



**TUGAS AKHIR – RE 141581**

**KAJIAN KOMBINASI *ANAEROBIC BAFFLED REACTOR*  
(ABR) – *ANAEROBIC/AEROBIC BIOFILTER* (AF) UNTUK  
PENGOLAHAN LIMBAH CAIR INDUSTRI TEMPE**

LUCKY CAESAR DIRESTIYANI  
3312100080

Dosen Pembimbing  
Arseto Yekti Bagastyo, S.T., M.T., M.Phil., Ph.D

JURUSAN TEKNIK LINGKUNGAN  
Fakultas Teknik Sipil dan Perencanaan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016



**FINAL PROJECT – RE 141581**

**STUDY OF COMBINATION ANAEROBIC BAFFLED REACTOR  
(ABR) – ANAEROBIC/AEROBIC BIOFILTER (AF) FOR THE  
TREATMENT OF TEMPE INDUSTRIAL WASTEWATER**

LUCKY CAESAR DIRESTIYANI  
3312100080

Dosen Pembimbing  
Arseto Yekti Bagastyo, S.T., M.T., M.Phil., Ph.D

DEPARTMENT OF ENVIRONMENTAL ENGINEERING  
Faculty of Civil Engineering and Planning  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016

**LEMBAR PENGESAHAN**

**KAJIAN KOMBINASI ANAEROBIC BAFFLED REACTOR  
(ABR) – ANAEROBIC/AEROBIC BIOFILTER (AF) UNTUK  
PENGOLAHAN LIMBAH CAIR INDUSTRI TEMPE**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana

Pada

Program Studi S-1 Jurusan Teknik Lingkungan  
Fakultas Teknik Sipil dan Perencanaan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**LUCKY CAESAR DIRESTIYANI**

NRP 3312100080

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir



Arseto Yekti Bagastyo, S.T., M.T., M.Phil., Ph.D  
NIP 198208042005011001



# KAJIAN KOMBINASI ANAEROBIC BAFFLED REACTOR (ABR) – ANAEROBIC/AEROBIC BIOFILTER (AF) UNTUK PENGOLAHAN LIMBAH CAIR INDUSTRI TEMPE

Nama Mahasiswa : Lucky Caesar Direstiyani  
NRP : 3312100080  
Jurusan : Teknik Lingkungan  
Dosen Pembimbing : Arseto Yekti Bagastyo, S.T., M.T.,  
M.Phil., Ph.D

## ABSTRAK

Industri tempe merupakan salah satu industri yang banyak berkembang di kota besar maupun kota kecil di Indonesia. Sebagai konsekuensi dari aktivitas industri tempe, pengolahan limbah cair yang dihasilkan harus ditingkatkan agar memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah cair industri tempe mengandung polutan organik yang tinggi sehingga harus dilakukan pengolahan terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Penelitian ini bertujuan untuk mengkaji pengaruh perubahan variasi konsentrasi limbah dan menentukan efisiensi kombinasi ABR-AF.

Pada penelitian ini menggunakan dua buah reaktor skala laboratorium dengan volume 80,99 L dan terdiri dari 4 kompartemen unit ABR dan 1 kompartemen unit AF. Reaktor bekerja dengan sistem *continuous* dan debit 43,2 L/hari. Pada proses aerobik digunakan diffuser dengan kapasitas transfer oksigen sebesar 4,5 LO<sub>2</sub>/menit. Variabel penelitian yang digunakan adalah variasi konsentrasi limbah dengan konsentrasi *high strength* 20.000 mg COD/L, *medium strength* 5.000-10.000 mg COD/L dan *low strength* 1.000-3.000 mg COD/L serta variasi proses secara anaerobik–anaerobik dan anaerobik–aerobik.

Reaktor anaerobik-anaerobik (A) dan reaktor anaerobik-aerobik (B) mampu menurunkan zat organik dengan presentase removal tertinggi berturut-turut sebesar 89,49% dan 94,44% untuk parameter COD, 95,25% dan 97,56% untuk parameter BOD<sub>5</sub> serta 91,18% dan 96,87% untuk parameter TSS. Berdasarkan hasil analisis statistik, parameter COD, BOD<sub>5</sub> dan TSS unit ABR

dan AF pada masing-masing reaktor berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi limbah *high strength*, *medium strength* dan *low strength* (Sig.  $\leq 0,05$ ). Reaktor B memiliki kinerja lebih efektif dibandingkan dengan reaktor A dan mampu menurunkan konsentrasi COD, BOD<sub>5</sub> dan TSS pada limbah dengan konsentrasi *low strength* berturut-turut mencapai 113,82 mg COD/L, 12,13 mg BOD<sub>5</sub>/L dan 30 mg/L. Selain itu, reaktor B juga mampu menurunkan konsentrasi ammonia-nitrogen hingga mencapai 0,05 mg/L dengan pH berada pada rentang netral 7,47-9,04.

**Kata kunci:** *aerobic biofilter*, *anaerobic baffled reactor*, *anaerobic biofilter*, limbah cair tempe.

# **STUDY OF COMBINATION ANAEROBIC BAFFLED REACTOR (ABR) – ANAEROBIC/AEROBIC BIOFILTER (AF) FOR THE TREATMENT OF TEMPE INDUSTRIAL WASTEWATER**

**Name** : Lucky Caesar Direstiyani  
**NRP** : 3312100080  
**Department** : Environmental Engineering  
**Supervisor** : Arseto Yekti Bagastyo, S.T., M.T.,  
M.Phil., Ph.D

## **ABSTRACT**

Tempe industry is one of the industries which are developing in big and small cities in Indonesia. However, as the consequences of this industrial activities, it is extremely important to improve wastewater processing in order to meet environmental quality standards. Tempe industrial wastewater has high levels of organic contaminants thus essential to be treated prior to discharge to the environment. This study aims to assess the effects of wastewater concentration variations and determine the efficiency of ABR-AF combination.

This study was used two laboratory-scale reactors with the volume of 80.99 L and consisting four compartments of ABR and one compartment of AF. The reactor was applied in continuous system at the rate of 43.2 L/day. Diffuser was required in aerobic process with oxygen transfer capacity of 4.5 LO<sub>2</sub>/min. The study variables were wastewater concentration variations with high strength of 20,000 mg COD/L, medium strength of 5,000-10,000 mg COD/L and low strength of 1,000-3,000 mg COD/L as well as process variations of anaerobic-anaerobic and anaerobic-aerobic processes.

Reactor anaerobic-anaerobic (A) and reactor anaerobic-aerobic (B) were able to degrade organic substances with the highest removal percentage reached 89.49% and 94.44% for COD, 95.25% and 97.56% for BOD<sub>5</sub> and 91.18% and 96.87 % for TSS,

respectively. The statistical analysis showed COD, BOD<sub>5</sub> and TSS parameters in ABR and AF of each reactor significantly influence the concentration variation of high strength, medium strength and low strength (Sig.  $\leq 0.05$ ). Reactor B having more effective performance than reactor A and able to reduce the concentration of COD, BOD<sub>5</sub> and TSS in wastewater with low strength concentration reached 113.82 mg COD/ L, 12.13 mg BOD<sub>5</sub>/L and 30 mg/L, respectively. In addition, reactor B was also capable of decreasing the concentration of ammonia-nitrogen up to 0.05 mg/L and the pH in neutral range of 7.47-9.04.

**Keywords:** aerobic biofilter, anaerobic baffled reactor, anaerobic biofilter, tempe wastewater.

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL .....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	v
ABSTRAK .....	vii
ABSTRACT .....	ix
KATA PENGANTAR.....	xi
DAFTAR ISI .....	xiii
DAFTAR TABEL.....	xv
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
<b>BAB 1 PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Perumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan Penelitian .....	3
1.4 Manfaat Penelitian .....	3
1.5 Ruang Lingkup .....	4
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA .....</b>	<b>5</b>
2.1 Karakteristik Limbah Cair Industri Tempe .....	5
2.2 Pengolahan Limbah Cair Industri Tempe .....	6
2.3 Pengolahan Limbah secara Anaerobik.....	7
2.4 Aktivitas Mikroorganisme dalam Pengolahan Anaerobik.....	9
2.5 Pengolahan Limbah secara Aerobik .....	11
2.6 Pengolahan Limbah dengan <i>Anaerobic Baffled Reactor</i> (ABR) .....	13
2.7 Pengolahan Limbah dengan Anaerobik/Aerobik Biofilter (AF).....	16
2.8 Media Filter pada Anaerobik/Aerobik Biofilter (AF) .....	19
<b>BAB 3 METODE PENELITIAN .....</b>	<b>21</b>
3.1 Kerangka Penelitian.....	21
3.2 Penelitian Pendahuluan .....	22
3.3 Persiapan Alat dan Bahan .....	22
3.3.1 Pembuatan Reaktor .....	22
3.3.2 Diagram Alir Pengolahan.....	26
3.3.3 Pengambilan Lumpur Aktif.....	27
3.4 Penelitian Lapangan .....	28
3.5 Penelitian Persiapan.....	29



3.6 Pelaksanaan Penelitian .....	31
3.7 Uji Parameter .....	33
3.8 Hasil dan Pembahasan .....	35
3.9 Penarikan Kesimpulan dan Saran .....	35
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN.....</b>	<b>37</b>
4.1 Analisis Awal Karakteristik Limbah Industri Tempe .....	37
4.2 Pengujian <i>Hydraulic Loading Rate</i> (HLR) .....	38
4.2.1 Perhitungan Hidrolik Reaktor .....	39
4.2.2 Analisis Pengujian <i>Hydraulic Loading Rate</i> (HLR) .....	42
4.3 Proses <i>Seeding</i> dan Aklimatisasi .....	45
4.4 Pengujian Variasi Konsentrasi Limbah .....	48
4.4.1 Analisis Penurunan Konsentrasi COD dan BOD <sub>5</sub> .....	49
4.4.2 Analisis BOD <sub>5</sub> /COD .....	56
4.4.3 Analisis Konsentrasi Ammonia-Nitrogen (NH <sub>3</sub> -N) dan Nitrat Nitrogen (NO <sub>3</sub> -N).....	58
4.4.4 Analisis pH, Alkalinitas dan <i>Volatile Fatty Acid</i> (VFA) .....	67
4.4.5 Analisis Penurunan <i>Total Suspended Solid</i> (TSS) .....	76
4.5 Efisiensi Kinerja Reaktor A dan B .....	80
4.6 Penentuan Pengaruh Konsentrasi Organik terhadap Parameter Uji .....	86
<b>BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN.....</b>	<b>91</b>
5.1 Kesimpulan .....	91
5.2 Saran .....	91
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>93</b>
Lampiran A. Prosedur Analisis Parameter.....	103
Lampiran B. Kebutuhan Oksigen dan Aerator Pada Pengolahan Aerobik .....	123
Lampiran C. Perhitungan Hidrolik Rencana ABR-AF .....	125
Lampiran D. Hasil Uji <i>Hydraulic Loading Rate</i> (HLR).....	135
Lampiran E. Hasil Analisis Laboratorium .....	151
Lampiran F. Dokumentasi Penelitian .....	163
BIOGRAFI PENULIS .....	167

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Baku Mutu Limbah Cair Industri Tempe .....	6
Tabel 2.2	Pengolahan Menggunakan Reaktor ABR .....	15
Tabel 2.3	Pengolahan Menggunakan Biofilter .....	19
Tabel 2.4	Perbandingan Luas Permukaan Spesifik Media. Biofilter .....	20
Tabel 3.1	Variasi Variabel Penelitian .....	32
Tabel 4.1	Hasil Analisis Karakteristik Limbah Industri Tempe .....	37
Tabel 4.2	Hasil Pengujian HLR .....	44
Tabel 4.3	Hasil Proses <i>Seeding</i> .....	46
Tabel 4.4	Kinerja Unit ABR .....	80
Tabel 4.5	Kinerja Unit AF .....	82
Tabel 4.6	Kinerja Kombinasi Unit ABR-AF .....	83
Tabel 4.7	Hasil Uji ANOVA Kombinasi ABR-AF Reaktor A dan B .....	86
Tabel 4.8	Hasil Uji Tukey Kombinasi ABR-AF Reaktor A dan B .....	88

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Penguraian Senyawa Organik pada Pengolahan Anaerobik .....	11
Gambar 2.2	Jenis Model Aerasi .....	13
Gambar 2.3	Proses Metabolisme Pembentukan <i>Biofilm</i> .....	18
Gambar 2.4	Media <i>Bioballs</i> .....	20
Gambar 3.1	Kerangka Alur Penelitian.....	23
Gambar 3.2	Denah Reaktor Anaerobik-Anaerobik (A).....	24
Gambar 3.3	Denah Reaktor Anaerobik-Aerobik (B).....	24
Gambar 3.4	Potongan A-A Reaktor Anaerobik-Anaerobik (A) .....	25
Gambar 3.5	Potongan B-B Reaktor Anaerobik-Aerobik (B) .....	25
Gambar 3.6	Diagram Alir Pengolahan .....	27
Gambar 3.7	Uji HLR.....	28
Gambar 3.8	Alur Proses <i>Seeding</i> .....	30
Gambar 3.9	Alur Proses Aklimatisasi.....	31
Gambar 4.1	Pengujian HLR Reaktor A .....	43
Gambar 4.2	Pengujian HLR Reaktor B .....	44
Gambar 4.3	Presentase Removal COD Pada Proses Aklimatisasi .....	47
Gambar 4.4	Presentase Removal COD .....	50
Gambar 4.5	Konsentrasi COD Rata-rata .....	51
Gambar 4.6	Konsentrasi COD Rata-rata Reaktor <i>Batch</i> .....	52
Gambar 4.7	Presentase Removal BOD <sub>5</sub> .....	53
Gambar 4.8	Konsentrasi BOD <sub>5</sub> Rata-rata Reaktor <i>Batch</i> .....	55
Gambar 4.9	Rasio BOD <sub>5</sub> /COD .....	56
Gambar 4.10	Konsentrasi Ammonia .....	59
Gambar 4.11	Konsentrasi Ammonia-Nitrogen Rata-rata ....	61
Gambar 4.12	Konsentrasi Ammonia-Nitrogen Rata-rata Reaktor <i>Batch</i> .....	62
Gambar 4.13	Konsentrasi Nitrat-Nitrogen .....	64
Gambar 4.14	Konsentrasi Nitrat-Nitrogen Rata-rata .....	66
Gambar 4.15	Nilai pH .....	68
Gambar 4.16	Konsentrasi Alkalinitas .....	70

Gambar 4.17	Hubungan Konsentrasi Alkalinitas dan pH ....	72
Gambar 4.18	Konsentrasi VFA Rata-rata .....	73
Gambar 4.19	Rasio Nilai VFA/Alkalinitas .....	75
Gambar 4.20	Konsentrasi TSS Rata-rata .....	77
Gambar 4.21	Presentase Removal TSS.....	79

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Industri tempe merupakan salah satu industri yang banyak berkembang di kota besar maupun kota kecil di Indonesia. Sebagai konsekuensi dari aktivitas industri tempe, pengolahan limbah cair yang dihasilkan harus ditingkatkan agar memenuhi baku mutu lingkungan. Limbah yang dihasilkan berasal dari pencucian kedelai, pencucian peralatan proses, pencucian lantai dan pemasakan serta larutan bekas rendaman kedelai. Jumlah limbah cair yang dihasilkan oleh industri tempe kira-kira 15-20 L/kg bahan baku kedelai (EMDI-BAPEDAL, 1994).

Senyawa-senyawa organik dalam limbah industri tempe dapat berupa protein, karbohidrat, lemak dan minyak. Di antara senyawa-senyawa tersebut protein dan lemak memiliki jumlah paling besar (Nurhasan dan Pramudyanto, 1991), yang mencapai 40%-60% protein, 25%-50% karbohidrat dan 10% lemak (Sugiharto, 1987). Semakin banyak jumlah dan jenis bahan organik maka semakin menyulitkan dalam pengelolaan limbah. Senyawa-senyawa organik tersebut juga menyebabkan limbah cair industri tempe mengandung BOD, COD, dan TSS yang tinggi (Tay, 1990 ; BPPT, 1997; dan Husin, 2003) sehingga apabila dibuang ke perairan tanpa pengolahan terlebih dahulu dapat menyebabkan pencemaran. Limbah dari industri tempe ini mempunyai kadar BOD 5.000–10.000 mg/L dan COD 7.000–12.000 mg/L (Said dan Wahyono, 1999).

Berbagai upaya telah dilakukan untuk mengolah limbah cair industri tempe. Beberapa metode pengolahan yang telah dilakukan untuk menurunkan kandungan bahan organik dalam air buangan industri tempe, diantaranya fisik-kimia (Husin, 2003 ; Satyanaran *et al.*, 2004), biologis aerob (Tay, 1990 ; Upe, 2001), dan pemanfaatan gulma air (Lisnasari, 1995). Alternatif pengolahan yang dapat dilakukan adalah menggunakan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR), salah satu sistem pengolahan tersuspensi yang terjadi secara anaerobik dalam bioreaktor dan

terbagi dalam beberapa kompartemen. Serangkaian sekat yang dipasang di ABR membuat limbah cair mengalir secara *up-flow* dan *down-flow* dari inlet menuju outlet sehingga terjadi kontak antara limbah cair dengan biomassa aktif (Movahedian *et al.*, 2007). Pengolahan anaerobik ini memiliki efisiensi 50-70% dengan kondisi air olahan masih mengandung kadar polutan organik tinggi dan bau (Said dan Wahyono, 1999) sehingga perlu dilakukan peningkatan efisiensi removal dengan kombinasi pengolahan secara aerobik.

Pengembangan yang dapat dilakukan yaitu kombinasi pengolahan limbah cair industri tempe secara anaerobik ataupun aerobik dengan menggunakan *Anaerobic/Aerobic Biofilter* (AF) sebagai proses pengolahan biologis dengan biakan melekat (*attached growth processess*). Pengolahan ini dengan memanfaatkan mikroorganisme yang menempel pada media untuk membentuk lapisan film yang dapat menguraikan zat organik (Metcalf dan Eddy, 2004). Sistem aliran biofilter dari bawah ke atas menghasilkan efisiensi penyaringan yang lebih besar karena mengurangi kecepatan partikel yang terdapat pada air limbah. Partikel yang tidak terbawa aliran ke atas akan mengendap di dasar bak filter.

Efisiensi biofilter dipengaruhi oleh luas kontak limbah dengan mikroorganisme yang menempel pada permukaan media filter. Semakin luas bidang kontak, maka efisiensi penurunan konsentrasi bahan organik (BOD) semakin besar. Selain menurunkan konsentrasi BOD dan COD, sistem ini juga dapat menurunkan konsentrasi padatan tersuspensi, ammonium dan fosfor (BPPT, 1997). Reaksi biokimia dalam suasana aerobik juga berlangsung lebih cepat jika dibandingkan dengan suasana anaerobik (Suriawiria, 1996).

Penggabungan dari pengolahan anaerobik dan aerobik ini memiliki potensi pengolahan dengan efisiensi removal yang tinggi. Penggabungan dilakukan dengan mengkombinasikan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR) dengan *Anaerobic/Aerobic Biofilter* (AF) untuk pengolahan limbah cair industri tempe. Pada sistem ini juga harus memperhatikan besarnya *organic loading*

*rate* (OLR) dari limbah yang diolah. Apabila nilai OLR terlalu kecil maka proses pengolahan tidak mampu berjalan dengan maksimal. Oleh karena itu, dilakukan penelitian lebih lanjut mengenai pengaruh perubahan variasi konsentrasi limbah yang digunakan pada pengolahan kombinasi ABR-AF. Selain itu, pada penelitian ini juga dilakukan pengkajian untuk mengetahui efisiensi removal penggunaan kombinasi ABR-AF dengan proses anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik apabila digunakan dalam pengolahan limbah cair industri tempe. Efluen dari pengolahan selanjutnya dibandingkan dengan baku mutu yang ada yaitu mengacu pada Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri sehingga bisa diketahui efisiensi pengolahan dari kombinasi ABR-AF.

## **1.2 Perumusan Masalah**

Berdasarkan latar belakang masalah di atas, perumusan masalah pada penelitian ini yaitu, mengkaji pengaruh perubahan variasi konsentrasi limbah terhadap kinerja sistem ABR-AF untuk pengolahan limbah cair industri tempe dengan variasi proses anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik. Selain itu, menentukan efisiensi removal pada kombinasi ABR-AF yang digunakan untuk mengolah limbah cair industri tempe.

## **1.3 Tujuan Penelitian**

Tujuan dari penelitian Tugas Akhir ini yaitu:

1. Mengkaji pengaruh perubahan variasi konsentrasi limbah terhadap kinerja sistem kombinasi ABR-AF secara anaerobik dan aerobik.
2. Menentukan efisiensi removal pada kombinasi ABR-AF yang digunakan untuk mengolah limbah cair industri tempe.

## **1.4 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini dapat memberikan alternatif untuk pengolahan limbah cair industri tempe dengan penggabungan pengolahan secara anaerobik dan aerobik menggunakan kombinasi

*Anaerobic Baffled Reactor (ABR)* dan *Anaerobic/Aerobic Biofilter (AF)*. Manfaat lain yaitu dapat diketahui pengaruh perubahan variasi konsentrasi limbah terhadap keseluruhan sistem pengolahan ABR–AF. Penelitian ini juga diharapkan dapat mencapai tujuan yaitu penerapan sistem pengolahan ABR–AF yang direncanakan untuk mengolah limbah cair industri tempe.

## 1.5 Ruang Lingkup

Ruang lingkup pada penelitian Tugas Akhir ini adalah,

1. Penelitian dilakukan skala laboratorium, di Laboratorium Pemulihan Air Jurusan Teknik Lingkungan FTSP ITS.
2. Air limbah yang diteliti adalah limbah cair industri tempe yang diambil dari Kampung Tempe Tenggilis, Surabaya. Air limbah yang diolah adalah air rendaman dan air bilasan kedelai. Penelitian dilakukan dengan menggunakan dua reaktor ABR–AF yaitu Reaktor A dan Reaktor B yang berukuran sama dengan sistem kontinu.
3. Jenis media filter yang digunakan adalah *bioballs*.
4. Lumpur aktif diambil dari *Return Activated Sludge (RAS)* unit Clarifier IPLT Keputih.
5. Variabel yang digunakan adalah variasi konsentrasi influen untuk mengetahui efisiensi reaktor dan variasi jenis reaktor anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik.
6. Parameter yang akan dianalisis adalah BOD, COD, pH, TSS, VFA, Nitrat, Alkalinitas dan Ammonia.
7. Uji statistik yang digunakan adalah *one-way ANOVA* dan uji Tukey.
8. Aerator yang digunakan adalah *diffuser* dengan kapasitas transfer oksigen 4,5 LO<sub>2</sub>/menit.



## BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Karakteristik Limbah Cair Industri Tempe

Limbah cair industri tempe memiliki kualitas bergantung dari proses pembuatan tempe. Apabila saat proses pembuatan menggunakan air dengan kualitas baik, maka kandungan bahan organik pada air limbah cenderung dalam konsentrasi rendah (Nurhasan dan Pramudya, 1991). Karakteristik dari limbah cair yang penting dari industri tempe, antara lain:

1. Padatan tersuspensi, yaitu bahan-bahan yang melayang dan tidak larut dalam air dan berhubungan dengan tingkat kekeruhanair. Semakin tinggi kandungan bahan tersuspensi, maka air menjadi semakin keruh (Metcalf dan Eddy, 2004).
2. *Biochemical Oxygen Demand* (BOD), merupakan parameter untuk mengukur jumlah zat organik terlarut dan jumlah oksigen yang diperlukan oleh aktivitas mikroba dalam menguraikan zat-zat organik secara biologis (Metcalf dan Eddy, 2004). Limbah cair industri tempe mengandung bahan-bahan organik terlarut yang cukup tinggi. Dari penelitian yang dilakukan, kandungan BOD<sub>5</sub> pada industri tempe mencapai 1.324 mg/L (Prakarindo Buana, 1996).
3. *Chemical Oxygen Demand* (COD), merupakan jumlah oksigen yang dibutuhkan oleh oksidator kimia untuk mengoksidasi seluruh material baik organik maupun anorganik yang terdapat dalam air (Metcalf dan Eddy, 2003). Jika kandungan senyawa organik dan anorganik cukup besar, maka oksigen terlarut di dalam air dapat mencapai nol. Hal ini mengakibatkan tumbuhan air dan hewan air lainnya yang membutuhkan oksigen tidak memungkinkan untuk hidup (Husin, 2008). Dari beberapa hasil penelitian, konsentrasi COD di dalam air limbah industri tempe cukup tinggi, yaitu berkisar antara 7.000–10.000 ppm (Said dan Wahyono, 1999).
4. Nitrogen-Total (N-Total), merupakan fraksi bahan-bahan organik campuran senyawa kompleks antara lain asam-asam amino, gula amino dan protein (polimer asam amino). Dalam analisis limbah cair, N-total terdiri dari campuran N-

organik, N-amonia, nitrat dan nitrit (Sawyer *et al*, 2003). Limbah cair industri tempe mengandung N-total sebesar 434,78 mg/L (Kuswardani, 1985).

5. Derajat keasaman (pH). Limbah industri tempe memiliki sifat cenderung asam (BPPT, 1997) dengan rentang pH 5-7 (Said dan Wahyono, 1999). Pada keadaan asam ini akan terlepas zat-zat yang mudah menguap sehingga limbah cair industri tempe mengeluarkan bau busuk (Husin, 2008).

Baku mutu limbah cair untuk industri tempe tercantum pada Tabel 2.1.

**Tabel 2.1 Baku Mutu Limbah Cair Industri Tempe**

Parameter	Satuan	Kadar Maksimum	Sumber
BOD	mg/L	150	Peraturan Gubernur
COD	mg/L	300	Jatim
TSS	mg/L	100	No. 72 Tahun
pH	-	6 – 9	2013

## 2.2 Pengolahan Limbah Cair Industri Tempe

Berbagai upaya telah dilakukan untuk mengolah limbah cair industri tempe. Secara umum, metode pengolahan yang telah dilakukan digolongkan atas 3 jenis metode pengolahan, yaitu secara fisika, kimia maupun biologis. Beberapa metode pengolahan yang telah dilakukan untuk menurunkan kandungan bahan organik dalam air buangan industri tempe, diantaranya fisik-kimia (Husin, 2003 ; Satyanaran *et al.*, 2004), biologis aerob (Tay, 1990 ; Upe, 2001) dan pemanfaatan gulma air (Lisnasari, 1995).

Penerapan ketiga metode yang telah dilakukan dalam skala riil khususnya di Indonesia relatif sulit karena beberapa alasan, antara lain: [1] Metode dan operasi pengolahan terlalu kompleks, [2] kebutuhan jumlah koagulan besar dan biaya energi listrik

untuk aerasi tinggi, [3] lahan fasilitas pengolahan yang relatif luas (Metcalf dan Eddy, 2004) serta [4] produksi lumpur atau biomassa tinggi (Tobing dan Loebis, 1994).

Saat ini pengolahan air limbah industri tempe yang umum dilakukan dengan cara membuat bak penampung air limbah sehingga terjadi proses pengolahan secara anaerob. Proses biologis secara anaerob yang terjadi dapat menurunkan kandungan polutan organik antara 50-70%. Dengan demikian apabila konsentrasi COD dalam air limbah 7.000 ppm, maka kadar efluen air limbah memiliki nilai COD yang masih cukup tinggi yakni sekitar 2.100 ppm. Konsentrasi tersebut belum sesuai dengan baku mutu yang ditentukan yaitu sebesar 100 ppm untuk sungai kelas III sesuai dengan PP nomor 82 tahun 2014 mengenai Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air. Sistem penampungan yang terjadi secara anaerob di bak penampungan menyebabkan zat organik terurai dan menghasilkan produk gas metan, gas H<sub>2</sub>S dan NH<sub>3</sub> yang menyebabkan bau yang kurang sedap (Said dan Wahyono, 1999).

Pengolahan limbah cair industri tempe yang dikembangkan lainnya adalah dengan menggunakan biofilter. Aplikasi metode biofiltrasi telah banyak dilaporkan khususnya dalam pengolahan limbah cair industri tempe (BPPT, 1997), limbah cair rumah sakit (BPPT, 1997), air buangan industri (Darmawan, 1998), air sungai tercemar (Laura, 1995; Hadi dan Santoso, 2000), limbah pabrik alkohol (Suwarno *et al.*, 2003). Uji coba yang telah dilakukan di daerah Jakarta dalam mengolah limbah cair industri tempe menggunakan biofilter dengan media dari bahan plastik berbentuk sarang tawon dalam kondisi anaerob-aerob membuktikan adanya penurunan BOD, COD dan TSS yang cukup signifikan (BPPT, 1997).

### **2.3 Pengolahan Limbah secara Anaerobik**

Pengolahan limbah cair secara anaerobik memanfaatkan aktivitas mikroorganisme atau metabolisme sel untuk menurunkan atau menghilangkan substrat tertentu terutama senyawa-senyawa

organik dalam air buangan. Proses metabolisme sel dipisahkan atas dua jenis proses, yaitu katabolisme dan anabolisme (Davis dan Coenwell, 1993; Manahan, 1994; Rittman dan McCarty, 2001). Pada proses anaerob, katabolisme senyawa organik berlangsung tanpa oksigen bebas dalam lingkungan. Penguraian secara anaerobik terjadi dengan memanfaatkan senyawa organik sebagai penerima elektron terakhir (Rittman dan McCarty, 2011).

Sistem pengolahan secara anaerobik ini cukup efektif dengan biaya pengoperasian rendah dan dapat mereduksi BOD sampai 90% (Fardiaz, 1992) serta lumpur yang dihasilkan relatif sedikit (Rittman dan McCarty, 2001; Metcalf dan Eddy, 2004). Pemilihan metode pengolahan secara anaerobik ini sesuai dengan gagasan yang dikemukakan oleh Eckenfelder (1989) dan Tobing (1989), bahwa untuk limbah cair pekat dengan kandungan BOD<sub>5</sub> > 1.000 mg/L menggunakan metode pengolahan dekomposisi anaerob.

Pada proses pengolahan limbah secara anaerobik harus mengkondisikan lingkungan dengan jumlah oksigen bebas yang sedikit. Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan dalam mendesain pengolahan secara anaerobik dalam Metcalf dan Eddy (2004), yaitu:

- Karakteristik air limbah  
Proses anaerobik akan berjalan optimal pada saat konsentrasi influen tinggi dan memiliki temperatur yang tinggi.
- Konsentrasi organik dan temperatur  
Suhu optimum dalam pengolahan anaerobik adalah 25-35°C. Untuk memanaskan limbah tanpa adanya sumber bahan bakar eksternal menggunakan konsentrasi limbah lebih dari 1.500-2.000 mg/L. Pada suhu optimum laju reaksi biologis lebih optimal dan lebih stabil.
- Variasi debit dan beban  
Keseimbangan aktivitas mikroorganisme pada fase pengolahan zat organik akan terganggu apabila kuantitas dan kualitas limbah influen yang masuk fluktuatif.
- Fraksi material organik yang tidak terlarut  
Limbah dengan kandungan padatan yang tinggi lebih cocok diolah dengan reaktor suspended growth dibanding reaktor jenis *upflow* dan *downflow*.

- Nutrien, makronutrien dan senyawa organik dan inorganik yang toksik.  
Penambahan kandungan N dan P kemungkinan dibutuhkan apabila limbah influen hanya memiliki kandungan nutrien yang sedikit.
- Alkalinitas  
Pada kebanyakan limbah kandungan alkalinitas tidak ada secara pasti. Alkalinitas dapat muncul dari degradasi protein dan asam amino. Limbah yang memiliki konsentrasi *Total Dissolved Solid* (TDS) dan kandungan ion yang tinggi memiliki kebutuhan alkalinitas lebih banyak.

Biodegradasi senyawa-senyawa organik kompleks dalam limbah cair secara anaerob disebut juga dengan destabilisasi (Tobing dan Loebis, 1994). Proses ini dapat menghasilkan produk intermediet berupa asam lemak volatil, asam amino sederhana seperti asam asetat, asam propionate, butirat glysin, leusin dan lain-lain. Proses degradasi dimulai dengan pemecahan senyawa-senyawa organik kompleks (protein, karbohidrat, minyak/lemak) berantai panjang menjadi asam lemak dan asam amino sederhana dan berantai pendek serta gas hidrogen yang berjumlah kecil (Parkin dan Owen, 1986 ; Ridlo, 1996 ; Metcalf dan Eddy, 2004). Selanjutnya asam-asam organik dan asam-asam amino yang terbentuk diuraikan lebih lanjut menjadi gas metan (CH<sub>4</sub>), karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dan sejumlah kecil H<sub>2</sub>, *hydrogen sulfide* (H<sub>2</sub>S), nitrogen serta biomassa (Speece, 1996).

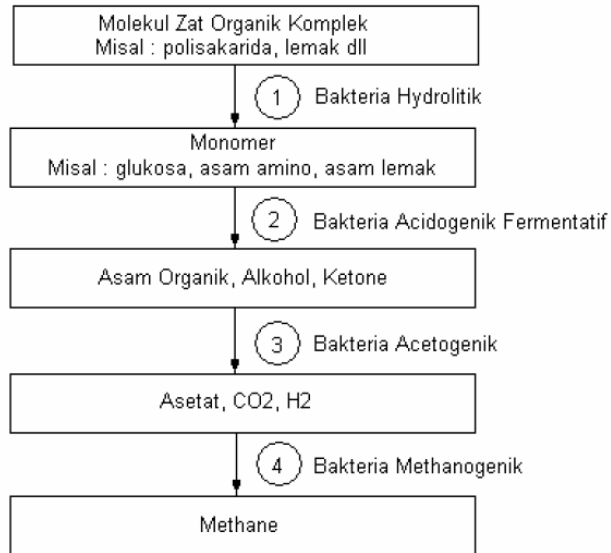
## **2.4 Aktivitas Mikroorganisme dalam Pengolahan Anaerobik**

Mikroorganisme mengoksidasi zat organik dan anorganik untuk menghasilkan energi sebagai sumber pertumbuhan dan metabolismenya (Sawyer *et al.*, 2003). Menurut Banihani (2009), proses pengolahan secara anaerobik sebagai berikut:

1. Hidrolisis, merupakan proses degradasi oleh enzim *extra cellular* menjadi molekul monomer terlarut yang lebih sederhana. Kelompok bakteri anaerobik memecah molekul organik kompleks (protein, selulosa, lignin, lipid) menjadi molekul monomer yang terlarut seperti asam amino, glukosa, asam lemak dan gliserol. Molekul monomer ini dapat

langsung dimanfaatkan oleh kelompok bakteri pada proses berikutnya. Hidrolisis molekul kompleks pada proses hidrolisis dikatalis oleh enzim ekstra seluler seperti selulase, protease dan lipase (Said dan Wahyono, 1999). Faktor yang mempengaruhi proses hidrolisis adalah enzim *hydrolytic*, pH, temperatur dan SRT.

2. *Acidogenesis*, merupakan penguraian hasil proses hidrolisis menjadi senyawa–senyawa alkohol dan asam–asam volatil. Pembentukan asam–asam ini menyebabkan penurunan pH. Hasil proses *acidogenesis* adalah asam organik (asetik, propionik, asam lemak rantai pendek dan butirat), methanol, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>. Produk hasil hidrolisis digunakan sebagai substrat oleh bakteri *acidogen*. Hasil dari proses *acidogenesis* ini dipengaruhi oleh jenis bakteri dan kondisi kultur seperti temperatur, pH dan potensial redoks (Said dan Wahyono, 1999).
3. *Acetogenesis*, merupakan penentu kesuksesan produksi biogas. Pada proses ini terjadi perubahan asam–asam volatil dan asam–asam organik menjadi asam asetat, asam formiat, H<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>. Hasil proses *acetogenesis* selanjutnya digunakan oleh bakteri pembentuk metan (metanogen).
4. Metanogenesis, merupakan tahap akhir degradasi anaerobik. Proses ini merupakan proses yang membutuhkan waktu terlama pada proses pendegradasian secara anaerobik. Pada proses ini terjadi pembentukan metana dan CO<sub>2</sub> dari produk *acetogenesis* (H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan asam asetat) oleh bakteri pembentuk metan (metanogen). Proses penguraian senyawa organik secara anaerobik ditunjukkan pada Gambar 2.1.



**Gambar 2.1 Penguraian Senyawa Organik pada Pengolahan Anaerobik**  
(Sumber: Bitton, 1994)

## 2.5 Pengolahan Limbah secara Aerobik

Pengolahan limbah cair secara aerobik terjadi dengan memanfaatkan aktivitas mikroorganisme atau metabolisme sel untuk menurunkan atau menghilangkan substrat tertentu terutama senyawa-senyawa organik *biodegradable* yang terdapat air limbah (Pohan, 2008). Pada sistem aerobik membutuhkan *supply* oksigen dari atmosfer atau dari sumber oksigen murni. Proses katabolisme senyawa organik yang berlangsung memanfaatkan oksigen bebas yang terdapat dalam lingkungan sebagai penerima elektron terakhir.

Proses degradasi aerobik tergantung pada bakteri spesifik yang terdapat pada media yaitu bakteri yang memerlukan udara baik untuk pertumbuhan maupun respirasi. Ketersediaan oksigen membuat proses oksidasi biologis mempunyai peranana yang

sangat penting karena bahan organik akan disintesa menjadi sel-sel baru dan sebagian lagi akan dikonversi menjadi produk akhir ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{NO}_3$ ) dalam keadaan stabil (Pohan, 2008). Reaksi biokimia dalam suasana aerobik akan berlangsung lebih cepat jika dibandingkan dalam suasana anaerobik. Beberapa reaksi biokimia yang terjadi dalam proses biologis aerobik, antara lain (Suriawiria, 1996):

1. Sintesis, yaitu reaksi antara bahan organik dengan oksigen untuk membentuk sel mikroorganisme baru,  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2$ .
2. Respirasi *endogenous*, bahan sel mikroorganisme dan bahan organik yang sudah mengalami asimilasi, kemudian dilanjutkan dengan degradasi aerobik melalui respirasi *endogenous*. Reaksi respirasi *endogenous* mengakibatkan produksi padatan organik inert menjadi sel yang tidak aktif. Padatan organik ini adalah padatan tersuspensi yang perlahan-lahan mengendap atau dikonsumsi oleh protozoa.
3. Nitrifikasi, bakteri *autotroph* aerobik (*Nitrosomonas* dan *Nitrobacter*) akan mengubah ammonia menjadi nitrit dan akhirnya menjadi nitrat (proses nitrifikasi). Penghilangan ammonia dari limbah cair sangat penting karena ammonia bersifat racun bagi biota akuatik. Sebagian besar proses oksidasi biologis berada pada kisaran suhu mesofilik yaitu antara suhu  $20^\circ\text{--}40^\circ\text{C}$  (Eckenfelder, 2000).

