



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH TEMPERATUR LIMBAH TERHADAP PROSES
PENYISIHAN AMONIA MENGGUNAKAN GABUNGAN PROSES
MEMBRAN, REAKTOR HIBRIDA OZON-PLASMA DAN
OZONATOR**

SKRIPSI

PUJI LESTARI HANDAYANI

0906604331

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH TEMPERATUR LIMBAH TERHADAP PROSES
PENYISIHAN AMONIA MENGGUNAKAN GABUNGAN PROSES
MEMBRAN, REAKTOR HIBRIDA OZON-PLASMA DAN
OZONATOR**

SKRIPSI

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

PUJI LESTARI HANDAYANI

0906604331

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
DEPOK
JUNI 2012**

i

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 : Puji Lestari Handayani

NPM : 0906604331

Tanda Tangan : 

Tanggal : 28 Juni 2012

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Puji Lestari Handayani
NPM : 0906604331
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pengaruh Temperatur Limbah terhadap Proses Penyisihan Amonia menggunakan Gabungan Proses 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 pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc., PhD

Penguji 1 : Eva Fathul Karamah, ST, MT

Penguji 2 : Dr. Ing. Donni Adinata, ST, M.Eng. Sc

Penguji 3 : Dr. Ir. Setiadi, M.Eng

Ditetapkan di Depok

Tanggal : 28 Juni 2012

KATA PENGANTAR

Puji syukur saya ucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan skripsi ini. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu tugas dalam Departemen Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

Saya menyadari bahwa tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, skripsi ini tidak mungkin untuk terselesaikan. Oleh karena itu, pada kesempatan ini saya ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI.
2. Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc, PhD selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran, serta kesabaran untuk mengarahkan saya dalam penelitian dan penyusunan skripsi ini;
3. Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo , DEA selaku dosen yang telah menyediakan waktu, tenaga, pikiran serta kesabaran dalam mengarahkan saya dalam penelitian.
4. Dr. Ir. Setiadi M.Eng selaku pembimbing akademik penulis.
5. Para dosen Departemen Teknik Kimia FTUI yang telah memberikan ilmu serta bantuan dalam penyusunan skripsi ini.
6. Keluarga yang senantiasa memberikan doa, dukungan dan semangat;
7. Yuniar Nuraeni dan Seswila Deflin, teman satu penelitian yang saling membantu dan memberikan semangat dalam penyusunan makalah ini;
8. Tiwi, Mang Ijal, Kang Jajat, Dewi, Mas Eko dan segenap karyawan Departemen Teknik Kimia yang telah membantu dalam penyusunan skripsi ini;
9. Fita Sefriana, Nurul Satwika Utami, Ichiko Thambryana Dwita, Ira Mutiara Dewi, Arini Aristia Saputra, Indika Sunarko, Imia Ribka Banurea, Rizky Aulia P.D , Renta Uly Panjaitan, Laili Purnamasari, Eka Rahmawati, Gita Agistia, Gefin

Yesya dan Najma atas dukungan, semangat , bantuan, saran dan perhatiannya selama penelitian dan penyusunan skripsi ini.

10. Teman-teman lab Intensifikasi Proses Kimia atas bantuan, dukungan dan semangatnya.
11. Teman-teman Ekstensi 2009 atas dukungan , semangat dan kerja samany selama 3 tahun ini.
12. Semua pihak yang telah membantu penyusunan makalah skripsi ini secara langsung maupun tidak langsung;

Akhir kata, semoga seminar ini dapat bermanfaat bagi berbagai pihak dan bagi perkembangan ilmu pengetahuan yang ada.

Depok, Juni 2012

Penulis

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

Sebagai civitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Puji Lestari Handayani
NPM : 0906604331
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 saya yang berjudul:

“Pengaruh Temperatur Limbah terhadap Proses Penyisihan Amonia menggunakan Proses Membran dan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma”.

