİ/ m³.gün sabit tutularak, tüm reaktörler bir hafta süreyle çalıştırıldı. Reaktörler kararlı hale geldikten sonra, Tablo 5.38’de özellikleri verilen sentetik atıksularla sürekli beslendi. Aynı şartlarda işletilen reaktörlerin verimliliklerini belirlemek amacıyla, reaktör giriş ve çıkışlarında pH, KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor gibi parametrelerle, TUA/Alkalinite oranı ve oluşan gazlar ve bileşenleri incelendi. Bu bölümdeki arıtılabilirlik çalışmaları süresince 6 adet numune alınarak sonuçlar değerlendirildi.

Tablo 5. 38. Giriş atıksu karakterizasyonu

Parametreler	Konsantrasyon
KOİ, mg/L	10000±240
TOK, mg/L	6200±400
Alkalinite, mgCaCO ₃ /L	4360±90
Toplam Azot, mg/L	410±70
Toplam Fosfor, mg/L	65±4
pH	7,58

5.4.1. KOİ ve TOK verimi

Kararlı şartlarda reaktör verimlerini belirlemek amacıyla alınan numunelerde KOİ ve TOK verimleri Tablo 5.39’da gösterilmiştir.

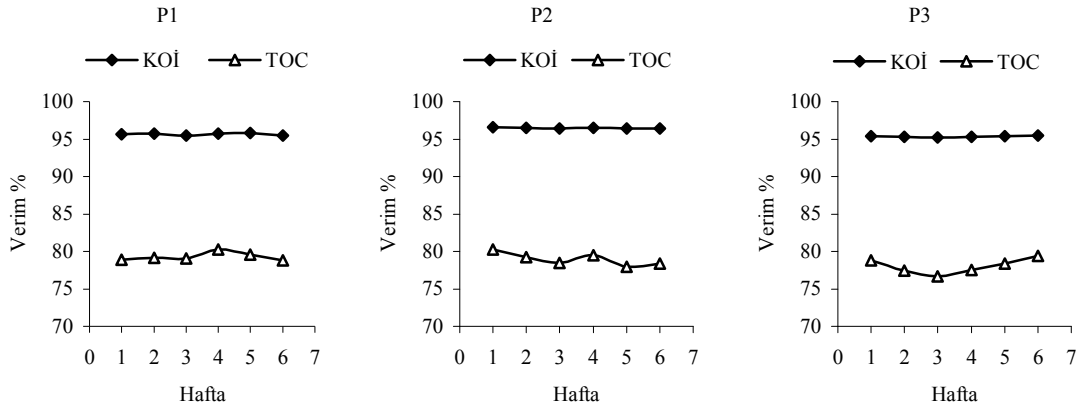
Ortalama KOİ çıkış konsantrasyonları P1 reaktörü için 437 mg/L (KOİ verimi, % 95,6), P2 reaktörü için 353 mg/L (KOİ verimi, % 96,5) ve P3 reaktörü için 465 mg/L (KOİ verimi, % 95,4) olarak bulundu. Benzer olarak bazalt ve kuvars reaktörlerin ortalama çıkış konsantrasyonları sırasıyla B1 için 588 mg/L (KOİ verimi, % 94,1), B2 için 550 mg/L (KOİ verimi, % 94,5), B3 için 353 mg/L (KOİ verimi, % 96,5), K1 için 585 mg/L (KOİ verimi, % 94,2), K2 için 537 mg/L (KOİ verimi, % 94,6) ve K3 için 890 mg/L (KOİ verimi, % 91,1) elde edildi (Tablo 5.39).

TOK açısından ortalama değerlere bakıldığında, perlit reaktörler arasında % 79,3 verimle P1 reaktörü ve % 79,0 verimle P2 reaktörü, bazalt reaktörler arasında % 76,9 verimle B3 reaktörü ve kuvars reaktörler arasında ise % 72,7 verimle K2 reaktörünün en verimli reaktörler olduğu tespit edildi. KOİ ve TOK verimleri açısından reaktörler arasında paralel bir sıralamanın olduğu görüldü.

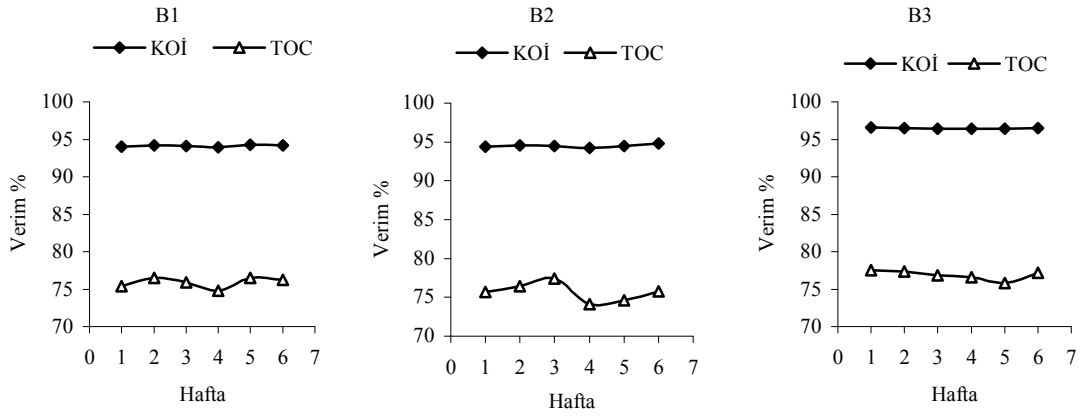
Optimum şartlarda perlit, bazalt ve kuvars reaktör için KOİ ve TOK verimleri Şekil 5.49, Şekil 5.50 ve Şekil 5.51’de gösterilmiştir.

Tablo 5.39. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37°C, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında reaktörlerin KOİ ve TOK verimleri.

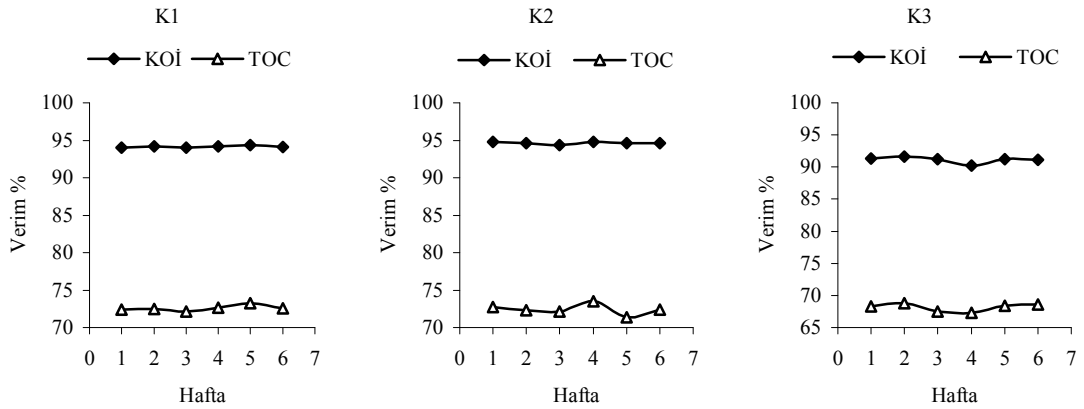
Reaktörler	P1		P2		P3		B1		B2		B3		K1		K2		K3	
KOİ	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%	mg/L	%
1	440	95,6	340	96,6	460	95,4	600	94,0	560	94,4	340	96,6	600	94,0	520	94,8	870	91,3
2	430	95,7	350	96,5	470	95,3	580	94,2	540	94,6	350	96,5	580	94,2	540	94,6	840	91,6
3	450	95,5	360	96,4	480	95,2	590	94,1	550	94,5	360	96,4	600	94,0	560	94,4	880	91,2
4	430	95,7	350	96,5	470	95,3	610	93,9	580	94,2	360	96,4	580	94,2	520	94,8	980	90,2
5	420	95,8	360	96,4	460	95,4	570	94,3	550	94,5	360	96,4	560	94,4	540	94,6	880	91,2
6	450	95,5	360	96,4	450	95,5	580	94,2	520	94,8	350	96,5	590	94,1	540	94,6	890	91,1
TOK																		
1	674	78,9	685	80,2	673	78,8	644	75,4	646	75,7	662	77,6	618	72,4	621	72,7	583	68,3
2	1456	79,1	1458	79,2	1424	77,4	1407	76,5	1406	76,4	1423	77,3	1333	72,5	1330	72,3	1265	68,7
3	1012	79,1	1004	78,5	981	76,7	972	75,9	991	77,4	983	76,8	923	72,1	923	72,1	864	67,5
4	1465	80,3	1450	79,5	1414	77,5	1365	74,8	1352	74,1	1396	76,5	1325	72,6	1341	73,5	1227	67,3
5	1337	79,6	1309	77,9	1317	78,4	1285	76,5	1254	74,6	1273	75,8	1231	73,3	1199	71,4	1150	68,4
6	1407	78,8	1400	78,4	1418	79,4	1361	76,2	1352	75,8	1378	77,2	1295	72,5	1293	72,4	1224	68,6



Şekil 5. 49. Optimum şartlarda perlit reaktör için KOİ ve TOK değerleri.



Şekil 5. 50. Optimum şartlarda bazalt reaktör için KOİ ve TOK değerleri.



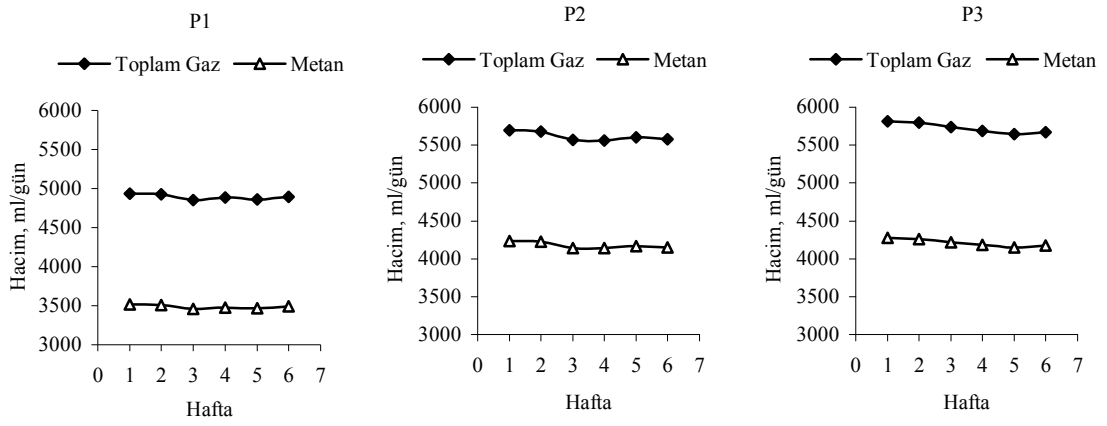
Şekil 5. 51. Optimum şartlarda kuvars reaktör için KOİ ve TOK değerleri.

5.4.2. Toplam gaz ve metan üretimi

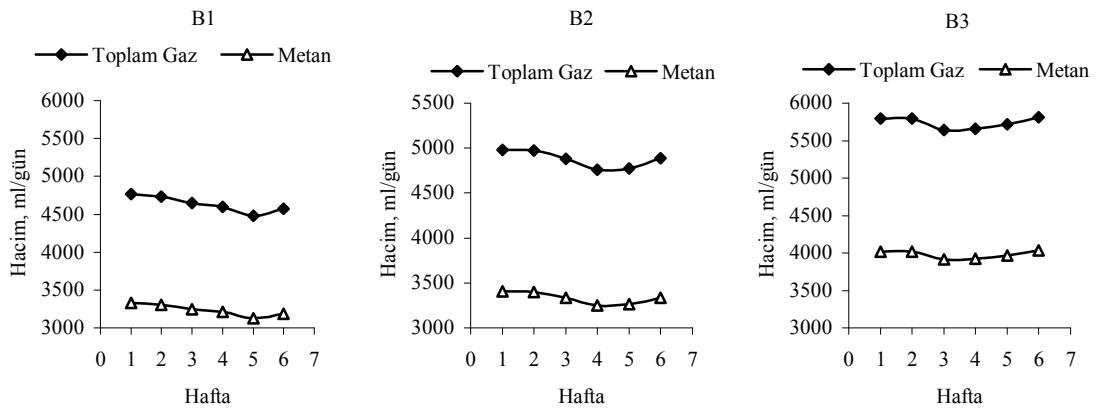
Kararlı şartlar altında çalışan reaktörlerden alınan numunelerde toplam gaz hacmi, metan ve karbondioksit değerleri incelendi. Alınan numunelerde üretilen toplam gaz hacmi bakımından ortalama değerler dikkate alındığında; perlit dolgulu reaktörler arasında P3 (5724 ml/ gün), bazalt dolgulu reaktörler arasında B3 (5736 ml/gün) ve kuvars dolgulu reaktörler arasında K1 (4895 ml/gün) verimli reaktörler olarak belirlendi. Üretilen toplam gaz içerisindeki ortalama metan içerikleri incelendiğinde; P3 reaktöründe 4209 ml/gün, B3 reaktöründe 3979 ml/gün ve K1 reaktöründe ise 3347 ml/gün metan üretildi (Tablo 5.40).

Tablo 5.40. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37⁰C, KOİ'nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında reaktörlerin toplam gaz, metan ve karbondioksit değerleri

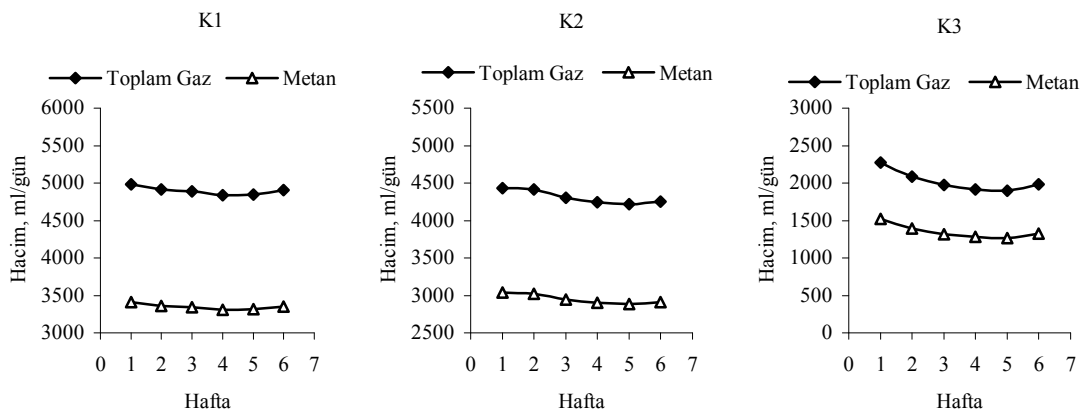
Hafta	P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
	Toplam Gaz, ml/gün								
1	4932	5694	5815	4764	4983	5793	4982	4435	2275
2	4928	5682	5793	4733	4971	5792	4915	4413	2084
3	4856	5567	5734	4651	4882	5641	4892	4306	1974
4	4883	5563	5686	4594	4756	5654	4834	4242	1916
5	4862	5604	5642	4482	4774	5722	4845	4216	1898
6	4897	5580	5674	4568	4884	5814	4902	4248	1985
	CH ₄ , ml/gün								
1	3513	4235	4276	3326	3406	4019	3407	3036	1518
2	3510	4226	4260	3305	3398	4018	3361	3021	1391
3	3459	4141	4216	3247	3337	3913	3345	2948	1317
4	3478	4138	4181	3208	3251	3922	3306	2904	1278
5	3463	4168	4149	3129	3263	3969	3313	2886	1266
6	3488	4151	4172	3189	3338	4033	3352	2908	1324
	CO ₂ , ml/gün								
1	1274	1293	1437	1295	1237	1428	1176	1196	694
2	1290	1358	1436	1327	1318	1488	1306	1187	659
3	1235	1286	1385	1244	1247	1469	1233	1234	627
4	1218	1368	1398	1338	1329	1422	1326	1174	622
5	1284	1390	1433	1300	1336	1468	1295	1207	597
6	1296	1358	1421	1326	1319	1462	1323	1232	629



Şekil 5. 52. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam gaz ve metan değerleri.



Şekil 5. 53. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam gaz ve metan değerleri.



Şekil 5. 54. Optimum şartlarda kuvars reaktör için toplam gaz ve metan değerleri.

5.4.3. Toplam azot ve toplam fosfor

Reaktörlere beslenen atıksuda KOİ/N/P oranları 146/6,8/1 ile 155/6/1 aralığındaydı. Perlit, bazalt ve kuvars dolgulu hibrit reaktörlerden alınan örneklerde toplam azot ve fosfor değerleri incelendi. Toplam azot ve toplam fosfor verimleri Tablo 5. 40'da gösterilmiştir. Toplam azot verimleri incelendiğinde, perlit reaktörler arasında 261–370 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %18,4– 22,9 verimle P1, bazalt reaktörler arasında 286–310 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %20,6– 35,4 arasındaki verimle B3 ve kuvars reaktörler arasında 220–340 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %29,2– 42,1 arasındaki verimle K2 en verimli reaktörler olarak belirlendi.

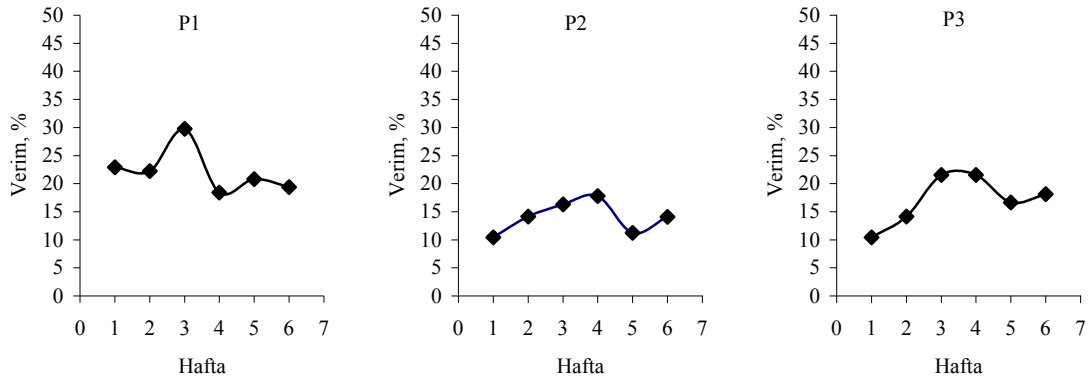
Optimum şartlarda perlit, bazalt ve kuvars reaktör için toplam azot verimleri Şekil 5.55– 5.57'da gösterilmiştir.

Perlit, bazalt ve kuvars dolgulu hibrit reaktörlerin çıkışlarından alınan örneklerde toplam fosfor konsantrasyonları ve reaktörlerin toplam fosfor verimleri incelendi. Optimum şartlarda perlit, bazalt ve kuvars reaktör için toplam fosfor verimleri Şekil 5. 58–5. 60'da gösterilmiştir.

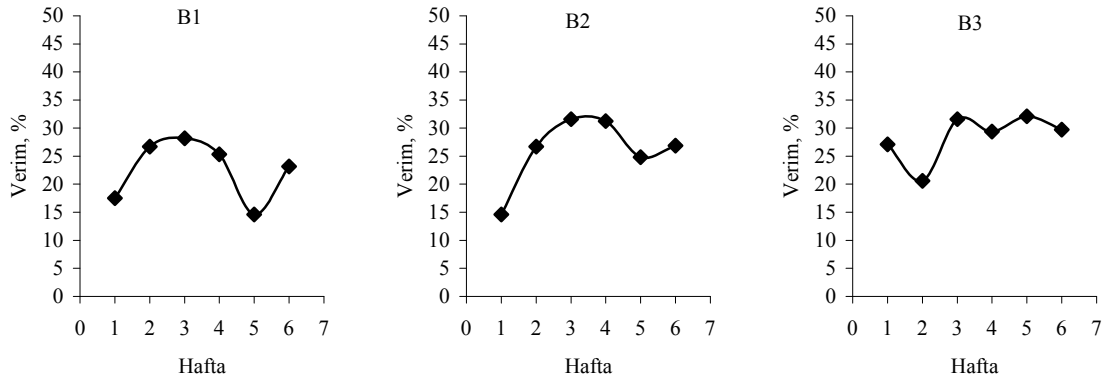
Toplam fosfor verimi bakımından, perlit reaktörler arasında 47,3–51,5 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %17,2-%27,5 arasındaki verimle P1, bazalt reaktörler arasında 49,8–53,7 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %12,8–%28,2 arasındaki verimle B3 ve kuvars reaktörler arasında 51,9–54,1 mg/L çıkış konsantrasyonu ve %7,4-%25,2 arasındaki verimle K2 en verimli reaktörler olarak tespit edildi.

Tablo 5. 41. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37⁰C, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında reaktörlerin toplam azot, toplam fosfor ve verimleri

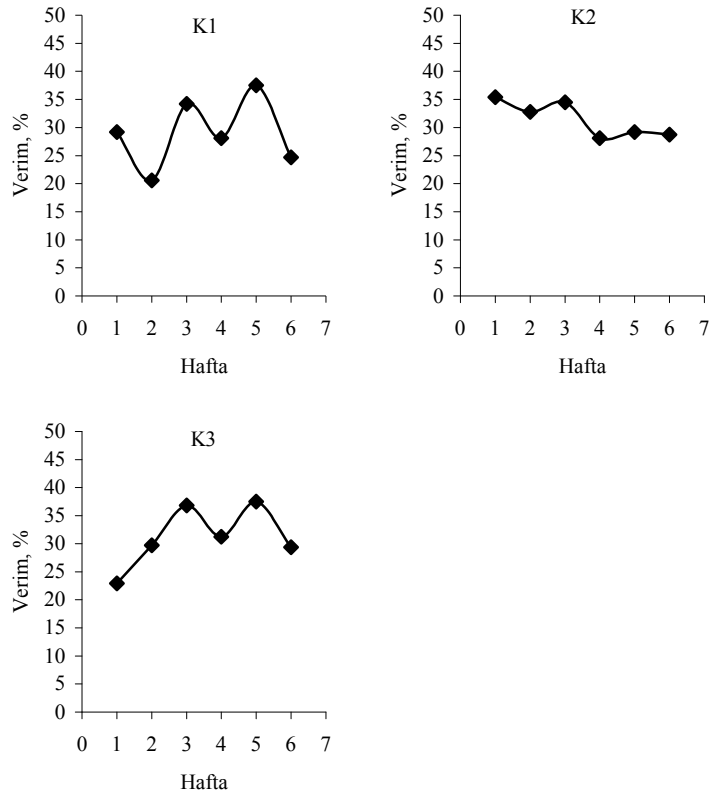
	P1 mg/L	P1 %	P2 mg/L	P2 %	P3 mg/L	P3 %	B1 mg/L	B1 %	B2 mg/L	B2 %	B3 mg/L	B3 %	K1 mg/L	K1 %	K2 mg/L	K2 %	K3 mg/L	K3 %
Hafta	Toplam Azot																	
1	370	22,9	430	10,4	430	10,4	450	16,3	410	14,6	350	27,1	340	29,2	310	35,4	370	22,9
2	280	22,2	309	14,2	309	14,2	264	26,7	264	26,7	286	20,6	286	20,6	242	32,8	253	29,7
3	267	29,7	280	26,3	298	21,6	230	39,5	260	31,6	260	31,6	250	34,2	220	42,1	240	36,8
4	261	18,4	263	17,8	251	21,6	210	34,4	220	31,3	226	29,4	230	28,1	230	28,1	220	31,3
5	380	20,8	460	14,2	400	16,7	410	14,6	360	25,0	310	35,4	300	37,5	340	29,2	300	37,5
6	258	19,4	275	14,1	248	22,5	222	30,6	234	26,9	225	29,7	241	24,7	228	28,8	226	29,4
	Toplam Fosfor																	
1	51,5	26,2	47,2	32,4	48,1	31,1	54,4	22,1	52,3	25,1	50,1	28,2	51,5	26,2	52,2	25,2	49,3	29,4
2	48,5	27,5	49,6	25,9	50,8	24,1	55,4	17,2	54,4	18,7	50,8	24,1	52,2	22,0	52,1	22,1	50,1	25,1
3	48,2	23,7	49,1	22,3	50,6	19,9	56,6	10,4	46,9	25,8	51,2	19,0	53,3	15,7	51,9	17,9	50,7	19,8
4	48,5	18,9	49,6	17,1	50,8	15,1	55,4	7,4	54,4	9,0	50,8	15,1	52,2	12,7	52,1	12,9	50,1	16,2
5	49,8	31,1	48,3	33,2	49	32,2	55,6	23,1	54,7	24,3	53,7	25,7	53,5	26,0	54,1	25,2	51,1	29,3
6	47,3	17,2	45,7	20,0	49,5	13,3	54,2	5,1	54,3	4,9	49,8	12,8	51,8	9,3	52,9	7,4	50,9	10,9



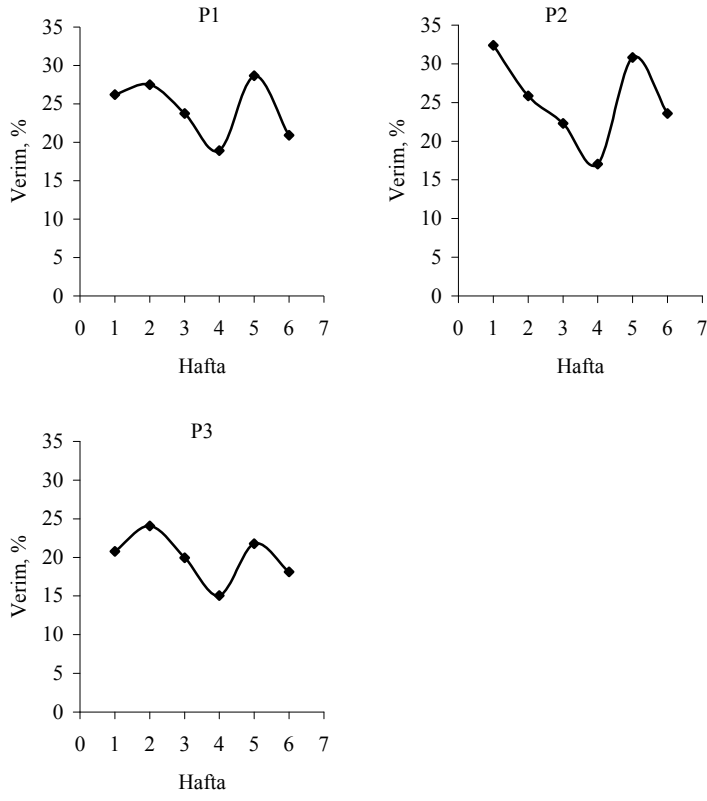
Şekil 5. 55. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam azot verimleri.



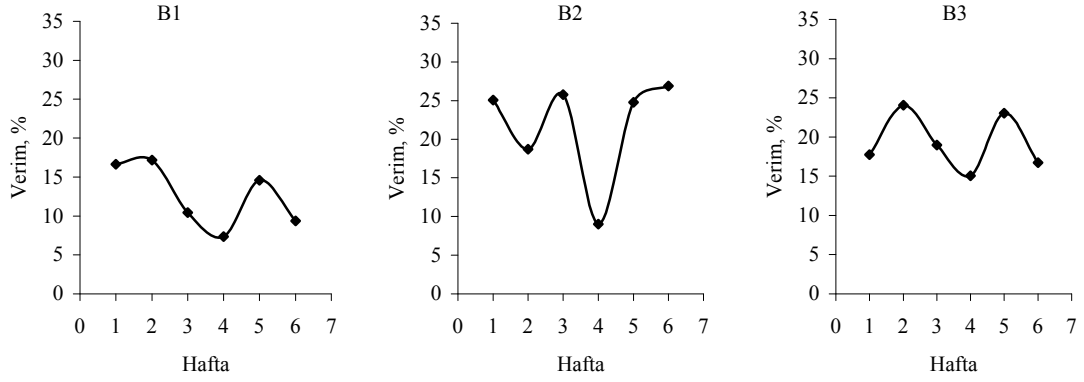
Şekil 5. 56. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam azot verimleri.



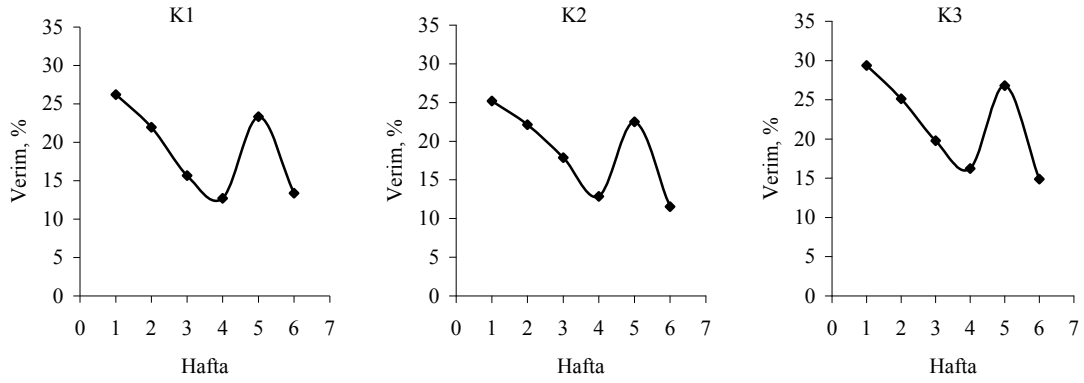
Şekil 5. 57. Optimum şartlarda kuvars reaktör için toplam azot verimleri.



Şekil 5. 58. Optimum şartlarda perlit reaktör için toplam fosfor verimleri.



Şekil 5. 59. Optimum şartlarda bazalt reaktör için toplam fosfor verimleri.



Şekil 5. 60. Optimum şartlarda kuvars reaktör için fosfor toplam fosfor verimleri.

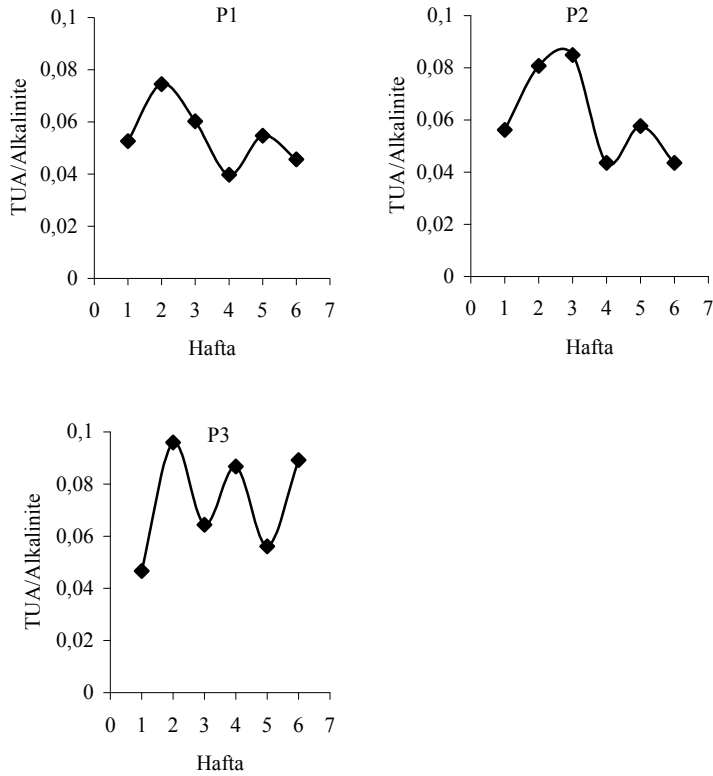
5.4.4. TUA/ Alkalinite

Reaktörler 24 saat hidrolik bekleme zamanı, KOİ konsantrasyonunun 10000 ± 240 mg/L olduğu ve $10 \text{ kg KOİ/ m}^3\text{.gün}$ organik yük altında 6 hafta süreyle işletilerek perlit, bazalt ve kuvars dolgulu hibrit reaktörlerden alınan 6 adet numune, TUA/ Alkalinite oranları incelendi. Reaktördeki uçucu asit, alkalinite ve TUA/ Alkalinite oranları Tablo 5.42’de gösterildi. Tüm reaktörlerde TUA /Alkalinite oranının literatürde belirtilen 0,1 değerinin (Öztürk, 2000) altında kaldığı görülmüştür.