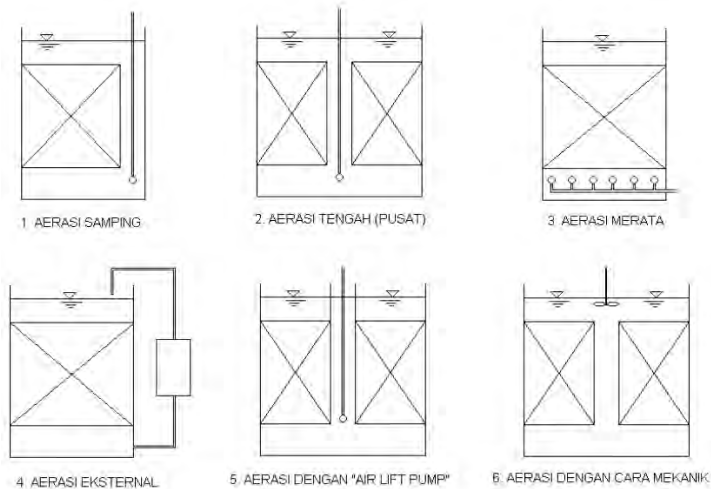
Transfer oksigen pada proses aerobik terjadi dalam dua tahap, antara lain: [1] Gelembung udara di larutkan dalam air limbah yang disebarkan oleh aerator [2] Larutan oksigen diserap oleh mikroorganisme dalam metabolisme dari bahan organik yang terdapat dalam limbah (Hammer, 2004). Pada proses transfer oksigen ini dipengaruhi oleh penggunaan oksigen dan kecepatan penyebaran oksigen terlarut dalam air limbah. Apabila kecepatan penggunaan oksigen melebihi kecepatan penyebaran maka larutan oksigen dalam air limbah akan habis (Pohan, 2008).

Hal yang paling utama dalam pengolahan menggunakan metode aerasi adalah pengaturan penyediaan udara pada bak aerasi untuk mendukung aktivitas bakteri aerob dalam mendegradasi bahan organik pada air limbah dengan bantuan oksigen. Penyediaan udara ini bertujuan untuk menciptakan kondisi



optimum sehingga bakteri aerob dapat tumbuh dan berkembang biak dengan baik. Secara umum, penggunaan oksigen dalam proses aerobik memerlukan udara sebesar 10 mg/L/jam (Hammer, 2004).

Di dalam proses pengolahan air limbah dengan sistem biofilter tercelup aerobik, sistem suplai udara dapat dilakukan dengan berbagai cara, tetapi yang sering digunakan adalah aerasi merata dengan menggunakan *diffuser* seperti yang tertera pada Gambar 2.2. Masing-masing cara mempunyai keuntungan dan kekurangan tergantung pada jenis media maupun efisiensi yang diharapkan.



**Gambar 2.2 Jenis Metode Aerasi**

*Sumber: Said, 2000*

## 2.6 Pengolahan Limbah dengan *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR)

*Anaerobic Baffled Reactor* (ABR) merupakan sistem pengolahan tersuspensi yang terjadi secara anaerobik dalam bioreaktor yang terbagi dengan beberapa kompartemen. Serangkaian sekat yang

dipasang di ABR membuat limbah cair mengalir secara *up-flow* dan *down-flow* dari inlet menuju outlet sehingga terjadi kontak antara limbah cair dengan biomassa aktif (Movahedyan *et al.*, 2007). Konsentrasi senyawa organik bervariasi sepanjang ABR sehingga menghasilkan pertumbuhan populasi mikroorganisme yang berbeda-beda pada masing-masing kompartemen (Foxon *et al.*, 2004). Kondisi ini bergantung pada kondisi lingkungan spesifik yang dihasilkan oleh senyawa hasil penguraian (Bell, 2002).

Bakteri yang terdapat pada bioreaktor mengapung dan mengendap secara horizontal menuju ke ujung reaktor secara perlahan sehingga meningkatkan *cell retention time*. Limbah cair berkontak dengan biomassa aktif sehingga efluen terbebas dari padatan biologis. Konfigurasi tersebut menunjukkan tingkat penyisihan yang tinggi (Wang *et al.*, 2004). Kelebihan-kelebihan utama yang dimiliki oleh ABR, antara lain:

1. ABR mampu memisahkan proses asidogenesis dan metanogenesis secara longitudinal tanpa adanya masalah pengendalian dan biaya yang tinggi (Bell, 2002).
2. Desain ABR sederhana, biaya konstruktif relatif rendah, serta stabil terhadap adanya beban kejutan hidrolis dan organik (*hydraulic* dan *organic shock loading*) (Eawag, 2008).
3. Pola hidrodinamik ABR dapat menjaga biomassa tanpa penggunaan *fixed media* (Movahedyan *et al.*, 2007).

Pada pengolahan limbah menggunakan ABR juga perlu memperhatikan lumpur aktif yang digunakan. Semakin tinggi lumpur aktif yang ditambahkan maka semakin tinggi pula penurunan kadar COD yang dihasilkan oleh bakteri perombak bahan organik dalam air limbah (Amin dkk., 2013). Selain itu, jenis lumpur aktif yang digunakan dalam ABR dapat mempengaruhi kinerja dari unit ABR itu sendiri. Kandungan mikroorganisme dan lingkungan mikroorganisme dalam habitat asalnya mempengaruhi kinerja lumpur aktif dalam mengolah limbah influen pada ABR.

Selain jumlah jenis lumpur aktif yang digunakan, waktu tinggal limbah dalam ABR atau disebut juga *Hydraulic Retention Time*

(HRT) cukup mempengaruhi efisiensi ABR tersebut dalam mendegradasi kadar COD dalam limbah. Perbedaan waktu tinggal limbah terhadap penurunan COD yaitu 1 hari dan 2 hari menunjukkan penurunan COD sebesar 93,97% pada waktu tinggal 2 hari (Amin dkk., 2013). Hal ini disebabkan semakin lama waktu tinggal limbah dalam ABR maka semakin lama juga kontak limbah dengan mikroorganisme lumpur aktif dalam hal mendegradasi kandungan zat organik. Beberapa penelitian pengolahan limbah industri dengan menggunakan ABR dapat dilihat pada Tabel 2.2.

**Tabel 2.2 Pengolahan Menggunakan Reaktor ABR**

Peneliti	Jumlah Kompartemen/ Kapasitas	Konsentrasi Influen (mg COD/L)	HRT (jam)	OLR (kg COD/m <sup>3</sup> . hari)	COD Removal (%)
Movahedyan <i>et al.</i> , 2007	5 kompartemen/ 13,5 L	4.500	72	1,2	61 - 67
Torabian <i>et al.</i> , 2010	6 kompartemen/ 100 L	671,5±49,9	25	>0,1	78,6
Goel, 2010	3 Kompartemen	2.000	72 - 120	-	85 – 87,5
Amin dkk., 2013	20 L	13.000	24 – 48	-	78,46 – 93,97
Zwain, 2013	35 L	1.000	-	0,1 – 0,2	>71
Bassuney, 2013	30 L	9.000	72	1,2 – 2	94,44 – 98,8

Semakin banyak kompartemen yang didesain dalam suatu unit ABR maka menghasilkan nilai SRT yang lebih lama, efisiensi removal yang lebih besar, dan lebih efisien dalam mengkonversikan solid menjadi metan (Barber dan Stuckey, 1999). Jumlah lumpur yang pada kompartemen dibagian awal unit ABR lebih banyak dibanding kompartemen akhir. Kelemahan dari ABR adalah desain bioreaktor harus dibangun cukup rendah untuk mempertahankan aliran ke atas (*upflow*) (Bell, 2002). Untuk meningkatkan kinerja ABR, perlu dipertimbangkan beberapa aspek yang berkaitan dengan struktur mikroorganisme yang akan terbentuk dalam reaktor, yaitu: [1] kecepatan aliran permukaan, [2] waktu kontak, [3] laju pembebanan organik, [4] karakteristik limbah cair, [5] jenis bibit lumpur yang digunakan, [6] suhu, [7]

pH, [8] alkalinitas, serta [9] keberadaan polimer dan kation seperti Ca, Mg dan Fe.

### Perhitungan Desain Reaktor

Kriteria Perencanaan ABR (Metcalf, 2004):

- *Organic Loading Rate* (OLR) ( $O_L$ ) = 1–8 kg COD/m<sup>3</sup>.jam
- *Hydraulic Retention Time*(HRT) ( $\Theta$ ) = 2–8 jam
- *Hydraulic Loading Rate* ( $H_{LR}$ ) = 16,8–38,4 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari
- Kecepatan aliran ( $V_{up}$ ) = 0,7–1,7 m/jam

Perhitungan Dimensi ABR:

- Volume Reaktor:  

$$\text{Volume} = \text{panjang} \times \text{lebar} \times \text{tinggi} \quad (1)$$

- Laju Beban Organik (*Organic Loading Rate* – OLR)  

$$OLR = \frac{Q \times S_o}{\text{Volume}} \quad (2)$$

- Waktu tinggal hidrolis (*Hydraulic Retention Time* - HRT)  

$$HRT = \frac{\text{Volume}}{Q} \quad (3)$$

- Laju beban hidrolis (*Hydraulic Loading Rate* - HLR)  

$$HLR = \frac{Q}{A_{\text{Surface}}} \quad (4)$$

- Kecepatan aliran *upflow*  

$$V_{up} = \frac{Q}{\text{Jumlahsekat} \times \text{kompertemen} \times \text{lebarreaktor}} \quad (5)$$

- Kedalaman (h)  

$$h = \frac{\text{Volume}}{A_{\text{Surface}}} \quad (6)$$

## 2.7 Pengolahan Limbah dengan Anaerobik/Aerobik Biofilter (AF)

Berdasarkan teknik pengendalian (imobilisasi) mikroorganisme dalam media yang digunakan, pengolahan biologis dapat dikelompokkan atas biakan tersuspensi (*suspended growth proses*) dan biakan melekat (*attached growth*). Dalam penelitian ini, menerapkan proses biakan melekat (*attached growth process*) dengan memanfaatkan mikroorganisme yang

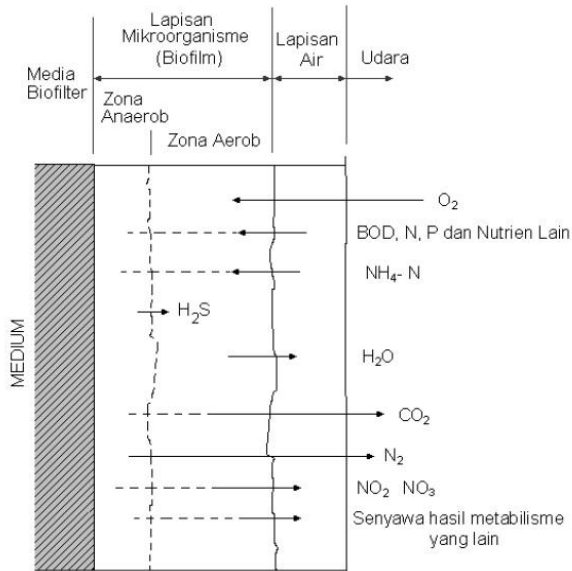
menempel pada media untuk membentuk lapisan film yang dapat menguraikan zat organik (Metcalf dan Eddy, 2004). Influen yang masuk pada reaktor akan melakukan kontak dengan media sehingga bisa terjadi proses biokimia. Akibatnya bahan organik yang terdapat dalam limbah cair dapat diturunkan kandungannya. Sistem pertumbuhan melekat yang diterapkan dalam penelitian ini adalah proses pertumbuhan melekat dengan biakan terendam (*submerged*). Pada proses ini pengolahan secara biologis terjadi dengan media biakan terendam sepenuhnya dalam cairan. Proses pengolahan limbah cair dengan sistem biofilter mempunyai beberapa keuntungan, antara lain:

1. Efisiensi biofilter tergantung dari luas kontak limbah dengan mikroorganisme yang menempel pada permukaan media filter. Semakin luas bidang kontak, maka efisiensi penurunan konsentrasi bahan organik (BOD) semakin besar. Selain menurunkan konsentrasi BOD dan COD, sistem ini juga dapat menurunkan konsentrasi padatan tersuspensi, detergen (MBAS), ammonium dan fosfor (BPPT, 1997).
2. Berkurangnya konsentrasi *suspended solid* dan *Eschericia coli* dengan adanya media filter. Sistem biofilter *upflow* akan menghasilkan efisiensi penyaringan yang lebih besar karena sistem aliran dari bawah ke atas akan mengurangi kecepatan partikel yang terdapat pada air limbah. Partikel yang tidak terbawa aliran ke atas akan mengendap didasar bak filter.

*Biofilm* yang terbentuk pada media biofilter merupakan sekumpulan *aggregate* dari mikroorganisme yang melekat pada permukaan padat atau padatan organik inert dalam lingkungan berair (Rittmann dan McCarty, 2001). Mekanisme pembentukan *biofilm* diawali dengan melekatnya sel satu pada sel lainnya atau padatan organik inert. Proses pelekatan sel mikroorganisme ini diawali dari terbentuknya butiran perintis berupa satuan sel yang sangat kecil kemudian tumbuh menjadi sekumpulan mikroorganisme (Agustian, 2003).

Sel yang tumbuh pada permukaan media biofilter belum permanen, masih dapat terlepas dan bergerak. Setelah menyesuaikan diri dengan lingkungan sel melekat erat pada permukaan media dan berkembang membentuk koloni.

Kecepatan pelekatan sel pada permukaan media tergantung pada struktur media dan daya rekatnya (Jamilah *et al.*, 1998).



**Gambar 2.3 Proses Metabolisme Pembentukan *Biofilm***

Sumber: BPPT, 2006

Kriteria perencanaan untuk *biofilter* secara aerobik dan anaerobik sebagai berikut:

*Aerobic Biofilter* (Casey, 2006)

- *Organic Loading Rate* (OLR) = 5-6kg COD/m<sup>3</sup>.hari
- OLR BOD = 0,3-2 kg BOD/m<sup>3</sup>.hari
- HRT di *aerobic biofilter* = 10-40 jam
- BOD removal = 80%

*Anaerobic Biofilter* (Sasse, 1998)

- *Organic Loading Rate* (OLR) = 4-5kg COD/m<sup>3</sup>.hari
- OLR BOD = 0,4-4,7 kg BOD/m<sup>3</sup>.hari
- HRT di *anaerobic biofilter* = 24-48 jam
- BOD removal = 70-90%

Beberapa penelitian pengolahan limbah dengan menggunakan biofilter dapat dilihat pada Tabel 2.3.

**Tabel 2.3 Pengolahan Menggunakan Biofilter**

Peneliti	Jenis Limbah	Media	Proses	COD Removal (%)
Said dan Wahyono, 1999	Tahu-Tempe	Sarang Tawon	Anaerobik-Aerobik	88,20
Said, 2006	Domestik	Sarang Tawon	Anaerobik-Aerobik	79,6-95,
Sani, 2006	Tahu	Pecahan Batu Bata	Aerobik	44,48-76,19
Husin, 2008	Tahu	Kerikil	Anaerobik	49,12-53,67
Pohan, 2008	Tahu	Batu Kerikil	Aerobik	72,93

## 2.8 Media Filter pada Anaerobik/Aerobik Biofilter (AF)

Media pada biofilter menyediakan area permukaan tempat mikroorganisme untuk tumbuh berkoloni. Desain biofilter serta media penyangga harus mampu menyediakan distribusi nutrisi dan oksigen untuk menghilangkan produksi buangan terlarut dan tersuspensi agar mikroorganisme bekerja secara efektif. Jenis dan bentuk media sangat mempengaruhi efektivitas proses pengolahan pada biofilter. Beberapa kriteria media biofilter antara lain:

- Luas permukaan spesifik atau luas area aktif secara biologis tiap satuan volume media yang bernilai besar. Media biofilter umumnya memiliki  $100-820 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Semakin besar luas permukaan per satuan volume media maka volume reaktor yang diperlukan menjadi lebih sedikit.
- Fraksi volume rongga atau volume terbuka dalam media bernilai tinggi. Fraksi volume rongga bervariasi 15-98%.
- Diagram celah bebas yang besar.
- Tahan terhadap penyumbatan. Media yang digunakan harus mudah diangkat, dibersihkan dan diangkat.

Media biofilter lainnya yang dapat digunakan dari bahan organik misalnya dalam bentuk tali, bentuk jaring, bentuk butiran tak

teratur (*random packing*), bentuk papan (*plate*), bentuk sarang tawon dan lain-lain. Sedangkan untuk media dari bahan anorganik misalnya batu pecah (*split*), kerikil, batu marmer, batu tembikar, batu bara (kokas) dan lainnya. Salah satu contoh media biofilter yang banyak digunakan lainnya yakni media dalam bentuk sarang tawon (*honeycomb tube*) dari bahan PVC. Beberapa contoh perbandingan luas permukaan spesifik dari berbagai media biofilter dapat dilihat pada Tabel 2.4.

**Tabel 2.4 Perbandingan Luas Permukaan Spesifik Media Biofilter**

No	Jenis Media	Luas Permukaan Spesifik ( $m^2/m^3$ )
1	Trickling filter dengan batu pecah	100 – 200
2	Modul sarang tawon	150 – 240
3	<i>Bio-ball (random packing)</i>	200 – 240
4	Tipe Jaring	50

Sumber: Said, 2000

Media *bioball* yang digunakan pada unit AF dengan kondisi waktu tinggal 1-3 hari didapatkan efisiensi removal COD 78-91%; BOD 85-92%; TSS 80-93%. Semakin kecil waktu tinggal di dalam reaktor biofilter, efisiensi penghilangan juga semakin kecil (Said, 2000).



**Gambar 2.4 Media Bioballs**

Sumber: Said, 2000



## **BAB 3 METODE PENELITIAN**

Penelitian ini dilakukan untuk menentukan pengaruh variasi konsentrasi dari limbah dari industri tempe dan efisiensi pengolahan dengan beberapa parameter air limbah pada reaktor kombinasi *Anaerobic Baffled Reactor (ABR)* dan *Anaerobic/Aerobic Biofilter (AF)*. Influen limbah yang digunakan adalah limbah cair dari industri tempe di Kampung tempe Tenggilis, Surabaya yang berasal dari air rendaman dan air bilasan kedelai. Variabel penelitian yang digunakan adalah variasi konsentrasi influen dengan perbedaan *high strength*, *medium strength* dan *low strength* serta variasi jenis proses anaerobik–anaerobik dan anaerobik–aerobik. Ruang lingkup pada penelitian ini adalah limbah yang digunakan, dimensi reaktor, media biofilter aerobik, variabel penelitian dan 8 parameter yang diuji dalam penelitian.

Tahap penelitian yang dilakukan adalah perumusan ide penelitian, studi literatur, penelitian pendahuluan, pembuatan reaktor dan penelitian di laboratorium, analisis dan pembahasan, serta kesimpulan penelitian. Pada penelitian ini digunakan dua buah reaktor kombinasi unit ABR dan AF skala laboratorium yang berukuran sama yaitu 89 cm×26 cm×37 cm. Reaktor bekerja secara kontinu. Reaktor A dan reaktor B mengolah limbah dengan debit 43,2 L/hari.

### **3.1 Kerangka Penelitian**

Kerangka penelitian berisi garis metode yang dilakukan selama penelitian dengan kerangka penelitian yang terdiri antara kondisi ideal dengan kondisi eksisting sehingga dapat ditentukan rumusan masalah serta tujuan dilakukan penelitian. Selanjutnya dilakukan persiapan penelitian meliputi persiapan alat dan bahan serta penelitian pendahuluan untuk mengetahui kondisi eksisting yang terjadi sehingga memudahkan pelaksanaan penelitian. Setelah itu melakukan

analisis dan pembahasan mengenai hasil penelitian yang telah dilakukan dengan mengacu pada literatur yang mendukung untuk merumuskan kesimpulan. Kerangka penelitian dapat dilihat pada Gambar 3.1.

### 3.2 Penelitian Pendahuluan

Pada penelitian pendahuluan ini dilakukan analisis awal karakteristik limbah cair industri tempe yang berasal dari Kampung Tempe Tenggilis, Surabaya dengan melakukan uji BOD<sub>5</sub>, COD, TSS, alkalinitas, pH, N, P dan ammonia. Limbah cair dari industri tempe yang digunakan yaitu air rendaman kedelai dan air bilasan kedelai sebagai pengencer.

### 3.3 Persiapan Alat dan Bahan

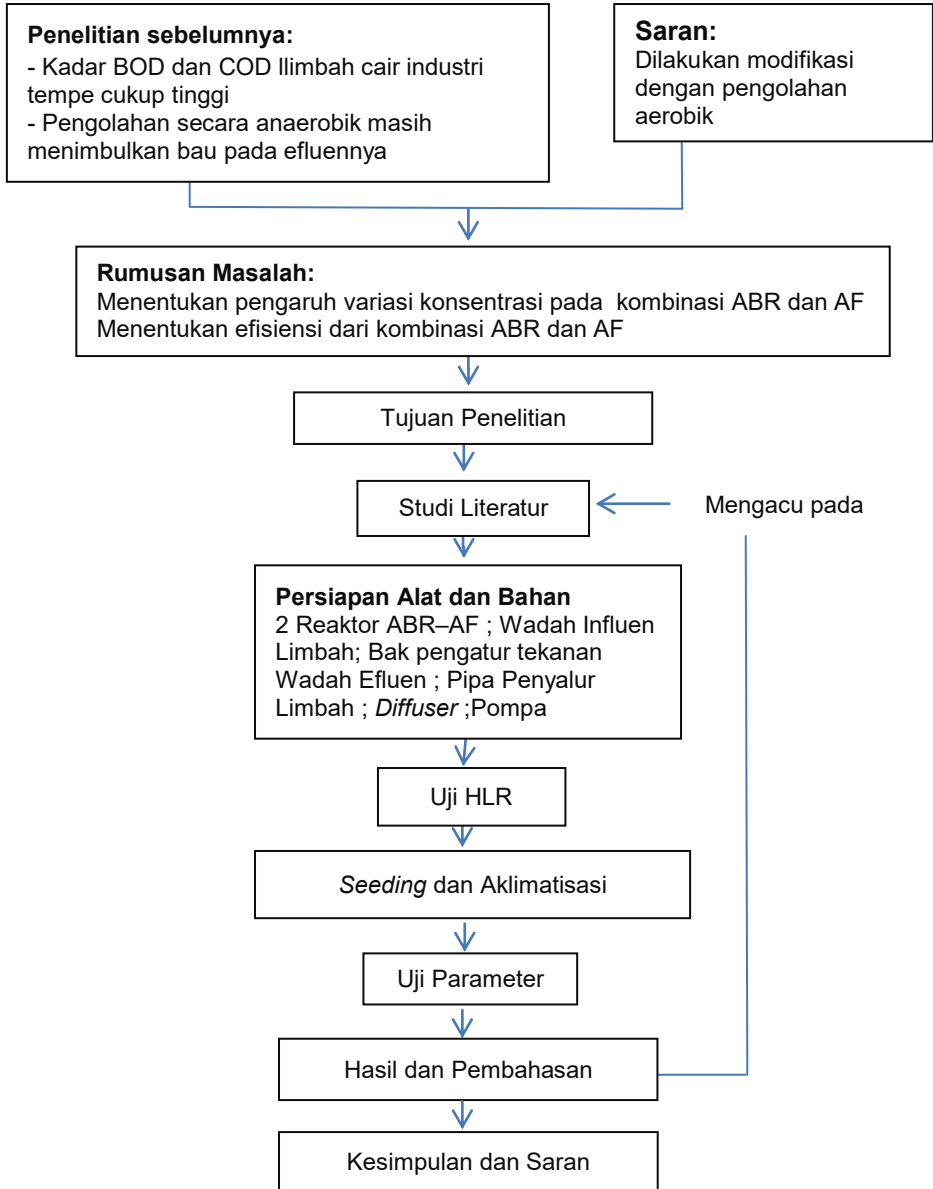
Beberapa hal yang dilakukan dalam persiapan alat dan bahan penelitian ini adalah desain reaktor, pembuatan reaktor, persiapan peralatan pelengkap pada alir pengolahan, pengambilan limbah cair industri tempe serta perlengkapan untuk analisis laboratorium.

#### 3.3.1 Pembuatan Reaktor

Penelitian ini menggunakan reaktor berskala laboratorium dengan kombinasi ABR dan AF dalam satu reaktor. Reaktor terbuat dari kaca dengan dimensi panjang 89 cm×26 cm×37 cm. Media yang digunakan pada reaktor ini adalah media *bioballs* yang terbuat dari bahan PVC. Berikut dimensi dari reaktor yang digunakan:

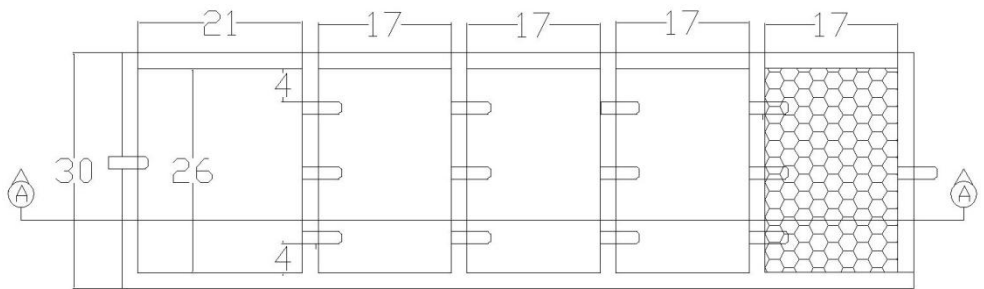
Unit *Anaerobic Baffled Reaktor* (ABR) dan *Anerobic/Aerobic Biofilter* (AF):

- |                                 |         |
|---------------------------------|---------|
| - Panjang ABR kompartemen 1     | = 21 cm |
| - Panjang ABR kompartemen 2 - 4 | = 17 cm |
| - Panjang Unit AF               | = 17 cm |
| - Total Panjang                 | = 89 cm |
| - Lebar reaktor                 | = 26 cm |

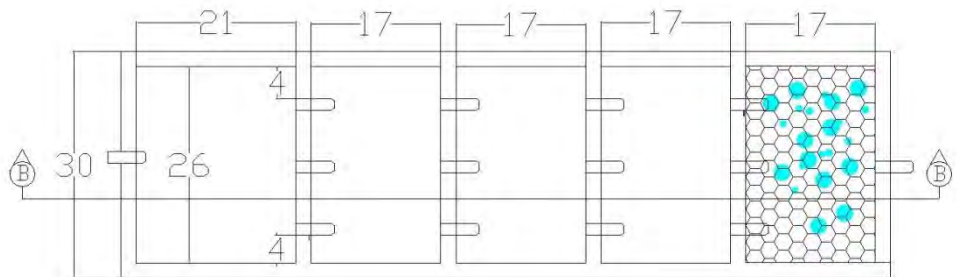


**Gambar 3.1 Kerangka Alur Penelitian**

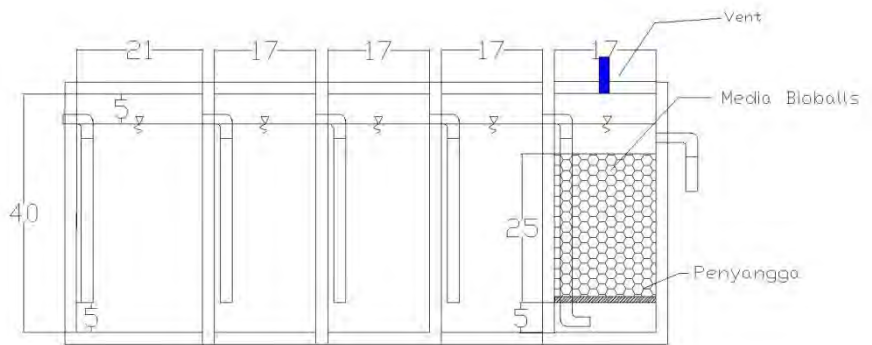
- Tinggi reaktor = 40 cm
- Tinggi efektif = 35 cm
- Tinggi media = 30 cm
- Volume efektif = 80.990 cm<sup>3</sup>
- Jumlah pipa tiap kompartemen = 3 buah



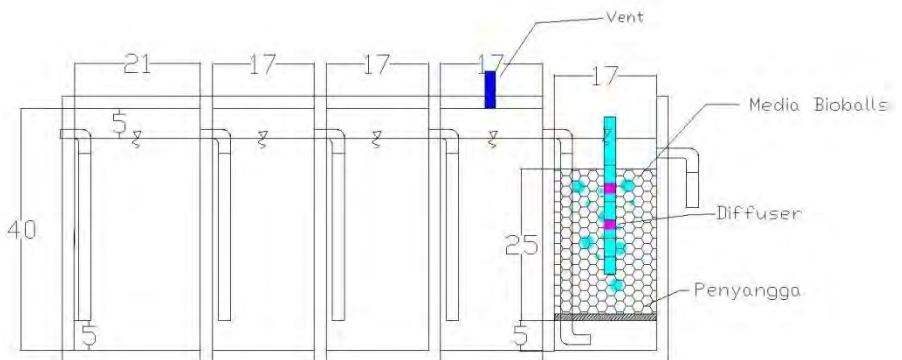
**Gambar 3.2 Denah Reaktor Anaerobik–Anaerobik (A)**



**Gambar 3.3 Denah Reaktor Anaerobik–Aerobik (B)**



**Gambar 3.4 Potongan A-A Reaktor Anaerobik–Anaerobik (A)**



**Gambar 3.5 Potongan B-B Reaktor Anaerobik–Aerobik (B)**

Dua reaktor yang digunakan mengolah limbah dengan debit 43,2 L/hari. Debit yang digunakan merupakan debit untuk skala laboratorium yang telah dilakukan *down scaling* 1:100 dari debit limbah yang dihasilkan oleh industri tempe Tenggilis, Surabaya yaitu 4 m<sup>3</sup>/hari. Selain itu, penggunaan debit pengolahan 43,2 L/hari dilakukan untuk mengetahui performansi dari reaktor kombinasi ABR–AF.

### 3.3.2 Diagram Alir Pengolahan

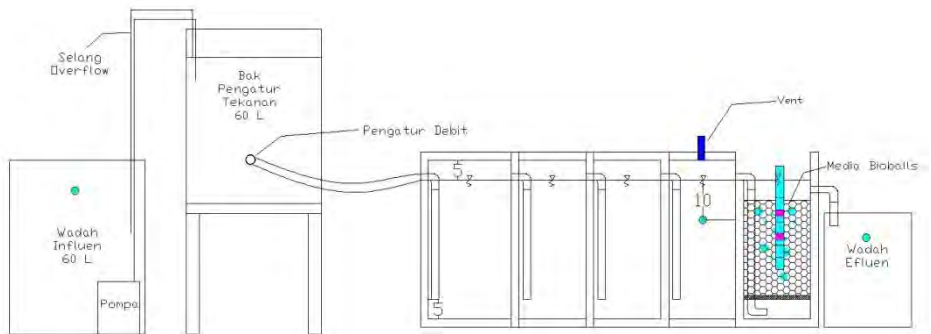
Peralatan operasional yang mendukung penelitian ini adalah:

1. Wadah penampungan air limbah  
Wadah penampungan yang digunakan terbuat dari plastik. Wadah berfungsi penampungan air limbah sebelum dipompa ke bak pengatur tekanan dan menuju ke reaktor pengolahan.
2. Bak pengatur tekanan  
Merupakan wadah terbuat dari plastik, yang berfungsi sebagai pengalir dan pengatur debit yang masuk ke dalam reaktor menggunakan valve.
3. Selang *overflow*  
Merupakan selang penghubung antara kapasitas bak pengatur tekanan dengan wadah penampungan air limbah. Hal ini dibuat apabila terdapat kelebihan jumlah limbah influen yang tertampung dalam bak pengatur tekanan, maka akan langsung dialirkan kembali menuju wadah penampungan air limbah.
4. Bak efluen  
Bak penampungan efluen reaktor. Bak efluen berjumlah 1 buah
5. *Diffuser*  
*Diffuser* berfungsi sebagai sumber oksigen dalam pengolahan secara aerobik pada AF. *Diffuser* yang digunakan dengan kemampuan transfer oksigen 4,5 LO<sub>2</sub>/menit.
6. Pompa Submersible  
Memompakan air limbah dari wadah penampungan menuju bak pengatur tekanan dengan head pompa 1,5 m.

Limbah cair dimasukkan ke dalam bak penampung limbah, selanjutnya dipompakan menuju bak pengatur tekanan. Pada bak ini dilengkapi selang *overflow*, hal ini untuk menjaga ketinggian muka air agar tetap sama. Air limbah dari bak pengatur tekanan masuk ke dalam reaktor diatur

menggunakan kran dan disalurkan ke dalam masing-masing reaktor sesuai debit yang telah ditentukan.

Reaktor unit ABR dilengkapi dengan *vent* untuk mencegah gas dari luar atau dari dalam masuk ke reaktor sehingga dapat mengganggu proses anaerobik yang berangsung. Efluen pada penelitian ini ditampung dalam bak penampung efluen.



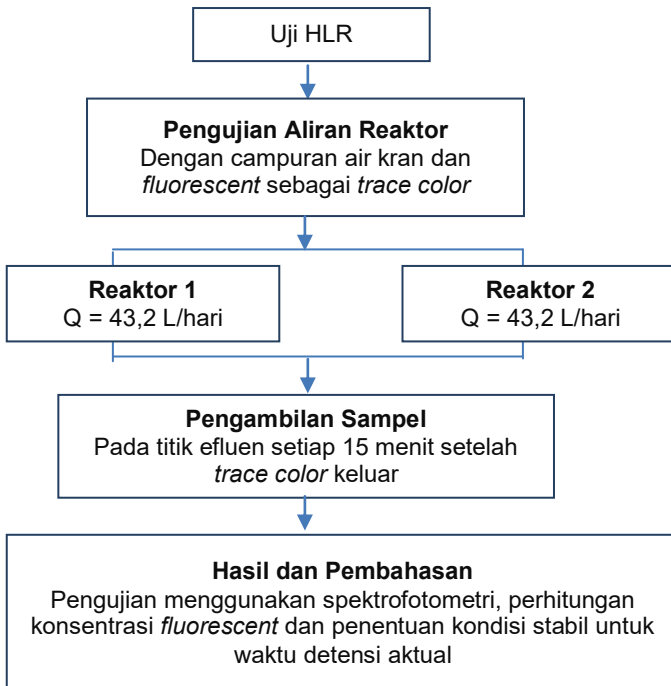
**Gambar 3.6 Diagram Alir Pengolahan**

### **3.3.3 Pengambilan Lumpur Aktif**

Lumpur aktif yang digunakan berasal dari unit Clarifier pada *Return Activated Sludge* (RAS) unit Clarifier di IPLT Keputih. RAS mengandung mikroorganisme lebih banyak 40x lipat dibanding jumlah mikroorganisme di *Primary Influent Sludge* (Jordan, 2014). Kuantitas lumpur aktif sebesar 30% dari volume reaktor (Amin dkk., 2013) atau sebanyak 35% dari volume tiap kompartemen (Torabian *et al.*, 2010). Jumlah lumpur yang dimasukkan dalam reaktor kombinasi ABR-AF sebanyak  $\pm 30,32$  L untuk 1 reaktor dan sebanyak  $\pm 6,1$  L untuk setiap kompartemen.

### 3.4 Penelitian Lapangan

Pada penelitian lapangan dilakukan pengujian *Hydraulic Loading Rate* (HLR) untuk menentukan waktu detensi aktual dalam reaktor rencana. Skema kerja pengujian HLR dapat dilihat pada Gambar 3.7. Pada uji ini dilakukan dengan metode spektrofotometrik, yaitu mendeteksi aliran dalam reaktor dengan pengukuran gelombang cahaya pada *trace color* menggunakan *fluorescent*. *Trace color* berfungsi sebagai visualisasi perpindahan larutan dalam reaktor yang direncanakan.



Gambar 3.7 Uji HLR



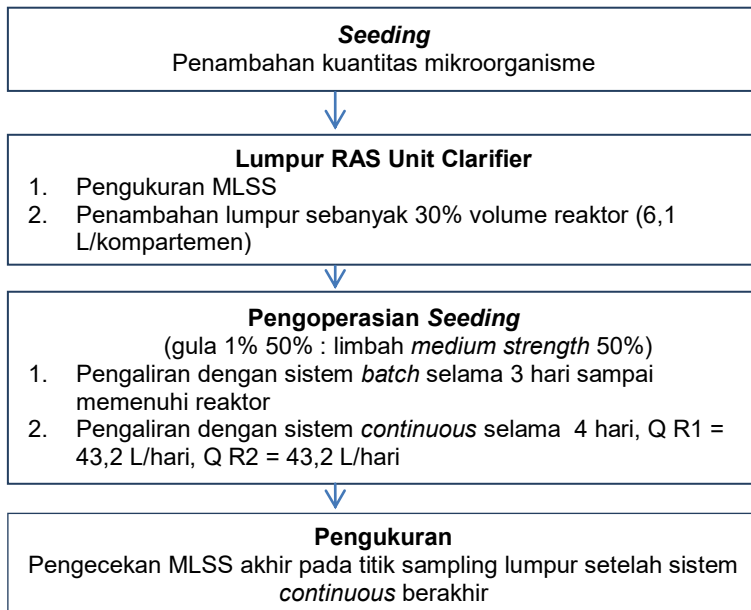
*Flourescent* yang digunakan dalam pengujian HLR memiliki keunggulan tidak mudah menguap, memiliki tingkat kelarutan yang tinggi serta merupakan salah satu bahan kimia yang dapat terdeteksi pada konsentrasi yang sangat rendah (Metcalf dan Eddy, 2004). Selanjutnya dibandingkan antara waktu detensi rencana berdasarkan perhitungan dengan waktu detensi aktual hasil pengukuran oleh spektrofotometer.

### 3.5 Penelitian Persiapan

Proses *seeding* berfungsi untuk mengembangbiakan populasi mikroorganisme dalam reaktor. *Seeding* dilakukan dengan cara menambahkan lumpur aktif ke dalam masing-masing reaktor. Jumlah lumpur aktif yang ditambahkan akan mempengaruhi kinerja reaktor. Semakin tinggi lumpur aktif yang ditambahkan maka semakin tinggi penurunan kadar COD oleh mikroorganisme (Amin dkk., 2013). Tinggi lumpur aktif yang dimasukkan sebesar 30% dari volume reaktor.

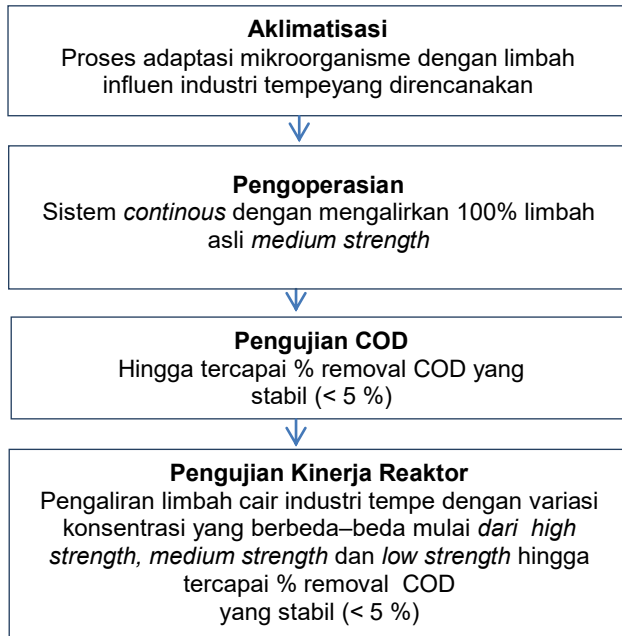
Mikronutrien yang ditambahkan tersebut membantu dalam pertumbuhan *biofilm* pada media. Pada saat periode *start-up*, juga ditambahkan urea dan *ammonium phosphate* sebagai sumber N dan P. Untuk menghindari terbentuknya zona asam pada reaktor maka diberi sodium bikarbonat sebagai suplemen bagi kandungan alkalinitas (Benis, 2009). Alur proses *seeding* dapat dilihat pada Gambar 3.8.

Pada proses *seeding* dilakukan pengukuran MLSS sebelum dan sesudah *seeding*. Hasil pengukuran dari MLSS ini digunakan sebagai indikator pertumbuhan mikroorganisme pada reaktor yang telah direncanakan. Tahapan tambahan yang dilakukan pada proses *seeding* adalah menambahkan larutan yang mengandung logam dan mikronutrien.



