



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH LAJU ALIR UMPAN DAN JUMLAH SERAT
PADA PENYISIHAN AMONIA DARI AIR LIMBAH
MENGUNAKAN PROSES GABUNGAN MEMBRAN,
REAKTOR HIBRIDA OZON-PLASMA, DAN OZONATOR**

SKRIPSI

**YUNIAR NURAENI
0906604470**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH LAJU ALIR UMPAN DAN JUMLAH SERAT
PADA PENYISIHAN AMONIA DARI AIR LIMBAH
MENGUNAKAN PROSES GABUNGAN MEMBRAN,
REAKTOR HIBRIDA OZON-PLASMA, DAN OZONATOR**

SKRIPSI

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh
gelar Sarjana Teknik Kimia**

**YUNIAR NURAENI
0906604470**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

**Makalah skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri,
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar.**

Nama : Yuniar Nuraeni

NPM : 0906604470

Tanda Tangan :



Tanggal : 28 Juni 2012

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh:

Nama : Yuniar Nuraeni
NPM : 0906604470
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pengaruh Laju Alir Umpan dan Jumlah Serat Membran Pada Pelepasan Amonia dari Air Limbah Menggunakan Proses Gabungan Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator.

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Prof. Ir. Sutrisno Karohardjono, MSc., PhD

Penguji I : Eva Fatmahan Karamah, ST, MT

Penguji II : Dr. Ing. Donni Adinata, ST, M.Eng.Sc

Penguji III : Dr. Ir. Setiadi, M.Eng

Ditetapkan di : Depok
Tanggal : 28 Juni 2012

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT, karena berkat rahmat dan hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan makalah skripsi dengan tepat waktu. Dalam kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada Prof. Ir. Sutrasno., Msc., PhD selaku pembimbing yang telah meluangkan waktu dan memberikan bimbingan serta arahan selama proses penyusunan makalah seminar ini. Selain itu juga penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia.
2. Dr. Ir. Setiadi M.Eng selaku pembimbing akademik penulis.
3. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Kimia yang telah memberikan ilmu serta bantuan dalam penyusunan makalah seminar.
4. Kedua orang tua, dan keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan.
5. Puji Lestari Handayani dan Seswila Deflin yang telah menjadi teman sepejuangan dalam menyusun makalah seminar.
6. Seluruh pihak yang telah berkontribusi dan membantu proses penyusunan makalah seminar ini.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga skripsi ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu.

Depok, Juni 2012

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Yuniar Nuraeni
NPM : 0906604470
Program Studi : Teknik Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Skripsi

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty Free Right*)** atas karya ilmiah yang berjudul:

“Pengaruh Laju Alir Umpan dan Jumlah Serat Membran Pada Penyisihan Amonia dari Air Limbah Menggunakan Proses Gabungan Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator”

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmediakan/format-kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : 28 Juni 2012

Yang menyatakan



(Yuniar Nuraeni)

ABSTRAK

Nama : Yuniar Nuraeni
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pengaruh Laju Alir Umpan dan Jumlah Serat Membran Pada Penyisihan Amonia dari Air Limbah Menggunakan Proses Gabungan Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator.

Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis efektivitas gabungan proses kontaktor membran serat berongga dengan reaktor hibrida ozon-plasma (RHOP) dan ozonator pada penyisihan amonia yang terlarut dalam air limbah melalui uji perpindahan massa dan uji hidrodinamika. Variabel proses yang divariasikan pada proses penyisihan amonia menggunakan membran adalah jumlah serat membran 40, 50, dan 60 serta laju alir air umpan pada 3, 4, dan 5 Lpm. Khusus untuk proses penyisihan amonia menggunakan gabungan proses kontaktor membran serat berongga dengan RHOP dan ozonator laju alir umpan diatur pada 0,78 Lpm. Reaktor hibrida ozon-plasma & ozonator dapat membantu mengurangi beban penyisihan pada membran dengan cara mendegradasi amonia. Degradasi amonia tersebut terjadi karena adanya radikal OH^\bullet . Selain itu, terbentuknya ion OH^- yang dapat menggeser kesetimbangan reaksi amonia dalam air ke arah pembentukan gas amonia sehingga meningkatkan jumlah amonia yang akan disisihkan oleh kontaktor membran. Efisiensi penyisihan maksimum sebesar 52% diperoleh pada penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran dengan RHOP & ozonator kondisi variasi jumlah serat membran 60 dan laju alir 0,78 Lpm.

Kata kunci:
amonia, membran, laju alir umpan, reaktor hibrida ozon-plasma

ABSTRACT

Name : Yuniar Nuraeni
Study Programme : Chemical Engineering
Title : Effect of Feed Flow Rate and Number of Fiber on Ammonia Removal from Waste Water Through Combination of Membrane, Ozone-Plasma Hybrid Reactor and Ozonator

This study aims to analyze the effectiveness of the combined process of hollow fiber membrane contactor with ozone-plasma hybrid reactor (RHOP) and the ozonator on the removal of dissolved ammonia in the waste water through the test of mass transfer and hydrodynamic. Varied process variables on the ammonia removal process through a membrane are the amount of fiber membrane 40, 50, and 60 and the feed flow rate at 3, 4, and 5 Lpm. Especially for ammonia removal process through a combination of the hollow fiber membrane contactor with RHOP and ozonator, feed flow rate set at 0.78 Lpm. Ozone-plasma hybrid reactor & ozonator reduce the load on the membrane by way of allowance degrade ammonia. Degradation of ammonia is due to OH^\bullet radicals. In addition, the formation of OH^- that can lead the equilibrium reaction of ammonia in water to the formation of ammonia gas thus increase the amount of ammonia that will be set aside by membrane contactor. The maximum efficiency of ammonia removal achieved 52% through combination of hollow fiber membrane, RHOP, and ozonator with 60 fibers and 0,78 Lpm feed flow rate.

Key words:

ammonia, feed flow rate, membrane, ozone-plasma hybrid reactor

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	v
ABSTRAK	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	ixi
DAFTAR TABEL.....	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	4
1.3 Tujuan Penelitian	4
1.4 Batasan Masalah	4
1.5 Sistematika Penulisan	5
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	6
2.1 Kontaktor Membran	6
2.1.1 Kontaktor Membran Serat Berongga	7
2.1.2 Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran	9
2.1.3 Membran <i>Polyvinyl Chlorida</i> (PVC)	11
2.2 Proses Oksidasi Lanjut (<i>Advance Oxidation Process</i>)	12
2.3 Teknologi Plasma	14
2.3.1 Klasifikasi Plasma.....	15
2.2.2 Aplikasi Teknologi Plasma Pada Pengolahan Limbah	16
2.3 Air Ciater	18
2.4 Amonia	19
2.4.1 Metode Nessler	22
2.5 Penelitian Sebelumnya	23
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN.....	25
3.1 Prosedur Penelitian	25
3.2 Studi Literatur	26
3.3 <i>Experimental Set-Up</i>	26
3.3.1 Alat Proses	26
3.3.2 Bahan proses	32
3.3.3 Rancang Bangun Reaktor Hibrida Ozon-Plasma (RHOP)	32
3.3.4 Uji Produktivitas Ozon	32
3.4 Uji Plasma dan Ozon	34
3.4.1 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan RHOP.....	34
3.4.2 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Ozon	35
3.4.3 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan RHOP-Ozonator	36

3.5 Tahap Uji Perpindahan Massa.....	37
3.5.1 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran	38
3.5.2 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & RHOP	39
3.5.3 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & Ozon	40
3.5.4 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP-Ozonator	41
3.5 Tahap Uji Hidrodinamika	42
3.6 Tahap Pengolahan Data	43
3.6.1 Pengolahan Data Hasil Uji Perpindahan Massa	43
3.6.2 Pengolahan Data Hasil Uji Hidrodinamika	47
3.7 Tahap Penulisan Laporan	48
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	49
4.1 Pendahuluan	49
4.2 Efisiensi Penyisihan Amonia	50
4.3 Koefisien Perpindahan Massa	57
4.3.1 Pengaruh Jumlah Serat Membran	57
4.3.2 Pengaruh Laju Alir Umpan	61
4.3.3 Pengaruh Laju Alir Terhadap Fluks	64
4.3.4 Pengaruh Jumlah Serat Terhadap Fluks	68
4.4 Studi Hidrodinamika	69
4.5 Korelasi Perpindahan Massa dengan Faktor Hidrodinamika	72
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	74
DAFTAR REFERENSI	75
DAFTAR LAMPIRAN	
Lampiran 1. Data Pengamatan	78
Lampiran 2. Pengolahan Data	90
Lampiran 3. Foto Peralatan Proses	107

DAFTAR GAMBAR

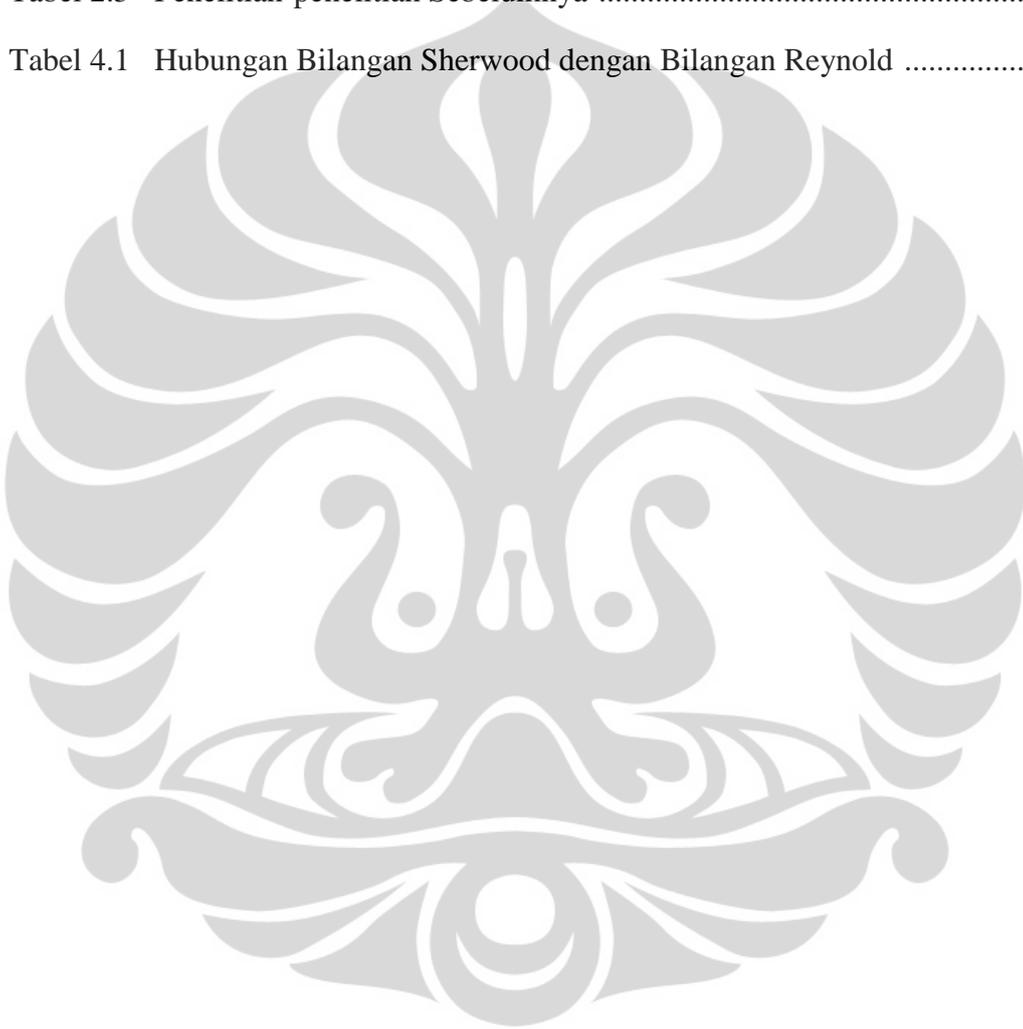
Gambar 2.1. Variasi Kontaktor Membran	6
Gambar 2.2. Kontaktor Membran Serat Berongga	8
Gambar 2.3. Foto SEM Membran PVC	12
Gambar 2.4. Pengaruh pH pada Distribusi Amonia & Ammonium dalam Air..	22
Gambar 3.1. Diagram Alir Penelitian	26
Gambar 3.2. Membran Serat 40, 50, dan 60	27
Gambar 3.3. Media Dielektrik Plasma	28
Gambar 3.4. Ozonator	31
Gambar 3.5. Rangkaian Peralatan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma	32
Gambar 3.6. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem RHOP	34
Gambar 3.7. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Ozon	35
Gambar 3.8. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Gabungan RHOP-Ozonator	36
Gambar 3.9. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran	38
Gambar 3.10. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-RHOP	39
Gambar 3.11. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-Ozonator	40
Gambar 3.12. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran, RHOP & Ozonator	41
Gambar 3.13. Skema Rancangan Alat Uji Hidrodinamika	42
Gambar 3.14. Skema Rancangan Alat untuk Penurunan Persamaan Koefisien Perpindahan Massa	44
Gambar 4.1. Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 40	50
Gambar 4.2. Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 50	50

Gambar 4.3. Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 60	51
Gambar 4.4. Pengaruh Jumlah Serat Membran Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Laju Alir 5 Lpm.....	52
Gambar 4.5. Pengaruh Jenis Proses RHOP-Ozon pada Efisiensi Penyisihan Amonia terhadap Waktu	53
Gambar 4.6. Pengaruh Berbagai Jenis Variasi Proses pada Efisiensi Penyisihan Amonia terhadap Waktu	54
Gambar 4.7. Perbandingan Penurunan Konsentrasi Amonia terhadap Waktu antara Referensi dengan Hasil Percobaan	56
Gambar 4.8. Pengaruh Jumlah Serat Membran Terhadap Koefisien Perpindahan Massa Penyisihan Amonia Menggunakan Membran	58
Gambar 4.9. Pengaruh Jumlah Serat Membran terhadap Koefisien Perpindahan Massa Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Proses Membran-RHOP-Ozonator	60
Gambar 4.10. Pengaruh Jumlah Serat Membran terhadap Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Proses Membran-RHOP-Ozonator	60
Gambar 4.11. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40	62
Gambar 4.12. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50	62
Gambar 4.13. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60	63
Gambar 4.14. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Koefisien Perpindahan Massa Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran	64
Gambar 4.15. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40	65

Gambar 4.16. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40	65
Gambar 4.17. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50	66
Gambar 4.18. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50	66
Gambar 4.19. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60	67
Gambar 4.20. Pengaruh Jumlah Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60	67
Gambar 4.21. Pengaruh Jumlah Serat terhadap Fluks Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP-Ozonator Pada Laju Alir Umpan 0,78 Lpm	68
Gambar 4.22. Pengaruh Jumlah Serat terhadap Fluks Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP-Ozonator Pada Laju Alir Umpan 0,78 Lpm	69
Gambar 4.23. Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Perbedaan Tekanan Pada Berbagai Variasi Jumlah Serat	70
Gambar 4.24. Pengaruh Bilangan Reynold terhadap Faktor Friksi Percobaan dan Literatur	71
Gambar 4.25. Pengaruh Bilangan Reynold terhadap Bilangan Sherwood Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran	73

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Konstanta Laju Reaksi untuk Radikal OH [•] dalam Air (22-25 °C)	14
Tabel 2.2	Komposisi Ion Air Ciater	19
Tabel 2.4	Sifat-sifat Fisik Amonia	21
Tabel 2.5	Penelitian-penelitian Sebelumnya	24
Tabel 4.1	Hubungan Bilangan Sherwood dengan Bilangan Reynold	73



BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Air merupakan sumber daya alam yang sangat penting dalam kehidupan manusia. Namun, seiring dengan berkembangnya industrialisasi ketersediaan air bersih semakin terbatas. Salah satu penyebab keterbatasan air bersih adalah tingginya volume limbah cair yang mencemari badan air. Amonia adalah senyawa kimia yang banyak terkandung di dalam limbah cair industri. Limbah amonia banyak dihasilkan oleh industri petrokimia, industri besi dan baja, farmasi, industri makanan, dan lain-lain.

Amonia berbentuk gas yang memiliki bau tajam atau terlarut dalam air sebagai larutan amonium hidroksida (NH_4OH). Limbah cair yang mengandung sejumlah besar senyawa amonia bebas (NH_3) yang tidak terionisasi bersifat toksik sehingga tidak diizinkan dibuang langsung ke lingkungan karena akan berdampak buruk terhadap organisme akuatik dan kesehatan manusia. Efek yang ditimbulkan terhadap kesehatan manusia menurut MSDS yaitu rusaknya sel-sel saluran pernafasan, jika tertelan dapat menyebabkan luka bakar di mulut, iritasi kulit dan mata. Menurut *The American Conference of Governmental Industrial Hygienists* (ACGIH), batas paparan singkat amonia atau *Short Term Exposure Limit* (STEL) adalah 25 ppm untuk 8 jam *Time Weighted Average* (TWA) dan batas paparan yang direkomendasikan atau *Recommended Exposure Limit* (REL) sebanyak 25 ppm untuk 10 jam waktu kerja per hari selama 40 jam waktu kerja dalam seminggu. Selain merusak lingkungan dan merugikan kesehatan, amonia juga dapat menyebabkan kerugian pada peralatan industri seperti mempercepat timbulnya korosi pada perpipaan dan material konstruksi.

Konsentrasi NH_3 yang terkandung dalam limbah cair yang dihasilkan oleh berbagai industri seperti industri pupuk kimia, gasifikasi batubara, farmasi, industri katalis berkisar 5 s/d 1000 mg/l, sedangkan limbah amonia yang dihasilkan dari limbah domestik sekitar 10 s/d 200 mg/l (Ashrafizadeh and Khorasani 2010).

Konsentrasi amonia pada limbah cair yang diperbolehkan langsung dibuang ke badan air adalah antara 1 s/d 5 mg/L, sesuai dengan baku mutu air limbah industri berdasarkan Keputusan Menteri Lingkungan Hidup No. KEP-51/MENLH/10/1995. Adanya kepedulian akan kelestarian badan air dan kepentingan menjaga keberlanjutan lingkungan serta dunia usaha yang semakin maju, memicu berbagai upaya dari pelaku industri untuk melakukan pengelolaan air limbah. Melalui perencanaan proses produksi yang efektif dan efisien, diharapkan akan mampu meminimalkan jumlah limbah industri yang dihasilkan, sebagai upaya pengendalian pencemaran air. Berbagai metode konvensional untuk menghilangkan amonia pada limbah industri yang telah umum digunakan diantaranya nitrifikasi-denitrifikasi, *break point chlorination-dechlorination*, *air/stream stripping*, pertukaran ion, dan adsorpsi. Metode konvensional yang mayoritas digunakan untuk menghilangkan amonia dari limbah industri adalah pengolahan yang berbasis biologi atau pengolahan secara biologi (Belhateche 1995). Tingkat keefektifan proses-proses tersebut dibatasi oleh lambatnya biokonversi, selain itu akan sulit untuk mengolah air limbah dengan menggunakan proses biokimia konvensional saat konsentrasi NH_3 lebih dari 300 mg/L (Verkerk 2000).

Salah satu solusi untuk mengatasi berbagai keterbatasan dari metode-metode konvensional dalam pengolahan limbah amonia adalah penggunaan kontaktor membran serat berongga. Apabila dibandingkan dengan proses absorpsi atau stripping konvensional seperti *bubble column* dan *packed beds*, kontaktor membran serat berongga mempunyai berbagai keunggulan diantaranya area antar muka (*interfacial area*) per unit volume yang lebih luas yang akan menyebabkan proses penyisihan amonia berlangsung lebih optimal. *Flooding*, *loading* atau *foaming* yang biasanya terjadi di kolom absorpsi konvensional tidak akan terjadi pada proses yang menggunakan kontaktor membran serat berongga. Pada membran kontaktor tidak terjadi dispersi dari satu fase ke fase lainnya atau tidak terjadi kontak langsung antar fase gas dan cair, sehingga laju alir fasa gas dan fasa cair dapat dengan mudah dikontrol secara terpisah. Perpindahan massa antar fasa pada kontaktor membran didorong oleh adanya perbedaan konsentrasi komponen, sedangkan penurunan tekanan yang diperlukan untuk menahan interfasa antar

fluida sangat kecil. Sifat membran yang hidrofobik mengakibatkan hanya fasa gas NH_3 saja yang dapat berdifusi masuk ke pori-pori membran sampai ke bagian dalam membran (*lumen tube side*) dan selanjutnya akan berdifusi ke larutan penyerap.

Larutan penyerap yang digunakan pada penelitian ini adalah air alam yang berasal dari daerah Ciater, Jawa Barat. Penggunaan air alam Ciater yang bersifat asam dengan pH $\pm 2,3$ akan menggantikan larutan asam kuat yang biasa digunakan sebagai larutan penyerap. Hal ini tentu akan menguntungkan dari sisi penghematan biaya penelitian.

Salah satu keuntungan penggunaan membran dalam pengolahan air limbah adalah sifatnya yang mudah di gabungkan dengan proses atau alat lain dan biasa disebut *hybrid processing*. Pada penelitian ini akan digunakan alat gabungan kontaktor membran, reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator untuk menyisihkan limbah amonia. Reaktor hibrida ozon-plasma (RHOP) yang digunakan bekerja berdasarkan prinsip-prinsip oksidasi lanjut dan merupakan hasil rancangan Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo DEA. Plasma dalam air dapat menyebabkan timbulnya berbagai proses reaksi fisika dan kimia. Proses fisika disebabkan oleh adanya *electron beam* dan *shockwave*, sedangkan proses kimia terjadi karena terbentuknya radikal bebas seperti radikal OH^\bullet , O^\bullet , dan H^\bullet . Penambahan proses oksidasi lanjut dilakukan karena gabungan RHOP dan ozonator dapat menghasilkan ion OH^- yang dapat menggeser reaksi kesetimbangan reaksi kelarutan amonia di dalam air limbah ke arah pembentukan amonia bebas, sehingga jumlah amonia bebas yang terlarut dalam air limbah akan bertambah. Meningkatnya jumlah NH_3 yang dihasilkan diharapkan dapat meningkatkan % penyisihan amonia dalam membran kontaktor, sehingga persentase total amonia yang dapat disisihkan akan semakin tinggi. Selain itu, reaktor hibrida ozon-plasma dapat menghasilkan radikal OH^\bullet yang akan membantu proses degradasi amonia. Adanya reaktor hibrida ozon-plasma selain menghasilkan radikal OH^\bullet , juga berfungsi memperpanjang *life time* radikal OH^\bullet sehingga degradasi amonia menjadi lebih efektif.

Pada penyisihan amonia menggunakan teknologi gabungan membran, RHOP dan ozonator, umpan berupa air limbah yang mengandung amonia di

lewatkan ke membran kontaktor terlebih dahulu, kemudian ozon diinjeksikan pada aliran yang selanjutnya akan masuk ke dalam RHOP. Reaktor hibrida ozon-plasma yang digunakan untuk proses oksidasi lanjut dirancang untuk menghasilkan plasma berbentuk *shell and tube* yang terbuat dari kaca borosilikat dan diluarnya diselubungi dengan elektroda yang terbuat dari stainless steel berbentuk batang dan kasa.

1.2 Rumusan Masalah

Masalah yang menjadi pembahasan pada penelitian ini adalah seberapa besar efektifitas proses gabungan kontaktor membran serat berongga dengan reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator dalam menyisihkan amonium yang terlarut dalam air limbah. Pada penelitian ini juga akan dianalisis dan dibahas bagaimana pengaruh variabel bebas laju alir umpan (air limbah sintetik) dan jumlah serat membran serta bagaimana pengaruh kemampuan pelarut bahan alam pada penyisihan amonia.

1.3 Tujuan Penelitian

Penelitian ini bertujuan menganalisis efektivitas gabungan proses kontaktor membran serat berongga dengan reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator pada penyisihan amonia yang terlarut dalam air limbah melalui uji perpindahan massa dan uji hidrodinamika. Selain itu penelitian ini juga bertujuan menganalisis pengaruh variabel bebas laju alir umpan dan jumlah serat membran.

1.4 Batasan Masalah

Yang menjadi batasan masalah dalam penelitian ini adalah sebagai berikut.

- 1) Air limbah yang digunakan sebagai umpan adalah limbah sintetik.
- 2) Modul membran yang digunakan adalah membran serat berongga dari polimer polivynil klorida yang bersifat hidrofobik.
- 3) Proses absorpsi dilakukan dengan menggunakan pelarut bahan alam yang berasal dari air alam Ciater.

- 4) Reaktor hibrida ozon-plasma yang digunakan adalah jenis plasma cair kontinyu hasil rancangan Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo DEA, Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia, Laboratorium Intensifikasi Proses Kimia.
- 5) Variabel proses yang divariasikan adalah laju alir umpan dan jumlah serat membran.
- 6) Proses penyisihan amonia menggunakan gabungan alat kontaktor membran dengan reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator yang berlangsung secara kontinyu.

1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan seminar penelitian ini terdiri dari 3 bab yaitu:

BAB 1 PENDAHULUAN

Bab ini menjelaskan tentang latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan tentang dasar teori yang mendukung dan berhubungan dengan penelitian seperti teori tentang kontaktor membran, reaktor hibrida ozon-plasma, ozon, amonia, dan membran PVC hidrofobik.

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

Bab ini menguraikan tentang tahapan penelitian yang akan dilakukan, diagram alir prosedur penelitian, alat dan bahan yang digunakan, dan tahapan operasi, serta studi perpindahan massa dan hidrodinamika.

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini berisi analisis dan pembahasan dari hasil penelitian berupa data yang diperoleh.

BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN

Bab ini berisi tentang kesimpulan dari analisis dan pembahasan dari hasil penelitian, serta saran-saran untuk penelitian selanjutnya.

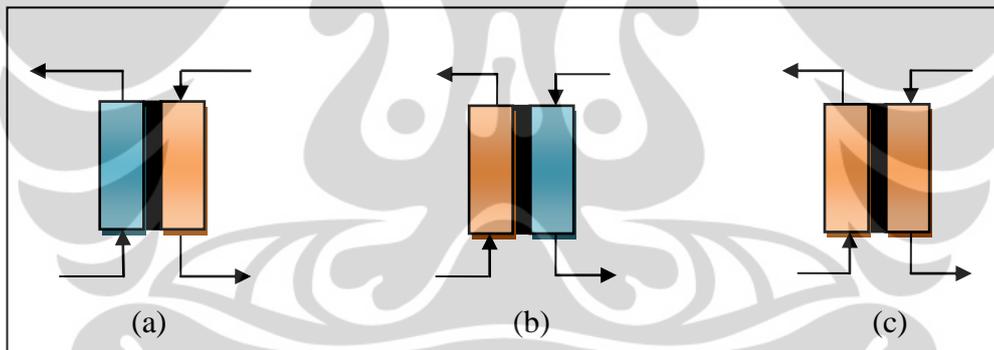
BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kontaktor Membran

Kontaktor membran adalah alat yang mengakomodasi perpindahan massa antara fasa gas-cair ataupun cair-cair tanpa adanya dispersi dari satu fasa ke fasa lainnya. Perpindahan massa antar fasa pada kontaktor membran ini didorong oleh adanya perbedaan konsentrasi komponen antar fasa. Fungsi utama dari kontaktor membran yaitu memperbesar luas permukaan kontak dengan membran yang sama, sehingga perpindahan massanya menjadi besar (Sengupta, *et al* 1998).

Ada tiga jenis kontaktor membran yaitu kontaktor membran gas-cair, cair-gas, dan cair-cair seperti yang ditampilkan pada Gambar 2.1 berikut ini.



Gambar 2.1. Variasi Kontaktor Membran: (a) kontaktor gas-cair; (b) kontaktor cair-gas; (c) kontaktor cair-cair (Mulder 2000)

Kontaktor membran gas-cair telah banyak diaplikasikan pada proses penyisihan gas removal diantaranya adalah dehidrasi gas alam, proses pemurnian nitrogen sebagai gas inert, penghilangan gas asam dari gas alam (*acid gas treatment*), atau untuk menghilangkan gas-gas polutan pada limbah gas yang dihasilkan oleh industri. Kontaktor membran memiliki luas permukaan kontak yang jauh lebih besar dibandingkan kolom absorber biasa. Kolom absorber tipe *packed column* memiliki luas permukaan $30\text{-}300\text{ m}^2/\text{m}^3$, sedangkan kontaktor

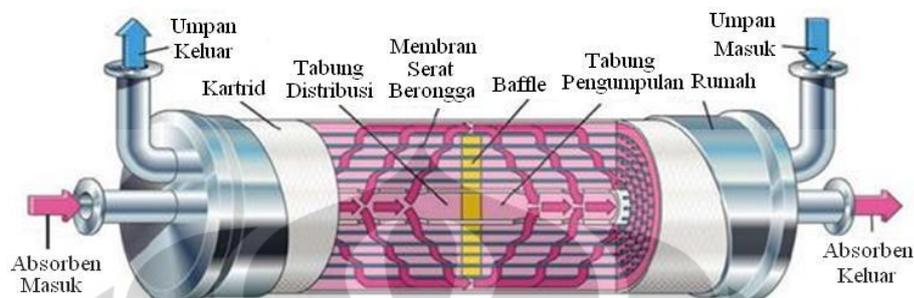
membran luas permukaannya dapat mencapai 1600-6600 m²/m³ (Reed *et al.* 1995).

Penggunaan kontaktor membran dapat mencegah terjadinya masalah seperti *flooding* dan *foaming* yang sering terjadi pada kolom absorber konvensional. Dalam kontaktor membran gas-cair, ada tiga tahap perpindahan yang harus dilalui yaitu perpindahan dari fasa gas ke membran, difusi gas melewati membran, dan diikuti dengan perpindahan dari membran ke fasa zat cair. Pada kontaktor membran cair-cair digunakan membran berpori (*porous membrane*) ataupun membran tidak berpori (*non porous membrane*). Membran *non-porous* berfungsi sebagai batas antara fasa, sedangkan pada membran berpori (*porous*) akan terjadi proses selektif dan perpindahan partikel yang terkontrol dari fasa satu ke fasa lainnya.