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta. Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di: Depok.
Pada Tanggal : 28 Juni 2012.
Yang menyatakan



(Puji Lestari Handayani)

ABSTRAK

Nama : Puji Lestari Handayani
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pengaruh Temperatur Limbah terhadap Proses Penyisihan Amonia menggunakan Gabungan Proses Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator

Kandungan amonia yang berpotensi untuk merusak lingkungan mendorong untuk menemukan metode yang efektif untuk menyisihkannya sebelum dibuang ke badan air. Pada penelitian ini dilakukan penyisihan amonia yang terlarut dalam air melalui gabungan kontaktor membran serat berongga dengan reaktor hibrida plasma-ozon yang terbukti memberikan efisiensi yang lebih apabila dibandingkan dengan pengolahan konvensional lainnya. Hal ini dikarenakan proses oksidasi lanjut dengan reaktor hibrida plasma-ozon dapat membantu mengurangi beban penyisihan amonia yang dilakukan jika hanya dengan menggunakan membran. Penelitian ini mempelajari pengaruh temperatur air limbah terhadap efisiensi dan koefisien perpindahan massanya. Air limbah sintesis dengan konsentrasi 800 ppm divariasikan pada suhu 30, 40 dan 50°C. Pada studi perpindahan massa, hasil penelitian menunjukkan bahwa semakin tinggi temperatur maka akan semakin besar persen penyisihan amonia. Penyisihan amonia dengan proses gabungan membran dan reaktor hibrida plasma ozon memberikan nilai tertinggi yaitu 77%, sedangkan untuk membran pada suhu 50°C memberikan persen penyisihan sebesar 61%. Proses gabungan membran dan reaktor hibrida plasma ozon memberikan nilai koefisien perpindahan massa sebesar $1,67 \times 10^{-5}$ m/s.

Kata kunci : amonia, kontaktor membran, reaktor hibrida plasma ozon

ABSTRACT

Name : Puji Lestari Handayani
Study Programme : Chemical Engineering
Title : Effect of Waste Temperature on Ammonia Removal Through
Combination of Hollow Fiber Membrane, Hybrid Plasma-Ozone
and Ozonator

Ammonia which found in waste water have promoted the development of more efficient method for their removal. Ammonia removal from water was studied through combination hollow fiber and hybrid reactor plasma-ozon to prove that this process offer higher efficiency than other conventional method. This phenomenon may be due to that advance oxidation process reduce the burden of hollow fiber membrane to remove ammonia from synthetic waste. This study was performed to determine the effect of temperature on the ammonia removal percentages and mass transfer coefficient. The experiments were carried out at 30, 40 and 50 °C using 800 ppm ammonia waste. The experiment result shows that, increasing the temperature is capable of increasing the efficiency. Experimental work using combination hollow fiber membrane and hybrid reactor plasma-ozone obtaining the maximum percentage of ammonia up to 77%, while hollow fiber on 50 °C obtain the percentage of ammonia up to 61%. The combination of hollow fiber and hybrid reactor plasma-ozone give the maximum result on mass transfer coefficient with $1,6 \times 10^{-5}$ m/s.

Keywords : ammonia, hollow fiber membrane, hybrid ozone - plasma

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS.....	vi
ABSTRAK.....	vii
ABSTRACT.....	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
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 Cair-Cair.....	7
2.1.2 Kontaktor Membran Serat Berongga (Hollow Fiber Membrane Contactor-HMFC).....	7
2.2 Membran Polivinil Klorida (PVC).....	11
2.3 Plasma.....	12
2.4 Ozon.....	15
2.5 Air Ciater.....	16
2.6 Amonia.....	20
2.5.1 Penyisihan Amonia.....	23
2.5.2 Metode Nessler.....	24
2.6 Penelitian Sebelumnya.....	25
BAB 3 METODE PENELITIAN.....	26
3.1 Studi Literatur.....	26
3.2 Experimental Set-Up.....	27
3.2.1 Bahan.....	27
3.2.2 Alat.....	27
3.3 Uji Ozon dan Plasma.....	32
3.3.1 Rancang Bangun Reaktor Hibrida Ozon-Plasma.....	33

