

PERBANDINGAN HIDRODINAMIKA FLOKULATOR BERBENTUK SETENGAH LINGKARAN DAN PERSEGI PANJANG PADA PROSES FLOKULASI MENGGUNAKAN ALIRAN MELALUIMEDIA KELERENG

Badaruddin Mu'min, Muzwar Rusadi

Jurusan Teknik Sipil dan Lingkungan Fakultas Teknik Universitas Lambung Mangkurat
muzwar@gmail.com

Abstrak

Teori Camp & Stein menyebutkan bahwa untuk mendapatkan hasil flokulasi yang baik harus memenuhi nilai G_{td} tertentu. Tetapi dalam flokulasi melalui media berbutir dengan nilai G_{td} yang relatif lebih rendah dari yang disyaratkan telah didapatkan hasil flokulasi yang baik. Berdasarkan hal tersebut maka diduga ada faktor lain yang berpengaruh pada proses flokulasi menggunakan aliran melalui media berbutir selain G_{td} .

Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui kinerja dari dua buah flokulator dengan media kelereng dalam aplikasinya sebagai flokulator dan mengetahui aspek hidrodinamika yang berpengaruh dalam flokulasi. Flokulator yang digunakan adalah flokulator saluran terbuka berbentuk setengah lingkaran dan flokulator saluran terbuka berbentuk persegi panjang. Variasi debit yang digunakan adalah 1 liter/menit, 1,5 liter/menit, 1,7 liter/menit, 2 liter/menit, dan 2,2 liter/menit. Metode analisis hasil penelitian yang digunakan adalah berupa analisis laboratorium dan analisis perhitungan.

Penurunan kekeruhan dengan air baku buatan mencapai lebih dari 98%, dan 94,49% untuk air baku alami. Penurunan kadar organik mencapai 65,23% dan 38,10% untuk penurunan TSS. Angka kehilangan tekan yang terjadi pada flokulator berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 0,20 hingga 6,95 cm, dan 0,60 hingga 7,85 cm untuk flokulator berbentuk persegi panjang. Nilai G berkisar antara 33,035 hingga 166,751/detik dan nilai G_{td} berkisar antara 306,464 hingga 25304,741. Bilangan Reynolds yang diperoleh berkisar antara 245,392 hingga 708,225. Nilai bilangan Froude untuk kedua flokulator berkisar antara 0,030 hingga 0,064. Angka kecepatan gerusan pada flokulator berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 0,026 hingga 0,033 cm/detik, dan antara 0,020 hingga 0,025 cm/detik untuk flokulator berbentuk persegi panjang. Waktu detensi aktual untuk kedua flokulator lebih kecil jika dibandingkan dengan waktu detensi teoritisnya.

Kata kunci : aliran melalui media kelereng, flokulator berbentuk setengah lingkaran, flokulator berbentuk persegi panjang, saluran terbuka

1. Pendahuluan

Teori oleh Camp & Stein menyebutkan bahwa faktor yang sangat berpengaruh dalam proses

flokulasi adalah nilai G_{td} (kecepatan hidrolis x waktu detensinya), dimana untuk mendapatkan hasil flokulasi yang baik harus memenuhi harga

G_{td} pada kisaran nilai tertentu. Akan tetapi dalam flokulasi melalui media berbutir dengan nilai G_{td} yang relatif lebih rendah dari yang disyaratkan telah dapat dihasilkan proses flokulasi yang baik. Hal ini ditandai dengan persentasi penurunan kekeruhan yang besar dan kualitas flok yang dihasilkan. Diasumsikan ada faktor lain selain G_{td} yang berperan dalam efektifitas suatu flokulasi.

Setiap saluran mempunyai elemen geometri masing-masing yang ditentukan oleh bentuk penampang saluran tersebut. Elemen geometri merupakan elemen penting yang mempengaruhi gerakan aliran pada saluran (Klara, S. 2008).

Menurut Smoluchoski, fenomena pembentukan flok pada proses flokulasi terjadi karena gerakan aliran yang memungkinkan adanya tumbukan antar partikel koloid sehingga terbentuk flok yang lebih besar. Apabila gerakan aliran pada lintasan berbeda untuk setiap bentuk penampang saluran, maka terdapat kemungkinan bahwa faktor bentuk penampang suatu saluran akan berpengaruh pada hasil

flokulasi. Kemungkinan adanya pengaruh bentuk penampang saluran terhadap proses flokulasi akan diamati dalam penelitian yang menggunakan dua buah saluran yang mempunyai bentuk penampang yang berbeda sebagai flokulator dengan media berbutir yang sama untuk kedua flokulator tersebut.

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mengetahui kinerja kedua reaktor yang mempunyai perbedaan bentuk penampang saluran dengan media kelereng dalam aplikasinya sebagai flokulator, mengetahui nilai faktor hidrodinamika reaktor yang diamati dalam proses flokulasi pada kedua reaktor yang mempunyai perbedaan bentuk penampang saluran. Selain itu penelitian ini juga bertujuan untuk mengetahui perbandingan efektivitas kinerja reaktor menggunakan saluran terbuka berbentuk setengah lingkaran dengan saluran terbuka berbentuk persegi panjang dalam aplikasinya sebagai flokulator.

2. Metode Penelitian

Flokulator yang digunakan dalam percobaan ini berupa pipa

PVC diameter 3 inci yang dibelah setengah bagian, sehingga berfungsi sebagai aliran terbuka. Panjang pipa adalah 10 m dan pada badan flokulator terdapat titik-titik pengukuran tekanan yang dihubungkan dengan papan berskala. Pipa diletakkan sedemikian rupa di atas penopang kayu dengan ketinggian sekitar 30 cm dan kemiringan 0,0045 cm/cm. Selain itu juga digunakan talang air dari besi dengan ukuran 1000 x 8 x 3 cm sebagai saluran terbuka berbentuk persegi panjang yang diposisikan sedemikian rupa sehingga mempunyai ketinggian dan kemiringan yang sama dengan flokulator pipa PVC 3 inci.

