

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Karakteristik Air Limbah Industri MSG (*Monosodium Glutamate*)

Setiap industri mempunyai karakteristik yang berbeda, sesuai dengan produk yang dihasilkan. Demikian pula dengan industri MSG mempunyai karakteristik limbah industri msg yang berbeda, menurut Peraturan Gubernur Jawa Timur no. 52 tahun 2014 limbah cair industri MSG mempunyai karakteristik dan baku mutu antara lain:

2.1.1 *Biological Oxygen Demand* (BOD)

BOD atau *Biological Oxygen Demand* adalah kebutuhan oksigen biologis yang diperlukan oleh mikroorganisme (biasanya bakteri) untuk memecah bahan organik secara aerobik (Santoso, 2018). Proses dekomposisi bahan organik ini diartikan bahwa mikroorganisme memperoleh energi dari proses oksidasi dan memakan bahan organik yang terdapat di perairan. Mengetahui nilai BOD di perairan dapat bermanfaat untuk mendapatkan informasi berkaitan tentang jumlah beban pencemaran yang terdapat di perairan akibat air buangan penduduk atau industri, dan untuk merancang sistem pengolahan biologis di perairan yang tercemar tersebut.

Biological Oxygen Demand (BOD) merupakan salah satu empiris yang mencoba mendekati secara global proses-proses mikrobiologis yang benar-benar terjadi di dalam air. Angka BOD menggambarkan jumlah oksigen yang diperlukan oleh bakteri untuk menguraikan (mengoksidasi) hampir semua senyawa organik yang terlarut dan yang sebagian tersuspensi di dalam air. BOD dinyatakan dengan BOD₅ hari pada suhu 20°C dalam mg/L atau ppm. Agar bahan-bahan organik dapat dipecah secara sempurna pada suhu 20°C, dibutuhkan waktu lebih dari 20 hari, tetapi agar lebih praktis diambil waktu lima hari sebagai standar. Inkubasi 5 hari tersebut hanya dapat mengukur kira-kira 68% dari total BOD. Pemeriksaan BOD₅ diperlukan untuk menentukan beban pencemaran terhadap air buangan domestik

atau industri, serta untuk mendesain sistem pengolahan limbah biologis (Sawyer & McCarty, 1978).

Kandungan BOD₅ pada air buangan industri monosodium glutamate (MSG) adalah 800 mg/L, sedangkan standart baku mutu yang mengatur besar kandungan BOD₅ yang diperbolehkan dibuang ke lingkungan adalah sebesar 80 mg/L (Peraturan Gubernur Jawa Timur No 52 Tahun 2014).

2.1.2 Chemical Oxygen Demand (COD)

COD merupakan banyaknya oksigen dalam ppm (mg/L) yang dibutuhkan dalam kondisikhsusu untuk menguraikan benda orgnik dengan menggunakan bahan kimiawi atau oksidator kimia yang kuat (pottasium dikromat). (Syed R.Qasim, 1985. "Wastewater Treatment Plant".hal.39). Nilai COD selalu lebih tinggi daripada BOD ultimate meskipun nilai keduanya bisa saja sama tetapi hal tersebut sangat jarang. Hal tersebut dapat terjadi karena banyak zat organik yang sulit teroksidasi secara biologis, contohnya lignin yang hanya dapat teroksidasi secara kimia. Zat anorganik yang dioksidasi dikromat meningkatkan kandungan organik pada sampel. Zat organik tertentu dapat meracuni mikroorganisme yang dibutuhkan untuk pengujian BOD. Nilai COD yang tinggi dapat terjadi karena adanya zat anorganik yang bereaksi dengan dikromat (Metcalf & Eddy, 2004).

Pengujian nilai COD bertujuan untuk mengukur kebutuhan oksigen yang diakibatkan oleh oksidasi dari bahan organik. Perbedaan utama dengan uji nilai BOD jelas ditemukan pada oksidasi kimia biokimia dari material organik yang dilakukan sepenuhnya oleh mikroorganisme, sedangkan pada uji nilai COD sesuai dengan oksidasi biokimia dari bahan organik yang diperoleh melalui oksidan yang kuat (kalium kromat) dalam media asam. (Sperling, 2007. "Biological Wastewater Treatment" Volume 1, hal 40)

Kandungan COD pada air buangan industri monosodium glutamate (MSG) adalah 1500 mg/L, sedangkan standart baku mutu yang mengatur besar kandungan COD yang diperbolehkan dibuang ke lingkungan adalah sebesar 150 mg/L (Peraturan Gubernur Jawa Timur No 52 Tahun 2014).

2.1.3 Total Suspended Solid (TSS)

Total Suspended Solid (TSS) merupakan sebagian dari Total Solids yang tertahan pada filter dengan ukuran pori yang telah ditetapkan, pengukuran dilakukan setelah dikeringkan pada suhu 105°C. Filter yang paling sering digunakan untuk penentuan TSS adalah Whatman fiber glass yang memiliki ukuran pori nominal sekitar 1,58 µm. (Metcalf- Eddy."Wastewater Engineering Treatment and Reuse 4th edition. Hal 43)

TSS dalam air limbah seperti pasir, liat, dan bahan organik. TSS jika dibuang ke badan air akan meningkatkan kekeruhan dalam air dan jika berada di dasar perairan akan mengganggu proses perkembangbiakan hewan – hewan air (Alaerth dan Santika, 1987). Karena sebuah filter digunakan untuk memisahkan Total Suspended Solid (TSS) dari Total Dissolve Solid (TDS), kandungan TSS tersisihkan sering berubah, bergantung pada ukuran pori dari kertas saring yang digunakan pada proses pengujian. Jumlah TSS yang lebih akan teridentifikasi apabila menggunakan ukuran porositas kertas saring yang lebih kecil. TSS merupakan parameter universal yang digunakan untuk standar effluent (bersama dengan BOD) yang mana hasil dari pengolahan digunakan untuk proses pengontrolan (Metcalf & Eddy, 2003).

Kandungan TSS pada air buangan industri monosodium glutamate (MSG) adalah 600 mg/L, sedangkan standart baku mutu yang mengatur besar kandungan TSS yang diperbolehkan dibuang ke lingkungan adalah sebesar 60 mg/L (Peraturan Gubernur Jawa Timur No 52 Tahun 2014).

2.1.4 NH₃-N (Amonia)

NH₃-N (Amonia) merupakan salah satu kandungan dalam air limbah domestik. Namun degradasi bahan organik dalam tahap pengolahan biologis juga memproduksi sejumlah besar senyawa amonia. Melalui proses nitrifikasi biologis, NH₃-N (Amonia) dioksidasi menjadi nitrit (NO₂⁻) dan nitrat (NO₃⁻), oleh bakteri autotrophic aerobic. Hasil akhir dari proses nitrifikasi yang merupakan nitrat (NO₃⁻) dapat dikurangi menjadi gas nitrogen (N₂) melalui proses de-nitrifikasi dalam kondisi anoxic.

Kandungan ammonia dalam air dapat menyebabkan kondisi toksik bagi kehidupan organisme dalam perairan, secara kimia, keberadaan ammonia dalam air berupa amonia terlarut (NH_3) dan ion ammonium (NH_4^+). Amonia bebas (NH_3) yang tidak berionisasi akan bersifat toksik. Kadar amonia bebas meningkatkan sejalan dengan meningkatnya pH dan suhu perairan. Sifat toksik pada ammonia dipengaruhi oleh pH, suhu, dan kadar oksigen terlarut. Kondisi ammonia pada pH rendah akan bersifat racun jika jumlahnya banyak, sedangkan ammonia pada pH tinggi juga akan bersifat racun meskipun jumlahnya rendah. Penurunan oksigen terlarut akan meningkatkan toksisitas ammonia dalam perairan.

Kandungan amonia yang ada di industri monosodium glutamate (MSG) adalah 30 mg/L. Sedangkan pada Peraturan Gubernur Jawa Timur No 52 Tahun 2014 tentang Baku Mutu Limbah Cair untuk industri terpadu, amonia yang diperbolehkan adalah 20 mg/L.

2.1.5 *Potential Hydrogen (pH)*

Konsentrasi ion hidrogen adalah ukuran kualitas air maupun dari air limbah. adapun kadar yang baik adalah kadar dimana masih memungkinkan kehidupan biologis di dalam air berjalan dengan baik. Air limbah dengan konsentrasi air limbah yang tidak netral akan menyulitkan proses penjernihannya. pH yang baik bagi air minum dan air limbah dalam netral (7). Semakin kecil nilai pHnya, maka akan menyebabkan air tersebut berupa asam (Sugiharto, 1987).

Rentang pH yang cocok untuk keberadaan kehidupan biologis yang paling sesuai adalah 6-9. Air limbah dengan pH ekstrim sulit untuk pengolahan secara biologis dan jika tidak dilakukan penetralan pH sebelum air limbah diolah akan merubah kondisi di perairan alami. (Metcalf- Eddy."Wastewater Engineering Treatment and Reuse 4th edition. Hal 57)

Kandungan pH dalam karakteristik limbah industri monosodium glutamate (MSG) sebesar 7,95 dengan baku mutu yang diijinkan menurut Peraturan Gubernur Jawa Timur No. 52 Tahun 2014 pada range Ph 6-9. Tingginya kenaikan pH diakibatkan adanya proses dengan alkali.

2.2 Bangunan Pengolahan Air Buangan

Tujuan utama pengolahan limbah adalah mengurangi partikel – partikel pencemar, senyawa organik, membunuh organisme patogen, menghilangkan nutrisi, mengurangi komponen beracun, mengurangi bahan – bahan yang tidak dapat di degradasi agar konsentrasinya menjadi lebih rendah. Kegiatan pengolahan air limbah perlu dikelola dengan baik tergantung dari jenis kandungan limbahnya. Pengolahan terhadap tingkat perlakuannya dan pengolahan terhadap sifatnya. Dilihat dari tingkat perlakuannya proses pengolahan air limbah terdiri dari empat tahapan dalam pengolahan air limbah, yakni :

- 1.) Pengolahan Pendahuluan (*Pre - Treatment*)
- 2.) Pengolahan Pertama (*Primary - Treatment*)
- 3.) Pengolahan Kedua (*Secondary - Treatment*)
- 4.) Pengolahan Ketiga (*Tertiary - Treatment*)
- 5.) Pengolahan Lumpur (*Sludge - Treatment*)

(Sugiharto, (1987), Dasar – Dasar Pengelolaan Air Limbah, Salemba, Jakarta: Universitas Indonesia Press.)