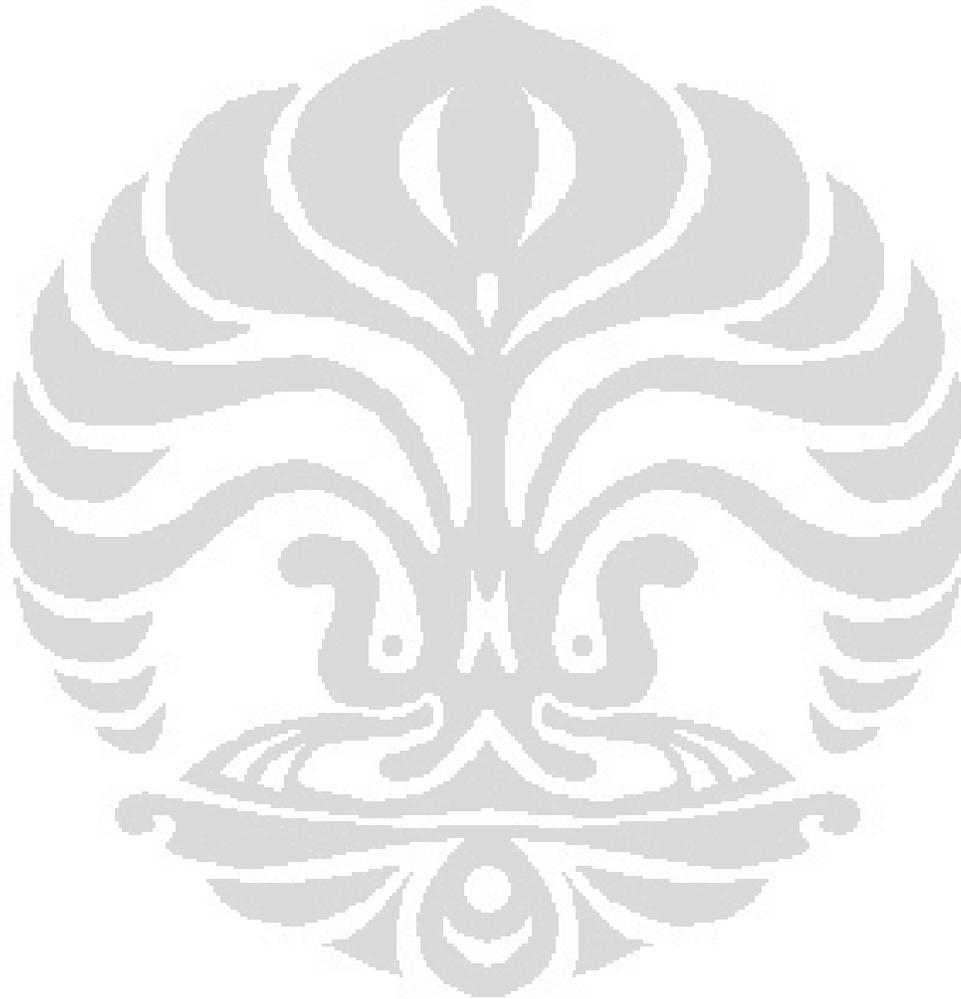
3.3.2 Uji Produktivitas	33
3.3.2 Proses Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma	35
3.3.3 Proses Penyisihan Amonia dengan Ozonator	35
3.3.4 Proses Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator	36
3.4 Uji Perpindahan Massa	37
3.4.1 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran	37
3.4.2 Proses Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran dan RHOP	38
3.4.3 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran-Ozonator	38
3.4.4 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran – RHOP dan Ozonator	39
3.5 Pengolahan Data dan Hasil	40
3.5.1 Pengolahan Data Hasil Uji Perpindahan Massa	41
3.6 Penulisan Laporan	42
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	43
4.1 Pendahuluan	43
4.2 Penyisihan Amonia	43
4.3 Studi Perpindahan Massa	49
4.3.1 Pengaruh Temperatur terhadap Koefisien Perpindahan Massa	49
4.3.2 Pengaruh Temperatur terhadap Fluks	52
BAB 5 SIMPULAN DAN SARAN	55
DAFTAR PUSTAKA	56
LAMPIRAN	57