Kelereng dengan diameter 1,5 cm dijadikan sebagai media pada flokulator dan ditempatkan di dalam flokulator sampai penuh sehingga aliran air yang melaluinya merupakan aliran berliku. Pada jarak

0,5, 1, 2, 3, 5, dan 10 meter terdapat rongga untuk mengambil sampel.

Air baku ditempatkan di dalam bak penampung untuk dimasukkan pada bak koagulasi. Koagulan dengan dosis tertentu dimasukkan ke dalam bak koagulasi dengan cara injeksi manual.

Parameter untuk penelitian menggunakan air baku buatan adalah kekeruhan, temperatur, dan pH. Sedangkan untuk flokulasi menggunakan air baku alami ditambahkan dengan pengukuran parameter zat organik dan TSS (*Total Suspended Solid*). Parameter hidrolis yang diamati adalah kehilangan tekanan pada jarak 0,5 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, dan 10 meter, bilangan Reynolds, gradient kecepatan, bilangan Froude serta kecepatan gerusan.

Dalam suatu sistem flokulasi, menurut Camp dan Stein gradien kecepatan dinyatakan dalam (Armundito, E. 2001) :

$$G = \sqrt{\frac{\varepsilon}{\mu}} = \sqrt{\frac{P}{\mu C}}$$

keterangan :

G = gradien kecepatan (detik⁻¹)

- P = tenaga yang dapat ditimbulkan (kw/hp)
- μ = kekentalan absolut (cm²/detik)
- C = kapasitas atau volume sistem (cm³)
- ε = total daya yang ditimbulkan per satuan massa cairan

Kehilangan tekanan (h) reaktor hidrolis dengan aliran melalui media berbutir, untuk kondisi aliran

laminer dapat dihitung dengan persamaan Carman-Kozeny sebagai berikut (Notodarmojo, 1998) :

$$h = \frac{k}{g} v \cdot v_d \frac{(1 - n)^2 (6)^2}{n^3 \psi_d^2} L$$

keterangan :

- k = koefisien Kozeny, tak berdimensi
- v = kekentalan kinematik (m²/detik)
- n = porositas
- v_d = kecepatan Darcy (m/detik)
- ψ = faktor sperisitas, tak berdimensi
- d = diameter media rata-rata (m)
- L = panjang media dimana air mengalir (m)
- g = kecepatan gravitasi (m/detik²)

Apabila suatu aliran terbuka mempunyai nilai bilangan Reynolds kurang dari 500, maka aliran tersebut adalah laminar, sedangkan apabila nilai bilangan Reynolds aliran terbuka tersebut lebih dari 12500, maka aliran tersebut merupakan

aliran turbulen. Aliran yang mempunyai bilangan Reynolds diantara 500 dan 12500 maka alirannya dinamakan aliran transisi. Bilangan Reynolds dihitung dengan (Reynold, 2004) :

$$Nre = \frac{\rho dV}{v} = \frac{d \cdot V}{v}$$

Dalam aliran pada saluran terbuka panjang karakteristik disamakan dengan kedalaman

hidrolik. Sehingga untuk aliran saluran terbuka angka Froude adalah (Metcalf & Eddy, 2004):

$$F_R = \frac{V}{\sqrt{g \cdot D}}$$

keterangan :

- F_R = bilangan Froude (tidak mempunyai satuan)

- V = kecepatan rata-rata aliran (cm/detik)
- g = gaya gravitasi (cm/detik²)
- L = panjang karakteristik (cm)
- D = kedalaman hidrolis (cm)

Proses pengendapan partikel berlangsung dengan baik apabila aliran dalam keadaan tenang (laminer). Kecepatan horizontal aliran hendaknya tidak melebihi

kecepatan gerusan agar partikel yang telah mengendap tidak tergerus dan melayang lagi. Besarnya kecepatan horizontal dipengaruhi oleh luas penampang saluran dan debit aliran (McConnachie, 1999).

$$V_h = \frac{Q}{A_c}$$

keterangan :

- V_h = kecepatan horizontal (cm/detik)
- Q = debit aliran (cm³/detik)
- A_c = luas penampang saluran (cm²)

Variabel yang digunakan berupa debit dan bentuk flokulator. Debit yang digunakan sebagai variabel adalah 2,2 liter/menit, 2 liter/menit, 1,7 liter/menit, 1,5 liter/menit, dan 1 liter/menit. Sedangkan untuk variabel bentuk menggunakan dua buah bentuk flokulator yang berbeda, yakni flokulator berbentuk setengah lingkaran, dan flokulator berbentuk persegi panjang.

Air baku ditempatkan di dalam bak penampung. Kemudian pompa air yang berada di dalam bak penampung memompa air naik

sampai pada ketinggian 1,95 meter melalui pipa yang dilengkapi dengan kran. Ketika kran dibuka maka air akan masuk ke dalam bak koagulasi dan terjadi pengadukan secara hidrolis. Dengan dibantu oleh daya pengadukan serta penambahan koagulan PAC dengan dosis tertentu, maka diharapkan akan terjadi proses koagulasi di dalam bak tersebut.

Air baku yang sudah melalui proses koagulasi dimasukkan dari inlet dengan debit tertentu dan dialirkan disepanjang pipa dan talang yang telah diberi media kelereng dan berfungsi sebagai flokulator. Aliran

melalui media kelereng yang berliku memungkinkan terjadinya tumbukan antara partikel yang lebih besar, sehingga diharapkan pembentukan flok akan menjadi efektif.