2.1.1 Kontaktor Membran Serat Berongga

Modul membran yang banyak digunakan dalam berbagai proses di industri adalah membran serat berongga berpori mikro (*hollow fiber microporous membrane*). Alasan utama pemilihan modul membran adalah luas permukaan per volumenya yang terbesar dibanding modul jenis lain, sehingga dinilai paling efektif untuk proses penyisihan suatu senyawa. Struktur serat di dalam modul tersusun secara asimetris dan memiliki diameter dalam sekitar 42 mikron (0,0016 inci) serta diameter luar sekitar 85 mikron (0,0033 inci). Modul membran serat berongga terdiri atas dua bagian yaitu bagian *shell* dan *tube* dan memiliki diameter sekitar 10 s/d 20 cm yang terdapat dalam *shell* dengan panjang ±137 cm serta diameter 15 s/d 30 cm (Kartohardjono, S and Dodi Chandra 2009). Pada membran kontaktor, absorben mengalir di bagian *tube* atau biasa disebut *lumen tube side* sedangkan aliran umpan mengalir di bagian *shell* atau sebaliknya.

Ilustrasi dari kontaktor membran serat berongga dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2. Kontaktor Membran Serat Berongga (Wiesler 2004)

Jenis membran yang umum digunakan dalam kontaktor membran serat berongga adalah membran mikropori hidrofobik. Pada kontraktor membran, membran berfungsi sebagai *interface* antara dua fasa dan sebagai daerah terjadinya kontak antara kedua fasa (Baker 2004), serta menciptakan luas permukaan kontak yang sangat besar di dalam modul sehingga proses perpindahan massa lebih efektif. Sifat membran yang hidrofobik menyebabkan cairan yang melewatinya tidak akan membasahi pori-pori membran, sehingga hanya gas saja yang dapat berdifusi masuk ke pori-pori membran, dan selanjutnya akan diserap oleh larutan penyerap (absorben). Seperti yang dijelaskan sebelumnya, pada membran kontaktor terjadi kontak non-dispersif, yang artinya tidak terjadi kontak secara langsung antara absorben dan gas. Perpindahan massa akan terjadi secara difusi pada permukaan fluida di dalam pori-pori membran. Kinerja perpindahan massa pada kontaktor membran serat berongga bergantung pada serat membran dan modulnya, sifat-sifat fluida, karakteristik aliran di dalam modul membran dan media yang digunakan (T. Ahmed, *et al* 2004). Perpindahan massa antar fasa pada kontaktor membran didorong oleh adanya *driving force* berupa perbedaan konsentrasi komponen antar fasa.

2.1.2 Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran

Alasan pemilihan kontaktor membran serat berongga dibandingkan dengan kontaktor penyisihan konvensional ditunjang oleh banyaknya kelebihan yang dimiliki kontaktor membran serat berongga. Berbagai kelebihan atau keuntungan dalam penggunaan kontaktor membran serat berongga antara lain (Gabelman *and* Hwang 1999):

- 1) Luas permukaan yang ada tidak berpengaruh pada laju alir pelarut yang tinggi maupun rendah, karena kedua aliran tidak tergantung satu sama lain. Hal ini merupakan suatu kelebihan yang sangat menguntungkan bila digunakan dalam proses industri ketika rasio pelarut umpan yang diperlukan sangat tinggi atau sangat rendah. Sebaliknya apabila kondisi yang sama diterapkan pada *packed column*, hal tersebut dapat mengakibatkan terjadinya *flooding* pada laju alir gas terlalu tinggi relatif terhadap laju alir air dan *unloading* pada laju alir gas yang sangat rendah relatif terhadap laju alir air.
- 2) Laju alir fasa gas dan fasa cair dapat dengan mudah dikontrol secara terpisah dikarenakan sistem kontak yang bersifat non-dispersif.
- 3) Tidak terjadi pembentukan emulsi (*foaming*) karena tidak ada dispersi antar fluida.
- 4) Berbeda dengan kontaktor konvensional, pada kontaktor membran serat berongga tidak diperlukan perbedaan densitas antar fluida. Kontaktor membran dapat mengakomodir fluida yang sama densitasnya dan dapat dioperasikan pada berbagai orientasi (vertikal atau horisontal dan *co-current* atau *counter current*).
- 5) Penskalaan hasil lebih linier daripada peralatan konvensional, sehingga peningkatan kapasitas dapat diprediksi secara sederhana dengan hanya menambahkan modul membran (namun hal ini tentu saja dibatasi oleh spesifikasi peralatan pendukung lain seperti pompa transfer, perpipaan, dan lain lain).
- 6) Desain modularnya memperbolehkan pengaplikasian *plant* membran dalam lingkup kapasitas yang sangat luas. Baik kapasitas kecil maupun besar dapat

dicapai dengan mudah dengan menggunakan sedikit atau banyak modul membran.

- 7) Efisiensi yang diperoleh lebih tinggi (dengan hasil pengukuran HTU-*height of transfer unit* yang rendah).
- 8) Tidak terjadi pemborosan pelarut, sangat efisien dan efektif dalam pemanfaatan pelarut.
- 9) Berbeda dengan kolom fasa terdispersi dimana terdapat alat pengaduk mekanik, kontaktor membran tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan dalam perawatan dan pemeliharaan.
- 10) Kondisi yang operasi bebas dari mikroorganisme (operasi aseptik) akan menguntungkan untuk proses seperti fermentasi.
- 11) Luas permukaan kontak yang lebih besar daripada metode separasi konvensional. Luas permukaan yang dihasilkan kontaktor membran serat berongga sekitar 30 kali lebih besar daripada *gas absorber* dan 500 kali dari luas permukaan pada kolom ekstraksi cair-cair.
- 12) Luas permukaan kontak diketahui jumlahnya dan cenderung konstan sehingga prediksi performasi lebih mudah daripada kontaktor fasa terdispersi konvensional. Dengan *packed column*, luas permukaan kontak perunit volum mungkin diketahui namun terkadang sulit untuk menentukan *loading* seperti berapa fraksi yang aktual digunakan dari permukaan kontak yang ada.
- 13) Biaya perawatan cukup rendah dibanding unit operasi lain.

Selain memiliki kelebihan, kontaktor membran juga memiliki kekurangan (Gabelman *and* Hwang 1999), yaitu:

- 1) Adanya membran akan menambah resistansi/tahanan lain pada perpindahan massa yaitu resistansi membran itu sendiri. Namun, resistansi ini tidak selalu penting dan dapat dilakukan beberapa tindakan untuk menguranginya.
- 2) Efisiensinya berkurang karena adanya aliran *by-pass* pada bagian *shell* (*shell-side by passing*), yang menyebabkan sebagian fluida dalam *shell* ada yang tidak kontak dengan membran. Untuk menghindari hal tersebut aliran fluida akan lebih baik jika mengalir secara turbulen.

- 3) Dapat terjadi *fouling* walaupun tidak sebesar pada kontaktor yang menggunakan gradien tekanan sebagai *driving force*-nya. Selain itu, polarisasi konsentrasi (penumpukan komponen-komponen yang memiliki konsentrasi tinggi pada permukaan membran) juga mempengaruhi kekotoran pada membran yang mengakibatkan kinerja operasi membran akan menurun. Semakin banyak terjadi *fouling* maka luas permukaan spesifik akan menurun drastis sehingga performansi perpindahan massanya akan menurun pula. Kekotoran ini dipengaruhi oleh tipe penyisihan dan tipe membran yang digunakan.
- 4) Membran memiliki umur pengoperasian tertentu sehingga biaya periodik pergantian membran juga perlu diperhitungkan.
- 5) Pemakaian *adhesive* atau perekat (seperti epoksi) untuk menahan ‘buntelan’ *fiber* pada *tube* kemungkinan mudah rusak oleh pelarut organik.
- 6) Beroperasi pada rentang temperatur yang tidak terlalu tinggi karena dapat menyebabkan rusaknya membran khususnya untuk membran yang terbuat dari polimer.

2.1.3 Membran *Polyvinyl Chlorida* (PVC)

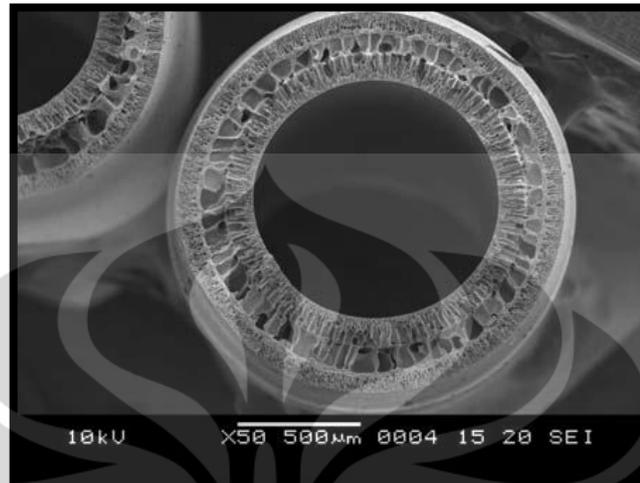
Pada penelitian ini akan digunakan membran sintetik yang terbuat dari polimer polivinil klorida dan bersifat hidrofobik. Polivinil klorida yang biasa disingkat PVC adalah polimer termoplastik yang tahan lama dan mudah dirangkai. Polimer termoplastik adalah suatu polimer yang akan kehilangan bentuknya ketika dipanaskan.

Polivinil klorida memiliki struktur molekul yang mirip dengan polietilen. Perbedaan antara kedua polimer tersebut adalah pada PVC salah satu atom H yang berikatan dengan atom C digantikan oleh atom Cl. Massa atom relative Cl yang lebih besar menunjukkan Cl memenuhi 56,8% dari keseluruhan massa PVC.

Secara umum PVC mempunyai kekuatan *impact* dan sifat insulasi yang baik. Membran serat berongga yang terbuat dari PVC memiliki struktur asimetris ganda, dimana membran tersebut mempunyai bagian kulit dalam dan luar. Struktur asimetris ganda menjadikan membran PVC memiliki stabilitas mekanik

Universitas Indonesia

yang tinggi dibandingkan dengan jenis membran serat berongga *anisotropic* konvensional (X. Guo, *et al* 2009).



Gambar 2.3 Foto SEM Membran PVC (X. Guo, *et al* 2009)

Keuntungan lain dari struktur membran PVC ini adalah tidak terdapatnya *pore clogging* ketika membran dibersihkan secara *backwashing* pada tekanan tinggi dari sisi permeat (Weber *and* Knauf 1998). Selain itu, membran PVC mempunyai ketahanan terhadap klorin bebas yang lebih baik daripada membran polisulfon (J.M. Arnal, *et al* 2004) yang akan sangat menguntungkan apabila digunakan untuk pengolahan air.

2.2 Proses Oksidasi Lanjut (*Advanced Oxidation Process*)

Proses oksidasi lanjut atau yang biasa disingkat AOPs adalah proses yang melibatkan pembentukan dan penggunaan radikal OH^\bullet dalam jumlah yang cukup untuk proses penguraian air limbah dengan menggunakan oksidator kuat. Oksidator kuat yang dipakai dapat berupa campuran ozon dengan hidrogen peroksida ($\text{O}_3 + \text{H}_2\text{O}_2$), ozon dengan sinar ultra violet ($\text{O}_3 + \text{UV}$), dan campuran hidrogen peroksida dengan sinar ultra violet ($\text{H}_2\text{O}_2 + \text{UV}$) (Glaze, *et al* 1987 *and* Gottschalk, *et al* 2000). Radikal aktif OH^\bullet yang dilepaskan oleh senyawa-senyawa diatas dengan cepat akan mengoksidasi senyawa target (senyawa pencemar). Sistem pengolahan air limbah AOPs dengan ozon dalam skala besar

Universitas Indonesia

telah diaplikasikan untuk mengolah air lindi (*leached*) di tempat pembuangan akhir sampah (TPA), air limbah berwarna pada industri tekstil, dan air limbah farmasi (Gottschalk, *et al* 2000).

Keberadaan radikal OH^\bullet merupakan oksidator kuat yang dapat digunakan untuk menguraikan amonia, walaupun diperkirakan potensial oksidasinya tidak sebaik ketika menguraikan senyawa organik. Jika dibandingkan dengan ozon, proses oksidasi oleh radikal OH^\bullet dapat berlangsung lebih cepat yaitu $9.7 \times 10^7 \text{ M}^{-1} \text{ s}^{-1}$, sedangkan $\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$ dengan ozon berlangsung sangat lambat, diperkirakan konstanta kecepatan reaksinya dengan ozon sekitar $20 \text{ M}^{-1} \text{ s}^{-1}$ dengan $t_{1/2} = 96$ jam. Reaksi oksidasi yang terjadi dimana amonia akan dioksidasi oleh radikal OH^\bullet membentuk NO_2^- (Nitrit) yang akan dioksidasi lebih lanjut membentuk NO_3^- (nitrat). Dimana proses oksidasi NO_2^- menjadi NO_3^- berlangsung cepat. Tingkat penyisihan amonia oleh ozon masih kurang efektif dengan tingkat penyisihan paling tinggi adalah 5.86% (Hikmawan 2009).

Mekanisme pembentukan radikal OH^\bullet pada plasma dikenal sebagai akibat dari tumbukan elektron dari proses disosiasi pada molekul air. Reaksi pembentukan spesies aktif menurut (Munter 2001), adalah sebagai berikut:



Ozon pada pH basa:



Ozon pada pH asam:



Reaksi oksidasi ozon dengan amonia di dalam air dapat terjadi dengan 2 cara yaitu reaksi oksidasi langsung antar ozon dengan amonia dan reaksi radikal OH^\bullet -yang dihasilkan dari dekomposisi ozon- dengan amonia. Reaksi langsung antara ozon dengan amonia terjadi pada $\text{pH} < 9$. Pada $\text{pH} > 9$ reaksi langsung antara ozon dengan amonia berlangsung sangat lambat, dan sebagian besar amonia akan bereaksi dengan radikal OH^\bullet . Reaksi OH^\bullet dengan NH_3 berlangsung dengan laju reaksi yang rendah, seperti yang ditampilkan pada Tabel 2.1 berikut ini.

Tabel 2.1 Konstanta Laju Reaksi untuk Radikal OH^\bullet dalam Air (22-25 °C)
(Holgne and Bader 1978)

Senyawa	$k, (\text{M}^{-1} \text{s}^{-1}) * 10^{-7}$
NH_3	8,7
Benzene	670
Methanol	85
Methanol- d_3	42
Acetate ion	7
H_2O_2	3,5
HCO_3^-	1,5
CO_3^{2-}	38

2.3 Teknologi Plasma

Plasma didefinisikan sebagai jenis materi keempat setelah padatan, cair dan gas. Plasma ditemukan pada tahun 1928 oleh ilmuwan Amerika, Irving Langmuir (1881-1957) dalam eksperimennya melalui lampu tungsten filamen. Plasma dapat dikatakan sebagai atom yang kehilangan elektron-elektronya karena seluruh atau beberapa elektron dari orbit atom terluar telah terpisah dari atom atau molekul, sehingga dihasilkan kumpulan ion dan elektron yang tidak lagi terikat satu sama lain. Proses pelepasan elektron dari atom dibutuhkan energi dalam bentuk panas, listrik maupun cahaya, dimana partikel-partikel akan terionisasi sehingga akan dihasilkan plasma.

Plasma terbentuk karena adanya ionisasi fluida yang ada di sekitar elektroda dan adanya perbedaan tegangan yang sangat tinggi antara kedua elektroda. Mekanisme pembentukan plasma adalah sebagai berikut:

- Atom netral atau molekul dalam media pada perbedaan tegangan yang sangat tinggi akan terionisasi menghasilkan ion positif dan elektron bebas.
- Elektroda akan memisahkan dan mencegah penggabungan ion positif dan elektron serta menggerakkan elektron menuju elektroda positif.
- Elektron yang berkumpul pada elektroda akan bergerak dengan kecepatan yang sangat tinggi dan energi yang sangat besar dan menumbuk atom netral sehingga terjadi proses ionisasi, disosiasi, dan eksitasi.

Teknologi plasma memiliki beberapa kelebihan yaitu pembuatan peralatan dan perawatan yang murah dan mudah, memiliki efektivitas penguraian yang cukup tinggi, dan ramah lingkungan. Aplikasi plasma yang telah dikenal luas diantaranya teknologi plasma dalam AC dan TV, teknologi plasma pada pengolahan sampah, dan teknologi plasma untuk mengolah limbah cair atau gas.

2.3.1 Klasifikasi Plasma

Berdasarkan perbedaan temperatur partikel pembentukan suatu gas yang diionisasi sehingga melepaskan elektronnya, plasma dibedakan menjadi 2 jenis, yaitu:

1) Plasma Termal

Plasma termal adalah jenis plasma yang memiliki suhu partikel gas setara atau nyaris sama dengan suhu elektronnya ($T_{\text{gas}} \approx T_{\text{elektron}}$), dan memiliki densitas yang tinggi. Suhu elektron dan partikel gas berada dalam keadaan kesetimbangan akibat adanya pemanasan. Plasma termal membutuhkan listrik dengan tegangan yang sangat tinggi yaitu >1 kW yang akan menyebabkan kenaikan suhu yang sangat tinggi pula pada elektron dan spesi netral menjadi sekitar 5.000–10.000 K. Contoh plasma termal adalah plasma dari arus DC atau *radio frequency (RF) inductively coupled discharges* (Kogelschatz 2004).

2) Plasma Non-Termal

Plasma non-thermal merupakan jenis plasma yang memiliki suhu gas lebih rendah dari suhu elektronnya ($T_{\text{gas}} < T_{\text{elektron}}$) dan memiliki densitas energi yang lebih rendah. Pada plasma non-thermal, hanya elektronnya yang bersuhu tinggi ($>5000\text{K}$), sedangkan suhu *bulk* tidak naik secara signifikan (Yan ZC, *et al* 2006). Karena hanya elektron yang tereksitasi, sehingga daya listrik yang dibutuhkan hanya beberapa ratus Watt (T. Paulmier *and* L. Fulcheri 2005). Suhu elektron plasma non-thermal dapat mencapai sekitar 1 eV (elektron volt) atau sekitar 10.000 K, sedangkan suhu partikel gas berada di sekitar suhu *ambient*. Plasma non-thermal sering disebut sebagai plasma non-equilibrium karena suhu *bulk*-nya berbeda jauh dengan suhu elektron. Suhu *bulk* yang hampir sama dengan temperatur ruang menyebabkan plasma non-thermal lebih banyak digunakan untuk berbagai aplikasi.

Plasma non-thermal dapat menghasilkan spesi-spesi radikal bebas yang sangat mudah bereaksi dengan senyawa lain. Sebagai contoh gas O_2 yang terlarut dalam larutan umpan akan terurai menjadi dua buah atom O^+ . Oksigen radikal akan menjadi sangat reaktif dan dapat membentuk ozon (O_3) apabila oksigen radikal tersebut bereaksi dengan molekul O_2 lain. Keberadaan spesi-spesi aktif memungkinkan untuk melakukan suatu proses cukup pada permukaan material sehingga lebih praktis dan efisien. Contoh dari plasma non-thermal diantaranya adalah Aurora Borealis dan Aurora Australis. Berdasarkan pembangkitan atau mode pembuatannya (*generating mode*), rentang temperatur dan ukuran elektroda plasma non-thermal diklasifikasikan dalam 5 kategori (L. Zuo, *et al* 2003) yaitu, *glow discharge plasma*, *corona discharge plasma*, *dielectric barrier discharge* (DBD) plasma, *radio frequency (RF) discharge plasma*, dan *microwave discharge plasma*.

2.3.2 Aplikasi Teknologi Plasma Pada Pengolahan Limbah

Penggunaan plasma untuk berbagai tujuan khususnya yang berkaitan dengan bidang pengolahan limbah telah mengalami kemajuan pesat. Berikut ini akan dijelaskan beberapa aplikasi plasma tersebut.

1) Pengolahan Limbah Gas atau Polusi Udara

Aplikasi plasma untuk mengolah gas buang industri seperti NO_x, SO_x, NH₃, CO₂, dan dioxin telah banyak digunakan pada berbagai jenis industri. Plasma yang banyak digunakan dalam pengelolaan polusi udara adalah plasma non-termal jenis *corona discharge plasma* dan *dielectric barrier discharge* (DBD). Berbagai penelitian dalam proses penyisihan gas polutan seperti NO_x, SO_x, dan CO₂ menggunakan jenis plasma tersebut telah banyak dilakukan untuk menghasilkan kondisi operasi yang optimum dan hasil yang efisien.

Prinsip teknologi plasma dalam menyisihkan gas NO_x dan SO_x menggunakan *corona discharge plasma* cukup sederhana. Gas buang yang dimasukkan ke dalam reaktor kemudian dikontakkan dengan plasma yang dibangkitkan pada bagian *tube* dan *nozzle*, dimana *tube* dan *nozzle* ini terletak pada *channels*. Aksi-reaksi pada ion dan elektron dalam plasma seperti reaksi ionisasi, eksitasi, dan disosiasi dengan udara bebas akan membentuk spesi-spesi aktif atau radikal bebas seperti Ozon, OH[•], O[•], dan H[•] yang sangat mudah bereaksi dengan senyawa-senyawa yang ada disekitarnya. Spesi-spesi aktif yang terbentuk ini kemudian bereaksi dengan gas NO_x atau SO_x dan akan menguraikan gas-gas polutan tersebut.

Selain untuk mengolah limbah gas buangan pabrik, teknologi plasma juga banyak digunakan untuk mengendalikan atau mengurangi kadar NO_x yang timbul dari asap kendaraan hasil pembakaran bensin atau solar kendaraan bermotor.

2) Pengolahan Limbah Cair

Sistem pengolahan limbah cair konvensional umumnya mempergunakan cara kombinasi antara pemakaian *chlorine* serta sistem kondensasi, sedimentasi, dan filtrasi, sedangkan untuk pengolahan limbah organik banyak dipergunakan mikrobiologi, karbon aktif atau membran filtrasi. Teknologi yang kemudian dikenal dan masih berkembang sampai saat ini untuk mengatasi keterbatasan metode-metode yang sudah ada dalam pengolahan limbah cair adalah teknologi plasma.

Teknologi plasma banyak digunakan untuk mengolah limbah cair yang mengandung bahan pencemar seperti fenol, amonia, *trichloroethylene*, dan

berbagai jenis zat warna (*dye*). Teknologi plasma merupakan salah satu alternatif teknologi pengolahan limbah yang mempunyai beberapa kelebihan, diantaranya proses penguraian senyawa organik berlangsung sangat cepat, serta menghasilkan spesies aktif yang dapat menguraikan hampir seluruh senyawa organik (Sugiarto 2002). Teknologi plasma dapat dipergunakan secara langsung dalam proses pengolahan limbah cair, yaitu dengan cara membuat plasma di dalam air. Proses pembuatannya hampir sama dengan plasma yang dibuat di udara, namun pembuatan plasma dalam air memerlukan energi sedikit lebih besar dibandingkan pembuatan plasma di udara. Penyebab tingginya kebutuhan energi dalam pembuatan plasma dalam air yaitu karena air merupakan materi yang dapat mengalirkan arus listrik. Pembentukan plasma dalam air membutuhkan tegangan yang lebih rendah daripada tegangan yang diperlukan pada plasma gas, namun memerlukan arus listrik (*ampere*) yang lebih tinggi.

Plasma dalam air dapat menyebabkan timbulnya berbagai proses reaksi fisika dan kimia. Proses fisika disebabkan oleh adanya *electron beam* dan *shockwave*, sedangkan proses kimia terjadi karena terbentuknya radikal bebas (OH^\bullet , O^\bullet , dan H^\bullet), dan spesi-spesi aktif seperti sinar ultraviolet, H_2O_2 dan O_3 . Radikal bebas dan spesi-spesi yang mudah bereaksi tersebut merupakan oksidan kuat yang dapat mengoksidasi berbagai polutan dan membunuh bakteri dalam limbah cair. Panas yang dihasilkan oleh plasma dapat pula mendukung berbagai proses oksidasi yang terjadi.

2.4 Air Ciater

Pada penelitian ini larutan penyerap (absorben) yang akan digunakan yaitu air yang diambil dari Desa Ciater, Kab. Subang, Jawa Barat. Beberapa pertimbangan yang mendukung pemilihan absorben ini adalah kandungan sulfat yang secara alami terkandung di dalam air Ciater mampu menggantikan fungsi asam sulfat. Kelebihan lain dalam pemilihan air Ciater ini selain berhubungan dengan faktor lingkungan, air Ciater tersedia dengan jumlah yang melimpah dan harganya murah. Menurut klasifikasi, air panas Ciater masuk dalam kategori "*Calcium Magnesium Chloride Sulfate Thermomineral Hypertherma*" dengan

kandungan alumunium yang cukup tinggi (38,5%) serta pH yang sangat asam (2,45). Air panas yang berasal dari mata air ini memiliki temperatur sekitar 43 s/d 46 °C. Sedangkan air yang terletak pada kolam pemandian, jangkauan temperaturnya mencapai 37 s/d 42 °C (Shao, *et al* 2008). Berikut ini adalah analisis kimia dari air Ciater yang dilakukan di Laboratorium Analisis dan Kalibrasi Balai Besar Industri Argo di Bogor.

Tabel 2.2 Komposisi Ion Air Ciater (S. Kartohardjono, *et al* 2012)

Parameter	Kandungan (mg/L)	Metode Uji
Kesadahan Ca	30,8	SNI.06-6989-12-2004
Kesadahan Mg	28,9	SNI.06-6989-12-2004
Nitrat (NO ₃ ⁻)	2,46	SNI.01-3554-2006, butir 2,8
Sulfat (SO ₄ ⁻)	291	SNI.06-6989-20-2004
Klorida (Cl)	9,03	SNI.06-6989-19-2004
Flourida(F)	2,83	SNI.06-6989-29-2005
Sianida(CN)	0,002	SNI.01-3554-2006
Hidogen Sulfida	< 0,002	APHA 4500 D- 2005
Fosfat	0,07	APHA 4500 PO4 2005
Besi(Fe)	12,9	SNI.06-6989-4-2004
Mangan(Mn)	1,71	SNI.06-6989-5-2004
Natrium(Na)	30,54	AAS

2.5 Amonia

Amonia merupakan senyawa kimia yang jumlahnya melimpah di alam dengan bau tajam yang khas. Keberadaan amonia dengan jumlah tertentu dapat menimbulkan berbagai efek negatif bagi kesehatan manusia. Beberapa gangguan kesehatan akibat menghirup atau terpapar gas amonia diantaranya adalah rusaknya sel-sel saluran pernafasan atas, iritasi kulit dan mata, serta jika tertelan dapat menyebabkan luka bakar di mulut.

Berikut adalah bahaya amonia terhadap kesehatan berdasarkan Material Safety Data Sheet (MSDS):

- 1) Berbahaya terhadap pernafasan, sangat merusak sel-sel saluran pernafasan atas. Gejala yang mungkin terjadi seperti rasa terbakar, batuk, radang tenggorokan, sesak nafas, sakit kepala, mual, dan muntah-muntah.
- 2) Berbahaya jika tertelan dapat menyebabkan luka bakar di dalam mulut, tenggorokan, dan perut yang bisa menyebabkan kematian. Serta dapat menyebabkan sakit tengorokan, muntah, diare.
- 3) Kontak dengan kulit dapat menyebabkan rasa sakit, kemerahan, iritasi parah atau luka bakar karena merupakan larutan basa yang korosif.
- 4) Kontak dengan mata dapat menyebabkan penglihatan kabur, kemerahan, rasa sakit, jaringan luka bakar parah dan kerusakan mata.
- 5) Kontak dengan gas amonia berkonsentrasi tinggi dapat menyebabkan kerusakan paru-paru dan bahkan kematian, amonia masih digolongkan sebagai bahan beracun jika terhirup.

Menurut *The American Conference of Governmental Industrial Hygienists* (ACGIH), batas paparan singkat amonia atau *Short Term Exposure Limit* (STEL) adalah 25 ppm untuk 8 jam *Time Weighted Average* (TWA) dan batas paparan yang direkomendasikan atau *Recommended Exposure Limit* (REL) sebanyak 25 ppm untuk 10 jam waktu kerja per hari selama 40 jam waktu kerja dalam seminggu. Pengaruh negatif amonia tidak hanya dirasakan oleh tubuh manusia, tetapi juga oleh lingkungan aquatik. Keberadaan amonia di dalam air limbah industri merupakan salah satu faktor yang menyebabkan tercemarnya badan air yang akan berdampak buruk bagi organisme aquatik. Hal ini dikarenakan amonia merupakan senyawa yang mudah larut dalam air dan keberadaannya akan menaikkan pH air yang menyebabkan air menjadi tercemar. Amonia juga dapat menyebabkan kerugian pada peralatan industri seperti mempercepat timbulnya korosi pada perpipaan dan material konstruksi.

Untuk lebih mengenal karakteristik amonia pada Tabel 2.3 berikut ini ditampilkan beberapa sifat fisik amonia.

Tabel 2.3. Sifat-sifat Fisik Amonia (Poling, *et al* 2008)

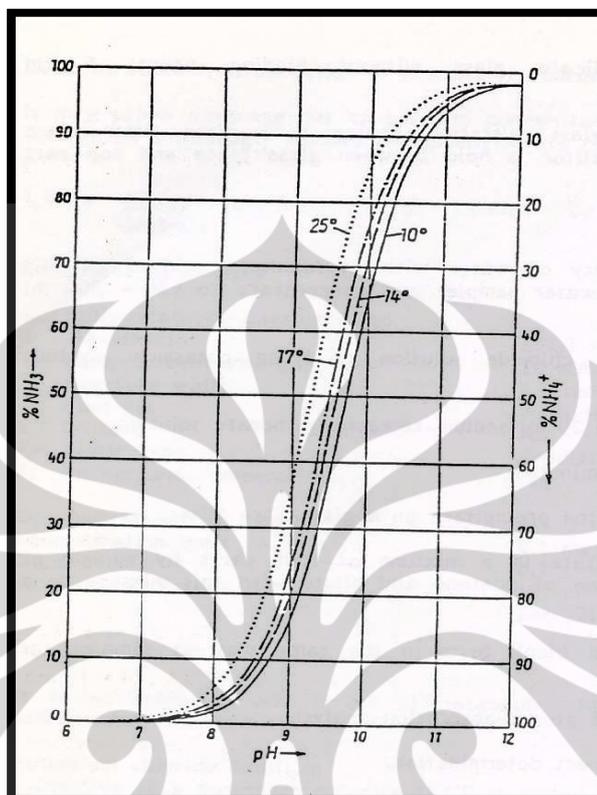
Sifat-sifat Fisik Ammonia	
Berat Molekul	17,03
Titik Didih	-33,4 °C
Titik Lebur	-77,7 °C
Berat Jenis	0,682 g/L, gas (-33,4 °C)
Kelarutan dalam air	89,9 g/100 mL (0 °C) 7,4 g/100 mL (96 °C)
Keasaman (pKb)	9,25
Kebasaan (pKa)	4,75
Tekanan Uap	400 mmHg (-45,4 °C)

Di dalam air amonia terlarut sebagai amonium hidroksida (NH₄OH). Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya, amonia yang terkandung di air merupakan sumber pencemar yang sangat merugikan lingkungan. Pada suhu dan tekanan yang normal, ion NH₄⁺ dan NH₃ membentuk suatu kesetimbangan dengan reaksi sebagai berikut:



Distribusi NH₃ dan NH₄⁺ dalam air dipengaruhi oleh pH. Pada pH >7, NH₃ tidak terionisasi menjadi ion NH₄⁺ dan berada dalam bentuk gas. Pada pH < 7, sebagian NH₃ akan mengalami ionisasi menjadi ion NH₄⁺ sehingga akan menurunkan konsentrasi NH₃.