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Variasi Kontaktor Membran: a. kontaktor gas-cair; b. kontaktor cair-gas; c. kontaktor cair-cair	6
Gambar 2.2 Skema Kontaktor Membran Cair-Cair	7
Gambar 2.3 Kontaktor Membran Serat Berongga	8
Gambar 2.4 Pengaruh pH Pada Distribusi Ammonia dan Ammonium Dalam Air	20
Gambar 3.1. Skema Penelitian	26
Gambar 3.2 Modul Membran Serat Berongga Serat 60.....	28
Gambar 3.3 Media Dielektrik	28
Gambar 3.4 RangkaianPeralatanReaktorHibrida Ozon- Plasma	31
Gambar 3.5 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan RHOP... 35	
Gambar 3.6 Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Ozonator	36
Gambar 3.7 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan RHOP dan Ozonator	36
Gambar 3.8 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran	37
Gambar 3.9 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Gabungan RHOP dan Membran	39
Gambar 3.10 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran dan Ozonator	39
Gambar 3.11 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator	40
Gambar3.12 Skema Peralatan untuk Pengolahan data Uji Perpindahan Massa	41
Gambar 4.1 Penyisihan Amonia dengan Membran	46
Gambar 4.2 Efek Temperatur terhadap Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran dan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon	47
Gambar 4.3 Efek Temperatur terhadap Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon	47
Gambar 4.4 Persen Penyisihan Amonia pada Suhu 30°C	48
Gambar 4.5 Perbandingan Penurunan Konsentrasi Amonia antara Referensi dengan Hasil Percobaan.....	47
Gambar 4.6 Nilai Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia dengan Membran	51
Gambar 4.7 Nilai Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran dan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon	52
Gambar 4.8 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Membran	53
Gambar 4.9 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Membran Selama 2 jam sirkulasi	53

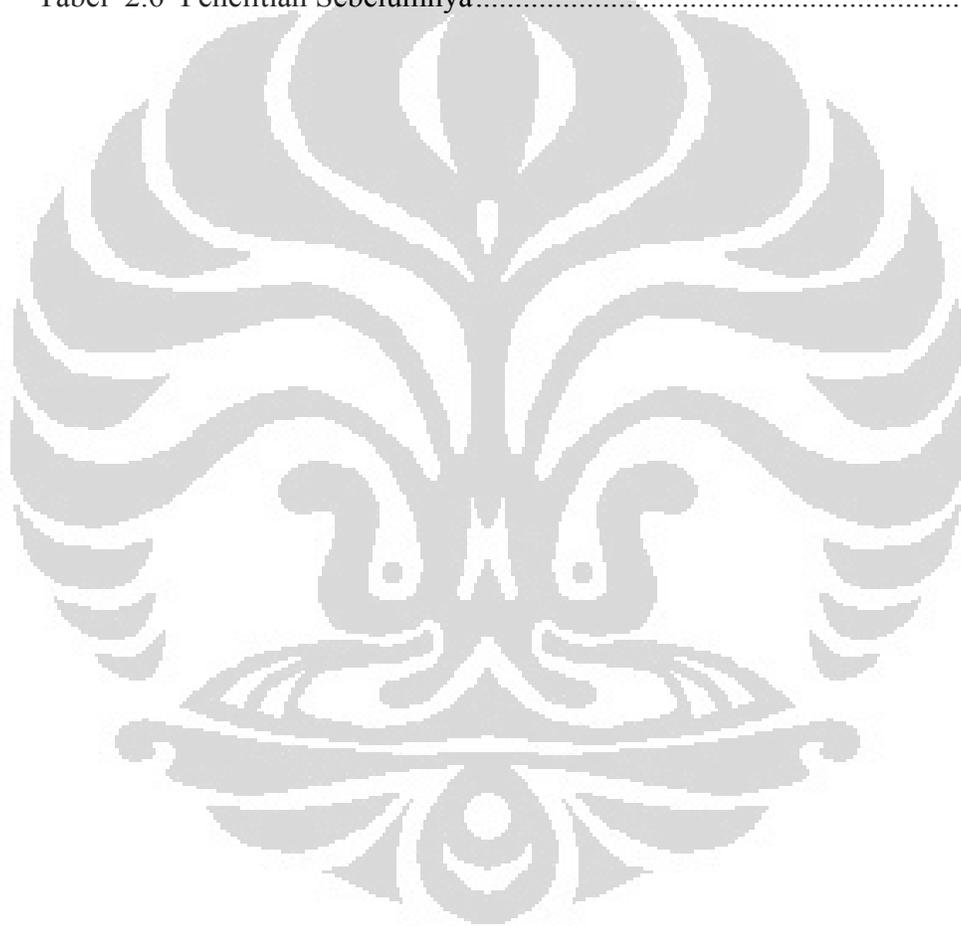
Gambar 4.10Efek Temperatur terhadap Fluks pada Gabungan Membran dengan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon 54