Setelah aliran stabil, yaitu minimal dua kali waktu detensi pada proses koagulasi, dilakukan pengukuran tinggi muka air di rongga-rongga pengukuran pada flokulator dan pengamatan kehilangan tekan aktual pada papan piezometer. Selain itu juga dilakukan pengambilan sampel pada titik-titik tertentu untuk melakukan uji parameter. Percobaan diulangi untuk setiap debit dan bentuk flokulator yang berbeda. Pada setiap debit dan bentuk flokulator yang sama dilakukan percobaan dua kali (*duplo*) agar hasil penelitian dapat dirata-ratakan untuk mendapatkan data hasil penelitian yang lebih akurat untuk analisis faktor hidrodinamika, terkecuali untuk hasil penelitian menggunakan air baku alami.

3. Hasil dan Pembahasan

3.1 Persentase Penurunan Kekeruhan

Persentase penurunan kekeruhan untuk tiap bentuk flokulator, debit, dan titik pengamatan dari proses flokulasi ditunjukkan pada Tabel 1. Terlihat bahwa persentase penurunan kekeruhannya relatif besar, yaitu lebih dari 90% pada jarak 0,5 meter pertama, sedangkan pada jarak 10 meter dapat mencapai lebih dari 98%. Nilai rata-rata persentase penyisihan kekeruhan terbesar ditunjukkan pada debit 2 liter/menit untuk flokulator berbentuk persegi panjang, yakni sebesar 98,02%. Nilai rata-rata persentase penyisihan kekeruhan terkecil terjadi pada debit 1 liter/menit untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran, yakni sebesar 93,25%.

Bentuk flokulator setengah lingkaran yang melengkung menyebabkan bagian atas dari garis tengah flokulator tersebut tidak simetris dengan bagian bawah. Hal ini menyebabkan perbedaan luas flokulator antara bagian atas dan bagian bawah yang juga

berpengaruh terhadap kecepatan aliran pada kedua bagian flokulator tersebut. Tidak homogenya kecepatan aliran akan berpengaruh terhadap pembentukan flok karena tumbukan antar flok-flok kecil yang terbentuk pada proses koagulasi tidak terjadi secara merata.

Berbeda dengan aliran pada flokulator berbentuk persegi panjang yang bagian atas dari garis tengahnya simetris dengan bagian bawah sehingga luas dan kecepatan aliran antara kedua bagian tersebut adalah sama. Homogenitas kecepatan aliran pada flokulator berbentuk persegi panjang akan menyebabkan tumbukan antar flok kecil terjadi

secara merata. Hal tersebut diduga sebagai faktor yang menyebabkan didapatkannya hasil penurunan kekeruhan yang berbeda antara flokulator berbentuk setengah lingkaran dengan flokulator berbentuk persegi panjang.

Perbedaan bentuk antara kedua buah flokulator berpengaruh terhadap penurunan kekeruhan. Demikian pula dengan variasi debit, perbedaan debit yang diberikan pada proses flokulasi juga berpengaruh terhadap hasil penurunan kekeruhan. Hal tersebut dibuktikan dengan uji statistik menggunakan metode anova dua arah.

Tabel 1. Tabel Persentase Penurunan Kekeruhan Untuk Tiap Bentuk Flokulator

Bentuk Flokulator	Debit (L/mnt)	Kekeruhan Awal (NTU)	Penurunan Kekeruhan (%)					
			Titik 1	Titik 2	Titik 3	Titik 4	Titik 5	Titik 6
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Setengah Lingkaran	1	284,00	90,37	91,69	93,33	93,45	94,67	95,98
	1.5	249,00	96,63	96,75	97,13	97,17	97,99	98,31
	1.7	315,00	94,71	95,44	95,76	96,82	97,51	98,53
	2	285,50	94,89	95,71	95,97	96,30	96,68	97,76
	2.2	314,50	94,12	95,44	95,77	96,04	96,15	97,06
Persegi Panjang	1	177,00	94,81	95,80	96,04	96,29	97,10	97,42
	1.5	169,00	95,50	95,91	96,66	96,94	97,04	97,24
	1.7	109,80	90,70	92,14	93,43	93,84	94,34	95,22
	2	216,50	97,67	97,87	97,99	98,03	98,21	98,35
	2.2	186,50	95,97	96,10	96,56	96,73	97,10	97,56

Nilai G, Gtd dan Bilangan Reynolds

Nilai G untuk reaktor berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 40,700 hingga 125,688/detik, dan untuk flokulator berbentuk persegi panjang berkisar antara 33,035 hingga 166,752/detik. Tingginya nilai G yang dimiliki oleh kedua buah flokulator yang berbeda bentuk ini dikarenakan nilai waktu detensi yang kecil pada kedua flokulator tersebut. Nilai Gtd untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 306,464 hingga 15688,106, dan untuk flokulator berbentuk persegi panjang berkisar antara 700,357 hingga 25304,741. Sebagian nilai Gtd pada penelitian ini tidak memenuhi syarat karena waktu detensinya dibawah nilai yang disyaratkan untuk proses flokulasi.

Nilai G dan Gtd yang dimiliki oleh kedua flokulator ini tidak memenuhi

nilai seperti yang disyaratkan, akan tetapi proses flokulasi melalui media kelereng untuk kedua flokulator tersebut telah dapat menghasilkan flok yang baik. Hal ini terjadi karena kelereng yang digunakan sebagai media untuk penelitian ini berperan sebagai pengaduk pada proses flokulasi mempunyai jarak yang rapat antara satu dengan yang lainnya.