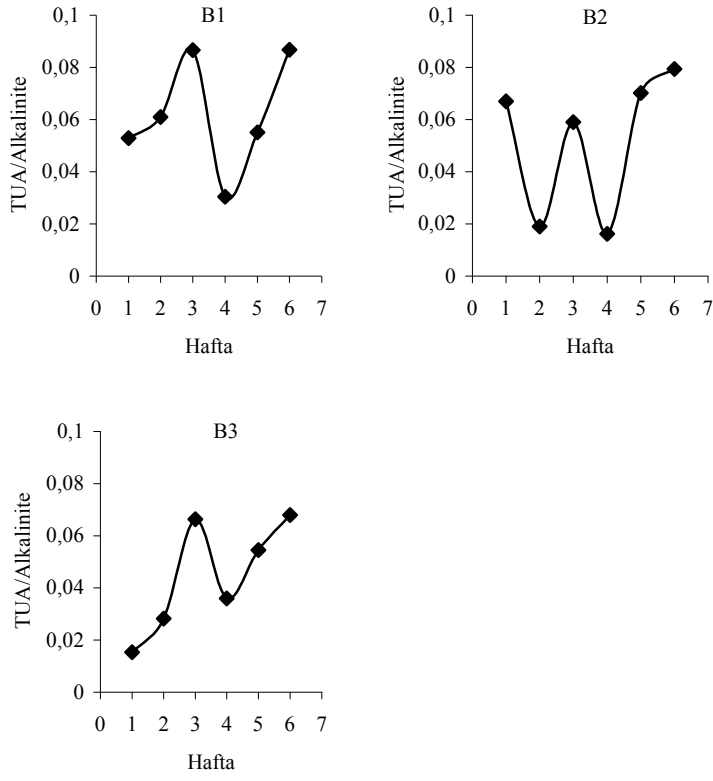
Tablo 5.42. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37°C , KOİ’nin 10000 ± 240 mg/L ve $10 \text{ kg KOİ/ m}^3\text{.gün}$ organik yük altında reaktörlerin TUA/ Alkalinite oranları

Hafta		P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
1	TUA, mg/L	157	154	118	167	193	43	72	79	178
	Alk., mg/L	2980	2740	2530	3160	2880	2810	2860	3220	3820
	TUA/Alk.	0,05	0,06	0,05	0,05	0,07	0,02	0,03	0,02	0,05
2	TUA, mg/L	213	226	238	189	52	78	141	51	157
	Alk., mg/L	2860	2800	2480	3100	2740	2760	2940	3320	3710
	TUA/Alk.	0,07	0,08	0,09	0,06	0,02	0,03	0,05	0,02	0,04
3	UA, mg/L	188	241	168	284	173	194	276	97	296
	Alk., mg/L	3120	2840	2610	3280	2930	2920	2810	3120	3640

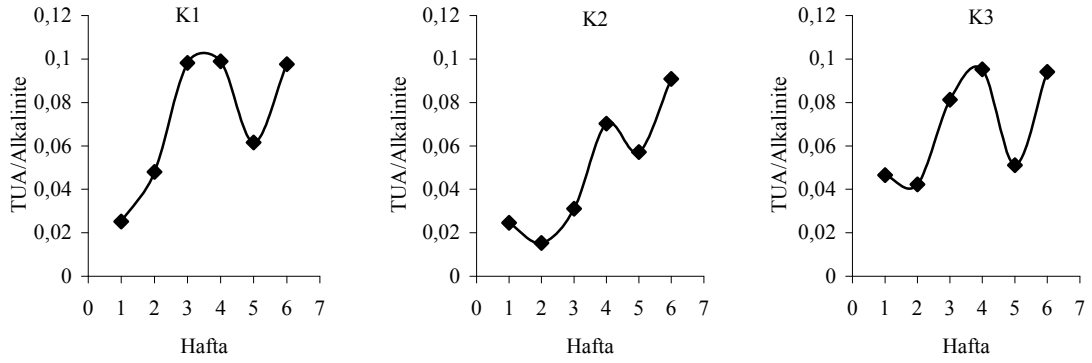
	TUA/Alk.	0,06	0,08	0,06	0,09	0,06	0,07	0,09	0,03	0,08
	TUA, mg/L	120	128	229	98	46	102	301	239	337
4	Alk., mg/L	3020	2940	2640	3220	2840	2840	3040	3400	3540
	TUA/Alk.	0,04	0,04	0,09	0,03	0,02	0,04	0,09	0,07	0,09
	TUA, mg/L	163	158	142	174	202	153	176	184	195
5	Alk., mg/L	2980	2740	2530	3160	2880	2810	2860	3220	3820
	TUA/Alk.	0,05	0,06	0,06	0,06	0,07	0,05	0,06	0,06	0,05
	TUA, mg/L	132	128	231	256	227	168	289	256	283
6	Alk., mg/L	2890	2940	2590	2950	2860	2470	2960	2820	3010
	TUA/Alk.	0,05	0,04	0,09	0,09	0,08	0,07	0,09	0,09	0,09



Şekil 5. 61. Optimum şartlarda perlit reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.



Şekil 5. 62. Optimum şartlarda bazalt reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.



Şekil 5. 63. Optimum şartlarda kuvars reaktör için TUA/ Alkalinite oranları.

5.5. pH Etkisi

Bu bölümde 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37°C sıcaklık, giriş KOİ' sinin 10000 ± 240 mg/L olduğu şartlarda ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında farklı pH değerlerinde çalıştırılan reaktörlerin pH değişimlerine karşı durumu izlendi. Çalışma süresi boyunca reaktörler 5,3–9,54 pH aralığındaki sentetik atıksuyla beslendi. Giriş suyu pH'ları 0,1 N NaOH ve 0,1 N H₂SO₄ (MERCK) ile ayarlandı. Çalışmanın başlangıcında giriş suyu pH'sı 7,42 iken kademeli olarak önce 6,2'ye sonra 5,3'e düşürüldü. Her bir pH için 3 gün süreyle yapılan arıtılabilirlik çalışmalarında elde edilen değerler kaydedildi. Daha sonra sistemin toparlanmasını sağlamak ve verimlerini artırmak için, tekrar reaktörler 7 gün süreyle optimum pH'da (7,42) beslendi.

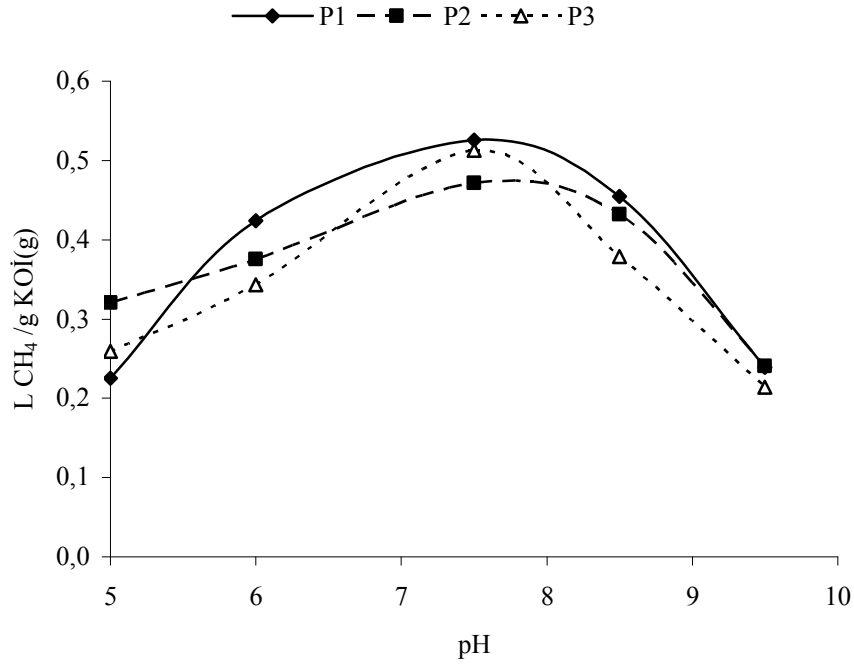
Yüksek pH etkisini belirlemek amacıyla yapılan ikinci aşamada ise, giriş suyu pH'ı sırasıyla 8,45 ve 9,54'e kadar yükseltildi. Bu çalışmada da 3'er günlük periyotta çalışıldı. Çalışma sonuçları Tablo 5.43'de verilmiştir. Şekil 5.64 ve 5.69'da perlit, bazalt ve kuvars dolgulu reaktörlerde 5 farklı pH değeri (5,3- 6,2- 7,42- 8,45- 9,54) için giderilen KOİ başına oluşan gaz miktarları ve KOİ verimleri görülmektedir.

Elde edilen bulgulara göre; pH 6,3–8,5 aralığında tüm reaktörlerde (K3 hariç) KOİ verimi %88 ile %98 aralığında değişti. Benzer şekilde toplam alkalinite de önemli bir düşüş görülmedi. Ortalama giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranlarında ise yine K3 hariç tüm reaktörlerde 0,34'ün değerinin altına düşmediği saptandı. Ancak diğer pH'lara nispeten pH 7,42'de, hem KOİ verimi hem de dönüşüm oranının en yüksek düzeyde olduğu belirlendi. Çalışma süresince K3 reaktöründeki tıkanmalar nedeniyle, sonuçlar tutarsızlık göstermiştir.

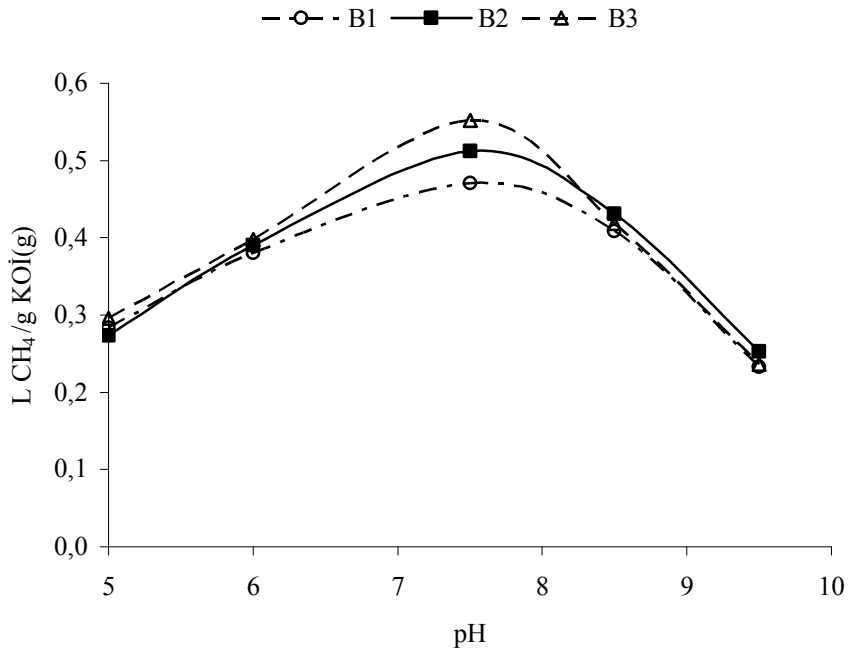
Giriş suyu pH'ı 5,05'e düşürüldüğünde KOİ verimi %80–90 düzeylerine azaldı. Ancak alkalitenin tamponlama kapasitesinin etkisiyle çıkıştaki pH değerlerinde 0,2–0,3 düzeyinde yükselmeler görüldü. Nötral pH'da dönüşüm oranı 0,34'ün üzerindeyken pH 5,05'de bu oran K1, K2 ve P2 reaktörleri hariç 0,30'un oldukça altında gözlenmiştir. Düşük pH'larda işletilen reaktörler yeniden nötral pH'ya getirildiğinde; KOİ verimi, üretilen gaz ve oluşan metan miktarları kısa sürede eski seviyelerine geldi. İkinci aşamada pH, kademeli olarak önce 8,45'e sonra 9,54'e yükseltildi. Bulgularımıza göre, pH 7,42 ile 8,45 arasında önemli bir fark yoktu. Hatta pH'ın 8,45 olduğu durumda üretilen gaz ve dolayısıyla metan miktarı daha yüksekti. Ancak bu şartlarda KOİ verimi çok düştü. Bu durumun nedeni, metan bakterilerinin 8,45'de gaz üretimine daha fazla katkı sağladığı ancak yüksek pH nedeniyle asit üreten bakterilerinin faaliyetlerinin azalması nedeniyle KOİ veriminin düştüğü (%90'ın altında) şeklinde açıklanabilir. Atıksuyun pH'ı 9,54'e yükseltildiğinde üretilen gaz ve KOİ'nin metana dönüşüm oranında oldukça önemli azalmalar tespit edildi.

Tablo 5.43. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük lduğu şartlarda farklı pH değerlerinde işletilen reaktörlerin performansları.

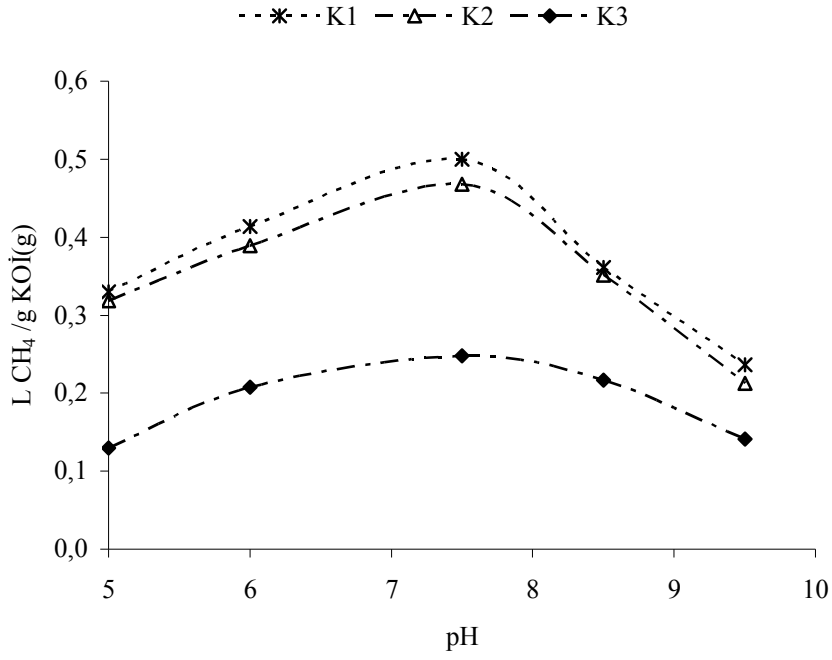
	Reaktörler		pH		KOİ, mg/L		KOİ verim, %		T. Alk mg /l		Metan, ml		L CH ₄ /g KOİ _(gid)		pH		KOİ, mg/L		KOİ verim, %		T. Alkali. mg /l		Metan, ml		L CH ₄ /g KOİ _(gid)		pH		KOİ, mg/L		KOİ verim, %		T. Alkali. mg /l		Metan, ml		L CH ₄ /g KOİ _(gid)	
	GİRİŞ	5,05	10000± 240	3960	6,3	10000± 240	4100	7,42	10000± 240	4360	8,45	10000± 240	5600	9,54	10000± 240	6120																						
ÇIKIŞ	P1	5,26	1840	81,6	3620	1840	0,23	6,37	1020	89,8	3700	3810	0,42	7,59	260	97,4	4350	5120	0,53	8,38	1040	89,6	5180	4070	0,45	9,47	1720	82,8	2920	1980	0,24							
	P2	5,51	1520	84,8	3480	2720	0,32	6,31	980	90,2	3840	3390	0,38	7,59	200	98,0	4540	4620	0,47	8,41	880	91,2	5240	3940	0,43	9,65	2300	77,0	2400	1850	0,24							
	P3	5,33	1160	88,4	3960	2290	0,26	6,39	940	90,6	4000	3110	0,34	7,64	740	92,6	4830	4750	0,51	8,44	760	92,4	5040	3500	0,38	9,49	1500	85,0	3000	1820	0,21							
	B1	5,35	1400	86,0	3280	2440	0,28	6,17	1140	88,6	3480	3370	0,38	7,61	180	98,2	4920	4620	0,47	8,42	920	90,8	5280	3710	0,41	9,55	1960	80,4	3100	1870	0,23							
	B2	5,17	1120	88,8	3040	2430	0,27	6,37	940	90,6	3500	3540	0,39	7,55	240	97,6	4720	5000	0,51	8,43	760	92,4	5320	3980	0,43	9,53	1540	84,6	3120	2140	0,25							
	B3	5,19	1200	88,0	3140	2600	0,30	6,38	820	91,8	3680	3650	0,40	7,54	360	96,4	4660	5320	0,55	8,44	780	92,2	5180	3860	0,42	9,58	1420	85,8	3280	2030	0,24							
	K1	5,11	1280	87,2	3040	2880	0,33	6,23	1100	89,0	3240	3680	0,41	7,67	180	98,2	4460	4910	0,50	8,4	1120	88,8	5560	3210	0,36	9,57	2220	77,8	3240	1840	0,24							
	K2	5,21	1560	84,4	3580	2690	0,32	6,38	1100	89,0	3640	3460	0,39	7,62	280	97,2	4540	4550	0,47	8,44	720	92,8	5100	3260	0,35	9,52	1680	83,2	3000	1770	0,21							
K3	5,02	3360	66,4	3220	860	0,13	6,23	2400	76,0	3640	1580	0,21	7,53	1360	86,4	4080	2340	0,29	8,43	1840	81,6	5440	1770	0,22	9,56	3760	62,4	3950	880	0,14								



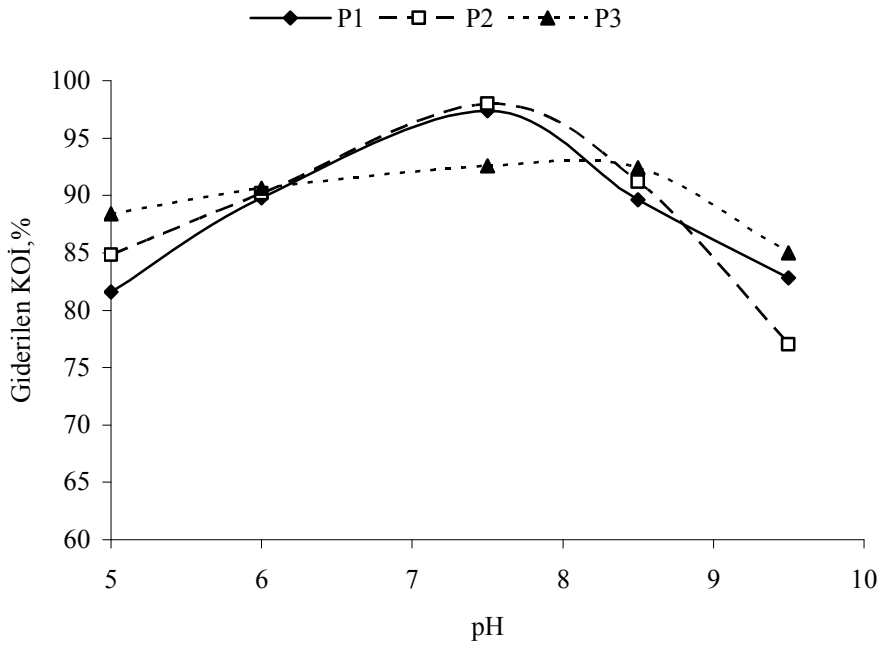
Şekil 5. 64. Farklı pH’larda işletilen perlit reaktörlerde giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.



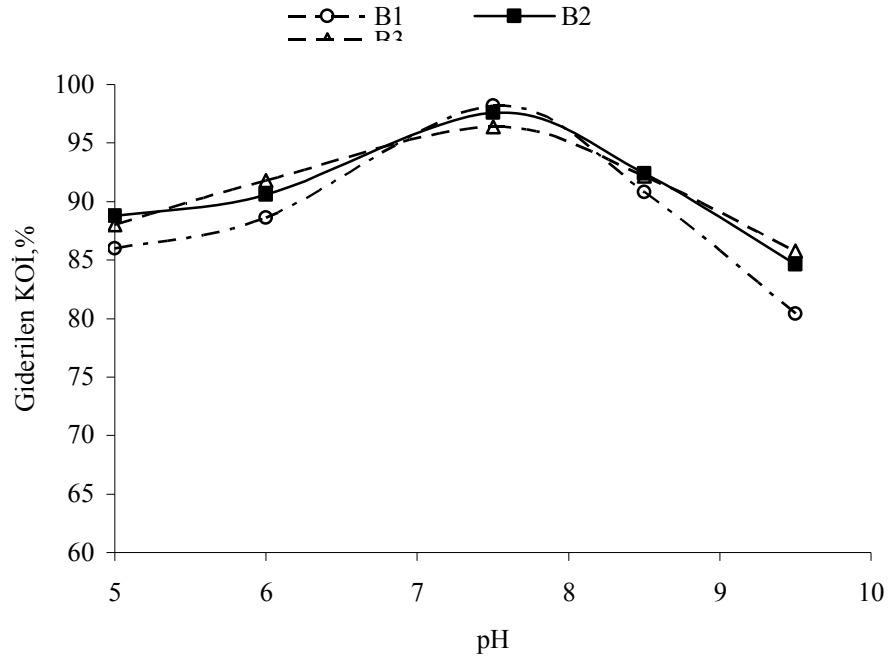
Şekil 5. 65. Farklı pH’larda işletilen bazalt reaktörlerde giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.



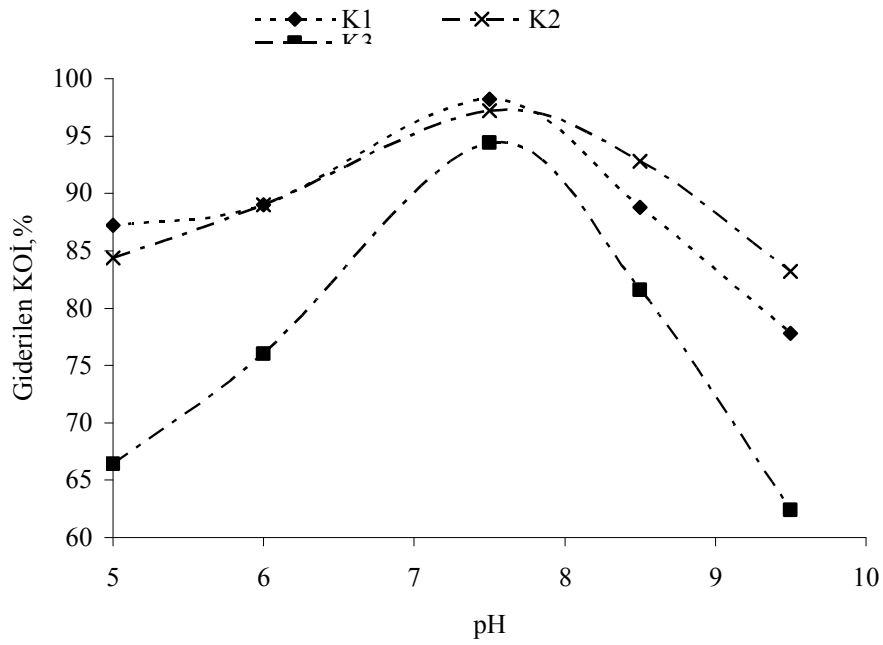
Şekil 5. 66. Farklı pH'larda işletilen kuvars reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.



Şekil 5. 67. Farklı pH'larda işletilen perlit reaktörlerde KOİ verimleri.



Şekil 5. 68. Farklı pH'larda işletilen bazalt reaktörlerde KOİ verimleri.



Şekil 5. 69. Farklı pH'larda işletilen kuvars reaktörlerde KOİ verimleri.

5.6. Sülfat Etkisi

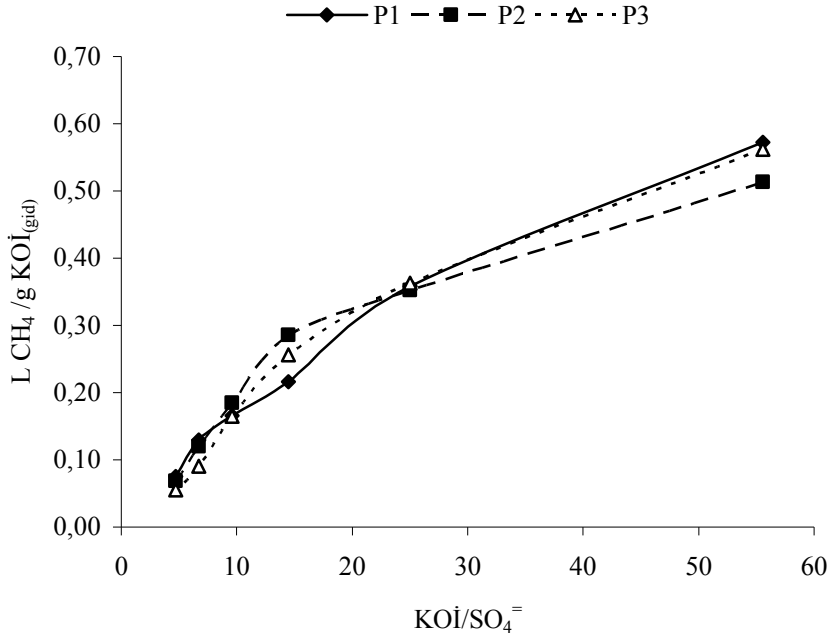
Atıksulardaki sülfatın hibrit reaktörlerle arıtıma etkisini araştırmak için reaktörler belirlenen optimum şartlar altında yaklaşık 2 ay çalıştırıldı. Her sülfat konsantrasyonu için 7 günlük periyotlarda çalışıldı. Atıksuyun sülfat konsantrasyonu magnezyum sülfat ($\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$) ile ayarlandı. Bu çalışmada $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranları 4,69–55,56 aralığında tutuldu ve reaktör performansları incelendi. Elde edilen sonuçlar Tablo 5.44 ve Tablo 5.45’de görülmektedir. Perlit, bazalt ve kuvars dolgulu reaktörlerde 6 farklı $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranı (55,56- 25,00- 14,49- 9,62- 6,71- 4,69) için KOİ verimleri ve giderilen KOİ başına oluşan metan miktarları Şekil 5.70 –5.75’de verilmiştir.

Tablo 5. 44. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37⁰C, KOİ’nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında farklı $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranlarında işletilen reaktörlerin performansları

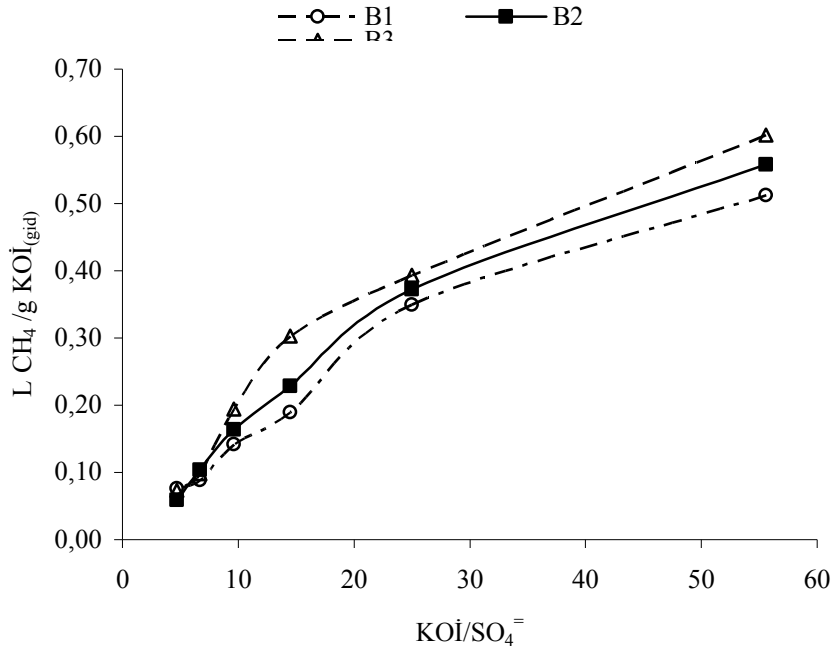
KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 55,56							KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 25,00							KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 14,49						
pH KOİ, mg/L KOİ verim, % SO ₄ ⁼ , mg/L Metan, ml L CH ₄ /g KOİ _(gtd)							pH KOİ, mg/L KOİ verim, % SO ₄ ⁼ , mg/L Metan, ml L CH ₄ /g KOİ _(gtd)							pH KOİ, mg/L KOİ verim, % SO ₄ ⁼ , mg/L Metan, ml L CH ₄ /g KOİ _(gtd)						
Giriş	7,42	10000			180		7,34	10000			400		7,29	10000			690			
Çıkış																				
P1	7,59	260	97,4	166	5120	0,573	7,27	370	96,3	213	3160	0,358	7,11	440	95,6	284	1890	0,216		
P2	7,59	200	98,0	158	4620	0,513	7,25	450	95,5	245	3080	0,352	7,08	520	94,8	336	2480	0,286		
P3	7,64	740	92,6	155	4750	0,561	7,21	620	93,8	232	3110	0,362	7,1	560	94,4	240	2210	0,256		
B1	7,61	180	98,2	154	4620	0,512	7,22	580	94,2	234	3010	0,349	7,12	880	91,2	292	1580	0,190		
B2	7,55	240	97,6	143	5000	0,558	7,15	280	97,2	227	3320	0,372	7,14	280	97,2	252	2040	0,229		
B3	7,54	360	96,4	152	5320	0,602	7,21	430	95,7	233	3450	0,393	7,10	560	94,4	230	2620	0,303		
K1	7,67	180	98,2	162	4910	0,544	7,16	360	96,4	243	3240	0,367	7,11	520	94,8	260	2130	0,245		
K2	7,62	280	97,2	165	4550	0,510	7,14	340	96,6	238	3120	0,352	7,11	360	96,4	266	1890	0,214		
K3	7,53	1360	86,4	164	2340	0,298	7,15	1410	85,9	248	1940	0,249	7,13	1560	84,4	285	1800	0,236		

Tablo 5. 45. 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37⁰C, KOİ'nin 10000 ± 240mg/L ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında farklı KOİ/SO₄⁼ oranlarında işletilen reaktörlerin performansları (devamı).