2.2.1 Pengolahan Pendahuluan (*Pre-Treatment*)

Pengolahan limbah cair dilakukan dari saluran pembawa, penyaringan (screening), dan bak pengumpul. Pengolahan limbah cair pada tahap pertama bertujuan untuk:

- Menyisihkan padatan kasar.
- Mereduksi ukuran padatan.
- Menyisihkan pasir.
- Dan menyisihkan padatan yang mengapung dan mengendap.

Berikut ini adalah uraian dari tiap -tiap unit bangunan pengolahan pendahuluan industri monosodium glutamate, antara lain:

2.2.1.1 Saluran Pembawa

Saluran pembawa adalah saluran yang digunakan untuk menyalurkan atau mengantarkan air dari satu bangunan ke bangunan pengolahan lainnya. Saluran pembawa biasanya terbuat dari beton. Saluran pembawa ini juga dapat dibedakan menjadi saluran pembawa terbuka dan tertutup. Saluran ini mampu mengalirkan air

dengan memperhatikan beda ketinggian atau perbedaan elevasi antara bangunan yang satu dengan bangunan yang lainnya. Apabila saluran pembawa ini diatas lahan yang datar, maka diperlukan kemiringan/slope (m/m).

Kriteria Perencanaan:

- Kecepatan aliran (v) = 0,3 – 0,6 m/s
- Kemiringan / slope = 1.10^{-3} m/m
- Freeboard = 5 - 30%
- Dimensi saluran (Ws) = $B = 2H$

Rumus yang digunakan :

- Luas Permukaan (A)

$$A = \frac{Q(m^3/detik)}{v(m/detik)}$$

Keterangan :

A = luas permukaan saluran pembawa (m^2)

Q = debit limbah ($m^3/detik$)

- Kedalaman Saluran (H)

$$H = \frac{A(m^2)}{B(m)}$$

Keterangan :

H = ketinggian air dalam saluran pembawa (m)

A = luas permukaan saluran pembawa (m^2)

B = lebar saluran pembawa (m)

- Ketinggian Total

$$H_{total} = H (20\% \times H)$$

Keterangan :

H = ketinggian air dalam saluran pembawa (m)

Freeboard = tinggi jagaan / jarak vertikal dari puncak saluran ke permukaan air = 20 %

- Cek Kecepatan

$$v = \frac{Q (m^3/s)}{A (m^2)}$$

Keterangan :

A = luas permukaan saluran pembawa (m²)

Q = debit limbah (m³ /detik)

v = kecepatan alir dalam saluran pembawa (m/detik)

- Jari-jari Hidrolis

$$R = \frac{B \times H}{B + (2 \times H)}$$

R = jari-jari hidrolis (m)

H = ketinggian air dalam saluran pembawa (m)

B = lebar saluran pembawa (m)

- Kemiringan (*Slope*)

$$R = \frac{B \times H}{B + (2 \times H)}$$

Keterangan :

s = kemiringan saluran / slope (m/m)

n = koefisien manning bahan penyusun saluran pembawa

v = kecepatan alir dalam saluran pembawa (m/detik)

R = jari-jari hidrolis (m)

2.2.1.2 Penyaringan (*Screening*)

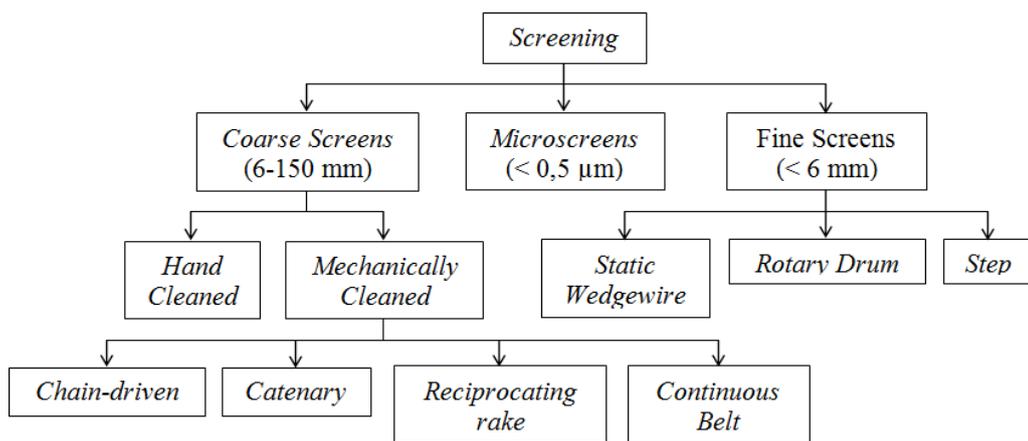
Bangunan pengolahan air buangan selanjutnya. Prinsip dari screening adalah untuk menghilangkan material kasar yang terdapat pada aliran air buangan yang dapat menyebabkan :

1. Kerusakan pada alat pengolahan
2. Mengurangi efektifitas pengolahan dan biaya pada proses pengolahan
3. Kontaminasi pada aliran air.

Screen pada umumnya dibedakan menjadi tiga tipe screen, diantaranya *coarse screen*, *fine screen* dan *microscreen*. *Coarse screen* mempunyai bukaan yang berada antara 6-150 mm (0,25-6 inchi). Sedangkan *finescreeen* mempunyai

bukaan kurang dari 6 mm (0,25 inchi). *Microscreen* pada umumnya mempunyai bukaan kurang dari 50 mikron dan digunakan untuk menghilangkan padatan halus dari *effluent* (Metcalf & Eddy, 2003).

Screen biasanya terdiri atas batangan yang disusun secara paralel. Screen pada umumnya terbuat dari batangan logam, kawat, jeruji besi, kawat berlubang, bahkan perforated plate dengan bukaan yang berbentuk lingkaran atau persegi. (Metcalf & Eddy, 2003).



Gambar 2.1 Bagan Jenis - Jenis Screen

(Sumber : Metcalf & Eddy, 2004)

Tipe – Tipe Screen

1. Saringan Kasar (*Coarse Screen*)

Coarse screen mempunyai bukaan yang berada antara 6-150 mm (0,25-6 inchi). Dalam pengolahan air limbah, *screen* ini digunakan untuk melindungi pompa, valve, saluran pipa, dan peralatan lainnya dari kerusakan akibat penyumbatan yang disebabkan oleh benda-benda tersebut. Menurut metode pembersihannya saringan kasar dibedakan menjadi 2, yaitu secara manual dan mekanik, dimana desain Pembersihan secara manual dilakukan dengan menggunakan tenaga manusia sedangkan pembersihan secara mekanik menggunakan mesin.



Gambar 2.2 *Manual Bar Screen*
(Sumber : www.equipwater.com, 2023)



Gambar 2.3 *Mechanical Bar Screen*
(Sumber : Metcalf & Eddy, 2004)

Tabel 2.1 Bagian Bagian *Bar Screen* Manual dan Mekanik

No	Bagian – Bagian	Manual	Mekanik
1.	Ukuran Kisi		
	a. Lebar	5 – 15 mm	5 -15 mm
	b. Dalam	25 – 38 mm	25 – 38 mm
2.	Jarak Antar Kisi	25 – 50 mm	15 – 75 mm
3.	<i>Sloop</i>	30° - 45°	0° - 30°
4.	Kecepatan Melalui Bar	0,3 – 0,6 m/det	0,6 – 1,0 m/det
5.	<i>Headloss</i>	150 mm	150 - 600 mm

(Sumber : Metcalf and Eddy, 2003)

2. Saringan Halus (*Fine Screen*)

Penyaring halus (*Fine Screen*) pada umumnya diaplikasikan dalam berbagai kondisi dalam pengolahan air buangan, di antaranya pada pengolahan awal (diaplikasikan setelah penggunaan *bar screen*) dan pada pengolahan primer. (menggantikan fungsi *clarifier* guna menurunkan *Total Suspended Solid* (TSS) dan *Biological Oxygen Demand* (BOD) pada air buangan). *Fine Screen* juga digunakan untuk menghilangkan padatan dari effluent yang dapat menyebabkan penyumbatan pada proses *trickling filter*.

Penyaring halus (*Fine Screen*) yang digunakan untuk pengolahan pendahuluan (*Preliminary Treatment*) adalah seperti ayakan kawat (*static wedgewire*), drum putar (*rotary drum*), atau seperti anak tangga (*step type*). Penyaring halus (*Fine Screen*) pada umumnya memiliki variasi bukaan yang berkisar antara 0,2-6 mm.

Strainer merupakan salah satu jenis saringan yang digunakan untuk menghilangkan padatan dari cairan atau gas yang mengalir dalam pipa dengan memanfaatkan elemen filter sebagai penyaringnya. Ada beberapa jenis tipe strainer diantaranya yakni strainer tipe-Y, tipe-T, tipe bucket, dan tipe temporary.

Tabel 2.2 Kriteria Saringan Halus

Jenis Screen	Permukaan Screen		Bahan Screen	Penggunaan	
	Klasifikasi Ukuran	Range Ukuran			
		Inchi			Mm
Miring (Diam)	Sedang	0,01-0,1	0,25-2,5	Ayakan kawat yang terbuat dari <i>stainless steel</i> Pengolahan Primer	
Drum (Berputar)	Kasar	0,1-0,2	2,5-5	Ayakan kawat yang terbuat dari <i>stainless steel</i> Pengolahan Pendahuluan	
	Sedang	0,01-0,1	0,25-2,5	Ayakan kawat yang terbuat dari <i>stainless steel</i> Pengolahan Primer	
	Halus		$6 \times 10^{-3} - 35 \times 10^{-3}$	<i>Stainless steel</i> dan kain <i>polyester</i> Menyisihkan residual dari <i>suspended solid sekunder</i>	
<i>Horizontal Reciprocating</i>	Sedang	0,06-0,17	1,6-4	Batangan <i>stainless steel</i> Gabungan dengan saluran air hujan	
<i>Tangential</i>	Halus	0,0475	1,2	Jala-jala yang terbuat dari <i>stainless steel</i> Gabungan dengan saluran air hujan	

(Sumber : Metcalf and Eddy, 2003)

Tabel 2.3 Kemampuan Penyisihan (*Fine Screen*)

Jenis Screen	Ukuran Bukaannya		Kemampuan Penyisihan (%)	
	Inchi	mm	BOD	TSS
<i>Fixed Parabolic</i>	0,0625	1,6	5-20	5-30
<i>Rotary Drum Screen</i>	0,01	0,25	25-50	25-45

(Sumber : Metcalf and Eddy, 2003)

Rotary Drum Screen memiliki media penyaring yang dibangun dalam silinder yang berputar. *Rotary Drum Screen* pada umumnya memiliki konstruksi yang berbeda dalam penempatan media penyaring di dalamnya, akan tetapi pada umumnya media penyaring diletakkan mengikuti arah aliran air yang melalui media screen. Air buangan biasanya akan dialirkan melalui *rotary drum screen* hingga akhir silinder dan melalui screen yang terpasang pada ujung *rotary drum screen*. Padatan yang tersaring pada screen selanjutnya akan dikumpulkan pada sebuah wadah untuk kemudian disisihkan dari unit proses pengolahan air buangan. *Rotary Drum Screen* pada umumnya digunakan pada air buangan yang memiliki debit yang berkisar antara 0,03-0,8 m³/s dengan rata-rata penggunaan pada debit 0,13 m³/s. *Rotary Drum Screen* dapat dijumpai pada unit pengolahan air buangan dengan diameter antara 0,9-2 m dan panjang antara 1,2-4 m.