Pengaruh pH pada distribusi NH_3 dan NH_4^+ dalam air ditunjukkan pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4. Pengaruh pH pada Distribusi Amonia dan Ammonium dalam Air (Fresenius *et al* 1988)

Pada kurva hubungan pH terhadap $\% \text{NH}_3$ dan $\% \text{NH}_4^+$ diatas, terlihat bahwa pada temperatur 0°C dan pH 6 hampir semua amonia di dalam air akan membentuk ion amonium, hanya sekitar 0,01% saja yang berada dalam bentuk tidak terionkan. Pada temperatur 30°C dan pH 10 hampir sekitar 90% amonia berada dalam bentuk tak terionkan atau berada dalam fasa gas.

2.5.1 Metode Nessler

Pengukuran konsentrasi amonia dalam penelitian ini dilakukan dengan menggunakan alat *Martini Ammonia Meter Medium Range*. Prinsip kerja alat tersebut mengacu pada prinsip kerja penentuan konsentrasi amonia menggunakan metode Nessler. Pada metode Nessler warna sampel yang akan diukur kandungan

amonianya dibandingkan dengan warna larutan standart (NH_4^+) atau larutan *stock* ammonium. Warna sampel yang paling mendekati warna larutan *stock* amonium itulah yang paling tinggi kadar amoniumnya.

Prinsip analisis menggunakan metode Nessler adalah jika pereaksi Nessler (K_2HgI_4) bereaksi dengan amonium dalam larutan basa maka akan terbentuk disperi koloid yang berwarna kuning coklat (Vogel 1990). Intensitas warna yang terbentuk berbanding lurus dengan konsentrasi amonium dalam sampel. Warna tersebut dapat diukur secara spektroskopi pada absorbansi 425 nm. Endapan yang terbentuk merupakan merkuriium (II) amidoiodida basa seperti yang diuraikan pada reaksi berikut ini.



Kelebihan metode Nessler secara kuantitatif adalah hasil yang diperoleh lebih akurat karena dilakukan dua kali pengerjaan dimana pertama dilakukan penambahan reagen Nessler kedalam sampel dicampurkan dengan larutan garam maka akan terbentuk warna kuning kecoklatan, dan warna inilah yang diukur dengan spectrometer pada panjang gelombang 425 nm. Setelah itu dapat dihitung dengan deret standar yang telah diketahui kadarnya dan dapat dihitung secara regresi linier (Simata 2011).

2.6 Penelitian Sebelumnya

Pada Tabel 2.4 diuraikan penelitian-penelitian tentang proses penyisihan amonia menggunakan kontaktor membran, plasma dan ozon yang telah dilakukan sebelumnya.

Tabel 2.4 Penelitian-penelitian Sebelumnya

Peneliti	Penelitian
Lanyan Xia, Li Huang, Xiaohong Shu, Renxi Zhang, Wenbo Dong, Huiqi Hou (L. Xia, <i>et al</i> 2008)	Penyisihan amonia dari gas stream dengan konsentrasi amonia 30 s/d 250 mg/m ³ . Plasma yg digunakan adalah <i>Dielectric Barrier Discharge Plasma</i> (DBD) dengan tegangan 3000-9000V.
Sutrasno Kartohardjono, dan Dodi Chandra (S. Kartohardjono <i>and</i> Dodi Chandra 2009)	Penyisihan amonia menggunakan kontaktor serat berongga poli propilen dengan menggunakan H ₂ SO ₄ sebagai larutan penyerap, dan variabel bebas laju alir umpan dan jumlah serat membran.
A. Hasanoglu, J. Romero, B. Perez dan A. Plaza (Hasanoğlu, <i>et al</i> 2010).	Penyisihan amonia menggunakan kontaktor membran serat berongga dan <i>flat sheet</i> membran. Larutan penyerap yang digunakan adalah H ₂ SO ₄ encer.
S.N Ashrafizadeh, dan Z. Khorasani (Ashrafizadeh <i>and</i> Khorasani 2010).	Penyisihan amonia menggunakan kontaktor membran serat berongga. Variabel bebas pH umpan, laju alir umpan, temperatur umpan, dan temperatur absorben yang ditujukan untuk mengetahui parameter proses yang paling mempengaruhi nilai koefisien perpindahan massa.
Sutrasno Kartohardjono, M.H. Putri, S. Fahmiati, E. Fitriasari, C. Ajeng, Setijo Bismo (S. Kartohardjono, <i>et al</i> 2012)	Penyisihan amonia dari air limbah menggunakan proses kombinasi ozon dan kontaktor membran serat berongga, serta absorben air alam Ciater. Variabel bebas yang digunakan adalah pH larutan penyerap.
Sutrasno Kartohardjono, Yuniar Nuraeni, dan Setijo Bismo (2012)	Penyisihan amonia menggunakan gabungan kontaktor membran serat berongga, reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator. Variabel bebas yang digunakan adalah laju alir umpan dan jumlah serat membran.

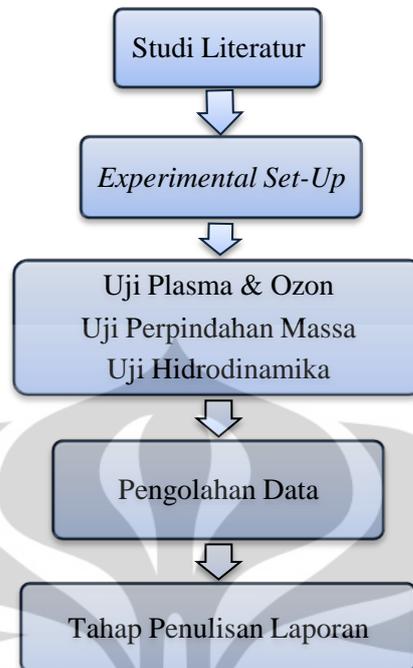
BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

Proses penyisihan amonia yang terkandung dalam air limbah sintetik mencakup beberapa tahap pengerjaan. Metode penyisihan tersebut dilakukan dengan menggunakan sistem gabungan membran serat berongga, RHOP, dan ozonator dengan larutan absorben berupa bahan alam yaitu air alam Ciater. Ozonator dan RHOP yang digunakan merupakan hasil rancangan Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo., DEA. Terdapat 3 variasi jumlah serat membran yang digunakan, yaitu jumlah serat 40, 50 dan 60. Laju alir umpan pada proses penyisihan menggunakan membran divariasikan pada 3, 4, dan 5 Lpm, sedangkan pada proses penyisihan menggunakan gabungan serat berongga, RHOP, dan ozonator diatur pada 0,78 Lpm. Temperatur proses penyisihan amonia berlangsung pada suhu ruang ($\pm 25^{\circ}\text{C}$).

3.1 Prosedur Penelitian

Untuk mempermudah pelaksanaan kegiatan penelitian, secara berurutan akan dilakukan tahapan pengerjaan penelitian yang meliputi studi literatur, *experimental set-up*, tahap uji perpindahan massa dan hidrodinamika, tahap pengolahan data dan tahap penulisan laporan. Secara garis besar tahapan-tahapan penelitian tersebut dijelaskan pada diagram alir yang ditunjukkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.2. Studi Literatur

Tahap studi literatur mencakup pencarian dan pengumpulam literatur yang berasal dari buku-buku referensi, jurnal, ataupun artikel mengenai proses penyisihan amonia oleh kontaktor membran serat berongga, teori-teori yang berhubungan dengan plasma, AOPs, dan karakteristik membran polivinil klorida. Selain itu, dicari juga literatur mengenai teori dan persamaan-persamaan yang akan digunakan untuk menentukan koefisien perpindahan massa dan uji hidrodinamika yang terjadi di dalam kontaktor membran serat berongga.

3.3. *Experimental Set-Up*

Tahap *experimental set-up* terdiri dari persiapan peralatan dan bahan-bahan proses yang digunakan pada penelitian.

3.3.1 Alat Proses

Pada penelitian digunakan seperangkat alat proses yang terdiri dari kontaktor membran serat berongga, plasma, pompa, tangki reservoir sebagai

wadah umpan dan larutan penyerap, valve, *liquid flow meter / rotameter* untuk mengatur laju alir dari pelarut, dan *Martini Amonia Meter Medium Range*.

- 1) Modul Membran Serat Berongga, dengan spesifikasi sebagai berikut,



Gambar 3.2 Membran Serat 40, 50 dan 60

- a) Material membran : *Polivynil Chlorida (PVC)*
- b) Ukuran membran
- Diameter luar serat : 1,5 mm
 - Diameter dalam serat : 0,8 mm
 - Jumlah serat : 40, 50, dan 60
- c) Ukuran modul
- Panjang : 40 cm
 - Diameter luar : 4 cm
 - Diameter dalam : 3,6 cm

- 2) Reaktor hibrida ozon-plasma

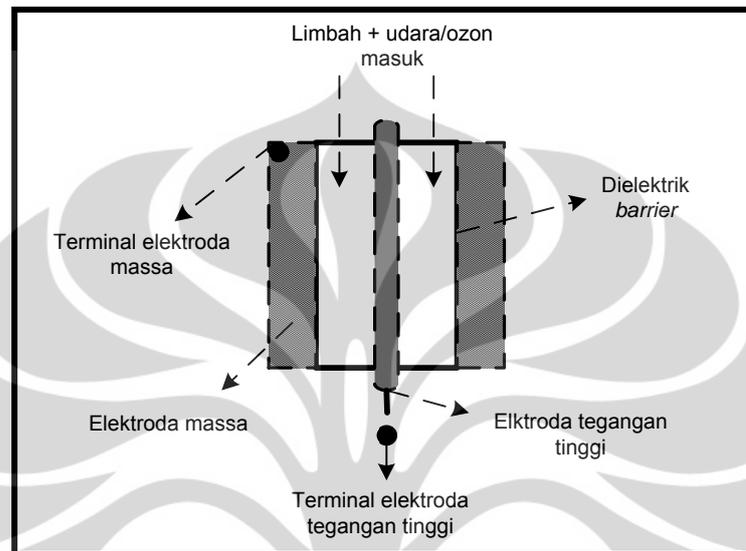
Peralatan yang digunakan untuk reaktor hibrida ozon-plasma terdiri dari :

- a. Media Dielektrik (selubung dielektrik)

Media dielektrik yang digunakan berbentuk pipa selongsong yang terbuat dari bahan gelas borosilikat. Kedua ujungnya dilengkapi dengan tutup berulir (*screw cap*) sebagai penyangga elektroda tegangan tinggi. Media dielektrik dapat dilihat pada Gambar 3.3. Pada jarak 3 cm dari ujung bagian atas diberi lubang kecil berdiameter 3 mm yang digunakan sebagai keluaran (*output*) aliran limbah setelah proses.

Spesifikasi dielektrik adalah sebagai berikut :

- Panjang : 24 cm
- Diameter : 2 cm
- Tebal : 1 mm



Gambar 3.3 Media Dielektrik Plasma

b. Elektroda Tegangan Tinggi

Elektroda yang digunakan berbentuk pipa berbahan *Stainless Steel* tipe SS-316 dengan diameter 3/8 dimana salah satu ujungnya disumbat dan diberi lubang sebagai keluaran aliran limbah, sedangkan ujung yang lainnya dibiarkan terbuka yang akan dihubungkan dengan sumber limbah. Gambar elektroda tegangan tinggi dapat dilihat pada Lampiran 3. Berikut adalah spesifikasi dari elektroda tegangan tinggi:

- Panjang : 36 cm
- Diameter dalam : 0,7 cm
- Diameter luar : 1 cm

c. Elektroda Massa (Elektroda Kassa)

Elektroda kassa terbuat dari bahan *Stainless Steel* tipe SS-316 yang dililitkan pada dinding reaktor bagian luar yang berfungsi sebagai elektroda. Gambar elektroda massa dapat dilihat pada Lampiran 3.

d. Neon Sign Transformer (NST) atau Plasmatron

Neon sign transformer (NST) berfungsi untuk menaikkan tegangan sehingga akan menghasilkan energi yang cukup untuk menghasilkan *corona discharge*. Gambar NST dapat dilihat pada Lampiran 3.

d. Voltmeter

Voltmeter bermerek *Heles* yang digunakan untuk mengukur besar tegangan bolak-balik (AC) yang dialirkan ke NST untuk pembangkitan plasma dalam reaktor dipasang secara paralel. Gambar voltmeter dapat dilihat pada Lampiran 3.

e. Amperemeter

Amperemeter digunakan untuk mengukur besar arus yang mengalir ke dalam rangkaian. Amperemeter dipasang seri pada rangkaian dengan NST (pembangkit plasma). Gambar amperemeter dapat dilihat pada Lampiran 3.

f. Flow meter

Flowmeter digunakan terdiri dari dua macam, yaitu :

- Flowmeter gas/ udara

Flowmeter udara digunakan untuk mengetahui laju alir udara yang mengalir yang ditentukan sesuai dengan variabel.

- Flowmeter *liquid*

Flowmeter *liquid* digunakan untuk mengetahui debit limbah (umpan) yang mengalir dalam membran dan rektor hibrid ozon-plasma yang ditentukan sesuai dengan variabel.

g. Regulator Tegangan

Regulator tegangan berfungsi sebagai pengatur tegangan keluaran untuk NST sesuai dengan yang diinginkan agar terjadi pelepasan korona. Gambar regulator dapat dilihat pada Lampiran 3.

Spesifikasi Regulator yang kita gunakan adalah sebagai berikut :

Kapasitas : 0,5 kVA

Range : Input 220V

Output 0-250V

h. Injektor

Injektor yang digunakan berfungsi sebagai tempat kontak antara udara/ozon dengan aliran limbah amonia, sehingga terjadi proses pencampuran dan akan terbentuk gelembung-gelembung di dalam air limbah. Gelembung-gelembung ini merupakan hasil injeksi udara/ozon ke dalam aliran limbah amonia agar kaya oksigen/ ozon untuk proses reaktor hibrida ozon-plasma. Gambar injektor dapat dilihat pada Lampiran 3.

i. Selang

Selang berfungsi sebagai penghubung antara satu alat dengan alat lainnya.

Selang yang digunakan terdiri dari tiga macam, yaitu :

- Selang berbahan *Polivinyll Chloride* (PVC) yang digunakan untuk aliran gas berwarna agak buram dan kaku.
- Selang berbahan silikon yang digunakan untuk aliran limbah berwarna putih dan lentur.
- Selang berbahan polikarbonat yang digunakan untuk aliran liquida berwarna putih dan kaku.

3) Ozonator

Spesifikasi selongsong:

- Satu CD-Chamber
- Panjang : 43 cm
- Diameter selongsong : 4,53 cm
- Tebal : 0,47 cm

Spesifikasi elektroda tegangan tinggi (bahan SS-304):

- Panjang : 40 cm
- Diameter dalam : 0,78 cm
- Diameter luar : 0,975 cm



Gambar 3.4 Ozonator

- 4) Pompa yang digunakan terdiri dua jenis, yaitu:
 - a) Pompa yang digunakan untuk mengalirkan air dari reservoir menuju modul membran, dengan spesifikasi sebagai berikut:
 - Produk : Aquila P.3900
 - H max : 2,5 meter
 - b) Pompa yang digunakan untuk mengalirkan air dari reservoir menuju reaktor hibrida ozon-plasma
- 5) Amonia Meter, digunakan untuk mengukur konsentrasi amonia. Gambar amonia meter dapat dilihat pada Lampiran 3.
Spesifikasi amonia meter:
 - Tipe : MI - 405
 - Produk : Martini – USA
 - Range : 0,00 – 9,99 mg/L
 - Range temperatur : 0 – 50 °C
- 6) pH meter merk *thermo electron corporation*, digunakan untuk mengukur pH larutan
- 7) Wadah (*reservoir*), sebagai tempat untuk larutan amonia dan larutan penyerap. Gambar *reservoir* dapat dilihat pada Lampiran 3.

3.3.2 Bahan Proses

- 1) Larutan Amonia 800 ppm (pH 11)

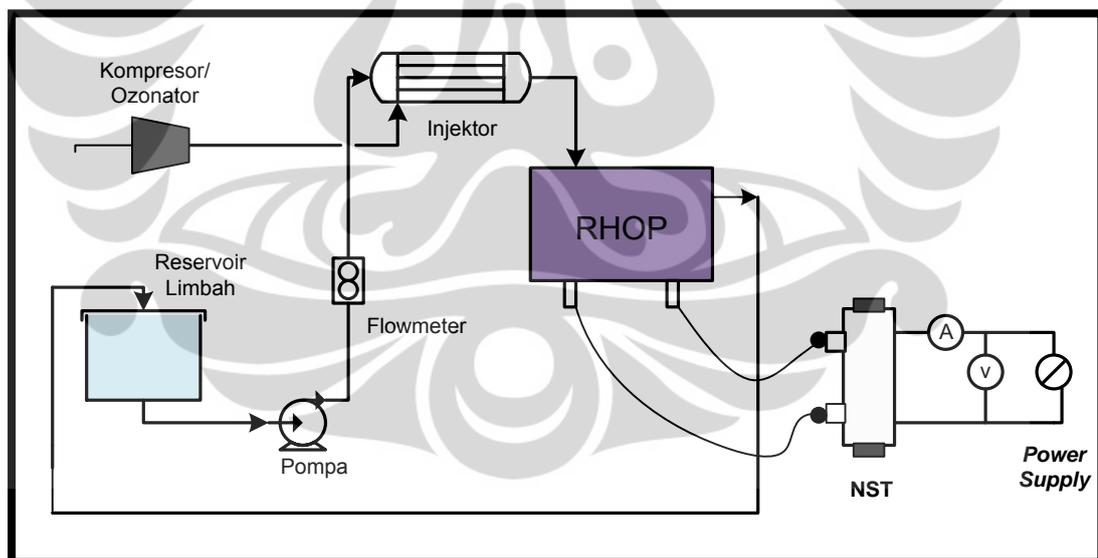
Pada penelitian ini akan digunakan limbah amonia sintetis dengan konsentrasi 800 ppm, yang dibuat dari ammonium sulfat *pure analysis*. Air limbah sintetis dijaga pada pH 11. Pemilihan pH 11 mengacu pada penelitian terdahulu, dimana pada pH tersebut merupakan kondisi yang paling efektif untuk menyisahkan amonia.

- 2) Larutan penyerap bahan alam (pH 1)

Larutan penyerap (absorben) yang digunakan pada penelitian berasal dari bahan alam berupa air alam Ciater.

3.3.3 Rancang Bangun Reaktor Hibrida Ozon-Plasma (RHOP)

Rangkaian peralatan yang digunakan dalam sistem pengolahan limbah dengan menggunakan Reaktor hibrida ozon-plasma pada penelitian ini dapat digambarkan sebagai berikut :



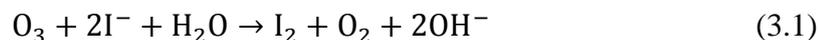
Gambar 3.5. Rangkaian Peralatan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma

3.3.4 Uji Produktivitas Ozonator

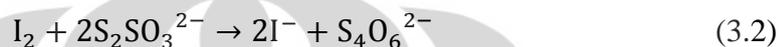
Pengujian produktivitas ozon pada reaktor hibrida ozon-plasma dilakukan dengan menggunakan metode iodometri dengan indikator amilum. Prinsip dari

metode ini adalah ion iodide (I) dioksidasi menjadi iodium (I₂) oleh ozon dalam larutan kalium iodide. Pembebasan iodium dititrasi dengan larutan Natrium Tiosulfat (Na₂S₂O₃).

Reaksi antara ozon dengan kalium iodide adalah sebagai berikut (Bismo,2004):



Pembebasan iodium (I₂) dititrasi dengan natrium tiosulfat :



Peralatan yang dibutuhkan dalam percobaan ini antara lain :

1. Ozonator
2. Buret 50 mL dan statip
3. Piala gelas 500 mL
4. Erlenmeyer 500 mL

Bahan yang digunakan pada percobaan ini antara lain :

1. Larutan kalium iodide 2%
2. Larutan natrium tiosulfat 0,005 N
3. Larutan H₂SO₄ 2N
4. Aquadest
5. Indicator amilum 1%

Prosedur Uji Produktivitas Ozon :

1. Disiapkan larutan kalium iodide 2% dalam penampung kemudian tutup. Larutan KI 2% akan ini disirkulasikan ke dalam reaktor hibrida ozon-plasma.
2. Dinyalakan RHOP dan *stopwatch*, kemudian amati perubahan warna larutan KI 2% dalam penampung hingga menjadi kuning.
3. Dimatikan reaktor ozon-plasma, dicatat waktu yang dibutuhkan agar larutan KI2% berubah jadi kuning.
4. Ditambahkan larutan H₂SO₄ 2N sebanyak 4 mL dan ditambahkan indicator amilum 1% hingga larutan berubah menjadi biru tua.

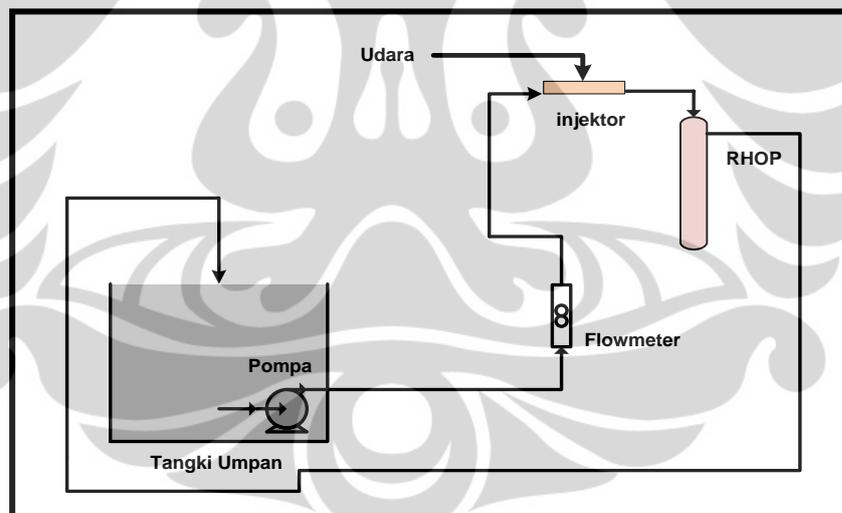
5. Selanjutnya, dititrasi dengan natrium tiosulfat hingga tidak berwarna.
6. Dicatat volume titasi yang diperoleh kemudian dilakukan penghitungan

3.4 Uji Plasma dan Ozon

Proses oksidasi lanjut yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah teknologi hibrida antara teknologi plasma dan ozon (reaktor hibrida ozon-plasma). Sistem reaktor ozon-plasma yang digunakan merupakan sistem reaktor hibrida ozon-plasma hasil rancangan Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo, DEA. Penyisihan amonia dilakukan menggunakan proses hibrida ozon-plasma (RHOP), ozonator dan gabungan (RHOP) dengan ozonator.

3.4.1 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan RHOP

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian penyisihan amonia menggunakan sistem RHOP.



Gambar 3.6 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem RHOP.

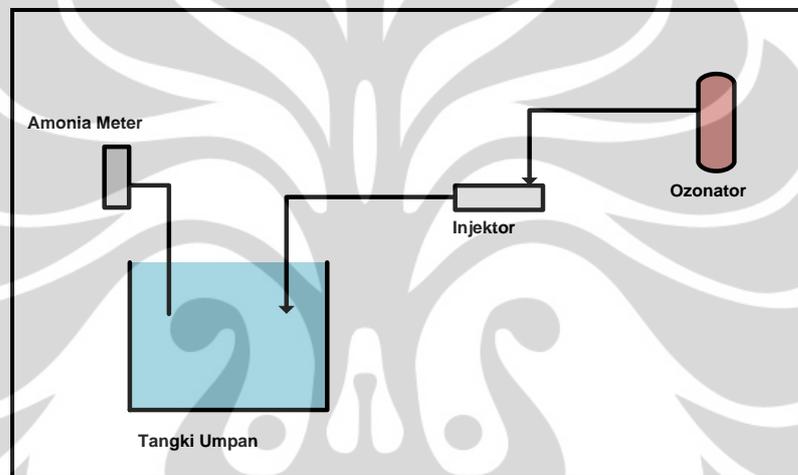
Larutan limbah amonia dipompa ke dalam plasma yang bekerja secara kontinyu. Setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam, larutan amonia yang keluar dari plasma akan diukur konsentrasi atau kandungan amonianya menggunakan amonia meter.

Berikut ini kondisi operasi yang digunakan pada penyisihan amonia menggunakan plasma:

- Tegangan : 225 V
- Laju alir udara : 12,5 Lpm

3.4.2 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Ozon

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian penyisihan amonia menggunakan proses ozonasi.



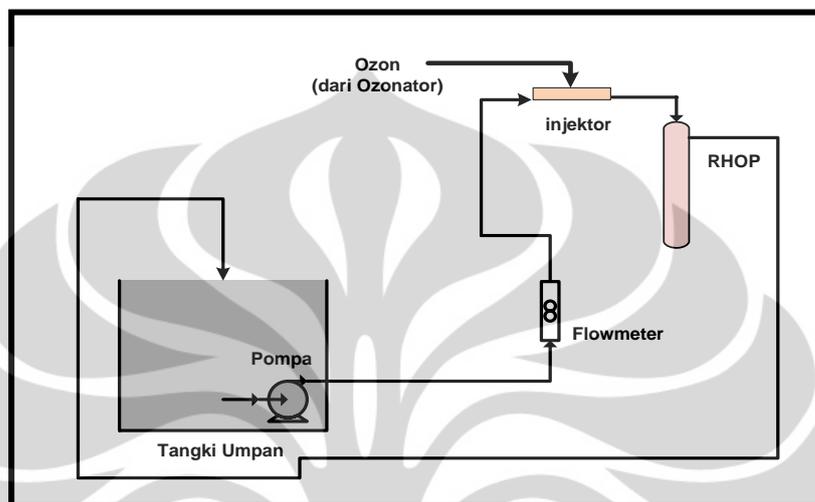
Gambar 3.7 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Ozon.

Pada penyisihan amonia menggunakan ozon, larutan limbah amonia diinjeksikan langsung oleh ozon dan setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam. Larutan amonia akan diukur konsentrasi atau kandungan amonianya menggunakan amonia meter. Berikut ini kondisi operasi yang digunakan pada penyisihan amonia menggunakan plasma:

- Tegangan : 190 V
- Laju alir udara : 150 L/jam

3.4.3 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma (RHOP) dan Ozonator

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian penyisihan amonia menggunakan gabungan RHOP-ozonator.



Gambar 3.8 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Gabungan RHOP-Ozonator.

Pada penyisihan amonia menggunakan gabungan RHOP dan ozonator, RHOP dihubungkan dengan injektor yang memiliki lubang tempat diinjeksikan ozon kedalamnya yang mana akan terjadi kontak langsung dengan aliran limbah yang melaluinya. Aliran limbah tersebut diharapkan akan bercampur homogen dengan ozon. Reaktor hibrida ozon-plasma berbentuk tabung dengan pemasangan elektroda, media dielektrik, dan elektroda tegangan tinggi yang disusun berada pada satu sumbu dan searah aliran gas reaktan dan limbah hasil. Aliran umpan melewati ruangan elektroda tegangan tinggi untuk selanjutnya berbalik arah melewati bagian dalam media dielektrik dan akan keluar pada lubang keluaran (*output*). Di dalam ruangan elektroda terjadi proses plasmanisasi yaitu proses pemaparan gas dan larutan umpan dalam medan listrik tegangan tinggi yang kemudian akan mengalami pembentukan radikal-radikal OH^\bullet dan ion OH^- .

Setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam, larutan amonia yang keluar dari plasma akan diukur konsentrasi atau kandungan amonianya menggunakan amonia meter.