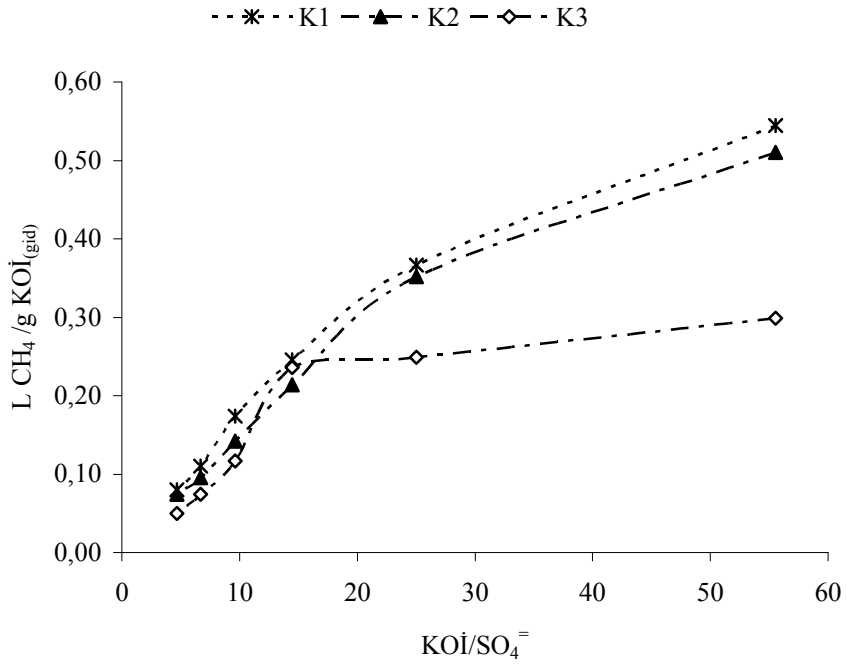
KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 9,62						KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 6,71						KOİ/SO ₄ ⁼ oranı 4,69					
pH	KOİ, mg/L	KOİ verim, %	SO ₄ ⁼ , mg/L	Metan, ml	L CH ₄ /g KOİ _(g/d)	pH	KOİ, mg/L	KOİ verim, %	SO ₄ ⁼ , mg/L	Metan, ml	L CH ₄ /g KOİ _(g/d)	pH	KOİ, mg/L	KOİ verim, %	SO ₄ ⁼ , mg/L	Metan, ml	L CH ₄ /g KOİ _(g/d)
Giriş	7,01 10000		1040			6,73 10000		1490				6,51 10000		2130			
Çıkış																	
P1	6,89	860	91,4	338	13800,165	6,56	1040	89,6	453	10600,130	6,41	1520	84,8	534	5800,076		
P2	6,89	640	93,6	356	15800,185	6,59	920	90,8	456	990	0,120	6,35	1340	86,6	528	5400,069	
P3	6,92	600	94,0	287	14200,165	6,62	620	93,8	351	780	0,091	6,37	1040	89,6	512	4500,055	
B1	6,87	1030	89,7	326	11600,142	6,61	1200	88,0	366	710	0,089	6,36	1680	83,2	499	5700,076	
B2	6,78	580	94,2	362	14100,164	6,56	800	92,0	390	870	0,104	6,41	1260	87,4	521	4700,059	
B3	6,83	660	93,4	368	16600,194	6,6	720	92,8	456	830	0,098	6,43	1120	88,8	539	5900,073	
K1	6,88	760	92,4	386	14700,174	6,65	1060	89,4	520	900	0,111	6,38	1460	85,4	601	6200,080	
K2	6,86	620	93,8	392	12200,142	6,54	920	90,8	525	790	0,095	6,39	1520	84,8	597	5700,074	
K3	6,85	1660	83,4	385	880	0,117	6,64	1680	83,2	363	560	0,074	6,42	2180	78,2	591	3500,050



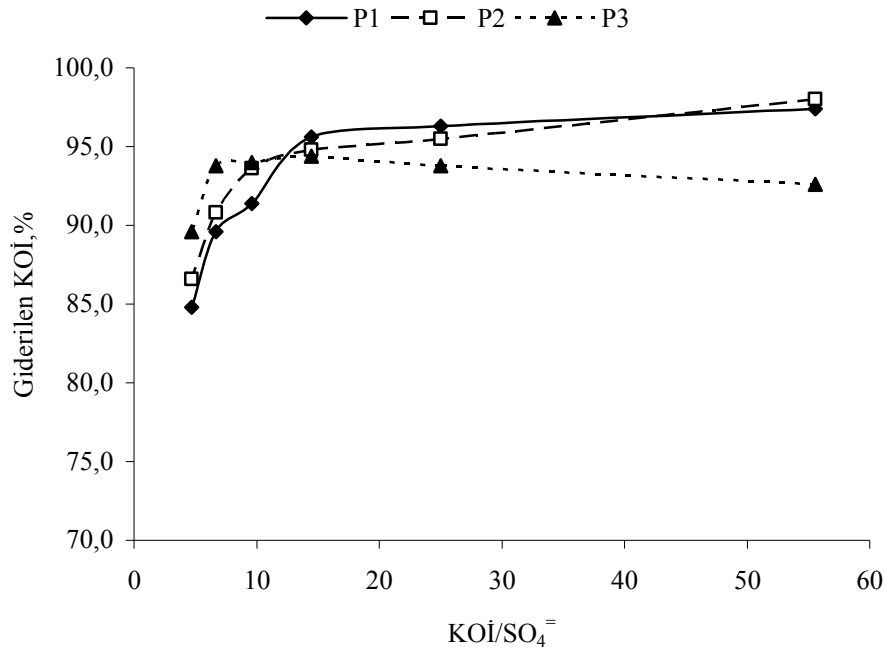
Şekil 5. 70. Perlit dolgulu AHR'lerde giriş KOİ/SO₄⁼ oranına göre giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.



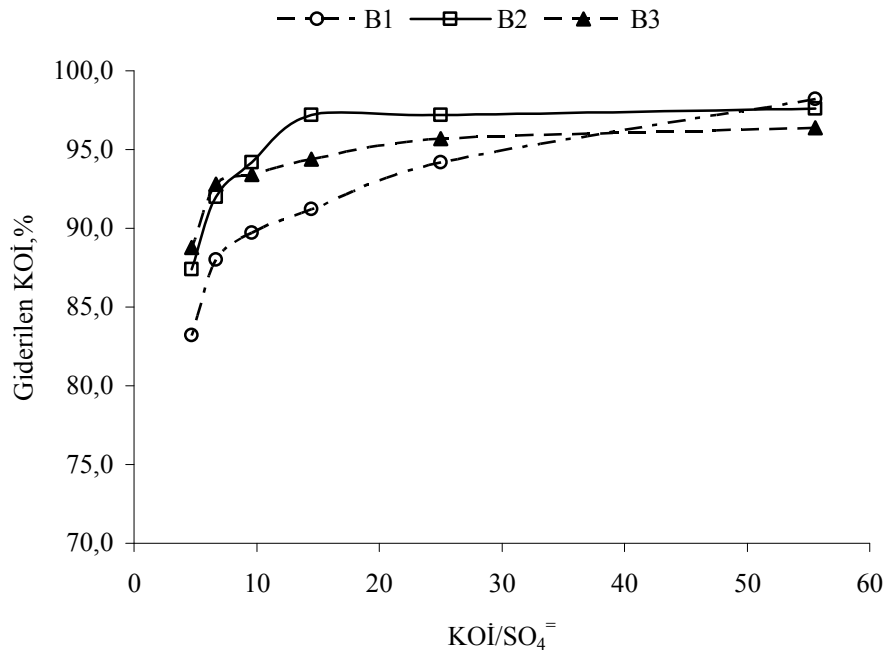
Şekil 5. 71. Bazalt dolgulu AHR’lerde giriş KOİ/SO₄⁼ oranına göre giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.



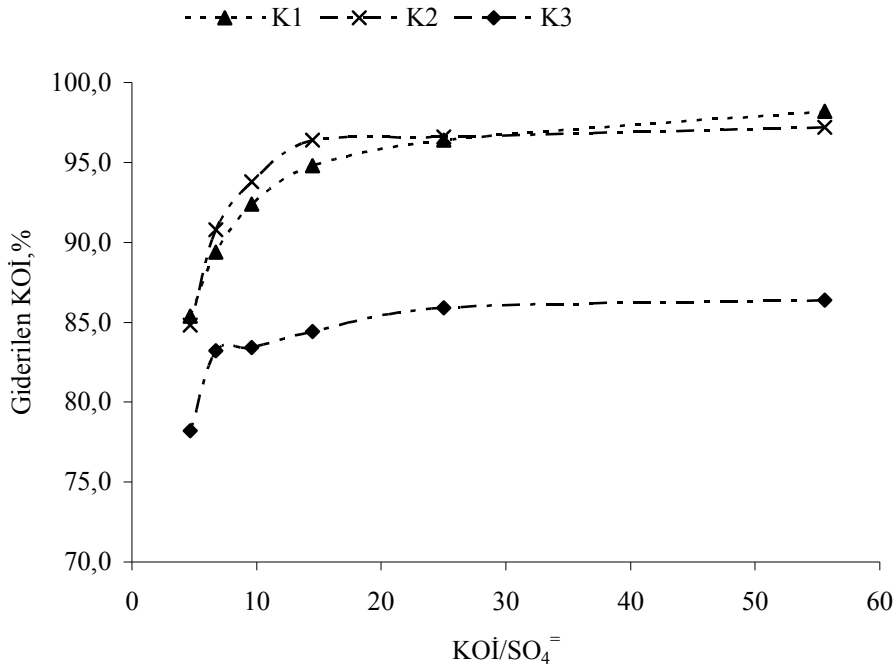
Şekil 5. 72. Kuvvars dolgulu AHR’lerde giriş KOİ/SO₄⁼ oranına göre giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları.



Şekil 5. 73. Perlit dolgulu AHR’de KOİ/SO₄⁼ oranına göre KOİ verimleri.



Şekil 5. 74. Bazalt dolgulu AHR’de KOİ/SO₄⁼ oranına göre KOİ verimleri.



Şekil 5. 75. Kuvars dolgulu AHR’de KOİ/SO₄⁼ oranına göre KOİ verimleri.

10 kg KOİ/ m³.gün ve 24 saat HBS şartlarında ve KOİ/SO₄⁼ oranının 55,56 olduğu durumda işletilen reaktörlerde, KOİ verimlerinin %92,60 ile %98,20 arasında değişti. Buna bağlı olarak giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları K3 hariç tüm reaktörlerde oldukça yüksek değerlerde olup, yaklaşık olarak 0,50 dolayındaydı. Bu şartlarda 180 mg/L giriş sülfat konsantrasyonunda işletilen reaktörlerde, 143–166 mg/L çıkış sülfat konsantrasyonları sağlandı. Yüksek KOİ verimi sağlanmasına karşın, önemli bir sülfat giderimi elde edilemedi.

KOİ/SO₄⁼ oranı yarıya düşürüldüğünde (25,00), K3 hariç tüm reaktörlerde benzer şekilde %93,8 ile %97,2 arasında KOİ verimi sağlandı. Bu şartlarda, KOİ veriminde önemli bir azalma görülmemesine rağmen, giderilen KOİ’nin metana dönüşümü açısından önemli düşüşler görüldü. Dönüşüm oranları 0,3–0,4 aralığındaydı. KOİ/SO₄⁼ oranının 55,56 olduğu şartlarla kıyaslandığında, bu oranın 25,00 olduğu şartlarda; sülfat gideriminde %50’lere varan verimler elde edilmiştir. KOİ/SO₄⁼ oranı 14,49’a düşürüldüğünde ise KOİ giderme verimi önemli ölçüde etkilenmemesine rağmen sülfat gideriminin %70’lere yükseldiği, giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranının 0,30’un altına düştüğü belirlendi ve metan üretiminde büyük ölçüde azalma gözlemlendi. KOİ/SO₄⁼ oranın 9,62’ye düştüğü durumda; KOİ verimi, üretilen gaz ve KOİ’nin metana dönüşüm oranı önemli ölçüde azaldı. Bu şartlar altında 0,117 ile 0,185 L CH₄/KOİ_(g) arasında dönüşüm oranları tespit edildi. KOİ/SO₄⁼ oranı 6,71 ve 4,69’a düştüğünde ise %80–90 arasında KOİ giderimi elde edilmesine rağmen, gaz üretimi hemen hemen durma noktasına geldi. Düşük KOİ/SO₄⁼ oranlarında, sülfat verimi hızlı bir artış göstermiştir. Elde edilen

bulgulara göre; $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranının 14,49'un üstünde olması durumunda yüksek KOİ verimi ve yüksek metan oluşumu bariz bir şekilde ortaya çıkmaktadır. Ancak sülfat verimi düşük düzeyde kalmaktadır. 14,49'un altındaki oranlarda kademeli olarak KOİ verimi ve oluşan metan miktarı hızlı bir düşüş göstermiştir. Buna karşın sülfat verimi kademeli olarak yükselmiştir. Ayrıca düşük $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranlarında çıkış suyunda düşük pH'lar gözlenmiştir. Bu durum yüksek $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranlarında metan-sülfat redükleyen bakterilerin arasındaki rekabette metan bakterilerinin baskın olduğunu ve düşük $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranlarında ise sülfat redükleyen bakterilerin ortamda baskın olduğunu göstermektedir. Düşük $\text{KOİ}/\text{SO}_4^{=}$ oranlarında çıkış suyu PH'larında görülen düşüşler ve gaz ortamındaki azalmalar da bu görüşü desteklemektedir.

5.7. Şok yükleme

Bu kısımda 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 °C sıcaklık, giriş KOİ konsantrasyonunun 5000 mg/L olduğu şartlarda çalıştırılan reaktörlerin aşırı organik yükler altında reaktör performanslarının nasıl değiştiği incelendi. Kararlı işletme şartlarında 24 saatlik hidrolik bekleme süresi ve 5 kg KOİ/ m³.gün organik yükle işletilen reaktörlerde KOİ giderme verimi % 91,80 ile % 96,20 arasında değişirken aynı hidrolik bekleme zamanında organik yük 20 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde KOİ giderme verimleri % 30–35 arasında azalarak, % 53,2 ile % 68,0 aralığında görüldü. Organik yük tekrar 5 kg KOİ/ m³.gün'e düştüğünde KOİ verimi başlangıçtaki aynı yüke göre % 62,2 ile % 83,8'e düştü. İkinci şok yüklemede tekrar 20 kg KOİ/ m³.gün organik yüke yükseltildiğinde KOİ verimleri % 35,5 ile % 59,9 aralığında bulundu. Son aşamada tekrar organik yük 5 kg KOİ/ m³.gün'e düşürülerek verimler incelendiğinde KOİ giderme verimlerinin % 46,7 ile % 76,1 arasında değiştiği tespit edildi.

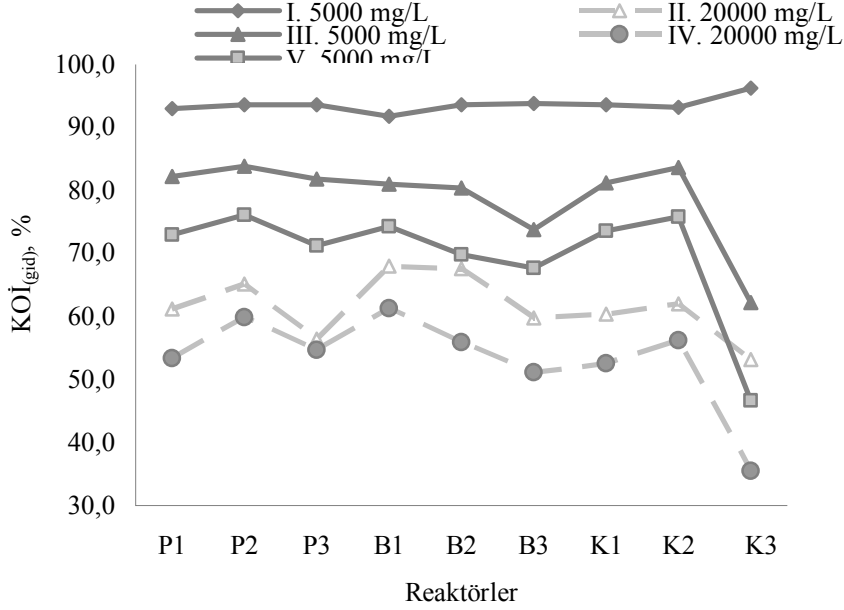
Bulgularımıza göre, Şekil 5. 76'dan da görülebileceği gibi şok yüklemeler ardından reaktör ilk konumunda işletildiğinde, KOİ verimi giderek düşmektedir. Bu durum yüksek organik yüklemeye bağlı olarak çıkış suyu pH'ının düşmesiyle birlikte, reaktörde metan oluşumu safhasının engellendiği ve buna bağlı olarak KOİ giderimi ve metan oluşumunun etkilendiği şeklinde yorumlanabilir. KOİ giderimi açısından P2 en dirençli reaktör olarak göze çıkmaktadır. Giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları incelendiğinde, şok yüklemede KOİ giderimine paralel olarak, dönüşüm oranı da düşmektedir (Şekil 5. 77).

Tablo 5. 46. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerde giderilen KOİ verim değerleri.

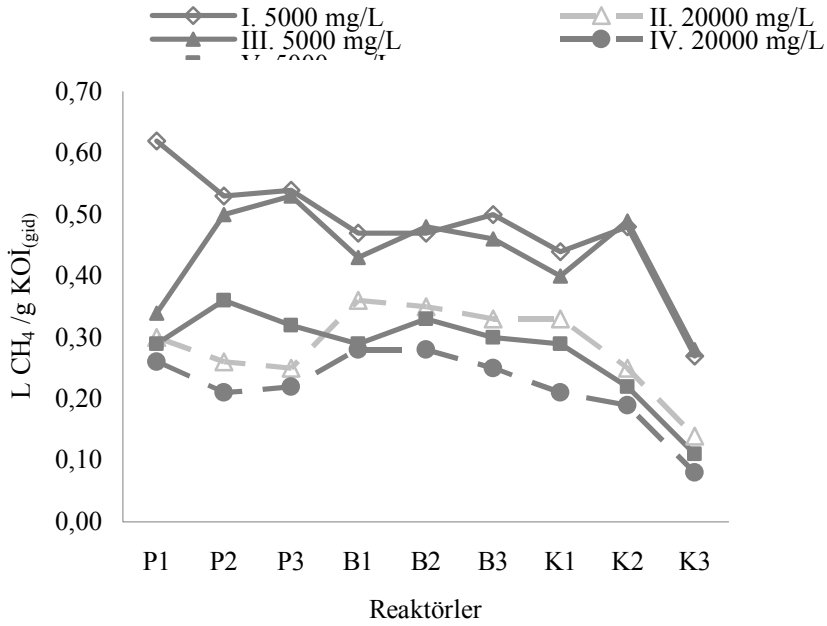
Aşama	KOİ, mg/L	P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
I	5000	93,0	93,6	93,6	91,8	93,6	93,8	93,6	93,2	96,2
II	20000	61,2	65,2	56,4	68,0	67,6	59,8	60,4	62,0	53,2
III	5000	82,2	83,8	81,8	81,0	80,4	73,8	81,2	83,6	62,2
IV	20000	53,4	59,9	54,7	61,3	55,9	51,1	52,6	56,2	35,5
V	5000	73,0	76,1	71,2	74,3	69,8	67,7	73,6	75,8	46,7

Tablo 5.47. Şok yüklemeler altında tüm reaktörlerde giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

Aşama	KOİ, mg/L	P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
I	5000	0,62	0,53	0,54	0,47	0,47	0,50	0,44	0,48	0,27
II	20000	0,30	0,26	0,25	0,36	0,35	0,33	0,33	0,25	0,14
III	5000	0,34	0,50	0,53	0,43	0,48	0,46	0,40	0,49	0,28
IV	20000	0,26	0,21	0,22	0,28	0,28	0,25	0,21	0,19	0,08
V	5000	0,29	0,36	0,32	0,29	0,33	0,30	0,29	0,22	0,11



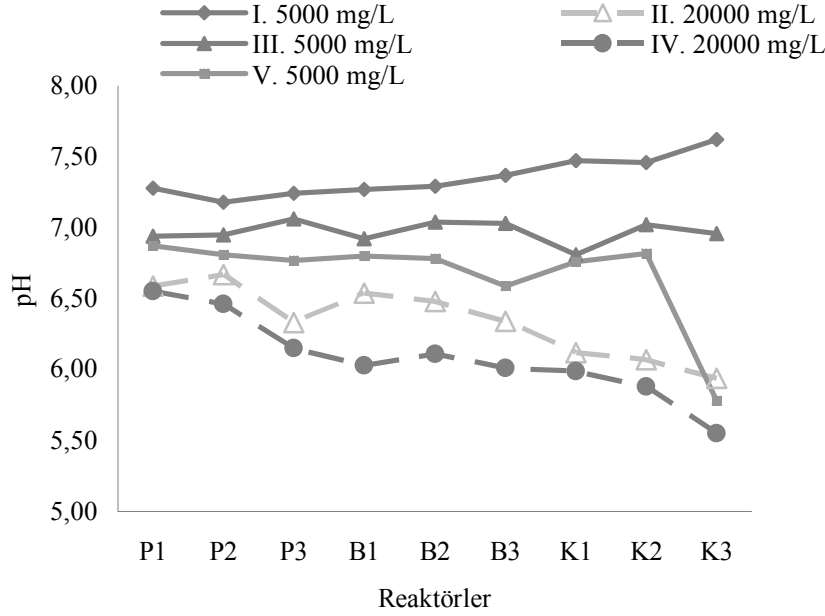
Şekil 5.76. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin giderilen KOİ verimleri.



Şekil 5.77. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

Tablo 5. 48. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerde pH değerleri.

Aşama	KOİ, Mg/L	P1	P2	P3	B1	B2	B3	K1	K2	K3
I	5000	7,28	7,18	7,24	7,27	7,29	7,37	7,47	7,46	7,62
II	20000	6,59	6,67	6,33	6,54	6,48	6,34	6,12	6,07	5,94
III	5000	6,94	6,95	7,06	6,92	7,04	7,03	6,81	7,02	6,96
IV	20000	6,55	6,46	6,15	6,03	6,11	6,01	5,99	5,88	5,55
V	5000	6,87	6,81	6,77	6,80	6,78	6,59	6,76	6,82	5,78



Şekil 5. 78. Şok yüklemeler altında perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin pH değişimleri.

I. Aşamada 5 kg KOİ/ m³.gün organik yükte dönüşüm oranı 0,27–0,62 L CH₄ /g KOİ_(gid) arasında değişti. II. Aşamada organik yük 20 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarıldı ve dönüşüm oranı 0,14–0,36 L CH₄ /g KOİ_(gid) aralığına indi. III. Aşamada tekrar 5 kg KOİ/ m³.gün organik yük şartlarında dönüşüm oranı 0,28–0,53 L CH₄ /g KOİ_(gid) arasındaki değerlere yükseldi. IV. Aşamada ise 20 kg KOİ/ m³.gün organik yük olduğu şartlarda, dönüşüm oranı 0,08 – 0,28 L CH₄ /g KOİ_(gid) gibi düşük oranlara indi. Son aşamada organik yük tekrar 5 kg KOİ/ m³.gün'e düşürüldü ve dönüşüm oranı 0,11–0,36 L CH₄ /g KOİ_(gid) aralığına yükseldi.

Benzer organik yükler incelendiğinde, her şok yükleme altında KOİ verimleri ve dönüşüm oranları giderek düşmektedir. Giderilen KOİ'nin metana dönüşümü açısından da şok yüklemelere karşı en dirençli reaktörün P2 olduğu görüldü. Şok yüklemeler sırasında pH'ın yüksek yüklerde hızla düştüğü tespit edilmiştir. Şok yüklemelerin devamlı gerçekleşmesi halinde pH'ın kademeli olarak düştüğü, normal yüklerde ise başlangıçtakine nazaran nispeten küçük düşüşler tespit edilmiştir. Bu durumda pH değişimleri açısından P2 en dirençli reaktör olarak görülmektedir (Şekil 5. 78).

5.8. NaCl Konsantrasyonu

NaCl konsantrasyonunun etkisini incelemek için, P2, B2 ve K2 reaktörlerine organik yükün etkilerini en aza indirmek amacıyla 5000 mg/L KOİ, 5 kg KOİ /m³.gün organik yük ve HBS'nin 24 saat olduğu durumda reaktörler %80 saflıkta ticari NaCl ile beslendi. Her NaCl konsantrasyonu için 5 gün süreyle çalıştırılan reaktörlerin pH, iletkenlik, KOİ ve gaz verimleri ile reaktör çıkışında TUA ve bikarbonat alkalinitesi takip edildi.

Bu amaçla dolgu malzemeleri farklı ve aynı dolgu yüksekliklerine sahip P2, B2 ve K2 reaktörleri üzerinde çalışıldı. Elde edilen bulguların ortalama değerleri Tablo 5.49'da gösterilmiştir. P2, B2 ve K2 reaktörlerinin çıkış suyunda pH, uçucu asit ve bikarbonat alkalinitesi değerlerinin artan NaCl konsantrasyonlarına karşı değişimleri Şekil 5. 79–5. 81'de gösterildi.

Besleme suyuna 48 g/L NaCl ilavesinden sonra, reaktörde çıkış suyunun uçucu yağ asidi konsantrasyonu düşük NaCl konsantrasyonundaki uçucu yağ asidi konsantrasyonundan daha yüksek olduğu görüldü. Daha yüksek NaCl konsantrasyonlarında, uçucu yağ asidi konsantrasyonları anaerobik arıtmada arzu edilen 300 mg/L olan eşik değerinden daha yüksekti.

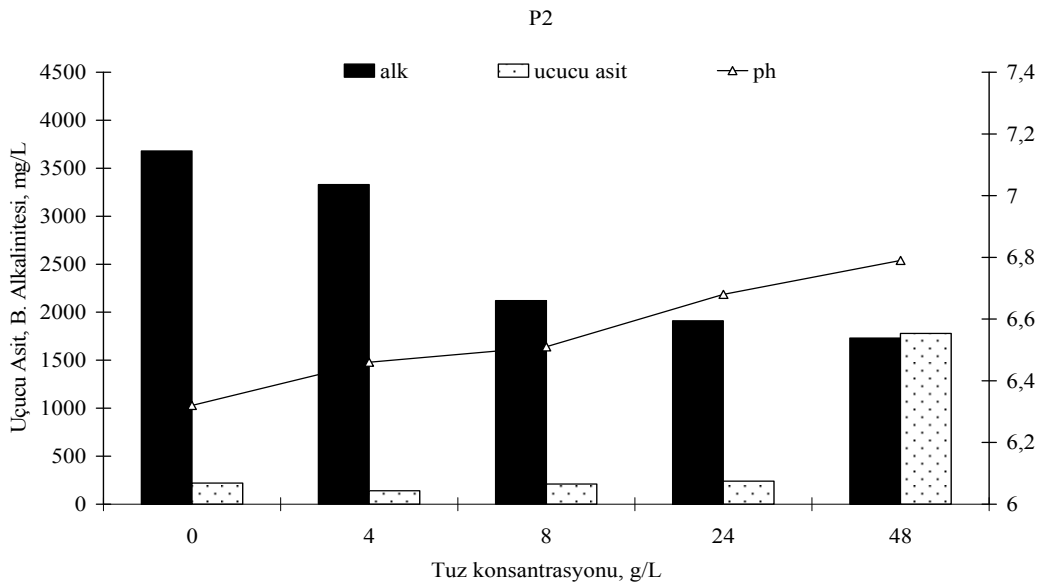
Tablo 5. 49. Farklı NaCl konsantrasyonlarında P2, B2 ve K2 reaktörlerinin değerleri

	NaCl g/L	pH	KOİ, mg/L	KOİ, Verim	T.Alkali, mg /L	İletken. mS	T. Gaz ml/gün	Metan ml/gün	Metan, %	TUA, mg /L	L CH ₄ / gKOİ _(gid)	TUA/BA
P2	0	6,32	100	98,0	3680	11,6	2710	2005	74	220	0,56	0,060
	4	6,46	80	98,4	3330	20,9	2880	1786	62	140	0,59	0,042
	8	6,51	130	97,4	2120	22	2190	1489	68	210	0,45	0,099
	24	6,68	530	89,4	1910	39	1910	1127	59	240	0,43	0,126
	48	6,79	820	83,6	1730	42,6	1260	529	42	1780	0,30	1,029
B2	0	6,54	100	98,0	3840	12,4	2130	1619	76	220	0,43	0,057
	4	6,54	80	98,4	3280	20,5	2810	1798	64	160	0,57	0,049
	8	6,61	110	97,8	2820	28,7	2330	1584	68	260	0,48	0,092
	24	6,72	560	88,8	2300	48,5	1870	1103	59	280	0,42	0,122
	48	6,83	880	82,4	1540	52,9	1520	578	38	1810	0,37	1,175
K2	0	6,29	140	97,2	3860	11,7	2630	1867	71	280	0,54	0,073
	4	6,35	110	97,8	2800	20,5	3260	2086	64	180	0,67	0,064
	8	6,46	130	97,4	2450	26,5	2840	1874	66	190	0,58	0,078
	24	6,84	780	84,4	2640	42	2080	936	45	280	0,49	0,106
	48	6,91	1180	76,4	1580	51,6	1690	558	33	1840	0,44	1,165

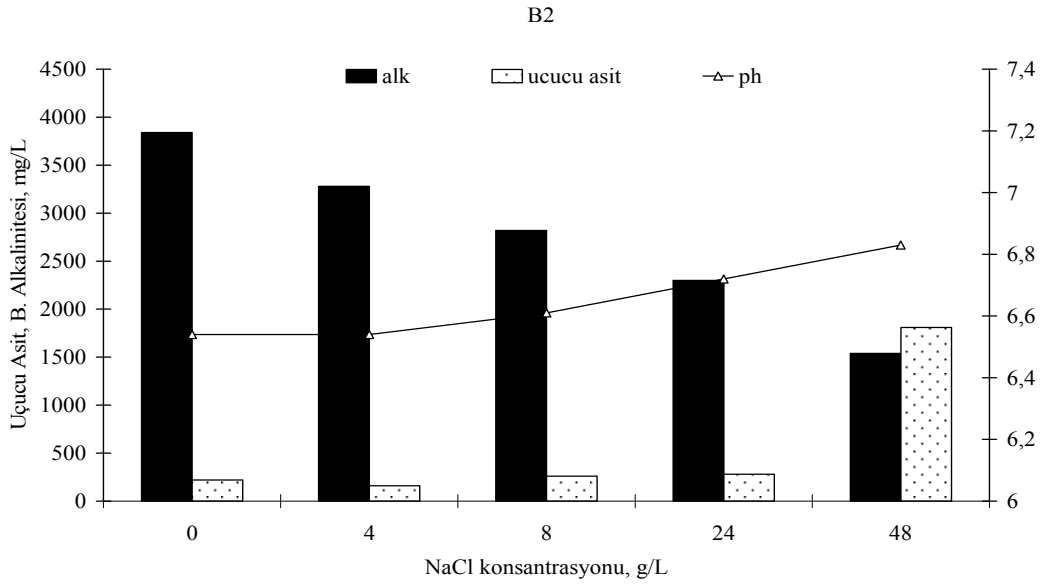
Na⁺ iyonlarının metanojenik bakterilerinin aktivitesini engellediği ve NaCl toksisitesinin NaCl bileşiklerinde en yaygın olarak Na⁺ iyonu olan katyonlardan kaynaklandığı iyi bilinmektedir.

Düşük NaCl konsantrasyonlarında bu değerlerin tüm reaktörlerde 280 mg/L'den daha düşük olduğu görüldü. Bu durum bütirik, propiyonik ve asetik asit gibi uçucu yağ asitlerinin metana dönüşmesinde, anaerobik hibrit reaktörde bulunan metanojenik bakteri popülasyonunun yeterli olmadığının bir göstergesi olabilir.