3. *Microscreen*

Microscreen berfungsi untuk menyaring padatan halus, zat / material yang mengapung, serta alga yang berukuran kurang dari 0,5 µm. Jenis padatan tersuspensi yang dapat tersisihkan dengan menggunakan teknologi *microscreen* berkisar antara 10-80%, dengan rata-rata 50%.

Prinsip yang digunakan pada jenis *screen* ini adalah bahan padat kasar dihilangkan dengan sederet bahan baja yang diletakkan dan dipasang melintang dari arah aliran. Kecepatan aliran harus lebih dari 0.3 m/s sehingga bahan padatan yang tertahan di depan saringan tidak terjepit dan mengakibatkan *microscreen* tersumbat. Jarak antar batang biasanya berkisar antara 20-40 mm dengan bentuk penampang batang persegi panjang dengan ukuran 10 mm x 50 mm. Untuk *bar*

screen yang dibersihkan secara manual, biasanya saringan dimiringkan dengan kemiringan 60° terhadap horizontal. (Metcalf & Eddy, 2003).

Tabel 2.4 Faktor Bentuk Screen

Jenis Bar	Faktor Bentuk Screen (β)	Bentuk
Segi empat dengan sisi runcing	2,42	
Segi empat dengan sisi bulat runcing	1,83	
Segi empat dengan sisi bulat	1,67	
Bulat	1,79	

(Sumber : Qasim, 1985)

Jenis screen yang digunakan pada perencanaan kali ini adalah *coarse screen* dengan jenis pembersihan manual. Adapun rumus yang digunakan sebagai berikut:

- Jumlah batang kisi (n)

$$W_s = n \times d + (n + 1) \times r$$

Keterangan :

W_s = lebar saluran (m)

n = jumlah batang

r = jarak antar kisi (m)

d = lebar screen (m)

- Lebar bukaan kisi

$$W_c = w_s - (n \times d)$$

Keterangan :

W_c = lebar bukaan kisi (m)

W_s = lebar saluran (m)

n = jumlah batang

d = lebar screen (m)

- Kecepatan pada *bar screen*

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{Wc \times h}$$

Keterangan :

V = kecepatan melalui kisi (m/detik)

Q = debit yang melalui kisi (m³/detik)

Wc = lebar bukaan kisi (m)

h = kedalaman saluran (m)

- Tinggi kisi (h)

$$h = H + \textit{freeboard}$$

Keterangan :

H = kedalaman saluran (m)

- Panjang kisi (x)

$$x = \frac{h}{\sin \alpha}$$

Keterangan :

α = kemiringan kisi (45°- 60°)

- Jarak kemiringan kisi (L)

$$L = \cos \alpha \cdot x$$

Keterangan :

α = kemiringan kisi (45°- 60°)

x = panjang kisi (m)

- Headloss pada *bar screen* (saat *clogging*)

$$x = \frac{1}{Cc} \times \left(\frac{Vic^2 - V^2}{2 \times g} \right)$$

Keterangan :

Hf = headloss (m)

Vic = kecepatan melalui kisi saat *clogging* (Vi x 2) (m/detik)

V = kecepatan melalui kisi (m/detik)

C_c = koefisien headloss untuk *bar screen* saat *clogging* (0,6)

(Sumber: Metcalf & Eddy WWET, and Reuse 4th edition, 2004. Hal 320)

- Headloss pada *bar screen* (saat *non clogging*)

$$x = \frac{1}{C_c} \times \left(\frac{V_i^2 - V^2}{2 \times g} \right)$$

Keterangan :

H_f = headloss (m/detik)

V_i = kecepatan melalui kisi (m/detik)

V = kecepatan melalui kisi (m/detik)

C_c = koefisien headloss untuk *bar screen* saat *clogging* (0,6)

(Sumber: Metcalf & Eddy WWET, and Reuse 4th edition, 2004. Hal 320)

2.2.1.3 Bak Equalisasi

Tujuan dari equalisasi adalah untuk meminimalkan atau mengontrol fluktuasi karakteristik air limbah untuk memberikan kondisi yang optimal untuk proses pengolahan selanjutnya. Ukuran dan jenis bak equalisasi bervariasi dengan jumlah sampah dan variabilitas aliran air limbah. Wadah harus memiliki ukuran yang cukup untuk menyerap fluktuasi limbah yang disebabkan oleh variasi dalam penjadwalan produksi pabrik dan untuk meredam *batch* terkonsentrasi yang dibuang atau tumpah secara berkala ke saluran pembuangan. Bak equalisasi biasanya disediakan untuk memastikan pemerataan yang memadai dan untuk mencegah padatan yang dapat mengendap dari pengendapan di cekungan. Tujuan penggunaan bak equalisasi untuk fasilitas pengolahan industri menurut (Droste, 1997) yaitu:

- a. Untuk memberikan peredaman fluktuasi organik yang memadai untuk mencegah shock loading atau pembebanan kejutan pada sistem biologis.
- b. Untuk memberikan kontrol pH yang memadai atau untuk meminimalkan persyaratan kimia yang diperlukan untuk netralisasi.

- c. Untuk meminimalkan lonjakan aliran ke sistem pengolahan fisik-kimia dan memungkinkan laju umpan kimia yang kompatibel dengan peralatan makan.
- d. Untuk memberikan pakan terus menerus ke sistem biologis selama periode ketika pabrik tidak beroperasi.
- e. Menyediakan kapasitas untuk pembuangan limbah yang terkontrol ke sistem kota untuk mendistribusikan beban limbah lebih merata.
- f. Untuk mencegah konsentrasi tinggi bahan beracun memasuki pabrik pengolahan biologis.

Bak equalisasi di desain untuk menyamakan aliran, konsentrasi atau keduanya. Debit atau aliran dan konsentrasi limbah yang fluktuatif akan disamakan debit dan konsentrasinya dalam bak equalisasi, sehingga dapat memberikan kondisi yang optimum pada pengolahan selanjutnya (Metcalf & Eddy, 2004). Rumus yang digunakan pada unit pengolahan ini adalah sebagai berikut.

Kriteria Perencanaan :

- Kecepatan aliran (v) = 0,6 – 2,5 m/s
- Freeboard = 10-20%
- Waktu detensi (t_d) = 24 jam (sumber: Qasim,1999)
- Kedalaman = 4 meter (optimal)

Rumus yang digunakan :

- Volume bak equalisasi (V)

$$V = Q \times t_d$$

Keterangan :

V = volume bak equalisasi (m^3)

Q = debit limbah ($m^3/detik$)

t_d = waktu detensi (s)

- Dimensi bak equalisasi

$$V = L \times B \times H$$

Keterangan :

V = volume bak equalisasi (m³)

L = Panjang bak (m)

B = lebar bak (m)

H = kedalaman air pada bak equalisasi (m)

- Kedalaman total

$$H \text{ total} = H + \textit{freeboard}$$

Keterangan :

H total = kedalaman bak (m)

H = ketinggian air dalam bak equalisasi (m)

Freeboard = 5 – 30 %

Apabila dalam bak ekualisasi terjadi penghomogenan debit limbah, maka diperlukan sistem pengadukan, dapat menggunakan sistem aerasi. Untuk menghitung daya blower yang digunakan rumus sebagai berikut (Metcalf & Eddy, 2004).

- Daya blower

$$\text{Daya blower (Pw)} = \frac{w \times R \times T1}{550 \times n \times e} \times \left(\frac{p2}{p1} \right)^n - 1$$

Keterangan :

w = berat aliran udara

R = konstanta gas universal untuk udara (J/mole.K (SI units) atau ft.lb/(lb air).°R (US unit))

T1 = temperature absolut inlet = 20°C = 16°R

P2 = tekanan absolut outlet

P1 = tekanan absolut inlet

n untuk *single stage centrifugal blower* = 0,283

Faktor konversi ft.lb/s ke hp = 550

Efisiensi (E) = 0,7 – 0,9

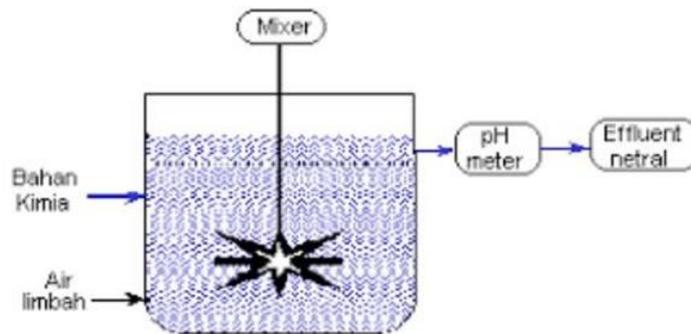
(Sumber : Metcalf & Eddy. 2004. Wastewater Engineering Treatment and Reuse, 4th Edition. Hal 441)

2.2.1.4 Bak Netralisasi

Air buangan industri dapat bersifat asam atau basa/alkali, maka sebelum diteruskan ke badan air penerima atau ke unit pengolahan secara biologis harus dilakukan netralisasi terlebih dahulu agar sistem pengolahan dapat berjalan secara optimal. Pada sistem biologis, perlu dilakukan pengondisian agar tingkatkeasaman (pH) berada pada rentang antara 6,5 – 8,5. Sebenarnya pada proses biologis tersebut kemungkinan akan terjadi netralisasi sendiri dan adanya suatu kapasitas buffer yang terjadi karena ada produk CO₂ dan bereaksi dengan kaustik dan bahan asam (W. Wesley Eckenfelder, 2000, halaman 75).

Terdapat beberapa netralisan yang dapat digunakan sebagai senyawa untuk proses netralisasi pada bangunan netralisasi, akan tetapi dalam menentukan senyawa netralisan yang tepat perlu mempertimbangkan beberapa hal, diantaranya adalah sebagai berikut:

- 1.) Kecepatan Reaksi
- 2.) Kemungkinan pembentukan sludge dan proses pembuangannya.
- 3.) Keamanan dalam proses penambahan senyawa kimia serta keamanan dalam proses penyimpanan senyawa kimia tersebut.
- 4.) Kebutuhan dana yang mencakup kebutuhan senyawa kimia, proses pembubuhan dan peralatan yang dibutuhkan.
- 5.) Kemungkinan terjadinya reaksi samping, seperti terbentuknya garam (termasuk garam-garam terlarut), terbentuknya scaling, dan terjadinya peningkatan suhu dalam proses reaksi.