Berikut ini kondisi operasi yang digunakan pada penyisihan amonia menggunakan reaktor hibrida ozon-plasma:

- Tegangan Plasma : 225 V
- Tegangan Ozon : 190 V
- Laju alir udara : 150 L/h

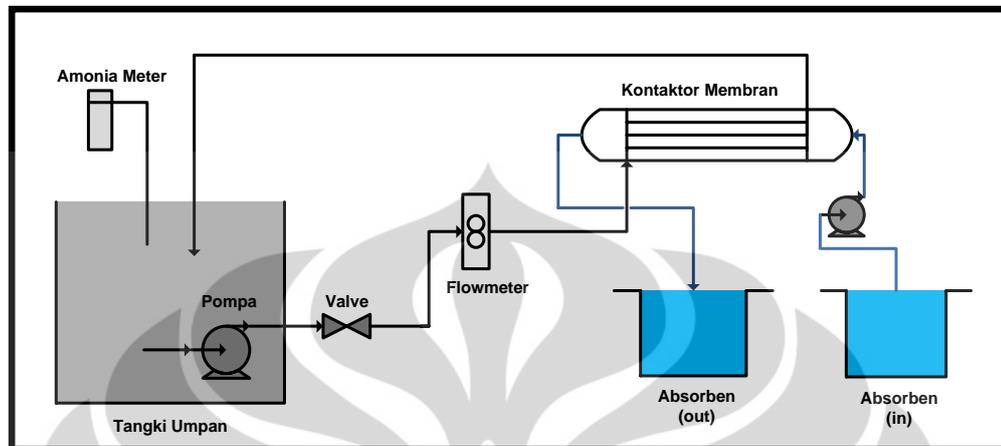
3.5 Tahap Uji Perpindahan Massa

Pelaksanaan uji perpindahan massa menggunakan membran dilakukan dengan menggunakan variabel bebas laju alir umpan dan jumlah serat membran yang masing-masing variabel akan mempunyai 3 variasi kondisi operasi. Laju alir umpan divariasikan pada 3, 4, dan 5 lpm, sedangkan variasi jumlah serat membran pada 40, 50, dan 60. Selain melakukan uji perpindahan massa menggunakan membran, dilakukan juga uji perpindahan massa menggunakan gabungan membran dengan RHOP, gabungan membran dengan ozon, serta gabungan membran dengan RHOP dan ozon. Khusus untuk uji perpindahan massa menggunakan gabungan membran dengan RHOP, ozon, atau dengan RHOP & ozon laju alir yang digunakan yaitu 0,78 Lpm. Jumlah serat membran 60 digunakan pada proses gabungan membran dengan RHOP atau ozon, sedangkan pada gabungan membran dengan RHOP dan ozon dilakukan variasi jumlah serat 40, 50, dan 60.

Sebagai bahan pembandingan kinerja penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran, RHOP, dan ozonator, maka dilakukan pengambilan data penyisihan amonia dengan menggunakan RHOP, ozonator dan membran yang dirangkai secara terpisah.

3.5.1 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian sistem membran.



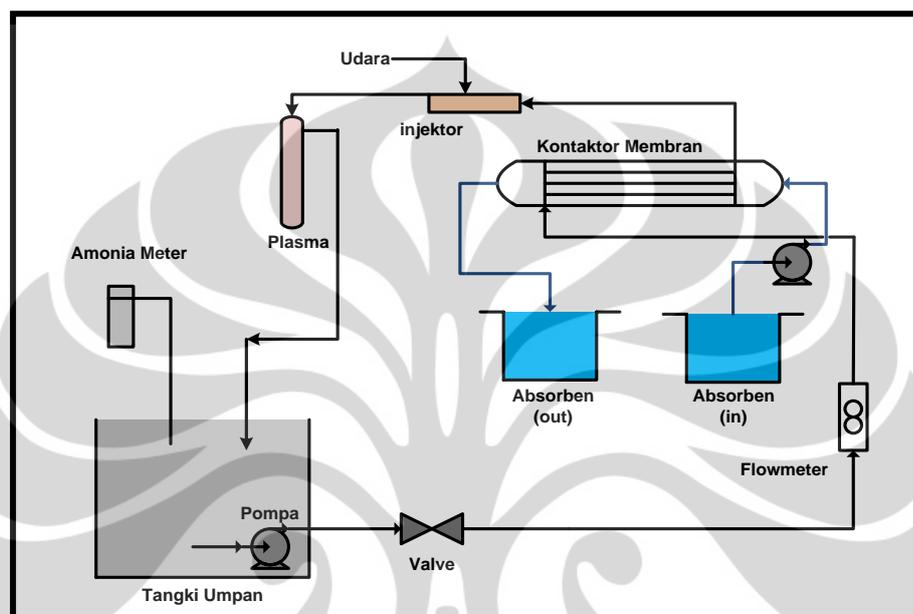
Gambar 3.9 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran.

Prinsip proses penyisihan menggunakan membran kontaktor adalah umpan berupa air limbah sintetik yang mengandung amonia dilewatkan ke dalam kontaktor membran serat berongga yang bersifat hidrofobik. Sebelum umpan mengalir ke bagian *shell* membran kontaktor, larutan penyerap bahan alam harus dialirkan terlebih dahulu ke dalam *tube* membran kontaktor. Sifat membran yang hidrofobik menjadikan amonia terpisah dari air pelarutnya dan terus berdifusi ke dalam pori-pori membran. Perbedaan konsentrasi amonia dalam air limbah dan larutan penyerap akan memberikan *driving force* untuk proses perpindahan massa sejumlah amonia dari air limbah yang melewati membran menuju larutan penyerap.

Konsentrasi amonia dalam bak penampung akan berkurang seiring dengan bertambahnya waktu karena adanya sejumlah amonia yang terserap oleh absorben. Larutan amonia yang telah mengalami sirkulasi akan diukur konsentrasinya dengan menggunakan amonia meter setiap selang waktu 20 menit selama waktu sirkulasi 2 jam. Pengambilan data konsentrasi amonia tersebut dilakukan pada setiap variasi laju alir 3, 4, dan 5 Lpm dan untuk variasi serat membran 40, 50, dan 60, serta pada setiap variasi larutan penyerap yaitu larutan penyerap air alam Ciater

3.5.2 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dan RHOP

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran dan RHOP.



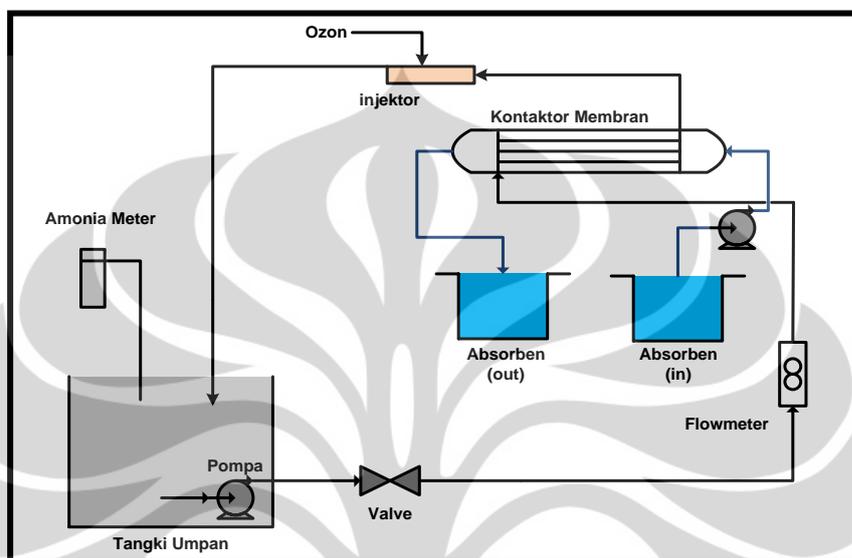
Gambar 3.10 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-RHOP.

Pada penyisihan amonia menggunakan gabungan proses kontaktor membran dengan RHOP, air limbah terlebih dahulu dialirkan ke dalam kontaktor membran kemudian kedalam RHOP. Udara diinjeksikan searah ke dalam aliran keluaran membran sebelum masuk ke RHOP. Aliran limbah diharapkan akan bercampur homogen dengan gas oksigen. Injeksi udara dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menggunakan oksigen sebagai gas reaktan dan sekaligus digunakan pula sebagai media pendingin. Tegangan pada reaktor plasma diset pada 225V dengan laju alir udara 12,5 Lpm.

Larutan amonia yang telah mengalami sirkulasi akan diukur konsentrasinya dengan menggunakan amonia meter setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam. Pengambilan data konsentrasi amonia tersebut dilakukan menggunakan membran serat 60 dan laju alir umpan 0,78 Lpm serta menggunakan larutan penyerap air alam Ciater.

3.5.3 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Rangkaian Alat Gabungan Membran dan Ozonator

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran dan ozonator.



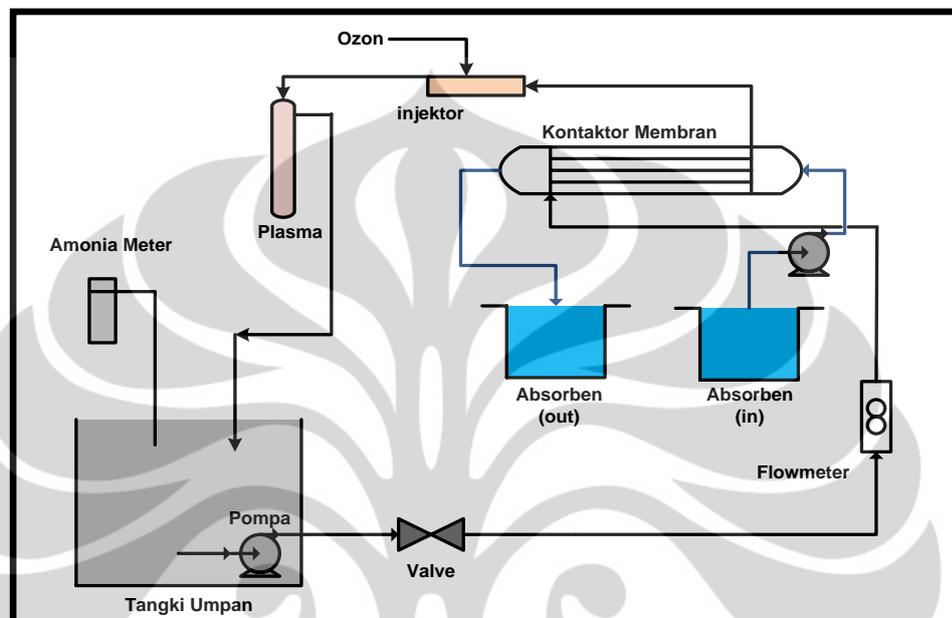
Gambar 3.11 Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-ozonator.

Pada penyisihan amonia menggunakan gabungan proses kontaktor membran dengan ozon, air limbah terlebih dahulu dialirkan ke dalam kontaktor membran kemudian aliran tersebut diinjeksi oleh ozon yang berasal dari ozonator. Aliran limbah diharapkan akan bercampur homogen dengan ozon. Tegangan pada ozonator diset pada 190V dengan laju alir udara 150 L/h.

Larutan amonia yang telah mengalami sirkulasi akan diukur konsentrasinya dengan menggunakan amonia meter setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam. Pengambilan data konsentrasi amonia tersebut dilakukan menggunakan membran serat 60 dan laju alir umpan 0,78 Lpm serta menggunakan larutan penyerap air alam Ciater.

3.5.4 Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP & Ozonator

Berikut ini adalah skema rancangan alat penelitian sistem membran dan plasma.



Gambar 3.12. Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran, RHOP - Ozonator.

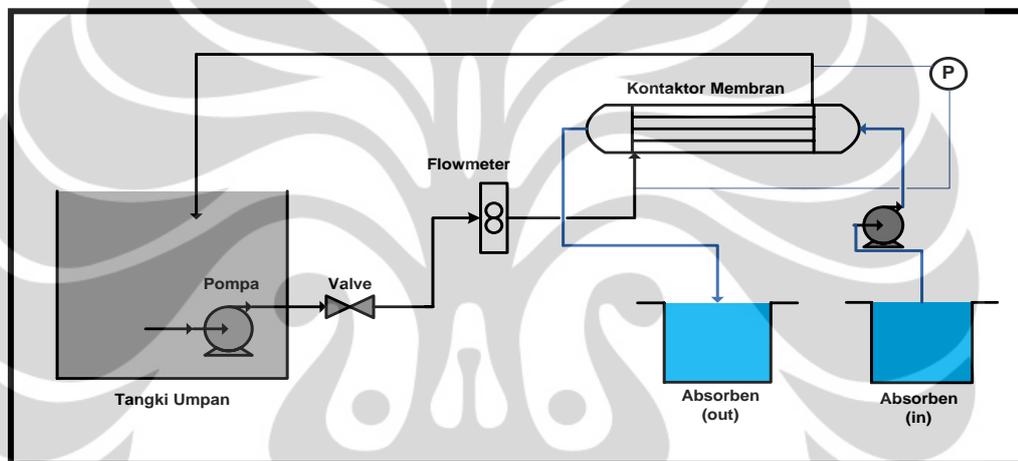
Pada penyisihan amonia menggunakan rangkaian alat gabungan kontaktor membran, RHOP dan ozon, umpam berupa limbah amonia sintetik dialirkan melalui membran terlebih dahulu sebelum mengalir ke RHOP. Sebelum air limbah masuk ke RHOP, air limbah tersebut diinjeksi dengan ozon terlebih dahulu. Pada RHOP terjadi pembentukan ion OH^- yang dapat menggeser kesetimbangan reaksi kelarutan amonia di dalam air limbah ke arah pembentukan amonia bebas, sehingga jumlah amonia bebas dalam air limbah yang akan disisihkan di dalam membran kontaktor akan bertambah. Selain itu juga pembentukan radikal OH^\bullet akan membantu beban membran dalam menyisihkan amonia dengan cara mendegradasi amonia. Berikut ini kondisi operasi yang digunakan pada penyisihan amonia menggunakan gabungan kontaktor membran, RHOP dan ozon:

- Tegangan Plasma : 225 V
- Tegangan ozon : 190 V
- Laju alir udara : 150 L/h

Larutan amonia yang telah mengalami sirkulasi akan diukur konsentrasinya dengan menggunakan amonia meter setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam. Pengambilan data konsentrasi amonia tersebut dilakukan pada variasi serat membran 40, 50, dan 60, dengan laju alir umpan tetap 0,78 Lpm menggunakan larutan penyerap air alam Ciater.

3.6 Tahap Uji Hidrodinamika

Berikut ini adalah skema peralatan uji hidrodinamika pada aliran yang melalui kontaktor membran.



Gambar 3.12 Skema Peralatan Uji Hidrodinamika

Uji hidrodinamika dilakukan untuk mengetahui sifat atau kondisi fluida cair saat fluida tersebut bergerak melewati kontaktor membran. Pada tahap uji hidrodinamika diambil data tekanan fluida sebelum dan setelah melewati kontaktor membran serat berongga. Nilai tekanan tersebut dapat dilihat pada manometer yang dipasang di aliran sebelum dan sesudah melewati membran. Nilai perbedaan tekanan yang terbentuk kemudian akan digunakan untuk menentukan nilai bilangan Reynolds dan faktor friksi air limbah yang mengalir melewati kontaktor membran. Pengukuran nilai tekanan ini dilakukan pada variasi laju alir umpan dan jumlah serat membran setiap 20 menit selama rentang waktu sirkulasi 2 jam.

3.7 Tahap Pengolahan Data

Tahap pengolahan data terdiri atas dua bagian yaitu pengolahan data hasil uji perpindahan massa dan uji hidrodinamika.

3.7.1 Pengolahan Data Hasil Uji Perpindahan Massa

Pengolahan data hasil uji perpindahan massa terdiri atas penentuan efisiensi penyisihan amonia, penurunan rumus penentuan koefisien perpindahan massa dan korelasi antara koefisien perpindahan massa dengan faktor hidrodinamika.

- Penentuan Efisiensi Penyisihan Amonia

Efisiensi penyisihan amonia dinyatakan oleh nilai %rejeksi (%R) yang ditentukan menggunakan persamaan:

$$\%R = \frac{C_0 - C_t}{C_0} \times 100\% \quad (3.3)$$

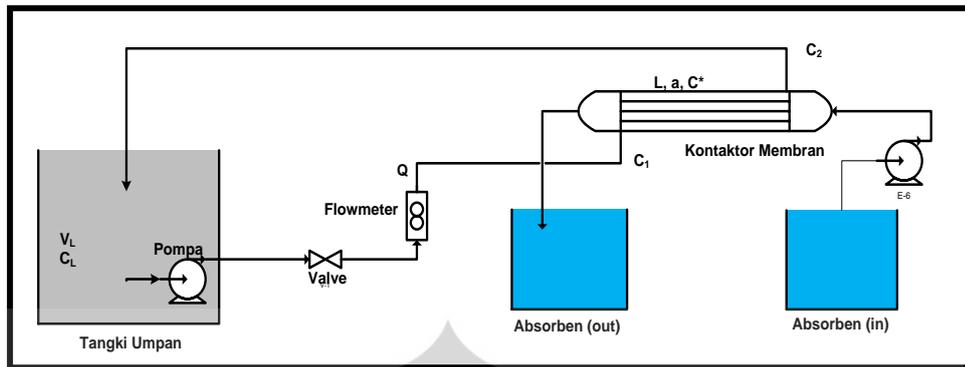
Dimana,

C_0 = konsentrasi awal amonia pada larutan umpan (mg/L)

C_t = konsentrasi amonia pada waktu t

- Penentuan Koefisien Perpindahan Massa

Pada Gambar 3.13 adalah skema rancangan alat penelitian untuk penurunan persamaan koefisien perpindahan massa.



Gambar 3.13 Skema Alat untuk Penurunan Persamaan Koefisien Perpindahan Massa

Perpindahan amonia melewati tiap satuan serat membran dapat dituliskan dengan persamaan berikut :

$$v_L \left(-\frac{dC_L}{dz} \right) = k.a.(C_L - C^*) \quad (3.4)$$

Tekanan amonia pada fasa gas sama dengan tekanan amonia pada serat sehingga konsentrasi amonia dalam fasa gas pada serat (C^*) cenderung konstan dan sangat kecil dan dapat diabaikan. Pada laju alir gas yang sangat kecil didalam serat penurunan tekanan sepanjang serat dapat diabaikan dan asumsi tekanan konstan. Jika pengaruh konsentrasi amonia terlarut (C_L) konstan maka batas kondisi $C_L = C_1$ pada $z = 0$ dan $C_L = C_2$ pada $z = L$ diaplikasikan maka mengintegrasikan persamaan (3.4) akan menghasilkan persamaan:

$$\int_{C_L = C_1 \rightarrow \text{pada } z=0}^{C_L = C_2 \rightarrow \text{pada } z=L} -\frac{dC_L}{(C_L - C^*)} = \int_{z=0}^{z=L} \frac{k.a}{v_L} dz$$

$$[-\ln(C_L - C^*)]_{C_1}^{C_2} = \frac{k a L}{v_L}$$

$$\ln \left(\frac{C_1 - C^*}{C_2 - C^*} \right) = \frac{k a L}{v_L}$$

$$\ln \left(\frac{C_2 - C^*}{C_1 - C^*} \right) = -\frac{k a L}{v_L}$$

$$\begin{aligned} \left(\frac{C_2 - C^*}{C_1 - C^*}\right) &= \exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) \\ C_2 - C^* &= (C_1 - C^*) \exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) \\ C_2 &= C^* + (C_1 - C^*) \exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) \end{aligned} \quad (3.5)$$

Luas permukaan spesifik (a) telah diketahui nilainya dalam modul serat berongga sehingga dapat dihitung dari jumlah dan ukuran serat serta dimensi modul.

Dengan asumsi tangki air dicampur dengan baik (*well mixed reservoir*) maka neraca massa pada tangki adalah :

$$V \left(-\frac{dC_1}{dt}\right) = (Q \cdot C_1 - Q \cdot C_2) \quad (3.6)$$

Substitusi nilai C_2 dari persamaan (3.5) dan dengan pengaturan ulang menghasilkan persamaan berikut ini :

$$\begin{aligned} \frac{dC_1}{dt} &= \frac{Q}{V} \left[C^* + (C_1 - C^*) \exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - C_1 \right] \\ \frac{dC_1}{dt} &= \frac{Q}{V} \left[(C_1 - C^*) \exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - (C_1 - C^*) \right] \\ \frac{dC_1}{(C_1 - C^*)} &= \frac{Q}{V} \left[\exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - 1 \right] dt \end{aligned} \quad (3.7)$$

Integrasi pada batas kondisi $t=0$, $C_1=C_0$ dan $t=t$, $C_1=C$ memberikan hubungan perubahan konsentrasi terhadap waktu yang disajikan pada persamaan berikut :

$$\int_{C_1=C_0 \rightarrow \text{pada } t=0}^{C_1=C \rightarrow \text{pada } t=t} \frac{dC_1}{(C_1 - C^*)} = \int_{t=0}^{t=t} \frac{Q}{V} \left[\exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - 1 \right] dt$$

$$\ln \left(\frac{C - C^*}{C_0 - C^*}\right) = \frac{Q}{V} \left[\exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - 1 \right] t \quad (3.8)$$

Dari persamaan ini, koefisien perpindahan massa *overall* (k) dapat dicari dengan memplotkan $\ln(C^*/C^* - C_1)$ vs t , kemudian slope (kemiringan) garis dapat dihitung.

Nilai K dapat diketahui dengan persamaan (3.9) dibawah ini.

$$\begin{aligned} \text{slope} &= \frac{Q}{V} \left[\exp\left(-\frac{k a L}{v_L}\right) - 1 \right] \\ k &= -\frac{v_L}{a L} \left[\ln\left(\frac{V(\text{slope})}{Q}\right) + 1 \right] \end{aligned} \quad (3.9)$$

Dua asumsi penting yang diterapkan dalam dua persamaan tersebut adalah:

- 1) Waktu respon perhitungan amonia cukup cepat untuk mengawasi laju perubahan amonia secara akurat.
- 2) Asumsi umpan konstan yang masuk ke dalam modul harus realistis dengan konsentrasi amonia dalam tangki yang berubah secara perlahan-lahan jika dibandingkan dengan perubahan konsentrasi didalam modul.

Kedua asumsi di atas akan memuaskan jika tangki air dengan volume besar digunakan pada desain eksperimen.

- Korelasi Koefisien Perpindahan Massa dengan Faktor Hidrodinamika

Pengaruh koefisien perpindahan massa terhadap faktor hidrodinamika yang melewati kontaktor membran dinyatakan oleh bilangan-bilangan tak berdimensi yaitu bilangan Sherwood (Sh), Reynolds (Re) dan Schmidt (Sc).

- Bilangan Sherwood

$$Sh = k \frac{d_e}{D} \quad (3.10)$$

Dimana,

- D = difusivitas = $1,76 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$
- d_e = diameter ekivalen (cm)

Diameter ekivalen membran ditentukan dengan persamaan,

$$d_e = \frac{d_p^2 - (n \times d_f^2)}{d_p + (n \times d_f)} \quad (3.11)$$

Dimana,

n = jumlah serat membran dalam modul

d_f = diameter serat (cm)

d_p = diameter selongsong (cm)

Bilangan sherwood yang didapatkan kemudian diplot terhadap bilangan reynolds pada berbagai variasi percobaan.

- Hubungan bilangan Sherwood, Reynolds dan Schmidt

$$Sh = a Re^b Sc^{1/3} \quad (3.12)$$

Pengaruh bilangan Schmidt diasumsikan tetap untuk korelasi terhadap perpindahan massa yaitu 1/3

3.6.2 Pengolahan Data Hasil Uji Hidrodinamika

Faktor-faktor hidrodinamika cairan yang mempengaruhi kinerja membran adalah bilangan Reynold, penurunan tekanan, dan faktor friksi.

- Penentuan bilangan Reynolds (Re)

Bilangan Reynold dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$Re = \frac{d_e \times v}{\mu_{kinematis}} \quad (3.13)$$

Dimana,

d_e = diameter ekivalen (cm)

v = kecepatan aliran (cm/s)

$\mu_{kinematis}$ = viskositas kinematis (cm^2/s) = $8,9 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}$

- Penentuan faktor friksi

Faktor friksi merupakan bilangan tidak mempunyai satuan dan berhubungan dengan kemampuan suatu fluida untuk menimbulkan gesekan (friksi).

Faktor friksi yang didapatkan kemudian akan di bandingkan dengan faktor friksi pipa halus. Faktor friksi ditentukan menggunakan persamaan berikut:

$$f = \frac{\Delta P \times d_e}{2 \times L \times \rho \times (V_l)^2} \quad (3.14)$$

Dimana,

ΔP = penurunan tekanan cairan masuk dan cairan keluar membran (psia)

d_e = diameter ekivalen (cm)

L = panjang kontaktor (cm)

V_l = laju alir cairan dalam kontaktor (cm/s)

Faktor friksi menurut literatur ditentukan melalui persamaan berikut,

- Aliran laminar

$$f = \frac{16}{Re} \quad (3.15)$$

3.7 Tahap Penulisan Laporan

Tahap penulisan laporan dilakukan setelah tahap pengolahan data. Nilai yang diperoleh dari tahap pengolahan data kemudian dibuat ke dalam bentuk grafik agar lebih mudah dianalisis pengaruhnya satu sama lain.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

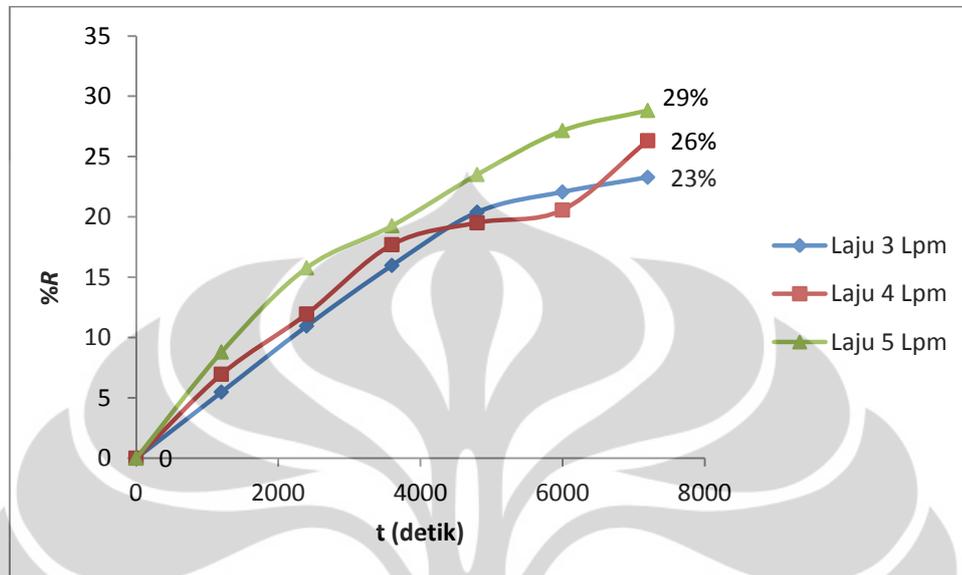
4.1 Pendahuluan

Penyisihan amonia dari air limbah sintetik dengan konsentrasi awal 800 ppm dibagi menjadi beberapa variasi proses penyisihan yaitu: penyisihan amonia menggunakan membran, penyisihan amonia menggunakan RHOP, penyisihan amonia menggunakan ozon, gabungan membran dan RHOP, gabungan membran dan ozon, gabungan RHOP dan ozon, serta gabungan membran, RHOP dan ozon. Efektivitas penyisihan amonia menggunakan berbagai variasi proses tersebut dapat dilihat dari perbandingan nilai % penyisihan (%R), dan nilai koefisien perpindahan massa. Pada studi perpindahan massa dipelajari pengaruh laju alir umpan dan jumlah serat terhadap perpindahan massa, dan perbandingan proses penyisihan amonia antara proses membran dengan proses gabungan membran dengan RHOP dan ozon terhadap perpindahan massa. Studi hidrodinamika dilakukan untuk melihat pengaruh jenis aliran fluida yang mengalir dalam selongsong kontaktor membran terhadap faktor friksi yang ditimbulkan oleh aliran fluida.

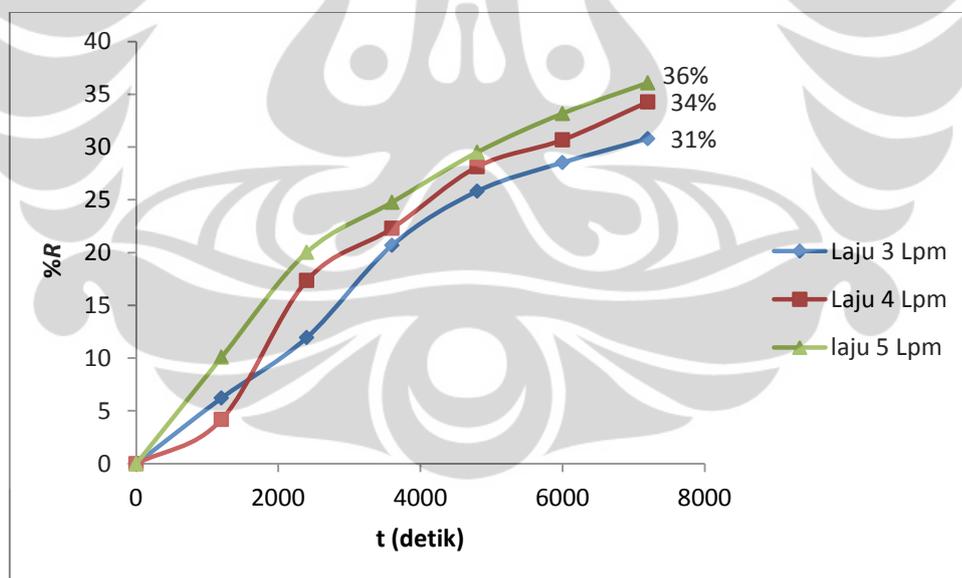
4.2 Efisiensi Penyisihan Amonia

Efisiensi penyisihan (%R) amonia yang terkandung dalam limbah sintesis dilihat dari % perubahan konsentrasi amonia selama perubahan waktu seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.1 s/d 4.3 terlihat bahwa pada proses penyisihan amonia yang hanya menggunakan membran saja dengan variasi jumlah serat 40, 50, 60 dan laju alir 3, 4, 5 Lpm %R amonia akan meningkat seiring dengan meningkatnya laju alir. Peningkatan laju alir umpan akan menimbulkan arus Eddy dimana bentuk alirannya lebih melingkar-lingkar seperti pusaran air dan turbulensi aliran semakin bertambah, sedangkan meningkatnya jumlah serat akan

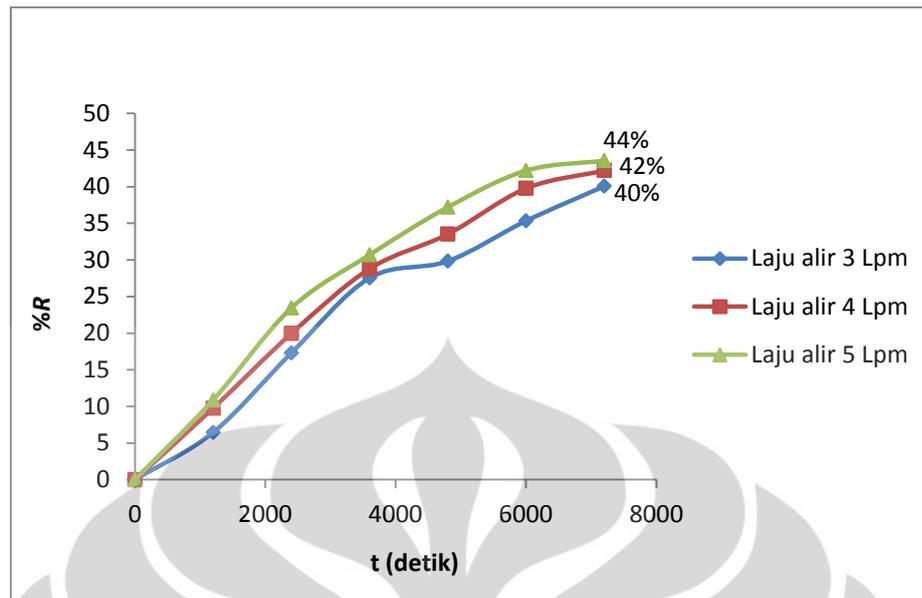
meningkatkan luas area kontak amonia dengan absorben sehingga %R akan bertambah.