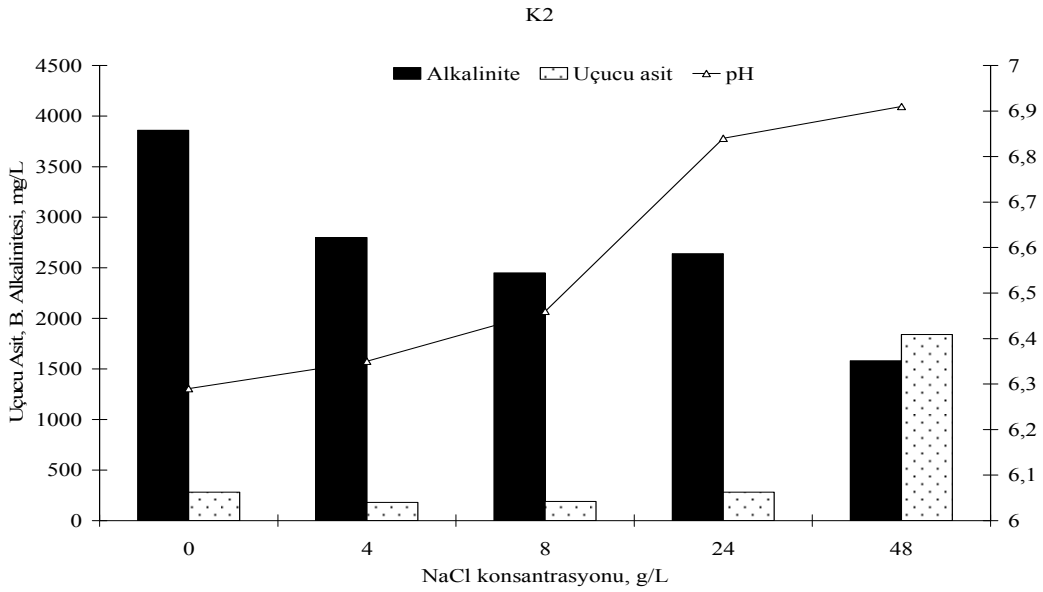
P2 reaktöründe, pH değerleri metanojenik aktivite için uygun olan 6,5–7,5 değerleri arasında kalmasına rağmen, yüksek NaCl konsantrasyonlarında da çalışan sistemlerde uçucu yağ asitleri değerleri çok yüksekti. Bu durum, metanojenik bakterilerin yüksek H^+ konsantrasyonlarından ziyade yüksek Na^+ konsantrasyonlarından etkilendiğini göstermektedir. Ayrıca, Na^+ iyonlarının asitojenlerden ziyade metanojenleri engellediği sonucuna da varılabilir.



Şekil 5. 79. P2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine NaCl konsantrasyonlarının etkisi.

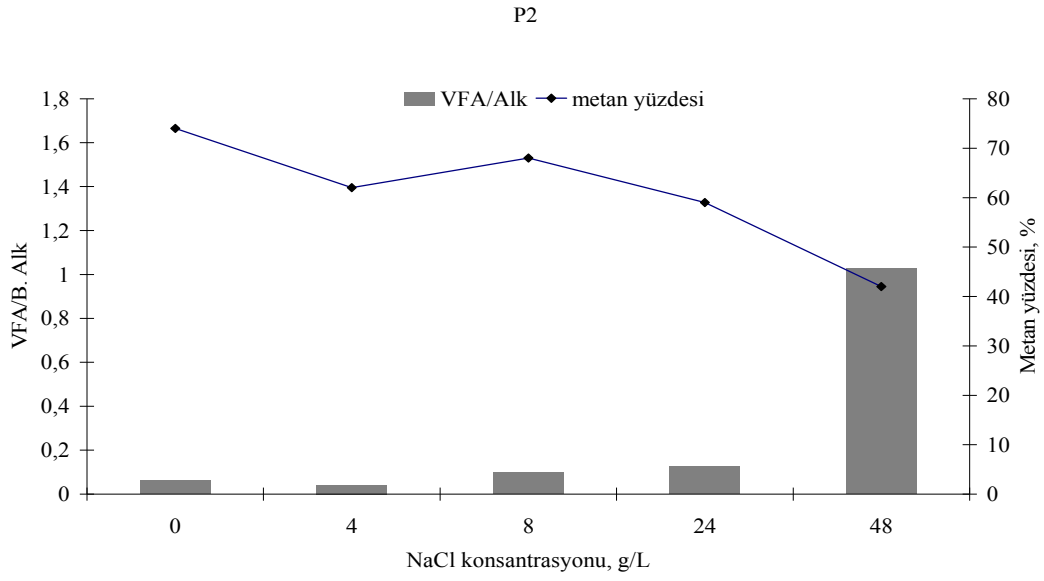


Şekil 5. 80. B2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine NaCl konsantrasyonlarının etkisi.

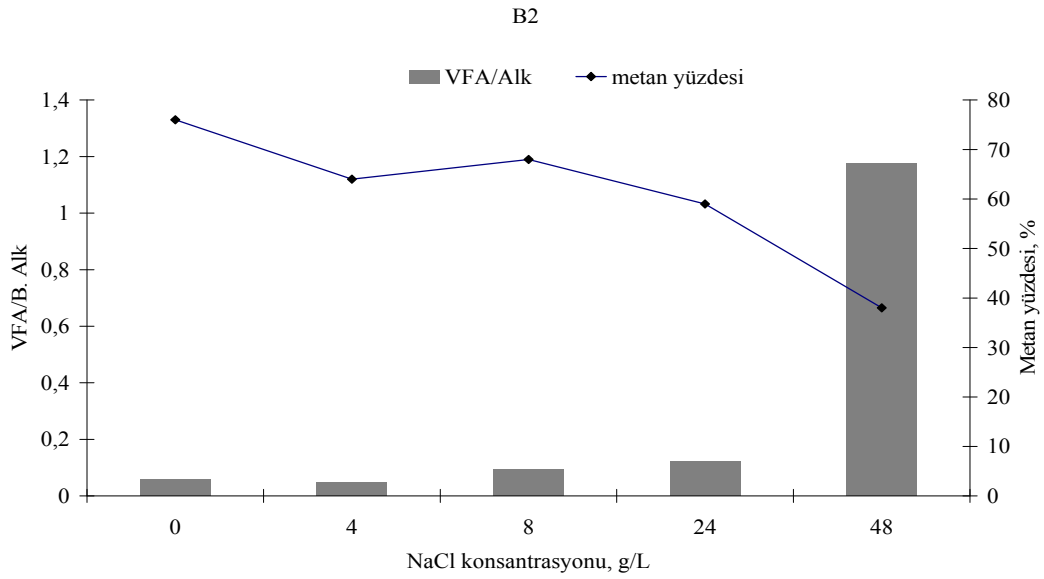


Şekil 5. 81. K2 çıkış suyunun pH, alkalinite ve uçucu asit değerleri üzerine NaCl konsantrasyonlarının etkisi.

Kararlı bir anaerobik arıtma sistemi için bütün organizmalar arasında bir denge gerektirir. Bu dengenin sürdürülmesi düşük yağ asidi konsantrasyonu, uygun pH ve uçucu asit/alkalinite oranlarıyla gözlemlenir. Şekil 5. 82–5. 84, reaktörlerde NaCl konsantrasyonu artışı süresince uçucu yağ asit/alkalinite oranlarını ve metan yüzdelerini göstermektedir. Bulgularımıza göre NaCl konsantrasyonları 0–24 g/L arasında değiştiğinde, uçucu yağ asit/alkalinite oranları 0,042–0,106 arasında kalmıştır.

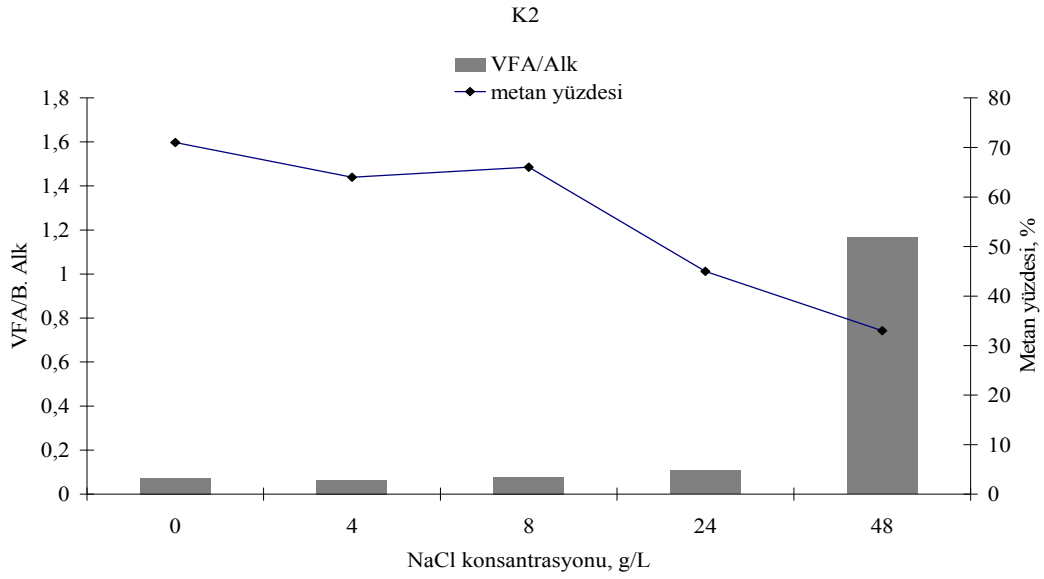


Şekil 5. 82. Artan NaCl konsantrasyonlarında P2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdeleri.



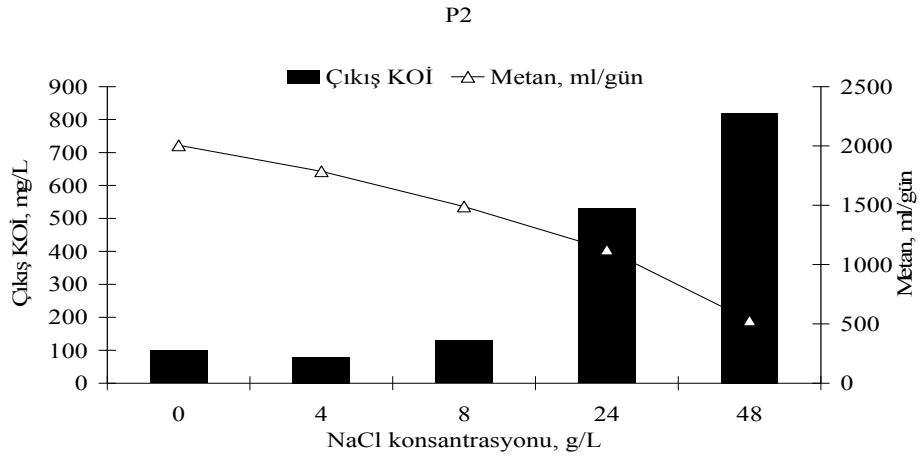
Şekil 5. 83. Artan NaCl konsantrasyonlarında B2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdeleri.

Hibrit reaktörde, kararsızlığın bir göstergesi olan uçucu yağ asit/bikarbonat alkalinitesi 1,439, 1,669 ve 1,485 iken, reaktörde bulunan gazdaki metan yüzdeleri sırasıyla %33, %26 ve %24'e kadar düştü.

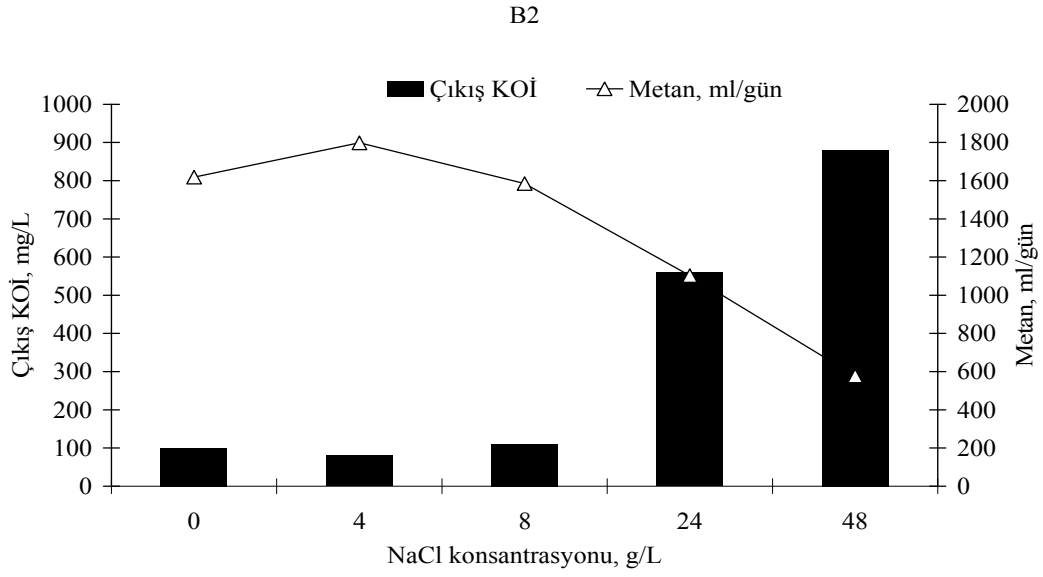


Şekil 5. 84. Artan NaCl konsantrasyonlarında K2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve metan yüzdesleri.

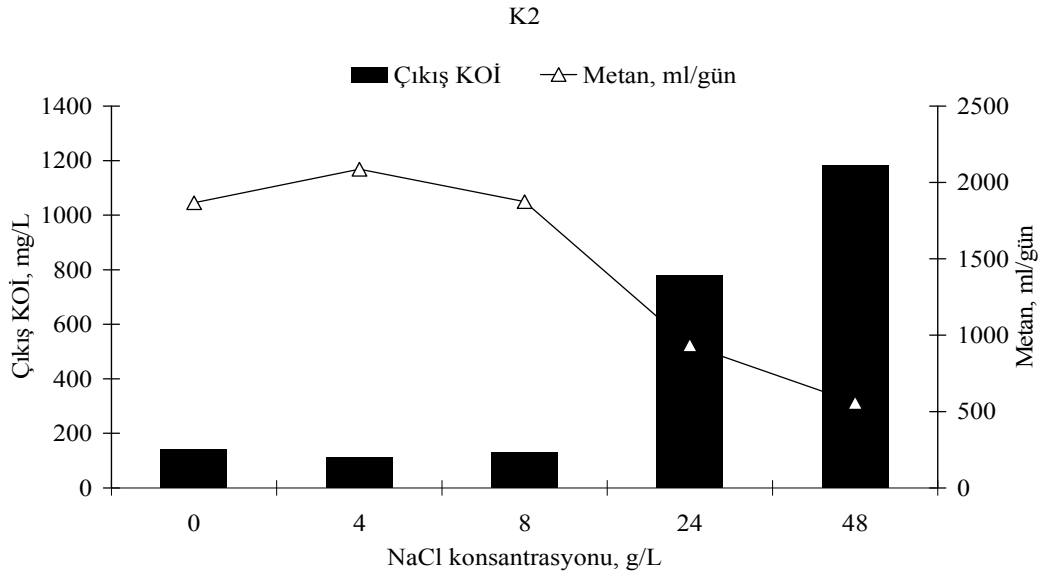
Şekil 5. 85 –5. 87’de, reaktörlerde NaCl konsantrasyonu artışı süresince çıkış KOİ konsantrasyonları ve günlük metan miktarları görülmektedir.



Şekil 5. 85. Artan NaCl konsantrasyonlarında P2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı.

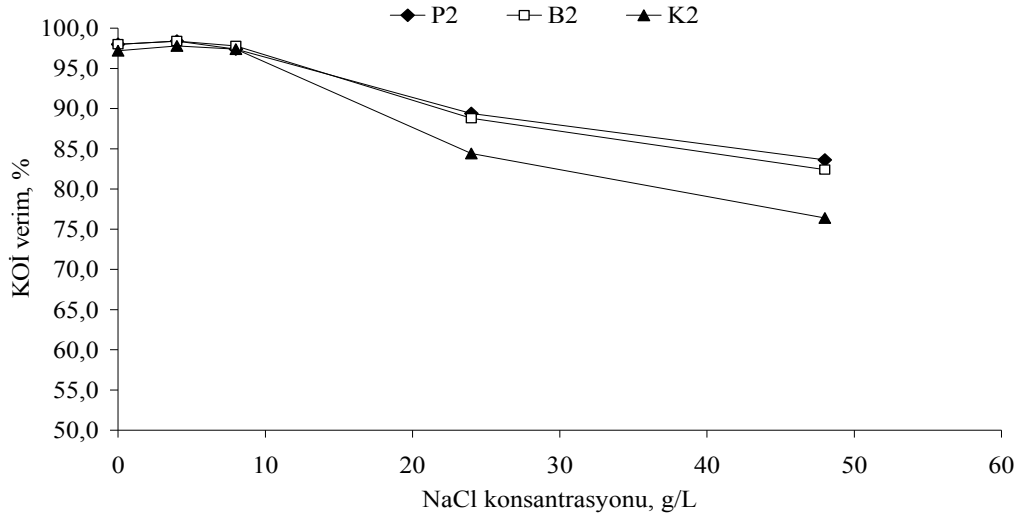


Şekil 5. 86. Artan NaCl konsantrasyonlarında B2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı.



Şekil 5. 87. Artan NaCl konsantrasyonlarında K2 reaktöründe Uçucu Asit/B. Alkalinitesi oranları ve oluşan metan miktarı.

Şekil 5. 88’de farklı NaCl konsantrasyonlarına karşı KOİ verimlerinin değişimi gösterilmiştir. NaCl konsantrasyonunun 24 g/L, organik yükün 5 kg KOİ/m³. gün ve HBS’nin 24 saat olduğu şartlarda; reaktörler arasında en iyi KOİ giderme verimi P2 reaktöründe (%89,4) gerçekleşti.



Şekil 5. 88. Artan NaCl konsantrasyonlarında KOİ verimlerinin değişimi.

5. 9. Kinetik Modelleme

5. 9. 1. Monod Modeli

Anaerobik arıtımda yapılan biyokinetik modellerin birçoğunun temelini monod modeli oluşturur. Monod modeli aşağıdaki eşitliklerle ifade edildi.

$$\mu = \mu_{\max} \frac{S}{K_s + S} \quad (5.1)$$

$$L_r = \frac{Q(S_0 - S)}{VX_r} \quad (5.2)$$

$$\frac{1}{\theta_c} = YL_r - b \quad (5.3)$$

$$\theta_c = \frac{VX_r}{QX_e} \quad (5.4)$$

μ_{maks} = mikroorganizmaların maksimum çoğalma hız sabiti (gün⁻¹)

dS/dt = besi maddesi kullanma hızı, mg/L gün

$k_{\max}$ = maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı, g KOİ/g UKM gün

S = çıkış besi maddesi konsantrasyonu, mg KOİ/L

θ_c = ortalama hücre direnç zamanı, gün

Y = hücre verim katsayısı, mg UKM/mg KOİ_{gid}

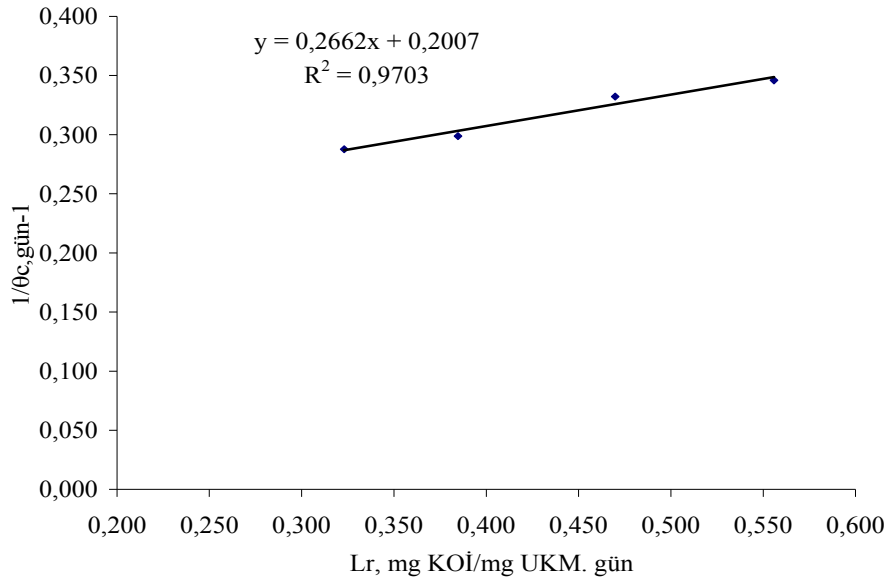
K_s = yarım doygunluk konsantrasyonu, mg/L

L_r = spesifik besi maddesi kullanım hızı, mg/mg. gün

- b = spesifik mikroorganizma ölüm hızı, gün⁻¹
X = biyomas konsantrasyonu, mg/L
X_e = çıkış mikrobiyal konsantrasyonu, mg/L
X_r = reaktördeki mikroorganizma konsantrasyonu, mg/L

5. 9. 1. 1. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi

Deneysel verilerin kinetik modellemesi için monod modeli kullanıldı. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi için kullanılan veriler aşağıda Tablo 5.50’de verilmiştir. Maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı (k), yarım doygunluk konsantrasyonu (K_s) ve hücre verim katsayısı (Y) Şekil 5.89.a ve Şekil 5.89.b’ de verilen grafiklerden hesaplandı.



Şekil 5. 89. a. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi.

Tablo 5. 50. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi için kullanılan değerler

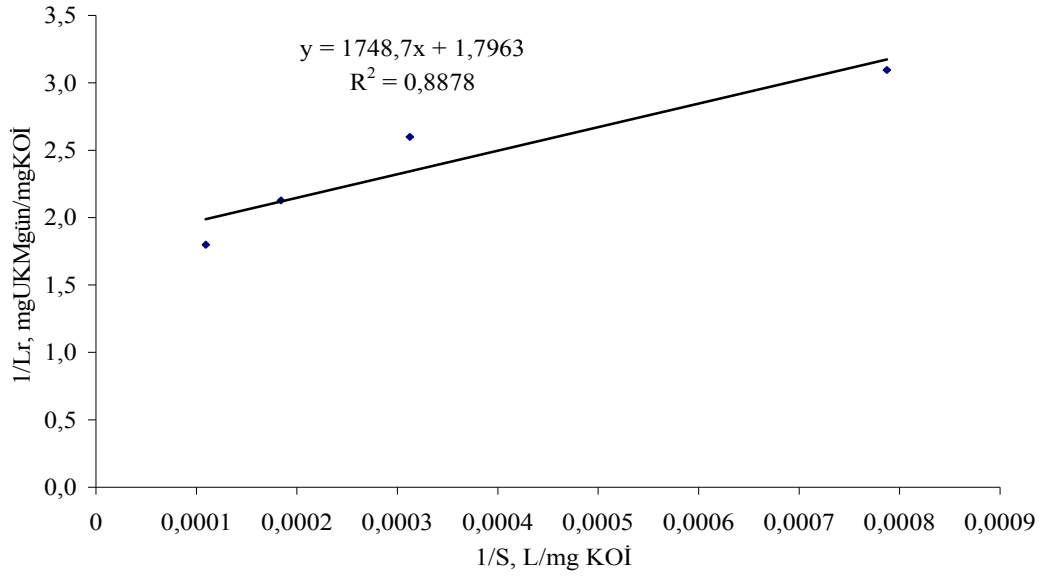
Q_c (gün)	$1/Q_c$ (gün ⁻¹)	Q (L/gün)	S_o (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	L_r (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/L_r$ (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/S$ (L/mg KOİ)
3,478	0,288	1,70	5000	1270	15040	0,323	3,095	0,000787
3,346	0,299	1,70	7500	3200	14560	0,385	2,599	0,000313
3,011	0,332	1,70	10000	5430	12670	0,470	2,128	0,000184
2,891	0,346	1,70	15000	9150	13710	0,556	1,799	0,000109

Tablo 5. 51. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi için kullanılan değerler.

Q_c (gün)	$1/Q_c$ (gün ⁻¹)	Q (L/gün)	S_o (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	L_r (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/L_r$ (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/S$ (L/mg KOİ)
3,575	0,280	1,70	1270	60	6000	0,867	1,152	0,016667
2,788	0,359	1,70	3200	220	6000	2,137	0,467	0,004545
1,834	0,545	1,70	5430	340	6000	3,651	0,273	0,002941
1,515	0,660	1,70	9150	640	6000	6,104	0,163	0,001563

Tablo 5. 52. Tüm reaktörde monod modellemesi için kullanılan değerler.

Q_c (gün)	$1/Q_c$ (gün ⁻¹)	Q (L/gün)	S_o (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	L_r (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/L_r$ (mgKOİ/(mgUKMgün)	$1/S$ (L/mg KOİ)
263	0,003802	1,70	5000	110	10520	0,464	2,151	0,009091
93,45455	0,0107	1,70	7500	210	10280	0,709	1,410	0,004762
66,67857	0,014997	1,70	10000	280	9335	1,041	0,960	0,003571
65,7	0,015221	1,70	15000	500	9855	1,471	0,679	0,002002

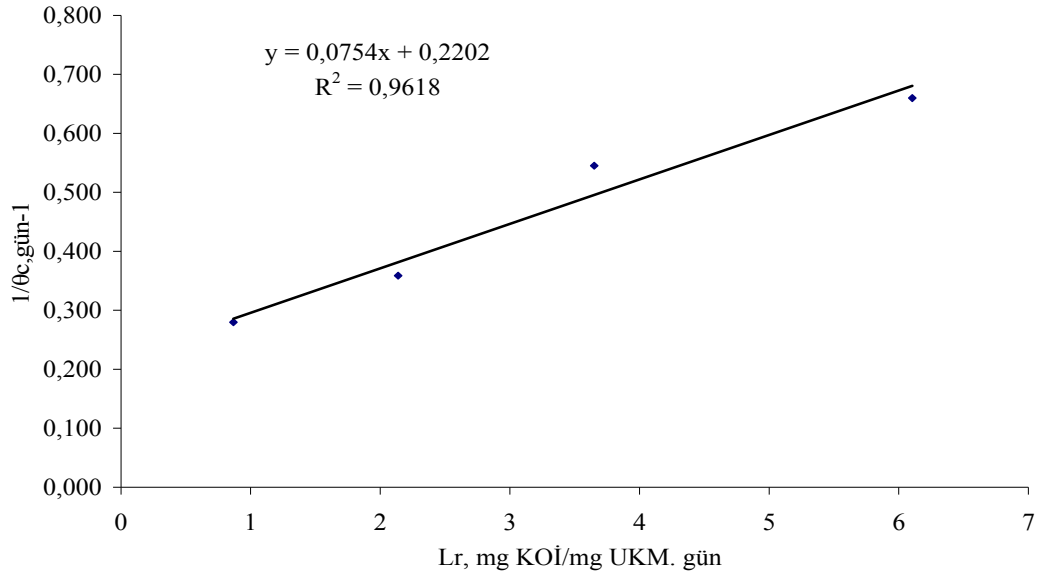


Şekil 5. 89. b. Çamur yatağı kısmında monod modellemesi.

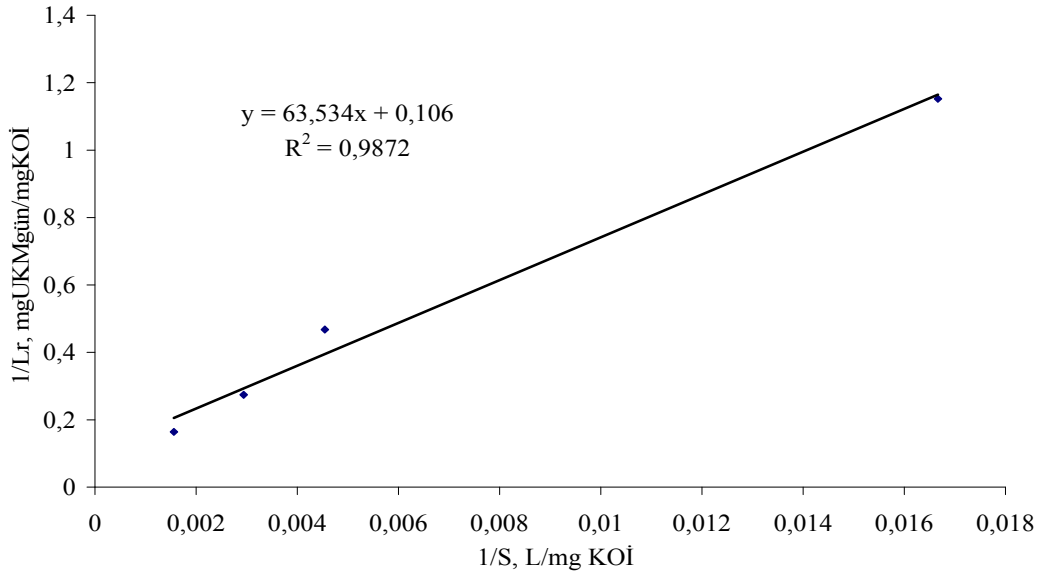
Şekil 89.a.'dan $R^2=0,97$ doğrulukla, hücre verim katsayısı (Y) 0,266 mg UKM/ mg KOİ ve spesifik mikroorganizma ölüm hızı (b) 0,200 gün⁻¹ olarak hesaplandı. Şekil 89.b.'den, K_s/k sabiti değeri 1748 olarak ve $1/k$ değeri 1,796 olarak bulundu. Buradan; maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı (k) 0,557 g KOİ/g UKM. gün ve yarı doygunluk konsantrasyonu (K_s) 973,27 mg KOİ /L olarak hesaplandı.

5. 9. 1. 2. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi

Monod modeli askıda büyüme kısmına uygulanabildiği gibi filtre kısmına da uygulandı. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi için kullanılan değerler Tablo 5.51.'de verilmiştir. Maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı (k), yarı doygunluk konsantrasyonu (K_s) ve hücre verim katsayısı (Y) Şekil 5.90.a ve 5.90.b'deki grafiklerden hesaplandı. Çamur yatağı kısmının maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı (k) değerlerinden tahmin edilerek belirlenen, anaerobik filtre kısmı için ortalama biyomas konsantrasyonu 6000 mg UKM/L olarak kabul edildi (Büyükkamacı, 2001).



Şekil 5. 90. a. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi.

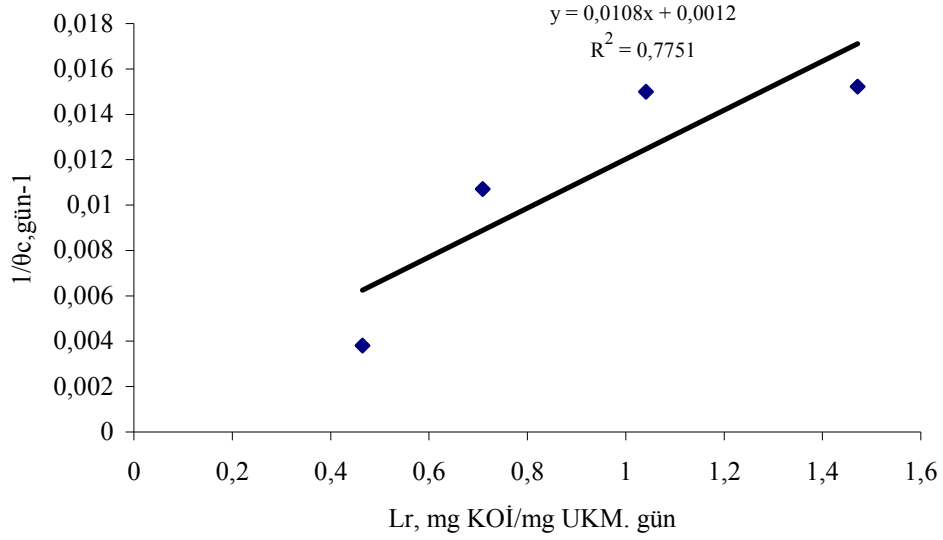


Şekil 5. 90. b. Anaerobik filtre kısmında monod modellemesi.