**Gambar 3.8 Alur Proses Seeding**

Pada proses *seeding* secara kontinu dialirkan mikronutrien gula yang berfungsi sebagai sumber karbon untuk mendukung pertumbuhan mikroorganisme (Bassuney *et al.*, 2013). Selanjutnya setelah *seeding* selesai dilanjutkan dengan proses aklimatisasi yang dapat dilihat pada Gambar 3.9. Aklimatisasi merupakan proses adaptasi mikroorganisme dengan kondisi air limbah sehingga dapat terus hidup dalam kondisi yang telah direncanakan. Tercapainya aklimatisasi ditandai dengan stabilnya efisiensi mikroorganisme dalam mengolah limbah influen atau terjadinya penurunan COD yang stabil.



**Gambar 3.9 Alur Proses Aklimatisasi**

### 3.6 Pelaksanaan Penelitian

Penelitian dilakukan dengan cara mengalirkan air limbah influen dengan variasi konsentrasi zat organik. Terdapat tiga jenis variasi konsentrasi zat organik yaitu *high strength*  $\geq 20.000$  mg COD/L, *medium strength* 10.000–5.000 mg COD/L dan *low strength* 1.000-3.000 mg COD/L yang mengacu pada konsentrasi eksisting air limbah yang digunakan. Pada tahap pelaksanaan penelitian ini dilakukan dengan menggunakan konsentrasi 100% limbah *medium strength* dari tahap aklimatisasi. Banyaknya sampel yang diambil pada setiap tahap sebanyak 8 sampel dengan 2 sampel *batch* untuk anaerobik–anaerobik dan anaerobik-aerobik. Monitoring pengujian dilakukan setiap 2 hari sekali. Variasi variabel penelitian dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Pengenceran dilakukan untuk mendapatkan limbah sesuai dengan konsentrasi yang ditetapkan. Pengenceran dilakukan dengan menambahkan air bilasan kedelai. Air bilasan kedelai memiliki konsentrasi yang lebih rendah dibandingkan dengan konsentrasi air rendaman kedelai. Pemilihan rentang konsentrasi yang diolah didasarkan pada pertimbangan konsentrasi COD dari penelitian pendahuluan yang telah dilakukan untuk konsentrasi *high strength* dan pertimbangan dari penelitian yang sudah ada yaitu konsentrasi COD 7.000–12.000 mg/L (Said dan Wahyono, 1999) untuk limbah variasi konsentrasi *medium strength* dan *low strength*.

**Tabel 3.1 Variasi Variabel Penelitian**

Konsentrasi influen (mg COD/L)	Variasi Reaktor	
	A Anaerobik - Anaerobik	B Anaerobik - Aerobik
1 <i>High strength</i> (>20.000)	A1	B1
2 <i>Medium strength</i> (5.000 - 10.000)	A2	B2
3 <i>Low strength</i> (1.000 - 3.000)	A3	B3

Luaran dari penelitian ini yaitu penggunaan desain reaktor kombinasi ABR-AF tidak hanya untuk mengolah limbah cair industri tempe di Tenggiling namun juga industri tempe di lokasi lain. Selain itu, desain reaktor juga bisa digunakan untuk mengolah limbah lain dari proses pembuatan tempe yang memiliki konsentrasi rendah. Hasil dari penelitian ini bisa diketahui efisiensi reaktor kombinasi ABR-AF untuk mengolah limbah *low strength* hingga *high strength*.

Pada penelitian ini digunakan dua reaktor *batch* untuk proses anaerobik dan aerobik. Reaktor *batch* anaerobik-anaerobik (A) menggunakan kontainer tertutup dengan kapasitas 50 L tanpa

diberikan perlakuan. Untuk reaktor *batch* anaerobik-aerobik (B) menggunakan kontainer terbuka kapasitas 50 L dengan ditambahkan diffuser sebanyak 6 buah sesuai dengan kebutuhan jumlah aerator reaktor kontinu.

Penelitian ini melakukan pengujian 8 parameter uji berdasarkan aspek zat organik, kondisi lingkungan dan mikroorganisme. Parameter berdasarkan aspek organik yang digunakan yaitu COD dan BOD<sub>5</sub>. Parameter berdasarkan kondisi lingkungan yaitu VFA, alkalinitas, nitrat, ammonia dan pH. Sedangkan parameter berdasarkan mikroorganisme yaitu TSS. Titik sampling yang diambil adalah pada wadah influen, kompartemen ABR terakhir sebelum AF dan wadah efluen.

### **3.7 Uji Parameter**

Pada analisis parameter zat organik menggunakan acuan Standard Method (1998). Metode yang digunakan untuk analisis COD (5229, COD) adalah dengan prinsip *closed reflux titimetric* dengan oksidasi oleh larutan K<sub>2</sub>Cr<sub>2</sub>O<sub>7</sub> dalam keadaan asam yang mendidih. Uap direfluks dan ditambahkan katalisator berupa Ag<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> sebagai penghilang gangguan zat klorida dalam larutan sampel. Kemudian proses titrasi menggunakan ferro ammonium sulfat disertai penggunaan indikator ferroin. Analisis BOD (5210, BOD) menggunakan prinsip winkler yaitu reaksi oksidasi zat organik dengan oksigen yang terkandung dalam air oleh mikroorganisme. Analisis BOD<sub>5</sub> dan COD dilakukan untuk menentukan bahan pencemar dalam suatu air limbah dan efisiensi pengolahan dari reaktor yang dirancang (Rahmawati dan Azizah, 2005). Pada analisis BOD<sub>5</sub> akan dilakukan pengukuran nilai pV dan DO. Analisis pV menggunakan prinsip titrasi KMNO<sub>4</sub> terhadap sampel yang telah dididihkan dan diberi KMNO<sub>4</sub>.

Nitrat-nitrogen dianalisis dengan menggunakan *Brucine Acetate* dan dilakukan pembacaan nilai absorbansinya menggunakan spektrofotometer visual. Pada analisis ini dilakukan pembuatan reagen dan kurva kalibrasinya terlebih

dahulu. Analisis alkalinitas (2320, *Alkalinity*) menggunakan prinsip titrasi dengan  $H_2SO_4$ , yang hasilnya dalam bentuk  $CaCO_3$ . Analisis pH menggunakan pH meter. Pada tahap *acidogenesis* terbentuknya asam–asam organik menyebabkan penurunan nilai pH sehingga perlu ditambahkan larutan buffer untuk mempertahankan nilai alkalinitas pada sistem pengolahan. Alkalinitas memegang peranan penting pada proses berlangsungnya kondisi pengolahan secara anaerobik. Total Alkalinitas mengindikasikan kapasitas buffering pada suatu sistem (Aslanzadeh *et al.*, 2014)

Analisis TSS menggunakan metode gravimetri. Analisis gravimetri merupakan teknik analisis kuantitatif yang didasarkan pada pengukuran massa. Hal ini dilakukan dengan cara pengendapan, penyaringan, pencucian endapan, pengeringan dan penimbangan. Analisis ammonia menggunakan metode spektrofotometri dengan menggunakan panjang gelombang optimum tertentu. Kadar ammonia menunjukkan tingkat degradasi protein oleh mikroba. Kelarutan protein yang tinggi akan berpengaruh terhadap degradabilitas atau fermentabilitasnya air limbah. Sehingga kadar ammonia yang dihasilkan akan semakin besar (Puastuti, 2004). Analisis *Volatile Fatty Acids* (VFA) menggunakan metode destilasi dilakukan dengan titrasi NaOH pada larutan destilasi dengan menambahkan indikator Phenolphthalein (PP) hingga mencapai perubahan warna merah muda sebagai hasil akhir volume titran. Prosedur lengkap mengenai analisis parameter terdapat pada Lampiran A.

Pada penelitian ini dilakukan uji statistik menggunakan *one-way* ANOVA dan Tukey. Program yang digunakan untuk uji statistik ini yaitu software SPSS 16 dengan tingkat signifikansi 95%. Uji ANOVA ini dilakukan untuk mengetahui parameter uji apa saja yang berpengaruh terhadap variasi konsentrasi limbah yang digunakan. Setelah uji ANOVA, dilakukan uji Tukey untuk mengetahui parameter uji yang berpengaruh dari

hasil uji ANOVA terhadap variasi konsentrasi limbah *high strength*, *medium strength* dan *low strength*.

### **3.8 Hasil dan Pembahasan**

Analisis dan pembahasan didasarkan pada perbandingan antara studi literatur dengan hasil penelitian terkait. Selain itu dilakukan analisis dan pembahasan mengenai perbandingan antara perhitungan waktu detensi rencana dan waktu detensi aktual dengan uji HLR. Untuk menganalisis pengaruh variasi konsentrasi limbah yang diolah, dilakukan penyajian data variasi konsentrasi dalam bentuk grafik. Selanjutnya dilakukan analisis statistik untuk mengetahui pengaruh variasi konsentrasi terhadap parameter uji menggunakan uji ANOVA dan uji Tukey.

Penentuan nilai efisiensi pengolahan kombinasi ABR-AF secara anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik dalam mengolah limbah cair industri tempe Kampung Tenggilis, Surabaya dilakukan dengan acuan parameter uji yang telah direncanakan dan dibandingkan dengan baku mutu mengacu pada Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri Tempe.

### **3.9 Penarikan Kesimpulan dan Saran**

Kesimpulan dan saran didapatkan dari hasil analisis dan pembahasan yang telah dilakukan. Kesimpulan berisi tentang jawaban atas tujuan penelitian berdasarkan hasil penelitian yang dilakukan, sedangkan saran berisi evaluasi dan perbaikan yang dapat digunakan untuk penelitian selanjutnya.

**(Halaman ini sengaja dikosongkan)**



## BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

Tahapan utama dalam penelitian ini adalah pengujian efisiensi removal ABR–AF untuk mengolah limbah cair industri tempe pada variasi konsentrasi *high strength*  $\geq 20.000$  mg COD/L, *medium strength* 5.000-10.000 mg COD/L dan *low strength* 1.000-3.000 mg COD/L. Penelitian ini merupakan kombinasi dua proses pengolahan biologis dengan sistem *suspended growth* dan *attached growth* pada dua kondisi berbeda yaitu secara anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik.

### 4.1 Analisis Awal Karakteristik Limbah Industri Tempe

Analisis yang pertama kali dilakukan pada penelitian ini adalah melakukan pengujian terhadap karakteristik awal dari limbah industri tempe yang digunakan. Analisis ini dilakukan untuk mengetahui seberapa besar konsentrasi senyawa organik pada limbah sehingga ketika penelitian dilakukan dapat memudahkan dalam penentuan variasi konsentrasi yang digunakan. Analisis awal karakteristik limbah ini dilakukan dengan menguji parameter utama yaitu BOD, COD, dan TSS. Analisis juga dilakukan untuk menguji beberapa parameter tambahan seperti  $\text{NH}_3\text{-N}$ , pH, N, P dan alkalinitas.

Limbah industri tempe yang digunakan secara fisik memiliki tingkat kekeruhan tinggi dan berbau sangat menyengat. Hasil dari penelitian pendahuluan yang dilakukan mengenai karakteristik limbah dari industri tempe Tenggiling, Surabaya terdapat pada Tabel 4.1.

**Tabel 4.1 Hasil Analisis Karakteristik Limbah Industri Tempe**

Parameter	Satuan	Limbah Rendaman	Limbah Bilasan
COD	mg COD/L	21.564	6.763
BOD <sub>5</sub>	mg BOD <sub>5</sub> /L	12.100	1.101
NH <sub>3</sub> -N	mg/L	2,08	1,50
pH	-	3,70	4,29

Parameter	Satuan	Limbah Rendaman	Limbah Bilasan
Alkalinitas	mg/L	93	110
TSS	mg/L	1190	450
N	mg/L	711,65	692,86
P	mg/L	94,31	76,45

#### 4.2 Pengujian *Hydraulic Loading Rate* (HLR)

Pengujian HLR dilakukan untuk mengetahui waktu detensi aktual limbah yang mengalir dalam reaktor yang digunakan. Uji HLR ini dilakukan menggunakan *trace color* yang dialirkan ke dalam reaktor yang digunakan. Pada penelitian ini menggunakan campuran air dan *fluorescent* sebagai *trace color* untuk pengujian HLR. *Fluorescent* merupakan salah satu bahan kimia yang dapat terdeteksi pada konsentrasi yang sangat rendah (Metcalf dan Eddy, 2004). Selain itu, *fluorescent* juga memenuhi syarat ketentuan sebagai *trace color* yaitu, tidak memberikan efek terhadap aliran (nilai densitas sama dengan air saat dilarutkan), tidak bereaksi dengan permukaan reaktor, serta mudah dianalisis dan mudah terlihat secara visual (Metcalf dan Eddy, 2004).

Pada pengujian HLR ini, waktu detensi aktual dapat diketahui ketika konsentrasi *fluorescent* mencapai kondisi stabil atau *steady state*. Pengujian ini menggunakan metode spektrofotometri dengan penentuan panjang gelombang optimum dan kalibrasi larutan *fluorescent* terlebih dahulu. Pengujian konsentrasi *fluorescent* dilakukan pada masing-masing efluen reaktor dengan sampling setiap selang waktu 15 menit (Rufaidah, 2015). Waktu sampling dimulai ketika *fluorescent* pertama kali keluar dari reaktor. Debit yang digunakan untuk pengujian HLR masing-masing reaktor adalah 43,2 L/hari.

#### 4.2.1 Perhitungan Hidrolik Reaktor

Penentuan HLR dan waktu detensi pada masing-masing reaktor dilakukan dengan menghitung nilai hidrolik reaktor dengan debit yang telah ditentukan. Berikut ini perhitungan nilai hidrolik untuk reaktor A dan B dengan debit 43,2 L/hari.

##### a. Unit *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR)

Reaktor ABR untuk masing-masing reaktor memiliki dimensi yang sama. Detail dari dimensi reaktor unit ABR sebagai berikut:

##### Dimensi Reaktor

- Jumlah Kompartemen	= 4 buah
- Panjang ABR kompartemen 1	= 21 cm
- Panjang ABR kompartemen 2 - 4	= 17 cm
- Lebar reaktor	= 26 cm
- Tinggi reaktor	= 40 cm
- Tinggi efektif	= 35 cm
- Freeboard	= 5 cm
- Panjang total	= 21 cm + (3 x 17 cm)
	= 72 cm

##### Volume

Total	= P total x l x t efektif
	= 72 cm x 26 cm x 35 cm
	= 65.520 cm <sup>3</sup>
	= 65,52 L
Kompartemen 1	= P komp 1 x l x t efektif
	= 21 cm x 26 cm x 35 cm
	= 19.110 cm <sup>3</sup>
	= 19,11 L
Kompartemen 2-4	= P komp 2-4 x l x t efektif
	= 17 cm x 26 cm x 35 cm
	= 15.470 cm <sup>3</sup>
	= 15,47 L
Debit	= 43,2 L/hari = 0,0432 m <sup>3</sup> /hari
HLR Komp 1	= $\frac{Q}{A_{surface}}$

$$= \frac{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}{26 \text{ cm} \times 21 \text{ cm}}$$

$$= 0,791 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$$

HLR Komp 2-4

$$= \frac{Q}{A_{\text{surface}}}$$

$$= \frac{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}{26 \text{ cm} \times 17 \text{ cm}}$$

$$= 0,977 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$$

Waktu detensi (td) Komp 1

$$= \frac{\text{Volume}}{Q}$$

$$= \frac{19.110 \text{ cm}^3}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}$$

$$= 0,44 \text{ hari}$$

$$= 10,56 \text{ jam}$$

Waktu detensi (td) Komp 2-4

$$= \frac{\text{Volume}}{Q}$$

$$= \frac{15.470 \text{ cm}^3}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}$$

$$= 0,36 \text{ hari}$$

$$= 8,64 \text{ jam}$$

Waktu detensi ABR

$$= \text{Td Komp 1} + \text{Td Komp 2-4}$$

$$= 10,56 \text{ jam} + (3 \times 8,64 \text{ jam})$$

$$= 36,48 \text{ jam}$$

b. Unit *Anaerobic/Aerobic Filter* (AF)

Reaktor AF untuk masing-masing reaktor memiliki dimensi yang sama. Detail dari dimensi reaktor unit AF sebagai berikut:

Dimensi Reaktor	
Tinggi media <i>bioball</i>	= 25 cm
Tinggi penyangga	= 5 cm
Tinggi muka air di atas filter	= 5 cm
Tinggi efektif	= 35 cm

Panjang AF	= 17 cm
Lebar AF	= 26 cm
Freeboard	= 5 cm
Ukuran media <i>bioball</i> (D)	= 3,5 cm
Volume penyangga filter	= Tinggi penyangga x P x l = 5 cm x 17 cm x 26 cm = 2.210 cm <sup>3</sup> = 2,21 L
Volume air di atas filter	= Tinggi air x P x l = 5 cm x 17 cm x 26 cm = 2.210 cm <sup>3</sup> = 2,21 L
Debit	= 43,2 L/hari = 0,0432 m <sup>3</sup> /hari
HLR pada Filter	
HLR 1	= $\frac{Q}{A_{surface} \times porositas}$ = $\frac{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}{(17 \text{ cm} \times 26 \text{ cm}) \times 0,85}$ = 1,15 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .hari
HLR d luar media filter	
HLR 2	= $\frac{Q}{A_{surface}}$ = $\frac{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari} \times Q}{17 \text{ cm} \times 26 \text{ cm}}$ = 0,97 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .hari
HLR rata-rata	= $\frac{(HLR 1 \times h 1) + (HLR 2 \times h 2)}{h 1 + h 2}$ = 1,12 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .hari
Waktu detensi filter (td)	= $\frac{Vol \text{ media} \times porositas}{Q}$ = $\frac{11.050 \text{ cm}^3 \times 0,85}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}$ = 0,217 hari

$$\begin{aligned}
 &= 5,21 \text{ jam} \\
 \text{Td komp} &= \text{td filter} + \frac{\text{Vol penyangga} + \text{Vol air atas media}}{Q} \\
 &= 5,21 \text{ jam} + \frac{2210 \text{ cm}^3 + 2210 \text{ cm}^3}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}} \\
 &= 5,21 \text{ jam} + 2,46 \text{ jam} \\
 &= 7,67 \text{ jam} \\
 \text{Waktu detensi Unit AF} &= 7,67 \text{ jam} \\
 \text{Waktu detensi total} &= \text{Td Unit ABR} + \text{Td unit AF} \\
 &= 36,48 \text{ jam} + 7,67 \text{ jam} \\
 &= 44,15 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

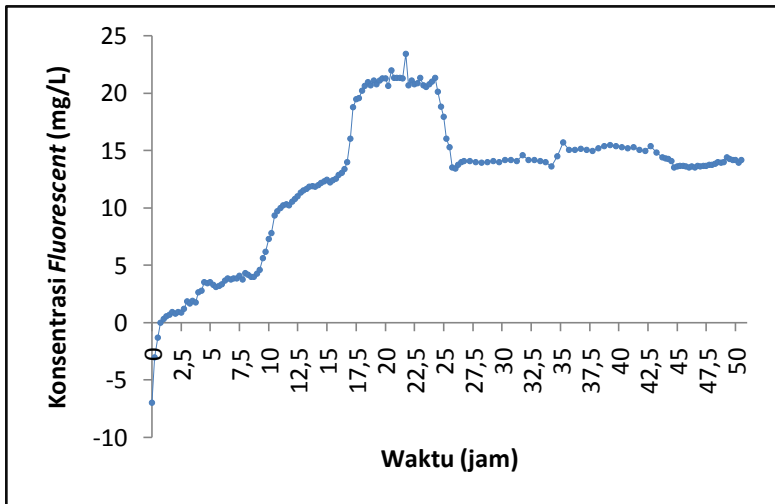
Hasil pengujian HLR digunakan untuk membandingkan waktu detensi perhitungan dengan waktu detensi aktual yang dapat dicapai oleh *fluorescent* pada efluen reaktor. Waktu detensi perhitungan pada reaktor A dan B dengan HLR 0,474 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari membutuhkan waktu selama 44,15 jam.

#### 4.2.2 Analisis Pengujian *Hydraulic Loading Rate* (HLR)

Pengujian konsentrasi *fluorescent* dilakukan setiap 15 menit pada titik sampling efluen dengan waktu detensi rencana reaktor A dan B sebesar 44,15 jam. Pengujian HLR ditambah beberapa jam untuk mengetahui apabila kondisi stabil reaktor terjadi di atas rentang waktu yang telah direncanakan (Rufaidah, 2015). Penentuan waktu detensi aktual reaktor dilihat dari konsentrasi *fluorescent* saat mencapai kondisi *steady state* dengan selisih presentase konsentrasi *fluorescent* pada efluen dengan konsentrasi awal. Grafik hasil pengujian HLR terdapat pada Gambar 4.1 dan Gambar 4.2.

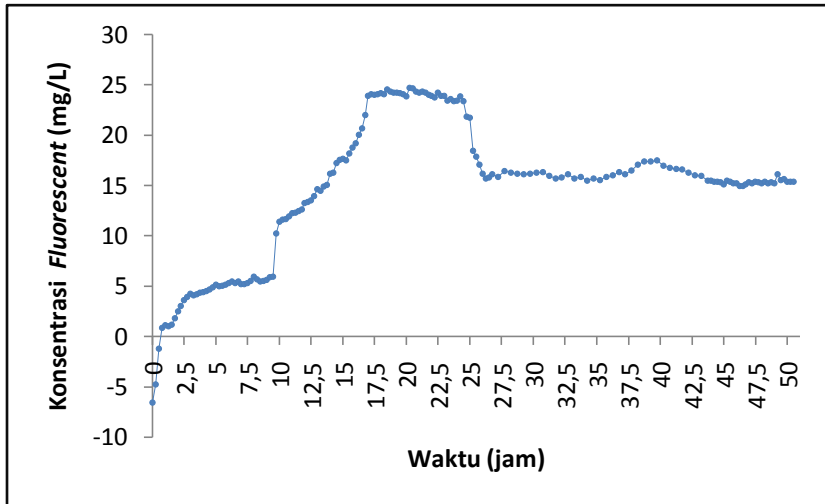
Konsentrasi *fluorescent* sebagai *trace color* yang digunakan pada pengujian HLR sebesar 30,69 mg/L. Pengujian HLR pada reaktor A dengan waktu detensi perhitungan 44,15 jam dan HLR 0,474 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari mampu mencapai kondisi stabil pada jam ke 49 atau menit ke 2.940. Konsentrasi *fluorescent* pada menit ke 2.940 sebesar 14 mg/L atau sebesar 45,61%

dari konsentrasi *fluorescent* awal. Konsentrasi *fluorescent* membutuhkan waktu selama 4,85 jam atau 291 menit lebih lama dari waktu detensi hitungan.



Gambar 4.1 Pengujian HLR Reaktor A

Pengujian HLR pada reaktor B dengan waktu detensi hitung dan HLR yang sama dengan reaktor A, yaitu waktu detensi perhitungan 44,15 jam dan HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{hari}$  mampu mencapai kondisi stabil pada jam ke 49,75 atau menit ke 2.985. Pengujian HLR reaktor B dapat mencapai 50,87% dari konsentrasi awal. Konsentasi efluen *fluorescent* pada menit ke 2.985 sebesar 15,61 mg/L. *Fluorescent* membutuhkan waktu 5,6 jam atau 336 menit lebih lama dari waktu detensi hitungan. Hasil pengukuran dari pengujian HLR untuk reaktor A dan B secara lengkap terdapat pada Lampiran D. Hasil Pengujian HLR untuk Reaktor A dan reaktor B terdapat pada Tabel 4.2.



**Gambar 4.2 Pengujian HLR Reaktor B**

Pada Tabel 4.2 terjadi kenaikan waktu detensi pada reaktor A sebesar 10,99% dan reaktor B sebesar 12,68%. Kenaikan waktu detensi aktual yang terjadi pada masing-masing reaktor disebabkan karena adanya perubahan kecepatan *upflow* dari *fluorescent* akibat *dead space* pada reaktor. Nilai *dead space* pada ABR lebih rendah yaitu sebesar kurang dari 8% *hydraulic dead space* pada reaktor kosong tanpa biomassa, sedangkan nilai *dead space* pada AF mencapai 50%-93% dari volume reaktor AF (Barber dan Stuckey, 1999). Adanya *dead space* pada unit ABR dan AF juga disebabkan karena perubahan fluktuatif dari debit influen (Sarathai *et al.*, 2010).

**Tabel 4.2 Hasil Pengujian HLR**

Parameter	Reaktor A	Reaktor B
Q rencana	43,2 L/hari	43,2 L/hari
HLR	0,474 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .hari	0,474 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .hari
Td perhitungan	44,15 jam	44,15 jam
Td aktual	49 jam	49,75 jam
Selisih Td	4,85 jam	5,6 jam
% Perubahan Td	10,99%	12,68%



Penurunan kecepatan *upflow* pada ABR dan AF mempengaruhi waktu detensi aktual reaktor. Nilai kecepatan *upflow* yang lebih kecil akan memberikan waktu detensi atau HRT yang lebih besar. Perubahan kecepatan *upflow* terbesar terjadi pada unit AF karena adanya media filter berupa *bioball* sehingga kecepatan *upflow* menjadi lebih kecil. Efisiensi hidrolis mempengaruhi kemampuan reaktor dalam mengalirkan influen yang masuk serta kapasitas influen yang mengalami *mixing* di dalamnya.

### 4.3 Proses *Seeding* dan Aklimatisasi

*Seeding* dan Aklimatisasi merupakan tahapan awal yang sangat penting untuk keberlangsungan proses pengolahan limbah industri tempe. *Seeding* berfungsi untuk memperbanyak populasi mikroorganisme dengan menambahkan lumpur aktif secara *batch* ke reaktor. Lumpur aktif yang digunakan berasal dari unit *Return Activated Sludge Secondary Clarifier* IPLT, Keputih, Surabaya. Proses pengolahan biologis ini sangat bergantung pada kualitas dan kuantitas bibit biomassa yang digunakan (Ahmad, 2004).

Proses *seeding* dilakukan dengan mengisi lumpur aktif ke dalam reaktor sebanyak 30% dari volume reaktor secara *batch*. Pada proses *seeding* dialirkan limbah dan gula 1% dengan perbandingan konsentrasi 50 : 50 (5.000 mg COD /L limbah : 5.000 mg COD /L gula) selama 3 hari secara *batch* ke dalam reaktor. Setelah itu, reaktor dioperasikan secara kontinu dengan dialiri limbah yang sama hingga tidak terjadi *bulking sludge*. Proses pengoperasian secara kontinu pada *seeding* selama 4 hari. Volume lumpur aktual yang digunakan pada masing-masing reaktor sebanyak 30,5 L untuk 5 kompartemen dengan masing-masing kompartemen sebanyak 6,1 L.

Pada proses *seeding* dilakukan pengukuran awal konsentrasi MLSS dari lumpur aktif yang digunakan pada masing-masing reaktor yaitu sebesar 1.180 mg/L reaktor A dan 1.373,33 mg/L

reaktor B. Setelah proses *seeding* secara kontinu selesai dan tidak terjadi *bulking sludge*, dilakukan pengukuran konsentrasi MLSS akhir pada masing-masing reaktor, yaitu sebesar 3.920 mg/L reaktor A dan 5.900 mg/L reaktor B. Nilai MLSS ini menandakan jumlah campuran solid dari hasil kombinasi *sludge* dalam reaktor dan influen limbah dalam reaktor (Metcalf dan Eddy, 2004). MLSS adalah jumlah total dari padatan tersuspensi berupa material organik dan mineral, termasuk di dalamnya adalah mikroorganisme (Said, 2000). Hal ini menandakan bahwa peningkatan nilai MLSS sebagai peningkatan jumlah mikroorganisme dalam reaktor. Proses *seeding* selama 7 hari telah menunjukkan terjadi pertumbuhan mikroorganisme dalam reaktor sehingga proses aklimatisasi mikroorganisme dapat dilakukan. Hasil proses *seeding* terdapat pada Tabel 4.3.

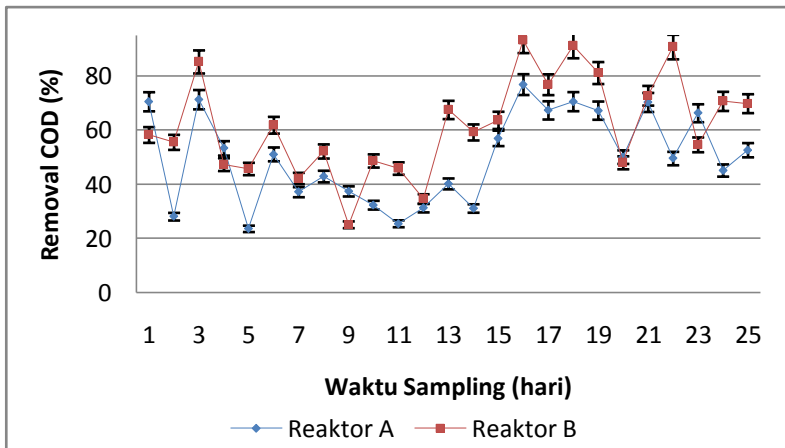
**Tabel 4.3 Hasil Proses Seeding**

Parameter	Reaktor A	Reaktor B
MLSS awal	1.180 mg/L	1.373,33 mg/L
MLSS akhir	3.920 mg/L	5.900 mg/L
Peningkatan MLSS	2.740 mg/L	4.526,67 mg/L

Proses selanjutnya adalah aklimatisasi, yaitu proses adaptasi mikroorganisme dengan kondisi air limbah sehingga dapat terus hidup dalam kondisi yang telah direncanakan. Tercapainya aklimatisasi ditandai dengan kondisi *steady state* mikroorganisme dalam mengolah limbah influen atau penurunan polutan organik limbah mencapai kondisi stabil yang ditandai dengan presentase removal COD memiliki selisih  $\leq 5\%$  dari hari pengujian sebelumnya.

Proses aklimatisasi pada penelitian ini berlangsung selama 25 hari, dimulai dari 12 Nopember 2015 hingga 6 Desember 2015. Pada proses aklimatisasi ini dilakukan pengujian parameter COD setiap harinya untuk mengetahui tingkat adaptasi mikroorganisme dalam mengolah limbah khususnya mengolah polutan organik. Waktu yang diperlukan untuk mencapai kondisi *steady state* pada proses aklimatisasi

menggunakan reaktor ABR berbeda-beda pada setiap penelitian. Waktu aklimatisasi reaktor ABR selama 48 hari (Rufaidah, 2015), 24 hari (Ahmad, 2004), 37 hari (Thanwised *et al.*, 2012), serta 45 hari (Ghaniyari *et al.*, 2010). Pada proses aklimatisasi dialirkan limbah industri tempe *medium strength* dengan konsentrasi COD 10.000 mg COD/L secara kontinu hingga removal COD mencapai kondisi *steady state*. Data pengukuran removal COD pada proses aklimatisasi terdapat pada Gambar 4.3.



**Gambar 4.3 Presentase Removal COD Pada Proses Aklimatisasi**

Pada Gambar 4.3 dapat dilihat bahwa presentase removal COD tertinggi pada proses aklimatisasi di reaktor A dengan proses anaerobik–anaerobik sebesar 76,89%. Pada reaktor B removal COD dengan proses anaerobik–aerobik sebesar 93,18%. Menurut penelitian yang ada, kondisi *steady state* pada reaktor ABR saat proses aklimatisasi mampu mencapai tingkat removal COD hingga mencapai 70% (Ghaniyari *et al.*, 2010), 92% (Zhu *et al.*, 2008) dan 58-68% (Rufaidah, 2015). Reaktor B memiliki presentase removal COD lebih besar dan dinilai lebih mampu mendegradasi parameter zak organik dibandingkan dengan reaktor A. Kinerja ini dilihat dari

kombinasi proses yang ada di reaktor B berupa proses aerobik serta waktu detensi aktual dari reaktor B lebih lama dibandingkan dengan reaktor A.

Waktu detensi aktual yang didapatkan pada pengujian HLR mempengaruhi waktu kontak air limbah dengan mikroorganisme yang tumbuh pada reaktor. Waktu detensi yang rendah memiliki nilai kecepatan *upflow* yang besar sehingga mengakibatkan kontak air limbah dengan mikroorganisme menurun. Hal ini menyebabkan laju transfer massa menurun sehingga terjadi penurunan efisiensi kinerja reaktor dalam mendegradasi polutan dalam air limbah (Bodkhe, 2009).

Presentase removal COD rata-rata untuk proses aklimatisasi pada reaktor A sebesar  $49,97 \% \pm 16,65$  dan reaktor B sebesar  $61,69 \% \pm 18,13$ . Reaktor A memiliki standard deviasi yang lebih kecil dari reaktor B sehingga dapat disimpulkan bahwa reaktor A lebih stabil dalam meremoval COD pada proses aklimatisasi. Hal ini disebabkan karena efisiensi hidrolik reaktor A lebih tinggi dengan presentase perubahan waktu detensi aktual yang lebih kecil dibandingkan dengan reaktor B. Efisiensi hidrolik sangat mempengaruhi proses adaptasi mikroorganisme dalam mendegradasi limbah yang masuk ke dalam reaktor sehingga mempengaruhi kinerja reaktor dalam meremoval COD.

#### **4.4 Pengujian Variasi Konsentrasi Limbah**

Pengujian variasi konsentrasi yang dilakukan pada penelitian ini terdiri dari tiga variasi limbah. Variasi konsentrasi limbah yang digunakan berdasarkan polutan organik yaitu konsentrasi COD limbah. Konsentrasi limbah divariasikan berdasarkan *range* konsentrasi *high strength*, *medium strength*, dan *low strength*. Konsentrasi limbah industri *high strength* yang digunakan adalah  $\geq 20.000$  mg COD/L, *medium strength* 5.000–10.000 mg COD/L, dan *low strength* 1.000–3.000 mg COD/L.

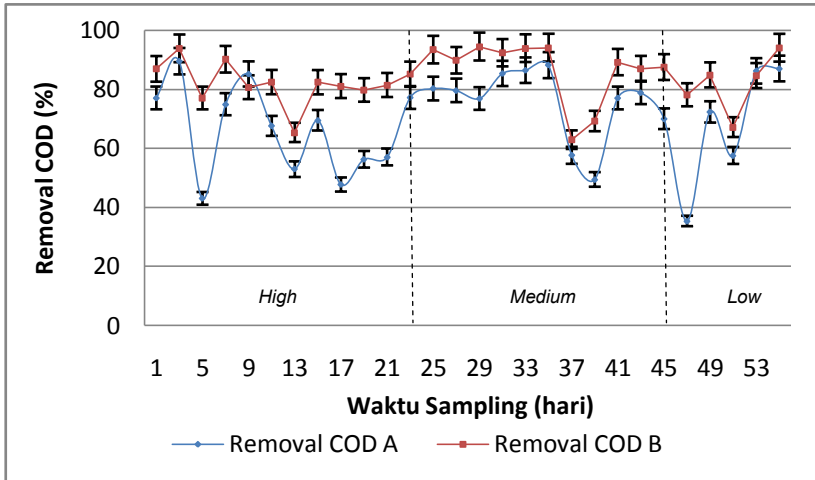
Pengujian variasi konsentrasi limbah dimulai dari limbah dengan konsentrasi *high strength* sampai mencapai kondisi *steady state* kemudian dilanjutkan dengan limbah variasi konsentrasi *medium strength* dan *low strength*. Hal ini bertujuan agar mikroorganismenya bisa beradaptasi mengolah limbah dengan konsentrasi tinggi, sehingga ketika sudah mencapai kondisi *steady state* mikroorganismenya tersebut lebih stabil dan mampu mengolah limbah dengan konsentrasi yang lebih rendah. Kondisi *steady state* menunjukkan kondisi saat terjadi reduksi zat organik yang konstan pada beban organik dan hidrolis tertentu (Kundu *et al.*, 2013). Tercapainya kondisi *steady state* terjadi apabila efisiensi degradasi zat organik kurang dari 5% selama tiga hari berturut-turut (Feng *et al.*, 2008).

#### **4.4.1 Analisis Penurunan Konsentrasi COD dan BOD<sub>5</sub>**

Penurunan konsentrasi organik ditunjukkan melalui removal konsentrasi COD dan BOD<sub>5</sub> sebagai parameter utama pada penelitian ini. Penentuan kemampuan reaktor dalam mengoksidasi zat organik pada limbah dapat berdasarkan efisiensi removal COD yang terjadi pada proses anaerobik maupun aerobiknya. Efisiensi removal parameter COD untuk ketiga variasi konsentrasi limbah (*high strength*, *medium strength* dan *low strength*), yaitu reaktor A sebesar 35,38%-89,49% dan reaktor B sebesar 67,16%-94,44%. Data pengukuran untuk parameter COD pada masing-masing reaktor untuk seluruh variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.4.

Pada Gambar 4.4 dapat dilihat bahwa Reaktor B memiliki efisiensi removal konsentrasi COD yang lebih stabil jika dibandingkan dengan reaktor A. Presentase removal COD rata-rata pada reaktor A sebesar 70,22 % ± 15,28 dan reaktor B sebesar 83,88 % ± 9,07. Reaktor B memiliki standard deviasi yang lebih kecil dari reaktor A sehingga dapat disimpulkan bahwa reaktor B lebih stabil dalam meremoval

parameter COD pada limbah variasi konsentrasi *high*, *medium* dan *low strength*.



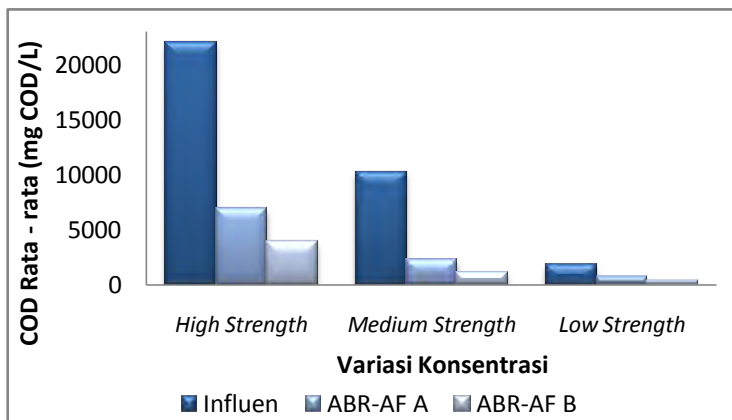
**Gambar 4.4 Presentase Removal COD**

Hal ini menunjukkan bahwa reaktor B mampu beradaptasi lebih baik dengan limbah mulai dari konsentrasi *high*, *medium* dan *low strength* sehingga lebih stabil dalam meremoval COD dibandingkan dengan reaktor A. Selain itu, berdasarkan pengujian HLR yang telah dilakukan reaktor B memiliki waktu detensi aktual 45 menit lebih lama dibandingkan reaktor A. Waktu detensi aktual ini sangat mempengaruhi kinerja reaktor dalam mendegradasi COD. Menurut Thanwised *et al.* (2012), setiap kenaikan nilai HRT menyebabkan presentase removal COD meningkat. Hal ini disebabkan semakin lama waktu tinggal limbah dalam reaktor maka semakin lama juga kontak limbah dengan mikroorganisme pada lumpur aktif dalam hal mendegradasi kandungan zat organik, salah satunya parameter COD.