Gambar 4.1 Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 40

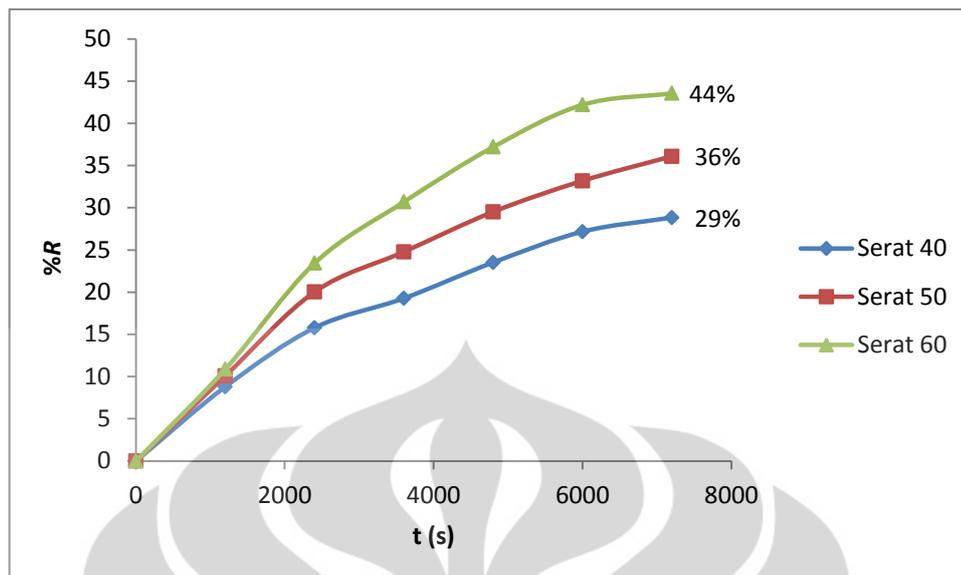


Gambar 4.2 Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 50



Gambar 4.3 Pengaruh Laju Alir Umpan Terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Serat 60

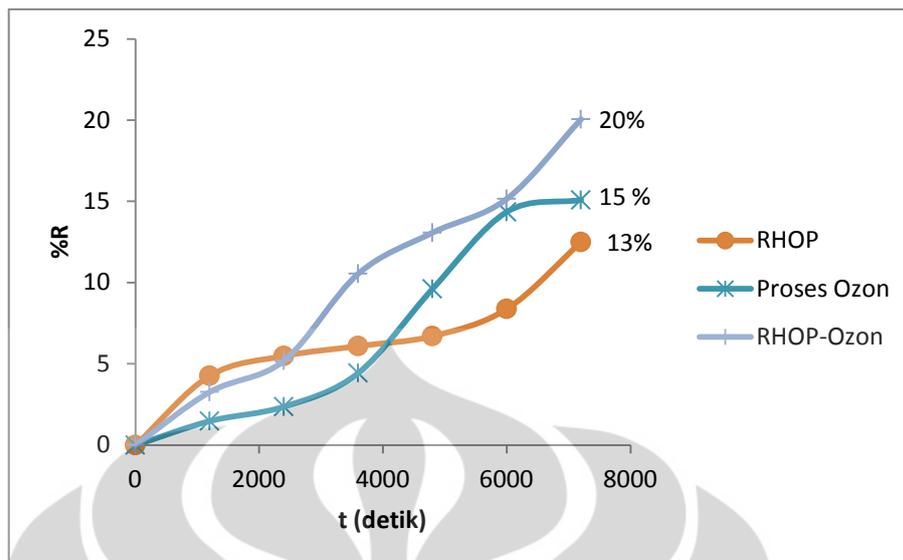
Berdasarkan Gambar 4.1 s/d 4.3 didapatkan nilai %R tertinggi pada variasi jumlah serat membran 60 dengan laju alir 5 Lpm yaitu sebesar 43,5%. Dari hasil tersebut terlihat bahwa selain pengaruh jumlah laju alir umpan, nilai %R dipengaruhi pula oleh jumlah serat membran yang digunakan. Semakin banyak jumlah serat maka luas permukaan kontak amonia dengan absorbent akan semakin tinggi sehingga nilai %R akan semakin besar seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.4. Pada grafik antara %R terhadap waktu terlihat bahwa pada nilai laju alir sama yaitu 5 Lpm efisiensi penyisihan amonia akan meningkat seiring dengan bertambahnya jumlah serat membran.



Gambar 4.4 Pengaruh Jumlah Serat Membran terhadap Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Proses Membran Pada Laju Alir 5 Lpm

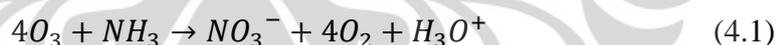
Berdasarkan Gambar 4.1 s/d 4.4 dapat disimpulkan bahwa pada proses penyisihan amonia yang hanya menggunakan membran saja, efisiensi penyisihan tertinggi didapatkan pada variasi variabel proses jumlah serat 60 dengan laju alir umpan 5 Lpm.

Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya bahwa pada penelitian ini selain menggunakan proses penyisihan dengan kontaktor membran, juga digunakan proses penyisihan yang melibatkan gabungan membran dengan RHOP dan ozon. Untuk pembandingan dilakukan juga proses penyisihan amonia yang hanya menggunakan RHOP, ozon, maupun gabungan RHOP dan ozon. Pada Gambar 4.5 ditampilkan grafik %R terhadap waktu pada penyisihan amonia menggunakan RHOP, ozon, dan gabungan RHOP-ozon. Hasil dari %R penyisihan amonia menggunakan RHOP saja yaitu sebesar 12,5 % merupakan efisiensi penyisihan terendah diantara ketiga proses tersebut. Hal ini dikarenakan reaktor plasma tersebut kurang mampu menghasilkan ozon dan radikal OH^{\bullet} dengan jumlah yang cukup untuk menyisihkan amonia di dalam air limbah.



Gambar 4.5 Pengaruh Jenis Proses Plasma-Ozon Pada Efisiensi Penyisihan Amonia terhadap Waktu

Gambar 4.5 memperlihatkan penyisihan amonia menggunakan proses ozonasi, pada proses tersebut didapat efisiensi penyisihan amonia yang lebih tinggi dibandingkan dengan proses penyisihan menggunakan RHOP yaitu sebesar 15 % . Lambatnya reaksi amonia dengan ozon ($20 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$ dengan $t_{1/2} = 96 \text{ jam}$) merupakan penyebab rendahnya nilai %R yang dihasilkan dari proses penyisihan menggunakan ozon. Reaksi ozon dengan NH_3 diuraikan pada reaksi berikut ini:

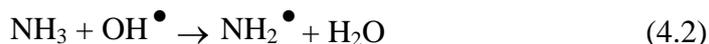


Kehadiran radikal OH^\bullet pada proses penyisihan amonia dapat mengoksidasi amonia dengan waktu reaksi lebih cepat ($9,7 \times 10^7 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$) tetapi pada kenyataannya tidak dapat berlangsung maksimal dikarenakan nilai konstanta laju reaksi radikal OH^\bullet dengan NH_3 mempunyai nilai yang relatif kecil jika dibandingkan konstanta laju oksidasi radikal OH^\bullet dengan senyawa organik maupun anorganik lainnya seperti nitrat, sianida, maupun besi. Reaksi pembentukan radikal OH^\bullet dan reaksi amonia dengan radikal OH^\bullet diuraikan sebagai berikut.

Reaksi pembentukan radikal OH^\bullet oleh ozon (Munter 2001):

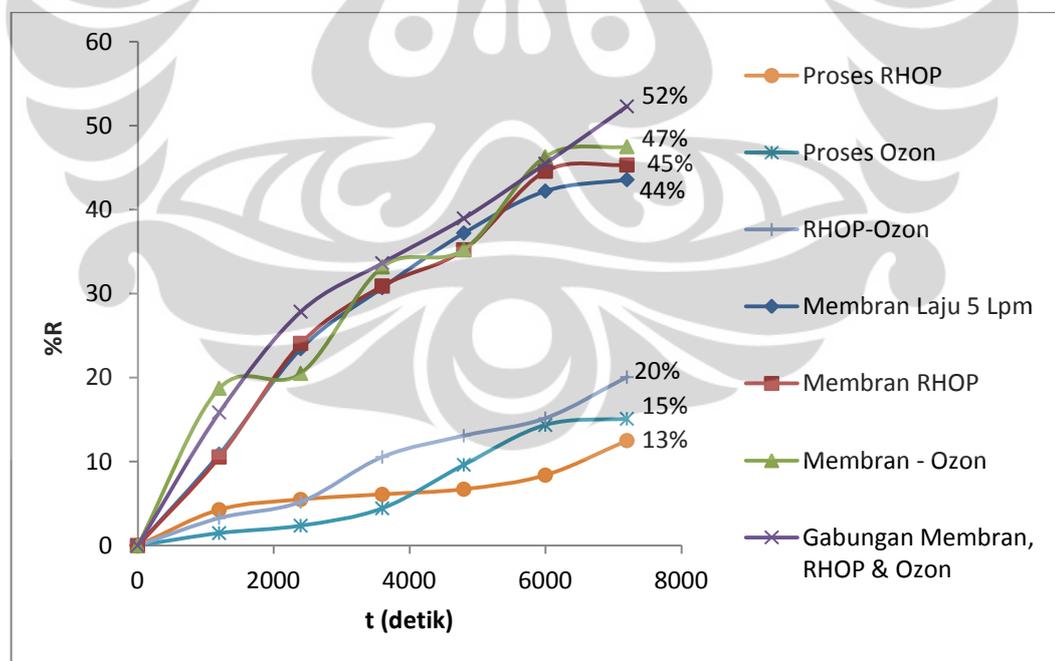


Reaksi amonia dengan radikal OH^\bullet (Huang *et al* 2008):



Untuk lebih meningkatkan hasil tersebut, maka dilakukan proses penyisihan amonia menggunakan gabungan RHOP-ozonator. Efisiensi yang didapatkan dari penyisihan amonia menggunakan gabungan plasma dan ozon yaitu sebesar 20%. Nilai efisiensi yang masih rendah tersebut, membuktikan bahwa peranan kontaktor membran serat berongga dibutuhkan untuk menghasilkan %R amonia yang lebih tinggi. Pada gambar 4.6 ditampilkan grafik efisiensi amonia terhadap waktu pada berbagai variasi proses, dimana pada proses yang melibatkan membran digunakan membran dengan jumlah serat yang sama yaitu 60, sedangkan tegangan RHOP yang digunakan 225V dan ozonator sebesar 190V.

Seperti yang sudah dibahas sebelumnya, penyisihan amonia dengan RHOP mempunyai nilai %R yang terkecil dibandingkan proses penyisihan lainnya, yang kemudian disusul dengan proses ozonasi, gabungan RHOP-ozonator dan proses kontaktor membran.



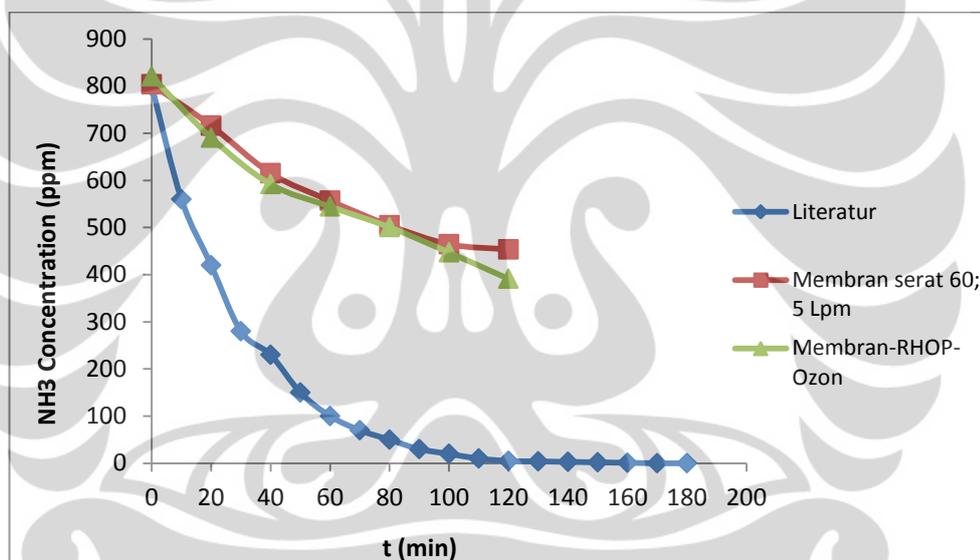
Gambar 4.6 Pengaruh Berbagai Jenis Variasi Proses Pada Efisiensi Penyisihan Amonia terhadap Waktu

Gambar 4.6 memperlihatkan bahwa pengaruh kehadiran membran terhadap proses plasma maupun ozon cukup signifikan dalam meningkatkan % penyisihan amonia. Hal ini terlihat dari nilai efisiensi penyisihan amonia gabungan membran-RHOP dan gabungan membran-ozon masing-masing mempunyai nilai % penyisihan amonia yang lebih tinggi dibandingkan dengan efisiensi yang dihasilkan oleh proses gabungan RHOP -ozon. Hal ini dikarenakan karakteristik kontaktor membran yang memang dirancang untuk menyisihkan amonia dalam jumlah yang cukup besar, sementara RHOP dan ozon yang digunakan pada penelitian ini hanya dapat digunakan untuk menyisihkan amonia dalam jumlah tertentu.

Proses gabungan membran, RHOP dan ozon yang memiliki nilai %R yang paling tinggi yaitu sebesar 52%. Proses gabungan tersebut mempunyai nilai %R yang lebih tinggi dari nilai %R yang dihasilkan oleh proses gabungan membran-RHOP, membran-ozon, maupun RHOP-ozon. Penambahan proses oksidasi lanjut dalam RHOP dan ozon dapat menghasilkan ion OH^- yang dapat menggeser reaksi kesetimbangan atau menghasilkan radikal OH^\bullet yang dapat membantu proses penyisihan amonia dalam kontaktor membran. Reaktor hibrida ozon-plasma dapat membantu memperlama *life time* ozon dan radikal OH^\bullet yang akan mengoksidasi lanjut NH_3 sehingga penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran, RHOP, dan ozon ini berlangsung lebih efektif.

Berdasarkan referensi (Ashrafizadeh *and* Khorasani, 2010) yang melakukan percobaan penyisihan amonia hanya menggunakan kontaktor membran dengan pH umpam 11 dan konsentrasi awal 800 ppm diperoleh performa penyisihan tertinggi hampir 100%. Pada Gambar 4.7 ditampilkan grafik penurunan konsentrasi amonia percobaan dengan referensi. Berdasarkan Gambar 4.7 terlihat bahwa percobaan yang oleh dilakukan oleh (Ashrafizadeh *and* Khorasani, 2010) hampir mencapai efisiensi penyisihan amonia 100%, sedangkan pada percobaan ini proses penyisihan dengan membran hanya mampu menyisihkan amonia sebesar 44% dan percobaan menggunakan proses gabungan membran dengan RHOP-ozon hanya dapat menghasilkan %R tertinggi yaitu sebesar 52% dengan konsentrasi amonia terendah sebesar 391,552 ppm dari konsentrasi awal 820,8 ppm.

Perbedaan yang mencolok antara data hasil percobaan dengan referensi tersebut disebabkan oleh beberapa faktor, diantaranya adalah total luas permukaan membran yang digunakan pada referensi jauh lebih tinggi yaitu $1,4 \text{ m}^2$, sedangkan pada percobaan ini total luas permukaan membran terbesar yang digunakan hanya $0,06 \text{ m}^2$. Dengan kata lain luas permukaan membran yang digunakan pada referensi 23 kali lebih besar dibandingkan dengan luas permukaan membran yang digunakan pada percobaan ini. Perbedaan luas permukaan membran yang cukup signifikan ini tentunya akan sangat berpengaruh terhadap efisiensi penyisihan amonia yang diperoleh. Semakin luas permukaan membran yang digunakan, maka semakin banyak amonia yang akan terserap oleh absorben karena besarnya total luas kontak antara amonia dengan absorben tersebut.



Gambar 4.7 Perbandingan Penurunan Konsentrasi Amonia terhadap Waktu antara Referensi dengan Hasil Percobaan

Selain luas permukaan, faktor lain yang mempengaruhi perbedaan hasil antara percobaan dan referensi adalah perbedaan laju alir umpan dan penempatan limbah amonia dan absorben pada kontaktor membran. Laju alir umpan yang digunakan pada percobaan ini yaitu 5 Lpm ($0,00139 \text{ m/s}$) 38 kali lebih rendah jika dibandingkan dengan laju alir umpan yang digunakan pada referensi yaitu sebesar $0,053 \text{ m/s}$. Hal tersebut tentu saja akan memberikan pengaruh terhadap perolehan %R pada proses penyisihan amonia. Menurut (Ashrafizadeh *and* Khorasani,

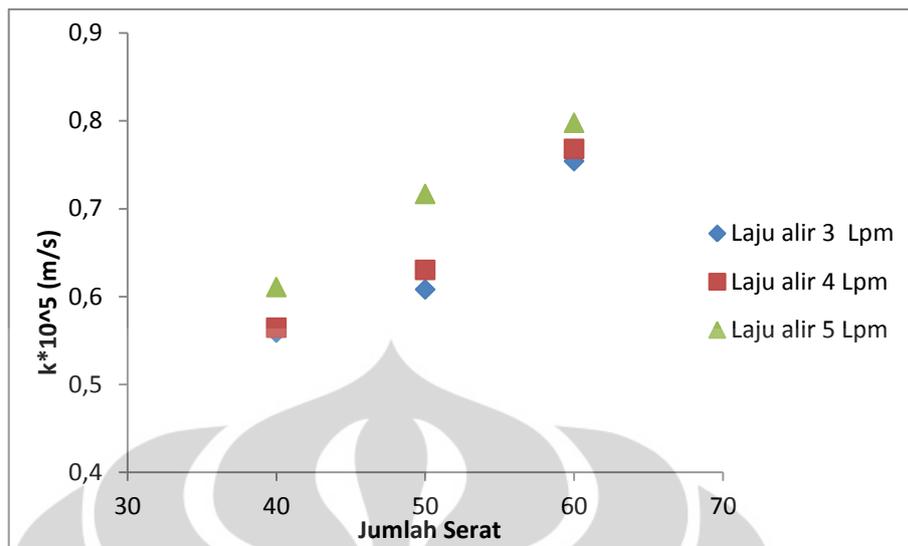
2010), laju alir umpan memegang pengaruh penting karena dapat mempertipis *boundary layer* yang terdapat di dekat permukaan atau dinding membran sehingga dapat memperkecil resistansi cairan pada lapisan tipis membran (*film*). Proses penyisihan amonia pada referensi dilakukan dengan mengalirkan umpan limbah amonia di sisi *tube* atau lumen, dan larutan penyerap H_2SO_4 pada bagian *shell* kontaktor membran, sedangkan pada percobaan ini umpan dialirkan pada *shell* dan absorben air ciater ditempatkan pada sisi *tube*. Perbedaan penempatan keduanya tentu akan mendukung perbedaan hasil %R yang didapatkan.

4.3 Koefisien Perpindahan Massa

Pada studi perpindahan massa dipelajari pengaruh laju alir umpan dan jumlah serat terhadap perpindahan massa, dan perbandingan proses penyisihan amonia antara proses membran dengan proses gabungan membran, RHOP dan ozon terhadap perpindahan massa.

4.3.1 Pengaruh Jumlah Serat Membran

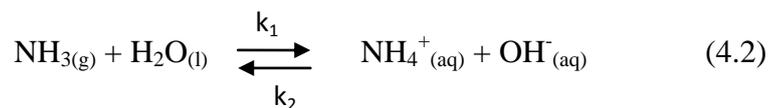
Penggunaan modul yang berbeda merupakan implementasi dari variasi jumlah serat pada setiap modul, yaitu 40, 50, dan 60 serat. Pengaruh variasi jumlah serat terhadap proses perpindahan massa dapat dilihat dari nilai koefisien perpindahan massa yang didapat. Pada Gambar 4.8 diperlihatkan pengaruh jumlah serat membran terhadap nilai koefisien perpindahan massa (k). Pada proses penyisihan yang hanya menggunakan membran nilai koefisien perpindahan massa pada nilai laju alir yang sama akan semakin meningkat seiring dengan bertambahnya jumlah serat. Secara matematis koefisien perpindahan massa berbanding terbalik dengan luas permukaan membran (A_m) yang merupakan fungsi dari jumlah serat membran dan berbanding lurus dengan diameter penampang membran. Semakin banyak jumlah serat membran maka luas penampang membran akan meningkat dan koefisien perpindahan massa akan menurun.



Gambar 4.8 Pengaruh Jumlah Serat Membran Terhadap Koefisien Perpindahan Massa Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

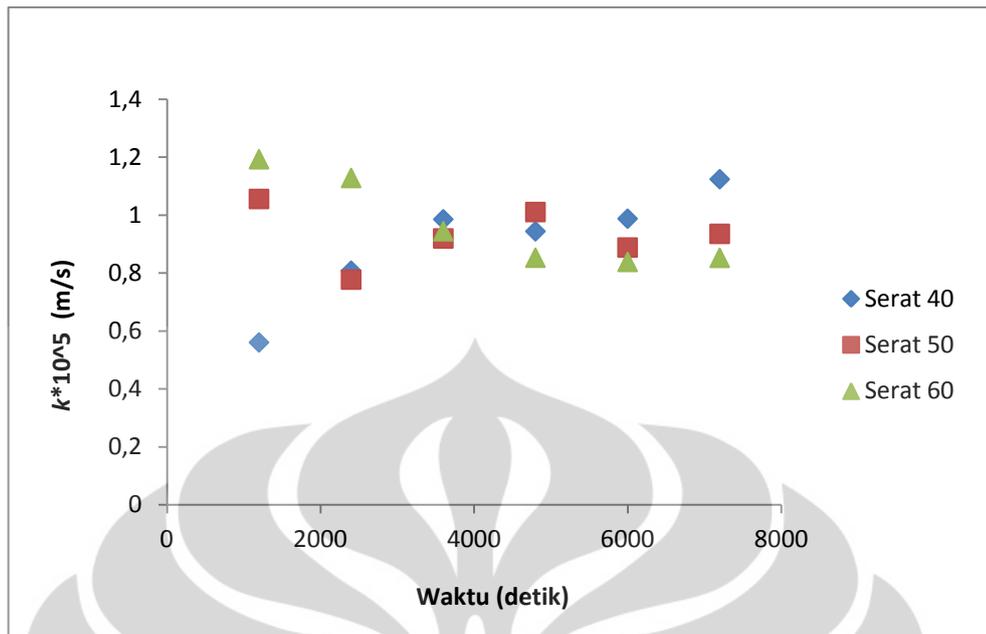
Namun, pada penelitian ini semakin banyak jumlah serat membran akan meningkatkan nilai koefisien perpindahan massa. Semakin banyak jumlah serat membran maka luas permukaan kontak antara molekul amonia dengan membran akan semakin besar. Kontak amonia dengan membran sangat penting karena proses perpindahan massa antara amonia dalam limbah dengan absorben air ciater akan terjadi secara difusi pada permukaan fluida di dalam pori-pori membran. Oleh karena itu, semakin banyak luas permukaan kontak amonia dengan membran akan meningkatkan penyisihan amonia atau meningkatkan perubahan konsentrasi amonia per perubahan waktu. Hal ini menunjukkan bahwa walaupun nilai k berbanding terbalik dengan luas permukaan membran, tetapi apabila perubahan konsentrasi amonia per perubahan waktu pada proses pengaruhnya lebih signifikan, maka nilai koefisien perpindahan massa *overall* akan meningkat seiring dengan bertambahnya jumlah serat membran.

Perbedaan konsentrasi molekul amonia dalam limbah yang mengalir pada bagian *shell* kontaktor membran dengan konsentrasi amonia pada larutan absorben yang mengalir pada bagian *tube* akan menjadi *driving force* proses difusi amonia ke dalam absorben (air ciater pH 1), sehingga kandungan amonia dalam air limbah dapat berkurang seiring dengan berjalannya waktu. Kesetimbangan amonia dalam air ditampilkan pada reaksi berikut ini.

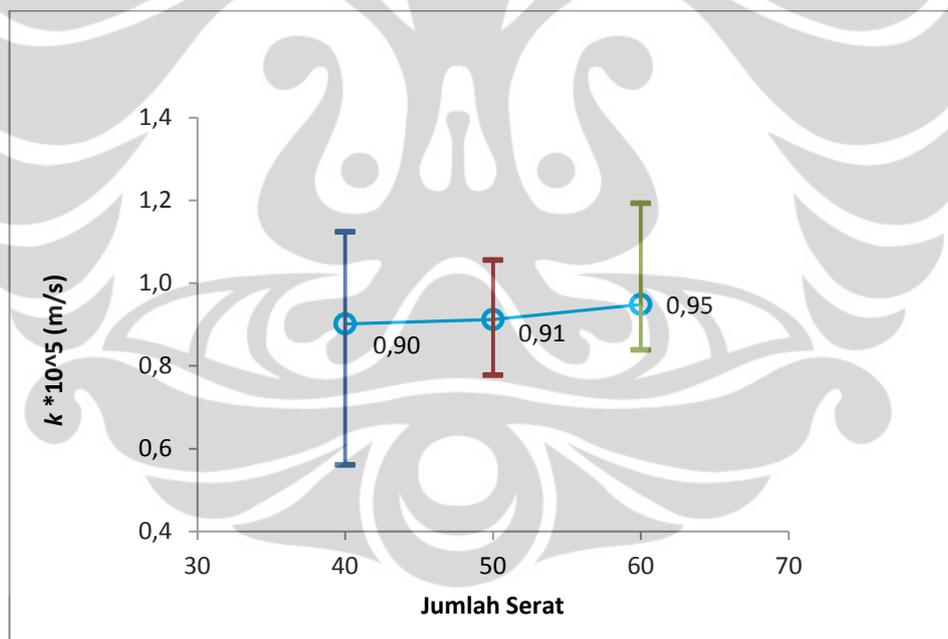


Dari literatur didapat nilai k_1 sebesar $1,8 \times 10^{-5}$ sedangkan nilai k_2 sebesar $5,6 \times 10^{-10}$. Hal ini menunjukkan reaksi pembentukan ion amonium (NH_4^+) dan ion hidroksida (OH^-) jauh lebih besar 32.142,86 kali dari reaksi pembentukan NH_3 dan H_2O . Sesuai dengan hukum Le Chatelier, untuk mendapatkan lebih banyak hasil produk di ruas kiri, maka konsentrasi reaktan di sebelah kanan harus ditingkatkan. Salah satu cara untuk meningkatkan reaktan di sebelah kanan yaitu ion hidroksida adalah dengan menambahkan NaOH (Natrium Hidroksida) pekat hingga pH 11 pada air limbah yang akan diolah. Bertambahnya jumlah ion OH^- akan menggeser kesetimbangan ke arah kiri sehingga jumlah amonia dalam larutan yang akan dipisahkan melalui kontaktor membran serat berongga akan meningkat.

Pada penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran dengan RHOP-ozon dilakukan dengan variasi serat membran 40, 50, dan 60 serta laju alir umpan tetap yaitu sebesar 0,2 Gpm (0,78 Lpm). Secara keseluruhan proses penyisihan amonia menggunakan gabungan membran dengan RHOP-ozon mempunyai efektifitas lebih tinggi dibandingkan dengan variasi proses lainnya sebagaimana yang diperlihatkan dalam Gambar 4.9 dan 4.10. Nilai koefisien perpindahan massa yang dihasilkan dari penyisihan amonia menggunakan gabungan proses membran dan RHOP-ozon mempunyai nilai k yang paling tinggi diantara variasi proses lainnya. Hal ini dikarenakan adanya peran RHOP-ozon yang akan mudah membentuk radikal OH^\bullet dan ion OH^- . Pembentukan radikal OH^\bullet mampu mengoksidasi amonia, sedangkan ion OH^- dapat menggeser kesetimbangan ke arah pembentukan amonia. Bertambahnya kandungan amonia pada limbah, menyebabkan meningkatnya perbedaan konsentrasi amonia antara limbah dan absorben, sehingga proses difusi lebih mudah terjadi.