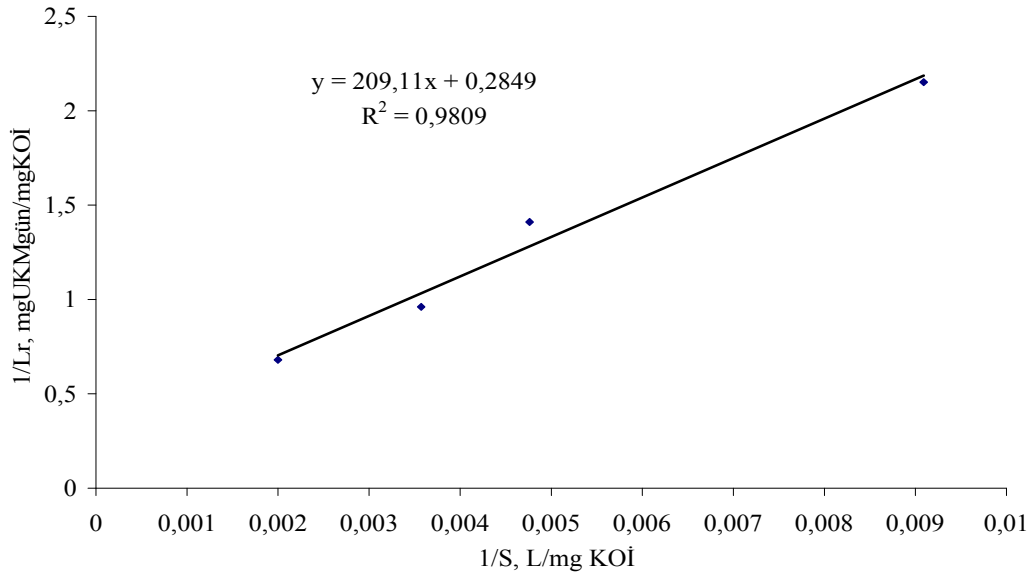
Şekil 5.90.a.'dan $R^2=0,961$ doğrulukla, hücre verim katsayısı (Y) 0,075 mg UKM/ mg KOİ ve spesifik mikroorganizma ölüm hızı (b) 0,220 gün⁻¹ olarak bulundu. Şekil 5.90.b.'den, K_s/k sabiti değeri 63,53 olarak ve $1/k$ değeri 0,106 olarak bulundu. Buradan; maksimum spesifik besli maddesi kullanma hızı (k) 9,433 g KOİ/g UKM. gün ve yarımlı doygunluk konsantrasyonu (K_s) 599,34 mg KOİ /L olarak hesaplandı.

5. 9. 1. 3. Tüm reaktör için kullanılan monod modeli

Monod modeli tüm reaktöre uygulandı. Kullanılan veriler Tablo 5.52’de verilmiştir. Maksimum spesifik besi maddesi kullanma hızı (k), yarım doygunluk konsantrasyonu (K_s) ve hücre verim katsayısı (Y) Şekil 5.91.a. ve 5.91.b.’deki grafiklerden hesaplandı.



Şekil 5. 91. a. Tüm reaktör için monod modellemesi.



Şekil 5. 91. b. Tüm reaktör için monod modellemesi.

Şekil 5.91.a.’dan $R^2=0,775$ doğrulukla, hücre verim katsayısı (Y) 0,010 mg UKM/ mg KOİ ve spesifik mikroorganizma ölüm hızı (b) 0,001 gün⁻¹ olarak bulundu. Şekil 5.92.b.’den, K_s/k sabiti değeri 209,1 olarak ve $1/k$ değeri 0,284 olarak bulundu. Buradan; maksimum spesifik

besi maddesi kullanma hızı (k) 3,52 g KOİ/g UKM. gün ve yarım doygunluk konsantrasyonu (K_s) 736,26 mg KOİ /L olarak hesaplandı.

5. 9. 2. İkinci Derece Kinetik Modeli

İkinci Derece Kinetik Modeli için aşağıdaki genel eşitlikler kullanıldı (Ubay ve Öztürk, 1991).

$$\frac{-dS}{dt} = k_{2(S)} X (S / S_0)^n \quad (5.5)$$

Eşitlik (5.5) 'in her iki tarafının integrali alınarak, (5.6) eşitliği elde edilir.

$$S = \frac{S_0^2}{S_0 + k_{2(S)} X \theta} \quad (5.6)$$

(5.6) 'den aşağıdaki (5.7) elde edilebilir.

$$\frac{S_0 \theta}{S_0 - S} = \theta + \frac{S_0}{k_{2(S)} X_0} \quad (5.7)$$

(5.7) 'ün sağ tarafı bir sabit olarak kabul edilirse, aşağıdaki (5.8) elde edilir.

$$\frac{S_0 \theta}{S_0 - S} = a + b \theta \quad (5.8)$$

Bu eşitlikte $a = S_0 / (k_{2(S)} X)$ ve b denklemdaki sabitlerdir. “E” besi maddesi uzaklaştırma verimi olup $(S_0 - S) / S_0$ olarak ifade edilebilir. Bu yüzden (5.8) denklemini (5.9) deki gibi ifade edilebilir.

$$\frac{\theta}{E} = a + b \theta \quad (5.9)$$

Bu denklemlerde;

S ve S_0 = Çıkış ve giriş besi maddesi konsantrasyonları, mg KOİ/L

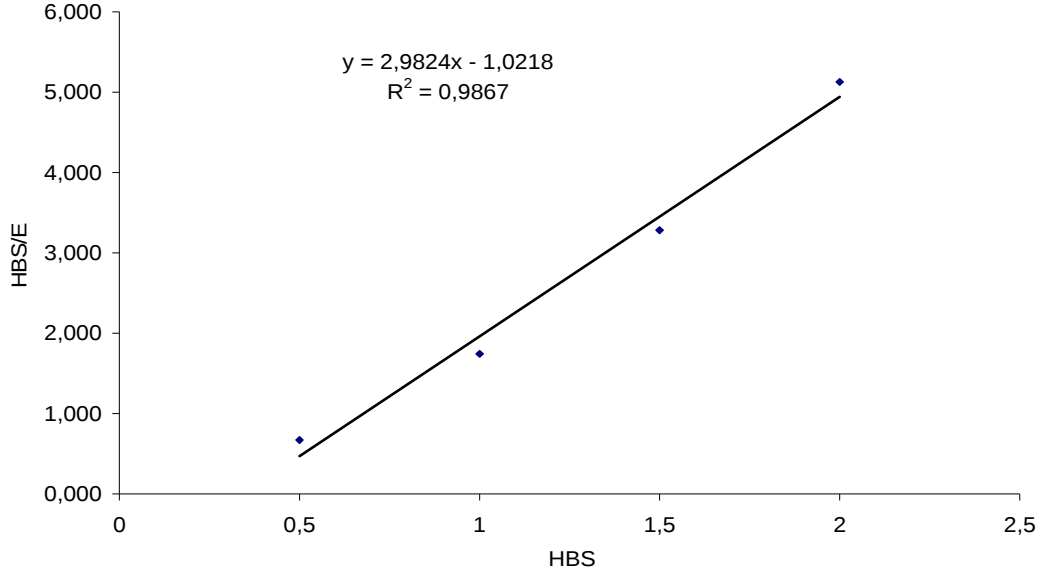
X = Reaktördeki biyomas konsantrasyonu, mg UKM/L

θ = Hidrolik bekleme zamanı, gün

$k_{2(S)}$ = İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti, gün⁻¹

5. 9. 2. 1. Çamur yatağı kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması

İkinci Derece kinetik modelinin çamur yatağı kısmına uygulanmasında kullanılan veriler, Tablo 5.53 ve Şekil 5.92’den elde edildi.



Şekil 5. 92. Çamur yatağı kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması.

Tablo 5. 53. Çamur yatağı kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (gün)	S_0 (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	E (%)	θ/E	$k_{2(S)}$ (gün ⁻¹)
0,5	5000	1270	15040	74,60	0,670	0,752
1	7500	3200	14560	57,33	1,744	1,165
1,5	10000	5430	12670	45,70	3,282	1,784
2	15000	9150	13710	39,00	5,128	2,474

Şekil 5.116’dan a ve b değerleri %88 doğrulukla, 1,021 ve 2,982 olarak bulundu. “a” değerlerinden hesaplanan, İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti ($k_{2(S)}$) değerleri, Tablo 5.53’de verildi.

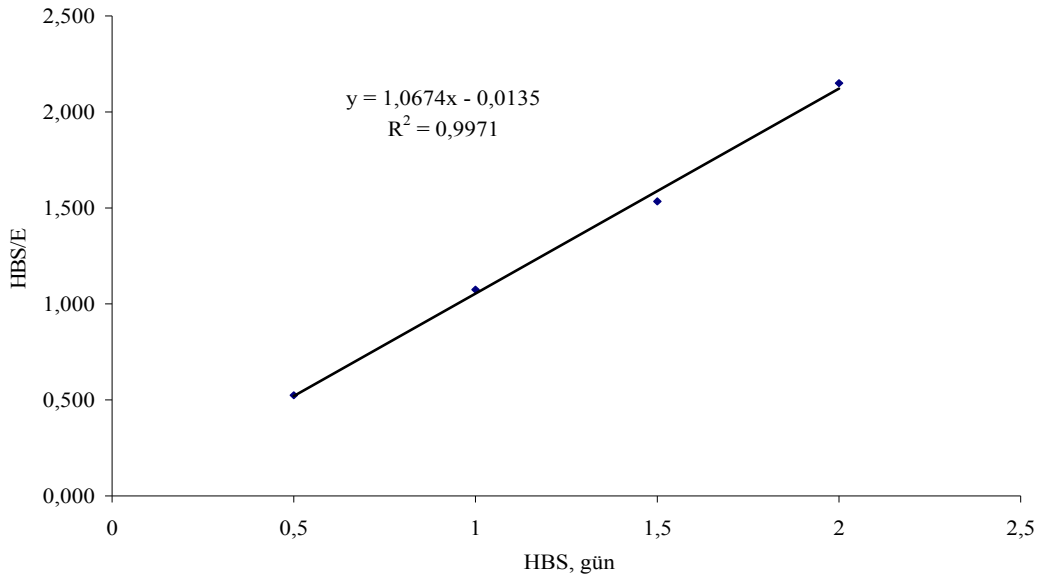
$$S = S_0 \left(1 - \frac{\theta}{1,021 + 2,982\theta} \right) \quad (5.10)$$

5. 9. 2. 2. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması

İkinci Derece kinetik modelinin filtre kısmına uygulanmasında kullanılan veriler, Tablo 5.54 ve Şekil 5.93’den elde edildi.

Tablo 5. 54. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (gün)	S_0 (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	E %	θ/E	$k_{2(S)}$ (gün ⁻¹)
0,5	1270	60	6000	95,28	0,525	1,828
1	3200	220	6000	93,13	1,074	4,606
1,5	5430	340	6000	93,74	1,534	7,815
2	9150	640	6000	93,01	2,150	13,169



Şekil 5. 93. Filtre kısmına İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması.

Şekil 5. 93’den a ve b değeri %99,7 doğrulukla, 0,013 ve 1,067 olarak bulundu. “a” değerlerinden hesaplanan, İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti ($k_{2(S)}$) değerleri, tablo halinde Tablo 5.54’de verildi.

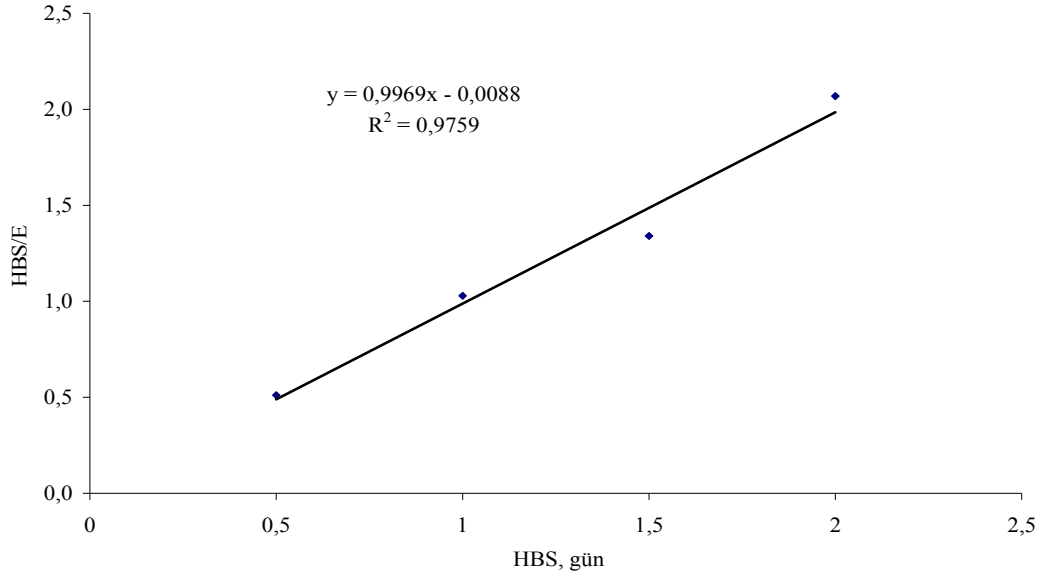
$$S = S_0 \left(1 - \frac{\theta}{0,013 + 1,067\theta} \right) \quad (5.11)$$

5. 9. 2. 3. Tüm reaktöre İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması

İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması tüm reaktöre de uygulandı. İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanmasında kullanılan veriler Tablo 5.55’de verildi. Şekil 5.94’den a ve b değerleri elde edildi.

Tablo 5. 55. Tüm reaktör için İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (gün)	S_0 (mg KOİ/L)	S (mg KOİ/L)	X_r (mg UKM/L)	E %	θ/E	$k_{2(S)}$ (gün ⁻¹)
0,5	5000	110	10520	97,80	0,511	7,6
1	7500	210	10280	97,20	1,029	11,7
1,5	10000	280	9335	97,20	1,340	17,1
2	15000	500	9855	96,67	2,069	24,4



Şekil 5. 94. Tüm reaktöre İkinci Derece Kinetik Modelinin uygulanması.

Şekil 5. 94’den a ve b değeri %99 korelasyon katsayısıyla 0,008 ve 0,996 olarak bulundu. “a” değerlerinden hesaplanan, İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti ($k_{2(S)}$) değerleri, tablo halinde Tablo 5.55’de verildi.

$$S = S_0 \left(1 - \frac{\theta}{0,008 + 0,996\theta} \right) \quad (5.12)$$

5. 9. 3. Sundstorm et. al. Modeli

Bu model Lineweaver-Burk modeli olarak ta bilinir ve monod modeline dayanır. Sundstorm et. al. Modeli için genel ifade aşağıdaki eşitlikle verilmektedir (Nandy ve Kaul, 1991).

$$L = \frac{L_{\max} S}{K_s + S} \quad (5.13)$$

Burada,

L = besi maddesi yükleme hızı, kg KOİ/ m³ gün

$L_{\max}$ = maksimum besi maddesi yükleme hızı, kg KOİ/ m³ gün

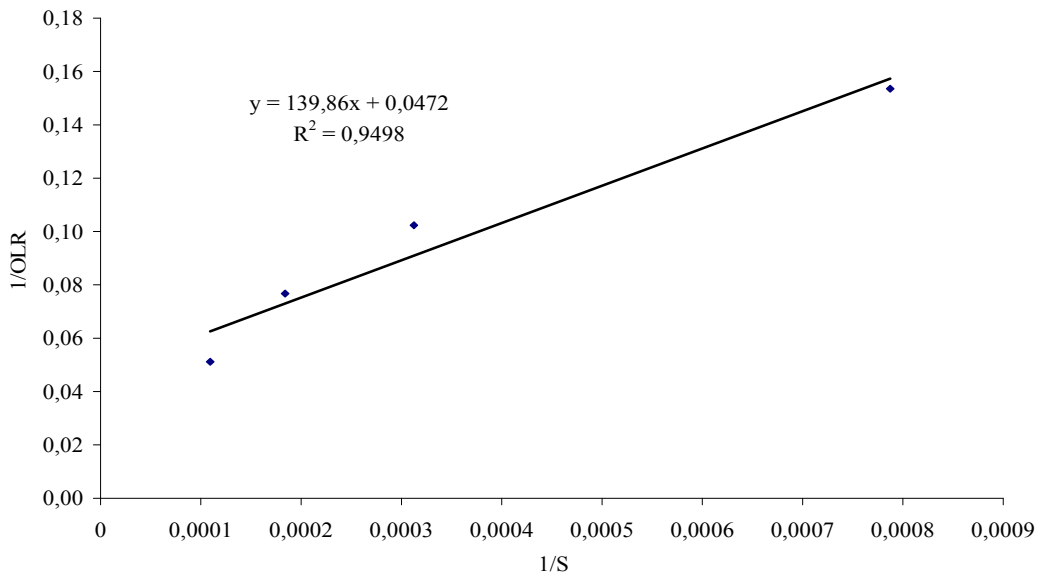
K_s = yarım doygunluk sabiti (Monod model), mg KOİ/ L

5. 9. 3. 1. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması

Sundstorm et. al. Modelinin uygulanmasında kullanılan veriler Tablo 5.56.'da belirtilmiştir. Maksimum besi maddesi yükleme hızı ($L_{\max}$) ve yarım doygunluk sabiti (K_s) parametreleri Şekil 5.95'den hesaplandı.

Tablo 5. 56. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (HBS)	L (OLR)	S	$1/S$	$1/L$
(gün)	(kg KOİ/m ³ gün)	(mg KOİ/L)	(L/ mg KOİ)	(m ³ gün/kg KOİ)
0,5	6,51341	1270	0,000787	0,154
1	9,770115	3200	0,000313	0,102
1,5	13,02682	5430	0,000184	0,077
2	19,54023	9150	0,000109	0,051



Şekil 5. 95. Çamur yatağı kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması.

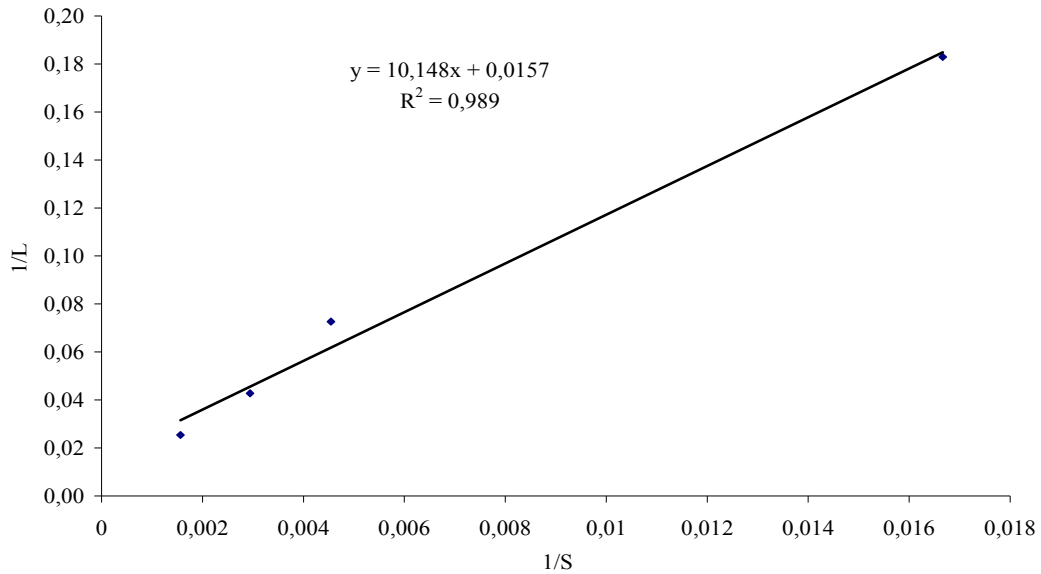
Şekil 5.95'den $R^2 = \% 94,9$ doğrulukla $1/L_{\max} = 0,047$ ve $K_s/L_{\max} = 139,8$ elde edildi. Buradan, çamur yatağı kısmında $L_{\max} = 21,28$ olarak bulundu ve buradan $K_s = 2974,4$ olarak hesaplandı.

5. 9. 3. 2. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması

Sundstorm et. al. Modelinin uygulanmasında kullanılan veriler Tablo 5.57.'de görülmektedir. Maksimum besi maddesi yükleme hızı ($L_{\max}$) ve yarım doygunluk sabiti (K_s) parametreleri Şekil 5.96'dan hesaplandı.

Tablo 5. 57. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (HBS)	L(OLR)	S	1/S	1/L
(gün)	(kg KOİ/m ³ gün)	(mg KOİ/L)	(L/ mg KOİ)	(m ³ gün/kg KOİ)
0,5	5,465823	60	0,016667	0,183
1	13,77215	220	0,004545	0,073
1,5	23,36962	340	0,002941	0,043
2	39,37975	640	0,001563	0,025



Şekil 5. 96. Filtre kısmına Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması.

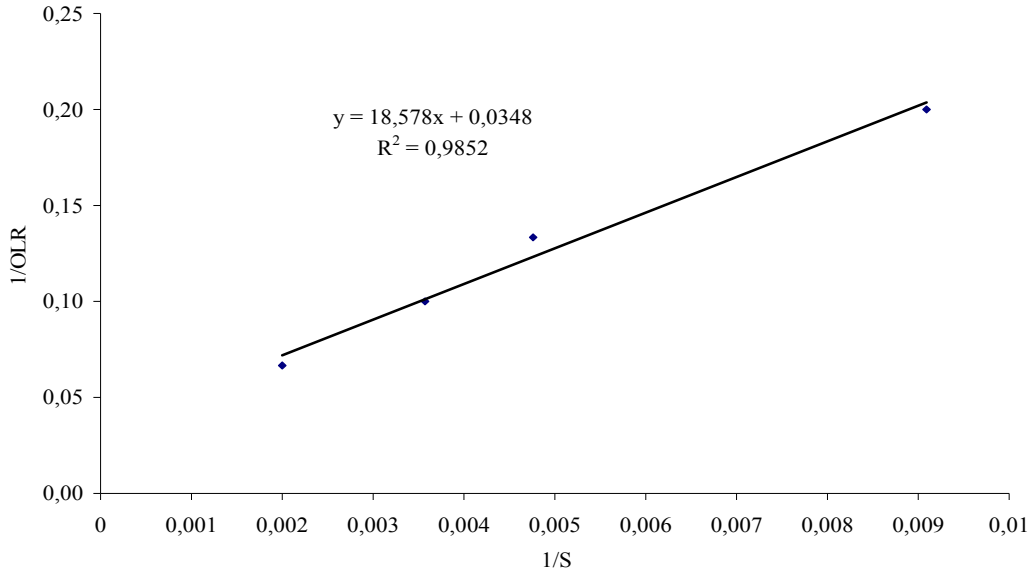
Şekil 5.96'dan $R^2 = \% 98,9$ doğrulukla $1/L_{\max} = 0,015$ ve $K_s/L_{\max} = 10,14$ elde edilir. Buradan, çamur yatağı kısmında $L_{\max} = 66,66$ olarak bulundu ve $K_s = 676$ olarak hesaplandı.

5. 9. 3. 3. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması

Sundstorm et. al. Modeli'nin uygulanmasında kullanılan veriler Tablo 5.58.'de verilmiştir. Maksimum besi maddesi yükleme hızı (L_{max}) ve yarım doygunluk sabiti (K_s) parametreleri Şekil 5.97'den hesaplandı.

Tablo 5. 58. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması için kullanılan veriler.

θ (HBS) (gün)	L(OY) (kg KOİ/m ³ gün)	S (mg KOİ/L)	$1/S \times 10^{-3}$ (L/ mg KOİ)	$1/L$ (m ³ gün/kg KOİ)
0,5	5	110	0,009091	0,20
1	7,5	210	0,004762	0,13
1,5	10	280	0,003571	0,10
2	15	500	0,002	0,07



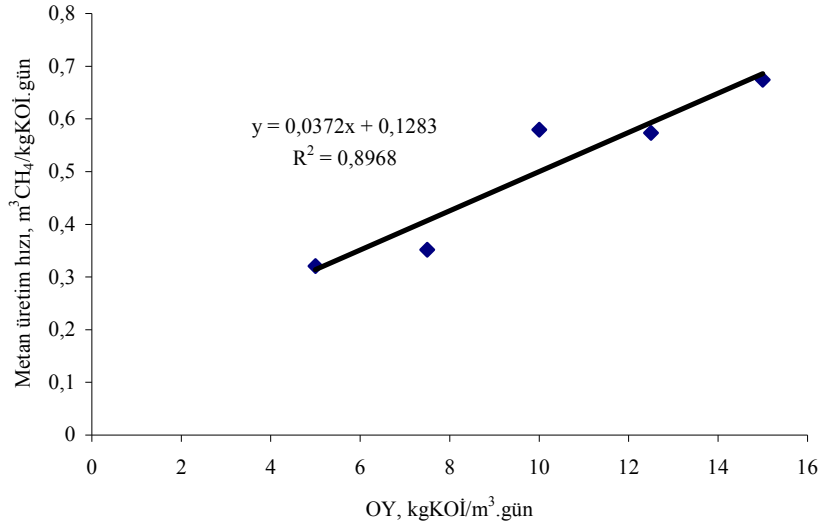
Şekil 5. 97. Tüm reaktöre Sundstorm et. al. Modelinin uygulanması.

Şekil 5.97'den $R^2 = \% 98,5$ doğrulukla $1/L_{max} = 0,034$ ve $K_s/L_{max} = 18,57$ elde edildi. Buradan, çamur yatağı kısmında $L_{max} = 29,41$ olarak bulundu. K_s ise 546,17 olarak hesaplandı.

5. 9. 4. Biyogaz üretimi için Stover-Kincannon Modeli

Anaerobik arıtma sistemleri için metan üretimi önemli bir parametredir bu yüzden, metan üretim kinetiklerini belirlemek amacıyla, reaktöre Stover-Kincannon Modeli uygulandı.

Organik yükleme hızına karşı giderilen KOİ başına metan üretim hızı aşağıda görülmektedir. Metan üretim hızı organik yükleme hızıyla arttığı görülmektedir. Bu aynı zamanda metan üretiminin organik yükün bir fonksiyonu olduğunu gösterir (Şekil 5.98–5.99).



Şekil 5. 98. Organik yükleme hızına karşı metan üretim hızının değişimi

Metan üretim hızı takip edilen eşitlikle bulunabilir:

$$M = \frac{M_{\max}(QS_i / V)}{M_B + (QS_i / V)} \quad (5.14)$$

Burada;

M = Spesifik metan üretim hızı (L/L gün)

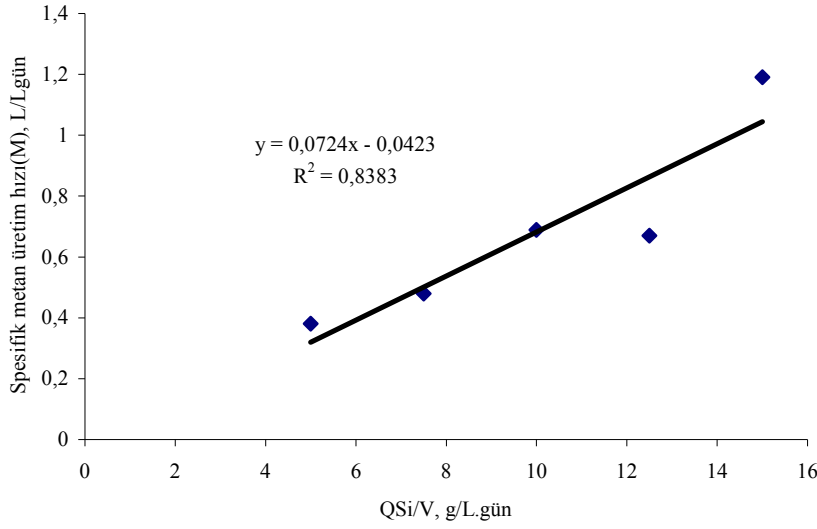
$M_{\max}$ = Maksimum spesifik metan üretim hızı (L/L gün)

M_B = Sabit

QS_i/V = Organik yükleme hızı (g/ Lgün)

Organik yükleme hızına karşı spesifik metan üretim hızı da grafiğe geçirildiğinde, metan üretim hızının organik yükün bir fonksiyonu olduğu ve organik substat uzaklaştırma kinetikleriyle tanımlanabileceği sonucuna varılabilir (Yu, 1998).

Bu amaçla, metan üretim hızının tersine karşı organik yüklemenin tersi grafiğe geçirildi. $1/M_{\max}$ doğruyu kesme noktası ve $M_B/ M_{\max}$ doğrunun eğimini temsil etmektedir. Bu model için kullanılan veriler Tablo 5.59.'da belirtilmiştir.



Şekil 5. 99. Organik yükleme hızına karşı spesifik metan üretim hızının değişimi.

Tablo 5. 59. Tüm reaktöre Stover-Kincannon Modelinin uygulanması için kullanılan veriler

V/(Q Si) L.gün/g	1/M L.gün/L	1/G L.gün/L
0,20	3,118	2,183
0,13	2,845	2,046
0,10	1,726	1,957
0,08	1,744	0,976
0,07	1,483	0,883

Şekil 5.99'dan M_B ve $M_{\max}$ sırasıyla 19,35 ve 1,48 olarak bulundu. Elde edilen denklem;

$$M = \frac{50,5(QS_i / V)}{800,98 + (QS_i / V)}$$
 şeklindedir.

Benzer olarak; toplam gaz üretiminin organik yükün bir fonksiyonu düşünülürse;

$$G = \frac{G_{\max}(QS_i / V)}{G_B + (QS_i / V)}$$

olarak ifade edilebilir.