Pada variasi konsentrasi limbah *high strength* mencapai kondisi *steady state* setelah 23 hari. Presentase removal rata-

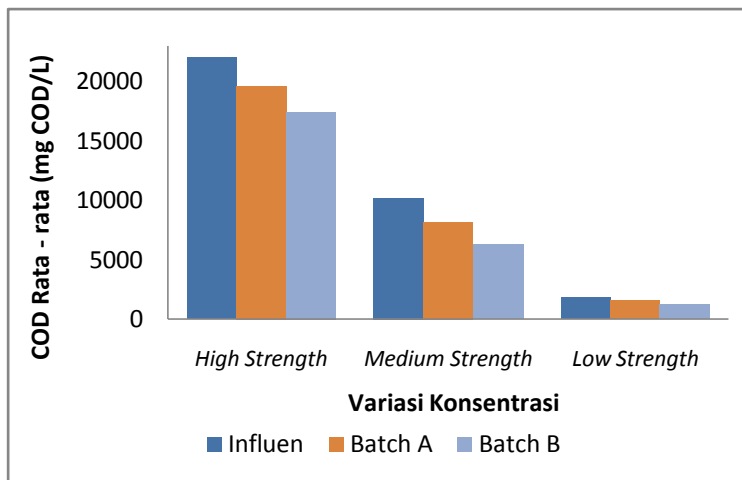
rata pada konsentrasi *high strength* reaktor A sebesar 66,49% dan reaktor B sebesar 82,17%. Modifikasi ABR-AF kedua reaktor memiliki efisiensi terbesar dalam meremoval COD limbah pada variasi konsentrasi *medium strength* yaitu berada pada rentang 5.000 mg COD/L–10.000 mg COD/L. Kedua reaktor mampu mendegradasi COD hingga 75,42% untuk reaktor A dan 86,70% untuk reaktor B.

Rata-rata konsentrasi COD efluen ABR-AF yang dihasilkan untuk variasi konsentrasi *high strength* dan *medium strength* dalam penelitian ini masih tergolong tinggi, yaitu berada pada rentang 1.179,14–6.948,53 mg COD/L. Pada variasi konsentrasi *low strength* nilai efluen COD untuk reaktor A mencapai 181,82 mg COD/L dan reaktor B mencapai 113,64 mg COD/L. Efluen ABR-AF variasi *low strength* untuk reaktor A dan B telah memenuhi baku mutu sesuai dengan Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri Tempe yaitu 300 mg/L untuk parameter COD. Rata-rata konsentrasi COD untuk reaktor A dan B pada ketiga variasi terdapat pada Gambar 4.5.



**Gambar 4.5 Konsentrasi COD Rata-rata**

Jumlah zat organik terbesar yang dimanfaatkan oleh mikroorganisme berupa konsentrasi COD terjadi pada konsentrasi limbah *high strength*. Peningkatan konsentrasi COD yang dimanfaatkan oleh mikroorganisme berbanding lurus dengan konsentrasi influen limbah yang masuk ke dalam reaktor. Pada konsentrasi *high strength*, jumlah zat organik yang dimanfaatkan oleh mikroorganisme pada reaktor A sebesar 15.095,59 mg COD/L dan reaktor B sebesar 18.135,29 mg COD/L. Semakin besar zat organik yang dimanfaatkan oleh mikroorganisme, maka semakin besar pula nilai presentase removal COD. Hal ini ditunjukkan dengan presentase removal COD rata-rata reaktor B 83,55% lebih besar dibandingkan dengan reaktor A yang memiliki presentase removal COD rata-rata sebesar 69,87%. Rata-rata konsentrasi COD untuk reaktor *batch* pada ketiga variasi terdapat pada Gambar 4.6.



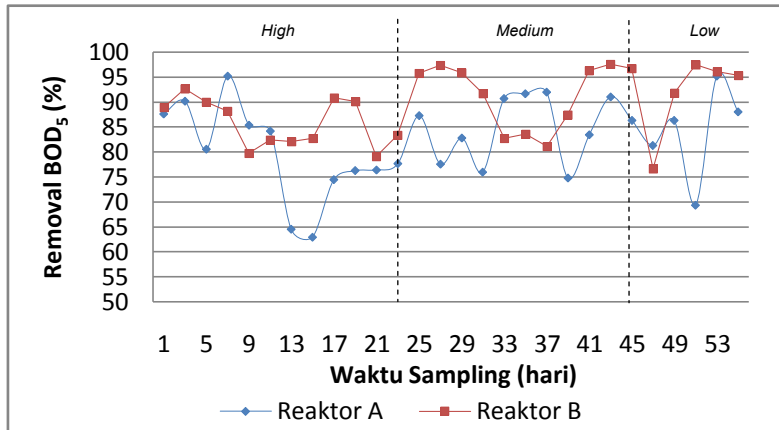
**Gambar 4.6 Konsentrasi COD Rata-rata Reaktor *Batch***

Pada Gambar 4.6 dapat dilihat bahwa reaktor *batch* untuk masing-masing jenis pengolahan anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik mengalami penurunan konsentrasi COD.



Reaktor *batch* untuk reaktor A (anaerobik-anaerobik) mampu menurunkan konsentrasi COD hingga 18,13% sedangkan reaktor *batch* untuk reaktor B (anaerobik-aerobik) mampu menurunkan konsentrasi COD hingga 63,77%. Terjadi peningkatan removal COD sebesar 5 kali lipat untuk reaktor A dan 2 kali lipat untuk reaktor B. Perbandingan dengan reaktor *batch* menunjukkan bahwa reaktor A dengan pengolahan anaerobik-anaerobik cenderung mampu mendegradasi COD dibandingkan dengan reaktor B.

Parameter zat organik lainnya adalah BOD<sub>5</sub>, sebagai parameter utama untuk menentukan kuantitas oksigen yang diperlukan oleh mikroorganisme dalam mendegradasi zat organik yang ada serta menentukan efisiensi kerja reaktor (Metcalf dan Eddy, 2004). Efisiensi removal parameter BOD<sub>5</sub> untuk ketiga variasi konsentrasi limbah (*high strength, medium strength dan low strength*), yaitu reaktor A sebesar 62,95%-95,25% dan reaktor B sebesar 76,64%-97,56%. Data pengukuran untuk presentase removal parameter BOD<sub>5</sub> masing-masing reaktor secara detail terdapat pada Gambar 4.7.



**Gambar 4.7 Presentase Removal BOD<sub>5</sub>**

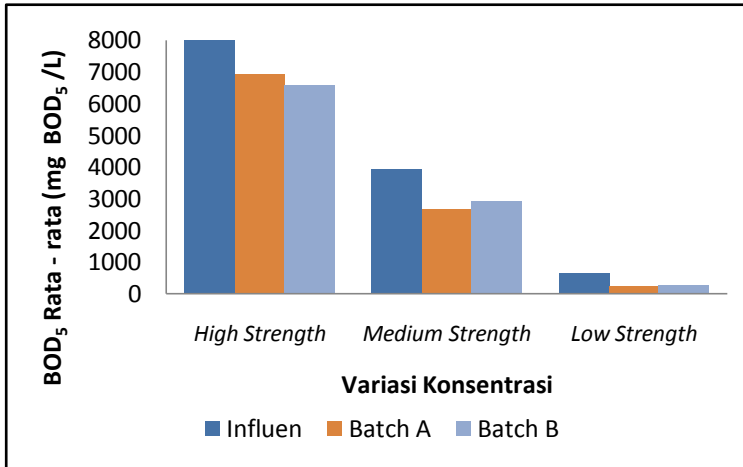
Pada Gambar 4.7 dapat dilihat bahwa Reaktor B memiliki efisiensi removal konsentrasi BOD<sub>5</sub> yang lebih stabil jika dibandingkan dengan reaktor A. Presentase removal BOD<sub>5</sub> rata-rata pada seluruh variasi konsentrasi untuk reaktor A sebesar 82,47 % ± 8,60 dan reaktor B sebesar 89,08 % ± 6,62. Reaktor B memiliki standard deviasi yang lebih kecil dari reaktor A sehingga dapat disimpulkan bahwa reaktor B lebih stabil dalam meremoval parameter BOD<sub>5</sub> pada limbah variasi konsentrasi *high*, *medium* dan *low strength*.

Presentase removal BOD<sub>5</sub> rata-rata pada konsentrasi *high strength* reaktor A sebesar 79,61% dan reaktor B sebesar 85,85%. Nilai efluen rata-rata yang dapat dicapai sebesar 1.705,03 mg BOD<sub>5</sub>/L untuk reaktor A dan 1.172,45 mg BOD<sub>5</sub>/L untuk reaktor B. Modifikasi ABR-AF untuk kedua reaktor memiliki efisiensi terbesar dalam meremoval BOD<sub>5</sub> limbah pada konsentrasi limbah *medium strength*. Kedua reaktor mampu mendegradasi BOD<sub>5</sub> dengan presentase removal tertinggi mencapai 91,97% untuk reaktor A dan 97,56% untuk reaktor B.

Pada konsentrasi *medium strength* reaktor B juga stabil dalam mendegradasi parameter BOD<sub>5</sub> dibandingkan dengan reaktor A. Pada penelitian ini, mikroorganisme pada reaktor B lebih mampu beradaptasi terhadap perubahan konsentrasi influen yang cukup signifikan. Pada variasi konsentrasi *low strength*, reaktor A dan reaktor B cenderung mengalami penurunan dalam mendegradasi BOD<sub>5</sub>. Presentase removal BOD<sub>5</sub> untuk reaktor A sebesar 84,06% dan reaktor B sebesar 91,50%. Hal ini disebabkan terjadinya penurunan pemanfaatan zat organik oleh mikroorganisme berupa BOD<sub>5</sub> hanya berkisar 540,66 mg BOD<sub>5</sub>/L untuk reaktor A dan 573,80 mg BOD<sub>5</sub>/L.

Semakin sedikit zat organik yang digunakan oleh mikroorganisme maka menyebabkan semakin kecil presentase BOD<sub>5</sub> yang dapat didegradasi pada limbah. Rata-rata konsentrasi BOD<sub>5</sub> pada masing-masing reaktor *batch* terdapat pada Gambar 4.8. Pada Gambar 4.8 dapat dilihat

bahwa reaktor *batch* untuk masing-masing jenis pengolahan anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik mampu menurunkan konsentrasi BOD<sub>5</sub>.



**Gambar 4.8 Konsentrasi BOD<sub>5</sub> Rata-rata Reaktor *Batch***

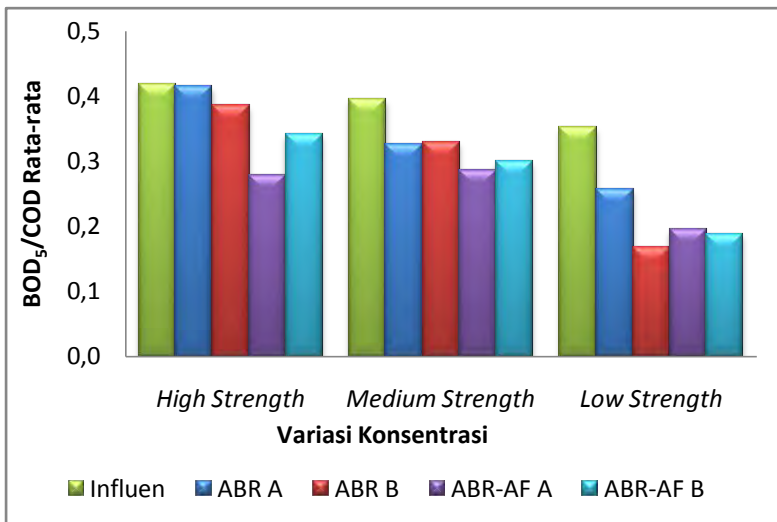
Reaktor *batch* untuk reaktor A (anaerobik-anaerobik) mampu menurunkan konsentrasi BOD<sub>5</sub> hingga 19,14% sedangkan reaktor *batch* untuk reaktor B (anaerobik-aerobik) mampu menurunkan konsentrasi BOD<sub>5</sub> hingga mencapai 72,70%. Perbandingan dengan reaktor *batch* menunjukkan bahwa reaktor B dengan pengolahan anaerobik-aerobik cenderung mampu mendegradasi BOD<sub>5</sub> dibandingkan dengan reaktor A.

Rata-rata konsentrasi BOD<sub>5</sub> efluen ABR-AF yang dapat dihasilkan dalam penelitian ini masih tergolong tinggi untuk variasi konsentrasi *high strength* dan *medium strength*, yaitu berada pada rentang 167,61–3.279,11 mg BOD<sub>5</sub>/L. Pada variasi konsentrasi *low strength*, nilai efluen BOD<sub>5</sub> untuk reaktor A mampu mencapai 25,94 mg BOD<sub>5</sub>/L dan reaktor B mencapai 12,13 mg BOD<sub>5</sub>/L. Efluen ABR-AF untuk reaktor A dan B telah memenuhi baku mutu sesuai dengan Peraturan

Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri Tempe yaitu 150 mg/L untuk parameter BOD<sub>5</sub>.

#### 4.4.2 Analisis BOD<sub>5</sub>/COD

Rasio BOD<sub>5</sub>/COD menunjukkan nilai biodegradabilitas limbah yang diolah pada reaktor. Pada masing-masing reaktor cenderung terjadi penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada variasi konsentrasi *medium strength*, *high strength* dan *low strength*. Nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada penelitian ini berada pada rentang 0,17-0,42. Hal ini menunjukkan bahwa pengolahan yang terjadi berada pada zona *biodegradable*. Zona *biodegradable* merupakan jumlah zat organik yang dapat didegradasi oleh mikroorganisme pada kondisi alami dan kondisi pengolahan yang telah ditentukan (Samudro dan Mangkoediharjo, 2010). Hubungan antara nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada masing-masing reaktor dengan presentase removal BOD<sub>5</sub> dan COD terdapat pada Gambar 4.9.



Gambar 4.9 Rasio BOD<sub>5</sub>/COD

Nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada konsentrasi *high strength* mengalami penurunan dari influen sebesar 0,42 menjadi 0,28 pada reaktor A dan 0,42 menjadi 0,34 pada reaktor B. Penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada reaktor A lebih tinggi dibandingkan dengan reaktor B, yaitu sebesar 0,14. Penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD ini disebabkan karena terjadi penurunan konsentrasi BOD<sub>5</sub> yang lebih banyak dibandingkan dengan konsentrasi COD. Hal ini menunjukkan bahwa zat organik yang diolah lebih dominan bersifat *biodegradable* (parameter BOD<sub>5</sub>). Efisiensi removal COD rata-rata variasi *high strength* mencapai 66,49% dan 82,17% untuk reaktor A dan B. Sedangkan untuk parameter BOD<sub>5</sub>, efisiensi removal mencapai 79,61% pada reaktor A dan 85,85% pada reaktor B. Penurunan rasio BOD<sub>5</sub>/COD ini menandakan bahwa besarnya presentase removal BOD<sub>5</sub> dibandingkan dengan removal COD sehingga menyebabkan rasio BOD<sub>5</sub>/COD kecil.

Pada konsentrasi *medium strength*, nilai BOD<sub>5</sub>/COD juga mengalami penurunan sebesar 27,41% untuk reaktor A dan 24,27% untuk reaktor B. Dari tren yang ada, terjadi penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD dari titik influen, ABR dan ABR-AF pada masing-masing reaktor A dan B. Nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada efluen untuk reaktor A dan B berturut-turut sebesar 0,29 dan 0,30. Terjadi penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD sebesar 0,11 untuk reaktor A dan 0,10 untuk reaktor B. Pada variasi konsentrasi *medium strength*, reaktor B memiliki penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD lebih sedikit dibandingkan dengan reaktor A. Hal ini disebabkan oleh reaktor B lebih banyak mendegradasi COD sehingga rasio BOD<sub>5</sub>/COD lebih besar dibandingkan dengan reaktor A dengan presentase removal BOD<sub>5</sub> yang lebih besar.

Nilai BOD<sub>5</sub>/COD yang kecil mengindikasikan kecenderungan zat organik yang diolah pada limbah lebih *biodegradable* sehingga lebih tinggi dalam menurunkan konsentrasi BOD<sub>5</sub> daripada COD. Rasio BOD/COD untuk proses biologis berada pada *range biodegradable*, yaitu 0,2-0,5 (Samudro dan Mangkoediharjo, 2010). Rasio BOD/COD antara 0,2 dan 0,5 dapat diolah dengan proses biologis, tetapi proses

dekomposisinya lebih lambat karena mikroorganismenya membutuhkan aklimatisasi dengan limbah tersebut (Fresenius *et al.*, 1989). Rasio BOD<sub>5</sub>/COD kurang dari 0,1 menunjukkan besarnya zat organik yang termasuk dalam *hard-biodegradable*. Hal ini juga menunjukkan bahwa mikroorganismenya berada dalam kondisi toksik (Samudro dan Mangkoediharjo, 2010).

Nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada konsentrasi *low strength* memiliki nilai yang paling rendah dibanding variasi konsentrasi lainnya. Terjadi penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD dari influen sebesar 0,35 menjadi 0,19 pada reaktor A dan B. Penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD pada reaktor A sebesar 0,16 dan reaktor B sebesar 0,19. Hal ini dapat disimpulkan bahwa zat organik yang terolah pada variasi *low strength* lebih dominan bersifat *biodegradable*. Selain itu, reaktor A dan reaktor B memiliki biodegradabilitas yang tinggi dalam menurunkan BOD<sub>5</sub> pada limbah variasi konsentrasi *low strength* karena terjadi penurunan nilai BOD<sub>5</sub>/COD paling besar dibandingkan dengan variasi konsentrasi *high strength* dan *medium strength*.

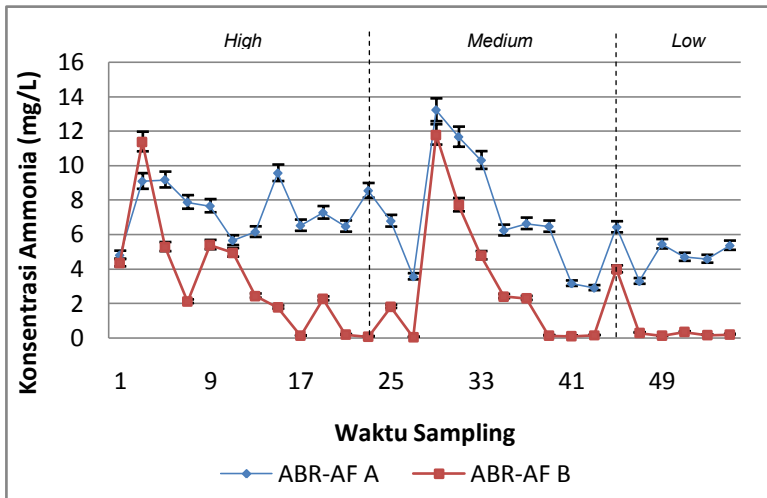
#### **4.4.3 Analisis Konsentrasi Ammonia–Nitrogen (NH<sub>3</sub>-N) dan Nitrat–Nitrogen (NO<sub>3</sub>-N)**

Parameter ammonia-nitrogen diproduksi dengan cara mendegradasi senyawa nitrogen secara biologis (Aljumriana, 2015). Keberadaan ammonia pada proses anaerobik juga menjadi salah satu indikator terjadinya aktivitas mikroorganismenya terutama pada proses degradasi senyawa protein (Sans *et al.*, 1992). Hasil pengukuran konsentrasi ammonia-nitrogen pada masing-masing reaktor terdapat pada Gambar 4.10.

Pada variasi konsentrasi *high strength*, konsentrasi ammonia pada influen berada pada rentang 1,19-6,79 mg/L. Pada kondisi *steady state* perubahan konsentrasi ammonia dari titik sampling influen ke efluen sebesar 2,93 mg/L untuk reaktor A sedangkan untuk reaktor B justru terjadi peningkatan

konsentrasi ammonia sebesar 5,53 mg/L. Pada reaktor A, konsentrasi ammonia-nitrogen mengalami peningkatan di titik effluen akibat pengolahan berlangsung secara anaerobik.

Pada kondisi anaerobik tidak terjadi proses nitrifikasi sehingga ammonia-nitrogen yang terkandung pada limbah tidak terolah namun justru mengalami peningkatan. Konsentrasi ammonia dapat meningkat sejalan dengan kenaikan pH dan temperatur (Herlambang dan Marsidi, 2003). Berbeda dengan reaktor B, pengolahan dengan kombinasi proses anaerobik-aerobik mampu menurunkan konsentrasi ammonia-nitrogen. Pada proses aerobik berlangsung proses nitrifikasi untuk mengolah ammonia menjadi nitrit oleh *Nitrosomonas sp.* dan selanjutnya nitrit diolah menjadi nitrat oleh *Nitrobacter sp.* (Washington State Department of Health, 2005).



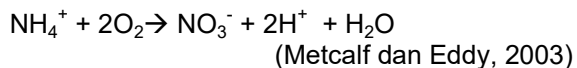
**Gambar 4.10** Konsentrasi Ammonia

Konsentrasi ammonia pada variasi konsentrasi *medium strength* berada pada rentang 2,35-8,36 mg/L. Menurut penelitian yang telah dilakukan oleh Yenigün dan Demirel (2013), konsentrasi ammonia-nitrogen meningkat seiring

dengan terjadinya degradasi zat organik secara anaerobik. Terjadi peningkatan konsentrasi ammonia pada kondisi *steady state* dari titik influen ke effluen berturut-turut sebesar 4,98 mg/L reaktor A dan 2,54 mg/L reaktor B.

Konsentrasi ammonia tertinggi terjadi pada reaktor A hari ke-29, yaitu sebesar 13,22 mg/L. Nilai ini masih jauh dari ambang batas konsentrasi ammonia bebas sebesar 150 mg/L yang mampu menghambat proses pengolahan secara anaerobik (Yenigün dan Demirel, 2013). Peningkatan konsentrasi ammonia-nitrogen ini disebabkan oleh banyaknya zat organik yang diolah oleh mikroorganisme sehingga semakin tinggi konsentrasi ammonia yang dihasilkan (Amsah dkk., 2014).

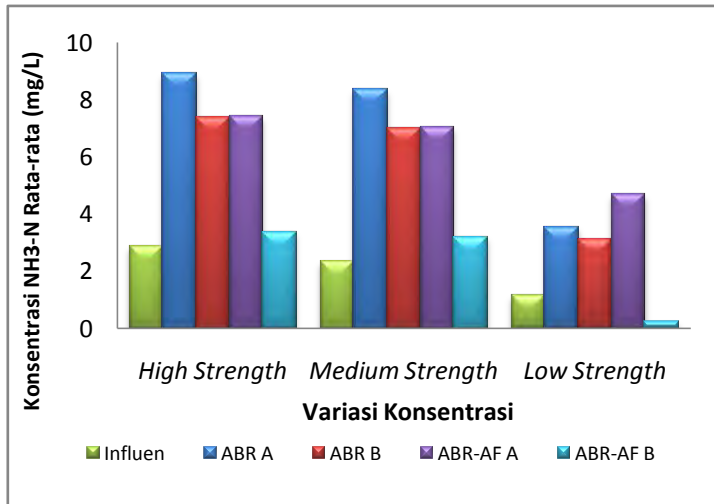
Pada konsentrasi *low strength*, perubahan konsentrasi ammonia pada kondisi *steady state* mengalami peningkatan pada reaktor A sebesar 4,43 mg/L sedangkan pada reaktor B mengalami penurunan sebesar 0,72 mg/L. Pada variasi konsentrasi *low strength*, konsentrasi ammonia-nitrogen di titik effluen reaktor B berada pada rentang 0,14-0,37 mg/L. Berdasarkan tren yang ada, reaktor B cenderung menurunkan konsentrasi ammonia-nitrogen limbah disebabkan karena terjadinya proses nitrifikasi pada kondisi aerobik. Proses nitrifikasi yaitu perubahan nitrogen organik menjadi nitrat dengan melibatkan mikroorganisme dalam kondisi aerobik (Suganda *et al.*, 2014). Bentuk reaksi total oksidasi yang terjadi pada proses aerobik seperti berikut:



Proses nitrifikasi dapat berlangsung secara optimum dalam kondisi aerobik pada kandungan oksigen terlarut >2 mg/L, pada kondisi pH berkisar antara 7,8 hingga 8 (Fritz Industries, 2005) dan suhu antara 30°-40° C (*The Water Planet Company*, 2010). Kondisi reaktor pada ketiga titik sampling untuk reaktor B berada pada pH dengan rentang 4,81-9,04



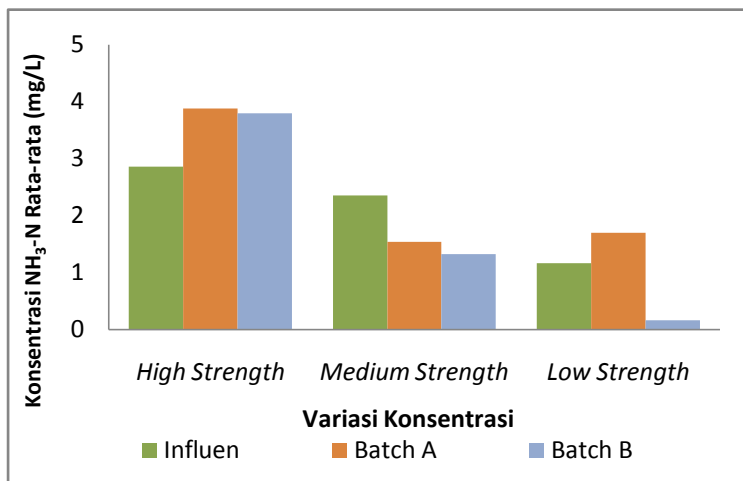
mg/L dan suhu antara 30°-35° C. Pengukuran konsentrasi ammonia-nitrogen rata-rata reaktor A dan B untuk semua variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.11.



**Gambar 4.11 Konsentrasi Ammonia-Nitrogen Rata-rata**

Pada Gambar 4.11 dapat dilihat bahwa konsentrasi influen limbah berbanding lurus dengan konsentrasi ammonia pada limbah. Semakin tinggi konsentrasi influen maka semakin tinggi pula konsentrasi ammonia-nitrogen pada limbah. Pada ABR A dan ABR B masing-masing variasi konsentrasi terjadi peningkatan konsentrasi ammonia dari titik efluen yang disebabkan karena terjadinya proses amonifikasi, yaitu proses konversi zat organik menjadi ammonia-nitrogen (*The Water Planet Company, 2010*). Pada ABR terjadi pengolahan zat organik berupa COD dan BOD<sub>5</sub> oleh mikroorganisme dengan presentase removal rata-rata ketiga variasi sebesar 48,68% dan 58,89% untuk reaktor A dan 58,57% dan 68,49% untuk reaktor B. Pengukuran konsentrasi ammonia-nitrogen rata-rata reaktor *batch* untuk semua variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.12.

Pada reaktor *batch* A untuk jenis pengolahan anaerobik-anaerobik terjadi peningkatan konsentrasi ammonia-nitrogen rata-rata dari titik influen ke efluen sebesar 1,11 mg/L. Peningkatan konsentrasi ammonia-nitrogen yang terjadi sekitar 31,93%. Reaktor *batch* B dengan kombinasi pengolahan anaerobik-aerobik mampu menurunkan konsentrasi ammonia nitrogen dengan rata-rata mencapai 29,07% atau sebesar 0,51 mg/L untuk ketiga variasi konsentrasi.



**Gambar 4.12** Konsentrasi Ammonia-Nitrogen Rata-rata Reaktor *Batch*

Perbandingan dengan reaktor *batch* menunjukkan bahwa reaktor B dengan pengolahan anaerobik-aerobik mampu menurunkan konsentrasi ammonia-nitrogen. Hal ini disebabkan terjadi proses nitrifikasi yang mampu mendegradasi senyawa ammonia menjadi senyawa transisi nitrit selanjutnya diikuti proses oksidasi nitrit menjadi senyawa nitrat yang stabil (Titiresmi dan Sopiah, 2006).

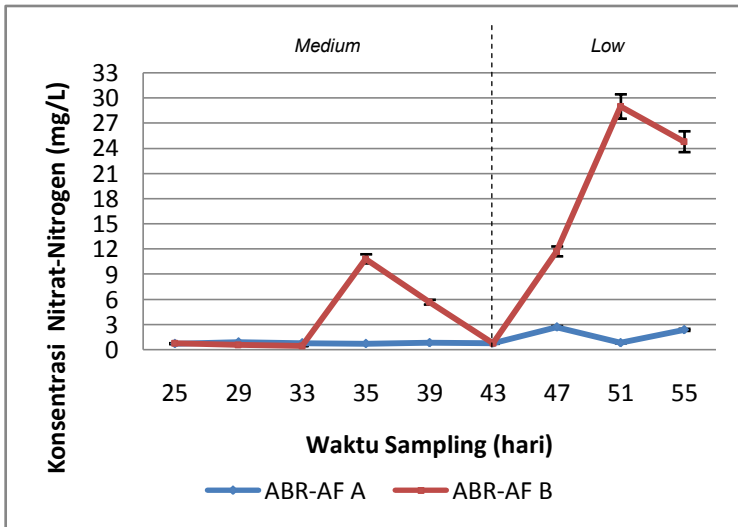
Rata-rata konsentrasi ammonia-nitrogen pada titik efluen ABR-AF dalam penelitian ini tergolong tinggi untuk reaktor A yaitu sebesar 2,91-13,22 mg/L. Hal ini menyebabkan efluen ABR-AF A masih berbau menyengat sehingga diperlukan pengolahan lanjutan untuk menurunkan konsentrasi ammonia-nitrogen. Konsentrasi ammonia yang tinggi mempengaruhi fisiologi bakteri seperti terjadinya peningkatan energi untuk pertumbuhan, terjadinya perubahan pH di dalam sel dan menghambat reaksi enzimatik sehingga aktivitas mikroorganisme menurun (Whittman *et al.*, 1995).

Hasil dari proses transformasi senyawa nitrogen dari ammonia nitrogen adalah nitrit dan nitrat. Namun, pada penelitian ini tidak dilakukan pengukuran nitrit sehingga pada penelitian selanjutnya diperlukan analisis nitrit untuk mengetahui besarnya ammonia yang menjadi nitrit pada pengolahan anaerobik. Pada penelitian ini pengukuran nitrat-nitrogen dilakukan pada variasi konsentrasi *medium strength* dan *low strength*. Pengukuran nitrat dilakukan setiap 4 hari sekali untuk mengetahui tren nitrat-nitrogen yang terdegradasi ataupun yang terbentuk. Pembentukan nitrat berlangsung pada pH optimal berkisar antara 7,0-8,3 dan sekaligus dapat menurunkan nilai pH (Sawyer *et al.*, 2003). Hasil pengukuran konsentrasi nitrat-nitrogen pada masing-masing reaktor terdapat pada Gambar 4.13.

Pada variasi konsentrasi *medium strength*, konsentrasi influen nitrat-nitrogen berada pada rentang 0,68-3,91 mg/L. Konsentrasi efluen nitrat mengalami penurunan rata-rata sebesar 56,86% untuk reaktor A dan mengalami peningkatan sebesar 61,08% untuk reaktor B. Pada hari ke-35 terjadi peningkatan konsentrasi nitrat-nitrogen mencapai 10,85 mg/L dan menjadi konsentrasi tertinggi pada variasi konsentrasi *medium strength*.

Peningkatan konsentrasi nitrat-nitrogen ini disebabkan oleh proses pertumbuhan mikroorganisme kembali pada fase adaptasi (Metcalf dan Eddy, 2003). Hal ini disebabkan oleh

penurunan konsentrasi limbah influen dari *high strength* ke *low strength* sehingga kemampuan mikroorganisme denitrifikasi menurun akibat berkurangnya jumlah substrat. Selain itu, pada reaktor B terjadi proses aerobik di unit AF sehingga proses denitrifikasi tidak berlangsung maksimal.



**Gambar 4.13** Konsentrasi Nitrat-Nitrogen

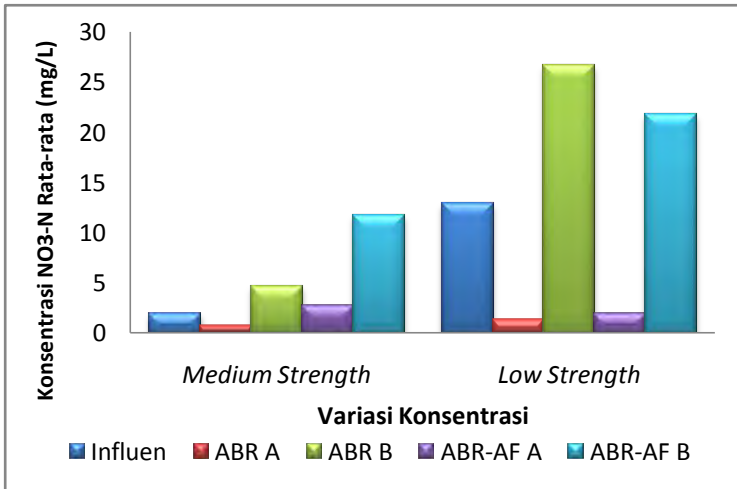
Perubahan konsentrasi nitrat-nitrogen pada saat *steady state* untuk variasi konsentrasi *medium strength* mengalami penurunan sebesar 1,15 mg/L untuk reaktor A dan 1,19 mg/L untuk reaktor B. Penurunan konsentrasi nitrat-nitrogen tersebut cukup besar dengan presentase sebesar 58,36% untuk reaktor A dan 60,09% untuk reaktor B. Hal ini menandakan bahwa terjadi proses pengolahan nitrat-nitrogen menjadi gas  $N_2$  pada reaktor.

Pada proses denitrifikasi, senyawa nitrat yang terbentuk dari proses oksidasi ammonia diolah menjadi gas nitrogen. Pada Gambar 4.13 dapat dilihat bahwa reaktor A dengan

pengolahan anaerobik-anaerobik lebih stabil dalam mengolah nitrat jika dibandingkan dengan reaktor B. Pada hari ke-51 terjadi perbedaan konsentrasi nitrat yang signifikan antara reaktor A sebesar 0,84 mg/L dan reaktor B sebesar 29 mg/L. Hal ini disebabkan karena pada reaktor A terjadi proses denitrifikasi sehingga *uptake* nitrat-nitrogen oleh mikroorganisme berlangsung maksimal.

Perbedaan yang signifikan ini juga disebabkan oleh penurunan laju pertumbuhan mikroorganisme akibat penurunan konsentrasi limbah influen yang diolah dari *medium strength* ke *low strength*. Menurut Davies (2005), pertumbuhan mikroorganisme meningkat seiring dengan peningkatan konsentrasi substrat. Penurunan konsentrasi influen limbah menyebabkan proses pertumbuhan mikroorganisme kembali pada fase adaptasi (Metcalf dan Eddy, 2003) sehingga tidak mampu mengolah nitrat yang ada. Kondisi aerobik yang terjadi pada reaktor B juga menjadi penyebab nitrat tidak mampu diolah dengan baik menjadi gas nitrogen oleh mikroorganisme. Pengukuran konsentrasi nitrat-nitrogen rata-rata untuk semua variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.14.

Konsentrasi nitrat-nitrogen pada variasi konsentrasi *low strength* saat kondisi *steady state* mengalami penurunan sebesar 11,20 mg/L untuk reaktor A dan peningkatan sebesar 11,21 mg/L untuk reaktor B. Pada reaktor B, proses denitrifikasi tidak berlangsung maksimal sehingga *uptake* nitrat oleh bakteri denitrifikasi dalam jumlah kecil. Hal ini menyebabkan konsentrasi nitrat-nitrogen pada reaktor B justru mengalami peningkatan.



**Gambar 4.14 Konsentrasi Nitrat-Nitrogen Rata-rata**

Penurunan konsentrasi nitrat-nitrogen rata-rata pada variasi *low strength* mencapai 84,59% untuk reaktor A. Konsentrasi rata-rata nitrat-nitrogen pada efluen ABR-AF reaktor A sebesar 1,99 mg/L dan reaktor B sebesar 21,85 mg/L. Pada reaktor B mengalami peningkatan konsentrasi rata-rata dari nitrat-nitrogen pada variasi *low strength* sebesar 40,98%.

Pada variasi konsentrasi *low strength* memiliki konsentrasi nitrat-nitrogen influen yang lebih besar dibandingkan dengan variasi konsentrasi *medium strength*. Hal ini disebabkan karena pengaruh *overflow* limbah dari bak pengatur tekanan menuju ke wadah influen sehingga menyebabkan kondisi menjadi aerobik. Selain itu, kondisi wadah influen yang terbuka juga menyebabkan kondisi menjadi aerobik sehingga terjadi proses pengolahan ammonia pada influen menjadi nitrat. Proses nitrifikasi ini menyebabkan kenaikan nitrat pada influen limbah.

Pada variasi *low strength*, konsentrasi nitrat-nitrogen di titik efluen ABR-AF reaktor A berada pada rentang 0,75-2,72

mg/L. Terjadi penurunan konsentrasi nitrat-nitrogen pada reaktor A sebesar 24,427% dengan penurunan konsentrasi sebesar 0,16 mg/L. Rata-rata konsentrasi nitrat-nitrogen pada titik efluen ABR-AF dalam penelitian ini tergolong tinggi untuk reaktor B yaitu mencapai 29 mg/L.

Konsentrasi nitrat pada efluen ABR-AF reaktor B melebihi baku mutu air kelas III dan IV untuk nitrat-nitrogen sebesar 20 mg/L sesuai Permen No. 82 tahun 2001 mengenai Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air. Hal ini menyebabkan efluen ABR-AF dari reaktor B memerlukan pengolahan lanjutan untuk menurunkan konsentrasi nitrat-nitrogen agar memenuhi baku mutu yang ditetapkan.

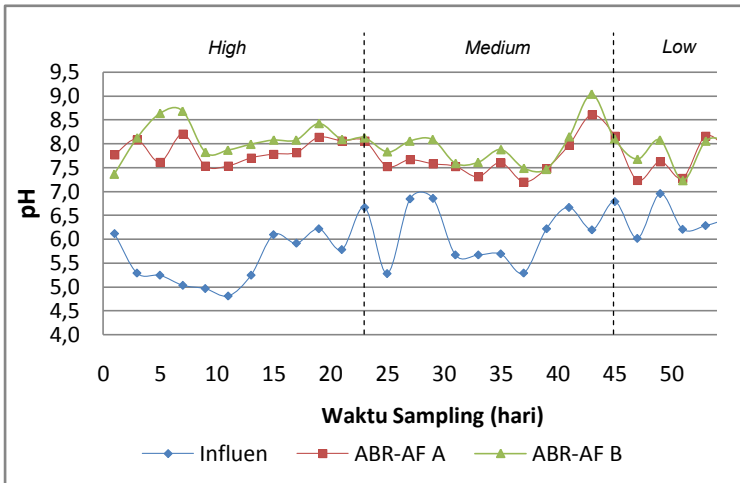
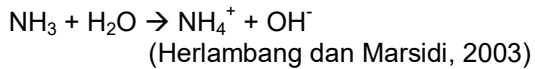
#### **4.4.4 Analisis pH, Alkalinitas dan *Volatile Fatty Acid* (VFA)**

Proses pengolahan limbah secara anaerobik memerlukan pengondisian lingkungan yang khusus untuk reaktor yang dioperasikan. Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam mendesain pengolahan secara anaerobik adalah kesetimbangan aktivitas mikroorganisme pada fase pengolahan zat organik yang akan terganggu ketika terjadi fluktuasi kuantitas dan kualitas limbah influen (Metcalf dan Eddy, 2004).

Salah satu faktor penting pada pengolahan anaerobik adalah pH atau derajat keasaman limbah. Data pengukuran nilai pH pada penelitian ini secara detail terdapat pada Gambar 4.15. Nilai pH di setiap influen reaktor pada masing-masing variasi konsentrasi berkisar antara 4,81 hingga 6,96. Pada masing-masing unit pengolahan reaktor A dan B terjadi kenaikan nilai pH.