Gambar 4.9 Pengaruh Jumlah Serat Membran terhadap Koefisien Perpindahan Massa Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Proses Membran-RHOP-Ozonator



Gambar 4.10 Pengaruh Jumlah Serat Membran terhadap Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Proses Membran- RHOP-Ozonator

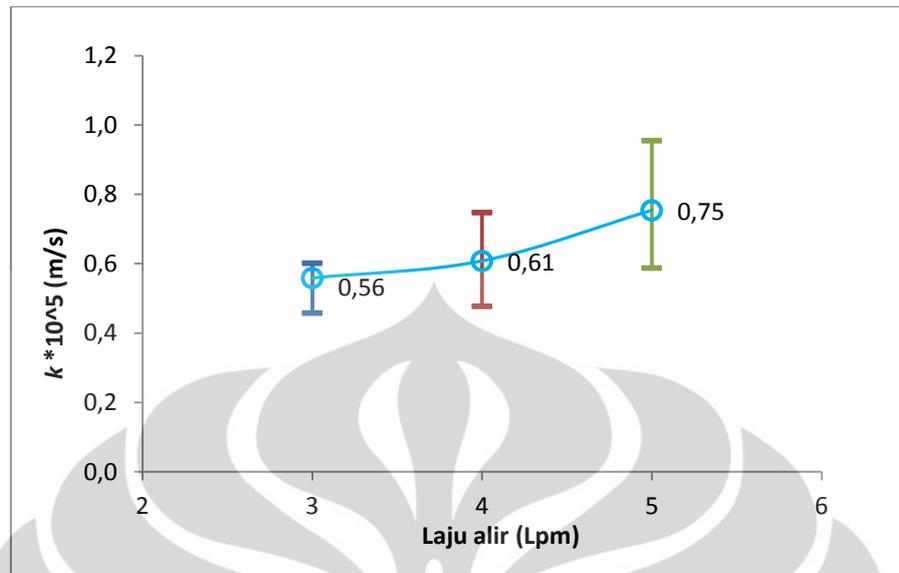
Berdasarkan Gambar 4.9 dan 4.10 proses penyisihan amonia menggunakan gabungan membran dengan reaktor hibrida ozon-plasma

didapatkan bahwa nilai koefisien perpindahan massa rata-rata (k) akan naik seiring dengan bertambahnya jumlah serat membran. Namun, kenaikan nilai k rata-rata yang dihasilkan pada setiap penambahan jumlah serat membran pada variasi proses ini tidak begitu signifikan. Hal ini dapat disebabkan karena rendahnya laju alir yang digunakan (0,78 Lpm), terbentuknya ion OH^- yang cukup besar dapat menghambat penyisihan amonia dimana ion OH^- tidak berdifusi cepat pada permukaan membran. Akan tetapi, hal tersebut tidak mempengaruhi nilai koefisien perpindahan massa yang didapatkan. Nilai k yang diperoleh tetap lebih tinggi dibandingkan nilai k yang dihasilkan oleh variasi proses penyisihan amonia lainnya.

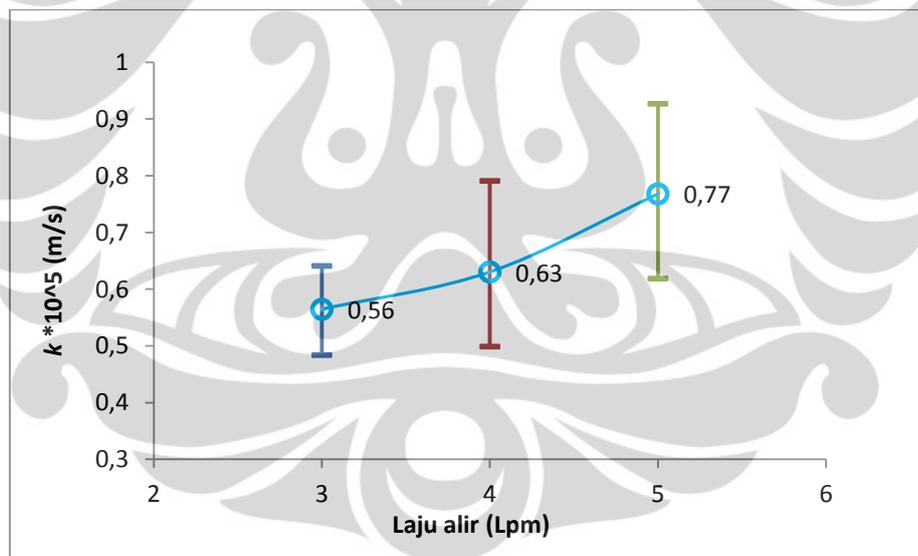
4.3.2 Pengaruh Laju Alir Umpan

Laju alir umpan merupakan variabel yang paling berpengaruh dalam proses penyisihan amonia setelah pH (Ashrafizadeh *and* Khorasani, 2010). Penambahan NaOH kedalam larutan umpan dapat meningkatkan efisiensi proses penyisihan amonia karena bertambahnya kandungan ion OH^- yang dapat menggeser kesetimbangan ke arah pembentukan amonia, sehingga amonia yang disisihkan dalam membran maupun reaktor hibrida ozon-plasma semakin banyak. Namun, seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya bahwa terbentuknya ion OH^- yang cukup besar dapat menghambat penyisihan amonia dimana ion OH^- tidak berdifusi cepat pada permukaan membran. Oleh karena itu, laju alir umpan harus ditingkatkan untuk membantu agar laju difusi ion OH^- dapat berlangsung cepat pada permukaan membran, sehingga proses perpindahan massa yang terjadi pada pori-pori membran akan berlangsung lebih efektif.

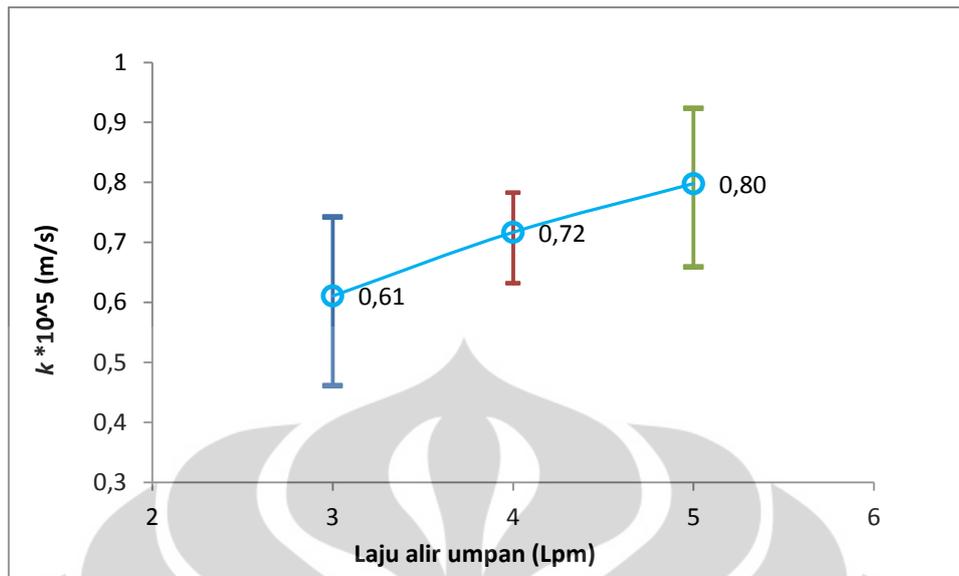
Pada proses penyisihan amonia menggunakan membran, nilai koefisien perpindahan massa akan meningkat seiring dengan meningkatnya laju alir umpan seperti yang ditampilkan pada Gambar 4.11 s/d 4.13. Pada Gambar 4.11 s/d 4.13 nilai koefisien perpindahan massa dihitung per interval waktu 20 menit yang kemudian dihitung nilai k rata-ratanya pada setiap variasi laju alir. Perhitungan nilai k tiap waktu dapat dilihat selengkapnya pada Lampiran 2. Dari ketiga grafik yang ditampilkan pada Gambar 4.11 s/d 4.13 dapat terlihat dengan jelas pengaruh laju alir terhadap nilai koefisien perpindahan massa sangatlah signifikan.



Gambar 4.11 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Nilai Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40

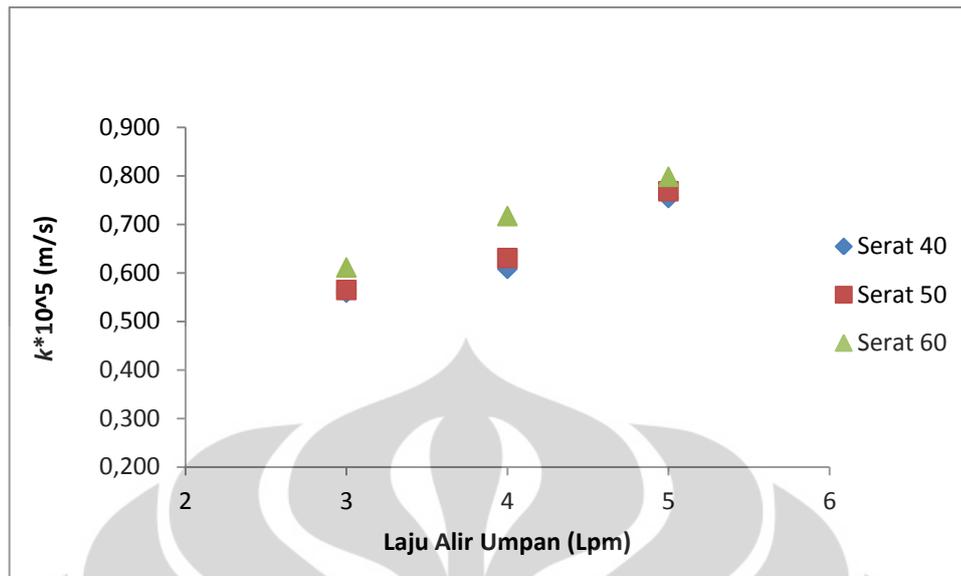


Gambar 4.12 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Nilai Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50



Gambar 4.13 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Nilai Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60

Sebagai contoh, berdasarkan Gambar 4.11 s/d 4.13 pada variasi serat 50 dan laju alir 5 Lpm (k rata-rata = $0,6304 \times 10^{-5}$ m/s) mempunyai nilai koefisien perpindahan massa rata-rata yang lebih tinggi daripada nilai koefisien perpindahan massa rata-rata pada variasi serat 60 dan laju alir 3 Lpm yaitu $0,6109 \times 10^{-5}$ m/s. Hal ini mengindikasikan bahwa pengaruh laju alir dalam proses perpindahan massa pada penyisihan amonia menggunakan membran cukup signifikan. Penjelasan diatas dapat terlihat jelas dari Gambar 4.14 dimana setiap perubahan nilai k rata-rata terhadap waktu diplot pada berbagai variasi serat membran. Semakin meningkatnya nilai k rata-rata seiring dengan meningkatnya laju alir umpan juga disebabkan meningkatnya arus eddy, dimana turbulensi aliran air limbah meningkat.

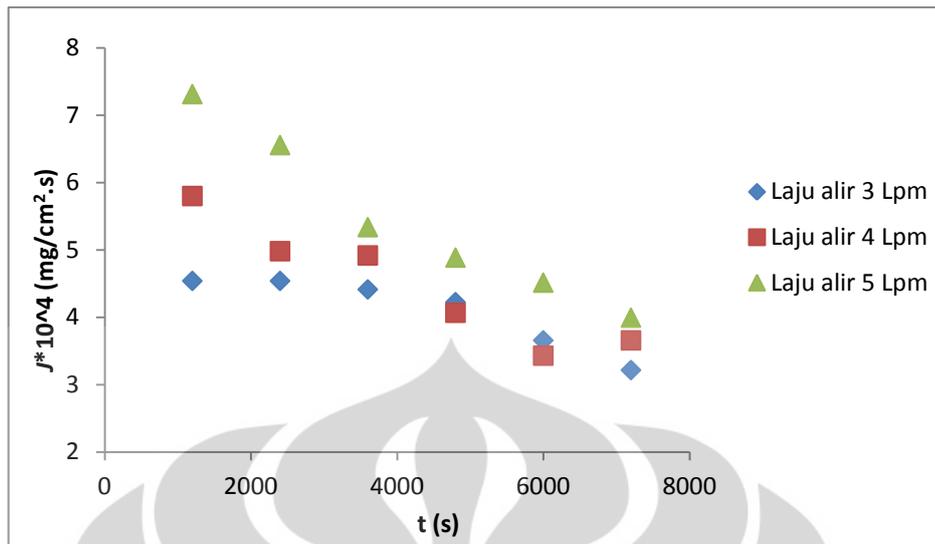


Gambar 4.14 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Koefisien Perpindahan Massa Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

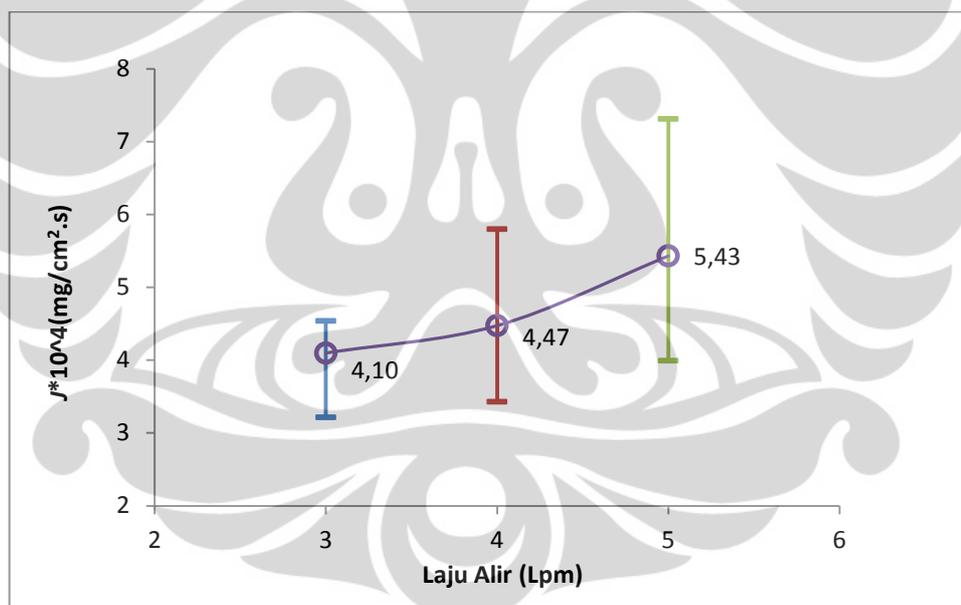
Pada Gambar 4.14 diatas terlihat bahwa semakin besar laju alir maka nilai koefisien perpindahan massa yang dihasilkan akan semakin tinggi, dan didapat nilai k rata-rata tertinggi sebesar $0,8 \times 10^{-5}$ m/s pada variasi jumlah serat membran 60 dan laju alir 5 Lpm.

4.3.3 Pengaruh Laju Alir Terhadap Fluks

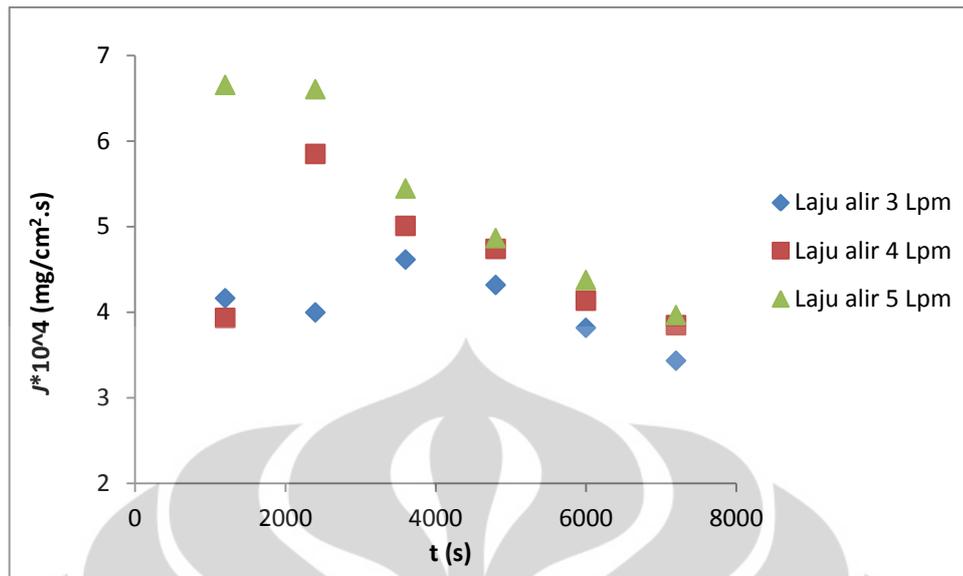
Pada percobaan ini juga dibahas tentang pengaruh laju alir terhadap fluks yang dihasilkan, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.15 s/ 4.20. Gambar 4.15 s/ 4.20 memperlihatkan perubahan fluks terhadap laju alir pada berbagai variasi jumlah serat membran. Berdasarkan Gambar 4.15 s/d 4.20 terlihat bahwa semakin tinggi laju alir maka fluks rata-rata yang dihasilkan akan semakin meningkat.



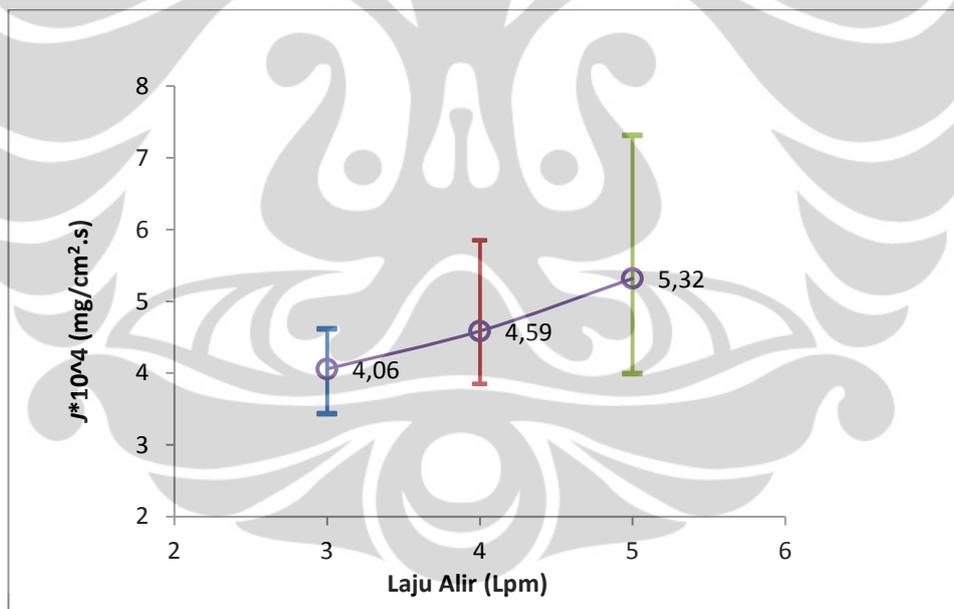
Gambar 4.15 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40



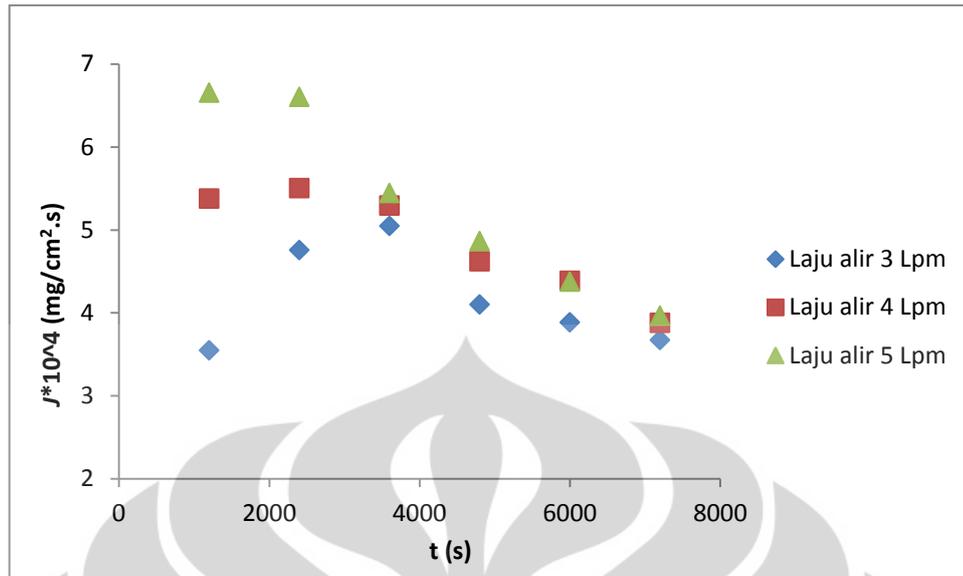
Gambar 4.16 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 40



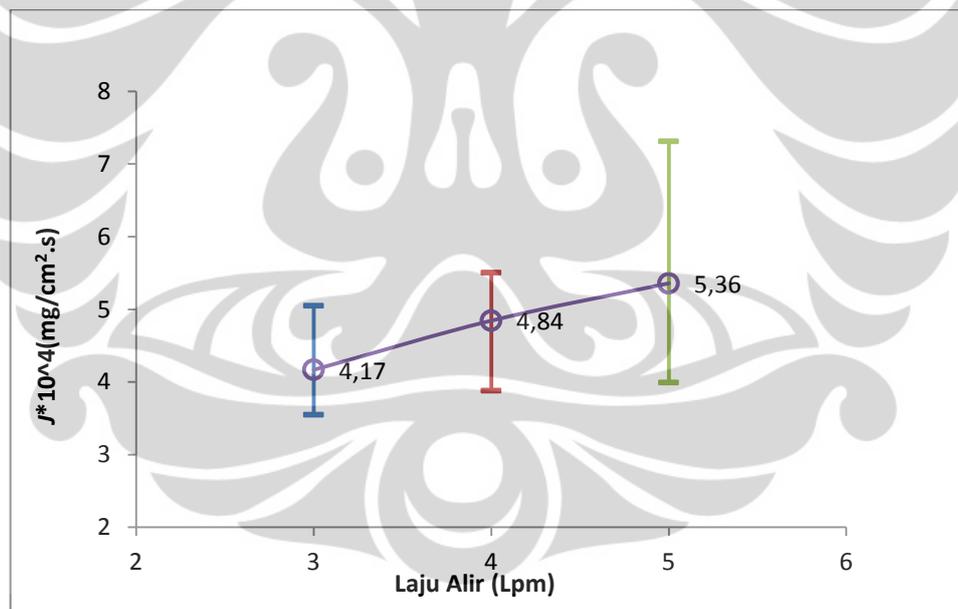
Gambar 4.17 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50



Gambar 4.18 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 50



Gambar 4.19 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60



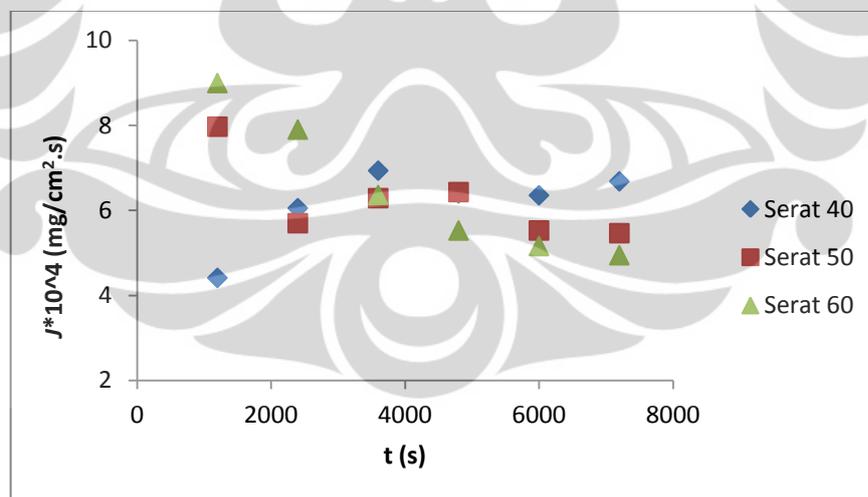
Gambar 4.20 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Fluks Rata-rata Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran Serat 60

Berdasarkan Gambar 4.15 s/ 4.20 nilai fluks rata-rata akan naik seiring dengan bertambahnya laju alir umpan. Meningkatnya laju alir umpan akan menyebabkan peningkatan penurunan konsentrasi amonia selama waktu proses. Hal ini dikarenakan seiring meningkatnya laju alir maka aliran akan semakin

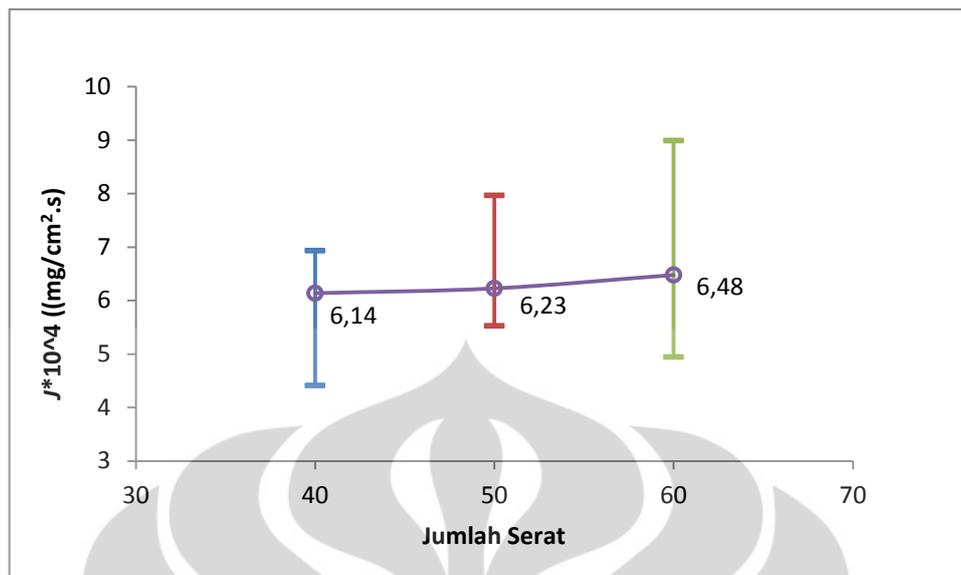
turbulen sehingga efisiensi penyisihan amonia dan fluks yang dihasilkan akan semakin tinggi.

4.3.4 Pengaruh Jumlah Serat terhadap Fluks

Berbeda dengan penyisihan amonia yang hanya menggunakan membran saja, penyisihan amonia menggunakan proses gabungan membran dengan RHOP-ozon hanya berlangsung dengan variasi serat membran 40, 50, dan 60, sedangkan laju alir yang digunakan tetap yaitu sebesar 0,78 Lpm. Menurut teori, fluks merupakan banyaknya jumlah ammonia terpisahkan per luas area membran persatuan waktu. Semakin banyak jumlah serat membran yang digunakan seharusnya akan meningkatkan luas area membran sehingga faktor pembagi luas area membran akan semakin besar akibatnya akan semakin kecil fluks yang didapat. Namun pada penyisihan amonia menggunakan gabungan proses membran dan reaktor plasma-ozon, peningkatan jumlah serat membran akan meningkatkan fluks yang dihasilkan. Fenomena ini ditampilkan pada Gambar 4.21 Dan 4.22. Dengan kata lain dapat dikatakan bahwa nilai fluks akan meningkat seiring dengan meningkatnya jumlah serat yang digunakan.



Gambar 4.21 Pengaruh Jumlah Serat terhadap Fluks Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP-Ozonator Pada Laju Alir Umpan 0,78 Lpm.



Gambar 4.22 Pengaruh Jumlah Serat terhadap Fluks Rata-rata Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran dengan RHOP-Ozonator Pada Laju Alir Umpan 0,78 Lpm

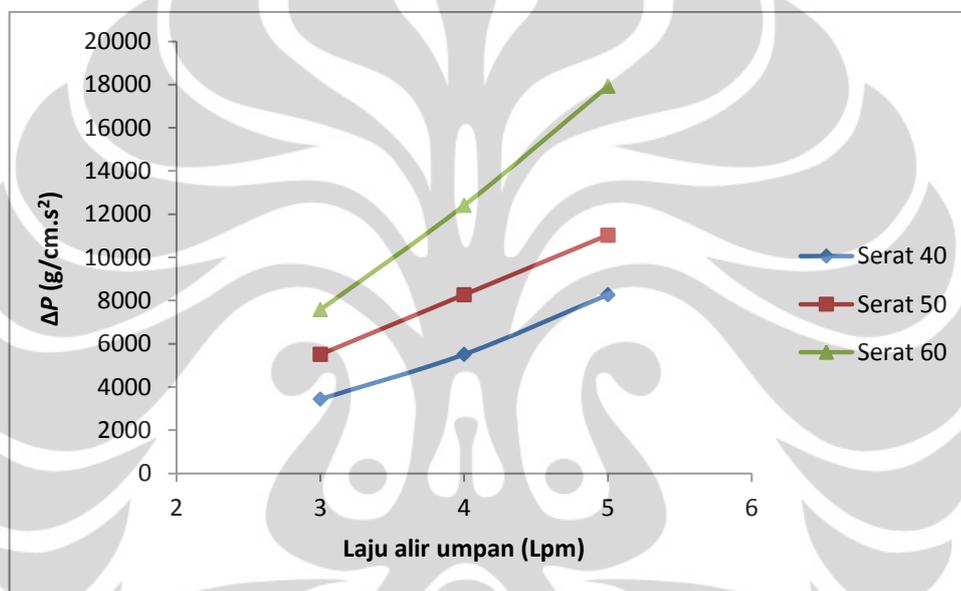
Peningkatan nilai fluks rata-rata seiring dengan meningkatnya jumlah serat yang ditunjukkan pada Gambar 4.21 Dan 4.22 dapat disebabkan oleh semakin banyaknya jumlah amonia yang disisihkan pada variasi proses ini. Peningkatan jumlah serat tidak terlalu mempengaruhi nilai fluks, karena nilai fluks rata-rata yang didapatkan lebih dipengaruhi oleh banyaknya jumlah amonia yang berhasil disisihkan selama waktu sirkulasi 2 jam.

4.4 Studi Hidrodinamika

Pengujian hidrodinamika air pada penelitian ini bertujuan untuk mengetahui faktor friksi yang dihitung dari perbedaan tekanan serta mengetahui jenis aliran yang terjadi melalui bilang Reynolds pada berbagai variasi laju alir serta serat membran. Perbedaan tekanan fluida diukur menggunakan manometer pada sebelum dan setelah melewati kontaktor membran pada variasi membran 40, 50, dan 60 dengan laju alir 3, 4, 5 Lpm.