Gambar 2.4 Netralisasi

(Sumber : https://www.slideshare.net/farid_handsome/proses-pengelolaan-air-limbah-secara-kimia)

Berikut merupakan rumus perhitungan untuk perencanaan Unit Netralisasi (Eckenfelder & Jr., 2000) :

A. Tangki Pembuat Larutan / Tangki Kimia

- Dosis $\text{Na}(\text{OH})_2$

$$\text{pOH} = -\log[\text{OH}^-]$$

$$\text{pOH} = -\log [\text{gram } V \times 1 \text{ Mr}] \quad \text{pOH} = -\log [Do \times 1 \text{ Mr}]$$

Keterangan :

$[\text{OH}^-]$ = konsentrasi basa (mg/L)

pOH = selisih pH yang diinginkan dengan pH air limbah

gram = massa $\text{Na}(\text{OH})$ (gram)

V = volume air dalam 1 liter (L)

Mr = berat molekul $\text{Na}(\text{OH})$ (gram/mol) Do = dosis $\text{Na}(\text{OH})$ (kg/L)

Do = dosis $\text{Na}(\text{OH})$ (kg/L)

- Kebutuhan $\text{Na}(\text{OH})$

$$\text{Kebutuhan } \text{Na}(\text{OH}) = D \times Q$$

Keterangan :

Do = dosis $\text{Na}(\text{OH})$ (kg/L)

Q = debit air yang dibutuhkan (L/s)

- Volume $\text{Na}(\text{OH})_2$

$$\text{Volume } \text{Na}(\text{OH}) = \frac{\text{Kebutuhan } \text{Ca}(\text{OH})}{\rho_{\text{NaOH}}} \times \text{Periode Pembuatan Larutan}$$

Keterangan :

ρ_{NaOH} = massa jenis Na(OH) (kg/L)

- Kebutuhan Air untuk Pelarutan

$$V_{\text{air Pelarut}} = \frac{100\% - \text{Kadar air}}{\text{Kadar air}} \times V_{NaOH}$$

Keterangan :

$V_{\text{air pelarut}}$ = volume air pelarut (m^3)

V_{NaOH} = volume Na(OH) (m^3)

Kadar air = kadar air pelarut sebesar (80%)

- Volume Larutan Na(OH)

$$\text{Volume Larutan Na(OH)} = V_{Na(OH)} + V_{\text{air pelarut}}$$

Keterangan :

Volume Larutan Na(OH) = Volume tangki (m^3 atau L sesuai di pasaran)

$V_{\text{air pelarut}}$ = volume air pelarut (m^3)

(OH) = volume Na(OH) (m^3)

- Debit Tangki Pembubuh/Injeksi

$$O = \frac{V_{\text{larutan Ca(OH)}}}{T_d \text{ Pembubuhan}}$$

B. Tangki Netralisasi

- Volume limbah masuk tangki netralisasi

$$V_{\text{limbah}} = Q_{\text{limbah}} \times T_d$$

Keterangan:

V = volume limbah (m^3)

Q_{limbah} = debit limbah (m^3/s)

T_d = waktu detensi (s)

- Volume Total atau Volume Tangki

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{limbah}} + V_{\text{pembubuh}}$$

Keterangan:

V_{Tangki} = volume tangki netralisasi (m^3)

V_{limbah} = volume air limbah (m^3)

V_{pembubuh} = volume tangki pembubuh (m^3)

- Perhitungan pengaduk Tangki

a. Supply tenaga

$$P = G^2 \times \mu \times V$$

Keterangan:

P = daya air (Watt atau kW)

V = volume tangki (m³)

G = gradien kecepatan (/detik)

μ = viskositas absolut (N.s /m²)

b. Diameter Paddle Impeller

$$Di = \frac{P}{K_r \rho_{air} n^3}^{1/5}$$

$$Cek Di = \frac{Di}{Dtangki}$$

(50-80% dari Diameter Tangki)

Keterangan :

Di = diameter Impeller (m)

P = daya air (Watt atau kW)

K_r = koefisien turbulen

ρ_{air} = massa jenis air (kg/m³)

c. Lebar Paddle Impeller

$$Wi = 1/10 \times Dtangki$$

Keterangan: Wi = Lebar Impeller (m)

Dtangki= Diameter tangki (m)

d. Cek Nilai Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{Di \times n \times \rho}{\mu}$$

Nre >10000 Memenuhi (Aliran Turbulen)

Keterangan:

Nre = nilai bilangan reynold

Di = diameter Impeller (m)

N = kecepatan putar (rps)

ρ = massa jenis air (kg/m³)

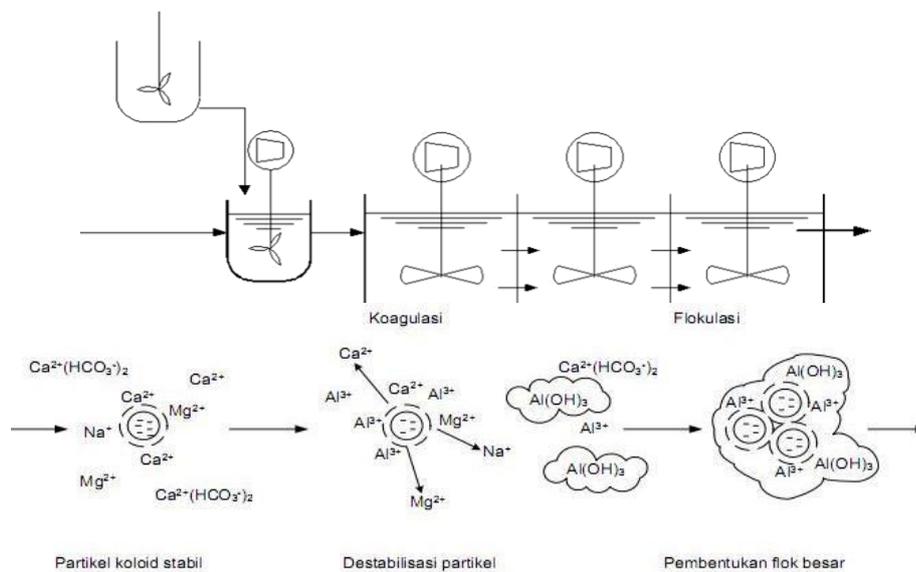
μ = viskositas absolut (N.s /m²)

2.2.2 Pengolahan Pertama (Primary Treatment)

2.2.2.1 Koagulasi – Flokulasi

Koagulasi dan flokulasi merupakan dua proses yang terangkai menjadi kesatuan proses tak terpisahkan. Pada proses koagulasi terjadi destabilisasi koloid dan partikel dalam air sebagai akibat dari pengadukan cepat dan pembubuhan bahan kimia (disebut koagulan). Akibat pengadukan cepat, koloid dan partikel yang stabil berubah menjadi tidak stabil karena terurai menjadi partikel yang bermuatan positif dan negatif. Pembentukan ion positif dan negatif juga dihasilkan melalui proses penguraian koagulan. Proses ini dilanjutkan dengan pembentukan ikatan antara ion positif dari koagulan (misal Al^{3+}) dengan ion negatif dari partikel (misal OH^-) dan antara ion positif dari partikel (misal Ca^{2+}) dengan ion negatif dari koagulan (misal SO_4^{2-}) yang menyebabkan pembentukan inti flok (presipitat) (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi. 2012).

Proses selanjutnya adalah proses flokulasi, yaitu penggabungan inti flok



Gambar 2.5 Gambaran Proses Koagulasi - Flokulasi

menjadi flok berukuran lebih besar yang memungkinkan partikel dapat mengendap. Penggabungan flok kecil menjadi flok besar terjadi karena adanya tumbukan antar flok. Tumbukan ini terjadi akibat adanya pengadukan lambat. Proses koagulasi-flokulasi dapat digambarkan secara skematik pada **Gambar 2.5**.

Proses koagulasi-flokulasi terjadi pada unit pengaduk cepat dan pengaduk lambat. Pada bak pengaduk cepat, dibubuhkan koagulan. Pada bak pengaduk lambat, terjadi pembentukan flok yang berukuran besar hingga mudah diendapkan pada bak sedimentasi.

Pemilihan koagulan dan konsentrasinya dapat ditentukan berdasarkan studi laboratorium menggunakan *jar test apparatus* **Gambar 2.6** untuk mendapatkan kondisi optimum (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012).



Gambar 2.6 Peralatan *Jar Test*

(Sumber : Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012)

1. Pengadukan

Pengadukan merupakan operasi yang mutlak diperlukan pada proses koagulasi-flokulasi. Pengadukan cepat berperan penting dalam pencampuran koagulan dan destabilisasi partikel. Sedangkan pengadukan lambat berperan dalam upaya penggabungan flok. (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012).

• Jenis Pengadukan

Adapun jenis pengadukan dapat dikelompokkan berdasarkan kecepatan pengadukan dan metoda pengadukan. Berdasarkan kecepatannya, pengadukan dibedakan menjadi pengadukan cepat dan pengadukan lambat. Sedangkan berdasarkan metodenya, pengadukan dibedakan menjadi pengadukan mekanis, pengadukan hidrolis, dan pengadukan pneumatis. Kecepatan pengadukan merupakan parameter penting dalam

pengadukan yang dinyatakan dengan gradien kecepatan.

- **Pengadukan Cepat**

Tujuan pengadukan cepat dalam pengolahan air adalah untuk menghasilkan turbulensi air sehingga dapat mendispersikan bahan kimia yang akan dilarutkan dalam air. Secara umum, pengadukan cepat adalah pengadukan yang dilakukan pada gradien kecepatan besar (300 sampai 1000 detik⁻¹) selama 5 hingga 60 detik atau nilai *Gtd* (bilangan Champ) berkisar 300 hingga 1700. Secara spesifik, nilai *G* dan *td* bergantung pada maksud atau sasaran pengadukan cepat (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi. (2012). *Operasi dan Proses Pengolahan Air*. Surabaya: ITS Press.)