Bilangan Reynolds untuk tiap bentuk flokulator dan titik pengamatan ditunjukkan pada Tabel 3. Bilangan Reynolds untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 511,692 hingga 708,225, dan untuk flokulator berbentuk persegi panjang berkisar antara 245,392 hingga 442,282. Aliran pada flokulator berbentuk setengah lingkaran merupakan aliran transisi, sedangkan untuk aliran pada flokulator berbentuk persegi panjang

Tabel 2. Tabel Nilai G dan Gtd Untuk Masing-masing Bentuk Flokulator

Debit (liter/menit)	Jarak (m)	Flokulator Setengah Lingkar		Flokulator Persegi Panjang	
		G (/detik)	Gtd	G (/detik)	Gtd
1	0,5	77,438	317,497	104,418	941,849
	1	92,957	991,850	110,544	2224,140
	2	74,214	2070,571	80,974	3567,707
	3	70,765	3040,074	59,311	6839,783
	5	55,411	6433,790	47,866	12456,115
	10	40,700	14951,187	33,035	25304,741
1,5	0,5	77,344	317,884	90,985	810,676
	1	107,375	915,910	93,254	1647,807
	2	87,072	1906,000	75,311	2856,561
	3	72,356	3143,141	51,826	6167,274
	5	67,532	6098,167	51,753	11045,548
	10	47,646	15222,560	34,937	24630,693
1,7	0,5	72,950	337,030	134,456	960,012
	1	86,316	854,528	108,501	1869,466
	2	80,470	1985,991	73,893	3493,666
	3	68,983	3207,715	69,042	4985,523
	5	68,364	5934,032	54,595	10132,773
	10	49,057	14784,828	37,559	22911,156
2	0,5	74,331	330,771	143,139	944,716
	1	109,408	1123,617	145,801	1475,511
	2	83,121	2070,542	84,162	3286,509
	3	74,259	3393,658	75,304	4570,949
	5	70,826	6508,883	56,650	9982,223
	10	52,893	15688,106	38,457	22535,979
2,2	0,5	80,226	306,464	166,752	700,357
	1	125,688	1075,886	150,234	1227,410
	2	98,317	2125,619	96,636	2480,637
	3	77,170	3345,317	75,055	4340,428
	5	70,385	6112,966	71,150	8466,157
	10	56,737	15058,583	47,651	20251,740

Tabel 3. Tabel Nilai NRe Untuk Masing-masing Bentuk Flokulator

Debit (liter/menit)	Jarak (m)	Flokulator Setengah Lingkaran		Flokulator Persegi Panjang	
		Vpori (cm/detik)	Nre	Vpori (cm/detik)	Nre
1	0,5	2,722	511,692	1,305	245,392
	1	2,722	511,692	1,305	245,392
	2	2,722	511,692	1,305	245,392
	3	2,722	511,692	1,305	245,392
	5	2,722	511,692	1,305	245,392
	10	2,722	511,692	1,305	245,392
1,5	0,5	3,130	588,344	1,418	266,624
	1	3,130	588,344	1,418	266,624
	2	3,130	588,344	1,418	266,624
	3	3,130	588,344	1,418	266,624
	5	3,130	588,344	1,418	266,624
	10	3,130	588,344	1,418	266,624
1,7	0,5	3,318	623,697	1,639	308,147
	1	3,318	623,697	1,639	308,147
	2	3,318	623,697	1,639	308,147
	3	3,318	623,697	1,639	308,147
	5	3,318	623,697	1,639	308,147
	10	3,318	623,697	1,639	308,147
2	0,5	3,372	633,749	1,706	320,768
	1	3,372	633,749	1,706	320,768
	2	3,372	633,749	1,706	320,768
	3	3,372	633,749	1,706	320,768
	5	3,372	633,749	1,706	320,768
	10	3,372	633,749	1,706	320,768
2,2	0,5	3,768	708,225	2,353	442,282
	1	3,768	708,225	2,353	442,282
	2	3,768	708,225	2,353	442,282
	3	3,768	708,225	2,353	442,282
	5	3,768	708,225	2,353	442,282
	10	3,768	708,225	2,353	442,282

Nilai Bilangan Froude dan Kecepatan Gerusan

Hasil perhitungan bilangan Froude untuk masing-masing bentuk flokulator, debit, dan titik pengamatan dapat dilihat pada Tabel 5 dan 6. Berdasarkan hasil perhitungan, bilangan Froude untuk kedua flokulator menunjukkan bahwa jenis aliran yang terjadi pada kedua

flokulator tersebut merupakan aliran subkritis. Aliran subkritis mengindikasikan bahwa gaya gravitasi lebih mempengaruhi aliran pada kedua flokulator dibandingkan dengan gaya inersia, dan aliran pada kedua flokulator merupakan aliran yang tenang.

Berdasarkan Tabel 7 diketahui bahwa kecepatan horizontal kedua saluran lebih kecil jika dibandingkan dengan kecepatan gerusan (*scouring velocity*). Berdasarkan literatur, maka partikel flok yang telah terbentuk pada kedua flokulator dapat mengendap di dasar saluran dengan baik.

Berdasarkan hasil perhitungan bilangan Froude dan kecepatan gerusan dapat diketahui bahwa pengendapan flok yang terbentuk dapat terjadi di setiap titik pengamatan. Hal tersebut dikarenakan

aliran di sepanjang flokulator adalah aliran searah yang tenang yang mempunyai kecepatan rata-rata dibawah kecepatan gerusan. Flok-flok yang terbentuk disepanjang flokulator tidak melayang kembali oleh adanya aliran, sehingga flok yang mengendap pada titik pengamatan benar-benar merupakan flok-flok yang terbentuk pada titik tersebut dan bukan merupakan flok-flok yang terbawa oleh aliran dan menumpuk pada titik pengamatan selanjutnya.