Pengaruh kenaikan laju alir umpan pada proses penyisihan amonia menggunakan membran dengan jumlah serat yang berbeda akan menyebabkan adanya variasi nilai perbedaan tekanan (ΔP). Hal ini diperlihatkan pada Gambar

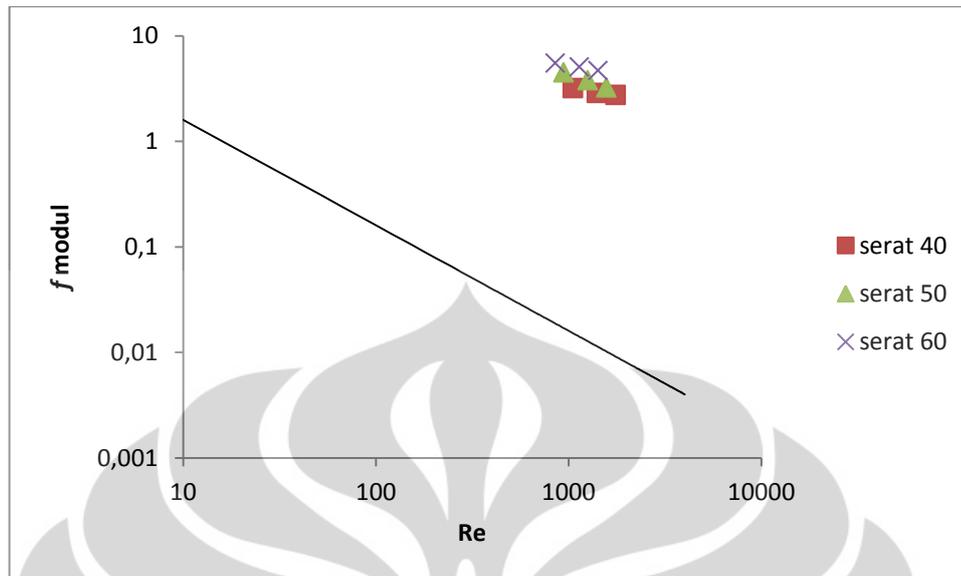
4.23, dimana ΔP diplot terhadap laju alir pada berbagai variasi jumlah serat membran. Berdasarkan Gambar 4.23 terlihat bahwa semakin besar laju alir umpan dan jumlah serat membran dalam kontaktor, maka semakin tinggi ΔP yang terjadi. Hal ini disebabkan semakin tinggi laju alir umpan yang melewati bagian *shell* kontaktor membran, maka aliran akan bersifat semakin turbulen dan gesekan aliran dengan dinding *shell* kontaktor membran akan semakin besar. Gesekan tersebut akan mengurangi tekanan, sehingga perubahan tekanan pada aliran masuk dan keluar membran juga akan semakin besar.



Gambar 4.23 Pengaruh Laju Alir Umpan terhadap Perbedaan Tekanan Pada Berbagai Variasi Jumlah Serat

Berdasarkan Gambar 4.23 juga terlihat bahwa pengaruh jumlah serat terhadap nilai ΔP . Semakin banyak jumlah serat membran, maka akan menyebabkan luas area kontak dinding dengan fluida yang mengalir juga akan semakin besar, sehingga perbedaan tekanan yang terjadi dalam kontaktor juga akan semakin besar.

Nilai perbedaan tekanan yang dihasilkan selanjutnya digunakan untuk menghitung faktor friksi modul (f modul) pada setiap variasi jumlah serat yang diplot dengan bilangan Reynold dan ditampilkan pada Gambar 4.24. Menurut literatur faktor friksi akan menurun seiring dengan bertambahnya bilangan Reynold.



Gambar 4.24 Pengaruh Bilangan Reynold terhadap Faktor Friksi Percobaan dan Literatur

Gambar 4.24 menunjukkan hubungan antara faktor friksi yang terus menurun seiring dengan meningkatnya bilangan Reynolds sesuai dengan teori yang ada. Semakin tinggi penurunan tekanan, maka gaya gesek akan semakin besar, sedangkan faktor friksi akan semakin menurun. Penurunan faktor friksi seiring dengan bertambahnya ΔP sesuai dengan persamaan berikut ini:

$$f_{modul} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2} \quad (3.14)$$

Dari persamaan diatas terlihat bahwa nilai f_{modul} akan berbanding lurus dengan nilai ΔP aliran dan berbanding terbalik dengan kuadrat kecepatan alir fluida pada daerah yang tidak melewati membran. Perhitungan faktor friksi dan bilangan Reynold dapat dilihat pada Lampiran 2. Apabila faktor friksi modul dibandingkan dengan faktor friksi literatur, maka dapat terlihat bahwa faktor friksi modul jauh lebih besar dari nilai faktor friksi literatur. Hal ini disebabkan karena pada faktor friksi modul terdapat banyak penyebab nilai ΔP yang didapat sangat besar. Penurunan tekanan pada modul dapat disebabkan oleh beberapa faktor diantaranya tahanan pada membran, geometris membran, keberadaan zat-zat

pengotor di dalam modul, sambungan antara pipa dengan *acrylic* dan gesekan dengan permukaan membran.

4.5 Korelasi Perpindahan Massa dengan Faktor Hidrodinamika

Hubungan antara koefisien perpindahan massa yang terjadi dengan jenis alirannya dapat dilihat dari fungsi bilangan Sherwood (Sh) yang mewakili perpindahan massa yang terjadi dengan bilangan Reynolds (Re) yang menyatakan jenis aliran. Korelasi perpindahan massa ini ditunjukkan dengan persamaan berikut.

$$Sh = a Re^b Sc^{1/3} \quad (3.12)$$

Pengaruh bilangan Schmidt diasumsikan tetap sesuai dengan literatur untuk korelasi perpindahan massa, yaitu $1/3$ sehingga persamaan diatas dapat disederhanakan menjadi persamaan berikut ini.

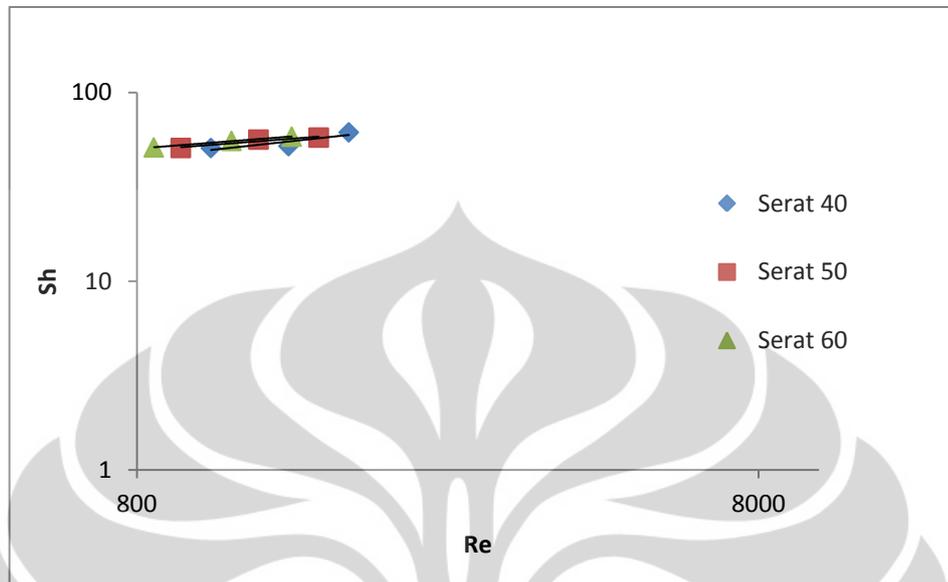
$$Sh = a Re^b \quad (4.3)$$

Dari persamaan di atas, untuk menghindari pangkat dari koefisien b maka kedua sisi di log-kan dan menjadi berikut.

$$\log Sh = \log a + b \log Re \quad (4.4)$$

Berdasarkan persamaan di atas, maka diplot antara $\log Re$ dan $\log Sh$ sehingga didapatkan Gambar 4.25 yaitu hubungan bilangan Sherwood dengan bilangan Reynold pada berbagai variasi jumlah serat membran. Bilangan Sherwood (Sh) dan Re dihubungkan dengan menggunakan grafik pangkat (*Trendline Power*). Pada Gambar 4.25 terlihat bahwa bilangan Reynolds berbanding lurus dengan bilangan Sherwood, dan didapat nilai konstanta a dan b dari persamaan diatas. Berdasarkan literatur diketahui bahwa, kondisi laminar terjadi untuk nilai $b \leq 0,5$, sedangkan nilai b pada $0,6$ s/d 1 merupakan kondisi aliran turbulen. Nilai b yang diperoleh pada percobaan ini seperti yang

ditampilkan pada Tabel 4.1 yaitu antara 0,2 s/d 0,4 menunjukkan bahwa aliran yang terjadi bersifat laminar.



Gambar 4.25 Pengaruh Bilangan Reynold terhadap Bilangan Sherwood Pada Proses Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

Tabel 4.1 Hubungan Bilangan Sherwood dengan Bilangan Reynold

Jumlah Serat	$Sh = a Re^b$
40	$Sh = 4,0529 Re^{0,3599}$
50	$Sh = 9,0905 Re^{0,2528}$
60	$Sh = 8,9818 Re^{0,2582}$

Gambar 4.25 menunjukkan bahwa semakin tinggi bilangan Reynolds maka bilangan Sherwood pun akan meningkat. Semakin tinggi bilangan Reynolds maka jenis aliran di dalam modul akan semakin ke arah turbulen dan semakin tinggi bilangan Sherwood maka nilai koefisien perpindahan massa yang didapat pun semakin besar.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

Beberapa kesimpulan yang dapat diambil dari penelitian ini adalah:

1. Efisiensi yang diperoleh dari proses penyisihan amonia menggunakan gabungan membran, RHOP, dan ozonator (52%) lebih tinggi dari efisiensi penyisihan menggunakan membran saja (44%).
2. Semakin tinggi laju alir umpan dan jumlah serat yang digunakan akan meningkatkan nilai koefisien perpindahan massa dan % penyisihan amonia dalam air limbah. Nilai koefisien perpindahan massa tertinggi yaitu $0,95 \times 10^{-5}$ m/s diperoleh pada operasi penyisihan amonia menggunakan gabungan membran, RHOP, dan ozonator dengan jumlah serat membran 60 dan laju alir 0,78 Lpm.
3. Nilai friksi modul yang sangat tinggi disebabkan oleh tingginya nilai ΔP . Nilai ΔP yang sangat tinggi disebabkan oleh tahanan pada membran, geometris membran, keberadaan zat-zat pengotor di dalam modul, sambungan antara pipa dengan *acrylic* dan gesekan dengan permukaan membran.

Saran yang dapat diberikan penulis adalah:

1. Laju alir umpan pada proses penyisihan amonia menggunakan gabungan kontaktor membran dengan RHOP-ozonator sebaiknya ditingkatkan agar diperoleh efisiensi penyisihan yang lebih tinggi.

DAFTAR REFERENSI

- Ashrafizadeh, S. N. and Khorasani, Z. (2010), 'Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors', *Chemical Engineering Journal*, 162 (1), 242-49.
- Baker, R. W (2004), *Membrane Technology and Applications* (London: Chapman Hall).
- Belhateche, D. H. (1995), 'Choose Appropriate Waste Water Treatment Technologies', *Chemical Engineering Program* 8, 32-38.
- Bismo, S. (2004), 'Aspek Produktivitas Generator Ozon Bertekanan Berdasarkan Pola Aliran Gas Umpan yang Melewati Elektroda Koaksial', *Jurnal Teknologi*, 1 (18), 46-51.
- Fresenius, W , Karl Ernst Quentin , Wilhelm Schneider (1988), *Water analysis: a practical guide to physico-chemical, chemical, and microbiological water examination and quality assurance* (California: Springer-Verlag) 804.
- Gabelman, Alan and Hwang, Sun-Tak (1999), 'Hollow fiber membrane contactors', *Journal of Membrane Science*, 159 (1-2), 61-106.
- Glaze, W.H (1987), 'Drinking water treatment with ozone' *Environmental Science and Technology*, 21, 224-230. ISSN 0013-936X
- Gottschalk, C., Libra, J. A., Saupe, A (2000), *Ozonation of Water and Wastewater. A Practical Guide to Understanding Ozone and Its Application* (Weinheim: Wiley-Vch Verlag GmbH).
- Hasanoğlu, A, Romero, J, Pérez, B, Plaza, A (2010), 'Ammonia removal from wastewater streams through membrane contactors: Experimental and theoretical analysis of operation parameters and configuration', *Chemical Engineering Journal*, 160 (2), 530-37.
- Holgne, J. and Bader, H. (1978), 'Ozonation of water: kinetics of oxidation of ammonia by ozone and hydroxyl radicals', *Environmental Science & Technology Journal*, (12), 79-84.
- Huang, L, Li, L, Dong, W, Liu, Y, Hou, H (2008), 'Removal Ammonia by OH Radical in Aqueous Phase', *Environmental Science & Technology Journal*, 42 (21), 8070-8075
- J.M. Arnal, M. Sancho, G. Verdú, J. Lora, J.F. Marín, J. Cháfer (2004), 'Selection of the most suitable ultrafiltration membrane for water disinfection in developing countries', *Desalination*, 168 (0), 265-70.

- Kartohardjono, S. and Dodi Chandra (2009), 'Pemisahan Ammonia Terlarut dalam Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Larutan Penyerap Asam Sulfat', (Universitas Indonesia).
- Kartohardjono, S., M.H. Putri, S. Fahmiati, E. Fitriasari, C. Ajeng, S. Bismo (2012), 'Combination of Ozonation Process and Absorption through Membrane Contactor Using Natural Hot Spring Water as Absorbent to Remove Ammonia from Wastewater', *Journal of Environmental Science and Engineering*.
- Kogelschatz, U. (2004), 'Atmospheric-pressure plasma technology', *Plasma Phys. Controlled Fusion*, 46, B63–B75.
- L. Xia, L. Huang, X. Shu, R. Zhang, W. Dong, H. Hou (2008), 'Removal of Ammonia from Gas Stream with Dielectric barrier Discharge Plasmas', *Journal of Hazardous Materials*, 152 (1), 113-19.
- L. Zuo, L. Hou, and L. Yang (2003), 'The Experimental Investigation of Dielectric Barrier Discharge and Pulse Corona Discharge in Air Cleaning', *Plasma Sci. Technol.*, 5, 1961-64.
- Metcalf and Eddy (1978), *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse*, McGraw-Hill Companies, Inc.
- Mulder, Marcel (2000), *Basic Principles of Membrane Technology* (Dordrecht: Kluwer Academic Publisher).
- Munter, Rein (2001), *Advanced Oxidation Processes – Current Status and Prospects*. Department of Chemical Engineering: Tallinn Technical University.
- Poling, B. E., G. H. Thomson, D. G. Friend, R. L. Rowley, and W. V. Wilding (2008) *Perry's Chemical Engineers' Handbook* [online text], McGraw-Hill Companies, Inc.
- Reed, Bradley W., Semmens, Michael J., and Cussler, Edward L. (1995), 'Chapter 10 Membrane contactors', in D. Noble Richard and S. Alexander Stern (eds.), *Membrane Science and Technology* (Volume 2: Elsevier), 467-98.
- Roth, J.R (2001), *Applications to Non Thermal Plasma Processing* (2; Philadelphia: IOP Publish).
- Sengupta, A., Peterson, P. A., Miller, B.D., Schneider, J. and Fulk, Jr., C.W. (1998), 'Large-scale Application of Membrane Contactors for Gas Transfer from or to Ultrapure Water', *Separation & Purification Tech.*, 14, 189.

- Shao Jiahui, Fang Xuliang, He Yiliang, Jin Qiang (2008), 'Emergency membrane contactor based absorption system for ammonia leaks in water treatment plants', *Journal of Environmental Sciences*, 20 (10), 1189-94.
- Simata, D. (2011), 'Metode Analisis Amonium', *Chemical Engineering* (Blogspot).
- Sugiarto, Anto Tri (2002), 'Atasi Polusi dengan Plasma', *Kompas*, 14 November.
- T. Ahmed, M. J. Semmens, M. A. Voss (2004), 'Oxygen transfer characteristics of hollow-fiber, composite Membrans', *Advances in Environmental Research*, 8, 637-46.
- T. Paulmier, and L. Fulcheri (2005), *Chemical Engineering Journal*, 106, 59–71.
- Verkerk, J.M. (2000), 'Ammonium Removal by Ion Exchange; Reuse of Regenerant'.
- Vogel (1990), *Analisis Anorganik Kualitatif Makro dan Semimikro*, ed. Ph.D. G. Svehla, D.Sc.,F.R.I.C., trans. Dr. A. Hadyana Pudjaatmaka Ir. L. Setiono (5 edn., 1; Jakarta: PT. Kalman Media Pusaka).
- Weber, P and R. Knauf (1998), 'Ultrafiltration of Surface Water with MOLPURE FW50 Hollow Fiber Module', *Desalination*, 119, 335-39.
- Wiesler, Fred (2004), 'Membran Contactors Reduce Chemical Use and Blowdowns', *Water & Wastewater International*.
- X. Guo, Z. Zhang, L. Fang, L. Su (2009), 'Study on ultrafiltration for surface water by a polyvinylchloride hollow fiber membrane', *Desalination*, 238 (1-3), 183-91.
- Yan ZC, L. Chen, H. Wang, Xuebao Huagong (2006), *Journal of Chemical Industry and Engineering (China)*, 57, 1432–37.

LAMPIRAN 1

DATA PENGAMATAN

1.1 Preparasi Larutan Amonium Sulfat

Ammonia 800 ppm sebagai larutan umpan dibuat dari ammonium sulfat sebanyak 5 liter, Dengan perhitungan sebagai berikut ini.

Berat Molekul Ammonia: 17

Berat Molekul Ammonium Sulfat: 132

$$\text{Gram } (NH_4)_2SO_4 = \frac{Mr (NH_4)_2SO_4}{2 \times Mr NH_3} \times ppm \times \frac{1000}{V(L)}$$

$$\text{Gram } (NH_4)_2SO_4 = \frac{132}{2 \times 17} \times 800 \text{ ppm} \times \frac{1000}{5L}$$

$$\text{Gram } (NH_4)_2SO_4 = 15,5294 \text{ gram}$$

1.2 Preparasi Air Ciater

Air Ciater dengan volume sebesar 3 liter memiliki pH $\pm 2,6$. Air Ciater ditambahkan dengan asam sulfat (H_2SO_4) 18 M (96% v/v).

Beberapa asumsi yang digunakan dalam penyelesaian:

1. Air ciater terdiri dari beberapa kation dan anion dalam larutannya, seperti Aluminium, Calcium, Sulfat, Klor, dan sebagainya.
2. Molaritas atau pH dari air Ciater diperoleh dari observasi menggunakan pHmeter, artinya pH meter sudah mendeteksi total mol asam dalam volume larutan.
3. Reaksi yang terjadi adalah reaksi volumetrik, tidak terjadi penyusutan ataupun ekspansi volume akibat pengaruh *intermolecular forces*.
4. Jika menggunakan pipet tetes yang baik, 1 mL = 20 tetes.

1.3 Preparasi Larutan Amonium Sulfat

Larutan amonium sulfat dibuat dengan melarutkan $\pm 15,5294$ gram $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ dalam 5 L air. Larutan ini memiliki pH ± 6 , untuk mencapai pH basa 11, ditambahkan larutan NaOH 10 M, sekitar 0,5 ml (10-11 tetes). Beberapa asumsi yang digunakan adalah:

1. Volume $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 4 gram tidak signifikan terhadap keseluruhan volume
2. Penentuan pH awal sebesar ± 6 menggunakan pH meter, pH meter dianggap telah mendeteksi seluruh ion H^+ dalam larutan.
3. NaOH yang ditambahkan adalah 100% murni.
4. Reaksi yang berlangsung adalah reaksi volumetrik, tidak terjadi penyusutan ataupun ekspansi volume akibat pengaruh *intermolecular forces*.

1.4 Data Pengamatan Perubahan Konsentrasi Amonia

Data pengamatan perubahan konsentrasi amonia diperoleh dari proses penyisihan amonia menggunakan berbagai variasi proses, yaitu: proses membran, plasma, ozon, gabungan plasma dan ozon (reaktor hibrida ozon-plasma), gabungan membran-plasma, membran-ozon, dan gabungan membran dengan reaktor hibrida ozon-plasma (RHOP).

1.4.1 Penyisihan Menggunakan Kontaktor Membran

Data pengamatan perubahan konsentrasi dari proses penyisihan amonia yang hanya menggunakan membran diperoleh dengan memvariasikan laju alir umpan pada 3, 4, dan 5 Lpm dan jumlah serat membran 40, 50, dan 60.

1.4.1.1 Variasi Serat Membran 40

a) Laju Alir Umpan 3 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5294

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,04

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,57	1,216	100	798,912
1200	6,21	1,216	100	755,136
2400	5,85	1,216	100	711,360
3600	5,52	1,216	100	671,232
4800	5,23	1,216	100	635,968
6000	5,12	1,216	100	622,592
7200	5,04	1,216	100	612,864

b) Laju Alir Umpan 4 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5295

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,02

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,06

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,61	1,216	100	803,776
1200	6,15	1,216	100	747,840
2400	5,82	1,216	100	707,712
3600	5,44	1,216	100	661,504
4800	5,32	1,216	100	646,912
6000	5,25	1,216	100	638,400
7200	4,87	1,216	100	592,192

c) Laju 5 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5297

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,03

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,59	1,216	100	801,344
1200	6,01	1,216	100	730,816
2400	5,55	1,216	100	674,88
3600	5,32	1,216	100	646,912
4800	5,04	1,216	100	612,864
6000	4,80	1,216	100	583,68
7200	4,69	1,216	100	570,304

1.4.1.2 Variasi Serat Membran 50

a) Laju 3 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5297
 pH umpan setelah penambahan NaOH = 11
 pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,06

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,63	1,216	100	806,555
1200	6,22	1,216	100	756,352
2400	5,84	1,216	100	710,144
3600	5,26	1,216	100	639,616
4800	4,92	1,216	100	598,272
6000	4,74	1,216	100	576,384
7200	4,59	1,216	100	558,144

b) Laju 4 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5297
 pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,01
 pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,05

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,68	1,216	100	812,288
1200	6,29	1,216	100	764,864
2400	5,52	1,216	100	671,232
3600	5,19	1,216	100	631,104
4800	4,8	1,216	100	583,68
6000	4,63	1,216	100	563,008
7200	4,39	1,216	100	533,824

c) Laju 5 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5294
 pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,04
 pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,00

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,54	1,216	100	795,264
1200	5,88	1,216	100	715,008
2400	5,23	1,216	100	635,968
3600	4,92	1,216	100	598,272
4800	4,61	1,216	100	560,576
6000	4,37	1,216	100	531,392
7200	4,18	1,216	100	508,288

1.4.1.3 Variasi Serat Membran 60

a) Laju 3 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5294

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,02

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,06

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,54	1,216	100	795,542
1200	6,12	1,216	100	744,192
2400	5,41	1,216	100	657,856
3600	4,74	1,216	100	576,384
4800	4,59	1,216	100	558,144
6000	4,23	1,216	100	514,368
7200	3,92	1,216	100	476,672

b) Laju 4 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5294 gram

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,00

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,01

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,56	1,216	100	797,696
1200	5,92	1,216	100	719,872
2400	5,25	1,216	100	638,4
3600	4,67	1,216	100	567,872
4800	4,36	1,216	100	530,176
6000	3,95	1,216	100	480,32
7200	3,79	1,216	100	460,864

c) Laju 5 Lpm

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang = 15,5294 gram

pH umpan setelah penambahan NaOH = 11,00

pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4 = 1,00

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,61	1,216	100	803,776
1200	5,89	1,216	100	716,224
2400	5,06	1,216	100	615,296
3600	4,58	1,216	100	556,928
4800	4,15	1,216	100	504,64
6000	3,82	1,216	100	464,512
7200	3,73	1,216	100	453,568

1.4.2 Penyisihan Menggunakan RHOP

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5296 gram
pH limbah setelah penambahan NaOH	= 11,31
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Laju alir udara	= 12,5 Lpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 360 mA

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,56	1,216	100	797,696
1200	6,28	1,216	100	763,648
2400	6,2	1,216	100	753,92
3600	6,16	1,216	100	749,056
4800	6,12	1,216	100	744,192
6000	6,01	1,216	100	730,816
7200	5,74	1,216	100	697,984

1.4.3 Penyisihan Menggunakan Ozon

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5296 gram
pH limbah setelah penambahan NaOH	= 11,00
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 400 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,76	1,216	100	822,016
1200	6,66	1,216	100	809,856
2400	6,6	1,216	100	802,56
3600	6,46	1,216	100	785,536
4800	6,11	1,216	100	742,976
6000	5,79	1,216	100	704,064
7200	5,74	1,216	100	697,984

1.4.4 Penyisihan Menggunakan Gabungan Membran & RHOP

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5296 gram
pH umpan setelah penambahan NaOH	= 11
pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4	= 1
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Laju alir udara	= 12,5 Lpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 360 mA

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,73	1,216	100	818,368
1200	6,02	1,216	100	732,032
2400	5,11	1,216	100	621,376
3600	4,65	1,216	100	565,44
4800	4,36	1,216	100	530,176
6000	3,73	1,216	100	453,568
7200	3,68	1,216	100	447,488

1.4.5 Penyisihan Menggunakan Gabungan Membran & Ozon

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5294 gram
pH umpan setelah penambahan NaOH	= 11
pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4	= 1
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 400 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,78	1,216	100	824,448
1200	5,51	1,216	100	670,016
2400	5,39	1,216	100	655,424
3600	4,53	1,216	100	550,848
4800	4,39	1,216	100	533,824
6000	3,64	1,216	100	442,624
7200	3,56	1,216	100	432,896

1.4.6 Penyisihan Menggunakan RHOP & Ozon

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5296 gram
pH limbah awal	= 6,25
pH limbah setelah penambahan NaOH	= 11,4
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 300 mA
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 420 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,73	1,216	100	818,368
1200	6,51	1,216	100	791,616
2400	6,38	1,216	100	775,808
3600	6,02	1,216	100	732,032
4800	5,85	1,216	100	711,36
6000	5,71	1,216	100	694,336
7200	5,38	1,216	100	654,208

1.4.7 Penyisihan Menggunakan Gabungan Kontaktor Membran dengan RHOP & Ozonator

a) Serat 40

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5296 gram
pH umpan setelah penambahan NaOH	= 11,15
pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4	= 1,09

Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 240 mA
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 390 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,65	1,216	100	808,64
1200	6,30	1,216	100	766,08
2400	5,69	1,216	100	691,904
3600	5,00	1,216	100	608
4800	4,62	1,216	100	561,792
6000	4,13	1,216	100	502,208
7200	3,47	1,216	100	421,952

b) Serat 50

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5294 gram
pH umpan setelah penambahan NaOH	= 11,04
pH air Ciater setelah penambahan H_2SO_4	= 1,1
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 240 mA
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 390 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,61	1,216	100	803,776
1200	5,82	1,216	100	707,712
2400	5,48	1,216	100	666,368
3600	4,74	1,216	100	576,384
4800	4,06	1,216	100	493,696
6000	3,87	1,216	100	470,592
7200	3,36	1,216	100	408,576

c) Serat 60

Berat $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ tertimbang	= 15,5294 gram
---	----------------

pH umpan setelah penambahan NaOH	= 11,00
pH air Ciater setelah penambahan H ₂ SO ₄	= 1,07
Laju alir umpan	= 0,2 Gpm
Tegangan Plasma	= 225 V
Arus Plasma	= 240 mA
Tegangan Ozon	= 190 V
Arus Ozon	= 390 mA
Laju alir Ozon	= 150 L/h

t (detik)	Martini	F. Pengali	F. Pengenceran	[Amonia](ppm)
0	6,75	1,216	100	820,8
1200	5,68	1,216	100	690,688
2400	4,87	1,216	100	592,192
3600	4,48	1,216	100	544,768
4800	4,12	1,216	100	500,992
6000	3,68	1,216	100	447,488
7200	3,22	1,216	100	391,552

1.5 Data Perbedaan Tekanan

1.5.1 Perbedaan Tekanan Pada Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

a) Serat Membran 40

Laju Alir Umpan (Lpm)	ΔP (psi)	ΔP (g/cm.s ²)
3	0,05	3447,4
4	0,08	5515,84
5	0,12	8273,76

b) Serat Membran 50

Laju Alir Umpan (Lpm)	ΔP (psi)	ΔP (g/cm.s ²)
3	0,08	5515,84
4	0,12	8273,76
5	0,16	11031,68

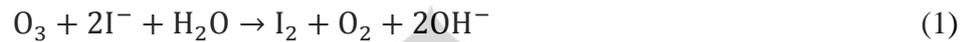
c) Serat Membran 60

Laju Alir Umpan (Lpm)	ΔP (psi)	ΔP (g/cm.s ²)
3	0,11	7584,28
4	0,18	12410,64
5	0,26	17926,48

1.6 Uji Produktivitas Ozon

Reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator yang digunakan perlu dihitung produktivitasnya agar diketahui besarnya ozon yang dihasilkan. Pengujian ini dilakukan duplo pada tegangan regulator 190 Volt dengan laju udara 150 L/jam.