Pada konsentrasi *high strength* nilai pH influen berada pada rentang 4,81 hingga 6,67. Tren pH pada masing-masing reaktor mengalami kenaikan hingga pH menjadi netral. Peningkatan nilai pH ini dipengaruhi oleh banyaknya zat

organik yang diolah oleh mikroorganismenjadi amonia-nitrogen pada proses amonifikasi. Ammonia-nitrogen yang terbentuk berubah menjadi ammonium terlarut dalam air sehingga ion OH<sup>-</sup> dalam limbah akan menjadi naik dan menyebabkan pH menjadi naik (Aljumriana, 2015). Ammonia nitrogen berada dalam air sebagai ammonium (NH<sub>4</sub><sup>+</sup>) berdasarkan reaksi kesetimbangan sebagai berikut:



**Gambar 4.15 Nilai pH**

Konsentrasi nilai pH rata-rata pada efluen ABR-AF reaktor A dan B berturut-turut 7,86 dan 8,11. Kondisi ini sangat mendukung mikroorganismen untuk tumbuh dan mendegradasi zat organik serta nutrien yang terdapat pada limbah. Menurut Sunu (2001), organismen yang merombak bahan organik akan menyesuaikan diri pada pH 6,5-8,3. Selain itu, hampir semua mikroorganismen mengalami pertumbuhan yang sangat tinggi pada pH antara 6-8 atau kondisi netral. Kondisi asam yang



kuat atau alkali dapat menghambat aktivitas mikroorganisme (Ewies *et al.*, 1998).

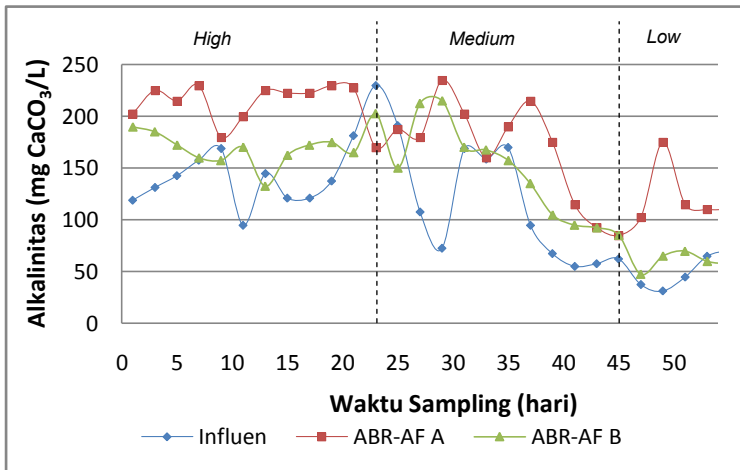
Pada Gambar 4.15 dapat dilihat bahwa reaktor A dan B mampu mempertahankan nilai pH dari limbah yang diolah. Gambar 4.15 juga menunjukkan bahwa pada masing-masing variasi konsentrasi tidak mengalami kenaikan ataupun penurunan yang signifikan. Nilai pH masih berada pada kisaran pH netral dan termasuk dalam rentang pH yang baik untuk pertumbuhan mikroorganisme. Pada variasi konsentrasi *medium strength* yang terjadi pada hari ke 25-45, nilai pH efluen berada pada rentang 7,20-8,61 untuk reaktor A dan 7,47-9,04 untuk reaktor B. Nilai pH pada kondisi *steady state* pada efluen reaktor A sebesar 8,07 dan 8,13 untuk reaktor B. Nilai pH tertinggi terjadi pada hari ke-43 yang mencapai 9,04. Namun peningkatan nilai pH ini masih berada pada batas baku mutu yang ditetapkan dan tidak membawa pengaruh yang besar dalam proses pengolahan biologis oleh mikroorganisme.

Nilai pH pada efluen ABR-AF untuk variasi konsentrasi *low strength* masing-masing reaktor memiliki rata-rata berturut-turut sebesar 7,64 untuk reaktor A dan 7,82 untuk reaktor B. Pada keseluruhan proses yang terjadi di reaktor, tren nilai pH untuk masing-masing konsentrasi pada setiap titik sampling menunjukkan alur yang stabil. Pada titik sampling efluen cenderung mengalami peningkatan pH. Hal ini dikarenakan terjadinya proses *acetogenesis* yang merupakan tahapan perubahan asam-asam volatil menjadi asam asetat, asam format, H<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub>.

Rentang nilai pH pada efluen ABR-AF masing-masing reaktor memenuhi baku mutu sesuai Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri Tempe parameter pH berada pada rentang 6-9. Nilai pH pada efluen ABR-AF reaktor A dan B memiliki nilai terkecil 7,20 dan terbesar sebesar 9,04. Nilai pH pada rentang netral ini mendukung

kondisi lingkungan reaktor untuk melakukan pengolahan anaerobik ataupun aerobik secara optimal.

Parameter tambahan lain yang memegang peranan penting pada pengolahan anaerobik ataupun aerobik adalah alkalinitas. Alkalinitas adalah kemampuan air untuk menetralkan tambahan asam tanpa menurunkan nilai pH larutan. Total alkalinitas mengindikasikan kapasitas buffering pada suatu sistem (Aslanzadeh *et al.*, 2014). Nilai alkalinitas pada seluruh variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.16.



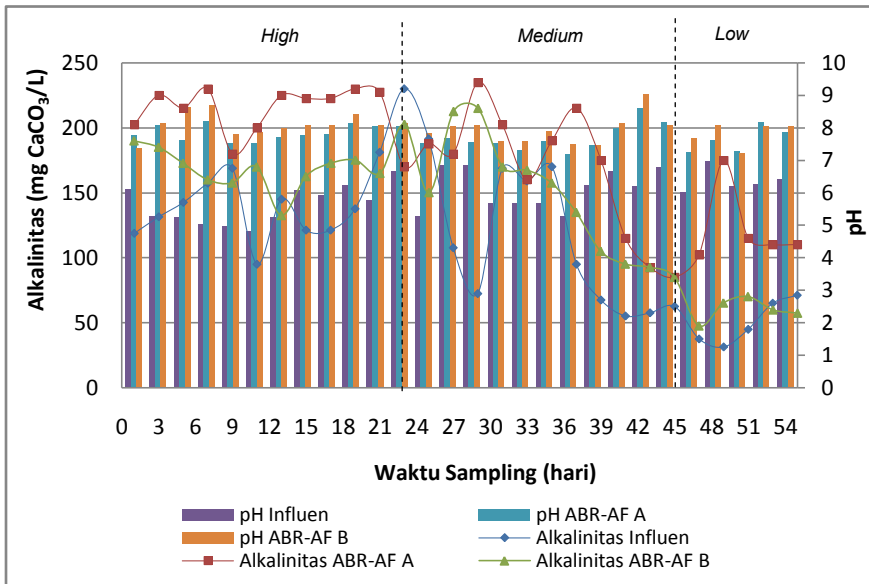
**Gambar 4.16** Konsentrasi Alkalinitas

Konsentrasi alkalinitas rata-rata pada titik influen berkisar antara 31,25 mg CaCO<sub>3</sub>/L hingga 262,50 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Pada ABR untuk reaktor A dan B cenderung mengalami kenaikan pada masing-masing variasi konsentrasi. Konsentrasi alkalinitas terbesar pada efluen ABR-AF reaktor A mencapai 235 mg CaCO<sub>3</sub>/L dan reaktor B sebesar 215 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Semakin besar konsentrasi alkalinitas maka peningkatan nilai pH menjadi semakin signifikan (Sawyer *et al.*, 2003).

Pada variasi konsentrasi *high strength* terjadi perubahan konsentrasi alkalinitas dari titik influen ke efluen sebesar 66,67 mg CaCO<sub>3</sub>/L untuk reaktor A dan 24,58 mg CaCO<sub>3</sub>/L untuk reaktor B. Peningkatan konsentrasi alkalinitas menyebabkan peningkatan nilai pH seperti yang terdapat pada Gambar 4.15. Pada kondisi *steady state* konsentrasi alkalinitas variasi *high strength* pada reaktor A dan B berturut 170 mg CaCO<sub>3</sub>/L dan 202,5 mg CaCO<sub>3</sub>/L.

Pada ABR terjadi peningkatan konsentrasi alkalinitas yang terjadi di semua variasi konsentrasi. Penurunan konsentrasi alkalinitas terjadi pada ABR ke ABR-AF untuk kedua reaktor, yaitu sebesar 6,51% untuk reaktor A dan 20,89% untuk reaktor B yang terjadi pada variasi konsentrasi *high strength*. Selain itu, terjadi penurunan konsentrasi alkalinitas pada konsentrasi *medium strength* untuk reaktor A dan B berturut-turut sebesar 4,92% dan 13,51%. Penurunan nilai alkalinitas dipengaruhi oleh fermentasi asam yang menghasilkan akumulasi VFA (Rufaidah, 2015). Penurunan alkalinitas ini tidak banyak memberikan pengaruh terhadap nilai pH dari limbah yang diolah. Hubungan konsentrasi alkalinitas dan nilai pH pada masing-masing variasi konsentrasi setiap reaktor terdapat pada Gambar 4.17.

Pada Gambar 4.17 dapat dilihat bahwa pada variasi konsentrasi *high*, *medium* dan *low strength* terjadi peningkatan konsentrasi alkalinitas diikuti dengan peningkatan nilai pH di efluen reaktor A dan B. Alkalinitas berguna untuk mempertahankan nilai pH dari limbah yang diolah. Pada keadaan asam, banyak tersedia ion hidrogen bebas yang kemudian membentuk senyawa asam dengan mengikat basa-basa bebas seperti karbonat (CO<sub>3</sub><sup>-</sup>) maupun bikarbonat (HCO<sub>3</sub><sup>-</sup>). Unsur-unsur ini merupakan unsur pembentuk alkalinitas sehingga pengikatan basa-basa bebas pada keadaan asam mengakibatkan penurunan konsentrasi total alkalinitas (Limbong, 2008). Konsentrasi alkalinitas yang tinggi dapat mempertahankan nilai pH sehingga tidak terjadi perubahan pH secara drastis (Cole, 1988).



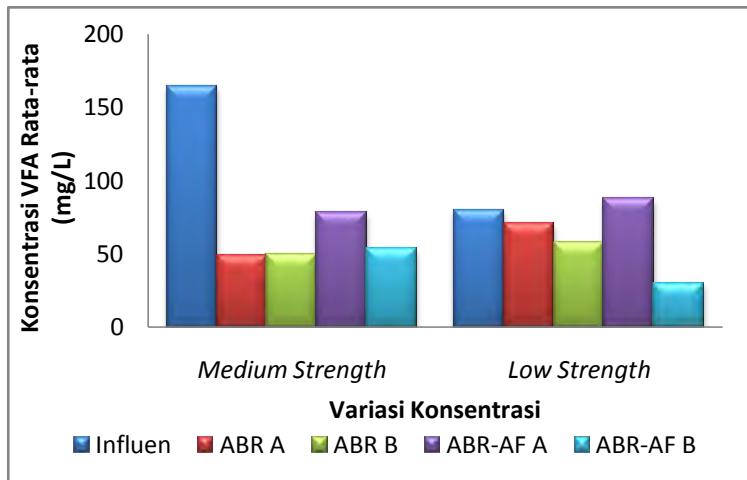
**Gambar 4.17 Hubungan Konsentrasi Alkalinitas dan pH**

Pada variasi konsentrasi *high strength*, konsentrasi alkalinitas rata-rata sebesar 145,83 mg CaCO<sub>3</sub>/L dengan nilai pH rata-rata sebesar 5,62. Konsentrasi alkalinitas rata-rata pada variasi konsentrasi *medium strength* sebesar 109,66 mg CaCO<sub>3</sub>/L dengan pH 6,11. Variasi konsentrasi *low strength* memiliki konsentrasi alkalinitas rata-rata influen paling rendah yaitu sebesar 50 mg CaCO<sub>3</sub>/L dengan pH 6,38.

Pengukuran konsentrasi alkalinitas pada titik efluen ABR-AF setiap variasi konsentrasi berada pada rentang 85-235 mg CaCO<sub>3</sub>/L untuk reaktor A dan 47,5-215 mg CaCO<sub>3</sub>/L untuk reaktor B. Kualitas air berdasarkan alkilinitas 50-200 mg CaCO<sub>3</sub>/L termasuk dalam alkilinitas sedang, pH bervariasi, CO<sub>2</sub> sedang dan produktivitas sedang (Swingle, 1968). Menurut PP No. 82 tahun 2001 mengenai Pengelolaan

Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air, standar baku mutu perairan untuk konsentrasi alkalinitas alami tidak pernah melebihi 500 mg CaCO<sub>3</sub>/L. Berdasarkan hasil pengukuran yang dilakukan dapat disimpulkan bahwa konsentrasi alkalinitas pada efluen ABR-AF untuk setiap variasi konsentrasi limbah memenuhi baku mutu kualitas perairan.

Penurunan konsentrasi alkalinitas dan pH yang terjadi pada pengolahan disebabkan oleh akumulasi VFA yang berasal dari fermentasi asam. VFA merupakan asam lemak *volatile* yang dihasilkan dari proses anaerobik. Keberadaan VFA sebagai indikator terjadinya produksi hidrogen (Thanwised *et al.*, 2012). Pengukuran konsentrasi VFA dilakukan pada variasi konsentrasi *medium strength* dan *low strength*. Konsentrasi VFA pada influen berada pada *range* 40,57-297,66 mg/L. Konsentrasi VFA yang terdapat pada influen limbah menandakan bahwa VFA merupakan salah satu kandungan alami yang terdapat pada air limbah dan dihasilkan dari proses biodegradasi senyawa organik. Hasil pengukuran konsentrasi VFA pada masing-masing konsentrasi untuk reaktor A dan B terdapat pada Gambar 4.18.



**Gambar 4.18** Konsentrasi VFA Rata-rata

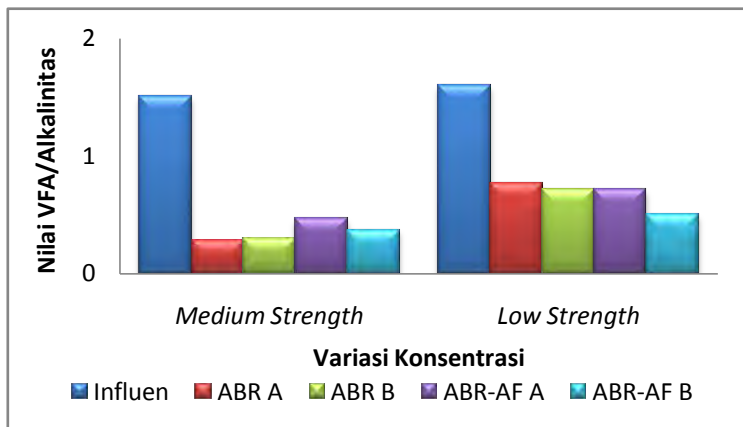
Pada variasi konsentrasi *medium strength*, konsentrasi VFA rata-rata pada efluen masing-masing reaktor sebesar 77,82 mg/L untuk reaktor A dan 53,57 mg/L untuk reaktor B. Terjadi penurunan konsentrasi VFA dari titik influen ke efluen sebesar 52,72% pada reaktor A dan 94,16% pada reaktor B. Penurunan konsentrasi VFA dipengaruhi oleh pengolahan asam-asam volatil dari proses *acidogenesis* oleh bakteri asetonogenik untuk diolah menjadi asetat, asam formiat, H<sub>2</sub> dan gas CO<sub>2</sub>. Konsentrasi VFA pada efluen dapat mencapai nilai terendah sebesar 9,86 mg/L yang terjadi pada saat kondisi *steady state* reaktor B.

Pada Gambar 4.18 dapat dilihat terjadi penurunan konsentrasi VFA rata-rata dari titik influen ke efluen pada variasi konsentrasi *low strength* untuk reaktor B dan peningkatan konsentrasi VFA rata-rata untuk reaktor A. Konsentrasi VFA rata-rata pada efluen berkisar antara 17,64-136,08 mg/L. Pada reaktor A terjadi peningkatan konsentrasi VFA rata-rata sebesar 7,49 mg/L. Peningkatan konsentrasi VFA disebabkan oleh peningkatan laju degradasi senyawa organik oleh mikroorganisme sehingga asam-asam volatil yang dihasilkan semakin besar. Sedangkan penurunan konsentrasi VFA rata-rata terjadi pada reaktor B sebesar 50,17 mg/L.

Rasio konsentrasi VFA dan alkalinitas memberikan pengaruh terhadap peningkatan konsentrasi VFA (Rufaidah, 2015). Nilai VFA/Alkalinitas yang optimal menurut penelitian yang dilakukan oleh Leitao (2004) memiliki nilai lebih rendah 0,3. Hasil perhitungan nilai VFA/Alkalinitas untuk masing-masing reaktor terdapat pada Gambar 4.19. Pada influen limbah memiliki nilai VFA/Alkalinitas yang besar yaitu sebesar 1,5 untuk variasi *medium strength* dan 1,6 pada variasi *low strength*. Nilai VFA/Alkalinitas influen limbah tidak dipengaruhi oleh konsentrasi limbah.

Nilai VFA/Alkalinitas di titik efluen ABR-AF pada variasi konsentrasi *medium strength* berada pada *range* 0,35 hingga 0,71. Nilai VFA/Alkalinitas titik efluen pada variasi konsentrasi

ini melebihi batas normal (Leitao, 2006), yaitu sebesar 1,5 untuk reaktor A dan 1,6 untuk reaktor B. Hal ini menunjukkan bahwa akumulasi VFA yang berlebihan mampu menurunkan konsentrasi alkalinitas total pada limbah untuk memproduksi metan (Pirsaheb *et al.*, 2015). Keberadaan VFA yang berlebihan juga dapat mengganggu proses metanogenesis atau terbentuknya gas metan pada akhir proses anaerobik (Rufaidah, 2015).



**Gambar 4.19 Rasio Nilai VFA/Alkalinitas**

Pada Gambar 4.19 dapat dilihat bahwa nilai VFA/Alkalinitas untuk variasi konsentrasi *medium strength* pada ABR memiliki nilai optimal yaitu sebesar 0,28 untuk reaktor A dan 0,30 reaktor B. Hal ini mengindikasikan proses produksi gas metan dapat berlangsung lebih maksimal pada unit ABR. Pada variasi konsentrasi *medium strength*, limbah memiliki sumber karbon berupa zat organik yang cukup untuk digunakan oleh mikroorganisme menjadi gas metan. Tingginya konsentrasi VFA tergantung pada jenis limbah yang diolah. Semakin tinggi kandungan zat organik kompleks (polisakarida, lemak, glukosa, dll) yang terdapat pada limbah maka konsentrasi VFA yang dihasilkan juga semakin tinggi.

Penurunan konsentrasi COD dan BOD<sub>5</sub> pada limbah terjadi akibat penguraian senyawa zat organik melalui rangkaian proses hidrolisis-*acidogenesis-acetogenesis*-metanogenesis (Banihani, 2009). VFA merupakan hasil biokonversi senyawa organik polimer menjadi monomer pada proses asidogenesis (Soetopo dkk., 2011). Pada efluen ABR-AF variasi konsentrasi *medium strength* terjadi peningkatan dari ABR, yaitu sebesar 0,28 menjadi 0,47 untuk reaktor A dan 0,30 menjadi 0,37 untuk reaktor B. Peningkatan nilai VFA/Alkalinitas yang terjadi mengindikasikan terjadinya peningkatan konsentrasi VFA (Gambar 4.18) dan penurunan konsentrasi alkalinitas (Gambar 4.16) pada efluen ABR-AF reaktor A dan B.

Pada variasi konsentrasi *low strength* nilai VFA/Alkalinitas mengalami penurunan dari titik influen hingga efluen pada masing-masing reaktor. Pada reaktor A nilai VFA/Alkalinitas mengalami penurunan, yaitu 1,6 menjadi 0,71 sedangkan pada reaktor B dari 1,60 hingga 0,50. Penurunan rasio VFA/Alkalinitas pada efluen reaktor A dan B mengindikasikan bahwa limbah memiliki konsentrasi alkalinitas yang tinggi dengan konsentrasi VFA berkisar mencapai 136,08 mg/L.

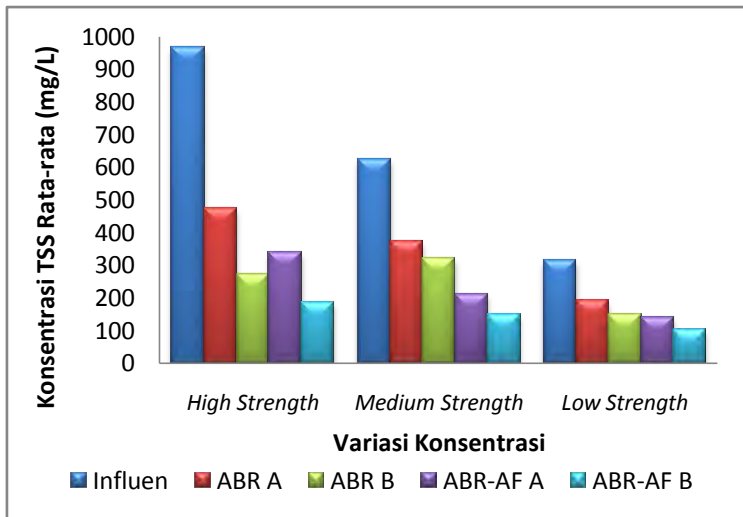
Nilai VFA/Alkalinitas titik efluen pada masing-masing reaktor untuk variasi konsentrasi *medium strength* dan *low strength* mengalami penurunan dengan nilai rasio melebihi batas optimal (>0,3). Hal ini menyebabkan proses metanogenesis pada kedua reaktor tidak berjalan maksimal akibat akumulasi VFA berlebih dan mengganggu produksi gas metan. Semakin tinggi peningkatan pembentukan konsentrasi VFA, maka penurunan nilai pH menjadi semakin besar (Munch, 1998) dan menurunkan alkalinitas (Thanwised *et al.*, 2012). Penurunan nilai pH yang terjadi dapat menghambat terjadinya proses metanogenesis (Metcalf dan Eddy, 2014).

#### **4.4.5 Analisis Penurunan *Total Suspended Solid* (TSS)**

Analisis TSS pada penelitian ini bertujuan untuk mengetahui kadar zat padat tersuspensi pada limbah yang diwakili dengan



tiga titik sampling yang telah ditentukan di masing-masing reaktor. Analisis TSS juga dilakukan untuk mengetahui kinerja masing-masing unit pengolahan baik ABR atau AF dalam mendegradasi konsentrasi TSS. Analisis konsentrasi TSS juga berfungsi untuk mengetahui kestabilan lumpur aktif pada reaktor (Rufaidah, 2015). Pengukuran konsentrasi TSS pada masing-masing variasi konsentrasi terdapat pada Gambar 4.20. Konsentrasi TSS pada influen limbah untuk masing-masing reaktor berkisar antara 205-1.660 mg/L. Besarnya konsentrasi TSS berbanding lurus dengan konsentrasi limbah.



**Gambar 4.20 Konsentrasi TSS Rata-rata**

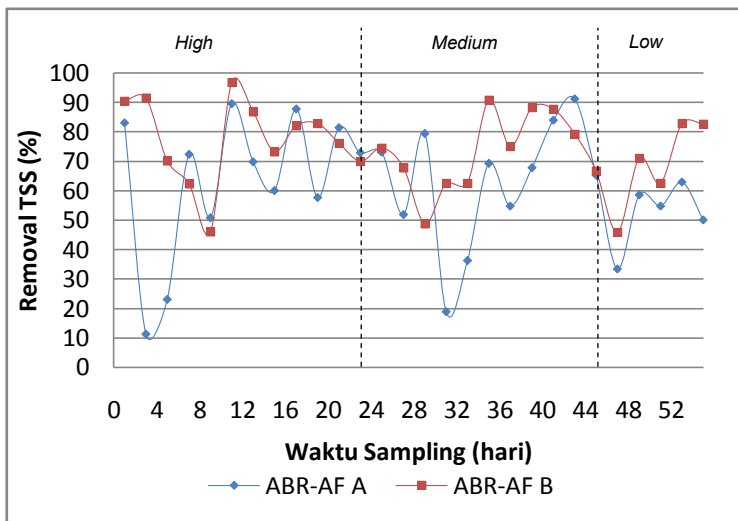
Pada Gambar 4.20 dapat dilihat bahwa terjadi penurunan konsentrasi TSS pada setiap variasi konsentrasi untuk masing-masing reaktor. Pada konsentrasi *high strength* terjadi penurunan konsentrasi TSS rata-rata dari titik influen ke efluen ABR-AF sebesar 627,5 mg/L untuk reaktor A dan 780,83 mg/L untuk reaktor B. Penurunan konsentrasi TSS menandakan bahwa zat padat tersuspensi yang terdapat pada limbah dapat tersaring dan terendapkan secara hidrolis melalui sekat unit

ABR dan media *bioball* pada unit AF dengan aliran *upflow*. Kecepatan aliran *upflow* mempengaruhi kinerja masing-masing unit pada reaktor dalam menurunkan konsentrasi TSS limbah. Penurunan konsentrasi TSS pada masing-masing reaktor pada konsentrasi *high strength* sebesar 64,91% untuk reaktor A dan 80,78% untuk reaktor B.

Konsentrasi TSS rata-rata pada variasi konsentrasi *medium strength* dari titik influen ke efluen sebesar 65,89% untuk reaktor A dan 76,09% untuk reaktor B. Reaktor B lebih stabil dalam menurunkan konsentrasi TSS dengan penurunan konsentrasi TSS rata-rata yang lebih besar dari reaktor A yaitu sebesar 474,55 mg/L. Konsentrasi TSS terkecil mencapai 80 mg/L untuk reaktor A pada hari ke-29 dan 60 mg/L untuk reaktor B pada hari ke 41 dan 45.

Pada variasi konsentrasi *low strength* konsentrasi TSS rata-rata pada influen sebesar 314 mg/L. Terjadi penurunan TSS dari titik influen ke efluen ABR-AF sebesar 172 mg/L untuk reaktor A dan 212 mg/L untuk reaktor B. Pada variasi konsentrasi ini terjadi kenaikan konsentrasi TSS dari ABR dan efluen ABR-AF sebesar 100 mg/L untuk reaktor A dan 50 mg/L untuk reaktor B pada hari ke-49. Kenaikan nilai TSS ini disebabkan oleh terkelupasnya *biofilm* pada media *bioball* sehingga terbawa keluar ke efluen. Presentase kinerja pengolahan dalam penurunan konsentrasi TSS pada masing-masing reaktor terdapat pada Gambar 4.21.

Pada Gambar 4.21 dapat dilihat bahwa reaktor B cenderung lebih stabil dalam menurunkan konsentrasi TSS dibandingkan dengan reaktor A. Hal ini dipengaruhi oleh waktu detensi aktual dari reaktor B lebih lama dari reaktor A sehingga menyebabkan waktu pengendapan zat padat tersuspensi limbah lebih lama daripada reaktor A. Semakin kecil waktu tinggal di dalam reaktor biofilter, efisiensi penghilangan juga semakin kecil (Said, 2000). Presentase penurunan konsentrasi TSS tertinggi pada masing-masing reaktor sebesar 91,18% untuk reaktor A dan 96,87% untuk reaktor B.



**Gambar 4.21 Presentase Removal TSS**

Konsentrasi TSS pada efluen ABR-AF masing-masing reaktor berkisar antara 80-600 mg/L untuk reaktor A dan 30-340 mg/L untuk reaktor B. Konsentrasi TSS pada efluen ABR-AF variasi konsentrasi *high strength* masih tergolong tinggi. Hal ini disebabkan oleh tingginya konsentrasi influen limbah sehingga konsentrasi TSS pada efluen juga tinggi. Pada kondisi *steady state* variasi konsentrasi *medium strength* (hari ke-25 hingga ke-45), konsentrasi TSS pada efluen ABR-AF sebesar 80 mg/L untuk reaktor A dan 60 mg/L untuk reaktor B. Sedangkan pada variasi konsentrasi *low strength*, konsentrasi TSS pada efluen ABR-AF saat kondisi *steady state* sebesar 160 mg/L untuk reaktor A dan 50 mg/L untuk reaktor B.

Konsentrasi TSS rata-rata pada efluen ABR-AF untuk variasi konsentrasi *high strength* dan *medium strength* yang dapat dihasilkan dalam penelitian ini masih tergolong tinggi, yaitu berada pada rentang 149,09–339,17mg/L. Pada variasi konsentrasi *low strength* konsentrasi efluen ABR-AF TSS untuk reaktor A mampu *mencapai* 120 mg/L dan reaktorB

mencapai 50 mg/L. Efluen ABR-AF variasi *low strength* untuk reaktor B ini telah memenuhi baku mutu sesuai dengan Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 untuk Industri Tempe yaitu 100 mg/L untuk parameter TSS.

#### 4.5 Efisiensi Kinerja Reaktor A dan B

Kinerja kombinasi ABR–AF dengan proses anaerobik-anaerobik dan anaerobik-aerobik untuk mengolah limbah cair industri tempe dinilai mampu mencapai efisiensi removal zat organik yang cukup tinggi. Kombinasi unit ABR dan unit AF ini merupakan kombinasi dua proses pengolahan biologis yaitu *suspended growth* dan *attached growth*. Unit ABR sebagai pengolahan *suspended growth* mampu menurunkan konsentrasi zat organik baik COD dan BOD<sub>5</sub> mencapai 45,31-74,71%. Kinerja reaktor rata-rata untuk unit ABR pada masing-masing variasi konsentrasi terdapat pada Tabel 4.4.

**Tabel 4.4 Kinerja Unit ABR**

Parameter	Satuan	<i>High strength</i>		<i>Medium strength</i>		<i>Low strength</i>	
		A	B	A	B	A	B
COD	%	45,31	56,99	52,80	65,44	47,94	53,26
BOD <sub>5</sub>	%	49,46	63,45	65,06	67,34	62,16	74,71
TSS	%	45,75	71,09	40,43	44,15	40,88	51,43

Pada Tabel 4.4 dapat dilihat bahwa presentase removal unit ABR untuk polutan organik dengan parameter BOD<sub>5</sub> dan COD cukup tinggi yaitu berada pada rentang 45,31-56,99%. Unit ABR pada reaktor B rata-rata memiliki presentase removal lebih tinggi untuk masing-masing parameter dibandingkan dengan reaktor A. Kekurangan dari unit ABR pada kedua reaktor adalah masih tingginya konsentrasi ammonia untuk ketiga variasi konsentrasi. Nilai pH untuk ketiga variasi konsentrasi pada unit ABR berada pada rentang pH netral. Hal ini didukung dengan konsentrasi alkalinitas yang berperan

sebagai larutan buffer untuk mempertahankan pH pada limbah yang diolah.

Pada penelitian ini, unit ABR cenderung mampu menurunkan polutan organik berupa BOD<sub>5</sub> dan COD dibandingkan dengan unit AF. Unit ABR pada reaktor A mampu mendegradasi COD mencapai 45,31% dan reaktor B dengan presentase removal COD sebesar 56,99%. Sedangkan pada unit AF terjadi penurunan efisiensi removal COD untuk reaktor A dan B. Penurunan efisiensi removal COD ini disebabkan karena unit AF kurang mampu mempertahankan kestabilan kinerja dibandingkan dengan unit pengolahan anaerobik seperti ABR (Rufaidah, 2015).

Kinerja unit ABR memiliki efisiensi removal tertinggi pada limbah konsentrasi *medium strength* dengan efisiensi removal COD sebesar 52,80% untuk reaktor A dan 65,44% untuk reaktor B. Sedangkan untuk unit AF kurang mampu memberikan pengaruh yang besar dalam menurunkan konsentrasi COD dengan efisiensi removal COD berturut-turut sebesar 43,66% untuk reaktor A dan 63,24% untuk reaktor B.

Selain itu, dalam meremoval parameter BOD<sub>5</sub> pada limbah konsentrasi *medium strength* unit ABR mampu mencapai efisiensi removal sebesar 63,79% untuk reaktor A dan 72,42% untuk reaktor B. Pada konsentrasi *medium strength*, unit AF mampu mendegradasi BOD<sub>5</sub> sebesar 55,84% untuk reaktor A dan 73,28% untuk reaktor B. Unit AF pada reaktor B memberikan pengaruh yang besar menurunkan konsentrasi BOD<sub>5</sub> hingga mencapai konsentrasi efluen 290,26 mg BOD<sub>5</sub>/L. Unit AF sebagai pengolahan biologi dengan sistem *attached growth* mampu menurunkan konsentrasi organik baik COD dan BOD<sub>5</sub> mencapai 67,51%. Pada unit AF ini terjadi proses pengolahan limbah dengan sistem *biofilm* tercelup. Senyawa polutan yang ada dalam air limbah seperti zat organik (BOD, COD), ammonia, fospor dan lainnya akan terdifusi ke dalam lapisan atau film biologis yang melekat pada permukaan medium (Said, 2000). Kinerja reaktor rata-rata untuk unit AF

pada masing-masing variasi konsentrasi terdapat pada Tabel 4.5.

**Tabel 4.5 Kinerja Unit AF**

Parameter	Satuan	<i>High strength</i>		<i>Medium strength</i>		<i>Low strength</i>	
		A	B	A	B	A	B
COD	%	39,55	55,26	43,66	63,24	40,37	57,43
BOD <sub>5</sub>	%	55,74	56,91	48,81	67,51	50,88	56,52
TSS	%	17,61	32,68	19,90	35,05	-25,35	35,08

Pada Tabel 4.5 dapat dilihat bahwa presentase removal tertinggi untuk polutan organik berupa BOD<sub>5</sub> dan COD terjadi pada reaktor B variasi konsentrasi *medium strength* dengan removal COD sebesar 63,24% dan BOD<sub>5</sub> sebesar 67,51%. Unit AF pada reaktor B rata-rata juga memiliki presentase removal lebih tinggi hampir pada semua parameter kecuali parameter nitrat dibandingkan dengan reaktor A. Konsentrasi nitrat pada reaktor B mengalami peningkatan disebabkan karena proses pengolahan yang berlangsung pada unit AF lebih dominan terjadi secara aerobik.

Pada unit AF reaktor B, pengolahan nitrat tidak berlangsung dengan maksimal akibat dari lapisan *biofilm* yang terbentuk tidak cukup tebal sehingga kondisi anaerobik tidak terjadi secara sempurna. Hal ini menyebabkan tidak terolahnya nitrat yang dihasilkan dari proses denitrifikasi sehingga konsentrasi nitrat justru mengalami peningkatan.

Pada lapisan *biofilm* media yang tebal di unit AF terjadi dua proses pengolahan secara anaerobik dan aerobik sekaligus. Pada bagian luar lapisan *biofilm* berada dalam kondisi aerobik sedangkan pada bagian dalam *biofilm* yang melekat pada media berada dalam kondisi aerobik (Said, 2000). Pada reaktor A konsentrasi nitrat pada unit AF cenderung mengalami penurunan karena proses pengolahan secara anaerobik berlangsung sempurna sehingga bakteri

denitrifikasi mampu mengolah nitrat yang terdapat pada limbah menjadi gas nitrogen ( $N_2$ ) dengan maksimal.

Kekurangan dari unit AF pada penelitian ini kurang mampu mempertahankan kestabilan kinerja yang ditandai dengan meningkatnya konsentrasi TSS yang ada pada titik efluen. Pada Tabel 4.5 dapat dilihat bahwa presentase removal rata-rata untuk TSS pada limbah *low strength* reaktor A sebesar - 25,35%. Hal ini menandakan terjadinya peningkatan konsentrasi TSS pada efluen yang dipengaruhi oleh tidak stabilnya kecepatan *upflow* limbah sehingga menyebabkan terkelupasnya *biofilm* pada media AF. Mekanisme pengelupasan ini dikenal sebagai *sloughing* yang dapat disebabkan karena adanya kondisi hidrodinamik akibat debit air limbah yang terlalu besar sehingga menyebabkan terlepasnya mikroorganisme dari media (Slamet dan Masduqi, 2000). Kinerja reaktor A dan B rata-rata dengan kombinasi unit ABR dan AF pada masing-masing variasi konsentrasi terdapat pada Tabel 4.6.

Berdasarkan hasil penelitian yang ada, reaktor A dengan kombinasi pengolahan anaerobik-anaerobik memiliki presentase removal zat organik yang cukup tinggi. Namun kekurangan pada reaktor A adalah tidak mampu mengolah ammonia-nitrogen yang terdapat pada limbah namun justru meningkatkan konsentrasi ammonia-nitrogen karena tidak terjadi proses nitrifikasi. Kelebihan dari reaktor A yaitu, mampu menurunkan konsentrasi nitrat-nitrogen yang terkandung pada limbah dengan kombinasi proses anaerobik pada unit AF.

**Tabel 4.6 Kinerja Kombinasi Unit ABR-AF**

Parameter	Satuan	High strength		Medium strength		Low strength	
		A	B	A	B	A	B
COD	%	66,49	82,17	75,42	86,70	67,70	81,76
BOD <sub>5</sub>	%	79,61	85,85	84,88	91,50	84,06	91,50
TSS	%	63,32	77,41	62,89	73,08	51,93	69,02

Reaktor B memiliki presentase removal yang tinggi hampir pada seluruh parameter kecuali parameter nitrat-nitrogen untuk variasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength*. Kelemahan lain dari reaktor B adalah kebutuhan energi yang cukup tinggi untuk pengoperasian proses aerobik pada unit AF serta kebutuhan pengolahan lanjutan untuk parameter nitrat-nitrogen.

Pada penelitian ini terjadi penurunan konsentrasi MLSS pada lumpur aktif yang terjadi di reaktor A pada proses akhir variasi konsentrasi *low strength* mencapai *steady state* yaitu sebesar 1.633,33 mg/L. Penurunan konsentrasi MLSS ini menandakan bahwa semakin besar rasio F/M menyebabkan semakin berkurangnya mikroorganisme yang mengolah substrat (*food*) pada limbah. Pada penelitian ini parameter yang dikategorikan substrat atau nilai F (*food*) adalah parameter COD dan BOD<sub>5</sub>.

Peningkatan rasio F/M menyebabkan terjadinya penurunan presentase removal zat organik (COD dan BOD<sub>5</sub>) dari variasi *medium strength* ke *low strength* berturut-turut sebesar 7,72% dan 0,81%. Peningkatan konsentrasi MLSS akhir pada proses akhir variasi konsentrasi *low-strength* mencapai *steady state* terjadi pada reaktor B yaitu sebesar 946,67 mg/L.

Peningkatan konsentrasi MLSS menandakan bahwa semakin banyak jatah makanan yang diolah oleh mikroorganisme (MLSS) sehingga nilai rasio F/M semakin rendah. Rasio F/M yang rendah menunjukkan bahwa mikroorganisme dalam kondisi lapar sehingga pengolahan limbah semakin efisien (Said, 2000). Zat organik COD dan BOD<sub>5</sub> yang dapat dimanfaatkan oleh mikroorganisme pada reaktor B mencapai 1.715,90 mgCOD/L (93,78% dari konsentrasi COD awal) dan 547,03 mgBOD<sub>5</sub>/L (95,41% dari konsentrasi awal).