Tabel 5. Tabel Nilai Bilangan Froude untuk Flokulator Berbentuk Setengah Lingkaran

Bentuk Flokulator	Debit (liter/menit)	Titik	V (cm/detik)	D (cm)	g (cm/detik)	Fr
Setengah Lingkaran	1	0,5	2,722	1,900	981	0,063
		1	2,722	1,900	981	0,063
		2	2,722	2,150	981	0,059
		3	2,722	2,300	981	0,057
		5	2,722	2,500	981	0,055
		10	2,722	2,500	981	0,055
	1,5	0,5	3,130	2,550	981	0,063
		1	3,130	3,050	981	0,057
		2	3,130	3,200	981	0,056
		3	3,130	3,350	981	0,055
		5	3,130	3,350	981	0,055
		10	3,130	3,600	981	0,053
	1,7	0,5	3,318	2,750	981	0,064
		1	3,318	2,950	981	0,062
		2	3,318	3,250	981	0,059
		3	3,318	3,400	981	0,057
		5	3,318	3,650	981	0,055
		10	3,318	3,750	981	0,055
	2	0,5	3,372	3,150	981	0,061
		1	3,372	3,525	981	0,057
		2	3,372	3,675	981	0,056
		3	3,372	3,700	981	0,056
		5	3,372	3,800	981	0,055
		10	3,372	3,800	981	0,055

Tabel 6. Tabel Nilai Bilangan Froude untuk Flokulator Berbentuk Persegi Panjang

Bentuk Flokulator	Debit (liter/menit)	Titik	V (cm/detik)	D (cm)	g (cm/detik)	Fr
Persegi Panjang	1	0,5	1,305	1,800	981	0,031
		1	1,305	1,700	981	0,032
		2	1,305	1,900	981	0,030
		3	1,305	1,950	981	0,030
		5	1,305	2,050	981	0,029
		10	1,305	2,050	981	0,029
	1,5	0,5	1,418	1,950	981	0,032
		1	1,418	2,100	981	0,031
		2	1,418	2,250	981	0,030
		3	1,418	2,150	981	0,031
		5	1,418	2,150	981	0,031
		10	1,418	2,250	981	0,030
	1,7	0,5	1,639	2,300	981	0,035
		1	1,639	2,350	981	0,034
		2	1,639	2,350	981	0,034
		3	1,639	2,400	981	0,034
		5	1,639	2,450	981	0,033
		10	1,639	2,450	981	0,033
	2	0,5	1,706	2,300	981	0,036
		1	1,706	2,350	981	0,036
		2	1,706	2,400	981	0,035
		3	1,706	2,550	981	0,034
		5	1,706	2,550	981	0,034
		10	1,706	2,350	981	0,036
2,2	0,5	2,353	2,450	981	0,048	
	1	2,353	2,450	981	0,048	
	2	2,353	2,550	981	0,047	
	3	2,353	2,650	981	0,046	
	5	2,353	2,550	981	0,047	
	10	2,353	2,500	981	0,048	

Tabel 7. Tabel Kecepatan Horizontal dan Kecepatan Gerusan pada Flokulator Berbentuk Setengah Lingkaran dan Persegi Panjang

Bentuk Flokulator	Debit (liter/menit)	A (cm)	Zc	Rm	Rf	Vh (cm/detik)	S (cm/detik)
Setengah Lingkaran	1	11,86	0,355	0,547	0,934	0,001	0,033
	1,5					0,001	0,029
	1,7					0,001	0,028
	2					0,001	0,027
	2,2					0,002	0,026
Persegi Panjang	1	8,000	0,355	1,292	1,548	0,002	0,025
	1,5					0,003	0,022
	1,7					0,004	0,022
	2					0,004	0,021
	2,2					0,005	0,020

Waktu Detensi

Berdasarkan hasil penelitian waktu detensi aktual lebih kecil daripada waktu detensi teoritisnya. Hal tersebut mengindikasikan adanya lintasan pendek yang terjadi karena aliran air tidak seluruhnya melalui pori-pori

media berbutir, tetapi sebagian melalui dinding flokulator yang pori-porinya lebih besar dari pori-pori rata-rata media berbutir, sehingga alirannya menjadi lebih cepat.

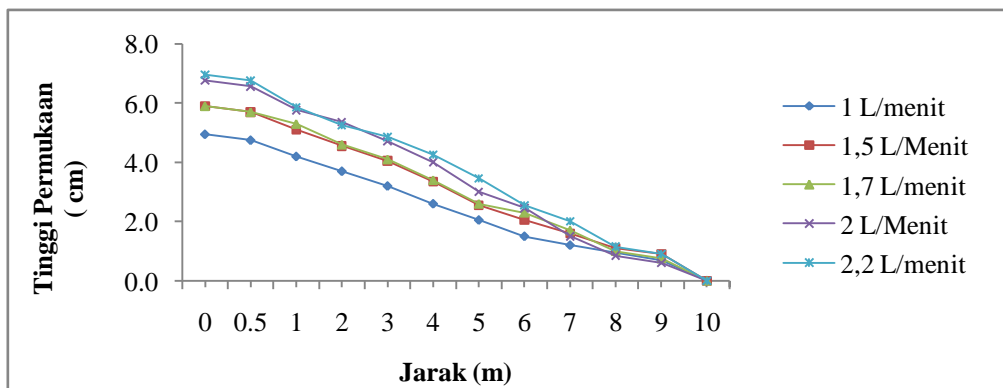
Tabel 8. Tabel Perbandingan Waktu Detensi Teoritis dan Aktual Untuk Tiap Bentuk Flokulator

Bentuk Flokulator	Debit (L/Menit)	Volume Total (Liter)	td Teoritis (Menit)	td Aktual (Menit)
Setengah Lingkaran	1	12,219	12,219	6,123
	1,5	19,732	13,154	5,325
	1,7	20,869	12,276	5,023
	2	22,203	11,102	4,943
	2,2	22,669	10,304	4,424
Persegi Panjang	1	17,955	17,955	12,767
	1,5	19,778	13,185	11,750
	1,7	21,803	12,825	10,167
	2	21,713	10,856	9,767
	2,2	22,725	10,330	7,083