Burada,

G = Spesifik biyogaz üretim hızı(L/L gün)

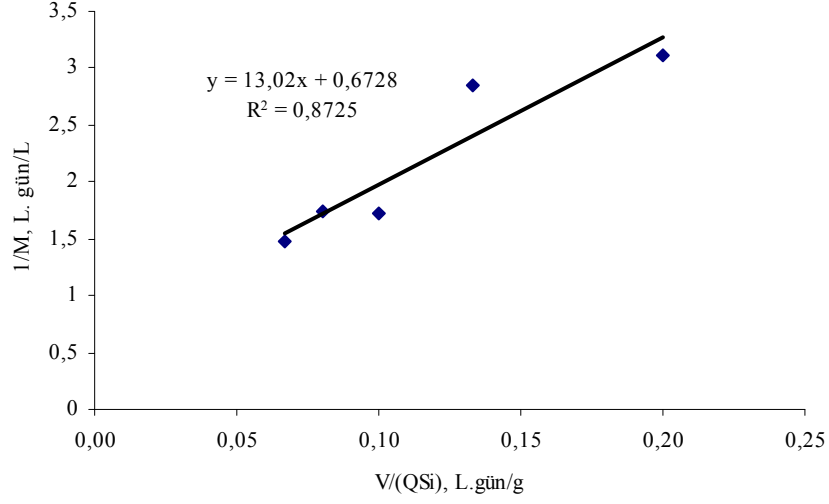
$G_{\max}$ = Maksimum spesifik biyogaz üretim hızı(L/L gün)

G_B = Sabit

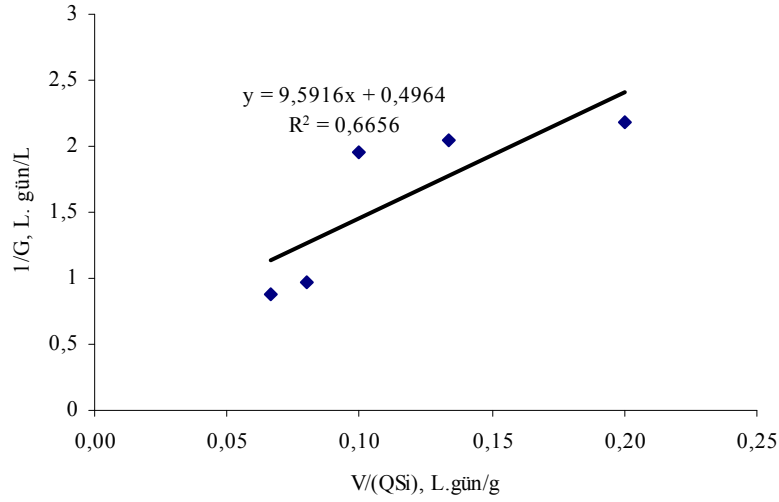
QS_i/V = Organik yükleme hızı (g/ L gün)

Gaz üretim hızının tersi, organik yükün tersine karşı grafiğe geçirilirse; Şekil 5.125'den $G_{\max}$ ve G_B sırasıyla 2,01 ve 19,32 olarak bulundu. Elde edilen denklem;

$$G = \frac{18,62(QS_i / V)}{2,15 + (QS_i / V)} \text{ olarak bulunur.}$$



Şekil 5. 100. Metan üretim hız sabitlerinin belirlenmesi.



Şekil 5. 101. Gaz üretim kinetik sabitlerinin belirlenmesi.

6. TARTIŞMA

6. 1. Organik Yük ve Hidrolik Bekleme Süresi

AHR’lerde organik yükün ve hidrolik bekleme süresinin arıtma verimine etkilerini araştırmak amacıyla farklı organik yüklerde ve farklı hidrolik bekleme sürelerinde, çalıştırılan tüm reaktörlerin ortalama arıtma verimleri esas alınarak değerlendirildi. Bu değerlendirmede farklı OY ve HBS’lere göre pH, KOİ, TKM, ve AKM verimleri ile giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranı gibi parametreler esas alındı. Sonuçlar Tablo 6.1- 6.4’de görülmektedir. Farklı hidrolik bekleme sürelerinde ve farklı organik yüklerde çalıştırılan tüm reaktörlerin ortalama KOİ ve AKM verimleri incelendiğinde 10 kg KOİ/m³.gün değerinin üzerinde verimin düştüğü görülmektedir. Ancak organik yük artırıldığında, TKM gideriminde küçük ölçekli salınımlar görülmüştür. Benzer şekilde giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranlarında küçük çaplı salınımlar göstermektedir. Bu durum yüksek organik yüklerde reaktörde çamur yoğunluğunun artmasıyla birlikte gaz üretiminde buna bağlı olarak artması şeklinde açıklanabilir.

Hidrolik bekleme süreleri dikkate alındığında tüm organik yüklerde 12 saatlik HBS için KOİ verimleri ile dönüşüm oranları minimum düzeyde bulunmuştur. 24 saatlik hidrolik bekleme süresinde 12 saate göre KOİ verimi %5–7 artmıştır. Dönüşüm oranları 12 saatte 0,26–0,35 L CH₄/g KOİ_(gid) iken, 24 saatte 0,35–0,49 L CH₄/g KOİ_(gid) aralığına yükselmiştir. Hidrolik bekleme süresinin 24 saat olduğu durumla 36 ve 48 saatlik durumlar kıyaslandığında bekleme süresi arttıkça KOİ veriminin %1–3 arttığı görülmektedir. Bu veriler esas alınarak sonraki çalışmalar için hidrolik bekleme süresinin 24 saat ve organik yükün 10 kg KOİ/m³.gün olduğu tespit edilmiştir.

Benzer çalışmalarda; Gupta (2007), anaerobik hibrit reaktörde damıtık içki fabrikasının biyolojik olarak parçalanabilirliğini araştırmıştır. Organik yükün 8,70 kg KOİ /m³.gün ve HBS’nin 5 gün olduğu durumda maksimum KOİ verimini %79 ve metana dönüşüm oranını 0,344 olarak bulmuştur. Borja, ve diğ. (1995), zeytinyağı imalatı yıkama sularının arıtımı için anaerobik hibrit reaktör kullanarak mezofilik şartlar altında, 8 kg KOİ /m³. gün organik yükleme altında %89 KOİ verimi elde etmişlerdir. Sistem performansını belirlemek için sistem yüksek organik yüklerde (17,8 kg KOİ /m³.gün) çalıştırılmış ve KOİ verimi % 72,6 değerine kadar düşmüştür. Bello-Mendoza ve diğ. (1998), kahve atık sularının kullanılarak hibrit reaktörde arıtımını pilot ölçekte test etmişlerdir. HBS, 22 saat ve organik yük, 1,89 kg KOİ/ m³.gün iken, %77,2 KOİ verimi elde etmişlerdir. Ysspert (1984), 23 ve 270 L hacimli UASB reaktörlerini kullanarak, 6 saatten daha düşük hidrolik bekleme sürelerinde ve 15 kg KOİ/m³.gün’den daha yüksek organik yükleme değerlerinde anaerobik arıtımın mümkün olduğunu ve KOİ veriminin % 80–90 arasında olduğu gözlemlenmiştir. Oktem ve diğ. (2007) ise, ilaç sanayi atıksularının AHR’lerle arıtımında organik

yük 8 kg KOİ/m³.gün iken KOİ veriminin %72 olduğunu belirtmişlerdir. Shivayogimath ve Ramanujam (1999), AHR’de damıtık içki fabrikası yıkama sularının arıtımını çalışmışlardır. 6 saat hidrolik bekleme süresinde organik yükü kademeli olarak 36 kg KOİ/m³. gün’e çıkartmışlardır. Araştırmacılar yüksek organik yüklerde bile arıtma veriminin % 80 civarında ve dönüşüm oranının 0.40 m³ CH₄/ kg. KOİ olduğunu vurgulamışlardır.

Tablo 6. 1. HBS= 12 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.

OY, kg KOİ/ m ³ .gün	pH	KOİ, %	L CH ₄ /g KOİ _(gid)	TKM, %	AKM, %
5,0	6,25	90,0	0,35	52,1	41,5
7,5	6,34	87,7	0,26	51,2	38,4
10,0	5,99	87,8	0,28	50,4	34,8
12,5	5,96	87,3	0,30	49,7	31,1
15,0	5,60	86,3	0,31	48,5	28,5

Tablo 6. 2. HBS= 24 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.

OY, kg KOİ/ m ³ .gün	pH	KOİ, %	L CH ₄ /g KOİ _(gid)	TKM, %	AKM, %
5,0	6,84	94,4	0,49	42,0	56,6
7,5	6,61	93,0	0,41	42,7	52,8
10,0	6,61	93,4	0,35	43,1	47,4
12,5	6,19	90,3	0,37	45,0	45,0
15,0	6,02	89,0	0,45	42,0	39,9

Tablo 6. 3. HBS= 36 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.

OY, kg KOİ/ m ³ .gün	pH	KOİ, %	L CH ₄ /g KOİ _(gid)	TKM, %	AKM, %
5,0	7,15	96,3	0,55	64,8	66,1
7,5	7,03	95,1	0,49	63,0	62,0
10,0	6,77	95,0	0,41	62,5	58,0
12,5	6,72	92,2	0,43	61,8	54,7
15,0	6,27	91,2	0,49	60,8	51,7

Tablo 6. 4. HBS= 48 saat iken farklı organik yüklerde ortalama sistem verimi.

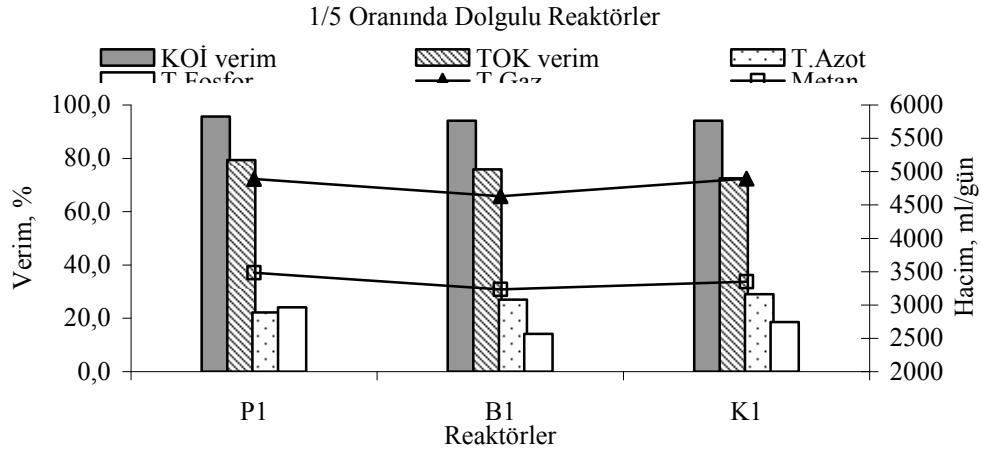
OY, kg KOİ/ m ³ .gün	pH	KOİ, %	L CH ₄ /g KOİ _(gid)	TKM, %	AKM, %
5,0	7,24	97,1	0,58	68,4	77,6
7,5	7,35	96,7	0,51	67,2	73,9
10,0	7,22	96,6	0,44	66,0	68,4
12,5	7,03	94,7	0,44	65,8	64,5
15,0	6,68	93,3	0,50	64,4	62,1

Vinas ve diğ. (1988), 20 L UASB reaktörü kullanarak 15 kg KOİ/m³.gün’den daha yüksek organik yükleme değerlerinde %75–80 KOİ verimi elde ederken, günde 5,09 m³/m³.gün toplam gaz üretimini gözlemlemişlerdir. Torkian ve diğ. (2003), yaptıkları çalışmada UASB

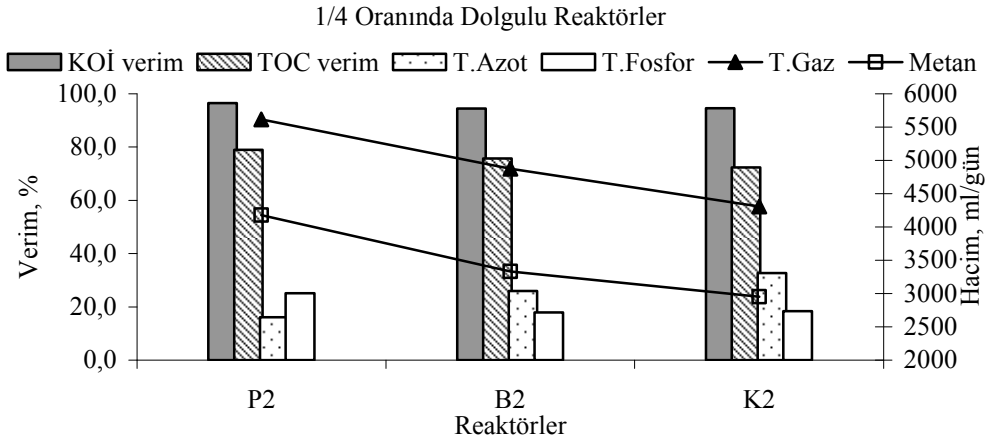
reaktöründe mezbaha çıkış sularını arıtılmasında, başlangıçta 5 kg KOİ/ m³.gün OY ile beslenmeye başlayarak kademe kademe arttırılarak 2 haftalık periyotta organik yükü 10 kg KOİ/ m³.gün'e çıkarmışlardır. Kararlı şartlar altında deneyler 13–39 kg KOİ/ m³.gün ve 2–7 saat HBS'lerin de yürütülerek, %75–90 arasında değişen KOİ verimleri elde etmişlerdir.

6. 2. Uygun dolgu yüksekliğinin belirlenmesi

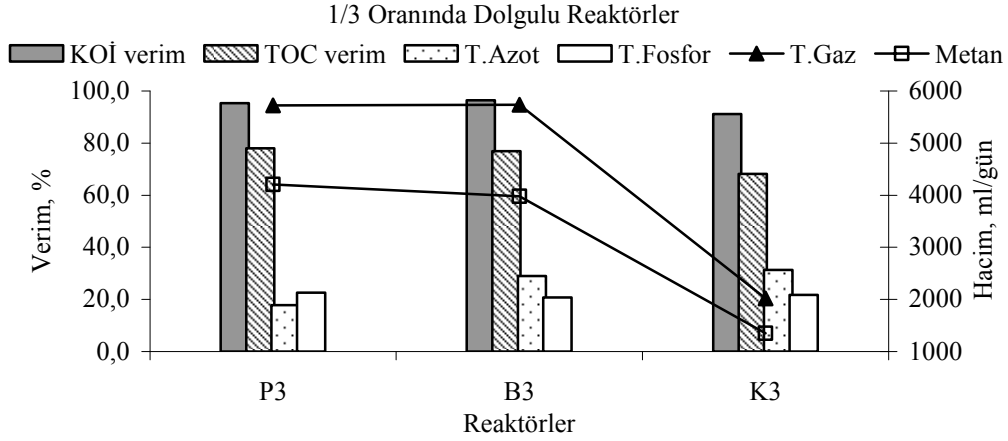
Dolgu malzemesi cinsinin reaktör performansları üzerine etkisini araştırmak amacıyla organik yük 10 kg KOİ/m³.gün, giriş KOİ konsantrasyonu 10000 ± 240 mg/L ve HBS 24 saat sabit tutularak yapılan çalışmada KOİ, TOK, Toplam azot, toplam fosfor giderimleriyle üretilen toplam gaz ve metan miktarları esas alınarak reaktör verimleri incelendi. 1/5, 1/4 ve 1/3 oranlarında doldurulmuş perlit, bazalt ve kuvars dolgu malzemelerinin reaktör performanslarına etkilerini belirlemek amacıyla, her bir malzeme cinsi aynı dolgu oranındaki reaktörler için Tablo 5.39–5.41'deki veriler değerlendirildi. Dolgu oranının 1/5 olduğu şartlarda her 3 malzeme için verimler Şekil 6.1'de, dolgu oranının 1/4 olduğu şartlarda elde edilen verimler Şekil 6.2'de ve dolgu oranının 1/3 olduğu şartlarda elde edilen verimler ise Şekil 6.3'de görülmektedir.



Şekil 6. 1. Optimum şartlarda 1/5 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları.



Şekil 6. 2. Optimum şartlarda 1/4 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları.



Şekil 6. 3. Optimum şartlarda 1/3 dolgulu perlit, bazalt ve kuvars reaktörlerin KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor verimleri ile üretilen toplam gaz ve metan miktarları.

Elde edilen bulgulara göre, her 3 dolgu yüksekliğinde perlit dolgulu reaktörlerde TOK açısından %78,0–79,3 arasında en yüksek verim sağlanmıştır. KOİ gideriminde 1/4 ve 1/5 oranlarında perlit dolgulu reaktörlerde en yüksek verim (%95,6 ve %96,5) elde edilirken, 1/3 oranındaki dolgulu reaktörlerde en yüksek KOİ verimi %96,5 ile bazalt dolgulu reaktörde gerçekleşmiştir.

Toplam azot giderimi ise 1/4 ve 1/3 dolgu oranlarında bazalt dolgulu reaktörlerde %29,0 ve %26,0 oranında gerçekleşirken 1/5 oranında doldurulmuş kuvars dolgu malzemesiyle %29,0 olarak gerçekleşmiştir. Perlit dolgulu reaktörlerde ise toplam azot giderimi %16,2–22,3 arasında sağlanmıştır.

Toplam organik karbon giderimine paralel olarak toplam fosforda da tüm dolgu oranlarında perlit dolgulu reaktörler en verimli (%22,6–25,1) en verimli reaktörler olarak göze çarpmaktadır. Toplam gaz üretimi ise 1/5 oranında dolgulu reaktörler esas alındığında perlit ve kuvars reaktörlerin aynı miktarda gaz ürettiği 1/4 oranında perlit dolgulu reaktörlerin verimli olduğu ve 1/3 oranında ise bazalt ve perlit dolgulu reaktörlerin maksimum gaz üretimine sahip olduğu tespit edilmiştir. Tüm dolgu oranlarında gazdaki metan miktarı açısından perlit dolgulu reaktörlerin bariz üstünlüğü ortaya çıkmaktadır.

Literatürde, AHR sistemindeki ortam paketleme oranının önemli dizayn parametresi olduğu vurgulanmıştır. Farklı ortam paketleme oranları farklı araştırmacılar tarafından tavsiye edilmekle birlikte ortak bir oran üzerinde uzlaşma sağlanamamıştır. Bazı araştırmacılar sızıntı suyu, plastik sanayi yan ürünleri ve dondurma atıksularının arıtımında % 60-70 yüksek ortam paketleme oranları kullanırken (Chang, 1989; Harris ve diğ., 1992; Hawkes ve diğ., 1995), diğer araştırmacılar %30'dan daha düşük paketleme oranları (Fang ve Kwong, 1994; Tilche ve diğ., 1994) kullanmışlardır.

Bu çalışmalar AHR'ün performansı üzerine ortam paketleme oranına etkisini değerlendiriyor olmasına rağmen araştırmalarda bazı sınırlamalar vardı. Oleszkiewicz diğ. (1986) granül çamurun reaktör içinde oluşup oluşmadığını açıklamamıştır. Kennedy et al. (1989) tarafından elde edilen sonuçlar sadece 1/3 paketleme oranıyla sınırlı kalmıştır. Benzer bir araştırma Wu ve diğ. (2000) tarafından yüksek organik yükleme hızlarında yapılmıştır. Araştırmacılar 4 laboratuvar ölçekli yukarı akışlı anaerobik hibrit reaktörü 1 – 24 g KOİ/Lgün organik yükleme hızlarında işletmişlerdir. Ortam paketleme oranları toplam reaktör hacminin %75, %60, %40 ve %20 si arasında tutulmuştur. Bu çalışmadan elde edilen sonuçlardan %20 lik paketleme oranlarında yüksek organik yükleme hızında (>16 g KOİ/Lgün) dahi zaman AHR tasarımı için uygun olduğu ispatlanmıştır. Bu çalışmada, AHR'ün performansı üzerine ortam paketleme oranının etkisini araştırmış ve 1/5 oranının uygun olduğu bulunmuştur.

Çalışmamızda 3 farklı dolgu yüksekliğine (1/5, 1/4 ve 1/3) sahip 3 farklı dolgu malzemesiyle doldurulmuş 9 adet reaktörde dolgu yüksekliklerinin reaktör verimine etkileri incelenmiştir. Tablo 5.2 – 5.37 ile Şekil 5.1- 5.72 incelendiğinde küçük ölçekte de olsa 1/4 (0,25) oranındaki dolgu yüksekliğindeki reaktörlerin (P2, B2, K2) KOİ giderimi ve gaz üretimi açısından daha verimli olduğu, yüksek dolgu oranında organik yükün artışına bağlı olarak reaktörde yatak genleşmesi nedeniyle tıkanma olduğu (K3) görülmüştür. Bu durumda bulgularımız Fang ve Kwong, (1994) ve Tilche ve diğ. (1994) gibi araştırmacıların bulgularıyla paralellik arz etmektedir.

Jose (2001), elyaftan yapılmış tahta imalathanesi atıksularının anaerobik hibrit reaktörde arıtımını gerçekleştirmiş. Organik yük 6,5- 8,5 kg KOİ /m³.gün'de mezofilik şartlarda

arıtımı gerçekleştirmiş ve %90–93 arasında KOİ verimi gerçekleştirmiştir. Oleszkiewicz ve diğ. (1986) ise, 0,50, 0,40, 0,25 ve 0,05 toplam ortam hacmi/toplam reaktör hacimlerine sahip 4 farklı AHR'ü karşılaştırmışlardır. Büyük dolgu hacmi/ reaktör hacimlerinde reaktörde daha fazla biyokütle tutulduğundan, AHR' ün performansının arttığını tespit etmişlerdir. Benzer sonuçlar Young ve Yang (1989), tarafından da belirtilmektedir. Bu bulguların aksine Kennedy ve diğ. (1989) 1/3 dolgu /reaktör yüksekliği oranındaki AHR'ü araştırmışlar ve ortam paketleme yüksekliğinin AHR'ün performansı üzerine çok küçük etkiye sahip olduğunu bildirmişlerdir. Aynı zamanda AHR' lerde ortam paketleme oranının %30'dan daha az olması gerektiğini tavsiye etmişlerdir. Chun ve Choi (1993) tarafından elde edilen sonuçlar onların bu bakış açısını desteklemeye yöneliktir. Bulgularımızda da ortam paketleme oranının düşük organik yüklerde reaktör performansları üzerinde önemli bir etkisinin olmadığı sonucuna ulaşıldı.

6. 3. Uygun Dolgu Malzemesi Cinsinin Belirlenmesi

AHR'lerde dolgu malzemesi olarak pleksiglas materyaller (Büyükkamacı ve Filibeli, 2003; Wu ve diğ., 1999; Tarek ve diğ., 2001), naylon fiberler (Chaiprasert ve diğ., 2003; Suvajittanont ve Chaiprasert, 2002), polipropilen halkalar (Shivayogimath ve Ramanujam, 1999; Oktem ve diğ., 2007), poliüretan fiber ve köpük (Malaspina ve diğ., 1995; Montenegro, 2003), polietilen halkalar (O'Flaherty ve Colleran ,1998), PVC (Mısra ve Gupta , 2000; Ramakrishnan ve Gupta,2007; Wolff ve diğ., 2005), köpük partikülleri (Jianlong ve diğ., 2000), cam parçacıkları (Henry, 1996) gibi malzemelerin yanı sıra doğal malzeme olarak volkanik kayalar (Mendoza ve Castillo-Rivera, 1998) ve karbon keçesi (Yang ve diğ., 2004) gibi materyaller kullanılmıştır.

Bu çalışmada farklı dolgu malzemelerinin anaerobik hibrit reaktörlerdeki etkinliğini araştırmak amacıyla, KOİ, TOK, toplam azot, toplam fosfor, TUA/ Alkalinite oranları ile toplam gaz ve metan oluşumları tespit edilerek, kendi aralarında (1/5, 1/4, 1/3 dolgu yüksekliklerinde) hangi dolgu malzemesinin daha etkili olduğu saptanmıştır. Aynı dolgu yükseklikleri esas alınarak farklı dolgu malzemesiyle doldurulmuş reaktörlerin verimleri kıyaslandığında 1/5 ve 1/3 oranında dolgu yüksekliğine sahip perlit, bazalt ve kuvars dolgulu reaktörlerde incelenen kirlilik parametrelerinin giderimi açısından bir farkın olmadığı, toplam gaz ve metan üretimi açısından perlit dolgulu reaktörlerin daha verimli olduğu sonucuna varıldı. 1/4 oranında dolgulu reaktörlerde tüm parametreler açısından perlit dolgulu reaktör en yüksek verimi sağlamıştır.

Mendoza ve Rivera (1998), dolgu malzemesi olarak yarıçapı 5–8 cm aralığındaki volkanik kayalar kullanmış ve anaerobik hibrit reaktörde kahve atık sularının arıtımını

gerçekleştirmişlerdir. Anaerobik hibrit reaktörü 1,89 kg KOİ/ m³. gün organik yükleme ve 22 saat hidrolik bekleme süresinde işletilerek %77,2 KOİ verimi elde etmişlerdir.

Çalışmamızda ise sentetik atıksular kullanılarak 2,38–4,36 mm çapında perlit, bazalt ve kuvars gibi dolgu malzemeleri kullanılarak işletilen tüm reaktörlerde 24 saatlik HBS’de ve 5 kg KOİ/ m³. gün organik yük şartlarında KOİ verimi %90’ın üzerinde bulunmuştur.

Perlit dolgulu reaktörlerde TOK açısından %78,0–79,3 arasında verim sağlanmıştır. 1/4 ve 1/5 oranlarında perlit dolgulu reaktörlerde en yüksek KOİ verimi (%95,6 ve %96,5) elde edilirken, 1/3 oranındaki dolgulu reaktörlerde verim %96,5 ile bazalt dolgulu reaktörde gerçekleşmiştir (Tablo 6.5). Toplam azot giderimi ise 1/4 ve 1/3 dolgu oranlarında bazalt dolgulu reaktörlerde %29,0 ve %26,0 oranında gerçekleşirken 1/5 oranında doldurulmuş kuvars dolgu malzemesiyle %29,0 olarak gerçekleşmiştir. Perlit dolgulu reaktörlerde ise toplam azot giderimi %16,2–22,3 arasında sağlanmıştır. TOK giderimine paralel olarak toplam fosforda da tüm dolgu oranlarında perlit dolgulu reaktörler (%22,6–25,1) en verimli reaktörler olarak göze çarpmaktadır. Toplam gaz üretimi ise 1/5 oranında dolgulu reaktörler esas alındığında perlit ve kuvars reaktörlerin aynı miktarda gaz ürettiği 1/4 oranında perlit dolgulu reaktörlerin verimli olduğu ve 1/3 oranında ise bazalt ve perlit dolgulu reaktörlerin maksimum gaz üretimine sahip olduğu tespit edilmiştir. Tüm dolgu oranlarında gazdaki metan miktarı açısından perlit dolgulu reaktörlerin bariz üstünlüğü ortaya çıkmaktadır.

Tablo 6. 5. Farklı dolgu malzemelerine göre farklı HBS ve farklı organik yüklerde KOİ verimi ve giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları.

HBS, saat		12		24		36		48	
	OY	KOİ, %	L CH ₄ /g KOİ _(gid.)	KOİ,%	L CH ₄ /g KOİ _(gid.)	KOİ,%	L CH ₄ /g KOİ _(gid.)	KOİ,%	L CH ₄ /g KOİ _(gid.)
Perlit	5,0	90,2-91,2	0,33-0,39	95,4-95,8	0,48-0,55	96,2-97,2	0,59-0,62	97,2-98,4	0,61-0,64
	7,5	87,3-89,1	0,28-0,30	93,5-95,7	0,43-0,44	94,8-97,1	0,45-0,50	96,3-98,3	0,51-0,52
	10,0	89,5-90,8	0,29-0,34	94,3-95,5	0,36-0,44	94,8-97,0	0,41-0,46	96,4-97,8	0,43-0,46
	12,5	89,3-90,4	0,29-0,36	91,5-93,8	0,36-0,38	92,3-95,2	0,44-0,48	94,6-96,5	0,42-0,48
	15,0	88,4-90,1	0,32-0,34	91,1-92,8	0,41,0,48	91,6-94,3	0,50-0,55	94,3-96,4	0,51-0,56
Bazalt	5,0	89,8-91,4	0,28-0,44	93,6-95,4	0,40-0,65	96,4-97,2	0,58-0,62	97,4-97,8	0,59,0,65
	7,5	88,8-90,5	0,21-0,28	94,4-95,6	0,41-0,50	96,1-97,6	0,53-0,59	96,5-98,1	0,57-0,60
	10,0	89,2-90,1	0,28-0,30	95,4-96,2	0,33-0,42	96,8-97,3	0,46-0,50	97,2-98,2	0,46-0,52
	12,5	88,6-90,6	0,29-0,39	91,5-93,8	0,39-0,49	94,1-95,0	0,46-0,49	96,2-96,6	0,46-0,50
	15,0	88,1-90,3	0,33-0,37	90,3-92,0	0,49-0,54	92,5-94,5	0,51-0,55	94,1-96,1	0,52-0,57
Kuvars	5,0	84,4-91,0	0,27-0,36	88,8-95,8	0,26-0,64	92,4-96,8	0,29-0,65	92,8-97,6	0,36-0,67
	7,5	78,5-89,2	0,16-0,30	83,6-93,5	0,21-0,43	86,9-96,3	0,28-0,54	92,3-97,2	0,32-0,50
	10,0	76,6-87,6	0,16-0,28	83,6-93,2	0,16-0,36	86,6-95,3	0,20-0,44	92,4-96,8	0,26-0,47
	12,5	73,9-87,7	0,25-0,26	76,9-91,2	0,27-0,39	80,2-92,2	0,31-0,39	85,9-95,2	0,28-0,47
	15,0	68,5-87,5	0,21-0,30	75,2-91,1	0,27-0,47	76,5-91,9	0,28-0,54	80,4-93,5	0,27-0,55

6. 4. pH etkisi

Anaerobik sistemler pH 6,5–8,2 arasında başarılı olarak işletilirler, optimum pH ise 7.0–7.2’dir. pH’ın 6,5’in altına düşmesi sistemde bir bozukluk olduğunu gösterir. Metanın üretildiği aşamada oluşacak bir aksaklık, geçiş ürünleri olan organik asitlerin sistemde artmasına ve pH’ın düşmesine (4,5–5,0) neden olur. Buna sistemin ekşimesi de denilebilir (Öztürk, 2000).

Hibrit reaktörlerde pH’ın reaktör verimliliğine etkilerini belirlemek amacıyla yürütülen çalışmamızda; 24 saat hidrolik bekleme zamanı, 37 °C sıcaklık, giriş KOİ’ sinin 10000 ± 240 mg/L olduğu şartlarda ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında farklı pH değerlerinde çalıştırılan reaktörlerin pH değişimlerine karşı durumu izlendi. Perlit, bazalt ve kuvars dolgulu reaktörlerde 5,3- 6,2- 7,42- 8,45- 9,54 olmak üzere 5 farklı pH değeri için giderilen KOİ başına oluşan gaz miktarları ve KOİ verimleri izlenmiştir.

Elde edilen bulgulara göre pH 6,3–8,5 aralığında K3 hariç tüm reaktörlerde KOİ verimi %88 ile %98 aralığında değişmektedir. Benzer şekilde toplam alkalinite de önemli bir düşüş görülmemektedir. Ortalama giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranlarında ise yine K3 hariç tüm reaktörlerde 0,34’ün değerinin altına düşmediği görülmektedir. Ancak pH 7,42’de hem KOİ verimi hem de dönüşüm oranının optimum olduğu tespit edilmiştir. Çalışma süresince K3 reaktörü reaktörde tıkanma gözlemlendiğinden ve verimsiz kaldığından bu reaktör için analiz sonuçları tutarsızlık göstermiştir. Giriş sularının pH’ı 5,05’e düşürüldüğünde dahi %80–90 aralığında KOİ verimi tespit edilmiştir. Ancak alkalinitenin yüksek olması nedeniyle çıkış suyu pH’ında küçük çapta da olsa (0,2–0,3) yükselmeler görülmüştür. Bu durum alkalinitenin tamponlama kapasitesinden kaynaklanmaktadır. Tüm reaktörlerde KOİ verimi yaklaşık %10’luk bir azalma göstermesine rağmen üretilen toplam gaz ve oluşan metan çok önemli miktarlarda azalmıştır. İkinci aşamada kademeli olarak önce 8,45’e sonra 9,54’e yükseltildi. Elde edilen sonuçlar, pH 7,42 – 8,45 aralığında KOİ giderimi açısından çok önemli bir farkın oluşmadığı, hatta 8,45’de üretilen gaz ve dolayısıyla metan miktarının daha yüksek değerlerde olduğu, buna rağmen KOİ veriminin küçük ölçekli düştüğünü ortaya koymaktadır. Bu durum metan bakterilerinin 8,45’de gaz üretimine daha fazla katkı sağladığını ancak yüksek pH nedeniyle asit üreten bakterilerinin faaliyetlerinin tüm reaktörlerde KOİ verimi oldukça düşmüş ve %90’ın altında kalmıştır. Üretilen gaz ve KOİ’nin metana dönüşüm oranında da önemli azalmalar tespit edilmiştir. Örneğin pH 8,45’de ortalama giderilen KOİ’nin metana dönüşüm oranları K3 hariç 0,35’in üzerindeyken pH 9,54’de maksimum 0,25 olarak kaydedilmiştir. Bulgularımız tüm reaktörlerde (K3 hariç) uygun pH aralığının 6,3 ile 8,45 arasında olduğunu bu değerlerin altında ve üstünde hem KOİ veriminde hem de gaz oluşumunda önemli düşüşler meydana geldiğini göstermiştir. Aynı zamanda yüksek ve düşük pH’larda işletilen reaktörlerin nötral pH’ya döndüğünde hemen toparladığını ve eski verimlerin tekrar elde edildiğini ortaya koymuştur.