Peningkatan konsentrasi MLSS lumpur aktif yang terjadi di reaktor B pada proses akhir ini secara keseluruhan tidak memberikan pengaruh yang besar pada presentase removal zat organik baik COD dan BOD<sub>5</sub> dari variasi *medium strength*



ke *low strength*. Hal ini ditandai dengan terjadinya penurunan presentase removal sebesar 4,94% untuk parameter COD dan peningkatan presentase removal BOD<sub>5</sub> sebesar 0,006%. Menurut penelitian yang telah dilakukan oleh Kayranli dan Ugurlu (2011), penurunan konsentrasi biomassa pada reaktor tidak terlalu memberikan efek terhadap kinerja reaktor dalam mendegradasi zat organik.

Peningkatan konsentrasi biomassa (MLSS) pada lumpur aktif yang terjadi di reaktor B memberikan keunggulan pada sistem pengendapan lumpur. Sistem pengendapan lumpur yang baik terjadi ketika lumpur mikroorganisme berada dalam fase *endogenous* (Said, 2000). Hal ini terjadi ketika karbon dan sumber energi terbatas serta pertumbuhan mikroorganisme rendah. Pertumbuhan mikroorganisme akan mengarah ke fase kematian (*lysis*) bergantung pada kecukupan makanan yang tersedia (Ahmad, 2004). Sistem pengendapan lumpur yang baik terjadi pada rasio F/M yang rendah ditandai dengan tingginya konsentrasi MLSS. Sebaliknya, rasio F/M yang tinggi menyebabkan pengendapan lumpur yang buruk (Said, 2000).

Sani (2006) dalam penelitiannya mengolah limbah tahu menggunakan reaktor anaerob bersekat dan aerob filter dengan media pecahan batu bata memiliki efisiensi removal COD 66,89-86,10%. Sementara itu, pengolahan limbah industri tahu menggunakan aerobik biofilter dengan media batu kerikil memiliki presentase removal COD sebesar 72,93% (Pohan, 2008). Pengolahan limbah tahu-tempe dengan konsentrasi 1.252 mg COD/L menggunakan kombinasi anaerobik filter dan aerobik filter media sarang tawon memiliki efisiensi removal COD sebesar 88,2% dan BOD sebesar 89,4% (Said dan Wahyono, 1999).

Hasil dari penelitian ini dapat disimpulkan bahwa reaktor A dan B dengan kombinasi ABR-AF secara anaerobik dan aerobik menggunakan media filter *bioballs* cukup efektif untuk diterapkan dalam pengolahan limbah cair industri tempe. Reaktor A dan B memiliki efisiensi removal zat organik

tertinggi berturut-turut 89,49% dan 94,44% untuk parameter COD dan 95,25% dan 97,56% untuk parameter BOD<sub>5</sub>.

#### 4.6 Penentuan Pengaruh Konsentrasi Organik terhadap Parameter Uji

Pada penelitian ini dilakukan analisis statistik terhadap hasil pengujian parameter uji untuk menentukan pengaruh variasi konsentrasi limbah terhadap parameter uji zat organik (BOD<sub>5</sub> dan COD), ammonia, TSS dan alkalinitas. Tahapan pertama dalam analisis statistik ini adalah menentukan parameter uji yang berpengaruh terhadap variasi konsentrasi limbah *high strength*, *medium strength* dan *low strength* dengan analisis ANOVA (*analysis of variance*) *one-way*. Tingkat signifikansi dalam analisis ini adalah 5% dengan probabilitas kebenaran sebesar 95%. Pengujian dilakukan pada hasil masing-masing kombinasi ABR-AF untuk reaktor A dan B. Hasil running dari uji ANOVA terdapat pada Tabel 4.7.

**Tabel 4.7 Hasil Uji ANOVA Kombinasi ABR-AF Reaktor A dan B**

		Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
COD ABR-AF A	Between Groups	7.475E8	2	3.738E8	11.334	.000
	Within Groups	8.244E8	25	3.298E7		
	Total	1.572E9	27			
COD ABR-AF B	Between Groups	1.094E9	2	5.471E8	19.721	.000
	Within Groups	6.936E8	25	2.774E7		
	Total	1.788E9	27			
BOD <sub>5</sub> ABR-AF A	Between Groups	1.308E8	2	6.541E7	47.146	.000
	Within Groups	3.468E7	25	1387306.420		
	Total	1.655E8	27			
BOD <sub>5</sub> ABR-AF B	Between Groups	1.530E8	2	7.650E7	43.390	.000
	Within Groups	4.408E7	25	1763062.024		
	Total	1.971E8	27			

		Sum of Squares	df	Mean Square	F	Sig.
AMMONIA ABR-AF A	Between Groups	5.083	2	2.542	.440	.649
	Within Groups	144.310	25	5.772		
	Total	149.393	27			
AMMONIA ABR-AF B	Between Groups	11.284	2	5.642	.582	.566
	Within Groups	242.557	25	9.702		
	Total	253.841	27			
TSS ABR-AF A	Between Groups	777871.948	2	388935.974	4.234	.026
	Within Groups	2296745.909	25	91869.836		
	Total	3074617.857	27			
TSS ABR-AF B	Between Groups	1271023.463	2	635511.732	8.840	.001
	Within Groups	1797294.394	25	71891.776		
	Total	3068317.857	27			
ALKALINITAS ABR-AF A	Between Groups	927.616	2	463.808	.191	.827
	Within Groups	60646.212	25	2425.848		
	Total	61573.828	27			
ALKALINITAS ABR-AF B	Between Groups	2085.489	2	1042.745	.614	.549
	Within Groups	42424.053	25	1696.962		
	Total	44509.542	27			

Pada Tabel 4.7 dapat diketahui bahwa parameter COD, BOD<sub>5</sub> dan TSS kombinasi ABR-AF untuk reaktor A dan B berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi limbah. Hal ini dapat dilihat dari nilai signifikansi (Sig.) uji ANOVA parameter COD, BOD<sub>5</sub> dan TSS kedua reaktor memiliki nilai  $\leq 0,05$ . Tahap selanjutnya adalah menentukan pengaruh variasi konsentrasi limbah terhadap parameter uji yang berpengaruh dari hasil uji ANOVA. Tahapan kedua ini dilakukan dengan

menggunakan uji Tukey yaitu membandingkan parameter uji yang berpengaruh dari hasil uji ANOVA dengan variasi konsentrasi *low strength*, *medium strength* dan *high strength*. Hasil analisis uji Tukey untuk unit ABR masing-masing reaktor dapat dilihat pada Tabel 4.8.

**Tabel 4.8 Hasil Uji Tukey Kombinasi ABR-AF Reaktor A dan B**

Dependent Variable	(I) Konsentrasi	(J) Konsentrasi	Mean Difference (I-J)	Std. Error	Sig.
COD ABR-AF A	High Strength	Medium Strength	7146.39037	2.39705E3	.017
		Low Strength	13936.49733	3.05667E3	.000
	Medium Strength	High Strength	-7146.39037	2.39705E3	.017
		Low Strength	6790.10695	3.09727E3	.092
	Low Strength	High Strength	-1.39365E4	3.05667E3	.000
		Medium Strength	-6790.10695	3.09727E3	.092
COD ABR-AF B	High Strength	Medium Strength	9071.12299	2.19862E3	.001
		Low Strength	16644.38503	2.80364E3	.000
	Medium Strength	High Strength	-9071.12299	2.19862E3	.001
		Low Strength	7573.26203	2.84088E3	.034
	Low Strength	High Strength	-1.66444E4	2.80364E3	.000
		Medium Strength	-7573.26203	2.84088E3	.034
BOD <sub>5</sub> ABR-AF A	High Strength	Medium Strength	3037.58623	4.91658E2	.000
		Low Strength	5806.70055	6.26953E2	.000
	Medium Strength	High Strength	-3037.58623	4.91658E2	.000
		Low Strength	2769.11431	6.35280E2	.001
	Low Strength	High Strength	-5806.70055	6.26953E2	.000
		Medium Strength	-2769.11431	6.35280E2	.001
BOD <sub>5</sub> ABR-AF B	High Strength	Medium Strength	3230.60712	5.54256E2	.000
		Low Strength	6306.13881	7.06777E2	.000
	Medium Strength	High Strength	-3230.60712	5.54256E2	.000
		Low Strength	3075.53169	7.16164E2	.001
	Low Strength	High Strength	-6306.13881	7.06777E2	.000
		Medium Strength	-3075.53169	7.16164E2	.001
TSS ABR-AF A		Medium Strength	216.59091	1.26521E2	.221
	High Strength	Low Strength	455.50000	1.61337E2	.024
	Medium Strength	High Strength	-216.59091	1.26521E2	.221
		Low Strength	238.90909	1.63480E2	.326

Dependent Variable	(I) Konsentrasi	(J) Konsentrasi	Mean Difference (I-J)	Std. Error	Sig.
	Low Strength	High Strength	-455.50000	1.61337E2	.024
		Medium Strength	-238.90909	1.63480E2	.326
TSS ABR-AF B	High Strength	Medium Strength	306.28788	1.11922E2	.029
		Low Strength	568.83333	1.42721E2	.001
	Medium Strength	High Strength	-306.28788	1.11922E2	.029
		Low Strength	262.54545	1.44617E2	.185
	Low Strength	High Strength	-568.83333	1.42721E2	.001
		Medium Strength	-262.54545	1.44617E2	.185

\*. The mean difference is significant at the 0.05 level.

Dari Tabel 4.8 dapat dilihat bahwa berdasarkan hasil uji Tukey pada parameter COD ABR-AF reaktor A berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi *high strength* dengan *medium strength* dan *low strength*, serta sebaliknya. Hal ini ditunjukkan dengan nilai signifikansi (Sig.)  $\leq 0,05$ . Namun, untuk parameter COD reaktor B, BOD<sub>5</sub> reaktor A dan BOD<sub>5</sub> reaktor B berpengaruh signifikan terhadap seluruh variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength*, serta sebaliknya. Hal ini menunjukkan bahwa perubahan variasi konsentrasi sangat memberikan pengaruh pada parameter uji COD reaktor B dan BOD<sub>5</sub> reaktor A-B.

Parameter uji TSS ABR-AF reaktor A berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi *high strength* dengan *low strength*, serta sebaliknya. Namun berbeda dengan TSS ABR-AF reaktor B berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi *high strength* dengan *medium strength* dan *low strength*, serta sebaliknya. Hal ini disebabkan karena kondisi reaktor yang dipengaruhi oleh kestabilan pengendapan lumpur aktif sehingga perubahan variasi konsentrasi pada reaktor A hanya mempengaruhi parameter uji TSS pada saat variasi *high strength* dengan *low strength*, serta sebaliknya.

Kombinasi ABR-AF reaktor B cenderung kurang stabil dalam penurunan konsentrasi TSS yang dipengaruhi oleh kombinasi proses anaerobik-aerobik pada reaktor. Hal ini menyebabkan

padatan tersuspensi terbawa keluar bersama efluen saat pengolahan aerobik di unit AF. Perubahan variasi konsentrasi limbah *high strength* dengan *medium strength* dan *low strength*, serta sebaliknya, memberikan pengaruh yang signifikan terhadap parameter uji TSS dengan nilai signifikansi (Sig.)  $\leq 0,05$ .

**LAMPIRAN A**  
**PROSEDUR ANALISIS PARAMETER**

**1. Analisis *Chemical Oxygen Demand* (COD)**

**a. Pembuatan Reagen**

**1. Larutan Kalium Dikromat  $K_2Cr_2O_7$  0,1 N**

Timbang dengan teliti menggunakan neraca analitik 4,9036 gram  $K_2Cr_2O_7$  yang telah dikeringkan di oven. Larutkan dengan aquades hingga 1 L menggunakan labu pengencer 1 L.

**2. Larutan Ferro Ammonium Sulfat (FAS) 0,0125 N**

Timbang dengan teliti 4,9 gram  $Fe(NH_4)_2(SO_4)_2 \cdot 6H_2O$  kemudian tambahkan dengan 8 mL  $H_2SO_4$  pekat. Larutkan dengan aquades hingga 1 L dengan menggunakan labu pengencer 1 L.

**3. Larutan Campuran Asam ( $Ag_2SO_4$  dan  $H_2SO_4$ )**

Timbang dengan teliti 10 g  $Ag_2SO_4$  dengan menggunakan neraca analitik. Larutkan dalam 1 L  $H_2SO_4$  pekat. Dibiarkan selama 1 hari untuk melarutkan  $Ag_2SO_4$ .

**4. Indikator Fenantrolin Ferro Sulfat (Ferroun)**

Timbang dengan teliti 1,485 g orthophenanthrolin dan 0,695 g  $FeSO_4 \cdot 7 H_2O$  menggunakan neraca analitik. Larutkan dengan aquades hingga 100 mL.

**a. Prosedur Analisis COD**

**Alat dan Bahan:**

1. Larutan Kalium Dikromat  $K_2Cr_2O_7$
2. Larutan Campuran Asam
3. Larutan Standar FAS 0,0125 N
4. Indikator Ferroun
5. Tabung COD
6. Pipet Volumetrik 10 mL
7. Buret 25 mL
8. Erlenmeyer 100 mL
9. Pipet Tetes
10. Rak COD
11. Kemplor Listrik

### Prosedur Analisis:

Metode analisis COD dilakukan dengan menggunakan prinsip *closed reflux* metode titimetri berdasarkan Greenberg *et al.* (2005), seperti berikut:

1. Disiapkan sampel yang akan dianalisis kadar CODnya.
2. Diambil 10 mL sampel kemudian diencerkan sampai 100 kali.
3. Disiapkan 2 buah tabung COD, kemudian dimasukkan sampel yang telah diencerkan sebanyak 1 mL dan aquades sebanyak 1 mL sebagai blanko.
4. Larutan Kalium dikromat ( $K_2Cr_2O_7$ ) ditambahkan sebanyak 1,5 mL.
5. Larutan campuran asam ditambahkan sebanyak 3,5 mL.
6. Alat pemanas dinyalakan dan diletakkan tabung COD pada rak tabung COD di atas alat pemanas selama 2 jam.
7. Setelah 2 jam, alat pemanas dimatikan dan tabung COD dibiarkan hingga dingin.
8. Ditambahkan indikator ferroin sebanyak 1 tetes.
9. Sampel di dalam tabung COD dipindahkan ke dalam Erlenmeyer 100 mL kemudian dititrasi menggunakan larutan standard FAS 0,0125 N hingga warna biru-hijau berubah menjadi merah-coklat permanen
10. Perhitungan nilai COD menggunakan rumus berikut:

$$COD (mgO_2/L) = \frac{(A - B) \times N \text{ FAS} \times 8000 \times P \times f}{V \text{ sampel}}$$

Dimana :  
A = volume FAS titrasi blanko  
B = volume FAS titrasi sampel  
P = nilai pengenceran  
f = Faktor FAS

## 2. Analisis *Biochemical Oxygen Demand* ( $BOD_5$ )

### a. Pembuatan Reagen

#### 1. Air Pengencer

##### a. Larutan Buffer Fosfat

Campur dan larutkan  $KH_2PO_4$  0,85 gram,  $K_2HPO_4$  0,2175 gram,  $Na_2HPO_4 \cdot 7H_2O$  0,334 gram dan



$\text{NH}_4\text{Cl}$  0,17 gram ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100mL.

**b. Larutan  $\text{MgSO}_4$**

Larutkan 0,225 gram  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$  ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100mL.

**c. Larutan  $\text{CaCl}_2$**

Larutkan 0,275 gram  $\text{CaCl}_2$  ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

**d. Larutan  $\text{FeCl}_3$**

Larutkan 0,025 gram  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

Untuk membuat 1 L air pengencer maka dibutuhkan masing-masing 1 mL larutan Buffer Fosfat,  $\text{MgSO}_4$ , larutan  $\text{CaCl}_2$ , larutan  $\text{FeCl}_3$  dan larutan bakteri. Larutan bakteri dapat dibuat dengan melakukan aerasi 1 ml tanah subur atau bibit mikroorganisme ke dalam air selama 2 jam.

**2. Larutan  $\text{MnCl}_2$**

Larutkan 28 gram  $\text{MnCl}_2$  ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

**3. Larutan Pereaksi Oksigen**

Campur dan larutkan 40 gram  $\text{NaOH}$ , 15 gram  $\text{KI}$  dan 2 gram  $\text{NaN}_3$  ke dalam 100 mL aquades dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

**4. Larutan Indikator Amilum 1%**

Larutkan 1 gram amilum dengan 100 mL aquades yang sudah dididihkan di dalam labu pengencer 100 mL dan ditambahkan sedikit  $\text{HgI}_2$  sebagai pengawet.

**5. Larutan Thiosulfat 0,1 N**

Larutkan 24,82 gram  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  ke dalam 1 L aquades yang telah dididihkan dan didinginkan dengan menggunakan labu pengencer 1 L. Kemudian ditambahkan dengan 1 gram  $\text{NaOH}$  sebagai buffer.

**6.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  pekat**

## b. Prosedur Analisis BOD

### Alat dan Bahan:

1. Larutan  $MnCl_2$
2. Larutan Pereaksi Oksigen
3. Indikator Amilum
4. Larutan  $H_2SO_4$  pekat
5. Gelas Ukur 100 mL
6. Larutan Natrium Thiosulfat 0,0125 N
7. Air Pengencer
8. Labu Pengencer 500 mL
9. Pipet Ukur 10 mL
10. Pipet Tetes
11. Erlenmeyer 250 mL
12. Botol Winkler 300 mL dan 150 mL

### Prosedur Analisis:

Metode analisis BOD dilakukan dengan menggunakan prinsip winkler metode titimetrik berdasarkan Greenberg *et al.* (2005), seperti berikut:

#### 1. Menentukan Pengenceran

Untuk menganalisa BOD harus diketahui besarnya pengenceran melalui angka  $KMNO_4$  sebagai berikut:

$$P = \frac{\text{angka } KMNO_4}{3 \text{ atau } 5}$$

#### 2. Prosedur $BOD_5$ dengan Winkler

1. Siapkan 1 buah labu pengencer 500 ml dan tuangkan sampel sesuai dengan perhitungan pengenceran
2. Ditambahkan air pengencer sampai batas labu
3. Disiapkan 2 buah botol winkler 300 ml dan 2 buah botol winkler 150 ml
4. Dituangkan air dalam labu takar ke dalam botol winkler 300 ml dan 150 ml sampai tumpah
5. Dituangkan air pengencer ke botol winkler 300 ml dan 150 ml sebagai blanko sampai tumpah

6. Kedua botol winkler 300 mL dibungkus menggunakan *plastic wrap* agar kedap udara
7. Dimasukkan kedua botol Winkler 300 ml ke dalam inkubator 20°C selama 5 hari
8. Kedua botol Winkler 150 ml yang berisi air dianalisis besarnya oksigen terlarut dengan prosedur berikut:
  - Tambahkan 1 ml Larutan MnCl<sub>2</sub>
  - Tambahkan 1 ml Larutan Pereaksi Oksigen
  - Botol ditutup dengan hati-hati agar tidak ada gelembung udaranya lalu dikocok beberapa kali
  - Biarkan gumpalan mengendap selama 5 – 10 menit
  - Tambahkan 1 ml asam sulfat pekat, tutup dan kocok kembali
  - Tuangkan 100 ml larutan ke dalam Erlenmeyer 250 ml
  - Tambahkan 3 tetes indikator amilum
  - Titrasikan dengan larutan Natrium Tiosulfat 0,0125 N sampai warna biru hilang (menjadi bening)
9. Setelah 5 hari, analisis kedua larutan dalam botol winkler 300 ml dengan analisis oksigen terlarut
10. Hitung oksigen terlarut dan BOD dengan rumus berikut:

$$OT \text{ (mg O}_2\text{/L)} = \frac{\alpha \times N \times 8000}{100 \text{ mL}}$$

$$BOD_{5^{20}} \text{ (mg/L)} = \frac{[(X_0 - X_5) - (B_0 - B_5)]}{P}$$

$$P = \frac{\text{mL sampel}}{\text{volume hasil pengenceran (500 mL)}}$$

Dimana:

$X_0$  = oksigen terlarut sampel pada  $t = 0$

$X_5$  = oksigen terlarut sampel pada  $t = 5$

$B_0$  = oksigen terlarut blanko pada  $t = 0$

$B_5$  = oksigen terlarut blanko pada  $t = 5$

$P$  = derajat pengenceran

$a$  = volume titran (mL)

$N$  = Normalitas Natrium Thiosulfat

### 3. Analisis *Total Suspended Solid* (TSS)

#### Alat dan Bahan:

1. Kertas Saring
2. *Vacuum Pump*
3. Cawan Porselen
4. Oven
5. Furnace
6. Neraca Analitik
7. Desikator
8. Pinset

#### Prosedur Analisis:

Metode analisis TSS dilakukan dengan metode gravimetri pada Greenberg *et al.* (2005) seperti berikut:

1. Cawan porselen dipanaskan dengan suhu  $550^{\circ}\text{C}$  selama 1 jam lalu dimasukkan ke oven  $105^{\circ}\text{C}$  selama 15 menit
2. Kertas saring dimasukkan ke oven  $105^{\circ}\text{C}$  selama 1 jam
3. Cawan dan kertas saring dimasukkan dalam desikator selama 15 menit
4. Cawan dan kertas saring ditimbang dengan neraca analitik (A mg)
5. Kertas saring yang telah ditimbang diletakkan pada *vacuum pump*
6. Sampel dituangkan sebanyak 10 ml diatas kertas saring yang telah dipasang pada *vacuum pump* (B ml)
7. Saring air sampel hingga kering

8. Kertas saring diletakkan pada cawan porselen dan dimasukkan oven 105°C selama 1 jam
9. Dinginkan dalam desikator selama 15 menit
10. Timbang dengan neraca analitik (C mg)
11. Hitung TSS dengan rumus berikut:

$$\text{TSS (mg/L)} = \frac{C - A}{B} \times 1000 \times 1000$$

Dimana : A = cawan kosong dan kertas saring setelah difurnace dan dioven

B = volume sampel (mL)

C = cawan residu setelah dioven (g)

#### 4. Analisis MLSS (*Mixed Liquor Suspended Solid*)

##### Alat dan Bahan:

1. Kertas Saring
2. *Vacuum Pump*
3. Cawan Porselen
4. Oven
5. Furnace
6. Neraca Analitik
7. Desikator
8. Pinset

##### Prosedur Analisis:

Metode analisis MLSS dilakukan dengan metode gravimetri pada Greenberg *et al.* (2005) seperti berikut:

1. Cawan porselen dipanaskan dengan suhu 550° C selama 1 jam lalu dimasukkan de oven 105° C selama 15 menit
2. Kertas saring dimasukkan ke oven 105° C selama 1 jam
3. Cawan dan kertas saring dimasukkan dalam desikator selama 15 menit
4. Cawan dan kertas saring ditimbang dengan neraca analitik (A mg)
5. Kertas saring yang telah ditimbang diletakkan pada *vacuum pump*

6. Sampel dituangkan sebanyak 10 ml diatas kertas saring yang telah dipasang pada *vacuum pump* (B ml)
7. Saring air sampel hingga kering. Ditambahkan 10 mL aquades untuk membasuh *vacuum pump*.
8. Kertas saring diletakkan pada cawan porselen dan dimasukkan oven 105°C selama 1 jam
9. Dinginkan dalam desikator selama 15 menit
10. Timbang dengan neraca analitis (C mg)
11. Hitung MLSS dengan rumus berikut:

$$\text{MLSS (mg/L)} = \frac{C - A}{B} \times 1000 \times 1000$$

Dimana : A = cawan kosong dan kertas saring setelah difurnace dan dioven

B = volume sampel (mL)

C = cawan residu setelah dioven (g)

## 5. Prosedur Analisis Ammonia

### a. Pembuatan Reagen

#### 1. Larutan Nessler

Timbang dengan teliti 10 g HgI<sub>2</sub> dan 7 g KI menggunakan neraca analitik. Gerus menggunakan mortar dengan sedikit aquades sampai halus. Larutkan dengan 16 g NaOH/50 mL aquades. Encerkan menggunakan aquades hingga 100 mL.

#### 2. Larutan Garam Signet

Timbang dengan teliti 10 g KNA Tartrat menggunakan neraca analitik. Larutkan dalam 30 mL aquades. Tambahkan 1 mL reagen Nessler sebagai pengawet. Encerkan dengan aquades hingga 100 mL.

#### 3. Larutan Standar Ammonia (100 mg NH<sub>4</sub>-N/L)

Timbang menggunakan neraca analitik NH<sub>4</sub>CL sebanyak 0,3821 gram. Larutkan dengan aquades hingga 1 L.

### b. Penentuan Panjang Gelombang Optimum

1. Dilakukan analisis ammonia pada larutan standar
2. Dilakukan penentuan panjang gelombang optimum larutan standar ammonia pada rentang

400–490 nm. Selisih dari masing–masing panjang gelombang mulai dari 2, 5 , 10 nm. Data penentuan panjang gelombang optimum secara detail terdapat pada Tabel A.1.

**Tabel A.1 Penentuan Panjang Gelombang Optimum Analisis Ammonia**

Panjang Gelombang (nm)	Absorbansi (A)
400	0,212
402	0,195
404	0,188
406	0,181
408	0,174
410	0,187
415	0,165
420	0,124
430	0,121
440	0,090
450	0,061
460	0,049
470	0,024
480	0,015
490	0,002

Berdasarkan Tabel A.1 dapat dilihat bahwa nilai absorbansi tertinggi kemudian diikuti dengan penurunan absorbansi pada panjang gelombang berikutnya terdapat pada panjang gelombang 410 nm dengan nilai absorbansi 0,187 A. Sehingga dapat disimpulkan bahwa panjang gelombang 410 nm merupakan panjang gelombang optimum untuk analisis ammonia.

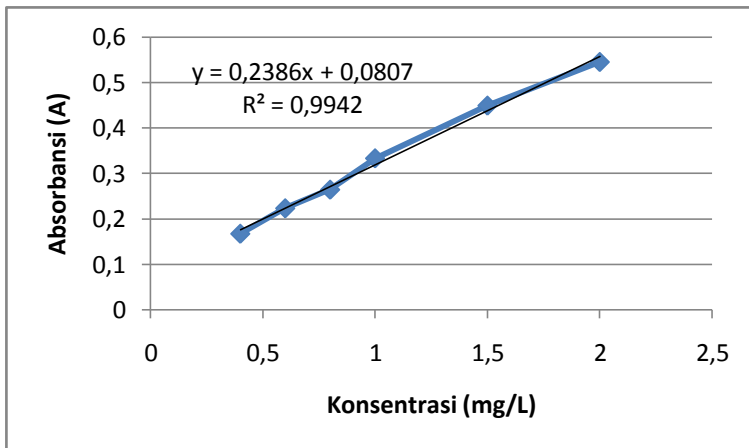
### c. Penentuan Kurva Kalibrasi Analisis Ammonia

1. Dilakukan analisis ammonia dengan menggunakan larutan standar pada berbagai konsentrasi.
2. Dilakukan pengukuran absorbansi dengan menggunakan spektrofotometer pada panjang gelombang optimum 410 nm.

Hasil pengukuran absorbansi untuk kalibrasi analisis ammonia terdapat pada Tabel A.2 dan Gambar A.1.

**Tabel A.2 Kalibrasi Larutan Standar Ammonia**

Konsentrasi (mg/L)	Absorbansi (A)
0,4	0,168
0,6	0,224
0,8	0,265
1	0,334
1,5	0,450
2	0,546



**Gambar A.2 Grafik Kalibrasi Analisis Ammonia**



#### d. **Prosedur Analisis Ammonia**

##### **Alat dan Bahan:**

1. Larutan Nessler
2. Larutan Garam Signet
3. Spektrofotometer
4. Kuvet
5. Erlenmeyer 100 mL
6. Pipet Ukur 10 mL
7. Propipet
8. Gelas Ukur 25 mL

##### **Prosedur Analisis:**

Ammonia-nitrogen dianalisis dengan menggunakan *Nesslerization Method* yang dilakukan dengan pembacaan nilai absorbansinya menggunakan spektrofotometer visual, seperti berikut:

1. Diambil 25 mL sampel dan aquades sebagai blanko ke dalam Erlenmeyer 100 mL
2. Ditambahkan 1 mL Larutan Nessler
3. Ditambahkan 1,25 mL Larutan Garam Signet
4. Diaduk dan dibiarkan selama 10 menit
5. Dibaca absorbansi dengan spektrofotometer dengan  $\lambda = 410 \text{ nm}$
6. Dihitung konsentrasi ammonia dengan menggunakan rumus kalibrasi:

$$y = 0,2386x + 0,0807$$

Keterangan:

y = nilai absorbansi (A)

x = konsentrasi ammonia (mg/L)

#### **6. Prosedur Analisis pH**

##### **Alat dan Bahan:**

1. Larutan Sampel
2. Aquades
3. pH Meter
4. Beaker Glass 100 mL

### Prosedur Analisis:

Analisis pH menggunakan pH meter dengan bacaan digital sebagai berikut:

1. Diambil sejumlah sampel dan diletakkan ke dalam *beaker glass*.
2. Dichelupkan probe pH meter ke dalam sampel yang diukur nilai pH nya.
3. Dibaca nilai pH sampel pada monitor pembaca.
4. Probe pH meter dibilas menggunakan aquades dalam *beaker glass* lain

## 7. Prosedur Analisis Nitrat-nitrogen

### a. Pembuatan Reagen

#### 1. Larutan Brucine Asetat 0,5%

Larutkan 0,5 gram serbuk brucine dengan 100 mL acetic acid glacial ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) di dalam labu pengencer 100 mL, kocok hingga larut sempurna.

#### 2. $\text{H}_2\text{SO}_4$ pekat

#### 3. Larutan Standar Nitrat (100 ppm atau 100 mg/L)

Timbang dengan teliti 721,8 mg  $\text{KNO}_3$  kemudian larutkan ke dalam aquades sebanyak 1 L di dalam labu pengencer 1 L.

### b. Penentuan Panjang Gelombang Optimum

1. Dilakukan analisis nitrat pada larutan standar
2. Dilakukan penentuan panjang gelombang optimum larutan standar nitrat pada rentang 370-470 nm. Selisih dari masing-masing panjang gelombang mulai dari 2, 5, 10 nm. Data penentuan panjang gelombang optimum secara detail terdapat pada Tabel A.3.

**Tabel A.3 Penentuan Panjang Gelombang Optimum Analisis Nitrat**

Panjang Gelombang (nm)	Absorbansi (A)
370	0,313
372	0,267

Panjang Gelombang (nm)	Absorbansi (A)
374	0,263
378	0,283
400	0,329
405	0,307
410	0,303
420	0,288
430	0,265
440	0,257
450	0,167
460	0,098
470	0,036

Berdasarkan Tabel A.3 dapat dilihat bahwa nilai absorbansi tertinggi kemudian diikuti dengan penurunan absorbansi pada panjang gelombang berikutnya terdapat pada panjang gelombang 400 nm dengan nilai absorbansi 0,329 A. Sehingga dapat disimpulkan bahwa panjang gelombang 400 nm merupakan panjang gelombang optimum untuk analisis nitrat.

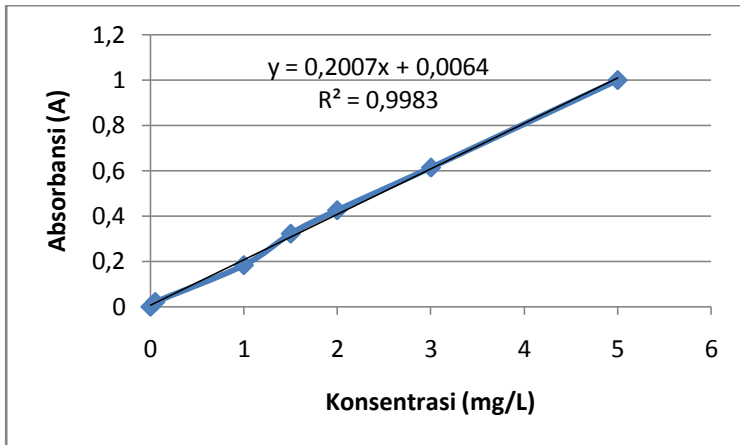
#### e. Penentuan Kurva Kalibrasi Analisis Nitrat

1. Dilakukan analisis nitrat dengan menggunakan larutan standar pada berbagai konsentrasi.
2. Dilakukan pengukuran absorbansi dengan menggunakan spektrofotometer pada panjang gelombang optimum 400 nm.

Hasil pengukuran absorbansi untuk kalibrasi analisis nitrat terdapat pada Tabel A.4 dan Gambar A.2.

**Tabel A.4 Kalibrasi Larutan Standar Nitrat**

Konsentrasi (mg/L)	Absorbansi (A)
0	0
0,05	0,02
1	0,182
1,5	0,322
2	0,425
3	0,614
5	1,000



**Gambar A.2 Grafik Kalibrasi Analisis Nitrat**

**f. Prosedur Analisis:**

**Alat dan Bahan:**

1. Larutan Brucin Asetat 0,5%
2. Larutan  $H_2SO_4$  pekat
3. Spektrofotometer
4. Kuvet
5. Erlenmeyer 100 mL
6. Pipet Ukur 10 mL

### Prosedur Analisis:

1. Disiapkan sampel yang akan dianalisis kadar nitratnya
2. Diambil 2 mL sampel (diencerkan jika sampel terlalu pekat)
3. Ditambahkan 2 mL larutan brucin asetat 0,5%
4. Ditambahkan 4 mL larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pekat
5. Diaduk dan didiamkan selama ± 10 menit
6. Dibaca dengan spektrofotometer  $\lambda = 400 \text{ nm}$
7. Blanko yang digunakan adalah aquades dengan perlakuan yang sama.
8. Dihitung konsentrasi nitrat dengan menggunakan rumus kalibrasi:

$$y = 0,2007x + 0,0064$$

Keterangan:

y = nilai absorbansi (A)

x = konsentrasi nitrat (mg/L)

## 8. Prosedur Analisis Alkalinitas

### a. Pembuatan Reagen

#### 1. Larutan Indikator PP (Fenolftalein)

Timbang dengan menggunakan neraca analitik 0,035 gram fenolftalein. Larutkan dalam 100 ml alkohol 70%. Netralkan dengan larutan NaOH 0,1 N sampai warna merah muda.

#### 2. Larutan Indikator MO (Metil Orange)

Timbang dengan teiti 0,1 gr bubuk metil *orange*. Larutkan di dalam 100 mL aquades.

#### 3. H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,1 N

Diambil 0,3 mL H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pekat (98% = 35,28 N) kemudian ditambahkan aquades hingga 100 mL dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

### b. Prosedur Analisis

#### Alat dan Bahan:

1. Larutan sampel
2. Indikator PP dan MO

3. Erlenmeyer 100 mL
4. Pipet Ukur 10 mL
5. Pipet Tetes
6. Buret 25 mL
7. Statif

**Prosedur Analisis:**

Prosedur analisis alkalinitas menggunakan metode titrasi asam-basa dengan indikator warna dari Greenberg *et al.* (2005) sebagai berikut:

1. Ambil sampel sebanyak 10 mL ke dalam *beaker glass* kemudian tambahkan dengan 3 tetes indikator PP. bila tidak berwarna artinya OH<sup>-</sup> dan CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> kecil sekali atau nilai P = 0. Jika sampel berubah warna menjadi merah ungu, maka titrasikan dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,1 N sampai tidak berwarna. Setiap penambahan asam yang diberikan hingga warna menjadi bening merupakan nilai P.
2. Tambahkan 3 tetes indikator MO. Larutan akan berubah menjadi kuning-oranye.
3. Titrasi dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,1 N hingga warna berubah menjadi merah.
4. Hitung nilai alkalinitas dengan rumus berikut:

$$\text{Alkalinitas (CaCO}_3 \text{ mg/L)} = \frac{(A \times B)}{C} \times 1000 \times 50,4$$

Dimana:

- A = volume H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang digunakan
- B = normalitas H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>
- C = volume sampel
- 50,4 = berat molekul / berat ekuivalensi dari CaCO<sub>3</sub>

**9. Analisis Volatile Fatty Acids (VFA)**

**a. Pembuatan Reagen**

**1. Larutan NaOH 0,1 N**

Timbang dengan teliti 4 g NaOH menggunakan neraca analitik. Larutkan dalam 1 L aquades yang telah dididihkan dahulu serta didinginkan kembali.

Standarisasi Larutan NaOH 0,1 N:

- Timbang dengan teliti 6,3 g Asam Oksalat. Larutkan dalam 1 L aquades dengan labu ukur 1 L.
- Tambahkan 25 mL asam oksalat 0,1 N dengan indikator PP sebanyak 20 tetes.
- Titrasi dengan NaOH 0,1 N hingga warna menjadi merah muda.

$$\text{Normalitas NaOH} = \frac{25 \times 0,1}{\text{mL titran}}$$

**2. Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,4 N**

Diambil 1,337 mL H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> pekat (98% = 35,28 N) kemudian dilarutkan aquades hingga 100 mL dengan menggunakan labu pengencer 100 mL.

**3. Indikator PP**

**4. Larutan standar CH<sub>3</sub>COOH**

Diambil 1,9 mL CH<sub>3</sub>COOH pekat. Larutkan dengan aquades hingga 1 L menggunakan labu pengencer 1 L.