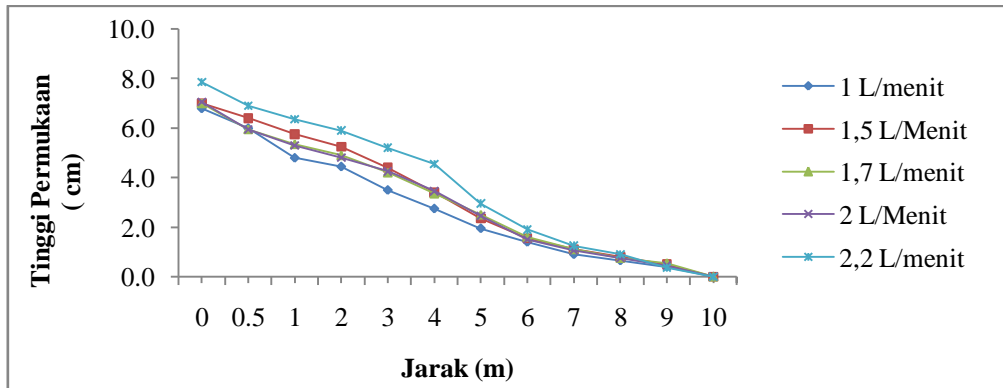
Kehilangan Tekan

Grafik permukaan papan piezometris dan untuk masing-masing bentuk flokulator dapat dilihat pada Gambar 1 dan 2. Terlihat bahwa semakin jauh jarak maka permukaan piezometris akan

semakin mengecil. Hal tersebut dikarenakan adanya media kelereng yang menyebabkan terjadinya kehilangan tekan disepanjang flokulator.



Gambar 1. Gambar Grafik Perubahan Piezometris untuk Flokulator Berbentuk Setengah Lingkaran

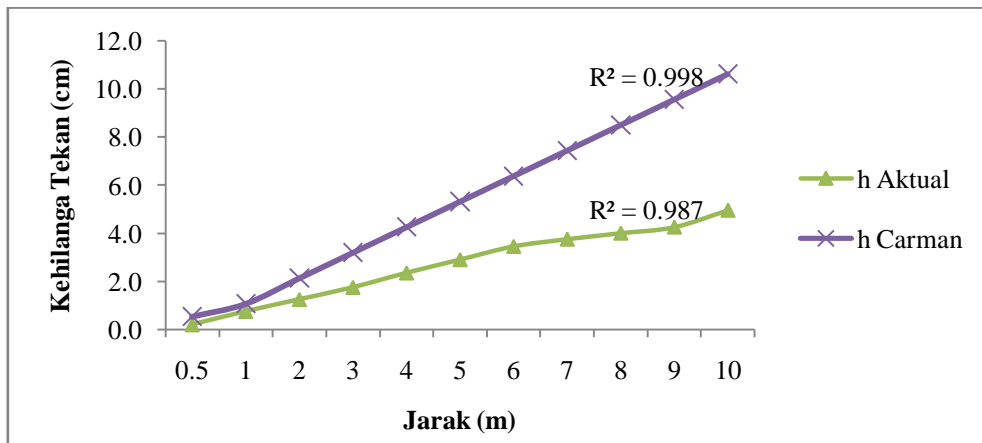


Gambar 2. Gambar Grafik Perubahan Piezometris untuk Flokulator Berbentuk Persegi Panjang

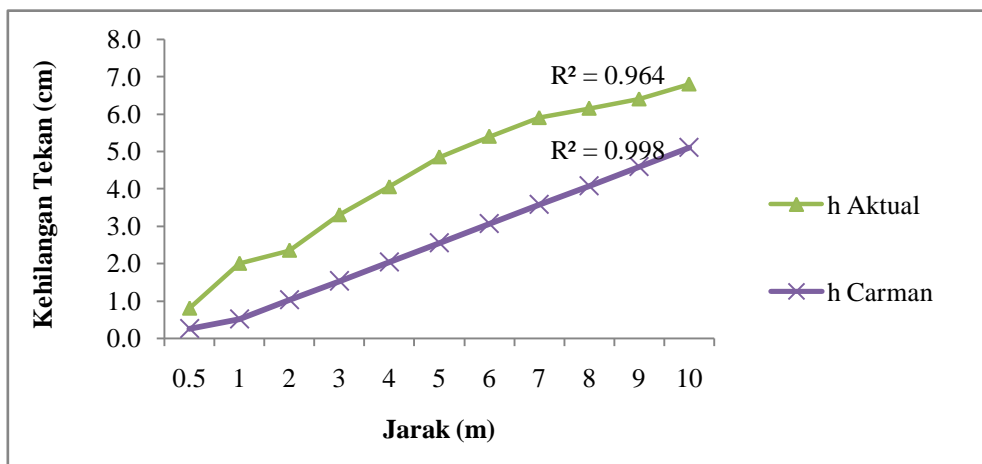
Perbandingan kehilangan tekan aktual dengan kehilangan tekan teoritis dapat dilihat pada Gambar 3 dan Gambar 4. Gambar grafik ini menggunakan data kehilangan tekan teoritis dan kehilangan tekan aktual dari flokulator berbentuk persegi panjang dan setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit (untuk grafik dan perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada lampiran 2). Kehilangan tekan aktual pada flokulator berbentuk setengah lingkaran mempunyai nilai yang lebih kecil daripada nilai kehilangan tekan teoritis Carman -

Kozeny. Kehilangan tekan yang lebih kecil ini disebabkan oleh banyaknya fenomena lintasan pendek dalam flokulator sehingga aliran pada flokulator akan lebih cepat.

Nilai rata-rata kehilangan tekan aktual pada flokulator berbentuk persegi panjang mempunyai nilai yang lebih besar daripada nilai kehilangan tekan teoritis Carman - Kozeny. Hal tersebut dikarenakan pada lintasan flokulator persegi panjang fenomena lintasan pendek relatif lebih sedikit sehingga aliran pada flokulator akan lebih lambat.