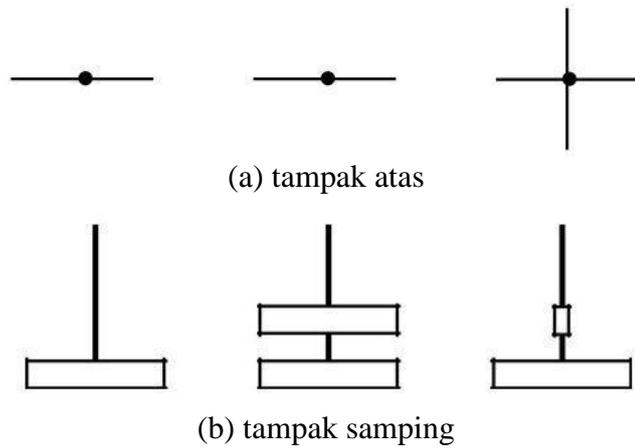
1. Untuk proses koagulasi-flokulasi :
 - Waktu detensi = 20 - 60 detik
 - *G* = 1000 - 700 detik⁻¹
2. Untuk penurunan kesadahan (pelarutan kapur/soda) :
 - Waktu detensi = 20 - 60 detik
 - *G* = 1000 - 700 detik⁻¹
3. Untuk presipitasi kimia (penurunan fosfat, logam berat, dan lain-lain) :
 - Waktu detensi = 0,5 - 6 menit
 - *G* = 1000 - 700 detik⁻¹

Pengadukan cepat dapat dilakukan dengan tiga cara, yaitu:

1. Pengadukan mekanis
2. Pengadukan hidrolis
3. Pengadukan pneumatis

- **Pengadukan Mekanis**

Pengadukan mekanis adalah metode pengadukan menggunakan peralatan mekanis yang terdiri atas motor, poros pengaduk (*shaft*), dan alat pengaduk (*impeller*). Peralatan tersebut digerakkan dengan motor bertenaga listrik. Berdasarkan bentuknya, ada tiga macam *impeller*, yaitu *paddle* (pedal), *turbine*, dan *propeller* (balung-balung). Bentuk ketiga *impeller* tersebut dapat dilihat pada **Gambar 2.7** dan **Gambar 2.8**, serta **Gambar 2.9**.



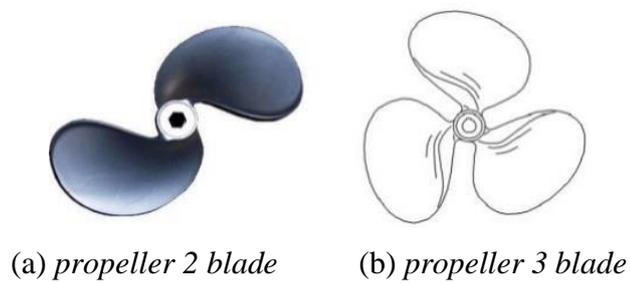
Gambar 2.7 Tipe *Paddle*

(Sumber : Qasim, S. R, 1985)



Gambar 2.8 Tipe *Turbine*

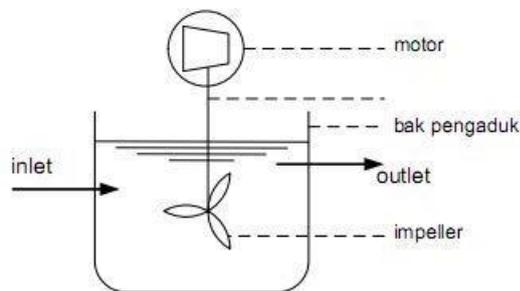
(Sumber : Qasim, S. R, 1985)



Gambar 2.9 Tipe *Propeller*

(Sumber : Qasim, S. R, 1985)

Pengadukan mekanis dengan tujuan pengadukan cepat umumnya dilakukan dalam waktu singkat dalam satu bak. Faktor penting dalam perancangan alat pengaduk mekanis adalah dua parameter pengadukan, yaitu G dan td . Sedangkan pengadukan mekanis dengan tujuan pengadukan lambat umumnya memerlukan tiga kompartemen dengan ketentuan G di kompartemen I lebih besar daripada G di kompartemen II dan G di kompartemen III adalah yang paling kecil. Pengadukan mekanis yang umum digunakan untuk pengadukan lambat adalah tipe *paddle* yang dimodifikasi hingga membentuk roda (*paddle wheel*), baik dengan posisi horizontal maupun vertikal.



Gambar 2.10 Pengadukan Cepat dengan Alat Pengaduk

(Sumber : Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012)

Tabel 2.5 Nilai Gradien Kecepatan dan Waktu Pengadukan

Waktu Pengadukan, td (detik)	Gradien Kecepatan (1/detik)
20	1000
30	900
40	790
$50 \geq$	700

(Sumber : Tom D. Reynolds, Paul A. Richards, 1996)

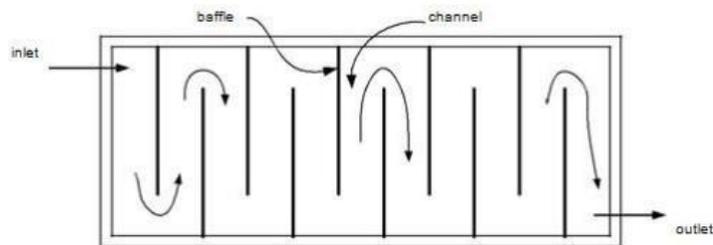
- **Pengadukan Hidrolis**

Pengadukan hidrolis adalah pengadukan yang memanfaatkan aliran air sebagai tenaga pengadukan. Tenaga pengadukan ini dihasilkan dari energi hidrolis yang dihasilkan dari suatu aliran hidrolis. Energi hidrolis dapat berupa energi gesek, energi potensial (jatuhan) atau adanya lompatan hidrolis dalam

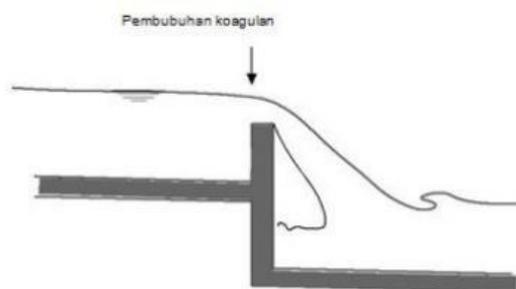
suatu aliran.

Jenis pengadukan hidrolis yang digunakan pada pengadukan cepat haruslah aliran air yang menghasilkan energi hidrolis yang besar. Dalam hal ini dapat dilihat dari besarnya kehilangan energi (headloss) atau perbedaan muka air. Dengan tujuan menghasilkan turbulensi yang besar tersebut, maka jenis aliran yang sering digunakan sebagai pengadukan cepat adalah terjunan **Gambar 2.10**, loncatan hidrolis, dan *parshall flume*.

Jenis pengadukan hidrolis yang digunakan pada pengadukan lambat adalah aliran air yang menghasilkan energi hidrolis yang lebih kecil. Aliran air dibuat relatif lebih tenang dan dihindari terjadinya turbulensi agar flok yang terbentuk tidak pecah lagi. Beberapa contoh pengadukan hidrolis untuk pengadukan lambat adalah kanal bersekat (*baffled channel* pada **Gambar 2.12**, *perforated wall*, *gravel bed* dan sebagainya. (Ali Masduqi, Abdu F.Assomadi, 2012).



Gambar 2.11 Pengadukan Cepat dengan Terjunan

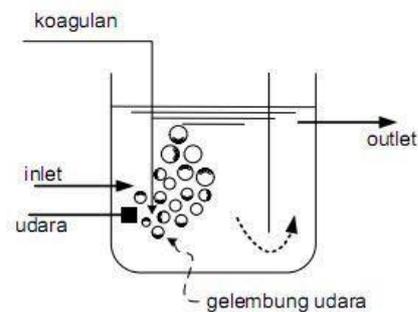


Gambar 2.12 *Baffle Channel*

(Sumber : Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012)

- **Pengadukan Pneumatis**

Pengadukan pneumatis adalah pengadukan yang menggunakan udara (gas) berbentuk gelembung sebagai tenaga pengadukan. Gelembung tersebut dimasukkan ke dalam air dan akan menimbulkan gerakan pada air **Gambar 2.13**. Injeksi udara bertekanan ke dalam air akan menimbulkan turbulensi, akibat lepasnya gelembung udara ke permukaan air. Aliran udara yang digunakan untuk pengadukan cepat harus mempunyai tekanan yang cukup besar sehingga mampu menekan dan menggerakkan air. Makin besar tekanan udara, kecepatan gelembung udara yang dihasilkan makin besar dan diperoleh turbulensi yang makin besar pula.



Gambar 2.13 Pengadukan Cepat Secara Pneumatis

(Sumber : Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012)

Koagulan yang banyak digunakan dalam pengolahan air minum adalah aluminium sulfat atau garam-garam besi. Terkadang koagulan-pembantu, seperti polielektrolit dibutuhkan untuk memproduksi flok yang lebih besar agar padatan tersuspensi lebih cepat mengendap. Faktor utama yang mempengaruhi proses koagulasi-flokulasi air adalah kekeruhan, padatan tersuspensi, temperatur, pH, komposisi dan konsentrasi kation dan anion, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, dosis koagulan, dan jika diperlukan, koagulan-pembantu. Beberapa jenis koagulan beserta sifatnya dapat dilihat pada **tabel 2.6**.

Tabel 2.6 Jenis - Jenis Koagulan dalam Pengolahan Air

Nama Kimia	Nama Lain	Rumus Kimia	Berat molekul	Wujud	Densitas Bulk (kg/m ³)	Specific Gravity	Kelarutan Dalam Air	Kadar Kimia (%w/w)	Kadar Air (% w/w)	pH Larutan
Aluminium Sulfat	Alum	Al ₂ (SO ₄) ₃ . 14, 3 H ₂ O	599,77	Putih Terang Padat	1000 - 1096	1,25- 1,36	Sekitar 872	Al : 9,0 – 9,3	-	Sekitar 3,5
	Alum Cair	Al ₂ (SO ₄) ₃ . 49, 6H ₂ O	1235,71	Putih / terang abu kekuningan Cair	-	1,30- 1,34	Sangat Larut	Al : 4,0 – 4,5	71,2 – 74,5	
Ferri Klorida	Besi (III) Klorida Besi Tri klorida	FeCl ₃	162,21	Hijau – Hitam Bubuk	721 - 962	-	Sekitar 719	Fe : Kira kira 34	-	
	Ferri Klorin Cair	FeCl ₃ . 6 H ₂ O FeCl ₃ . 13,1 H ₂ O	270,30 398,21	Kuning – Coklat Bongkahan	962 - 1026 -	- 1,20- 1,48	Sekitar 814 Sangat Terlarut	Fe : 20,3 - 21,0 Fe : 12,7- 14,5	- 56,5 - 62,0	0,1-1,5
Ferri Sulfat	Besi (III) Sulfat Besi Persulfat	Fe ₂ (SO ₄) ₃ . 9H ₂ O	562,02	Coklat – Kemerahan Cair	1122 - 1154	-	-	Fe : 17,9 - 18,7	56,5 - 64,0	
	Ferri Sulfat Cair	Fe ₂ (SO ₄) ₃ 36,9H ₂ O	1064,64	Merah – Coklat Bubuk	-	1,40- 1,57	Sangat Larut	Fe : 10,1 - 12,0		0,1-1,5
Ferro Sulfat	<i>Copperas</i>	FeSO ₄ .7 H ₂ O	278,02	Hijau Bongkahan Kristal	1010 - 1058	-	-	Fe : Sekitar 20	-	