Gambar 4.11Efek Temperatur terhadap Fluks pada Gabungan Membran dengan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon selama 2 jam sirkulasi 54



DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Warna Plasma yang Ditimbulkan	13
Tabel 2.2	Klasifikasi Plasma	16
Table 2.3	Konstanta Reaksi OH ⁻ radikal dalam Air	18
Tabel 2.4	Komposisi Ion Air Ciater	19
Tabel 2.5	Perbandingan Teknologi Penyisihan Amonia	23
Tabel 2.6	Penelitian Sebelumnya.....	25



BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Seiring dengan perkembangan industri di Indonesia muncul pula dampak negatif yang harus ditanggung oleh lingkungan. Salah satunya adalah limbah cair yang diproduksi dari industri yang banyak mengandung amonia dan zat-zat organik lainnya. Seperti yang banyak kita ketahui bahwa konsentrasi amonia yang berlebih pada perairan dapat menyebabkan eutrofikasi, sehingga dapat mempercepat pertumbuhan alga dan biasanya dapat mengakibatkan *red water bloom* pada danau ataupun lautan.

Industri modern harus bertanggung jawab terhadap bertambahnya kontaminan pada sumber air yang disebabkan oleh adanya amonia yang semakin lama menjadi permasalahan yang serius. Sesuai dengan Peraturan Pemerintah nomor 18 tahun 1999 tentang pengelolaan limbah bahan berbahaya dan beracun pasal 8 ayat 1, ammonia tergolong kedalam limbah B3 karena bersifat korosif, dimana sifat ini dijelaskan pada *Material Safety Data Sheet* (MSDS) ammonia, diantaranya ammonia bersifat korosif yang dapat merusak jaringan badan. Berdasarkan Peraturan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 04 Tahun 2001 kandungan maksimal ammonia (sebagai $\text{NH}_3\text{-N}$) yang diperbolehkan adalah : 5mg/L (untuk kegiatan eksplorasi dan produksi migas dari fasilitas darat, On-Shore), 10 mg/L (untuk Usaha dan/atau Kegiatan Eksplorasi dan Produksi Panas Bumi). Oleh karena itu penyisihan amonia dari limbah industri menjadi suatu hal yang penting.

Berbagai macam metode telah dicoba untuk menyisihkan amonia, diantaranya nitrifikasi-denitrifikasi, break point chlorination, chlorination-dechlorination. Akan tetapi, metode-metode ini memiliki banyak kekurangan dan keterbatasan. Metode konvensional untuk penyisihan amonium dan organik dari limbah domestik dan industri kebanyakan berdasar perlakuan biologis (Ashrafizadeh and Khorasani 2010) . Namun, efektivitas dari proses ini terhalang pada lambatnya biokonservasi dan faktor lingkungan yang tidak

mendukung. Proses klorinasi dan pertukaran ion seringkali digunakan pada limbah industri dengan konsentrasi amonia yang tinggi. Akan tetapi, kerugian dari metode ini, biayanya yang mahal dan kesulitan dalam perawatan karena adanya bahan kimia yang digunakan pada proses oksidasi dan regenerasi. Oleh karena itu perlu adanya metode baru yang lebih efektif untuk mengatasi permasalahan ini.

Dari sekian banyak teknologi yang sudah digunakan, teknologi membran menjadi kandidat paling baik untuk penyisihan amonia karena membran menawarkan luas area yang besar yang memfasilitasi pemisahan amonia dengan cepat dari limbah cair. Keuntungan-keuntungan dari teknologi membran ini antara lain; pemisahan dapat dilakukan secara kontinu, energi yang dikonsumsi cukup rendah, proses membran dapat dengan mudah dikombinasi dengan proses pemisahan lain (*hybrid processing*), proses separasi dapat dilakukan dalam kondisi lunak, mudah untuk dilakukan *up-scaling* (Mulder 2000). Adapun kelemahan dari teknik membran adalah seringkali terjadi *fouling* (tertutupnya permukaan membran karena adanya polarisasi konsentrasi) yang dapat mengurangi efisiensi dan umur operasi membran sehingga biaya periodik membran juga harus diperhitungkan (Gabelman 1999).