Gambar 3. Gambar Grafik Perbandingan Kehilangan Tekan Teoritis dan Aktual untuk Flokulator Berbentuk Setengah Lingkaran dengan Debit 1 liter/menit



Gambar 4. Gambar Grafik Perbandingan Kehilangan Tekan Teoritis dan Aktual untuk Flokulator Berbentuk Persegi Panjang dengan Debit 1 liter/menit

Flokulasi Menggunakan Air Baku Alami

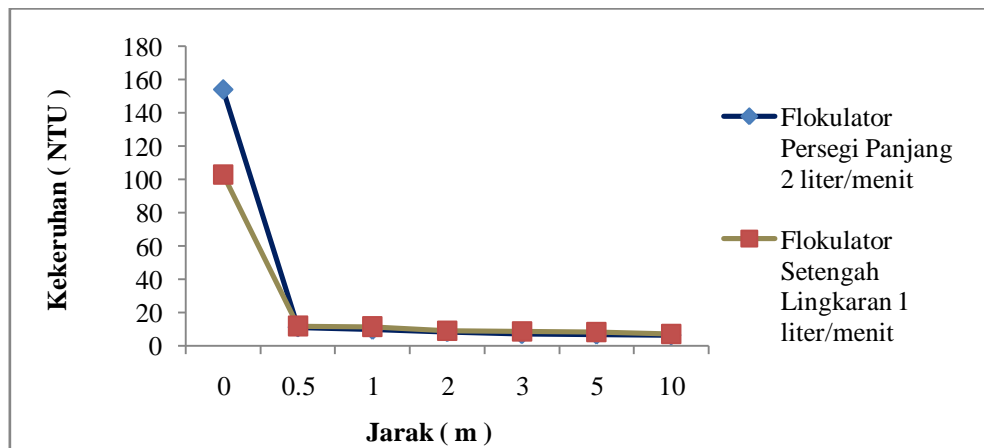
Kekeruhan awal untuk air baku alami yang diambil dari air Sungai Martapura yang digunakan pada flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit adalah 103,00 NTU dan untuk flokulator persegi panjang dengan debit 2 liter/menit adalah 154 NTU. Kadar

organik air baku alami pada flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit adalah 28,46 mg/liter KMnO_4 dan untuk flokulator persegi panjang dengan debit 2 liter/menit adalah 26,13 mg/liter KMnO_4 .

Grafik penurunan kekeruhan pada tiap jarak pengamatan ditunjukkan pada Gambar 5. Nilai rata-rata persentase

penyisihan kekeruhan yang terjadi pada flokulator berbentuk persegi panjang dengan debit 2 liter/menit mencapai 94,49%. Adapun nilai rata-rata

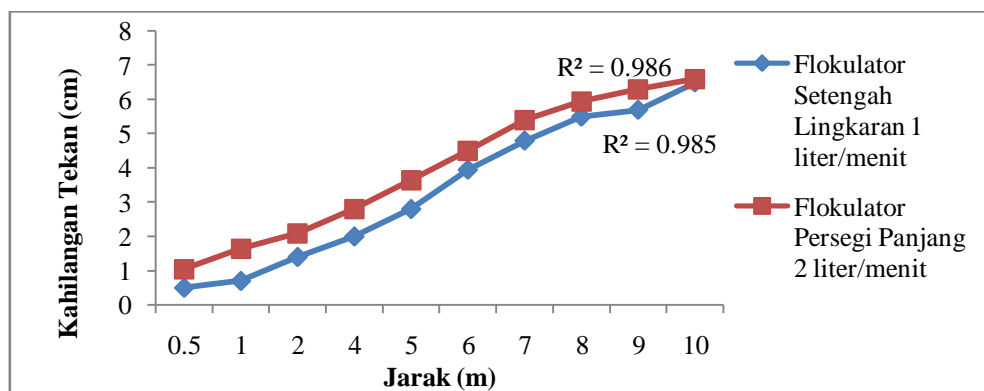
persentase penyisihan kekeruhan yang terjadi pada flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit adalah 90,72%.



Gambar 5. Gambar Grafik Hubungan Penurunan Kekeruhan Terhadap Jarak

Grafik yang menunjukkan kehilangan tekanan pada kedua kondisi dapat dilihat pada Gambar 6. Kehilangan tekanan yang terjadi pada flokulator persegi panjang dengan debit 2 liter/menit lebih besar jika dibandingkan dengan nilai kehilangan tekan yang terjadi pada

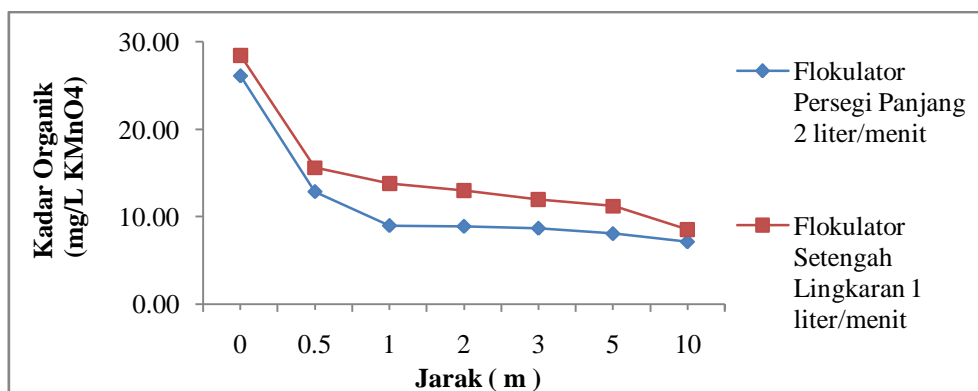
flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit. Hal tersebut dikarenakan debit yang digunakan pada flokulator berbentuk persegi panjang lebih besar daripada debit yang digunakan pada flokulator setengah lingkaran.