(Sumber : Qasim, S. R,1985)

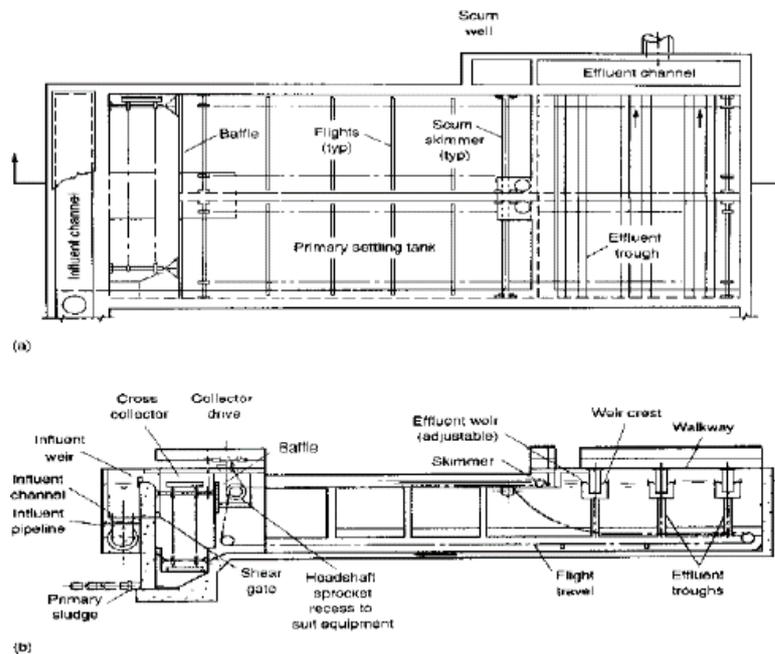
2.2.2.2 Sedimentasi

Sedimentasi adalah bak yang digunakan untuk proses pengendapan partikel flokulen dalam suspensi, dengan pengendapan yang terjadi akibat interaksi antar partikel. Selama operasi pengendapan, ukuran partikel flokulen bertambah besar,

sehingga kecepatannya juga meningkat. Sebagai contoh ialah pengendapan Koagulasi – Flokulasi. (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012)

Kecepatan pengendapan tidak dapat ditentukan dengan persamaan Stoke's karena ukuran dan kecepatan pengendapan tidak tetap. Besar partikel yang diuji dengan coloumn settling test dan withdrawal ports pada waktu tertentu akan menghasilkan data removal sehingga akan didapat grafik isoremoval (Ali Masduqi, Abdu F. Assomadi, 2012).

Bak pengendap pertama pada umumnya mampu menyisahkan 50-70% dari suspended solid dan 25-40% BOD. Adapun efisiensi kemampuan penyisihan TSS dan BOD pada bak pengendap I dipengaruhi oleh 1) Aliran angin, 2) Suhu udara permukaan, 3) Dingin atau hangatnya air yang menyebabkan perubahan kekentalan air, 4) Suhu terstratifikasi dari iklim, 5) Bilangan eddy



Gambar 2.14 Bak Pengendap I
(Sumber : Metcalf & Eddy, 2003)

Pada tangki sirkular pola aliran adalah berbentuk aliran radial. Pada tengah-tengah tangki, air limbah masuk dari sebuah sumur sirkular yang didesain untuk mendistribusikan aliran ke semua bangunan ini. Diameter dari tengah-tengah sumur biasanya antara 15-20% dari diameter total tangki dan range dari 1- 2,5 meter dan

harus mempunyai energi tangensial (Metcalf & Eddy, 2003).

Kriteria-kriteria yang diperlukan untuk menentukan ukuran bak sedimentasi adalah *Surface Loading* (Beban permukaan), kedalaman bak, dan waktu tinggal. Nilai waktu tinggal merupakan waktu yang dibutuhkan untuk mengisi bak dengan kecepatan seragam yang sama dengan aliran rata-rata per hari. (Metcalf & Eddy, 2003).

Tabel 2.7 Desain Tangki Sedimentasi I

Item	U.S Customary Units			SI Unit		
	Unit	Rentang	Typical	Unit	Rentang	Typical
Primary Sedimentation Tanks Followed by Secondary Treatment						
Waktu Tinggal	Jam	1,2-1,2	2	Jam	1,5-2,5	2
Kecepatan Alir						
Rata-Rata	gal/ft ² s	800-1.200	1.000	m ³ /m ² s	30-50	40
Puncak	gal/ft ² s	2.000-3.000	2.500	m ³ /m ² s	80-120	100
Item	U.S Customary Units			SI Unit		
	Unit	Rentang	Typical	Unit	Rentang	Typical
<i>Weir Loading</i>	gal/ft ² s	10.000-40.000	20.000	m ³ /m ² s	125-500	250
Primary Settling with Waste Activated Sludge Return						
Waktu Tinggal	Jam	1,5-2,5	2	Jam	1,5-2,5	2
Kecepatan Alir						
Rata-Rata	gal/ft ² s	600-800	1.000	m ³ /m ² s	24-32	28
Puncak	gal/ft ² s	1.200-1.700	1.500	m ³ /m ² s	48-70	60
<i>Weir Loading</i>	gal/ft ² s	10.000-40.000	20.000	m ³ /m ² s	125-500	250

(Sumber : Metcalf & Eddy, 2003)

Tabel 2.8 Data Perencanaan untuk Bangunan Sedimentasi I Berbentuk Persegi dan Lingkaran

Item	U.S Customary Units			SI Unit		
	Unit	Rentang	Typical	Unit	Rentang	Typical
Persegi Panjang						
Kedalaman	feet	10-16	14	M	3-4,9	4,3
Panjang	feet	50-300	80-130	M	15-90	24-40
Lebar	feet	10-80	16-32	M	3-24	4,9-9,8
<i>Flight Speed</i>	ft/min	2-4	3	m/min	0,6-1,2	0,9
Lingkaran						
Kedalaman	feet	0-16	14	M	3-4,9	4,3
Diameter	feet	10-200	40-150	M	3-60	12-45
Kemiringan Dasar	In/ft	0,75-2	1	mm/mm	1/16-1/6	1/12
<i>Flight Speed</i>	r/min	0,02-0,05	0,03	r/min	0,02-0,05	0,03

(Sumber : Metcalf & Eddy, 2003)

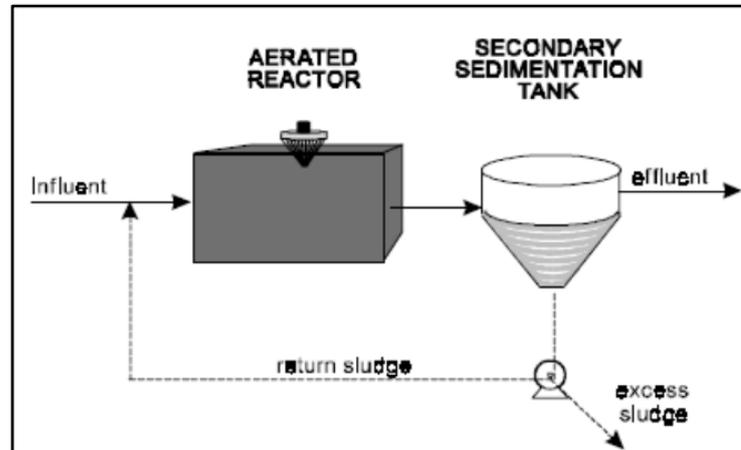
2.2.3 Pengolahan Sekunder (Secondary Treatment)

Pengolahan kedua ini mencakup proses biologis untuk mengurangi bahan – bahan organik melalui mikroorganisme yang ada di dalamnya. Pada proses ini sangat dipengaruhi oleh banyak faktor antara lain jumlah air limbah, tingkat kekotoran, jenis kotoran yang ada dan sebagainya. Pengolahan Sekunder akan memisahkan komponen organik terlarut dengan proses biologis ini dilakukan secara aerobik maupun anaerobik dengan efisiensi reduksi BOD dan COD antara 75 – 90 % serta SS sebesar 90%.

2.2.3.1 Activated Sludge

Lumpur aktif (activated sludge) adalah proses pertumbuhan mikroba tersuspensi, pengolahan aerobik yang mengoksidasi material organik menjadi CO₂ dan H₂O, NH₄, dan sel biomassa baru. Udara disalurkan melalui pompa blower

(diffused) atau melalui aerasi mekanik. Sel mikroba membentuk flok yang akan mengendap di tangki penjernihan.



Gambar 2.15 Proses Activated Sludge

(Sumber: Sperling, 2007)

Activated sludge merupakan metode yang memanfaatkan mikroorganisme sebagai katalis untuk menguraikan material yang terkandung di dalam air limbah. Mikroorganisme sendiri selain menguraikan dan menghilangkan kandungan material, juga menjadikan material yang terurai tadi sebagai tempat berkembang biaknya.

Pengaturan jumlah massa mikroba dalam sistem lumpur aktif dapat dilakukan dengan baik dan relatif mudah karena pertumbuhan mikroba dalam kondisi tersuspensi sehingga dapat terukur dengan baik melalui analisa laboratorium. Tetapi jika dibandingkan dengan sistem sebelumnya operasi sistem ini jauh lebih rumit. Khususnya untuk limbah industri dengan karakteristik tertentu.

Tujuan dari proses pengolahan menggunakan unit activated sludge yaitu untuk mengubah buangan organik, menjadi bentuk anorganik yang lebih stabil dimana bahan organik yang lebih terlarut yang tersisa setelah Sedimentasi dimetabolisme oleh mikroorganisme menjadi CO₂ dan H₂O, sedang fraksi terbesar diubah menjadi bentuk anorganik yang dapat dipisahkan dari air buangan oleh sedimentasi (Sperling, 2007).

Pada kondisi aerobik, proses penghilangan amonia terjadi proses nitrifikasi, yaitu nitrogen amonium diubah menjadi nitrat ($\text{NH}_4^+ \rightarrow \text{NO}_3$) dan pada kondisi anaerobik terjadi proses denitrifikasi yaitu nitrat yang terbentuk diubah menjadi gas nitrogen ($\text{NO}_3 \rightarrow \text{N}_2$) (Said, 2017).