Membran yang digunakan dalam proses ini adalah membran serat berongga (*hollow fiber membran*). Membran ini merupakan serat sintesis yang terbuat dari polimer dan bersifat hidrofobik yang bertujuan agar air tidak membasahi selama terjadi proses kontak. Prinsip dasar sistem membran sebagai kontaktor adalah tidak terjadi disperse dari satu fasa ke fasa lainnya atau tidak terjadi kontak langsung antara kedua fasa. Pelarut dialirkan pada sisi membran yang satu sedangkan fluida yang memiliki komponen yang akan dihilangkan dialirkan pada sisi membran lainnya. Perpindahan massa terjadi karena adanya *driving force* seperti perbedaan konsentrasi dan perbedaan tekanan (Mulder 2000). Dasar pemisahan ammonia dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga adalah berdasarkan perbedaan konsentrasi ammonia di dalam selongsong dan serat membran. Ammonia dalam air berada dalam bentuk kesetimbangan yang dapat dijelaskan oleh reaksi berikut ini.



Reaksi diatas merupakan reaksi yang terjadi dalam selongsong, dimana terdapat gas amonia yang berada dalam keadaan kesetimbangan dalam air. Dengan adanya perbedaan konsentrasi gas amonia dalam selongsong dan serat membran akan mendorong amonia melewati serat membran yang bersifat hidrofobik sehingga amonia dapat terpisahkan. Peningkatan efisiensi dapat dilakukan dengan merubah konstanta kesetimbangan ke arah pembentukan amonia dengan cara menaikkan pH.

Pelarut yang digunakan dalam proses pemisahan ammonia ini adalah air panas dari sumber mata air Ciater karena pada air panas tersebut terkandung berbagai macam mineral dan zat lainnya, salah satunya adalah mineral sulfat, selain itu air ini memiliki pH yang sangat asam. Senyawa asam yang terkandung dalam air panas Ciater ini bersifat reaktif terhadap amonia yang bersifat basa sehingga diharapkan amonia yang terpisah dari selongsong akan bereaksi dengan asam sulfat yang berada dalam serat membran membentuk amonium sulfat yang dapat digunakan sebagai pereaksi bahan kimia atau penggunaan lainnya.

Selain membran, aplikasi plasma dalam air dalam proses pengolahan air limbah menunjukkan perkembangan yang baik. Plasma merupakan suatu teknologi yang dinilai tepat dan aplikatif dalam proses pengolahan senyawa organik berbahaya dan beracun yang terkandung dalam air limbah yang dihasilkan dari limbah industry. Dengan membuat plasma dalam air akan didapatkan berbagai spesi aktif seperti OH^\cdot , O^\cdot , H^\cdot , O_3 , H_2O_2 . Hampir semua spesi aktif ini memiliki oksidasi potensial yang tinggi yang berpotensi dalam menguraikan sianar ultraviolet serta geleombang kejut (*shockwaves*) yang juga diketahui dapat menguraikan senyawa organik .

Berdasarkan uraian diatas untuk mengatasi permasalahan pemisahan amonia secara konvensional, dilakukan penelitian pemisahan amonia terlarut dalam air dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga yang terbuat dari serat poly vinyl Chloride dengan larutan penyerap air panas

Ciater. Penggunaan air ciater sebagai larutan penyerap dimaksudkan untuk mengurangi penggunaan larutan asam. Dan untuk meningkatkan efisiensi penyisihan ammonia maka proses membran ini digabungkan dengan reaktor hibrida ozon- plasma dan ozonator. Sistem reaktor hibrida ini merupakan hasil rancangan Prof.Dr.Ir.Setijo Bismo,DEA. Penambahan proses reaktor hibrida ozon-plasma ini diharapkan dapat menghasilkan radikal OH[·] yang dapat membantu proses degradasi amonia.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah yang akan dibahas pada penelitian ini adalah seberapa besar amonia yang terlarut dalam air dapat tersisihkan melalui gabungan kontaktor membran serat berongga, reaktor hibrida ozon- plasma dan ozonator dengan menggunakan larutan penyerap air ciater. Selain itu yang menjadi rumusan masalah di penelitian ini adalah apakah temperatur memberikan pengaruh terhadap penyisihan amonia.