Gambar 6. Gambar Grafik Kehilangan Tekan Sepanjang Flokulator

Grafik penurunan kadar organik pada tiap titik pengamatan dapat dilihat pada Gambar 7. Nilai persentase penurunan kadar organik pada flokulator berbentuk persegi panjang dengan debit 2 liter/menit mencapai 65,23%. Nilai rata-rata persentase penurunan kadar organik

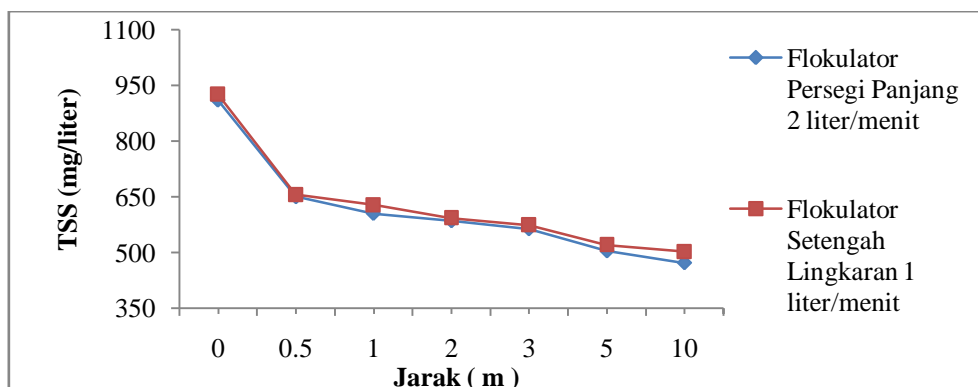
yang terjadi pada flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit adalah 57,90%. Penurunan kadar zat organik mempunyai profil grafik yang sama dengan penurunan kekeruhan karena zat organik tersebut ikut terikat dengan flok yang terendap.



Gambar 7. Gambar Grafik Hubungan Penurunan Zat Kadar Organik Terhadap Jarak

Grafik penurunan kadar TSS (*Total Suspended Solid*) pada tiap titik pengamatan diperlihatkan pada Gambar 8. Nilai persentase penurunan kadar TSS pada flokulator berbentuk persegi panjang dengan debit 2 liter/menit

mencapai 38,10%. Adapun nilai rata-rata persentase penurunan kadar TSS yang terjadi pada flokulator setengah lingkaran dengan debit 1 liter/menit adalah 37,49%.



Gambar 8. Gambar Grafik Hubungan Kadar TSS Terhadap Jarak

4. Kesimpulan dan Saran

4.1 Kesimpulan

1. Saluran setengah lingkaran dan persegi panjang mempunyai kinerja yang baik sebagai flokulator. Hal tersebut ditunjukkan dengan nilai rata-rata persentase penyisihan kekeruhan sebesar 95,80% untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran, dan 96,15% untuk flokulator berbentuk persegi panjang untuk air baku buatan, sedangkan untuk penyisihan kekeruhan pada air baku alami mencapai 94,49%, kadar organik 65,23% dan TSS mencapai 38,10%.

2. Nilai G pada penelitian ini antara 40,700 hingga 125,688/detik untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran, dan 33,035 hingga 166,752/detik untuk flokulator berbentuk persegi panjang. Nilai bilangan Reynolds berkisar antara 517,692 hingga 708,225 untuk flokulator berbentuk setengah lingkaran, dan 245,392 hingga 442,282 untuk flokulator berbentuk persegi panjang. Angka kehilangan tekan yang terjadi pada flokulator berbentuk setengah lingkaran berkisar antara 0,20 hingga 6,95 cm, dan 0,60 hingga 7,85

cm untuk flokulator berbentuk persegi panjang. Nilai bilangan Froude berkisar antara 0,053 hingga 0,064 untuk flokulator setengah lingkaran, dan 0,030 hingga 0,048 untuk flokulator persegi panjang. Adapun nilai kecepatan gerusan untuk flokulator setengah lingkaran berkisar antara 0,026 hingga 0,033 cm/detik, sedangkan untuk flokulator persegi panjang antara 0,020 sampai dengan 0,025 cm/detik.

3. Nilai rata-rata persentase penyisihan kekeruhan terbesar terjadi pada flokulator berbentuk persegi panjang untuk nilai G_{td} antara 944,716 sampai dengan 22.535,979 dengan debit 2 liter/menit. Adapun nilai rata-rata persentase penyisihan kekeruhan terkecil terjadi pada flokulator berbentuk setengah lingkaran untuk nilai G_{td} antara 941,849 sampai dengan 25.304,741 dengan debit 1 liter/menit.

4.2 Saran

Penelitian selanjutnya dapat meneliti variabel-variabel lain yang diduga berpengaruh terhadap proses flokulasi. Penelitian selanjutnya juga dapat menggunakan parameter maupun skala penelitian yang berbeda. Fasilitas penunjang penelitian harus dipersiapkan

dengan mempertimbangkan keakuratan hasil penelitian itu sendiri.

Daftar Pustaka

Klara, S. 2008. *Mekanika fluida*. Buku Ajar Teknik. Universitas Hasanudin. Makasar.

Armundito, E. 2001. *Hidrodinamika Reaktor Media Berbutir Dalam Aplikasinya Sebagai Flokulator*. Tesis Megister. Teknik Lingkungan. ITB. Bandung.

McConnachie, G. L. and Liu, J. 1999. *Design of Baffled Hydraulic Channels for Turbulenced-Induced Flocculation*. Departement of Civil and Enviromental

Engineering. University of Edinburgh. Edinburgh.

Metcalf & Eddy, 2004. *Wastewater Engineering : Treatment and Reuse*. Fourth Edition, McGraw-Hill Book Co. Singapore.

Notodarmojo S, Satyanegara, dan Donny R. 1998. *Koagulasi-Flokulasi Dalam Media Berbutir Dalam Sistem Aliran Tertutup*. Jurnal Teknik Lingkungan. Teknik Lingkungan ITB. Bandung.

Reynolds and Richard, 1995. *Unit Operations and Processes in Environmental Engineering*. Second Edition. Pws Publishing Company. International Thompson Publishing. Boston.