6. 5. Sülfat Etkisi

Atıksulardaki sülfatın hibrit reaktörlerle arıtıma etkisini araştırmak için reaktörler belirlenen 10 kg KOİ/ m³.gün ve 24 saat HBS şartlarında işletilen reaktörler KOİ/SO₄⁼ oranı 4,69–55,56 olacak şekilde beslendi ve arıtım performansları incelendi. Optimum şartlar altında KOİ/SO₄⁼ oranının 55,56 ve sülfat yükünün 0,18 kg SO₄⁼/m³.gün olduğu durumda, KOİ verimlerinin %92,60 ile %98,20 arasında değiştiği, gazdaki metan oranının %61,0–76,2 arasında olduğu tespit edildi. Aynı zamanda, giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranları ise K3 hariç tüm reaktörlerde çok yüksek değerlerde olup 0,50 dolaylarında elde edilmiştir. Bu durumda 180 mg/L giriş sülfat konsantrasyonuna karşı 143–166 mg/L çıkış sülfat konsantrasyonu sağlanmış ve önemli bir sülfat giderimi elde edilememiştir. Yamaguchi ve diğ. (1999), düşük sülfat konsantrasyonlarına sahip atıksularla yaptıkları çalışmada KOİ/ SO₄⁼ oranının >50 olduğu durumda gazdaki metan oranının % 66–78 arasında olduğunu belirtmişlerdir. Zohou ve diğ. (1991) ise, kâğıt fabrikası atıksularının arıtımında sülfat yükünün 0,16 kg SO₄⁼/m³.gün ve KOİ konsantrasyonunun 6000–6500 mg/L olduğu şartlarda % 75 KOİ ve % 95–97 SO₄⁼ verimi sağlamışlardır.

Bulgularımıza göre KOİ/SO₄⁼ oranı 25,00'e düşürüldüğünde ve 0,40 kg SO₄⁼/m³.gün sülfat yükünde, KOİ giderimi yine K3 hariç tüm reaktörlerde %93,8 ile %97,2 arasında değişmiştir. KOİ veriminde önemli bir azalma görülmemesine rağmen giderilen KOİ'nin metana dönüşümü açısından önemli düşüşler görülmüştür. Ancak 0,30 değerinin üzerinde oranlar elde edilmiştir. Bu durumda sülfat gideriminde 55,56'lık KOİ/SO₄⁼ ile kıyaslandığında %50'lere varan verimler elde edilmiştir. Mulder (1984), evsel atıksuların YAHÇY ile arıtımında 0,47 kg SO₄⁼/m³.gün'lük sülfat yükü ve 6100 mg/L KOİ konsantrasyonu ile % 78 KOİ ve % 60–80 oranında SO₄⁼ verimlerin olduğunu belirtmiştir. Aynı sülfat yükü ve farklı atıksularla yapılan benzer çalışmalarda KOİ ve SO₄⁼ verimleri %80–95 arasında değişmektedir.

KOİ/SO₄⁼ oranını 14,49 ve sülfat yükünü 0,69 kg SO₄⁼/m³.gün'e düşürdüğümüzde ise, KOİ giderme verimi önemli ölçüde etkilenmemesine rağmen sülfat veriminin %70'lere yükseldiği, giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranının 0,30'un altında kaldığı belirlendi. Metan üretiminde büyük ölçüde azalma gözlemlendi. KOİ/SO₄⁼ oranın 9,62 ve 1,04 kg SO₄⁼/m³.gün sülfat yük olduğu durumda ise KOİ verimi, üretilen gaz ve KOİ'nin metana dönüşüm oranının önemli ölçüde azaldığı görüldü. Çalışmamızda, organik yükün 10 kg KOİ/m³.gün ve HBS'nin 24 saat olduğu şartlar altında, SO₄⁼ yükünün 1,49 ve 2,13 kg SO₄⁼/m³.gün'e yükseltilmesi halinde (KOİ/SO₄⁼ oranı 6,71 ve 4,69 iken) %88–93 arasında KOİ giderimi sağlandı. Sülfat verimi de %65–76 düzeyinde gerçekleşmesine rağmen gaz üretimi durma noktasına gelmiştir.

Harada ve diğ. (2003), yaptıkları çalışmada glikoz-nişasta içeren atıksuların YAHÇY ile arıtımında, organik yükün 3 kg KOİ/m³.gün ve sülfat yükünün 1,2 kg SO₄⁼/m³.gün olduğu şartlarda % 81 KOİ ve % 64 SO₄⁼ verimi elde etmişlerdir. Sam-Soon ve diğ. (1991), 5500 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip glikoz içeren atıksularla yaptıkları çalışmada, sülfat yükünün 0,11 kg SO₄⁼/m³.gün olması halinde % 90 oranında KOİ ve SO₄⁼ giderimi sağlamışlardır. Aynı araştırmada sülfat yükünün 1,7 kg SO₄⁼/m³.gün değerine yükselmesi halinde KOİ giderme verimini değişmediği, ancak sülfat veriminin % 22 ye kadar düştüğü vurgulanmaktadır. Hilton ve Olezkiewicz (1987) ise, süt tozu içeren atıksularla benzer şartlar altında yaptıkları çalışmada % 40–50 KOİ ve % 70 SO₄⁼ giderimi elde etmişlerdir. Aynı şartlar altında yapılan diğer bir çalışmada ise bu oranlar sırasıyla % 60 ve % 70–80 arasında bulunmuştur (Zhou ve Fang, 1998). Yüksek KOİ ve sülfat yükleriyle yapılan çalışmalarda da benzer sonuçlar elde edilmiştir (Yamaguchi ve diğ., 1999; Mulder, 1984; Zhou ve diğ., 1991).

Çalışmamızda elde edilen bulgulara göre KOİ/SO₄⁼ oranın 14,49'un üstünde ve SO₄⁼ yükünün 0,69 kg SO₄⁼/m³.gün'ün altında olduğu şartlarda yüksek KOİ verimi ve yüksek metan oluşumu bariz bir şekilde ortaya çıkmaktadır. Ancak sülfat verimi düşük düzeyde kalmaktadır. 14,49'un altındaki oranlarda kademeli olarak KOİ verimi ve oluşan metan miktarı hızlı bir düşüş göstermiştir. Buna karşın sülfat verimi kademeli olarak yükselmiştir. Ayrıca düşük KOİ/SO₄⁼ oranlarında çıkış suyunda düşük pH'lar gözlenmiştir. Bu durum yüksek KOİ/SO₄⁼ oranlarında metan-sülfat indirgeyen bakterilerin arasındaki rekabette metan bakterilerinin baskın olduğunu ve düşük KOİ/SO₄⁼ oranlarında ise sülfat indirgeyen bakterilerin baskın olduğunu göstermektedir. Düşük KOİ/SO₄⁼ oranlarında çıkış suyu pH'larında görülen düşüşler ve gaz ortamındaki azalmalarda bu görüşü desteklemektedir.

Gupta (2007), yüksek HBS'lerinde reaktör performansında meydana gelen düşmenin, metan verimi ve KOİ verimini azalttığını ve sülfatın metanojenik mikroorganizmaları inhibe ettiğini belirtmiştir. SRB hidrojen ve asetat kullanımı için metan üreten bakteriler (MPB) ile rekabet halindedir ve aynı zamanda sülfatı, MPB ve kendileri için toksik etkiye sahip olan sülfite dönüştürmektedirler (Harada ve diğ., 1994; Shayegan ve diğ., 2005; Lens ve diğ., 1998; Zhou ve Fang, 1998; Visser ve diğ., 1996). Yüksek düzeyde sülfat içeren atıksuların anaerobik arıtımında SRB önemli rol oynadığından metan üretim aşaması engellenmektedir. Aynı şekilde KOİ verimi azalmaktadır (Shayegan ve diğ., 2005; Reis ve diğ., 1988). Elde ettiğimiz bulgular da bu bilgilerle paralellik arz etmektedir.

Çalışmamızın son aşamasında işletme şartları iyileştirilmesine rağmen literatürlerde de (Hilton ve Oleszkiewicz, 1987; Zhou ve Fang, 1998; Russo ve Dold, 1989; Saatçı ve Demirci, 2006) belirtildiği gibi beklenen verim alınamadı.

6. 6. Şok Yükleme

Anaerobik sistemlerin şok yüklemelere karşı duyarlı olduğu bildirilmektedir. Dengelerin oluşması ve sistemin kararlı hale gelmesinde gecikmeler oluşturacağından dolayı bu sistem için ciddi bir dezavantaj olarak kabul edilmektedir (Boardman ve diğ., 1995; Borja ve diğ., 1995; Chua ve diğ., 1995). Hidrolik ve organik şok yüklemeler sistemde bozunmaların ve ekşimelerin olmasıyla sonuçlanmıştır (Chua ve Chen, 1995).

Şok yüklemenin AHR'deki etkilerini araştırmak amacıyla tüm reaktörler mezofilik şartlarda, 24 saatlik hidrolik bekleme süresinde ve giriş KOİ'sinin 5000mg/L olduğu şartlarda çalıştırıldı. Zaman zaman reaktörlere şok yükleme yapılarak reaktör performansları takip edildi.

Kararlı işletme şartlarında (HBS=24 saat ve OY=5 kg KOİ/ m³.gün) işletilen reaktörlerde KOİ verimi % 91,8 ile % 96,2 arasında iken organik yük 20 kg KOİ/ m³.gün'e yükseltildiğinde KOİ verimleri %30–35 arasında azalmış ve % 53,2 ile % 68,0 aralığında görülmüştür. Yüksek organik yüklemenin ardından organik yük önceki şartlara (5 kg KOİ/ m³.gün'e) getirildiğinde KOİ verimi % 62,2 ile % 83,8'e kadar azalmıştır. Organik yük tekrar 20 kg KOİ/ m³.gün e yükseltildiğinde ise KOİ verimi % 35,5 ile % 59,9'e kadar azalmıştır. Bu aşamadan sonra organik yük tekrar 5 kg KOİ/ m³.gün'e düştüğünde ise KOİ verimlerinin % 46,7 ile % 76,1 arasında gerçekleştiği saptanmıştır.

Bulgularımıza göre şok yüklemelerin ardından reaktör normal işletme şartlarına getirildiğinde, her seferinde başlangıça göre KOİ veriminin azaldığı ve reaktörlerin toparlanmasının geciktiği tespit edilmiştir. Bunun nedeni, yüksek organik yüklemeye bağlı olarak çıkış suyu pH'nın düşmesi ve buna bağlı olarak metan oluşumu safhasının engellenmesiyle açıklanabilir. Tüm reaktörlerde şok yüklemeyle, KOİ giderimine paralel olarak dönüşüm oranının azaldığı görüldü. Örneğin; başlangıçta (5 kg KOİ/ m³.gün organik yükte) dönüşüm oranı 0,27- 0,62 L CH₄ /g KOİ_(gid) arasında iken, şok yükleme (organik yük, 20 kg KOİ/ m³.gün) ile dönüşüm oranı 0,14- 0,36 L CH₄ /g KOİ_(gid) aralığına inmiştir. Şok yüklemenin ardından normal işletme şartlarında (5 kg KOİ/ m³.gün organik yük) dönüşüm oranları 0,28- 0,53 L CH₄ /g KOİ_(gid) değerlerine yükselmiştir. İkinci bir şok yüklemeyle (organik yük, 20 kg KOİ/ m³.gün) dönüşüm oranı 0,08- 0,28 L CH₄ /g KOİ_(gid) gibi düşük oranlara inmiştir. Son aşamada organik yük tekrar 5 kg KOİ/ m³.gün değerine düşürülmüş ve dönüşüm oranı 0,11 - 0,36 L CH₄ /g KOİ_(gid) aralığına yükselmiştir Ancak şok yüklemeden önceki verimler ve dönüşüm oranlarının altında değerler elde edilmiştir.

Benzer organik yükler incelendiğinde her şok yükleme altında dönüşüm oranları KOİ'ye benzer şekilde giderek düşmektedir. Giderilen KOİ'nin metana dönüşümü açısından şok yüklemelere karşı en dirençli reaktörün P2 olduğu görülmektedir.

Ariuska ve diğ. (2005), 100 cm yüksekliğinde ve 5 cm çapında oluşturulan boru şeklindeki 1995 ml hacimli reaktörleri poliüretan köpükle doldurmuş ve sentetik atıksuyla beslemişlerdir. Reaktörler 30°C sıcaklıkta, HBS 7 saat olacak şekilde çalıştırılmış ve 15 gün sonunda kararlı şartları elde etmişlerdir. Bu aşamadan sonra anaerobik sabit yataklı reaktörleri 6,8 kg KOİ/ m³.gün'den 18,8 kg KOİ/m³.gün'e değişen organik yüklemelerde beslemişler ve sistem performansında herhangi bozunma gözlemlememişlerdir. Araştırmacılar aynı zamanda, organik şok yüklemelerden sonra biyogazdaki metan yüzdesinde azalma ve uçucu yağ asitleri konsantrasyonu ve çıkış KOİ konsantrasyonunda artış olduğunu belirtmişlerdir.

Çalışmamızda, şok yüklemeler sırasında pH'nın hızla düştüğü tespit edilmiştir. Şok yüklemelerin devamlı gerçekleşmesi halinde pH'nın kademeli olarak düştüğü, normal yüklerde ise başlangıçtakine nazaran nispeten küçük düşüşler görüldüğü tespit edilmiştir. Bu durumda pH değişimleri açısından da P2 en dirençli reaktör olarak görülmektedir. Çalışmamızda 20 kg KOİ/ m³.gün'lük şok organik yük değerindeki şok yüklemenin reaktör performanslarını önemli ölçüde düşürdüğü ve toparlanma sürecinin uzun olduğu sonucuna varıldı. Mendoza ve Rivera (1998) da, şok organik yüklemeyle arıtma verimi düştüğünü ve maksimum organik yükün 6 kg KOİ/m³/gün olarak belirlendiğini tespit etmişlerdir.

6.7. Toplam Uçucu Asit /Alkalinite

Reaktörler 24 saat hidrolik bekleme zamanı, KOİ'nin 10000 ± 240 mg/L olduğu ve 10 kg KOİ/ m³.gün organik yük altında işletilen perlit, bazalt ve kuvars dolgu hibrit reaktörlerden alınan 6 adet numunede, TUA/Alkalinite oranları incelendi. Bulgularımıza göre TUA/Alkalinite oranı 0,02–0,09 arasında değişmiştir. Bulunan oranların, literatürde belirtilen 0,1 değerinin (Öztürk, 2000) altında kaldığı tespit edildi. Yüksek organik yüklerde de TUA/Alkalinite oranları 0,1 değerinin altında kalmıştır. Bu durumun sentetik atıksuyumuzdaki yüksek alkaliniteden kaynaklandığı düşünülmektedir. Elde edilen pH değerleri de bu görüşü desteklemektedir.

Kumar ve diğ. (2007), TUA/Alkalinite oranlarının 0.02 ile 0.14 arasında değiştiğini ve çıkış suyu alkalinitesinin giriş alkalinitesinden daha yüksek olduğunu belirtmişlerdir. Araştırmacılar reaktördeki tamponlama kapasitesinin yeterli olduğunu savunmaktadırlar. Aynı çalışmada bütün HBS'lerinde çıkış suyunun pH' 7,8–8 aralığında olduğu vurgulanmıştır.

Bulgularımız da, Kumar ve diğ. (2007) 'nın görüşlerini doğrulamaktadır. Organik yükün 5–10 kg KOİ /m³.gün arasında olduğu şartlarda ve 24 saatin üzerindeki HBS'lerinde çıkış suyu pH'ında önemli bir düşüşün olmadığı görüldü. Alkalinitedeki giderimin düşük olması da bu görüşü desteklemiştir.

6. 8. NaCl

NaCl içeren atıksuların anaerobik arıtımı oldukça yeni bir yaklaşım olup ve detaylı çalışmalara ihtiyaç duyulmaktadır. Deneysel çalışmalar aşılınmış anaerobik çalışmaları içeren biyolojik konfigürasyonlar ve çeşitli çevresel şartlarda yürütülmüştür (Omil, 1995; Guerrero, 1997; Aspe, 1997; Rovirosa, 2004).

NaCl konsantrasyonunun etkisini incelemek için, 1/4 oranında dolgu yüksekliğine sahip P2, B2 ve K2 reaktörleri 5000 mg/L KOİ konsantrasyonuna sahip sentetik atık sular kullanıldı. Yüksek organik yükün etkilerini en aza indirmek için reaktörler 5 kg KOİ /m³.gün organik yük ve hidrolik bekleme süresi 24 saat olacak şekilde işletildi. Tüm reaktörlerde ideal verime ulaşıldıktan sonra giriş suyuna farklı konsantrasyonlarında NaCl ilave edilerek, her NaCl konsantrasyonu için 5 gün süreyle çalıştırılan reaktörlerin pH, iletkenlik, KOİ ve gaz verimleri ile reaktör çıkışında TUA ve bikarbonat alkalinitesi takip edildi. Bu amaçla dolgu malzemeleri farklı ve aynı dolgu yüksekliklerine sahip P2, B2 ve K2 reaktörleri üzerinde çalışıldı. Bu çalışmada NaCl konsantrasyonları 4, 8, 24 ve 48 g/L olacak şekilde ayarlanmıştır.

Farklı NaCl konsantrasyonlarına karşı KOİ uzaklaştırma verimleri incelendiğinde P2 reaktöründe, NaCl konsantrasyonunun bulunmadığı şartlarda KOİ verimi %98,00 iken 4 g/L NaCl konsantrasyonunda verim %98,40'a yükselmiş, 8 g/L NaCl konsantrasyonunda ise %97,40'a düşmüştür. NaCl konsantrasyonunun 24 g/L olduğu şartlarda KOİ verimi %89,4'e düşmüştür. Ancak K2 reaktörü diğer iki reaktöre göre KOİ giderimi açısından daha verimsiz bulunmuştur. Bulgularımıza göre % 0,4'lük NaCl konsantrasyonunda her 3 reaktör için KOİ verimi %97,80–98,40 arasında değişirken % 0,8 NaCl konsantrasyonunda %97,40–97,80 civarında bulunmuştur. NaCl konsantrasyonunun % 2,4 olduğu durumda ise KOİ verimleri %84,40- 89,40 arasında değişmektedir. Daha yüksek NaCl konsantrasyonlarına sahip ($\geq$ 4,8) atıksular kullanıldığında KOİ verimleri hızlı bir düşüş göstermiştir.

Kapdan ve Erten (2007) ise, bir yukarı akışlı paket yataklı reaktör, tuzlu sentetik atıksulardan KOİ uzaklaştırılmasında işletme parametrelerinin etkilerini araştırmışlardır. KOİ konsantrasyonları 1900–6300 mg/L arasında değişirken, NaCl konsantrasyonu %0–5 (ağırlık/hacim) aralığında değiştirilmiş ve farklı hidrolik bekleme sürelerinde (11–30 saat) çalışılmıştır. Araştırmada tuza toleranslı anaerobik bakteri (*Halanaerobium lacusrosei*) mikrobiyal kültür olarak kullanılmıştır. NaCl konsantrasyonu %3 iken 19 saatlik HBS'de KOİ verimi %94'ün üzerinde bulunmuştur. HBS 30 saate çıkarıldığında ve % 3 tuz konsantrasyonlarında KOİ verimi % 84'e ulaşmıştır. Araştırmacılar, daha yüksek tuz konsantrasyonlarında (>3%) KOİ uzaklaştırma performansının düşmesine sebep olduğunu ve KOİ veriminin %43'e düştüğünü ortaya koymuşlardır.

Besleme suyuna 48 g/L NaCl ilavesinden sonra, çıkışta uçucu yağ asidi konsantrasyonunun daha yüksek olduğu görüldü. Bu durum, anaerobik hibrit reaktörde uçucu yağ asitlerinin metana dönüşmesinde, mevcut metanojenik bakterilerin yeterli miktarda olmadığına bir göstergesidir. Na^+ iyonlarının da metanojenik bakterilerinin aktivitesini engellediği ve NaCl toksisitesinin NaCl bileşiklerinde yaygın olarak Na^+ iyonu olan katyonlardan kaynaklandığı iyi bilinmektedir (Rinzema, 1988).

pH değerleri metanojenik aktivite için uygun olan 6,5–7,5 değerleri arasında kalmasına rağmen, yüksek NaCl konsantrasyonlarında da çalışan sistemlerde uçucu yağ asitleri değerleri çok yüksekti. Bu durum ise metanojenik bakterilerin yüksek H^+ konsantrasyonlarından ziyade yüksek Na^+ konsantrasyonlarından etkilendiğini de göstermektedir. Ayrıca, Na^+ iyonlarının asitojenlerden ziyade metanojenleri engellediği sonucuna da varılabilir.

NaCl konsantrasyonunun 0–24 g/L arasında değiştiğinde uçucu yağ asit/alkalinite oranının 0,042 ve 0,106 arasında kaldığı görülmektedir. Gaz fazındaki metan içeriği doğrudan doğruya iyi çalışan bir reaktörde giriş besi maddesi tipine bağlıdır. Ancak kararsız şartlar altında, karbondioksit üreten bikarbonat alkalinitesi ile uçucu yağ asitleri reaksiyona girer ve gazda karbondioksit içeriği artar (Anderson, 1992).

Bu çalışmada hibrit reaktörlerde, kararsızlığın bir göstergesi olan uçucu yağ asit/bikarbonat alkalinitesinin 1,439, 1,669 ve 1,485'e yükseldiği durumda, reaktörde bulunan gazdaki metan yüzdeleri sırasıyla %33, %26 ve %24'e kadar düşmüştür. Bikarbonat alkalinitesi uçucu yağ asitlerinden kopan hidrojen iyonlarıyla reaksiyona girip ve karbondioksit artışına ve metan yüzdesinin düşmesine neden olduğu görülmektedir.

Sonuç olarak 4 g/L NaCl konsantrasyonuna kadar KOİ verimi artmakta bu değer üzerinde ise hızla azalmaktadır. KOİ verimindeki en önemli düşüş 8 g/L ve üzerindeki NaCl konsantrasyonlarında görülmüştür. Metan üretimi de KOİ verimine paralel olarak değişmiştir. Dönüşüm oranlarına bakıldığında 48 g/L NaCl konsantrasyonlarında 0,30 değerinin çok altında dönüşüm sağlanmaktadır. Bu durumda 4 g/L NaCl konsantrasyonuna kadar mikroorganizmaların olumlu etkilendiği, zararlı etkinin 8 g/L'de başladığı ve engelleyici etkinin 24 g/L üzeri NaCl konsantrasyonunda gerçekleştiği söylenebilir.

6. 9. Kinetik çalışmaların değerlendirilmesi

Anaerobik hibrit reaktörler çamur yatak bölgesinde askıda büyüme ve filtre kısmında bağlı büyüme meydana geldiğinden dolayı, bu sistemlere uygun olan tüm kinetik modeller kullanılabilir. Çalışmamızda uygun reaktör olarak seçilen bazalt reaktörlerden 1/4 oranında dolgu malzemesi içeren reaktöre, bu kinetiklerden bazıları uygulandı.

Monod modeli sistemimizde çamur yatağı kısmı, filtre kısmı ve reaktörün tamamı için uygulandı. Monod kinetik modelinin uygulanmasında elde edilen kinetik parametreler aşağıda tablo halinde verilmiştir (Tablo 6.6).

Tablo 6. 6. Monod modeli uygulamalarından elde edilen kinetik parametreler

	Y mgUKM/ mgKOİ	b gün ⁻¹	R ²	k g KOİ/ g UKM. gün	K _s mg KOİ /L	R ²
Çamur Yatağı	0,266	0,200	0,97	0,557	973,27	0,88
Filtre Yatağı	0,075	0,220	0,96	9,433	599,34	0,98
Tüm Reaktör	0,010	0,001	0,77	3,52	736,26	0,98

Hücre verim katsayısı (Y) besi maddesi tipine, mikrobiyal türlere ve işletme şartlarına bağlı olarak değişkenlik gösterir. Y değerleri anaerobik prosesler için 0,01 ve 0,3 mg UKM/ mg KOİ arasında değişkenlik gösterir (Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991; Öztürk, 1999). Tablo 6.6'dan görüldüğü gibi çamur yatağı, anaerobik filtre ve tüm reaktör için verilen sınırlar içinde olup, kabul edilebilir değerlerdir. Spesifik mikroorganizma ölüm hızı (b), literatürde 0,004–0,018 arasında değişir (Pavlostathis ve Giraldo-Gomez, 1991; Öztürk, 1999; Buyukkamacı, 2001). Çalışmada elde edilen 'b' değerleri çamur yatağı, anaerobik filtre ve tüm reaktör için literatürde verilen aralık içerisinde. Maksimum K_s değerleri karbonhidratlar için 650 mg KOİ /L olarak verilmiştir. Bu çalışmada K_s değerleri, çamur yatağı, anaerobik filtre ve tüm reaktör için uygun değerler edilmiştir. Monod modeli için uygun korelasyon katsayıları elde edilmiştir. Bu yüzden, bu model reaktörün matematik modellemesi için kullanılabilir.

İkinci Derece kinetik modelde sistemimizde çamur yatağı kısmı, filtre kısmı ve reaktörün tamamı için uygulandı. Elde edilen İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti (k_{2(s)}) değerleri Tablo 6.7'de verilmektedir. Öztürk ve diğ.(1998), İkinci Derece besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti (k_{2(s)}) değerlerini glikoz atıkları için 1,655 gün⁻¹ ve 13,6 gün⁻¹ olarak, evsel atıksu için 0,217 gün⁻¹ ve sızıntı suyu için 38,5 gün⁻¹ olarak buldu. Aynı zamanda, Buyukkamacı (2001), AHR'de besi maddesi uzaklaştırma hız sabiti (k_{2(s)}) değerini, çamur yatağında 2,316 gün⁻¹, filtre kısmında 2,57 gün⁻¹ ve tüm reaktör dikkate alındığında 10,81 gün⁻¹ olarak tespit etmiştir.

Tablo 6. 7. İkinci derece kinetik modelden elde edilen kinetik parametreler

	k _{2(s)} *, gün ⁻¹
Çamur Yatağı	1,54
Filtre Yatağı	6,85
Tüm Reaktör	15,19

k_{2(s)}* ortalama değerlerdir

Sundstorm et. al. modelinin uygulanmasından elde edilen kinetik sabitler Tablo 6.8’de gösterilmiştir. Bu modelde çamur yatağı, filtre ve tüm reaktör için yüksek korelasyon katsayıları elde edilmiştir.

Tablo 6. 8. Sundstorm et. al. Modelinin uygulanmasından elde edilen kinetik sabitler

	L_{max}	K_s	R^2
Çamur Yatağı	21,28	2974,4	94,8
Filtre Yatağı	66,66	676	98,9
Tüm Reaktör	29,41	546,17	98,5

Biyogaz üretimi için Stover-Kincannon Modeli tüm reaktör için elde edilen verilere uygulandığında, maksimum spesifik biyogaz üretim hızı (G_{max}) ve maksimum spesifik metan üretim hızı (M_{max}) 2,014 L/L gün ($R^2 = 66$) ve 1,48 L/L gün ($R^2 = 87$) olarak bulundu. Bu sonuçlara göre toplam gazdaki metan gazının yüzdesi 0,73 olarak hesaplanabilir. Yu ve diğ. (1998), çalışmasında M_{max} değerlerini 19,23 L/L gün olarak bulmuştur. Buyukkamacı (2001), yaptığı çalışmada maksimum spesifik biyogaz üretim hızı (G_{max}) ve maksimum spesifik metan üretim hızı (M_{max}) değerlerini sırasıyla 33 L/L gün ve 20 L/L gün olarak tespit etmiştir.

7. SONUÇLAR

Bu çalışmada, anaerobik hibrit reaktörlerin tasarımı ve performansı üzerine etki eden dolgu yüksekliği / reaktör yüksekliği, paket dolgu malzemesi cinsi, hidrolik bekleme süresi, organik yük, pH, sülfat ve NaCl konsantrasyonu gibi faktörlerin arıtma verimi üzerine etkileri üç farklı dolgu oranı ile üç farklı dolgu malzemesi kullanarak dokuz adet reaktörde araştırıldı. Optimum şartlarda arıtım etkinliği incelenerek, kinetik çalışmalar yapıldı.

Ortam paketleme oranının düşük organik yüklerde reaktör performansları üzerinde önemli bir etkisinin olmadığı sonucuna ulaşıldı. Küçük ölçekte de olsa 1/4 (0,25) oranındaki dolgu yüksekliğindeki reaktörler (P2, B2, K2) KOİ giderimi ve gaz üretimi açısından daha verimlidir. Yüksek dolgu oranında (1/3) organik yükün artışına bağlı olarak kuvars dolgulu reaktöründe yatak genleşmesi nedeniyle tıkanma oluşmaktadır.

Farklı dolgu yüksekliğine (1/5, 1/4 ve 1/3) sahip 3 farklı dolgu malzemesiyle doldurulmuş reaktörlerden perlit dolgulu reaktörler TOK, KOİ ve fosfor verimi açısından daha verimlidir. Aynı dolgu yükseklikleri esas alınarak farklı dolgu malzemesiyle doldurulmuş reaktörlerin verimleri incelendiğinde, toplam gaz ve metan üretimi açısından perlit dolgulu reaktörlerin daha verimli olduğu sonucuna varıldı. 1/4 oranında dolgulu reaktörlerde tüm parametreler açısından perlit dolgulu reaktörlerde daha iyi verim sağlanmaktadır. Tüm dolgu oranlarında, gazdaki metan miktarı açısından perlit dolgulu reaktörlerin bariz üstünlüğü ortaya çıkmaktadır.