**b. Prosedur Analisis VFA**

**Alat dan Bahan:**

1. Larutan standar CH<sub>3</sub>COOH
2. Indikator PP
3. Larutan NaOH 0,1 N
4. Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,4 N
5. Larutan sampel
6. Centrifuge
7. Erlenmeyer 100 dan 250 mL
8. Labu destilasi
9. Buret dan Statif
10. Pipet Ukur 10 mL
11. Pipet Tetes
12. Kompor Listrik
13. Kondensor

### Prosedur Analisis Larutan Standar:

1. Dimasukkan 25 mL larutan standar  $\text{CH}_3\text{COOH}$  ke dalam Erlenmeyer 100 mL
2. Ditambahkan 2 tetes indikator PP
3. Dititrasi dengan  $\text{NaOH}$  0,1 N dan diamati perubahan warnanya menjadi merah muda
4. Dihitung konsentrasi larutan standar dengan menggunakan rumus berikut:

$$V1 \times N1 = V2 \times N2$$

Keterangan:

V1 = mL  $\text{CH}_3\text{COOH}$

N1 = konsentrasi  $\text{CH}_3\text{COOH}$

V2 = mL titrasi  $\text{NaOH}$  0,1 N

N2 = Konsentrasi  $\text{NaOH}$

### Prosedur Analisis Sampel:

1. Dimasukkan sampel ke dalam centrifuge sebanyak 200 mL
2. Diambil supernatant sampel sebanyak 100 mL menggunakan gelas ukur
3. Ditambahkan 5 mL  $\text{H}_2\text{SO}_4$  0,4 N
4. Didestilasi hingga mendapatkan destilat sebanyak 150 mL (15 mL destilat pertama dibuang)
5. Dititrasi dengan menggunakan  $\text{NaOH}$  0,1 N hingga menjadi merah muda
6. Dihitung nilai konsentrasi asam volatile dengan menggunakan rumus berikut:

$$V1 \times N1 = V2 \times N2$$

Keterangan:

V1 = mL destilat sampel

N1 = konsentrasi sampel

V2 = mL titrasi  $\text{NaOH}$  0,1 N

N2 = Konsentrasi  $\text{NaOH}$

7. Dihitung *recovery factor* (Rf) dengan menggunakan rumus berikut:

$$\text{Recovery factor (Rf)} = \frac{a}{b}$$



Keterangan:

a = konsentrasi asam *volatile* pada destilat sampel

b = konsentrasi asam *volatile* dalam larutan standar

8. Dihitung nilai mg asam *volatile* (CH<sub>3</sub>COOH) dengan menggunakan rumus berikut:

$$\text{mg asam volatile (CH}_3\text{COOH)} = \frac{V \times N \times 60.000}{V_{\text{sampel}} \times Rf}$$

Keterangan:

V = mL titrasi dengan NaOH 0,1 N

N = konsentrasi NaOH

Rf = *Recovery Factor*

**(Halaman ini sengaja dikosongkan)**

## LAMPIRAN B KEBUTUHAN OKSIGEN DAN AERATOR PADA PENGOLAHAN AEROBIK

### Perhitungan Kebutuhan Oksigen dan Aerator

( Debit limbah = 43,2 L/hari)

$$\begin{aligned} \text{BOD}_{needed} &= \frac{Q (S_o - S_e)}{1000 \times f} = \frac{43,2 \frac{L}{hari} \times (12100 - 8000) mg / L}{1000 \times 0,68} \\ &= 0,260 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_x &= \frac{Y \cdot Q (S_o - S_e)}{1000 \times (1 + K_d \times \theta_c)} \\ &= \frac{0,6 \times 43,2 \frac{L}{hari} (12100 - 8000) mg / L}{1000 \times (1 + (0,06 \times 20))} \\ &= 0,048 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{demand} &= \frac{Q (S_o - S_e)}{1000 \times f} \cdot 1,42 (P_x) \\ &= 0,260 \text{ Kg/hari} - 1,42 (0,048 \text{ Kg/hari}) \\ &= 0,192 \text{ Kg/hari} \end{aligned}$$

$$\rho_{udara} = \gamma_{udara} = 1,201 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{O}_2 = 23,2\% \text{ Vudara}$$

$$\text{Vudara} = \frac{0,192 \text{ Kg/hari}}{1,201 \times 0,232} = 0,689 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{O}_2 \text{ transfer didalam udara} = 8\%$$

$$\text{Vudara aktual} = \frac{0,689 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,08} = 8,61 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk faktor keamanan dan kebutuhan nitrifikasi = 2

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ dibutuhkan} &= 2 \times 8,61 \text{ m}^3/\text{hari} \times 1/1440 \text{ menit} \times 2000 \\ &= 23,92 \text{ LO}_2/\text{menit} \end{aligned}$$

*Diffuser* yang digunakan memiliki kapasitas transfer oksigen sebesar 4,5 LO<sub>2</sub>/menit

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya diffuser} &= \frac{\text{O}_2 \text{ dibutuhkan}}{\text{Kapasitas transfer diffuser}} \\ &= \frac{23,92 \text{ LO}_2/\text{menit}}{4,5 \text{ LO}_2/\text{menit}} \\ &= 5,32 \text{ diffuser} \\ &= 6 \text{ diffuser} \end{aligned}$$

**LAMPIRAN C**  
**PERHITUNGAN HIDROLIK RENCANA ABR – AF**

Perhitungan hidrolik dari reaktor A dan reaktor B dengan HLR 0,474 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari serta debit 43,2 L/hari dan waktu detensi perhitungan sebesar 44,43 jam sebagai berikut:

**Unit *Anaerobic Baffled Reactor* (ABR)**

Jumlah Kompartemen	=	4	buah
Panjang Kompartemen 1	=	21	cm
Tebal kaca	=	2	cm
Panjang Kompartemen 2-4	=	17	cm
Lebar	=	26	cm
Tinggi efektif	=	35	cm
Freeboard	=	5	cm
Tinggi Total	=	40	cm
Panjang Total	=	72	cm
Luas Permukaan Komp 1	A =	P x L	
		=	546 cm <sup>2</sup>
Luas Permukaan Komp 2-4	A =	P x L	
		=	442 cm <sup>2</sup>
Volume Reaktor	Vr =	P x L x t	
		=	74880 cm <sup>3</sup>
		=	74,88 L
Volume Efektif	Ve =	P x L x t eff	
		=	65520 cm <sup>3</sup>
		=	65,52 L
Debit	Q =	43,2	L/hari
		=	0,0432 m <sup>3</sup> /hari
Kecepatan Komp 1	v =	Q/A	
		=	0,791209 m/hari

Kecepatan Komp 2-4	$v = Q/A$	
	$= 0,977376$	m/hari
Waktu detensi	$Td = V_{eff}/Q$	
	$= 1,516667$	hari
	$= 36,4$	jam
Volume		
Total	$= P \text{ total} \times l \times t \text{ efektif}$	
	$= 72 \text{ cm} \times 26 \text{ cm} \times 35 \text{ cm}$	
	$= 65.520 \text{ cm}^3$	
	$= 65,52 \text{ L}$	
Kompartemen 1	$= P \text{ komp 1} \times l \times t \text{ efektif}$	
	$= 21 \text{ cm} \times 26 \text{ cm} \times 35 \text{ cm}$	
	$= 19.110 \text{ cm}^3$	
	$= 19,11 \text{ L}$	
Kompartemen 2-4	$= P \text{ komp 2-4} \times l \times t \text{ efektif}$	
	$= 17 \text{ cm} \times 26 \text{ cm} \times 35 \text{ cm}$	
	$= 15.470 \text{ cm}^3$	
	$= 15,47 \text{ L}$	
Waktu detensi (td) Komp 1	$= \frac{Volume}{Q}$	
	$= \frac{19.110 \text{ cm}^3}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}$	
	$= 0,44 \text{ hari}$	
	$= 10,56 \text{ jam}$	
Waktu detensi (td) Komp 2-4	$= \frac{Volume}{Q}$	
	$= \frac{15.470 \text{ cm}^3}{0,0432 \text{ m}^3/\text{hari}}$	
	$= 0,36 \text{ hari}$	
	$= 8,64 \text{ jam}$	
Cek Td	$= 39.312$	jam
P pipa inlet	$= 4$	cm

Tinggi muka air	=	35	cm
P pipa outlet	=	32	cm
D pipa inlet	=	1,75	cm
D pipa outlet	=	1,75	cm
Jumlah pipa inlet	=	1	buah
Jumlah pipa outlet	=	3	buah

### **Headloss Kompartemen 1**

Panjang	P =	21	cm
Jari - jari basah	R =	Luas/keliling basah	
		= 4,475	cm
f kekasaran manning	n =	0,013	cm
Konstanta empiris	Km =	1	
Headloss	HL =	$[(Q \times n) / (K_m \times A \times (R^{2/3}))]^2 \times P$	
		= $3,01239 \times 10^{-6}$	m
		= $3,01239 \times 10^{-4}$	cm

### **Pipa Inlet**

Debit	Q =	0,2	mL/detik
Kecepatan	v =	$(Q / ((1/4) \times \pi \times D^2))$	
		= 0,083139558	cm/detik
		= 0,000831396	m/detik
Koef Hazen William	C =	130	
Major Losses	Hf =	$(Q / (0,00155 \times D^{2.63} \times C))^{1.85} \times P$	
		= 0,259152268	cm

### **Pipa Outlet**

Debit tiap pipa	Q =	Q/jumlah pipa out	
		= 14,4	L/hari
		= 0,0667	cm/detik
Kecepatan	v =	$(Q / ((1/4) \times \pi \times D^2))$	

	=	0,027713186	cm/detik
	=	0,000277132	m/detik
Major Losses	$H_f = (Q/(0,00155xD^{2.63}xC)^{1.85})xP$		
	=	0,271625588	cm
k belokan	k =	0,9	
Jumlah belokan	=	1	buah
Minor Losses	$h_m = k xv^2/2g$		
	=	3,51944E-09	m
	=	3,51944E-07	cm
Total headloss 1	=	hl komp + hl inlet + hl outlet	
	=	0,005307779	m
	=	0,530777856	cm

### **Headloss Kompartemen 2**

Panjang	P =	17	cm
Jari - jari basah	R =	Luas/keliling basah	
	=	3,623	cm
f kekasaran manning	n =	0,013	
Konstanta empiris	$C_m =$	1	
Headloss	$h_l = [(Qxn)/(C_mxAx(R^{2/3}))]^2 x P$		
	=	$4,93221 \times 10^{-6}$	m
	=	$4,93221 \times 10^{-4}$	cm

### **Pipa Inlet**

Debit	Q =	0,2	mL/detik
Kecepatan	$v = (Q/((1/4)x\pi xD^2))$		
	=	0,083139558	cm/detik
	=	0,000831396	m/detik
Koef Hazen William	C =	130	
Major Losses	$H_f = (Q/(0,00155xD^{2.63}xC)^{1.85})xP$		
	=	0,259152268	cm



### **Pipa Outlet**

Debit tiap pipa	$Q = Q/\text{jumlah pipa out}$ $= 14,4$ L/hari $= 0,0667$ cm/detik
Kecepatan	$v = (Q/((1/4)\pi D^2))$ $= 0,027713186$ cm/detik $= 0,000277132$ m/detik
Major Losses	$H_f = (Q/(0,00155xD^{2.63}\times C)^{1.85})\times P$ $= 0,271625588$ cm
k belokan	$k = 0,9$
Jumlah belokan	$= 1$ buah
Minor Losses	$h_m = K xv^2/2g$ $= 3,51944E-09$ m $= 3,51944E-07$ cm
Total headloss 2	$= h_l \text{ komp} + h_l \text{ inlet} + h_l \text{ outlet}$ $= 0,005312711$ m $= 0,531271078$ cm

### **Headloss Kompartemen 3**

Panjang	$P = 17$ cm
Jari - jari basah	$R = \text{Luas/keliling basah}$ $= 3,623$ cm
f kekasaran manning	$n = 0,013$
Konstanta empiris	$C_m = 1$
Headloss	$h_l = [(Qxn)/(C_m \times A \times (R^{2/3}))]^2 \times P$ $= 4,93221 \times 10^{-6}$ m $= 4,93221 \times 10^{-4}$ cm

### **Pipa Inlet**

Debit	$Q = 0,2$ mL/detik
Kecepatan	$v = (Q/((1/4)\pi D^2))$

$$\begin{aligned}
&= 0,083139558 \quad \text{cm/detik} \\
&= 0,000831396 \quad \text{m/detik} \\
\text{Koef Hazen William} & C = 130 \\
\text{Major Losses} & H_f = (Q/(0,00155xD^{2.63}xC))^{1.85} \times P \\
&= 0,259152268 \quad \text{cm}
\end{aligned}$$

### **Pipa Outlet**

$$\begin{aligned}
\text{Debit tiap pipa} & Q = Q/\text{jumlah pipa out} \\
&= 14,4 \quad \text{L/hari} \\
&= 0,0667 \quad \text{cm/detik} \\
\text{Kecepatan} & v = (Q/((1/4)\pi D^2)) \\
&= 0,027713186 \quad \text{cm/detik} \\
&= 0,000277132 \quad \text{m/detik} \\
\text{Major Losses} & H_f = (Q/(0,00155xD^{2.63}xC))^{1.85} \times P \\
&= 0,271625588 \quad \text{cm} \\
\text{k belokan} & k = 0,9 \\
\text{Jumlah belokan} &= 1 \quad \text{buah} \\
\text{Minor Losses} & h_m = K xv^2/2g \\
&= 3,51944E-09 \quad \text{m} \\
&= 3,51944E-07 \quad \text{cm} \\
\text{Total headloss 3} &= h_l \text{ komp} + h_l \text{ inlet} + h_l \text{ outlet} \\
&= 0,005312711 \quad \text{m} \\
&= 0,531271078 \quad \text{cm}
\end{aligned}$$

### **Headloss Kompartemen 4**

$$\begin{aligned}
\text{Panjang} & P = 17 \quad \text{cm} \\
\text{Jari - jari basah} & R = \text{Luas/keliling basah} \\
&= 3,623 \quad \text{cm} \\
\text{f kekasaran manning} & n = 0,013 \\
\text{Konstanta empiris} & C_m = 1 \\
\text{Headloss} & h_l = [(Qxn)/(C_m x A x (R^{2/3}))]^2 \times P
\end{aligned}$$

$$= 4,93221 \times 10^{-6} \quad \text{m}$$

$$= 4,93221 \times 10^{-4} \quad \text{cm}$$

### Pipa Inlet

Debit  $Q = 0,2 \quad \text{mL/detik}$

Kecepatan  $v = (Q/((1/4) \times \pi \times D^2))$   
 $= 0,083139558 \quad \text{cm/detik}$   
 $= 0,000831396 \quad \text{m/detik}$

Koef Hazen William  $C = 130$

Major Losses  $H_f = (Q/(0,00155 \times D^{2.63} \times C)^{1.85}) \times P$   
 $= 0,259152268 \quad \text{cm}$

### Pipa Outlet

Debit tiap pipa  $Q = Q/\text{jumlah pipa out}$   
 $= 14,4 \quad \text{L/hari}$   
 $= 0,0667 \quad \text{cm/detik}$

Kecepatan  $v = (Q/((1/4) \times \pi \times D^2))$   
 $= 0,027713186 \quad \text{cm/detik}$   
 $= 0,000277132 \quad \text{m/detik}$

Major Losses  $H_f = (Q/(0,00155 \times D^{2.63} \times C)^{1.85}) \times P$   
 $= 0,271625588 \quad \text{cm}$

k belokan  $k = 0,9$

Jumlah belokan  $= 1 \quad \text{buah}$

Minor Losses  $h_m = K \times v^2/2g$   
 $= 3,51944\text{E-}09 \quad \text{m}$   
 $= 3,51944\text{E-}07 \quad \text{cm}$

Total headloss 4  $= h_l \text{ komp} + h_l \text{ inlet} + h_l \text{ outlet}$   
 $= 0,005312711 \quad \text{m}$   
 $= 0,531271078 \quad \text{cm}$

**Headloss Total Unit ABR**  $= \mathbf{0,0212459109} \quad \mathbf{m}$   
 $= \mathbf{2,12459109} \quad \mathbf{cm}$

**HLR Kompartemen 1**

$$\begin{aligned} \text{HLR} &= Q/A \\ &= 0,791208791 \quad \text{m}^3/\text{m}^2.\text{hari} \end{aligned}$$

**HLR Kompartemen 2-4**

$$\begin{aligned} \text{HLR} &= Q/A \\ &= 0,977375566 \quad \text{m}^3/\text{m}^2.\text{hari} \end{aligned}$$

**Unit *Aerobic Biofilter* (AF)****Dimensi Filter**

Tinggi media	hm = 25	cm
Muka air atas filter	= 5	cm
Tinggi penyangga	hp = 5	cm
Total tinggi muka air	= 35	cm

**Media Filter**

Ukuran media biobal	D = 3,5	cm
Vol void	Vv = 2210	ml
	= 2,21	L
	= 85	%
Porositas	= 0,85	cm/detik
	Vam = Tinggi media x P x lebar	
Vol area media	= 11050	cm <sup>3</sup>
	= 11,05	L
	Vm = Vam - Vv	
Vol media	= 8840	cm <sup>3</sup>
	= 8,84	L
	Vp = Tinggi penyangga x P x lebar	
Volume penyangga filter	= 425	cm <sup>3</sup>
	= 0,425	L
	Va = Tinggi air x P x lebar	
Volume air atas filter	= 2210	cm <sup>3</sup>
	= 2,21	L

Vol total air di komp.	$  \begin{aligned}  V_{tot} &= V \text{ media} + V \text{ penyangga} + V \text{ air atas filter} \\  &= 11475 \quad \text{cm}^3 \\  &= 11.475 \quad \text{L}  \end{aligned}  $
Debit	$  \begin{aligned}  Q &= 43,2 \quad \text{L/hari} \\  &= 0,0005 \quad \text{L/detik} \\  &= 0,5 \quad \text{cm}^3/\text{detik} \\  &= 0,0000005 \quad \text{m}^3/\text{detik}  \end{aligned}  $
Kecepatan pada media <i>bioball</i>	$  \begin{aligned}  v_m &= Q / (A \times \text{porositas}) \\  &= 0,00133 \quad \text{cm/detik} \\  &= 1,149 \quad \text{m/hari}  \end{aligned}  $
Kecepatan luar media	$  \begin{aligned}  v_{lm} &= Q/A \\  &= 0,00113 \quad \text{cm/detik} \\  &= 0,977 \quad \text{m/hari}  \end{aligned}  $
Kecepatan rata-rata	$  \begin{aligned}  V_{up} &= \frac{[v \text{ media}] + [v_{\text{luar}}]}{[h \text{ media} + h \text{ (air+penyangga)}]} \\  &= 7,035 \times 10^{-5} \quad \text{cm/detik} \\  &= 6,077 \quad \text{m/hari}  \end{aligned}  $
Waktu detensi filter	$  \begin{aligned}  T_d &= \frac{(\text{Vol area media } \textit{bioball} \times \text{porositas}) + (\text{Vol area media penyangga} \times \text{porositas})}{Q} \\  &= 15750.5 \quad \text{detik} \\  &= 4,375 \quad \text{jam}  \end{aligned}  $
Waktu detensi kompartemen	$  \begin{aligned}  T_d &= t_d \text{ filter} + \frac{[(\text{Vol media} + \text{Vol air atas media})/Q]}{Q} \\  &= 4,375 \text{ jam} + 6,1389 \text{ jam} \\  &= 10,514 \text{ jam}  \end{aligned}  $
HLR media filter	$  \begin{aligned}  &= Q / (A \times \text{porositas}) \\  &= 1,15 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}  \end{aligned}  $
HLR luar media	$  \begin{aligned}  &= Q / A \\  &= 9,77 \times 10^{-5} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}  \end{aligned}  $

$$\begin{aligned} \text{HLR rata-rata} &= \frac{(\text{media filter} \times h) + (\text{luar media} \times h)}{(h_1+h_2)} \\ &= 1,10057 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari} \end{aligned}$$

### Headloss pada filter

$$\text{Ketinggian media} = 25 \text{ cm}$$

$$\text{Shape factor} = 0,75$$

untuk *angular shape*

$$\text{Diameter media (D)} = 3,5 \text{ cm}$$

$$\text{Viskositas kinematis} = 8,21 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{detik}$$

$$\text{Porositas media} = 0,85 \text{ cm/detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{shape factor} \times D \times v \text{ pada media}}{\text{viskositas kinematis}} \\ &= \frac{0,75 \times 3,5 \text{ cm} \times 0,00133 \text{ cm/detik}}{8,21 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{detik}} \\ &= 0,425 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f' &= 150 \times \left( \frac{1-\text{porositas}}{\text{Nre}} \right) + 1,75 \\ &= 150 \times \left( \frac{1-0,85}{0,425} \right) + 1,75 \\ &= 54,691 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Headloss AF} &= f' \times \left( \frac{\text{tinggi media}}{\text{shape factor} \times D} \right) \times \left( \frac{1-\text{porositas}}{\text{porositas}} \right) \times \\ &\quad \left( \frac{v \text{ pada media}^2}{g} \right) \\ &= 54,691 \times \left( \frac{25 \text{ cm}}{0,75 \times 3,5 \text{ cm}} \right) \times \left( \frac{1-0,85}{0,85} \right) \times \\ &\quad \left( \frac{0,00133 \text{ cm/detik}^2}{9,8 \text{ m/s}^2} \right) \\ &= 0,000131 \text{ m} \\ &= 0,0131 \text{ cm} \end{aligned}$$

**LAMPIRAN D**  
**HASIL UJI *HYDRAULIC LOADING RATE* (HLR)**

Penentuan panjang gelombang optimum *fluorescent* pada rentang 400–480 nm. Selisih dari masing–masing panjang gelombang mulai dari 2, 5, dan 10 nm. Data penentuan panjang gelombang optimum secara detail terdapat pada Tabel D.1.

**Tabel D.1 Penentuan Panjang Gelombang Optimum Uji HLR**

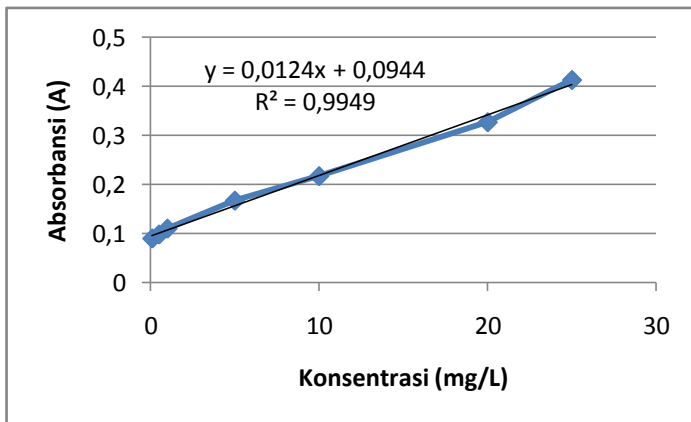
<b>Panjang Gelombang (nm)</b>	<b>Absorbansi (A)</b>
400	0,257
410	0,288
420	0,346
430	0,403
440	0,433
442	0,431
444	0,428
446	0,424
448	0,410
450	0,403
460	0,344
470	0,319
480	0,300

Berdasarkan Tabel D.1. dapat dilihat bahwa nilai absorbansi tertinggi kemudian diikuti dengan penurunan absorbansi pada panjang gelombang berikutnya terdapat pada panjang gelombang 410 nm dengan nilai absorbansi 0,433 A. Sehingga dapat disimpulkan bahwa panjang gelombang 440 nm merupakan panjang gelombang optimum untuk pengujian *hydraulic loading rate* (HLR) dengan menggunakan *fluorescent*.

Selanjutnya dilakukan kalibrasi larutan *fluorescent* pada berbagai konsentrasi dengan mengukur absorbansi menggunakan spektrofotometer pada panjang gelombang optimum 440 nm. Hasil pengukuran absorbansi untuk kalibrasi larutan *fluorescent* untuk pengujian HLR terdapat pada Tabel D.2 dan Gambar D.1.

**Tabel D.2 Kalibrasi Larutan *Fluorescent***

Konsentrasi mg/L	Absorbansi (A)
0.1	0,090
0.5	0,098
1	0,110
5	0,167
10	0,217
20	0,327
25	0,413



**Gambar D.1 Kalibrasi *Fluorescent* Uji HLR**



Data hasil Pengujian HLR Reaktor A (Anaerobik-anaerobik) dengan HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$  dan debit  $43,2 \text{ L/hari}$  terdapat pada Tabel D.3.

**Tabel D.3 Uji HLR Reaktor A HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$**

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
0	0	0,008	-6,9677	-22,70%
15	0,25	0,057	-3,0161	-9,83%
30	0,5	0,078	-1,3226	-4,31%
45	0,75	0,094	-0,0323	-0,11%
60	1	0,098	0,2903	0,95%
75	1,25	0,101	0,5323	1,73%
90	1,5	0,103	0,6935	2,26%
105	1,75	0,106	0,9355	3,05%
120	2	0,104	0,7742	2,52%
135	2,25	0,106	0,9355	3,05%
150	2,5	0,105	0,8548	2,79%
165	2,75	0,109	1,1774	3,84%
180	3	0,117	1,8226	5,94%
195	3,25	0,115	1,6613	5,41%
210	3,5	0,118	1,9032	6,20%
225	3,75	0,116	1,7419	5,68%
240	4	0,127	2,6290	8,57%
255	4,25	0,129	2,7903	9,09%
270	4,5	0,138	3,5161	11,46%
285	4,75	0,137	3,4355	11,19%
300	5	0,138	3,5161	11,46%
315	5,25	0,135	3,2742	10,67%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
330	5,5	0,133	3,1129	10,14%
345	5,75	0,134	3,1935	10,40%
360	6	0,136	3,3548	10,93%
375	6,25	0,14	3,6774	11,98%
390	6,5	0,142	3,8387	12,51%
405	6,75	0,141	3,7581	12,24%
420	7	0,142	3,8387	12,51%
435	7,25	0,142	3,8387	12,51%
450	7,5	0,145	4,0806	13,29%
465	7,75	0,141	3,7581	12,24%
480	8	0,148	4,3226	14,08%
495	8,25	0,146	4,1613	13,56%
510	8,5	0,144	4,0000	13,03%
525	8,75	0,144	4,0000	13,03%
540	9	0,147	4,2419	13,82%
555	9,25	0,151	4,5645	14,87%
570	9,5	0,164	5,6129	18,29%
585	9,75	0,171	6,1774	20,13%
600	10	0,185	7,3065	23,80%
615	10,25	0,191	7,7903	25,38%
630	10,5	0,21	9,3226	30,37%
645	10,75	0,215	9,7258	31,69%
660	11	0,218	9,9677	32,48%
675	11,25	0,221	10,2097	33,26%
690	11,5	0,222	10,2903	33,53%
705	11,75	0,221	10,2097	33,26%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
720	12	0,225	10,5323	34,31%
735	12,25	0,228	10,7742	35,10%
750	12,5	0,231	11,0161	35,89%
765	12,75	0,235	11,3387	36,94%
780	13	0,237	11,5000	37,47%
795	13,25	0,239	11,6613	37,99%
810	13,5	0,241	11,8226	38,52%
825	13,75	0,242	11,9032	38,78%
840	14	0,241	11,8226	38,52%
855	14,25	0,243	11,9839	39,04%
870	14,5	0,245	12,1452	39,57%
885	14,75	0,247	12,3065	40,09%
900	15	0,249	12,4677	40,62%
915	15,25	0,246	12,2258	39,83%
930	15,5	0,248	12,3871	40,36%
945	15,75	0,25	12,5484	40,88%
960	16	0,254	12,8710	41,93%
975	16,25	0,256	13,0323	42,46%
990	16,5	0,26	13,3548	43,51%
1005	16,75	0,268	14,0000	45,61%
1020	17	0,293	16,0161	52,18%
1035	17,25	0,327	18,7581	61,11%
1050	17,5	0,336	19,4839	63,48%
1065	17,75	0,337	19,5645	63,74%
1080	18	0,345	20,2097	65,84%
1095	18,25	0,35	20,6129	67,16%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
1110	18,5	0,354	20,9355	68,21%
1125	18,75	0,351	20,6935	67,42%
1140	19	0,356	21,0968	68,73%
1155	19,25	0,352	20,7742	67,68%
1170	19,5	0,356	21,0968	68,73%
1185	19,75	0,358	21,2581	69,26%
1200	20	0,358	21,2581	69,26%
1215	20,25	0,35	20,6129	67,16%
1230	20,5	0,367	21,9839	71,62%
1245	20,75	0,359	21,3387	69,52%
1260	21	0,359	21,3387	69,52%
1275	21,25	0,359	21,3387	69,52%
1290	21,5	0,358	21,2581	69,26%
1305	21,75	0,385	23,4355	76,35%
1320	22	0,351	20,6935	67,42%
1335	22,25	0,356	21,0968	68,73%
1350	22,5	0,352	20,7742	67,68%
1365	22,75	0,353	20,8548	67,95%
1380	23	0,359	21,3387	69,52%
1395	23,25	0,351	20,6935	67,42%
1410	23,5	0,349	20,5323	66,89%
1425	23,75	0,352	20,7742	67,68%
1440	24	0,355	21,0161	68,47%
1455	24,25	0,359	21,3387	69,52%
1470	24,5	0,344	20,1290	65,58%
1485	24,75	0,328	18,8387	61,38%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
1500	25	0,317	17,9516	58,49%
1515	25,25	0,293	16,0161	52,18%
1530	25,5	0,284	15,2903	49,82%
1545	25,75	0,262	13,5161	44,04%
1560	26	0,261	13,4355	43,77%
1575	26,25	0,265	13,7581	44,82%
1590	26,5	0,268	14,0000	45,61%
1605	26,75	0,269	14,0806	45,87%
1635	27,25	0,269	14,0806	45,87%
1665	27,75	0,268	14,0000	45,61%
1695	28,25	0,267	13,9194	45,35%
1725	28,75	0,268	14,0000	45,61%
1755	29,25	0,269	14,0806	45,87%
1785	29,75	0,268	14,0000	45,61%
1815	30,25	0,270	14,1613	46,14%
1845	30,75	0,270	14,1613	46,14%
1875	31,25	0,269	14,0806	45,87%
1905	31,75	0,275	14,5645	47,45%
1935	32,25	0,27	14,1613	46,14%
1965	32,75	0,27	14,1613	46,14%
1995	33,25	0,269	14,0806	45,87%
2025	33,75	0,268	14,0000	45,61%
2055	34,25	0,263	13,5968	44,30%
2085	34,75	0,274	14,4839	47,19%
2115	35,25	0,289	15,6935	51,13%
2145	35,75	0,281	15,0484	49,03%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
2175	36,25	0,281	15,0484	49,03%
2205	36,75	0,282	15,1290	49,29%
2235	37,25	0,281	15,0484	49,03%
2265	37,75	0,28	14,9677	48,77%
2295	38,25	0,283	15,2097	49,55%
2325	38,75	0,285	15,3710	50,08%
2355	39,25	0,286	15,4516	50,34%
2385	39,75	0,285	15,3710	50,08%
2415	40,25	0,284	15,2903	49,82%
2445	40,75	0,283	15,2097	49,55%
2475	41,25	0,284	15,2903	49,82%
2505	41,75	0,281	15,0484	49,03%
2535	42,25	0,28	14,9677	48,77%
2565	42,75	0,285	15,3710	50,08%
2595	43,25	0,278	14,8065	48,24%
2625	43,75	0,273	14,4032	46,93%
2640	44	0,272	14,3226	46,66%
2655	44,25	0,271	14,2419	46,40%
2670	44,5	0,269	14,0806	45,87%
2685	44,75	0,262	13,5161	44,04%
2700	45	0,263	13,5968	44,30%
2715	45,25	0,264	13,6774	44,56%
2730	45,5	0,264	13,6774	44,56%
2745	45,75	0,263	13,5968	44,30%
2760	46	0,262	13,5161	44,04%
2775	46,25	0,263	13,5968	44,30%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
2790	46,5	0,262	13,5161	44,04%
2805	46,75	0,264	13,6774	44,56%
2820	47	0,263	13,5968	44,30%
2835	47,25	0,264	13,6774	44,56%
2850	47,5	0,264	13,6774	44,56%
2865	47,75	0,265	13,7581	44,82%
2880	48	0,265	13,7581	44,82%
2895	48,25	0,266	13,8387	45,09%
2910	48,5	0,268	14,0000	45,61%
2925	48,75	0,267	13,9194	45,35%
2940	49	0,268	14,0000	45,61%
2955	49,25	0,273	14,4032	46,93%
2970	49,5	0,271	14,2419	46,40%
2985	49,75	0,27	14,1613	46,14%
3000	50	0,27	14,1613	46,14%
3015	50,25	0,267	13,9194	45,35%
3030	50,5	0,27	14,1613	46,14%

Pengujian HLR pada reaktor A dengan waktu detensi perhitungan 44,15 jam dan HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$  mampu mencapai kondisi stabil pada jam ke 49 atau menit ke 2940. Konsentrasi *fluorescent* pada menit ke 2940 sebesar 45,61% dari konsentrasi *fluorescent* awal. Konsentrasi *fluorescent* membutuhkan waktu selama 4,85 jam atau 291 menit lebih lama dari waktu detensi hitungan. Data hasil Pengujian HLR Reaktor B (Anaerobik-aerobik) dengan HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{hari}$  dan debit 43,2 L/hari terdapat pada Tabel D.4.

**Tabel D.4 Uji HLR Reaktor B HLR 0,474 m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.hari**

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
0	0	0,013	-6,564516	-21,39%
15	0,25	0,035	-4,790323	-15,61%
30	0,5	0,079	-1,241935	-4,05%
45	0,75	0,105	0,854839	2,79%
60	1	0,108	1,096774	3,57%
75	1,25	0,107	1,016129	3,31%
90	1,5	0,109	1,177419	3,84%
105	1,75	0,117	1,822581	5,94%
120	2	0,125	2,467742	8,04%
135	2,25	0,132	3,032258	9,88%
150	2,5	0,139	3,596774	11,72%
165	2,75	0,143	3,919355	12,77%
180	3	0,147	4,241935	13,82%
195	3,25	0,145	4,080645	13,29%
210	3,5	0,146	4,161290	13,56%
225	3,75	0,148	4,322581	14,08%
240	4	0,149	4,403226	14,35%
255	4,25	0,150	4,483871	14,61%
270	4,5	0,152	4,645161	15,13%
285	4,75	0,155	4,887097	15,92%
300	5	0,158	5,129032	16,71%
315	5,25	0,156	4,967742	16,18%
330	5,5	0,157	5,048387	16,45%
345	5,75	0,158	5,129032	16,71%
360	6	0,16	5,290323	17,24%



Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
375	6,25	0,162	5,451613	17,76%
390	6,5	0,160	5,290323	17,24%
405	6,75	0,162	5,451613	17,76%
420	7	0,159	5,209677	16,97%
435	7,25	0,159	5,209677	16,97%
450	7,5	0,160	5,290323	17,24%
465	7,75	0,163	5,532258	18,02%
480	8	0,168	5,935484	19,34%
495	8,25	0,165	5,693548	18,55%
510	8,5	0,162	5,451613	17,76%
525	8,75	0,163	5,532258	18,02%
540	9	0,164	5,612903	18,29%
555	9,25	0,167	5,854839	19,08%
570	9,5	0,168	5,935484	19,34%
585	9,75	0,221	10,20968	33,26%
600	10	0,236	11,41935	37,20%
615	10,25	0,238	11,58065	37,73%
630	10,5	0,239	11,66129	37,99%
645	10,75	0,242	11,90323	38,78%
660	11	0,246	12,22581	39,83%
675	11,25	0,247	12,30645	40,09%
690	11,5	0,249	12,46774	40,62%
705	11,75	0,251	12,62903	41,15%
720	12	0,259	13,27419	43,25%
735	12,25	0,260	13,35484	43,51%
750	12,5	0,262	13,51613	44,04%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
765	12,75	0,267	13,91935	45,35%
780	13	0,276	14,64516	47,71%
795	13,25	0,274	14,48387	47,19%
810	13,5	0,279	14,88710	48,50%
825	13,75	0,281	15,04839	49,03%
840	14	0,295	16,17742	52,71%
855	14,25	0,296	16,25806	52,97%
870	14,5	0,308	17,22581	56,12%
885	14,75	0,312	17,54839	57,17%
900	15	0,313	17,62903	57,44%
915	15,25	0,311	17,46774	56,91%
930	15,5	0,320	18,19355	59,27%
945	15,75	0,327	18,75806	61,11%
960	16	0,332	19,16129	62,43%
975	16,25	0,343	20,04839	65,32%
990	16,5	0,351	20,69355	67,42%
1005	16,75	0,367	21,98387	71,62%
1020	17	0,391	23,91935	77,93%
1035	17,25	0,393	24,08065	78,46%
1050	17,5	0,392	24,00000	78,19%
1065	17,75	0,393	24,08065	78,46%
1080	18	0,394	24,16129	78,72%
1095	18,25	0,393	24,08065	78,46%
1110	18,5	0,399	24,56452	80,03%
1125	18,75	0,396	24,32258	79,24%
1140	19	0,395	24,24194	78,98%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
1155	19,25	0,395	24,24194	78,98%
1170	19,5	0,394	24,16129	78,72%
1185	19,75	0,393	24,08065	78,46%
1200	20	0,390	23,83871	77,67%
1215	20,25	0,401	24,72581	80,56%
1230	20,5	0,400	24,64516	80,29%
1245	20,75	0,396	24,32258	79,24%
1260	21	0,395	24,24194	78,98%
1275	21,25	0,396	24,32258	79,24%
1290	21,5	0,395	24,24194	78,98%
1305	21,75	0,392	24,00000	78,19%
1320	22	0,391	23,91935	77,93%
1335	22,25	0,389	23,75806	77,40%
1350	22,5	0,395	24,24194	78,98%
1365	22,75	0,391	23,91935	77,93%
1380	23	0,391	23,91935	77,93%
1395	23,25	0,385	23,43548	76,35%
1410	23,5	0,387	23,59677	76,88%
1425	23,75	0,384	23,35484	76,09%
1440	24	0,385	23,43548	76,35%
1455	24,25	0,390	23,83871	77,67%
1470	24,5	0,384	23,35484	76,09%
1485	24,75	0,365	21,82258	71,10%
1500	25	0,364	21,74194	70,84%
1515	25,25	0,323	18,43548	60,06%
1530	25,5	0,316	17,87097	58,22%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
1545	25,75	0,306	17,06452	55,60%
1560	26	0,295	16,17742	52,71%
1575	26,25	0,289	15,69355	51,13%
1590	26,5	0,290	15,77419	51,39%
1605	26,75	0,294	16,09677	52,44%
1635	27,25	0,291	15,85484	51,66%
1665	27,75	0,298	16,41935	53,49%
1695	28,25	0,296	16,25806	52,97%
1725	28,75	0,295	16,17742	52,71%
1755	29,25	0,294	16,09677	52,44%
1785	29,75	0,295	16,17742	52,71%
1815	30,25	0,296	16,25806	52,97%
1845	30,75	0,297	16,33871	53,23%
1875	31,25	0,292	15,93548	51,92%
1905	31,75	0,289	15,69355	51,13%
1935	32,25	0,290	15,77419	51,39%
1965	32,75	0,294	16,09677	52,44%
1995	33,25	0,289	15,69355	51,13%
2025	33,75	0,291	15,85484	51,66%
2055	34,25	0,286	15,45161	50,34%
2085	34,75	0,289	15,69355	51,13%
2115	35,25	0,287	15,53226	50,60%
2145	35,75	0,291	15,85484	51,66%
2175	36,25	0,293	16,01613	52,18%
2205	36,75	0,297	16,33871	53,23%
2235	37,25	0,294	16,09677	52,44%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
2265	37,75	0,299	16,50000	53,76%
2295	38,25	0,306	17,06452	55,60%
2325	38,75	0,310	17,38710	56,65%
2355	39,25	0,310	17,38710	56,65%
2385	39,75	0,311	17,46774	56,91%
2415	40,25	0,305	16,98387	55,33%
2445	40,75	0,302	16,74194	54,55%
2475	41,25	0,301	16,66129	54,28%
2505	41,75	0,300	16,58065	54,02%
2535	42,25	0,296	16,25806	52,97%
2565	42,75	0,293	16,01613	52,18%
2595	43,25	0,292	15,93548	51,92%
2625	43,75	0,286	15,45161	50,34%
2640	44	0,286	15,45161	50,34%
2655	44,25	0,285	15,37097	50,08%
2670	44,5	0,285	15,37097	50,08%
2685	44,75	0,284	15,29032	49,82%
2700	45	0,282	15,12903	49,29%
2715	45,25	0,286	15,45161	50,34%
2730	45,5	0,285	15,37097	50,08%
2745	45,75	0,283	15,20968	49,55%
2760	46	0,283	15,20968	49,55%
2775	46,25	0,280	14,96774	48,76%
2790	46,5	0,280	14,96774	48,76%
2805	46,75	0,282	15,12903	49,29%
2820	47	0,284	15,29032	49,82%

Waktu Sampling		Abs	C warna	%
Menit ke-	Jam ke-		mg/L	
2835	47,25	0,283	15,20968	49,55%
2850	47,5	0,285	15,37097	50,08%
2865	47,75	0,284	15,29032	49,82%
2880	48	0,283	15,20968	49,55%
2895	48,25	0,285	15,37097	50,08%
2910	48,5	0,283	15,20968	49,55%
2925	48,75	0,284	15,29032	49,82%
2940	49	0,283	15,20968	49,55%
2955	49,25	0,294	16,09677	52,44%
2970	49,5	0,287	15,53226	50,60%
2985	49,75	0,288	15,61290	50,87%
3000	50	0,285	15,37097	50,08%
3015	50,25	0,285	15,37097	50,08%
3030	50,5	0,285	15,37097	50,08%

Pengujian HLR pada reaktor B dengan waktu detensi hitung dan HLR yang sama dengan reaktor A yaitu waktu detensi perhitungan 44,15 jam dan HLR  $0,474 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{hari}$  mampu mencapai kondisi stabil pada jam ke 49,75 atau menit ke 2985. Pengujian HLR reaktor B dapat mencapai 50,87% dari konsentrasi awal. Konsentrasi efluen *fluorescent* mencapai 15,61 mg/L. *Fluorescent* membutuhkan waktu 5,6 jam atau 336 menit lebih lama dari waktu detensi hitungan.