Senyawa fenol merupakan senyawa organik yang potensial untuk didegradasi secara oksidasi. Bakteri yang mampu mendegradasi fenol antara lain *Pseudomonas sp.*, *Acinetobacter sp.*, dan *Arthrobacter sp.* Selain itu berdasarkan penelitian yang telah dilakukan, bakteri *Serratia sp.* juga mampu mendegradasi senyawa fenol yang terkandung dalam limbah industri. Semakin besar konsentrasi MLSS, semakin besar penurunan fenol. Semakin besar konsentrasi MLSS berarti semakin banyak jumlah mikroba yang memanfaatkan fenol sebagai sumber makanan dan mendegradasi fenol tersebut sehingga penurunan fenol semakin besar (Cho et al., 2000)

Adapun rumus-rumus yang dapat digunakan untuk menghitung antara lain:

- Partikulat BOD di Effluent

$$\text{BOD Partikulat} = \left(\frac{\text{VSS}}{\text{SS}} \right) \times Fb$$

Keterangan:

Fb = Buodegradavble Fraction of VSS

BOD Partikulat = Partikulat BOD di effluent (mg BOD/mg SS)

- BOD yang teremoval

BOD Removal = BOD influent (C_o) x % Removal

Keterangan:

C_o = BOD influent (mg/L)

% Removal = Kemampuan meremoval unit

- BOD yang lolos

Cr = $C_o - \text{BOD teremoval}$

Keterangan:

C_o = BOD influent (mg/L)

Cr = BOD effluent (mg/L)

- Debit resirkulasi (Qr)

Qr = $Q_o \times R$

Keterangan:

Q_o = Debit per unit (m^3/s)

R = Ratio Resirkulasi

- Debit yang masuk ke bak AS (Q_{in})

Q_{in} = $Q_o + Q_r$

Keterangan:

Q_o = Debit per unit (m^3/s)

Q_r = Debit resirkulasi (m^3/s)

- Volume reaktor

V = $\left(\frac{\gamma \times \theta \times Q \times (S_i - S_e)}{X_v (1 + F_b \times K_d \times \theta c)} \right)$

Keterangan:

θ_c = Umur lumpur (hari)

Q_r = Debit resirkulasi (m^3/s)

γ = Koefisien batas pertumbuhan ($mg.VSS/mg.BOD$)

S_i = Konsentrasi BOD dalam reaktor (kg/m^3)

S_e = BOD terlarut dari effluent (mg/L)

X_v = MLSS (mg/L)

F_b = Freeboard

K_d = Koefisien Endogeneous (hari)

- Konsentrasi resirkulasi

X_r = $\left(\frac{X \times (1+R)}{R} \right)$

Keterangan:

R = rasio resirkulasi

X = konsentrasi MLSS ($mgVSS/L$)

- Kuantitas lumpur yang dihasilkan setiap hari (γ_{obs})

γ_{obs} = $\left(\frac{Y}{1 + f_b \times K_d \times \theta} \right)$

Keterangan:

Y = koefisien batas pertumbuhan ($mg.Vss/mg.BOD$)

K_d = koefisien endogeneous (hari)

θ_c = umur lumpur (hari)

- Kontrol F/M ratio

$$F/M = \left(\frac{Q_{in} \times S_0}{\text{volume} \times X_v} \right)$$

Keterangan:

Q_{in} = Debit per unit (m^3/s)

S_0 = Konsentrasi BOD dalam reaktor (kg/m^3)

Vol = Volume reaktor (m^3)

X_v = MLVSS (kg/m^3)

- Kebutuhan oksigen total

$$\text{Kebutuhan } O_2 = \left(\frac{1,46 \times Q_{in} \times (C_0 - C_r)}{10^3} \right)$$

Keterangan:

Q_{in} = debit influent (m^3/s)

C_0 = BOD influent (mg/L)

C_r = BOD effluent (mg/L)

- Kebutugan power aerator

$$P = \left(\frac{\text{Kebutuhan } O_2}{\text{Standart oxygenation efficiency}} \right)$$

Keterangan:

P = kebutuhan power aerator

Standart efisiensi oksigen = $1,8 \text{ kg } O_2/kW.jam$

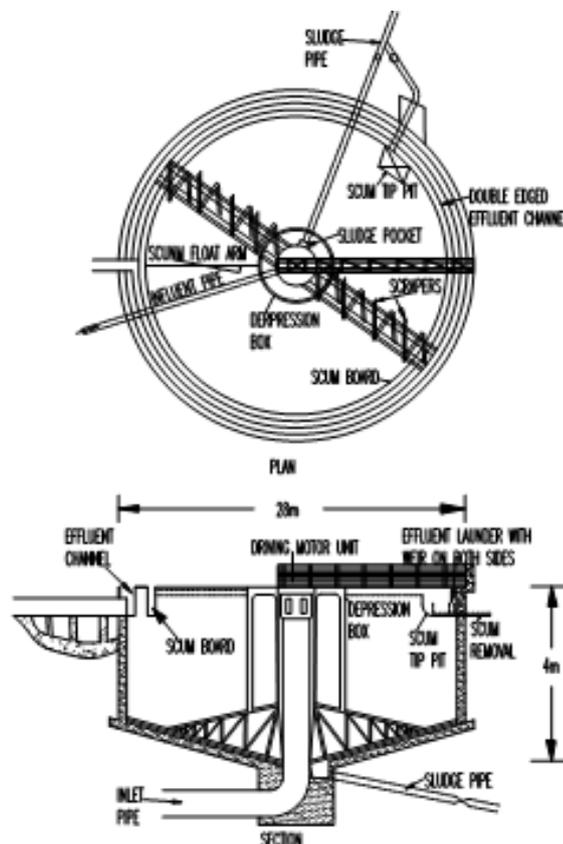
2.2.4 Pengolahan Tersier (Tertiary Treatment)

Pengolahan ini adalah kelanjutan dari pengolahan terdahulu, oleh karena itu pengolahan jenis ini akan digunakan apabila pada pengolahan pertama dan kedua, banyak zat tertentu yang masih berbahaya bagi masyarakat umum. Pengolahan ketiga ini merupakan pengolahan secara khusus sesuai dengan kandungan zat yang terbanyak dalam air limbah, biasanya dilaksanakan pada pabrik yang menghasilkan air limbah khusus diantaranya yang mengandung fenol, nitrogen, fosfat, bakteri patogen dan lainnya.

2.2.4.1 Clarifier

Bangunan ini digunakan untuk mengendapkan lumpur setelah proses sebelumnya, biasanya proses lumpur aktif. Pada unit pengolahan ini, terdapat scrapper blade yang berjumlah sepasang yang berbentuk vee (V). Alat tersebut digunakan untuk pengeruk lumpur yang bergerak, sehingga sludge terkumpul pada masing – masing vee dan dihilangkan melalui pipa dibawah sepasang blades. Lumpur lepas dari pipa dan masuk ke dalam sumur pengumpul lumpur yang terdapat di tengah bagian bawah clarifier.. Lumpur dihilangkan dari sumur pengumpul dengan cara gravitasi.

Waktu tinggal berdasarkan rata-rata aliran per hari, biasanya 1–2 jam. Kedalaman clarifier rata – rata 10 – 15 feet (3 – 4,6 meter). Clarifier yang menghilangkan lumpur biasanya mempunyai kedalaman ruang lumpur (sludge blanket) yang kurang dari 2 feet (0,6 meter).



Gambar 2.16 Denah dan Potongan Clarifier

(Sumber : Chukwulozie et al, 2018)

2.2.4.2 Pengolahan Lumpur

Dari pengolahan air limbah maka hasilnya adalah berupa lumpur yang perlu diadakan pengolahan secara khusus agar lumpur tersebut tidak mencemari lingkungan dan dapat dimanfaatkan kembali untuk keperluan kehidupan.

Sludge dalam disposal sludge memiliki masalah yang lebih kompleks. Hal ini disebabkan karena :

- Sludge Sebagian besar dikomposisi dari bahan-bahan yang *responsible* untuk menimbulkan bau
- Bagian sludge yang dihasilkan dari pengolahan biologis dikomposisikan dari bahan organik
- Hanya sebagian kecil dari sludge yang mengandung solid (0,25% -12% solid).

Tujuan utama dari pengolahan lumpur adalah :

- Mereduksi kadar lumpur
- Memanfaatkan lumpur sebagai bahan yang berguna seperti pupuk dan sebagai penguruk lahan yang sudah aman.

2.2.4.3 *Sludge Drying Bed* (SDB)

Sludge Drying Bed merupakan metode pemisah air dari *sludge* yang dihasilkan bangunan pengolahan air limbah yang paling sering digunakan di Amerika Serikat. *Sludge Drying Bed* secara umum digunakan untuk mengurangi kadar air kandungan *biosolid* dan lumpur / *sludge* yang mengendap. Setelah mengering, padatan akan dikuras dan selanjutnya dibuang menuju lokasi pembuangan (*landfill*) (Metcalf & Eddy, 2003). Keuntungan penggunaan *Sludge Drying Bed* diantaranya adalah :

- Rendahnya biaya investasi dan perawatan yang diperlukan,
- Tidak diperlukannya terlalu banyak waktu untuk proses pengamatan dan pengontrolan,
- Dalam prosesnya akan dihasilkan banyak padatan dari proses pengeringan. (Metcalf & Eddy, 2003).

Selain berbagai keuntungan yang dapat diperoleh dengan penggunaan

Sludge Drying Bed seperti yang telah disebutkan di atas, *sludge drying bed* juga memiliki beberapa kerugian, di antaranya :

- Proses pengeringan sangat bergantung pada iklim dan perubahannya,
- Dibutuhkan lahan yang lebih luas,
- Kemungkinan terjadinya pencemaran udara yang berupa bau akibat proses pengeringan *sludge* / lumpur. (Metcalf & Eddy, 2003)

Dalam prosesnya, *Sludge Drying Bed* dibedakan menjadi lima (5) jenis, diantaranya :

- *Conventional Sand Sludge Drying Bed*
- *Paved Sludge Drying Bed*
- *Artificial Media Sludge Drying Bed*
- *Vacuum Assisted Sludge Drying Bed*
- *Solar Sludge Drying Bed* (Metcalf & Eddy, 2003).

2.2.4.4 Conventional Sand Sludge Drying Bed

Conventional Sand Sludge Drying Bed pada umumnya digunakan untuk pengumpulan padatan lumpur / *sludge* dengan ukuran padatan yang relatif kecil hingga sedang. Dalam prosesnya, lumpur / *sludge* diletakkan pada kolam memiliki kedalaman lapisan lumpur yang berkisar antara 200-300 mm.