Sonuçlar, pH 6,3–8,5 aralığında K3 hariç tüm reaktörlerde yüksek KOİ verimi sağlandığını ve toplam alkalinite de önemli bir düşüşün görülmediğini, ortalama giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranlarının tüm reaktörlerde (K3 hariç) 0,34 değerinin altına düşmediğini gösterdi. Giriş pH'ının 7,42 olduğu durumda, hem KOİ verimi hem de dönüşüm oranı optimum düzeyde gerçekleşmektedir. Giriş sularının pH'ı 5,05'e düşürüldüğünde dahi %80–90 aralığında KOİ verimi tespit edilmektedir. Ancak, alkalinitenin yüksek olması nedeniyle çıkış suyu pH'ında küçük çapta da olsa (0,2–0,3) yükselmeler görülmektedir. Bu durum alkalinitenin tamponlama kapasitesinden kaynaklanmaktadır. Düşük pH'larda tüm reaktörlerde KOİ verimi yaklaşık %10'luk bir azalma göstermesine karşın, üretilen toplam gaz ve oluşan metan çok önemli miktarlarda azalmaktadır. Sonuçlar, pH 7,42 – 8,45 aralığında KOİ giderimi açısından çok önemli bir farkın oluşmadığı, hatta 8,45'de üretilen gaz ve dolayısıyla metan miktarının daha yüksek değerlerde olduğu, buna rağmen KOİ veriminin küçük ölçekli düştüğünü ortaya koymaktadır. Giriş suyu pH'ı 8,45 iken üretilen gaz ve KOİ'nin metana dönüşüm oranında da önemli azalmalar tespit edilmiştir. Uygun pH aralığının 6,3 ile 8,45 arasında olduğunu bu değerlerin altında ve üstünde hem KOİ veriminde hem de gaz oluşumunda önemli düşüşler meydana geldiğini göstermiştir.

Atıksudaki $KOI/SO_4^{=}$ oranının 14,49'un üstünde ve $SO_4^{=}$ yükünün 0,69 kg $SO_4^{=}/m^3.gün$ 'ün altında olduğu şartlarda yüksek KOİ verimi ve yüksek metan oluşumu bariz bir şekilde ortaya çıkmaktadır. Ancak sülfat verimi düşük düzeyde kalmaktadır. 14,49'un altındaki oranlarda kademeli olarak KOİ verimi ve oluşan metan miktarı hızlı bir düşüş göstermektedir. Buna karşın sülfat verimi kademeli olarak yükselmiştir.

Benzer organik yükler incelendiğinde her şok yükleme altında dönüşüm oranları KOİ'ye benzer şekilde giderek düşmektedir. Giderilen KOİ'nin metana dönüşümü açısından şok yüklemelere karşı en dirençli reaktörün P2 olduğu görülmektedir. Şok yüklemelerin devamlı gerçekleşmesi halinde pH'ın kademeli olarak düştüğü, normal yüklerde ise başlangıçtakine nazaran nispeten küçük düşüşler görülmektedir. Bu çalışmada 20 kg KOİ/ $m^3.gün$ 'lük şok organik yük değerindeki şok yüklemenin, reaktör performanslarını önemli ölçüde düşürdüğü ve toparlanma sürecinin uzun olduğu sonucuna varıldı.

Yüksek organik yüklerde de TUA/Alkalinite oranları 0,1 değerinin altında kalmıştır. Bu durum, sentetik atıksudaki yüksek alkaliniteden kaynaklanmaktadır.

NaCl konsantrasyonunun 0–24 g/L arasında değiştiğinde uçucu yağ asit/alkalinite oranı 0,042 ve 0,106 arasında kalmaktadır.

Girişte, 4 g/L NaCl konsantrasyonuna kadar KOİ verimi artmakta bu değer üzerinde ise hızla azalmaktadır. KOİ verimindeki en önemli düşüş 8 g/L ve üzerindeki NaCl konsantrasyonlarında görülmektedir. Metan üretimi de KOİ verimine paralel olarak değişmektedir. Atıksudaki 48 g/L NaCl konsantrasyonunda giderilen KOİ'nin metana dönüşüm oranı 0,30 değerinin çok altında sağlanmaktadır. Bu durumda 4 g/L NaCl konsantrasyonuna kadar mikroorganizmaların olumlu etkilendiği, zararlı etkinin 8 g/L'de başladığı ve engelleyici etkinin 24 g/L üzeri NaCl konsantrasyonunda gerçekleştiği söylenebilir.

Çalışmamızda uygun reaktör olarak seçilen bazalt reaktörlerden 1/4 oranında dolgu malzemesi içeren reaktöre, bu kinetiklerden bazıları uygulandı. Monod modeli sistemimizde çamur yatağı kısmı, filtre kısmı ve reaktörün tamamı için uygulandı. Ede edilen spesifik mikroorganizma ölüm hızı (b) değerleri çamur yatağı, anaerobik filtre ve tüm reaktör için literatürde verilen aralıklar içerisinde olduğu sonucuna varıldı. İkinci Derece kinetik modelde ise sistemimizde çamur yatağı kısmı, filtre kısmı ve reaktörün tamamı için uygulandı ve sistem için uygun $k_{2(s)}$ değerleri sağlandı. Sundstorm et. al. modelinde yüksek korelasyon katsayıları elde edildi. Biyogaz üretimi için Stover-Kincannon Modeli tüm reaktör için elde edilen verilere uygulandığında, maksimum spesifik biyogaz üretim hızı (G_{max}) ve maksimum spesifik metan üretim hızı (M_{max}) 2,014 L/L gün ($R^2 = 66$) ve 1,48 L/L gün ($R^2 = 87$) olarak bulundu. Bu sonuçlara göre toplam gazdaki metan gazının yüzdesi 0,73 olarak bulunabilir.

Elde edilen sonuçlara göre bu çalışmalar, mikrobiyal genetik, enzimatik faaliyetler, biyofilm özellikleri, mikroorganizmalar arasındaki rekabet gibi faktörlerle desteklenmeli ve ileriki çalışmaların bu parametreler ışığında yürütülmesi gerekmektedir.

KAYNAKLAR

- Alvarez, M.J., 2003, Biomethanization of The Organic Fraction Of Municipal Solid Wastes, Iwa Publishing, London pp., 1-43.
- Anderson, G.K. and Yang G., 1992, Determination of bicarbonate and total volatile acid concentration in anaerobic digesters using a simple titration., *Water Environ Res*, 64, 53–9.
- Anderson, G.K., Donnelly, T. and McKeown, K.J., 1982, Identification and control of inhibition in the anaerobic treatment of industrial waste-waters, *Process Biochemistry*, 17 , 4, 28–32.
- APHA, AWWA and WEF, 1992. *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 16 th Ed.
- APHA, AWWA and WPCF, 1985, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*, 16 th Ed.
- Archer, D.B. and Kirsop, B.H., 1991, The microbiology and control of anaerobic digestion, In: Wheatley, A. (Ed.), *Anaerobic digestion: a waste treatment technology*, p. 43.
- Ariuska K., Barbosa A., Marcelo Z. and Eugenio F., 2005, Performance and stability of an anaerobic fixed bed reactor subjected to progressive increasing concentrations of influent organic matter and organic shock loads, *Journal of Environmental Management*, 76, 319–325.
- Arun K., Rajeshwari K.V., Balakrishnan M., Lata K. and Teri K., 1998, Anaerobic digestion technologies for energy recovery from industrial wastewater - a study in Indian context, *TERI Information Monitor on Environmental Science*, 3, 2, 67–75.
- Aspe E., Marti M.C. and Roeckel M., 1997, Anaerobic treatment of fishery wastewater using a marine sediment inoculum, *Water Res.*, 31,9, 2147–60.
- Banik G.C. and Dague R.R., 1997, ASBR treatment of low strength industrial wastewater at sychrophilic temperatures, *Water Science and Technology*, 36, 337-344.
- Bello-Mendoza, R., Castillo-Rivera, M.F., 1998, Start-up of an Anaerobic Hybrid Reactor Treating Wastewater from a Coffee Processing Plant, *Anaerobe*, Vol.4, pp.219-225.
- Berardino, S.D., Bersi, R., Converti, A. and Rovatti, M., 1997, Starting-up anaerobic Hibrit Filter for the Fermantation Wastewater from Food Industry, *Bioprocess Engineering*, V.16, pp.65-70.
- Blanco, D.V., Garcia-Encina, P.A. and Fdz-Polanco, F., 1995, Effects of biofilm growth, gas and liquid velocities on the expansion of an anaerobic fluidized bed reactor (AFBR), *Water Res.*, 29, 1649–1654.

- Boardman, G.D., Tisinger, J.L. and Gallagher, D.L., 1995, Treatment of clam processing wastewaters by means of upflow anaerobic sludge blanket technology. *Water Research*, 29, 1483–1490.
- Bonastre, N. and Paris, J.M., 1989, Survey of Laboratory, Pilot and Industrial Anaerobic Filter Installations, *Process Biochemistry*, NZ, 15-20.
- Borja R., Alba J. and Banks C.J., 1995, Anaerobic digestion of wash waters derived from the purification of virgin olive oil using a hybrid reactor combining a filter and a sludge blanket, *Process Biochemistry*, Vol. 31, No. 3.
- Borja, R., Banks, C. J. and Wang, Z., 1995, Effect of organic loading rate on anaerobic treatment of slaughterhouse wastewater in a fluidized-bed reactor, *Bioresource Technology*, 52, 2, 157-162.
- Buyukkamacı N., 2001, Hybrid reactor application in anaerobic treatment, *Dokuz Eylül University, İzmir*. P 123.
- Callı B. and Yukselen M. A., 2002, Anaerobic treatment by a hybrid reactor, *Environ. Eng. Sci.*, 19, 143-150.
- Carliell CM, Barclay SJ, Naidoo N, Buckley CA, Mulholland DA and Senior E., 1995, Microbial decolorization of a reactive dye under anaerobic conditions, *Water SA*, 21, 1, 61–9.
- Chang, J.E., 1989, Treatment of landfill leachate with an upflow anaerobic reactor combining a sludge bed and a filter, *Water Sci. Technol*, 21, 133–143.
- Chelliapan, S., Wilby, T. and Sallis, P.J., 2006, Performance of an up-flow anaerobic stage reactor (UASR) in the treatment of pharmaceutical wastewater containing macrolide antibiotics, *Water Research*, 40, 507–516.
- Chen, W. and Horan, N.J., 1998, The treatment of a high strength pulp and paper mill effluent for wastewater re-use (II): biological sulphate removal from effluent with a low COD: sulphate ratio, *Environmental Technology*, 19, 2, 163–171.
- Chua, H. and Chen, Y. F., 1995, A novel adsorption-anaerobiosis column for organic removal from contaminated water, *Marine Pollution Bulletin*, 31/4-12, 313-316.
- Chua, H., Yap, M. G. S. and Ng, W. J., 1995, Modeling and simulation of mix-culture interactions in anaerobiosis of inhibitory substrate, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 51, 705–716.
- Chun, Y.C. and Choi, Y.S., 1993, Microbial activity and performance of an anaerobic reactor combining a filter and a sludge bed, *Water Sci. Technol*, 27, 187–194.
- Colleran, E., Finnegan, S. and Lens, P., 1995, Anaerobic treatment of sulphate-containing wastestreams, *Antonie van Leeuwenhoek*, 67, 29-46.

- Dincer A.R. and Kargi F., 1998, Saline wastewater treatment by halophile-supple-mented activated sludge culture in an aerated rotating biodisc contactor. *Enzyme Microb Technol*, 22, 427–33.
- Dincer A.R. and Kargi F., 2001, Performance of rotating biological disc system treating saline wastewater, *Process Biochem*, 36, 901–6.
- F. Malaspina, C.M. Cellamare, L. Stante and A.Tilche, 1995, Anaerobic Treatment Of Cheese Whey With A Downflow- Upflow Hybrid Reactor, *Bioresource Technology*, 55, 131–139.
- Fang, H.H. and Kwong, T., 1994, Degradation of starch particulates in a hybrid reactor, *Water Sci. Technol.*, 30, 97±104.
- Fang, H.H.P. and Zhou, G.M., 2000, Degradation of phenol and p-cresol in reactors, *Water Sci. Technol.*, 42, 5–6, 237–244.
- Fang, H.H.P., Liu, Y., Ke, S.Z. and Zhang, T., 2004, Anaerobic degradation of phenol in wastewater at ambient temperature, *Water. Sci. Technol.*, 49, 1, 95–102.
- Feijoo, G., Soto, M., Mendez, R. and Lema, J.M., 1995, Sodium inhibition in the anaerobic digestion process: Antagonism and adaptation phenomena, *Enzyme Microb. Technol.*, 17, 2, 180–188.
- Fernandez J.M., Mendez R. and Lema J. M., 1994, Evaluation of two different technologies for the anaerobic treatment of eucalyptus hardboard manufacturing wastewater, In *Proceedings of Seventh International Symposium on Anaerobic Digestion*, Cape Town, South Africa, Poster papers, 23–27 January, pp. 333–336.
- Fernandez J.M., Mendez R. and Lema J. M., 1995, Anaerobic treatment of eucalyptus fiberboard manufacturing wastewater by a hybrid USBF lab-scale reactor, *Environ. Technol.*, 15, 677–684.
- Fernandez, J.M., Omil F., Mendez R. and Lema J.M., 2001, Anaerobic Treatment Of Fibreboard Manufacturing Wastewaters In A Pilot Scale Hybrid USBF Reactor, *Water Resource*, Vol. 35, No. 17, pp. 4150–4158.
- Guerrero L., Omil F., Mendez R. and Lema J.M., 1997, Treatment of saline wastewater from fish meal factories in an anaerobic filter under extreme ammonia concentration. *Bioresour Technol.*, 61, 69–78.
- Günay, Y., Tabuhan, C. and Çöttert, F., 1977, İçme suyu ve pis sularda standart rutin analiz yöntemleri klavuzu, İller Bankası Yayınları, Ankara, Yayın No:24.
- Harada H., Vemura S. and Momonoi K., 1994, Interaction between sulphate reducing bacteria and methane producing bacteria in a UASB reactor fed with low strength wastes containing different levels of sulphate, *Water Res.*, 28, 2, 355–67.

- Harris, W.L., Wirtz, R.A., Sung, S. and Dague, R.R., 1992, Anaerobic filter treatment of furfural byproduct wastewater, In: Proceedings of the 46th Ind. Waste Conference, Purdue University, pp. 689±695.
- Hawkes, F.R., Donnelly, T. and Anderson, G.K., 1995, Comparative performance of anaerobic digesters operating on ice-cream wastewater, *Water Res.*, 29, 2, 522±533.
- Henze, M. and Harremoes, P., 1983, Anaerobic Treatment of Waste Water in Fixed-Film Reactors- A Literature Review, *Water Science and Technology*, Vol 15, 1–101.
- Hickey, R.F. and Switzenbaum M.S., 1991, The Response and Utility of Hydrogen and Carbonmonoxide as Process Indicators of Anaerobic Digesters Subject to Organic and Hydraulic Overloads, *Research J. VWater Pollution Control Federation*, Vol 63, N 2, 129–140.
- Hilton B. L. and Oleszkiewicz J. A., 1987, Anaerobic treatment of high strength, high sulfate waste, In 41st Purdue University Industrial Waste Conference Proceedings, Purdue University, Lewis Publishers, Chelsea, MI, pp. 156–166.
- Hilton B. L. and Oleszkiewicz J. A., 1988, Sulphide-induced inhibition of anaerobic digestion, *J. Environ. Engin.*, 114, 1377–1391.
- Iza, J., Keenan, P.J. and Switzenbaum, M.S., 1992, Anaerobic Treatment of Municipal Solid Waste Landfill Leachate, Operation of a Pilot Scale Hibrit UASB/ AF Reactor, *Water Sci&Tech.*, Vol.25, No.7, pp.255-264.
- Kapdan, İ.K. and Erten, B., 2007, Anaerobic treatment of saline wastewater by *Halanaerobium lacusrosei*, *Process Biochemistry*, 42, 449–453.
- Kennedy, K.J. and Guiot, S.R., 1986, Anaerobic Upflow Bed-Filter Development and Application, *Water Sci&Tech.*, Vol.18, No.12, pp.71-86.
- Kennedy, K.J., Gorur, S.S., Elliott, C.A., Andras, E. and Guiot, S.R., 1989, Media Effect on Performance of Anaerobic Hibrit Reactors, *Wat.Res.*, Vol.23, No.11, pp.1397-1405.
- Koster, I.W., Rinzema, A. and Lettinga, G., 1986, Sulphide inhibition of the methanogenic activity of granular sludge at different pH levels, *Water Research* 12, 1561-1567.
- Kroiss, H. and Plahl-Wabnegg, F., 1983, Sulphide toxicity with anaerobic waste water treatment, In: van den Brink, W.J. (Ed.), *Anaerobic Wastewater Treatment* TNO Corporate Communication Department, The Hague, pp. 72-85.
- Kugelman, I.J. and McCarty, P.L., 1965, Cation toxicity and stimulation in anaerobic waste treatment, I. Slug feed studies, *J. Water Pollut. Control Fed.*, 37, 1, 97–116.
- Kumar G. S., Gupta S.K. and Sing G., 2007, Biodegradation of distillery spent wash in anaerobic hybrid reactor, *Water Research*, 41, 721 – 730.

- Lawrence, A.W., McCarty, P.L. and Guerin, F.J.A., 1964, The effects of sulfides on anaerobic treatment, In: Proceeding Nineteenth Industrial Wastes Conference, Purdue University, Ann Arbor Science Publishers, Michigan, pp. 343-357.
- Lay, J.J. and Cheng, S.S., 1998, Influence of hydraulic loading rate on UASB reactor treating phenolic wastewater, *J. Environ. Eng. ASCE*, 124, 9, 829–837.
- Lefebvre O. and Moletta R., 2006, Treatment of organic pollution in industrial saline wastewater: A literature review, *Water Research*, 40, 3671 – 3682.
- Lema, J.M., Soto, M., Veiga, M.C. and Mendez, R., 1988, Mesophilic and thermophilic anaerobic treatment of wastewaters from industrial processing of mussel, In: Grassi, G., Delmon, B., Molli, J.F., Zibetta, H. (Eds.), *Biomass for Energy and Industry*. Elsevier Applied Sciences, London, pp. 872–877.
- Lens P.N.L, Visser, A., Janssen, A.J.H., Hulshoff Pol, L.W. and Lettinga, G., 1998, Biotechnological treatment of sulfate-rich wastewaters, *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol*, 28, 1, 41–88.
- Lettinga G., and Hulshoffpol, L.W., 1981, UASB-Process Design for Various Types of Wastewaters, *Water Sci&Tech.*, Vol.24, No.8, pp.87-107.
- Lettinga G., van Velson, S. W., Hobma W., de Zeeuw, W. and Klapwyk, A.A., 1980, Use of the Upflow Sludge Blanket (US6) Reactor Concept for Biological VVaste VVater Treatment, *Bi-otechnology and Bioengineering*, Vol 22, 699-734.
- Ludzack, F.J., Noran and P.K., 1965, Tolerance of high salinities by conventional wastewater treatment process, *J. Water Pollut. Control Fed.*, 37, 10, 1404–1416.
- Margasin R. and Schinner F., 2000, Potential of halotolerant and halophilic microorganisms for biotechnology. *Extremophiles*; 42, 73–83.
- Maxham, J.V. and Wakamiya, W., 1981, Innovative biological wastewater treatment technologies applied to the treatment of biomass gasification wastewater, In: *Proceedings of the 35th Ind. Waste Conference*, Purdue University, pp. 80±94.
- McCartney, D.M. and Oleskiewicz, J.A., 1993, Competition between methanogens and sulphate reducers: effect of COD/sulphate ratio and acclimatization, *Water Environmental Research*, 65, 655-664.
- Metcalf and Eddy, 2003, *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, fourth ed. McGraw-Hill, Inc., New York.
- Mishra, K., Agrawal, J.K. and Shihorwala, T.A., 1995, Studies on sulphate removal by anaerobic packed-bed reactor system, *Research and Industry*, 40, 4, 322-323.

- Mohan, S.V., Prakasham, R.S., Satyavathi, B., Annapurna, J. and Ramakrishna, S.V., 2001, Biotreatability studies of pharmaceutical wastewater using an anaerobic suspended film contact reactor, *Water Science and Technology*, 43, 2, 271–276.
- Mulder A., 1984, The effects of high sulfate concentration on the methane fermentation, *Innovation in Biotechnology*, Elsevier, eds. E. H. Houwink and R. R. vander Meer, Amsterdam, pp. 133-143.
- Novaes, R.F.V., 1986, Microbiology of Anaerobic Digestion *Water Science and Technology*, Vol 18, N 12, 1-14
- O'Flaherty V. and Colleran E., 1999, Effect of sulphate addition on volatile fatty acid and ethanol degradation in an anaerobic hybrid reactor. I: process disturbance and remediation, *Bioresource Technology*, 68, 101–107.
- O'Flaherty V., Lens P., Leahy B. and Colleran E., 1997, Long-Term Competition between Sulphate-Reducing and Methane-Producing Bacteria during Full-Scale Anaerobic Treatment of Citric Acid Production Wastewater, *Pergamon*, PII, S0043-1354, 00270-4
- O'Flaherty, V., Mahony, T., O'Kennedy, R. and Colleran, E., 1998a, Effect of pH on the growth kinetics and sulphide toxicity thresholds of a range of methanogenic, syntrophic and sulphate-reducing bacteria, *Process Biochemistry*, 33, 555–569.
- O'Flaherty, V., Lens, P., Leahy, B. and Colleran, E., 1998b, Long term competition between sulphate-reducing and methane-producing bacteria during anaerobic digestion of sulphate-containing wastewater from the industrial production of citric acid, *Water Research*, 32, 815-825.
- O'Flaherty V., Colohan S., Mulkerrins D. and Colleran E., 1999, Effect of sulphate addition on volatile fatty acid and ethanol degradation in an anaerobic hybrid reactor. II: microbial interactions and toxic effects, *Bioresource Technology*, 68, 109-120
- Oktem Y. A., Ince O., Sallis P., Donnelly T. and Ince, B. K., 2007, Anaerobic treatment of a chemical synthesis-based pharmaceutical wastewater in a hybrid upflow anaerobic sludge blanket reactor, *Bioresource Technology*.
- Oleszkiewicz, J.A, Hall, E.R. and Oziemblo, J.Z., 1986, Performance of laboratory anaerobic hibrit reactors with varying depths of media, *Enviromental Technology Letters*, Vol.7, pp. 445–452.
- Omil F., Me'ndez R. and Lema J.M., 1995, Anaerobic treatment of saline wastewaters under high sulphide and ammonia content. *Bioresour Technol.*, 54, 269–78.

- Omit, F., Visser, A., Pol, L.W.H. and Lettinga, G., 1997, Development of sulphidogenic biomass during the anaerobic treatment of water with high content in sulphate in granular sludge anaerobic reactors, *Afinidad*, 54, 471, 353-361.
- Omit, F., Mendez, R. and Lema, J.M., 1995, Anaerobic treatment of saline wastewaters under high sulphide and ammonia content, *Bioresour. Technol.*, 54, 3, 269-278.
- Oude-Elferink, S.J.W.H., Visser, A., Hulshoff Pol, L.W. and Stams, A.J.M., 1994, Sulphate reduction in methanogenic bioreactors, *FEMS Microbiology Reviews*, 15, 119-136.
- Öztürk İ., 2000, Anaerobik biyoteknoloji ve atık arıtımındaki uygulamaları, ITU İnşaat Fak., Çevre Mühendisliği Bölümü, Su Vakfı Yayınları, S:320.
- Pavlostathis S.G. and Giraldo-Gomez E., 1991, Kinetics of anaerobic treatment, (1.ed) Great Britain, Water Science and Technology, Pergamon Press, 24, No. 8.
- Reis, M.A.M., Goncalves, L.M.D. and Carronda, M.J.T., 1988, Sulfate removal in acidogenic phase anaerobic digestion, *Environ. Technol.*, 9, 775-84.
- Rinzema, A. and Lettinga, G., 1988, The effect of sulphide on the anaerobic degradation of propionate, *Environmental Technology Letters*, 9, 83-88.
- Rinzema, A., Van Lier, J. and Lettinga, G., 1988, Sodium inhibition of acetoclastic methanogens in granular sludge from a UASB reactor, *Enzyme Microb. Technol.*, 10, 1, 101-109.
- Rovirosa, N., Sanchez, E., Cruz, Mi, Veiga, M.C. and Borja, R., 2004, Coliform concentration reduction and related performance evaluation of a down-flow anaerobic fixed bed reactor treating low-strength saline wastewater, *Bioresour Technol.*, 94, 119-1227.
- Ruiz, C., Torrijos M., Sousbie, P., Martinez, J.L. and Moletta, R., 2001, The anaerobic SBR process: basic principles for design and automation, *Water Science and Technology*, 43, 201-208.
- Russo, S. L. and Dold, P. L., 1989, Sludge character and role of sulphate in UASB system treating a paper plant effluent, *Water Sci. Tech.*, 21, 121-132.
- Saatçi, Y. ve Demirci, Y., 2007, Atıksulardaki sülfat konsantrasyonunun yukarı akışlı anaerobik çamur yatağı sistem verimine etkisi, *Fırat Üniv. Fen ve Müh. Bil. Dergisi*, 19 (1), 45-51.
- Sam-Soon, P., Loewenthal, R.E., Wentzel, M.C. and Marais G.R., 1991, Effects of sulfate on pelletisation in the UASB system with glucose as substrate, *Water S.A.*, 17, 47-56.
- Shayegan, J., Ghavipanjeh, F. and Mirjafari, P., 2005, The effect of influent COD and upward flow velocity on the behaviour of sulphate-reducing bacteria, *Process Biochemistry*, 40, 2305-2310.

- Shivayogimath, C.B. and Ramanujam, T.K., 1999, Treatment of distillery spentwash by hybrid UASB reactor, *Bioprocess Engineering*, 21, 255–259.
- Silva, A.J., Veresche, E., Foresti, E. and Zaiat, M., 2002, Sulphate removal from industrial wastewater using a packed-bed anaerobic reactor, *Process Biochemistry*, 37, 927-935.
- Smul, A.de., Goethals, L. and Verstraete, W., 1999, Effect of COD to sulphate ratio and temperature in expanded-granular-sludge-blanket reactors for sulphate reduction, *Process Biochemistry*, 34, 407-416.
- Speece, R.E. and McCarty, P.L., 1964, Nutrient Requirements and Biological Solids Accumulation in Anaerobic Digestion in *Advances in Water Pollution Research*, 2nd Edition, Eckenfelder, W.W., Pergamon Press, Oxford, pp 305-333.
- Speece, R.E., 1983, Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment, *Environmental Science and Technology*, 17, 416A-427A.
- Speece, R.E., 1996, *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewater*, Archetype Press, USA., 144, pp.156-160.
- Strydom J.P., Mostert J.F. and Britz T.J., 1995, Anaerobic treatment of a synthetic dairy effluent using a hybrid digester, *Water SA*, 21, 125-130.
- Terzis, E., 1994, Anaerobic treatment of industrial wastewater containing organic solvents, *Water Science and Technology*, 29, 9, 321– 329.
- Tilche, A., Bortone, G., Forner, G., Indultti, M., Stante, L. and Tesini, O., 1994, Combination of anaerobic digestion and denitrification in a hybrid upflow anaerobic filter integrated in a nutrient removal treatment plant, *Water Sci. Technol*, 30, 405±414.
- Tilche, A., Vieira and S.M.M., 1991, Discussion Report on Reactor Design of Anaerobic Filters and Sludge Bed Reactors, *Water Sci&Tech.*, Vol.24, No.8, pp.193-206.
- Torkian, A., Egbali, A. and Hashemian, S.J., 2003, The effect of organic loading rate on the performance of UASB reactor treating slaughterhouse effluent Resources, *Conservation and Recycling*, 40, 1–11.
- Tur, M.Y. and Huang, J.C., 1997, Treatment of Pthalic Waste by Anaerobic Hybrid Reactor, *Journal of Environmental Engineering*, pp. 133–155.
- Ubay E. and Öztürk İ., 1991, Anaerobic treatment of diluted wastewater, *Water pollution Control Journal*, 1, No.3, İstanbul Technical University Press.
- Van Lier J.B., Tilche A., Ahring B.K., Macarie H., Moletta, R.M. and Dohanyos, L.W., 2001, Hulshof Pol, New perspectives in anaerobic digestion, *Water Science and Technology*, Vol 43, No 1 pp., 1-18.

- Vinas M., Espinosa M.C., Cohen M.E., L'opez C., Alvarez J. and Guerra R.M., 1988, Anaerobic treatment of coffee waste water using UASB reactor. Proc. Fifth International Symposium on Anaerobic Digestion, 22–26 May, Bologna, Italy. pp 607–611.
- Visser, A., 1995, The anaerobic treatment of sulphate-containing wastewater, PhD thesis, University of Wageningen, Wageningen, The Netherlands.
- Visser A., Hulshoff Pol L.W. and Lettinga G., 1996, Competition of methanogenic and sulfidogenic bacteria, *Water Sci Technol.*, 33, 3, 99–110.
- Visser, A., Beeksma, I., van der Zee, F., Stams, A.J.M. and Lettinga, G., 1993, Anaerobic degradation of volatile fatty acids at different sulphate concentrations, *Applied Microbiology and Biotechnology*, 40, 549-556.
- Wang, Z. and Banks, C.J., 2007, Treatment of a high-strength sulphate-rich alkaline leachate using an anaerobic filter, *Waste Management*, 27, 359–366.
- Widdel F., 1988, Microbiology and ecology of sulphate-and sulfur-reducing bacteria. In *Biology of anaerobic microorganisms*, Edited by Zehnder A. J. B., Wiley, New York, pp. 469–586.
- Widdel, F. and Bak, F., 1988, Gram-negative mesophilic sulphatereducing bacteria. In: Barlows, A., Trtiper, H.G., Dworkin, M., Harder W., Schleifer, K.-H. (Eds), *The Prokaryotes*. Springer Verlag, New York, pp. 3352–3378.
- Wu M., Wilson F. and Tay J.H., 2000, Influence of media-packing ratio on performance of anaerobic hybrid reactors, *Bioresource Technology*, Vol.71, pp. 151–157.
- Yamaguchi, T., Harada, H., Hisano, T., Yamazaki, S. and Tseng, C.I., 1999, Process behavior of UASB reactor treating a wastewater containing high strength sulfate, *Wat.Res.* 33, 14, 3182-3190.
- Young, J.C. and McCarty, P.L., 1967, The anaerobic filter for waste treatment, *Proceedings of the 22. Industrial Waste Conference*, Purdue University, 135, 12, 559–574.
- Young, J. C. and Yang, B.S., 1989, Design Considerations for Full Scale Anaerobic Filters, *J. Water Pollution Control Federation*, Vol.61., N9, 157- 1578.
- Young, J.C., 1991, Factors Affecting the design and performance of upflow Anaerobic filters, *Water Sci. and Tech.*, Vol.24, No.8, pp.133-155.
- Ysspert P., 1984, Anaerobic Treatment of Coffee Wastewater: a treatability study with the UASB-Process, Project Report, Universidad del Valle, Colombia.
- Yu H., Wilson F. and Tay J., 1998, Kinetic Analysis of an Anaerobic Filter Treating Soybean Wastewater, *Water Res.*, Pergamon Press, 32, No.11, pp. 3341–3352.

- Zhou, D., Chen, Y. and Meng, X., 1991, A study of anaerobic treatment for highly concentrated $\text{SO}_4^{-2} + \text{Ca}^+$ rich organic wastewater and purified water reclamation, *Water Science and Technology*, 24, 5, 123-132.
- Zhou, G.M. and Fang, H.H.P., 1997, Co-degradation of phenol and m-cresol in a UASB reactor. *Bioresource Technol.*, 61, 47-52.
- Zhou, G.M. and Fang, H.H.P., 1998, Competition between methanogenesis and sulfidogenesis in anaerobic wastewater treatment, *Water Sci. Technol.*, 38, 8-9, 317-24.