**LAMPIRAN E**  
**HASIL ANALISIS LABORATORIUM**

Hasil pengukuran parameter COD untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.1 Pengukuran Konsentrasi COD**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg COD/L)				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>High strength</i>					
1	16147,06	11735,29	9617,65	3705,88	2117,65
3	24352,94	6529,41	3529,41	2558,82	1500,00
5	27264,71	18882,35	16941,18	15529,41	6264,71
7	29558,82	9970,59	6970,59	7411,76	2911,76
9	40455,88	14647,06	13676,47	6000,00	7817,65
11	25588,24	12970,59	6705,88	8294,12	4500,00
13	22676,47	12441,18	11117,65	10676,47	7852,94
15	13014,71	8558,82	8294,12	3970,59	2294,12
17	11647,06	9705,88	7323,53	6088,24	2205,88
19	10897,06	6705,88	5205,88	4764,71	2205,88
21	22808,82	14117,65	6529,41	9794,12	4235,29
23	20117,65	7941,18	8911,76	4588,24	3000,00
<i>Medium strength</i>					
25	16058,82	9882,35	5470,59	3176,47	1058,82
27	11250,00	2823,53	1941,18	2294,12	1147,06
29	9529,41	5470,59	1852,94	2205,88	529,41

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg COD/L)				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
31	13852,94	5117,65	4235,29	2029,41	1058,82
33	13014,71	2647,06	3088,24	1764,71	794,12
35	11911,76	3529,41	4058,82	1411,76	705,88
37	6661,76	4764,71	4147,06	2823,53	2470,59
39	8029,41	7588,24	5294,12	4058,82	2470,59
41	6529,41	2294,12	1588,24	1500,00	705,88
43	8779,41	1941,18	3705,88	1852,94	1147,06
45	7058,82	4588,24	1852,94	2117,65	882,35
<i>Low strength</i>					
47	2931,82	2886,36	2636,36	1909,09	636,36
49	1488,64	522,73	500,00	409,09	227,27
51	1511,36	1045,45	636,36	636,36	500,00
53	1397,73	318,18	500,00	181,82	227,27
55	1829,55	636,36	590,91	227,27	113,64



Hasil pengukuran parameter BOD untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.2 Pengukuran Konsentrasi BOD<sub>5</sub>**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg BOD <sub>5</sub> /L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>High strength</i>					
1	4763,81	1755,79	1918,61	588,14	525,13
3	6580,69	1844,53	1138,28	644,85	480,30
5	9328,03	3872,27	1029,76	1818,08	931,05
7	8374,01	1585,52	2047,47	397,88	991,33
9	5859,36	1384,24	3475,30	859,68	1189,17
11	9571,63	2101,55	6455,58	1515,64	1685,19
13	9229,47	7223,30	4002,64	3279,11	1650,64
15	8508,44	4264,41	3718,85	3152,47	1471,68
17	8306,44	7740,71	2066,50	2120,38	761,56
19	6977,81	7343,47	2156,62	1657,15	689,03
21	11995,66	7720,03	4627,58	2831,59	2506,36
23	7133,37	3164,47	2664,53	1595,38	1188,00
<i>Medium strength</i>					
25	4959,75	3940,94	545,40	629,29	209,76
27	6556,80	1536,44	480,14	1471,68	169,81
29	5049,21	1360,15	941,85	870,35	208,09
31	4986,06	2798,21	841,06	1199,65	411,53
33	3554,33	471,07	1936,88	329,59	611,29
35	3154,40	752,37	4028,82	262,54	518,18
37	2087,97	520,82	1373,65	167,61	392,84

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg BOD <sub>5</sub> /L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
39	2933,90	831,41	790,98	738,62	367,85
41	2847,85	875,46	258,11	470,40	103,30
43	4158,34	930,11	387,97	370,66	101,56
45	3046,87	1671,35	368,17	417,53	98,58
<i>Low strength</i>					
47	1072,33	952,12	714,09	199,95	250,55
49	542,73	139,61	123,18	73,91	44,23
51	494,90	167,21	121,85	151,64	12,13
53	540,18	106,63	29,78	25,94	21,25
55	573,33	121,27	40,42	68,72	26,30

Hasil pengukuran parameter Ammonia untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.3 Pengukuran Ammonia**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>High strength</i>					
1	1,26	6,66	6,02	4,81	4,36
3	3,39	10,09	10,67	9,10	11,38
5	2,66	7,81	9,32	9,18	5,29
7	2,65	8,97	6,05	7,88	2,12
9	6,79	8,69	7,92	7,66	5,41
11	3,57	7,21	5,78	5,66	4,96

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
13	1,82	9,41	3,58	6,16	2,45
15	1,58	11,09	11,99	9,57	1,79
17	1,19	6,94	6,55	6,53	0,14
19	3,42	10,29	9,39	7,28	2,29
21	2,94	9,28	5,81	6,48	0,21
23	3,02	10,46	5,38	8,55	0,10
<i>Medium strength</i>					
25	4,53	10,71	10,27	6,79	1,82
27	1,70	8,07	8,98	3,57	0,05
29	0,52	15,86	13,30	13,22	11,80
31	5,99	14,14	8,24	11,67	7,72
33	4,58	14,01	7,91	10,31	4,79
35	4,16	9,58	4,87	6,25	2,42
37	1,59	7,71	4,76	6,64	2,31
39	0,25	0,57	4,41	6,48	0,15
41	0,39	2,80	4,90	3,17	0,13
43	0,65	2,87	4,69	2,91	0,16
45	1,46	5,63	4,70	6,44	4,00
<i>Low strength</i>					
47	1,45	1,12	3,03	3,30	0,31
49	1,24	4,18	3,02	5,45	0,14
51	1,15	4,41	2,63	4,70	0,37
53	1,04	4,18	3,70	4,59	0,18
55	0,94	3,89	3,16	5,37	0,22

Hasil pengukuran parameter Alkalinitas untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.4 Pengukuran Alkalinitas**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg CaCO <sub>3</sub> /L)				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
A		B	A	B	
<i>High strength</i>					
1	118,75	210,00	200,00	202,50	190,00
3	131,25	202,50	190,00	225,00	185,00
5	142,50	237,50	187,50	215,00	172,50
7	157,50	215,00	200,00	230,00	160,00
9	168,75	205,00	192,50	180,00	157,50
11	95,00	212,50	215,00	200,00	170,00
13	145,00	240,00	245,00	225,00	132,50
15	121,25	242,50	217,50	222,50	162,50
17	121,25	225,00	232,50	222,50	172,50
19	137,50	240,00	240,00	230,00	175,00
21	181,25	262,50	240,00	227,50	165,00
23	230,00	235,00	225,00	170,00	52,50
<i>Medium strength</i>					
25	191,25	225,00	225,00	187,50	150,00
27	107,50	250,00	240,00	180,00	212,50
29	72,50	240,00	220,00	235,00	215,00
31	168,75	230,00	155,00	202,50	170,00
33	158,75	200,00	155,00	160,00	167,50

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg CaCO <sub>3</sub> /L)				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
35	170,00	220,00	165,00	190,00	157,50
37	95,00	140,00	145,00	215,00	135,00
39	67,50	75,00	145,00	175,00	105,00
41	55,00	105,00	135,00	115,00	95,00
43	57,50	150,00	150,00	92,50	92,50
45	62,50	97,50	97,50	85,00	85,00
<i>Low strength</i>					
47	37,50	67,50	80,00	102,50	47,50
49	31,25	75,00	85,00	175,00	65,00
51	45,00	105,00	87,50	115,00	70,00
53	65,00	112,50	80,00	110,00	60,00
55	71,25	102,50	75,00	110,00	57,50

Hasil pengukuran parameter Nitrat untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.5** Pengukuran Nitrat

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>Medium strength</i>					
25	0,71	0,63	0,78	0,75	0,77
29	0,68	1,12	0,84	0,93	0,61
33	0,74	0,74	0,98	0,83	0,48

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
35	3,89	0,72	12,31	0,75	10,85
39	3,91	0,73	6,58	0,84	5,69
43	1,97	0,28	6,58	0,82	0,77
<i>Low strength</i>					
47	8,75	1,35	7,31	2,72	11,74
51	16,33	0,73	39,08	0,84	29,00
55	13,60	1,86	33,68	2,40	24,81

Hasil pengukuran parameter *Volatile Fatty Acid* (VFA) untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.6 Pengukuran Konsentrasi VFA**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg asam volatile/L)				
	Influen	Titik Sampling			
		Sebelum AF		Efluen	
	A	B	A	B	
<i>Medium strength</i>					
25	270,73	35,32	31,54	132,45	52,56
27	210,97	39,34	45,41	62,94	79,47
29	141,94	21,55	53,45	32,33	64,15
31	297,66	25,29	50,18	101,17	150,53
33	272,28	34,76	95,59	60,83	60,83
35	232,14	30,39	66,86	60,79	85,97
37	98,53	85,39	19,71	39,41	32,84
39	56,19	57,79	32,11	64,21	19,26

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg asam volatile/L)				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
41	70,56	67,35	38,49	109,05	12,83
43	90,83	83,85	62,89	94,33	20,96
45	69,00	59,14	52,57	98,57	9,86
<i>Low strength</i>					
47	117,94	81,65	72,58	136,08	27,22
49	75,50	89,48	50,33	95,08	33,56
51	65,17	83,42	52,14	67,78	26,07
53	40,57	24,70	31,75	56,45	17,64
55	101,03	74,84	82,32	82,32	44,90

Hasil pengukuran parameter pH untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.7 Pengukuran Nilai pH**

Waktu Sampling	pH				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>High strength</i>					
1	6,12	7,42	6,49	7,77	7,37
3	5,29	7,39	7,54	8,09	8,13
5	5,24	7,17	7,62	7,62	8,64
7	5,03	7,37	7,44	8,21	8,69
9	4,96	7,33	7,52	7,54	7,82
11	4,81	7,04	7,35	7,54	7,87

Waktu Sampling	pH				
	Titik Sampling				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
13	5,25	7,22	7,42	7,71	7,99
15	6,09	7,29	7,28	7,79	8,08
17	5,92	6,35	7,28	7,82	8,08
19	6,22	7,36	7,30	8,14	8,43
21	5,78	7,29	7,30	8,06	8,09
23	6,67	7,55	7,44	8,07	8,13
<i>Medium strength</i>					
25	5,28	6,39	6,42	7,53	7,83
27	6,85	7,39	7,47	7,67	8,06
29	6,86	7,47	7,52	7,58	8,09
31	5,67	6,70	6,62	7,53	7,59
33	5,67	6,40	6,48	7,31	7,61
35	5,69	6,56	6,54	7,61	7,88
37	5,29	6,48	6,35	7,20	7,49
39	6,22	6,47	7,30	7,48	7,47
41	6,67	7,26	7,33	7,98	8,15
43	6,20	7,39	7,32	8,61	9,04
45	6,79	7,34	7,28	8,16	8,10
<i>Low strength</i>					
47	6,02	6,43	6,52	7,24	7,68
49	6,96	7,05	7,09	7,63	8,08
51	6,21	6,35	6,36	7,28	7,23
53	6,28	7,13	7,10	8,16	8,06
55	6,43	7,17	7,16	7,87	8,07



Hasil pengukuran parameter *Total Suspended Solid* (TSS) untuk variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* pada masing-masing reaktor.

**Tabel E.8 Pengukuran Konsentrasi TSS**

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
<i>High strength</i>					
1	620	560	70	120	50
3	1020	600	250	550	120
5	840	360	250	570	280
7	870	510	360	290	260
9	885	490	320	560	340
11	1060	180	190	120	30
13	1015	220	250	360	110
15	650	940	340	280	160
17	1660	280	340	200	300
19	1410	880	440	600	240
21	890	420	300	160	220
23	680	240	160	260	120
<i>Medium strength</i>					
25	495	150	140	140	120
27	540	200	220	250	180
29	410	120	140	80	220
31	625	420	890	560	210
33	515	820	550	350	180
35	1265	230	240	310	140
37	430	170	130	190	110

Waktu Sampling	Konsentrasi (mg/L)				
	Influen	Sebelum AF		Efluen	
		A	B	A	B
39	635	630	630	190	80
41	555	160	160	100	60
43	1185	1100	310	90	280
45	205	110	120	80	60
<i>Low strength</i>					
47	305	210	230	160	200
49	335	70	170	120	110
51	275	50	160	140	90
53	350	370	90	130	60
55	305	250	100	160	50

## LAMPIRAN F DOKUMENTASI PENELITIAN

### Pengambilan Sampel



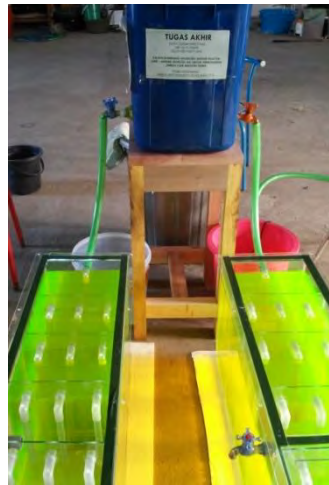
(a) Lumpur IPLT



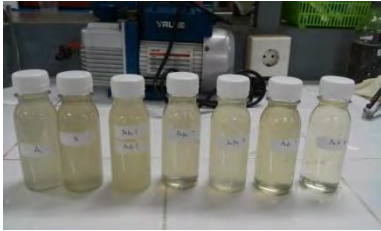
(b) Limbah Industri Tempe



Reaktor A dan B



Uji HLR



Sampel Uji



Analisis BOD<sub>5</sub>



Analisis COD



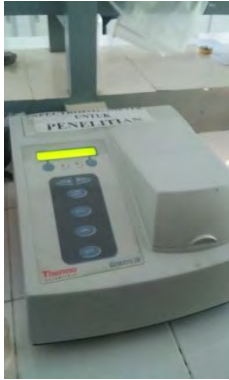
Analisis TSS



Analisis Ammonia



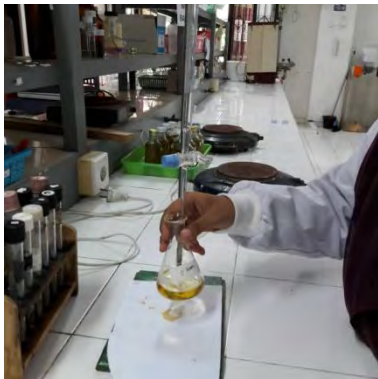
Analisis VFA



Analisis Nitrat



Analisis pH



Analisis Alkalinitas



Analisis MLSS

**(Halaman ini sengaja dikosongkan)**

## **BAB 5**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan yang telah dilakukan mengenai “Kajian Kombinasi *Anaerobic Baffled Reactor (ABR) – Anaerobic/Aerobic Biofilter (AF)* Untuk Pengolahan Limbah Cair Industri Tempe”, dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Berdasarkan hasil analisis statistik, parameter COD, BOD<sub>5</sub> dan TSS kombinasi ABR-AF masing-masing reaktor berpengaruh signifikan terhadap variasi konsentrasi *high strength*, *medium strength* dan *low strength* (Sig.  $\leq 0,05$ ). Efisiensi removal rata-rata terbesar terjadi pada variasi konsentrasi *medium strength* untuk reaktor anaerobik-anaerobik (A) dan reaktor anaerobik-aerobik (B) berturut-turut sebesar 75,42% dan 86,70% untuk parameter COD serta 84,88% dan 91,50% untuk parameter BOD<sub>5</sub>.
2. Reaktor Anaerobik-anaerobik (A) dan Reaktor Anaerobik-aerobik (B) mampu menurunkan zat organik dengan efisiensi removal tertinggi berturut-turut sebesar 89,49% dan 94,44% untuk parameter COD, 95,25% dan 97,56% untuk parameter BOD<sub>5</sub> serta 91,18% dan 96,87% untuk parameter TSS.

#### **5.2 Saran**

Berdasarkan kesimpulan dan kekurangan yang ada pada penelitian ini, diperlukan saran untuk perkembangan penelitian selanjutnya. Berikut ini adalah beberapa saran yang dapat diberikan:

1. Perlu dilakukan konfigurasi saat pengujian HLR untuk meminimalisasi presentase perubahan waktu detensi aktual dengan waktu detensi perhitungan.
2. Proses *seeding* dilakukan dengan mengalirkan limbah dengan konsentrasi sedang atau rendah untuk menghindari terjadinya kegagalan *seeding*.

3. Perlu dilakukan pengujian variasi konsentrasi limbah dari konsentrasi terendah hingga tertinggi yaitu variasi konsentrasi *low*, *medium* dan *high strength*
4. Perlu dilakukan analisis nitrit-nitrogen ( $\text{NO}_2\text{-N}$ ) untuk mengetahui besarnya ammonia yang menjadi nitrit saat proses nitrifikasi.



## DAFTAR PUSTAKA

- Agustian, J. 2003. *Immobilization of Activated Sludge in A Column type Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor*. Majalah IPTEK, Vol. 14, No 4 (2003): 185 – 192.
- Ahmad, A. 2004. *Studi Komperatif Sumber dan Proses Aklimatisasi Bakteri Anaerob pada Limbah Cair yang mengandung Karbohidrat, Protein dan Minyak-Lemak*. Jurnal Sains dan Teknologi, 3 (2004): 1-10.
- Aljumriana. 2015. *Pengolahan Lindi Menggunakan Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) Pada Proses Aerobik-Anoksik*. Skripsi Jurusan Teknik Lingkungan FTSP–ITS, Surabaya.
- Amin, F., Darda, A., Sumantri, I. 2013. *Pengolahan Limbah Cair Industri Jamu dan Farmasi menggunakan Anaerobic Baffled Reactor secara Shock Loading dalam Upaya menghasilkan Biogas*. Jurnal Teknologi Kimia dan Industri, Vol.2, No.3 (2013).
- Amsah, A, Budijono dan Hasbi, M. 2014. *Reduction of TSS and Ammonia in the Tofu Liquid Waste by Combined Process Biofilter Mediated Plastic and Water Plants for Media of Fish Life*. Jurnal Online Mahasiswa. Riau: Fakultas Perikanan dan Ilmu Kelautan Universitas Riau.
- APHA, AWWA, WPCF. 1998. *Standards Methods for Examination of Water and Wastewater*. American Public Health Association, Washington, DC.
- Aslanzadeh, S., Rajendran, K., Taherzadeh, M.J. 2014. *A Comparative Study Between Single and Two Stage Anaerobic Digestion Processes: Effect of Organic Loading Rate and Hydraulic Retention Time*. International Biodeterioration & Biodegradation, 95 (2014): 181 – 188.
- Banihani, Q. 2009. *Anaerobic–Aerobic Treatment of Domestic Sewage for The Removal of Carbonaceous and Nitrogenous Contaminant*. Chemical and Environmental Engineering, The University of Arizona.
- Bassuney, D.M., Ibrahim ,W.A., and Moustafa, M. A. E. 2013. *Performance of an Anaerobic Baffled Reactor (ABR)*

- during start-up period. *International Journal of Chemical, Environmental & Biological Sciences (IJCEBS)* Volume 1, Issue 4 (2013).
- Barber, W. P., Stuckey, D.C. 1999. *The use of anaerobic baffled reactor (ABR) for wastewater treatment: a review*. *Water Res.* Vol. 33, No.7 (1999): 1559–1578.
- Bell J. 2002. *Treatment of Dye Wastewaters in The Anaerobic Baffled Reactor and Characterisation of The Associated Microbial Populations*. Ph.D. Thesis, School of Chem. Eng., Univ. of Natal, Durban.
- Bitton, G. 1994. *Wastewater Microbiology*. New York: A John Willey & Sons, INC.
- Bodkhe, S. Y., 2009. *A Modified Anaerobic Baffled Reactor For Municipal Wastewater Treatment*. *Journal of Environmental Management*. Vol.90, Issue 8 (2009): 2483-2493.
- BPPT. 1997. *Teknologi Pengolahan Air Limbah Rumah Sakit dengan Sistem Biofilter Anaerob*. Laporan Kegiatan Kelompok Teknologi Pengolahan Air Bersih dan Limbah Cair, BPPT.
- BPPT. 2006. *Teknologi Pengolahan Limbah Cair Sistem Biakan Melekat (Rumah Sakit, Domestik, Industri)*. Jakarta: Pusat Teknologi Lingkungan
- Casey, T. J. 2006. *Unit Treatment Processes in Water and Wastewater Engineering*. Blackrock: Aquavarra Research Limited.
- Cole, G. A. 1998. *Textbook of Limnology*. Third Edition. Waveland-Press, Inc. USA.
- Darmawan, B. 1998. *Studi Penggunaan Media Biofilter untuk Menurunkan Material Organik Pada Pengolahan Buangan Industri*. *Majalah IPTEK*, Vol.11, No.3 (1998): 133 – 139.
- Davies, P. S. 2005. *The Biological Basis of Wastewater Treatment*. Strathkelvin Instruments Ltd.
- Eawag, S. 2008. *Sanitation Systems and Technologies*. Department of Water and Sanitation in Developing Countries. Dubendorf: Switzerland

- Eckenfelder, W.W. 1989. *Industrial Water Pollution Control*, 2<sup>nd</sup> ed., Mc Graw Hill Inc., New York.
- Eckenfelder, W.W. 2002. *Industrial Water Pollution Control*, 3rd ed. McGraw Hill Book Co-Singapore.
- EMDI-BAPEDAL. 1994. *Limbah Cair Berbagai Industri di Indonesia*. Sumber Pengendalian dan Baku Mutu, EMDI-EMDAL.
- Ewies, J.B., Sarina, J. E., Danie, P. Y. C., and Edwards D. S. 1998. *Bioremediation Principles*. United States: MC Graw Hill Companies, Inc.
- Feng, H., Hu, L., Shan, D., Fang, C., He, Y., Shen, D. 2008. *Effects of Operational Factors on Soluble Microbial Products In A Carrier Anaerobic Baffled Reactor Treating Dilute Wastewater*. Journal of Environmental and Science, 20 (2008): 690-695.
- Feng, H., Hu, L., Shan, D., Fang, C., Shen, D. 2008. *Effects of Temperature and Hydraulic Residence Time (HRT) on Treatment of Dilute Wastewater in a Carrier Anaerobic Baffled Reactor*. Biomed. Environ. Sci, 21 (2008): 460-466.
- Foxon, KM., Pillay, S., Lalbahadur, T., Rodda, N., Holder, F., Buckley, CA. 2004. *The Anaerobic Baffled Reactor (ABR): An Appropriate Technology for On-Site Sanitation*. Water SA, Vol.30 No.5 (2004).
- Fresenius, W., W. Schneider, B. Böhnke, and K. Pöppinghaus (eds.). 1989. *Waste Water*.
- Fritz Industries. 2005. *Nitrifying Bacteria Facts*. Gainesville, Florida USA. Bio-Con Labs, Inc. Diakses pada 22 Maret 2016, dari <http://www.bioconlabs.com/nitribactfacts.html>
- Ghaniyari-Benis, S., Martin, A., Borja, R. 2010. *Kinetic Modelling and Performance Prediction of a Hybrid Anaerobic Baffled Reactor Treating Synthetic Wastewater at Mesophilic Temperature*. Process Biochemical, 45 (2010): 1616-1623
- Goel, S. 2010. *Anaerobic baffled reactor for treatment of textile dye effluent*. Journal of Scientific & Industrial Research. Vol. 69, April 2010, PP. 305-307.

- Greenberg, A. E., Eaton A. D., Clesceri L.S., Rice E. W. 2005. *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater: 21<sup>st</sup> Edition*. Washington DC: American Public Health Association Publisher.
- Hadi, W., dan Santoso, B. 2000. *Biofiltrasi Air Kali Tengah Sebagai Alternatif Peningkatan Kualitas Sumber Daya Air*. Majalah IPTEK, Vol. 11. No.3 (2000): 133 – 139.
- Hammer, M. J. 2004. *Water and Wastewater Technology 5th ed*. Prentice-Hall, Inc. Upper Saddle River, New Jersey 07458.
- Herlambang, A dan Marsidi R. 2003. *Proses Denitrifikasi dengan Sistem Biofilter Untuk Pengolahan Air Limbah yang Mengandung Nitrat*. Penelitian Pusat Pengkajian dan Penerapan Teknologi Lingkungan. Jakarta: Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi.
- Husin, A. 2003. *Pengolahan Limbah Cair Industri Tahu Menggunakan Biji Kelor (Moringa oliefera Seeds) Sebagai Koagulan*, Laporan Penelitian Dosen Muda Fakultas Teknik USU, Medan.
- Husin, A. 2008. *Pengolahan Limbah Cair Industri Tahu dengan Biofiltrasi Anaerob dalam Reaktor Fixed-Bed*. Thesis Master, Program Pasca Sarjana USU, Medan.
- Jamilah, I., Syafruddin, dan Mizarwati. 1998. *Pembentukan Kontrol Biofilm Aeromonas hydrophilla pada Bahan Plastik dan Kayu*. Laporan Penelitian Lembaga Penelitian. Medan: Universitas Sumatera Utara.
- Kayranli, B., Ugurlu, A. 2011. *Effects of Temperature and Biomass Concentration on The Performance of Anaerobic Sequencing Batch Reactor Treating Low strength Wastewater*. The International Journal of The Science and Technology of Desalting and Water Purification, 278 (2011): 77-83
- Kundu, K., Sharma, S., Sreekrishnan, T.P. 2013. *Changes in Microbial Communities in a Hybrid Anaerobic Reactor with Organic Loading Rate and Temperature*. Bioresour. Technology, 129 (2013): 538-547.
- Kuswardani, I. 1985. *Mempelajari Kemungkinan Pemanfaatan Limbah Cair Industri Tahu sebagai Media Untuk*

- Memproduksi Enzim Amiloglukosidase dari Kapang yang diisolasi dari Singkong (Manihot sp.).* Thesis Sarjana, Jurusan TPG, Fakultas Teknologi Pertanian, IPB, Bogor, Hal.6.
- Laura, G. M. 1995. *Studi Kemampuan Roughing Filter dalam Menurunkan Kadar BOD dan COD Air Kali Surabaya.* Skripsi Jurusan Teknik Lingkungan FTSP-ITS, Surabaya.
- Leitao, R. 2004. *Robustness of UASB Reactors Treating Sewage under Tropical Condition.* Wageningen University, Wageningen.
- Limbong, A. 2008. *Alkalinitas: Analisa dan Permasalahan untuk Air Industri.* Medan: Matematika dan Ilmu Pengetahuan Alam (FMIPA) Universitas Sumatera Utara.
- Lisnasari, S. F. 1995. *Pemanfaatan Gulma Air (Aquatic Weeds) Sebagai Upaya Pengolahan Limbah Cair Industri Pembuatan Tahu.* Thesis Master, Program Pasca Sarjana USU, Medan.
- Metcalf dan Eddy. 2003. *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal and Reuse.* McGraw-Hill, Inc.: New York.
- Metcalf dan Eddy. 2004. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse, Fourth Edition (International Edition).* Singapore: McGraw-Hill Company, Inc.
- Movahedian, H., Assadi A., Parvaresh, A. 2007. *Performance Evaluation Of An Anaerobic Baffled Reactor Treating Wheat Flour Starch Industry Wastewater.* Iran. J. Environ. Health. Sci. Eng., 2007, Vol. 4, No. 2 (2007): 77-84.
- Munch, E. V, Greenfield, Paul, F. 1998. *Estimating VFA Concentrations in Prefermenters by Measuring pH.* Wat.Res. Vol.32, No.8, (1998): 2431-2441.
- Nurhasan dan Pramudyanto, B. B. 1991. *Penanganan AirLimbah Tahu.* Yayasan Bina Karya Lestari, Jakarta.
- Papadopoulos, A., Parissopoulos, G., Papadopoulos, F., Karteris, A. 2001. *Variations of COD/BOD<sub>5</sub> Ratio at Different Units of A Wastewater Stabilization Pond Pilot Treatment Facility.* 7th International Conference on

- Environmental Science and Technology Ermoupolis, Syros island, Greece – Sept. 2001
- Parkin G. F., dan Owen W. F. 1986. *Fundamentals of anaerobic digestion of wastewater sludges*. J Environ Eng 112:867-920.
- Peraturan Gubernur Jawa Timur Nomor 72 Tahun 2013 Untuk Baku Mutu Air Limbah Bagi Industri dan/atau Kegiatan Usaha Lainnya.
- Peraturan Pemerintah Nomor 82 Tahun 2001 mengenai Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air.
- Pirsaheb, M., Rostamifar, M., Mansouri, A.M., Zinatizadeh, A.A.L., Sharafi, K. 2015. *Performance of an Anaerobic Baffled Reactor (ABR) Treating High strength Baker's Yeast Manufacturing Wastewater*. J. Taiwan Inst. Chem. Eng, 47 (2015): 137-148.
- Pohan, N. 2008. *Pengolahan Limbah Cair Industri Tahu dengan Proses Biofilter Aerobik*. Sekolah Pascasarjana. Medan: Universitas Sumatera Utara.
- Rahmawati, A., Azizah, R. 2005. *Perbedaan Kadar BOD<sub>5</sub>, COD, TSS, dan MPN Coliform pada Air Limbah, Sebelum dan Sesudah Pengolahan di RSUD Nganjuk*. Jurnal Kesehatan Lingkungan, 1 (2005): 97-110.
- Ridlo, R. 1996. *Simulasi Model Fermentasi Metana Secara Anaerobik*. Alami, Vol.1, No.2.
- Rittmann, B. E., dan McCarty. 2001. *Environmental Biotechnology : Principles and Applications*, McGraw Hill International, New York.
- Rufaidah, P. N. A. 2015. *Kajian Efek Organic Loading Rate Pada Kinerja Kombinasi Anaerobic Baffled Reactor- Anaerobic Filter*. Skripsi Jurusan Teknik Lingkungan FTSP – ITS, Surabaya.
- Said, N. I. dan Wahyono, H. D. B. 1999. *Teknologi Pengolahan Air Limbah Tahu–Tempe dengan Proses Biofilter Anaerob dan Aerob*. Kelompok Teknologi Pengelolaan Air Bersih dan Limbah Cair. Direktorat Teknologi Lingkungan. Jakarta

- Said, N. I. 2000. *Teknologi Pengolahan Air Limbah Dengan Proses Biofilm Tercelup*. Jurnal Teknologi Lingkungan, Vol.1, No. 2, Januari (2000): 101-113.
- Said, N. I. 2006. *Pengolahan Air Limbah dengan Proses Biologis Biakan Melekat serta Beberapa Contoh Aplikasinya*. Jakarta: Pusat Teknologi Lingkungan Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi.
- Samudro, G. dan Mangkoedihardjo. 2010. *Review on BOD,COD and BOD/COD ratio: A triangle zone for toxic, biodegradable and stable levels*. International Journal of Academic Research. Vol.2 No.4 July.
- Sani, E. Y. 2006. *Pengolahan Air Limbah Tahu Menggunakan Reaktor Anaerob Bersekat dan Aerob*. Thesis Master, Program Pasca Sarjana, Universitas Diponegoro, Semarang.
- Sans-Mazon, C., Mata-Alvarez, J., Basseti, A., Pavan, P., Cecchi, F. 1992. *Pilot Scale Demonstration for Volatile Fatty Acid Production by Anaerobic Digestion of Municipal Solid Waste*. Waste Management International, 1 (1992): 645-652.
- Sarathai, Y., Koottatep, T., Morel, A. 2010. *Hydraulic Characteristics of An Anaerobic Baffled Reactor as Onsite Wastewater Treatment System*. J. Environ. Sci, 22 (2010): 1319-1326.
- Sasse, L. 1998. *Decentralised Wastewater Treatment in Developing Countries*. Bremen: Bremen Overseas Research and Development Association-BORDA.
- Satyanaran, S., Venerkar, A.P., Ramakant. 2004. *Organic Removals from Highly Proteinous Wastewater from Soya milk and Tofu Manufacturing Plant*. J. of Environmental Science and Health,. Part a: Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering, Vol.39. No.3 (2004): 759 – 771
- Sawyer, C.N., McCarty, dan Parkin G.F. 1994. *Chemistry for Environmental Engineering.*, 4<sup>th</sup> Ed, Mc. Graw Hill Book., New York.

- Sawyer C. N., McCarty P. L., dan Parkin G. F. 2003. *Chemistry for Environmental Engineering and Science: 5th Edition*. McGraw-Hill: Singapore.
- Slamet, A., dan Masduqi, A. 2000. *Satuan Proses*. Surabaya:Jurusan Teknik Lingkungan, FTSP-ITS.
- Soetopo, R. S., Purwati, S., Setiawan, Y., Adhytia K.,. 2011. *Efektivitas Proses Kontinyu Digestasi Anaerobik Dua Tahap Pada Pengolahan Lumpur Biologi Industri Kertas*. Jurnal Riset Industri Vol V. No.2 (2011): 131-142.
- Speece, R.E.1996. *Anaerobic Biotechnology for Industrial Wastewaters*.Archae Press, Nashville, TN.
- Suganda, R., Sutrisno, E., Wardana, I. W. 2014. *Penurunan Konsentrasi Amonia, Nitrat, Nitrit dan COD dalam Limbah Cair Tahu dengan Menggunakan Biofilm–Kolam (Pond) Media Pipa CODC Sarang Tawon dan Tempurung Kelapa Disertai Penambahan Ecotru*. Jurnal Teknik Lingkungan. 03 (2014) 58-66.
- Sugiharto. 1987. *Dasar–dasar Pengelolaan Air Limbah*. Cetakan Pertama, UI Press, Jakarta.
- Sunu, P. 2001. *Melindungi Lingkungan dengan Menerapkan ISO 14001*. Jakarta: Grasindo.
- Suriawiria, U. 1996. *Mikrobiologi Air dan Dasar-Dasar Pengolahan Air Buangan Secara Biologis*, Penerbit Alumni, Bandung.
- Suwarno, J., Tiarsipeni, dan Adillah, A. 2003. *Penurunan Kadar Fenol Secara Biologis dalam Reaktor Filter Anaerob Dua Tahap*. Majalah IPTEK. Vol. 14, No.2 (2003): 65-72.
- Swingle, 1968. *Standardization of Chemical Analysis for Water and Pond Muds*. FAO Fish Rep. 44 (4): 379-406.
- Tay, J. 1990. *Biological Treatment of Soya Bean Waste*. J. Water Science & Technology. Vol. 22. No.9 (1990): 141 – 147.
- Thanwised, P., Wirojanagud, W., Reungsang, A. 2012. *Effect of Hydraulic Retention Time on Hydrogen Production and Chemical Oxygen Demand Removal from Tapioca Wastewater Using Anaerobic Mixed Cultures in*



- Anaerobic Baffled Reactor (ABR)*. Asian Bio-Hydrog. Biorefinery Symp, 37 (2012): 15503-15510.
- The Water Planet Company. 2010. *Nitrogen Removal from Wastewater: Nitrogen Chemistry*. New London, Connecticut 06320. [www.cleanwaterops.com/wp-content/uploads/2014/01/Clean-Water-Ops-White-Paper-Nitrogen-Chemistry.pdf](http://www.cleanwaterops.com/wp-content/uploads/2014/01/Clean-Water-Ops-White-Paper-Nitrogen-Chemistry.pdf) Diakses tanggal 22 Maret 2016.
- Titiresmi dan Sopiah, N. 2006. *Teknologi Biofilter untuk Pengolahan Limbah Ammonia*. Jakarta: Balai Teknologi Lingkungan.
- Tobing, P.L., dan Loebis, S. 1994. *Penggunaan Betagen – Rispa Untuk Pengendalian Limbah Pabrik Kelapa Sawit*, Berita PPKS, Vo. 2.
- Torabian, A., Abtahi, S. M., Amin, M. M., Momeni, S. A. 2010. *Treatment Of Low-Strength Industrial Wastewater Using Anaerobic Baffled Reactor*. Iran. J. Environ. Health. Sci. Eng., 2010, Vol. 7, No. 3 (2010): 229-240.
- Upe, A. 2001. *Model Kinetika Biodegradasi Limbah Cair PT. Kimia Metode Activated Sludge*. Jurnal Kimia Lingkungan, Vol.3. No.1.
- Wang, J., Huang, Y., Zhao, X. 2004. *Performance and characteristics of an aerobic baffled reactor*. Bioresource Technol. Vol. 93 (2004): 205-208.
- Washington State Department of Health. 2005. *Nitrogen Reducing Technologies For Onsite Wastewater Treatment Systems*. Report to the Puget Sound Action Team. Wastewater Management Program Division of Environmental Health.
- Whittmann, C., Zeng, A. P., Deckwer, W. D. 1995. *Growth Inhibition by Ammonia and Use of pH-Controlled Feeding Strategy for Effective Cultivation of Mycobacterium Chlorophenicum*. Applied Microbial Biotechnol. 44 (1995) 519-525.
- Yeniqün, O., Demirel, B. 2013. *Ammonia Inhibition in Anaerobic Digestion: A review*. Process Biochem, 48 (2013): 901-911.

Zwain, H., Hassan, S., Zaman, N., Aziz, H. 2013. *The Start-up Performance of Modified Anaerobic Baffled Reactor (MABR) for The Treatment of Recycled Paper Mill Wastewater. Journal of Environmental Chemical Engineering*, 1 (2013) .

## BIOGRAFI PENULIS



Penulis bernama lengkap Lucky Caesar Direstiyani lahir 22 tahun yang lalu tepatnya pada 26 Mei 1994. Penulis merupakan anak kedua dari empat bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal di SDN Mejayan 1, SMPN 1 Mejayan, dan SMAN 10 Malang *Sampoerna Academy*. Pada tahun 2012, penulis melanjutkan pendidikan S1 di Jurusan Teknik Lingkungan, Fakultas Teknik Sipil dan Perencanaan, ITS Surabaya.

Semasa kuliah, penulis aktif sebagai anggota organisasi Himpunan Mahasiswa Teknik Lingkungan sebagai staf Departemen Riset dan Teknologi periode 2013/2014 dan tergabung dalam *volunteer ITS International Office* sebagai wakil koordinator divisi media dan informasi pada periode 2014/2015. Selain itu, penulis juga aktif menjadi panitia di berbagai kegiatan HMTL maupun ITS serta aktif sebagai asisten laboratorium mata kuliah Kimia Lingkungan I dan II (2014) serta mata kuliah Mikrobiologi (2014-2015).

Beberapa kegiatan yang pernah diikuti oleh penulis adalah sebagai delegasi ITS *Goes to ASEAN Universities* selama 1 minggu di Singapore dan Thailand, delegasi Indonesia di *My Blue Ocean Dream Summer Camp* di Tianjin University, China selama 2 minggu dan delegasi Indonesia di *ASEAN Youth Volunteer Program - Cambodia* selama 1 bulan. Prestasi yang pernah diraih selama masa perkuliahan yaitu Medali Perak PIMNAS 28 Bidang PKMP (Kategori Poster), Mahasiswa Berprestasi III FTSP 2016 dan mendapatkan pendanaan PKM DIKTI untuk PKM-P (2012) serta PKM-P dan PKM-M (2015).

Penulis berkesempatan melakukan kerja praktek tahun 2015 di Dinas PU Cipta Karya Kota Surabaya untuk melakukan

evaluasi IPAL Komunal dan MCK++ Program USRI tahun 2012-2014 di Kota Surabaya. Segala kritik dan saran serta pertanyaan mengenai penelitian yang telah dilakukan oleh penulis dapat dikirimkan via email ke [luckycaesar44@gmail.com](mailto:luckycaesar44@gmail.com).