Selanjutnya lumpur tersebut dibiarkan mengering. Pengurangan kadar air dalam *sludge drying bed* terjadi karena adanya saluran drainase yang terletak di dasar kolam dan akibat proses penguapan. Kebanyakan hilangnya kadar air dari *sludge drying bed* diakibatkan oleh pengurasan pada saluran drainase. Oleh karena itu, kecermatan dalam penentuan dimensi pipa drainase sangat dibutuhkan. *Sludge drying bed* pada umumnya dilengkapi dengan saluran drainase lateral (pipa PVC berpori atau pipa yang diletakkan di dasar dengan *open join*) (Metcalf & Eddy, 2003).

Saluran drainase memiliki persyaratan minimal kemiringan yaitu sekitar 1% (0,01 m/m) dengan jarak antar saluran drainase pada masing-masing partisi sekitar 2,5-6 m. Saluran drainase juga harus terlindung dari lumpur secara langsung sehingga diperlukan media yang mampu menutupi saluran drainase pada *sludge*

drying bed. Media tersebut pada umumnya berupa kerikil dan juga pecahan batu yang disusun dengan ketebalan antara 230-300 mm. Ketebalan yang diatur sedemikian rupa memiliki fungsi guna menghambat laju air dan meminimasi masuknya lumpur / *sludge* ke dalam saluran drainase. Pasir yang digunakan pada media penyangga juga memiliki batasan koefisien keseragaman yang tidak lebih dari 4 dan memiliki *effective size* antara 0,3-0,75. Area pengeringan memiliki dimensi lebar yang dibatasi pada 6 m dengan panjang yang berkisar antara 6-30 m dan kedalaman yang berkisar antara 380-460 mm. Bahan beton disarankan digunakan sebagai bahan penyusun bangunan *sludge drying bed* (Metcalf & Eddy, 2003).

Pipa inlet pada bangunan *sludge drying bed* harus dirancang dengan kecepatan minimal 0,75 m/s dan memungkinkan untuk terjadinya proses pengurasan pada saluran drainase. Pipa besi dan PVC merupakan jenis pipa yang paling sering digunakan. Sistem penyaluran *sludge* dilakukan dengan mengalirkan air tegak lurus dengan posisi *sludge drying bed* guna mengurangi kecepatan alir saat *sludge* memasuki bangunan pengering (Metcalf & Eddy, 2003).

Padatan pada *sludge drying bed* hanya dapat dikuras dari bangunan *sludge drying bed* setelah *sludge* mengering. *Sludge* / lumpur yang telah mengering memiliki ciri yaitu memiliki permukaan yang terlihat retak dan mudah hancur serta berwarna hitam atau coklat gelap. Kadar air yang terkandung dalam *sludge*/ lumpur yang telah mengering berkisar pada 60% pada rentang antara 10-15 hari. Proses pengurasan dapat dikatakan selesai apabila *sludge* / lumpur telah dikeruk menggunakan *scraper* atau secara manual dan diangkut menggunakan truk keluar dari lokasi pengolahan (Metcalf & Eddy, 2003).

Sludge drying bed yang sedang digunakan untuk proses pengeringan lumpur hendaknya ditutup guna mengisolasi dan mengantisipasi tersebarnya bau yang mungkin ditimbulkan. Akan tetapi, apabila reaktor dirancang untuk dibiarkan terbuka, hendaknya reaktor *sludge drying bed* dibangun pada jarak minimal 100 m dari lokasi hunian penduduk guna mengantisipasi pencemaran udara yang diakibatkan oleh bau (Metcalf & Eddy, 2003).

Sistem Underdrain adalah sistem pengaliran air di bawah media setelah air

melewati proses penyaringan. Persyaratan sistem *underdrain* adalah :

- Dapat mendukung media diatasnya
- Pendistribusian merata

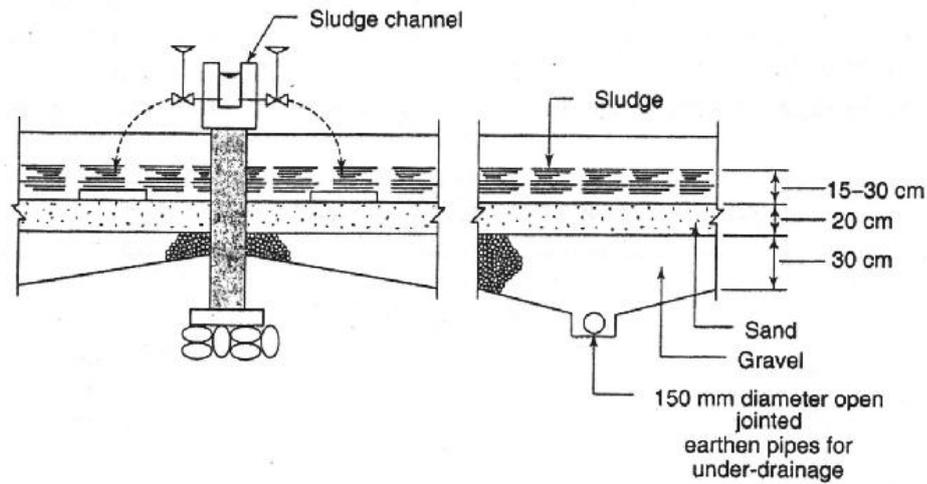
Pada bagian dasar terdiri dari sistem perpipaan yang tersusun dari lateral dan manifold, dimana air diterima melalui lubang orifice yang diletakkan pada pipa lateral. Manifold dan lateral ditunjukkan agar distribusi merata, headloss 1-3 m dengan kriteria sistem manifold – lateral :

- Perbandingan luas orifice = 0,0015 – 0,005
- Perbandingan luas lateral/orifice = 2 – 4
- Perbandingan luas manifold/lateral = 1,5 – 3
- Diameter orifice = 0,6 – 2 cm
- Jarak antar orifice = 7,5 – 30 cm
- Jarak antar lateral = orifice



Gambar 2.17 Manifold

(Sumber : Ali Masduqi Abdul F. Assomadi, 2012)



Gambar 2.18 Skema *Sludge Drying Bed*

(Sumber : Ali Masduqi Abdul F. Assomadi, 2012)

2.3 Persen Removal

Adapun persen removal pada masing-masing unit pengolahan limbah industri MSG dari berbagai sumber dapat dilihat pada **Tabel 2.11** berikut.

Tabel 2.9 Persen Removal Unit Pengolahan

Unit Pengolahan	Beban Pencemar	Kemampuan Penyisihan	Sumber
Netralisasi	pH	93,2	Metcalf & Eddy, hal 527
Sedimentasi	TSS	50-70%	Metcalf & Eddy, hal 382
Activated Sludge	BOD	85-95%	Sperling, 2007 hal 13
	COD	85-90%	Cavaseno hal 15
	NH3N	85-95%	Sperling, 2007 hal 13
Clarifier	BOD	80%	Qasim, 1985
	COD	80%	Water Environment Federation, 2015
	TSS	80-90%	

(Sumber : Penulis, 2023)

2.4 Profil Hidrolis

Profil hidrolis adalah upaya penyajian secara grafis “hidrolik grade line” dalam instalasi pengolahan atau menyatakan elevasi unit pengolahan dan perpipaan untuk memastikan aliran air mengalir secara gravitasi, untuk mengetahui kebutuhan pompa, dan untuk memastikan tingkat terjadinya banjir atau luapan air akibat aliran balik. Hal-hal yang harus diperhatikan dalam membuat profil hidrolis adalah sebagai berikut.

2.4.1 Kehilangan Tekanan Pada Perpipaan dan Aksesoris

Kehilangan tekanan pada saluran terbuka berbeda dengan cara menghitung saluran tertutup.

- Kehilangan tekanan pada perpipaan
Cara yang mudah dengan monogram “Hazen William” Q atau V diketahui maka S didapat dari monogram.
- Kehilangan tekanan pada aksesoris
Cara yang mudah adalah dengan mengekivalen aksesoris tersebut dengan panjang pipa, disini juga digunakan monogram untuk mencari panjang ekivalen sekaligus S .
- Kehilangan tekanan pada pompa
Bisa dihitung dengan rumus, grafik karakteristik pompa serta dipengaruhi oleh banyak factor seperti jenis pompa, cara pemasangan dan sebagainya
- Kehilangan tekanan pada alat pengukur flok
Cara perhitungan juga dengan bantuan monogram.

2.4.2 Tinggi Muka Air

Kesalahan dalam perhitungan tinggi muka air dapat terjadi kesalahan dalam menentukan elevasi (ketinggian) bangunan pengolahan, dalam pelaksanaan pembangunan sehingga akan dapat mempengaruhi pada proses pengolahan. Kehilangan tekanan bangunan (saluran terbuka dan tertutup) tinggi terjunan yang direncanakan (jika ada) akan berpengaruh pada perhitungan tinggi muka air. Perhitungan dapat dilakukan dengan cara :

- Menentukan tinggi muka air bangunan pengolahan yang paling akhir.
- Tambahkan kehilangan tekanan antara clear well dengan bangunan sebelumnya pada ketinggian muka air di clear well.
- Didapat tinggi muka air bangunan sebelum clear well demikian seterusnya sampai bangunan yang pertama.

Jika tinggi muka air bangunan selanjutnya lebih tinggi dari tinggi muka air sumber maka diperlukan pompa untuk menaikkan air.

2.4.3 Pompa

Pemompaan digunakan untuk mengalirkan air limbah ke unit pengolahan selanjutnya. Untuk mengetahui macam-macam karakteristik pompa bisa dilihat pada **Tabel 2.11**.

Tabel 2.10 Jenis - Jenis Spesifikasi Pompa

Klasifikasi Utama	Tipe Pompa	Kegunaan Pompa
Kinetik	<i>Centrifugal</i>	- Air limbah sebelum diolah - Penggunaan lumpur kedua - Pembuangan <i>effluent</i>
	<i>Peripheral</i>	Limbah logam, pasir lumpur, limbah kasar
	Rotor	Minyak, pembuangan gas, permasalahan zat-zat kimia, pengaliran lambat untuk air dan air buangan
<i>Posite</i>	<i>Screw</i>	Pasir, pengolahan lumpur pertama dan kedua, air limbah pertama
	Diafragma	Permasalahan zat kimia, limbah logam
	<i>Air Lift</i>	Pasir, sirkulasi dan pembuangan lumpur kedua

Klasifikasi Utama	Tipe Pompa	Kegunaan Pompa
	<i>Pneumatic</i>	Instalasi pengolahan air limbah skala kecil

(Sumber : Metcalf and Eddy, 2004, hal : 1469-14)