Reaksi antara ozon dengan KI :



Pembebasan Iod oleh $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$:



Dari reaksi di atas dapat kita hitung produktivitas ozon pada plasma dan pada reactor hibrida plasma-ozon. Berikut ini uraian perhitungan produktivitas ozon:

1.6.1 Uji Produktivitas Ozon pada RHOP

$$t = 1 \text{ jam } 2 \text{ menit} = 3720 \text{ detik}$$

$$\text{volume larutan Natrium Tio Sulfat} = 0,3 \text{ mL}$$

$$\begin{aligned} \text{mol ozon} &= \frac{1}{2} \times \text{mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O} \\ &= \frac{1}{2} \times (0,005 \text{ mol} \times 0,0003 \text{ L}) \\ &= 7,5 \times 10^{-7} \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WO}_3 &= \text{mol O}_3 \times \text{BM O}_3 \\ &= 7,5 \times 10^{-7} \text{ mol} \times 48 \text{ gr/mol} \\ &= 3,6 \times 10^{-5} \text{ gram} = 3 \times 10^{-2} \text{ mg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produktivitas ozon} &= \frac{\text{WO}_3 \times 3600 \left(\frac{\text{s}}{\text{hr}}\right)}{t(\text{s})} \\ &= \frac{3 \times 10^{-2} \times 3600}{3720} \\ &= 0,029 \text{ mg/hr} \end{aligned}$$

1.6.2 Uji Produktivitas Ozon pada gabungan RHOP-Ozonator

$$t = 6 \text{ detik}$$

$$\text{volume larutan Natrium Tio Sulfat} = 0,8 \text{ mL}$$

$$\begin{aligned} \text{mol ozon} &= \frac{1}{2} \times \text{mol Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O} \\ &= \frac{1}{2} \times (0,005 \text{ mol} \times 0,0008 \text{ L}) \\ &= 2 \times 10^{-6} \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WO}_3 &= \text{mol O}_3 \times \text{BM O}_3 \\ &= 2 \times 10^{-6} \text{ mol} \times 48 \text{ gr/mol} \\ &= 9,6 \times 10^{-5} \text{ gram} = 9,6 \times 10^{-2} \text{ mg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produktivitas ozon} &= \frac{\text{WO}_3 \times 3600 \left(\frac{s}{hr}\right)}{t(s)} \\ &= \frac{9,6 \times 10^{-2} \times 3600}{6} \\ &= 0,0576 \text{ mg/hr} \end{aligned}$$

LAMPIRAN 2

PENGOLAHAN DATA

2.1 Studi Perpindahan Massa

2.1.1 Perhitungan Efisiensi Penyisihan Amonia (%R)

Efisiensi penyisihan amonia dinyatakan oleh nilai % rejeksi (%R) yang ditentukan menggunakan persamaan:

$$\%R = \frac{C_0 - C_t}{C_0} \times 100\%$$

Dimana,

C_0 = konsentrasi awal amonia pada larutan umpan (mg/L)

C_t = konsentrasi amonia pada waktu t

Contoh perhitungan efisiensi penyisihan amonia menggunakan membran serat 40 dengan laju alir 3 Lpm pada selama 7200 detik:

$$\%R = \frac{798,912 - 612,864}{798,912} \times 100\% = 23,288 \%$$

2.1.1.1 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

a) Serat 40

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm		Laju Alir 4 Lpm		Laju Alir 4 Lpm	
	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R
0	798,912	0,000	803,776	0,000	801,344	0,000
1200	755,136	5,479	747,840	6,959	730,816	8,801
2400	711,360	10,959	707,712	11,952	674,88	15,781
3600	671,232	15,982	661,504	17,700	646,912	19,272
4800	635,968	20,396	646,912	19,516	612,864	23,520
6000	622,592	22,070	638,400	20,575	583,68	27,162
7200	612,864	23,288	592,192	26,324	570,304	28,832

b) Serat 50

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm		Laju Alir 4 Lpm		Laju Alir 5 Lpm	
	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R
0	806,555	0,000	812,288	0,000	795,264	0,000
1200	756,352	6,224	764,864	5,838	715,008	10,092
2400	710,144	11,953	671,232	17,365	635,968	20,031
3600	639,616	20,698	631,104	22,305	598,272	24,771
4800	598,272	25,824	583,68	28,144	560,576	29,511
6000	576,384	28,538	563,008	30,689	531,392	33,180
7200	558,144	30,799	533,824	34,281	508,288	36,086

c) Serat 60

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm		Laju Alir 4 Lpm		Laju Alir 4 Lpm	
	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R
0	795,542	0,000	797,696	0,000	803,776	0,000
1200	744,192	6,455	719,872	9,756	716,224	10,893
2400	657,856	17,307	638,4	19,970	615,296	23,449
3600	576,384	27,548	567,872	28,811	556,928	30,711
4800	558,144	29,841	530,176	33,537	504,64	37,216
6000	514,368	35,344	480,32	39,787	464,512	42,209
7200	476,672	40,082	460,864	42,226	453,568	43,570

2.1.1.2 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan RHOP

t (detik)	[Amonia](ppm)	%R
0	797,696	0
1200	763,648	4,268292683
2400	753,92	5,487804878
3600	749,056	6,097560976
4800	744,192	6,707317073
6000	730,816	8,384146341
7200	697,984	12,5

2.1.1.3 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Ozon

t (detik)	[Amonia](ppm)	%R
0	822,016	0
1200	809,856	1,479289941
2400	802,56	2,366863905
3600	785,536	4,437869822
4800	742,976	9,615384615
6000	704,064	14,34911243
7200	697,984	15,0887574

2.1.1.4 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & RHOP

t (detik)	[Amonia](ppm)	%R
0	818,368	0
1200	732,032	10,5497771
2400	621,376	24,0713224
3600	565,44	30,9063893
4800	530,176	35,2154532
6000	453,568	44,576523
7200	447,488	45,3194651

2.1.1.5 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & Ozon

t (detik)	[Amonia](ppm)	%R
0	824,448	0
1200	670,016	18,7315634
2400	655,424	20,5014749
3600	550,848	33,1858407
4800	533,824	35,2507375
6000	442,624	46,3126844
7200	432,896	47,4926254

2.1.1.6 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan RHOP & Ozon

t (detik)	[Amonia](ppm)	%R
0	818,368	0,000
1200	791,616	3,269
2400	775,808	5,201
3600	732,032	10,550
4800	711,36	13,076
6000	694,336	15,156
7200	654,208	20,059

2.1.1.7 Efisiensi Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran, RHOP & Ozon

Laju Alir Umpan 0,2 Gpm						
t (detik)	Serat 40		Serat 50		Serat 60	
	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R	[Amonia](ppm)	%R
0	808,64	0,000	803,776	0,000	820,8	0,000
1200	766,08	5,263	707,712	11,952	690,688	15,852
2400	691,904	14,436	666,368	17,095	592,192	27,852
3600	608	24,812	576,384	28,290	544,768	33,630
4800	561,792	30,526	493,696	38,578	500,992	38,963
6000	502,208	37,895	470,592	41,452	447,488	45,481
7200	421,952	47,820	408,576	49,168	391,552	52,296

2.1.2 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi terhadap Waktu

Untuk menghitung koefisien perpindahan massa (k), diperlukan *slope* dari perubahan konsentrasi amonia terhadap waktu. *Slope* ini diperoleh dengan memplot grafik $\ln C_0/C$ terhadap waktu. Berikut adalah tabel data hasil perhitungan $\ln C_0/C$, serta grafik hubungan $\ln C_0/C$ vs t .

2.1.2.1 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi terhadap Waktu Penyisihan Amonia Menggunakan Membran & Perhitungan Koefisien Perpindahan Massa Rata-rata

Penentuan koefisien perpindahan massa (k) tiap interval waktu dihitung menggunakan rumus berikut:

$$k = \frac{V}{Am \times t} \left(\ln \frac{C_0}{C_t} \right)$$

Dimana:

- k = koefisien perpindahan massa (m/s)
- V = volume limbah (m^3)
- Am = luas permukaan membran (m^2)
- t = waktu (detik)
- C_0 = konsentrasi limbah awal (mg/l)
- C_t = konsentrasi limbah pada waktu t (mg/l)

Contoh perhitungan koefisien perpindahan massa pada variasi serat 40 laju alir 3 Lpm pada $t = 1200$ detik

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan membran (Am)} &= \pi \times 40 \times 0,4 \text{ m} \times 0,0008 \text{ m} \\ &= 0,040192 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Volume limbah} = 0,005 \text{ m}^3$$

$$k = \frac{0,005 \text{ m}^3}{0,040192 \text{ m}^2 \times 1200 \text{ s}} \left(\ln \frac{798,912}{755,136} \right) = 5,84206 \times 10^{-6}$$

a) Serat 40

- Laju alir 3 Lpm

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm			
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	k (m/s)
0	798,912	798,912	0,000000	0
1200		755,136	0,056353	5,84206 E-06
2400		711,360	0,116072	6,01655 E-06
3600		671,232	0,174136	6,0175 E-06
4800		635,968	0,228103	5,91179 E-06
6000		622,592	0,249359	5,17017 E-06
7200		612,864	0,265108	4,58058 E-06

- Laju alir 4 Lpm

t (detik)	Laju Alir 4 Lpm			
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	k (m/s)
0	803,776	803,776	0,000000	0
1200		747,840	0,072132	7,47781E-06
2400		707,712	0,127283	6,59767E-06
3600		661,504	0,194805	6,73174E-06
4800		646,912	0,217110	5,62691E-06
6000		638,400	0,230356	4,77615E-06
7200		592,192	0,305490	5,27831E-06

- Laju alir 5 Lpm

t (detik)	Laju Alir 5 Lpm			
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	k (m/s)
0	801,344	801,344	0,000000	0
1200		730,816	0,092129	9,55088E-06
2400		674,88	0,171755	8,90286E-06
3600		646,912	0,214080	7,39783E-06
4800		612,864	0,268147	6,94964E-06
6000		583,68	0,316937	6,57132E-06
7200		570,304	0,340121	5,87667E-06

b) Serat 50

- Laju alir 3 Lpm

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	806,555	806,555	0,000000	0
1200		756,352	0,064265	5,32985E-06
2400		710,144	0,127304	5,27901E-06
3600		639,616	0,231904	6,41101E-06
4800		598,272	0,298727	6,19374E-06
6000		576,384	0,335998	5,57321E-06
7200		558,144	0,368155	5,08884E-06

- Laju alir 4 Lpm

t (detik)	Laju Alir 4 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	812,288	812,288	0,000000	0
1200		764,864	0,060157	4,98913E-06
2400		671,232	0,190740	7,90954E-06
3600		631,104	0,252384	6,97718E-06
4800		583,68	0,330502	6,85257E-06
6000		563,008	0,366561	6,08017E-06
7200		533,824	0,419789	5,80255E-06

- Laju alir 5 Lpm

t (detik)	Laju Alir 5 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	795,264	795,264	0,000000	0
1200		715,008	0,106380	8,82268E-06
2400		635,968	0,223526	9,26909E-06
3600		598,272	0,284629	7,86858E-06
4800		560,576	0,349709	7,25081E-06
6000		531,392	0,403174	6,68747E-06
7200		508,288	0,447626	6,18733E-06

c) Serat 60

- Laju alir 3 Lpm

t (detik)	Laju Alir 3 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	795,542	795,542	0,000000	0
1200		744,192	0,066725	4,61152E-06
2400		657,856	0,190038	6,56701E-06
3600		576,384	0,322250	7,42385E-06
4800		558,144	0,354407	6,1235E-06
6000		514,368	0,436085	6,0278E-06
7200		476,672	0,512195	5,89986E-06

- Laju alir 4 Lpm

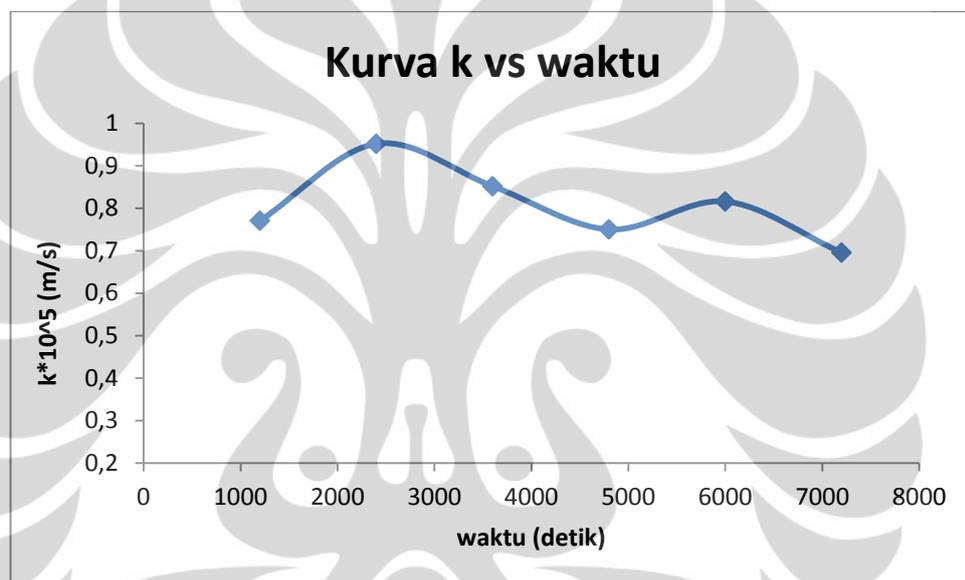
t (detik)	Laju Alir 4 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	797,696	797,696	0,000000	0
1200		719,872	0,102654	7,09471E-06
2400		638,4	0,222763	7,69786E-06
3600		567,872	0,339832	7,82889E-06
4800		530,176	0,408519	7,05846E-06
6000		480,32	0,507275	7,01183E-06
7200		460,864	0,548625	6,31949E-06

- Laju alir 5 Lpm

t (detik)	Laju Alir 5 Lpm			k (m/s)
	C_0 (ppm)	C_t (ppm)	$\ln C_0 / C_t$	
0	803,776	803,776	0,000000	0
1200		716,224	0,115328	7,97061E-06
2400		615,296	0,267217	9,23405E-06
3600		556,928	0,366885	8,45213E-06
4800		504,64	0,465475	8,04256E-06
6000		464,512	0,548333	7,57936E-06
7200		453,568	0,572175	6,59077E-06

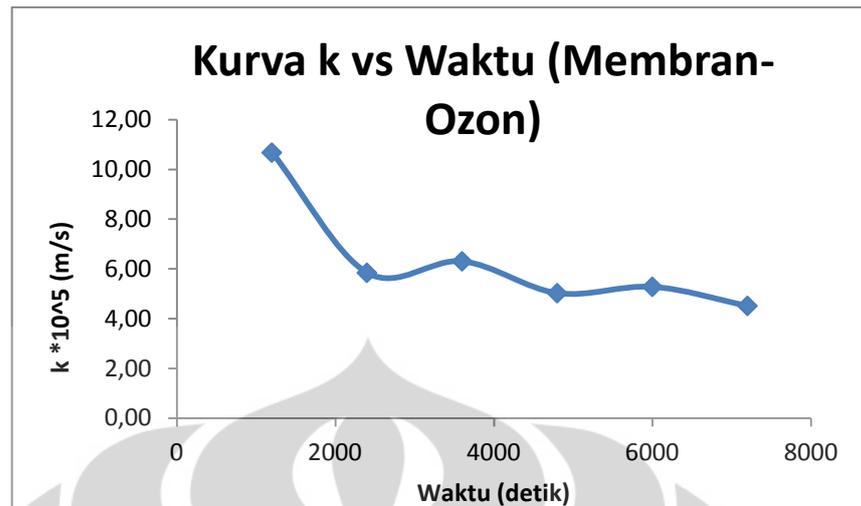
2.1.2.2 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi terhadap Waktu Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & RHOP

t (detik)	Laju Alir 0,2 Gpm			k (m/s)
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	
0	818,368	818,368	0	0
1200		732,032	0,1114879	7,70523E-06
2400		621,376	0,2753757	9,51598E-06
3600		565,44	0,3697079	8,51717E-06
4800		530,176	0,4341031	7,50051E-06
6000		453,568	0,5901669	8,15761E-06
7200		447,488	0,6036624	6,95346E-06



2.1.2.3 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi terhadap Waktu Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & Ozon

t (detik)	Laju Alir 0,2 Gpm			k (m/s)
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	
0	824,448	824,448	0	0
1200		670,016	0,207412479	7,70523E-06
2400		655,424	0,229431717	9,51598E-06
3600		550,848	0,403255162	8,51717E-06
4800		533,824	0,434647875	7,50051E-06
6000		442,624	0,62199342	8,15761E-06
7200		432,896	0,644216557	6,95346E-06



2.1.2.4 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi terhadap Waktu Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran, RHOP & Ozon

a) Serat 40

t (detik)	Serat 40			k (m/s)
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	
0	808,64	808,64	0	0
1200		766,08	0,054067221	5,6051E-06
2400		691,904	0,155906607	8,08135E-06
3600		608	0,285178942	9,85474E-06
4800		561,792	0,36422215	9,43964E-06
6000		502,208	0,476339448	9,87633E-06
7200		421,952	0,650462261	1,12388E-05

b) Serat 50

t (detik)	Serat 50			k (m/s)
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	
0	803,776	803,776	0	0
1200		707,712	0,127283392	1,05563E-05
2400		666,368	0,187478553	7,77429E-06
3600		576,384	0,332546518	9,19328E-06
4800		493,696	0,48740068	1,01057E-05
6000		470,592	0,535329147	8,87953E-06
7200		408,576	0,67664268	9,35292E-06

c) Serat 60

t (detik)	Serat 60			k (m/s)
	C ₀ (ppm)	C _t (ppm)	Ln C ₀ / C _t	
0	820,8	820,8	0	0
1200		690,688	0,172591272	1,19282E-05
2400		592,192	0,326448568	1,12809E-05
3600		544,768	0,409919458	9,44355E-06
4800		500,992	0,493689342	8,53005E-06
6000		447,488	0,606629753	8,38516E-06
7200		391,552	0,740161145	8,52576E-06

2.1.3 Perhitungan Bilangan Sherwood

Bilangan sherwood dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$Sh = k \frac{d_e}{D}$$

Dimana,

D = difusivitas (cm²/s)

d_e = diameter ekivalen (cm)

Diameter ekivalen membran ditentukan dengan persamaan,

$$d_e = \frac{d_p^2 - (n \times d_f^2)}{d_p + (n \times d_f)}$$

Dimana,

n = jumlah serat membran dalam modul

d_f = diameter serat (cm)

d_p = diameter selongsong (cm)

Perhitungan diameter ekivalen pada berbagai variasi serat membran:

Diketahui: Diameter serat (d_f) = 0,08 cm

Diameter selongsong (d_p) = 3,6 cm

$$d_e \text{ Serat 40} = \frac{(3,6 \text{ cm})^2 - [40 \times (0,08 \text{ cm})^2]}{3,6 \text{ cm} + [40 \times 0,08 \text{ cm}]} = 1,868235 \text{ cm}$$

$$d_e \text{ Serat } 50 = \frac{(3,6 \text{ cm})^2 - [50 \times (0,08 \text{ cm})^2]}{3,6 \text{ cm} + [50 \times 0,08 \text{ cm}]} = 1,663158 \text{ cm}$$

$$d_e \text{ Serat } 60 = \frac{(3,6 \text{ cm})^2 - [60 \times (0,08 \text{ cm})^2]}{3,6 \text{ cm} + [60 \times 0,08 \text{ cm}]} = 1,497143 \text{ cm}$$

Contoh perhitungan bilangan *Sherwood* (*Sh*) pada penyisihan menggunakan membran serat 40 dengan laju alir 3 Lpm.

Diketahui:

$$d_e \text{ Serat } 40 = 1,868235 \text{ cm}$$

$$D = 1,76 \times 10^{-5} \text{ (cm}^2/\text{s)}$$

$$k_{\text{overall}} = 4,90147 \text{ E-06}$$

$$Sh = 0,000490147 \times \left(\frac{1,868235 \text{ cm}}{0,0000176 \text{ cm}^2/\text{s}} \right) = 50,840524$$

2.1.4.1 Perhitungan Bilangan *Sherwood* Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

Laju Alir Umpan (Lpm)	Bilangan <i>Sherwood</i> (<i>Sh</i>)		
	Serat 40	Serat 50	Serat 60
3	50,84052431	50,87898661	51,21843722
4	52,0290041	56,33366539	55,45136591
5	61,53684241	57,74435818	58,414416

2.1.5 Perhitungan Fluks

Fluks dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Fluks } (J) = \frac{(C_0 - C_t) \times V}{A_m \times t}$$

Dimana:

C_0 = Konsentrasi ammonia awal (mg/dm³)

C_t = Konsentrasi ammonia pada saat 7200 detik (mg/dm³)

V = Volume ammonium sulfat (dm³)

t = Lama sirkulasi (7200 detik)

A_m = Luas penampang membran (cm²)

Contoh perhitungan fluks pada proses penyisihan amonia menggunakan membran serat 40 dengan laju alir 3 Lpm pada waktu 7200 detik:

$$\text{Diketahui: } C_0 = 798,912 \text{ mg/dm}^3$$

$$C_t = 625,024 \text{ mg/dm}^3$$

$$V = 5 \text{ dm}^3$$

$$A_m = 0,040192 \text{ E}^4 \text{ cm}^2$$

$$t = 7200 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Fluks} &= \frac{(798,912 - 625,024) \text{ mg/dm}^3 \times 5 \text{ dm}^3}{0,040192 \text{ E}^4 \text{ cm}^2 \times 7200 \text{ detik}} \\ &= 3,2146 \text{ E}^{-4} \text{ mg/cm}^2 \text{ s} \end{aligned}$$

2.1.5.1 Perhitungan Fluks Pada Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

a) Serat 40

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)		
	Laju 3 Lpm	Laju 4 Lpm	Laju 5 Lpm
0	-	-	-
1200	4,5382 E ⁻⁴	5,7988 E ⁻⁴	7,3116 E ⁻⁴
2400	4,5382 E ⁻⁴	4,9794 E ⁻⁴	6,5552 E ⁻⁴
3600	4,4122 E ⁻⁴	4,9164 E ⁻⁴	5,3366 E ⁻⁴
4800	4,2231 E ⁻⁴	4,0655 E ⁻⁴	4,8849 E ⁻⁴
6000	3,6558 E ⁻⁴	3,4289 E ⁻⁴	4,5130 E ⁻⁴
7200	3,2146 E ⁻⁴	3,6558 E ⁻⁴	3,9919 E ⁻⁴

b) Serat 50

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)		
	Laju 3 Lpm	Laju 4 Lpm	Laju 5 Lpm
0	-	-	-
1200	4,1636 E ⁻⁴	3,9331 E ⁻⁴	6,6561 E ⁻⁴
2400	3,9979 E ⁻⁴	5,8493 E ⁻⁴	6,6056 E ⁻⁴
3600	4,6150 E ⁻⁴	5,0088 E ⁻⁴	5,4459 E ⁻⁴
4800	4,3185 E ⁻⁴	4,7399 E ⁻⁴	4,8660 E ⁻⁴
6000	3,8179 E ⁻⁴	4,1348 E ⁻⁴	4,3769 E ⁻⁴
7200	3,4337 E ⁻⁴	3,8491 E ⁻⁴	3,9667 E ⁻⁴

c) Serat 60

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)		
	Laju 3 Lpm	Laju 4 Lpm	Laju 5 Lpm
0	-	-	-
1200	3,5489 E ⁻⁴	5,3786 E ⁻⁴	6,0510 E ⁻⁴
2400	4,7579 E ⁻⁴	5,5047 E ⁻⁴	6,5132 E ⁻⁴
3600	5,0489 E ⁻⁴	5,2946 E ⁻⁴	5,6868 E ⁻⁴
4800	4,1018 E ⁻⁴	4,6223 E ⁻⁴	5,1685 E ⁻⁴
6000	3,8865 E ⁻⁴	4,3869 E ⁻⁴	4,6895 E ⁻⁴
7200	3,6730 E ⁻⁴	3,8799 E ⁻⁴	4,0340 E ⁻⁴

2.1.5.2 Perhitungan Fluks Pada Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & Plasma

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)
	Laju 0,2 Gpm
0	-
1200	5,9669 E ⁻⁴
2400	6,8073 E ⁻⁴
3600	5,8268 E ⁻⁴
4800	4,9794 E ⁻⁴
6000	5,0425 E ⁻⁴
7200	4,2721 E ⁻⁴

2.1.5.3 Perhitungan Fluks Pada Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran & Ozon

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)
	Laju 0,2 Gpm
0	-
1200	10,6732 E ⁻⁴
2400	5,8409 E ⁻⁴
3600	6,3031 E ⁻⁴
4800	5,0215 E ⁻⁴
6000	5,2778 E ⁻⁴
7200	4,5102 E ⁻⁴

2.1.5.4 Perhitungan Fluks Pada Penyisihan Amonia Menggunakan Gabungan Membran, Plasma & Ozon

Waktu (detik)	Fluks (mg/cm ² .s)		
	Serat 40 (Laju 0,2 Gpm)	Serat 50 (Laju 0,2 Gpm)	Serat 60 (Laju 0,2 Gpm)
0	-	-	-
1200	4,412155 E ⁻⁴	7,967091 E ⁻⁴	8,992392 E ⁻⁴
2400	6,050955 E ⁻⁴	5,697983 E ⁻⁴	7,899858 E ⁻⁴
3600	6,933386 E ⁻⁴	6,28627 E ⁻⁴	6,359106 E ⁻⁴
4800	6,397625 E ⁻⁴	6,42914 E ⁻⁴	5,525699 E ⁻⁴
6000	6,353503 E ⁻⁴	5,526539 E ⁻⁴	5,16012 E ⁻⁴
7200	6,681263 E ⁻⁴	5,462668 E ⁻⁴	4,944415 E ⁻⁴

2.2 Studi Hidrodinamika

Pada studi hidrodinamika, dipelajari mengenai karakter dari aliran yang dapat dilihat dari bilangan Reynold, faktor friksi, dan juga diperhitungkan besarnya friksi rasio selama proses berlangsung.

2.2.1 Perhitungan Bilangan Reynold

Bilangan reynold dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$Re = \frac{d_e \times v}{\mu_{kinematis}}$$

dimana:

d_e = diameter ekuivalen (cm)

v = kecepatan aliran (cm/s)

$\mu_{kinematis}$ = viskositas kinematis (cm²/s) = 8,9 x 10⁻³ cm²/s

kecepatan aliran yang dimaksudkan adalah kecepatan dari aliran yang tidak melewati membran, yakni aliran limbah amonia, yang diperoleh dengan persamaan di bawah ini:

$$v = \frac{Q}{A_{flow}}$$

dimana,

$$A_{flow} = \frac{1}{4} \times \pi \times (d_p^2 - nd_f^2)$$

Perhitungan A_{flow} pada berbagai variasi jumlah serat:

- $A_{flow(40)} = \frac{1}{4} \times \pi \times (3,6^2 - 40(0,08^2)) = 9,97264 \text{ cm}^2$
- $A_{flow(50)} = \frac{1}{4} \times \pi \times (3,6^2 - 50(0,08^2)) = 9,9224 \text{ cm}^2$
- $A_{flow(60)} = \frac{1}{4} \times \pi \times (3,6^2 - 60(0,08^2)) = 9,87216 \text{ cm}^2$

2.2.1.1 Perhitungan Bilangan Reynold Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

Contoh perhitungan Q, v, dan Re pada variasi jumlah serat 40 dengan laju alir 3 Lpm:

1) Menghitung Q

$$Q = 3 \frac{\text{dm}^3}{\text{menit}} = 3000 \frac{\text{cm}^3}{60 \text{ detik}} = 50 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

2) Menghitung v:

$$v = \frac{Q}{A_{flow}} = \frac{50 \text{ cm}^3/\text{detik}}{9,97264 \text{ cm}^2} = 5,013718 \text{ cm/s}$$

3) Menghitung Re:

$$Re = \frac{d_e \times v}{\mu_{kinematis}} = \frac{1,868235 \text{ cm} \times 5,013718 \text{ cm/s}}{8,9 \times 10^{-3} \text{ cm}^2/\text{s}} = 1052,45$$

Serat 40			
Laju Alir (Lpm)	Q (cm3/s)	v(cm/s)	Re
3	50	5,013718	1052,45
4	66,6667	6,684957	1403,267
5	83,3333	8,365196	1754,083

Serat 50			
Laju Alir (Lpm)	Q (cm3/s)	v(cm/s)	Re
3	50	5,039103	941,6657
4	66,6667	6,718805	1255,554
5	83,3333	8,398506	1569,443

Serat 60			
Laju Alir (Lpm)	Q (cm ³ /s)	v(cm/s)	Re
3	50	5,064748	851,9832
4	66,6667	6,752997	1135,987
5	83,3333	8,441246	1419,972

2.2.2 Perhitungan Faktor Friksi

Faktor friksi yang diperhitungkan adalah faktor friksi modul percobaan dan faktor friksi literatur.

$$f_{modul} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2}$$

$$f_{literatur} = \frac{16}{Re}$$

dimana:

- d_e = diameter ekivalen (cm)
- ΔP = perubahan tekanan (g/cm.s²)
- L_f = panjang membran (cm)
- ρ = kerapatan larutan = 1 gr/cm³
- v = kecepatan larutan (cm/s)

2.2.2.1 Perhitungan Faktor Friksi Penyisihan Amonia Menggunakan Membran

Serat 40				
ΔP (g/cm.s ²)	v (cm/s)	Re	f Modul	f Literatur
3447,4	5,013718	1052,45	3,202679	0,0152026
5515,84	6,684957	1403,267	2,882411	0,011402
8273,76	8,365196	1754,083	2,761164	0,0091216

Serat 50				
ΔP (g/cm.s ²)	v (cm/s)	Re	f Modul	f Literatur
5515,84	5,039103	941,6657	4,515946	0,0169912
8273,76	6,718805	1255,554	3,810328	0,0127434
11031,68	8,398506	1569,443	3,25148	0,0101947

Serat 60				
ΔP (g/cm.s ²)	v (cm/s)	Re	f Modul	f Literatur
7584,28	5,064748	851,9832	5,533144	0,0187797
12410,64	6,752997	1135,987	5,093008	0,0140847
17926,48	8,441246	1419,972	4,708203	0,0112678



LAMPIRAN 3

FOTO PERALATAN PROSES

3.1 Foto-foto Peralatan Rancang Bangun Reaktor Hibrida Ozon-Plasma (RHOP)



Elektroda Tegangan Tinggi



Kawat Kassa SS-316



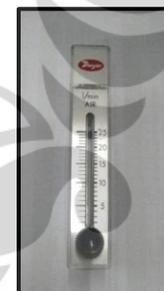
**Transformer Tegangan Tinggi
(Plasmatron)**



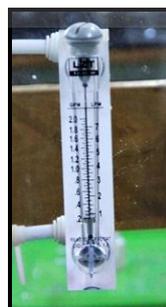
Voltmeter



Amperemeter



Flowmeter Gas

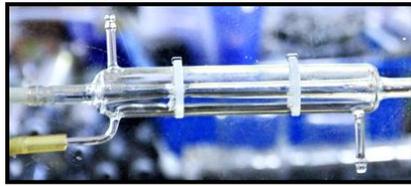


Flowmeter Liquid



Regulator Tegangan

Universitas Indonesia



Injektor



Selang



Kompresor



Pompa

3.2 Foto-foto Peralatan Pendukung Penyisihan Amonia Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga



Reservoir



Pompa Peristaltik



Pompa

3.3 Foto Amonia Meter Martini



Martini Ammonia Meter Medium Range