1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan dilakukan penelitian ini adalah untuk menganalisis efektivitas proses gabungan membran kontaktor serat berongga dan reaktor hibrida plasma-ozon dalam menyisihkan amonia melalui uji perpindahan massa. Selain itu penelitian ini bertujuan untuk mengetahui pengaruh temperatur terhadap proses penyisihan amonia.

1.4 Batasan Masalah

Yang menjadi batasan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Air limbah yang digunakan merupakan limbah sintetik.
2. Modul yang digunakan adalah membran serat berongga dari polimer polipropilena yang bersifat hidrofobik
3. Reaktor Hibrida Ozon-Plasma yang digunakan merupakan hasil rancangan Prof.Dr.Ir.Setijo Bismo,DEA .
4. Proses absorpsi dilakukan dengan menggunakan air panas dari sumber mata air panas Ciater dan asam sulfat.
5. Variabel proses yang divariasikan adalah temperatur

1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan makalah ini adalah sebagai berikut :

BAB 1 PENDAHULUAN

Menjelaskan latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

Menjelaskan teori-teori pendukung tentang proses membran dan plasma. Tentang definisi membran serat berongga, aplikasi membran serat berongga, proses pemisahan amonia dengan membran serat berongga, definisi plasma, aplikasi plasma dalam pemisahan amonia, ozon dan teori pendukung lainnya.

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

Menampilkan tahapan penelitian yang akan dilakukan, diagram alir prosedur penelitian, skema rangkaian alat, tahapan operasi, pengolahan data dan analisis.

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

Berisi analisis dan pembahsan dari hasil penelitian berupa data yang diperoleh.

BAB 5 SIMPULAN DAN SARAN

Berisi tentang simpulan dari analisis hasil penelitian yang dilakukan.

BAB 2

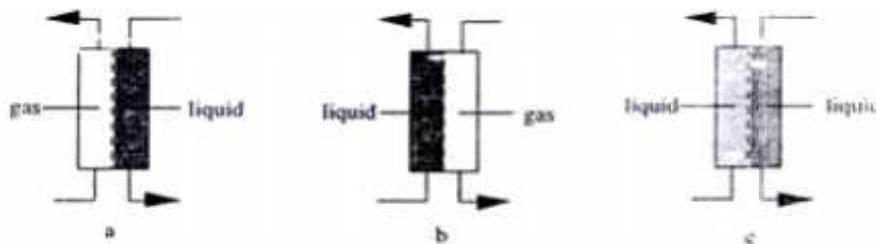
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kontaktor Membran

Kontaktor membran adalah suatu alat yang melibatkan proses perpindahan massa gas-cair atau cair-cair tanpa terjadi dispersi antar fasa. Kontaktor membran efektif untuk memisahkan atau menambahkan gas ke dalam air. Dengan desain kontaktor yang baik maka koefisien perpindahan massa dapat dioptimalkan dan dapat menurunkan *pressure drop*.

Proses pemisahan ditentukan dari koefisien distribusi komponen dalam dua fasa. Peran membran disini adalah sebagai alat penghubung (kontaktor). Secara umum membran tidak meningkatkan perpindahan massa tapi meningkatkan luas area per volume. *Packed and tray column* diketahui memiliki luas area per volume sekitar $30\text{-}300 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Dengan menggunakan kontaktor membran, maka luas area per volumenya dapat mencapai $1600 - 6600 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Keuntungan lain dari penggunaan kontaktor membran adalah dapat menghindari gangguan yang biasa terjadi di kolom absorpsi konvensional, seperti *flooding* dan *unloading* serta fasa yang terdispersi.

Suatu perbedaan fasa gas-cair (G-L) dan cair-cair (L-L) akan terbentuk dalam kontaktor membran dan akan terpisah secara baik oleh kontaktor membran. Dalam (L-L) semua fasa ialah cairan, sedangkan dalam (G-L) kontaktor satu fasa, yaitu gas atau uap dan fasa lain adalah cairan. Kontaktor membran (G-L) dapat mengatur proses gas atau uap yang akan dipindahkan dari fasa cair ke fasa gas. Gambar 2.1 adalah variasi kontaktor membran.



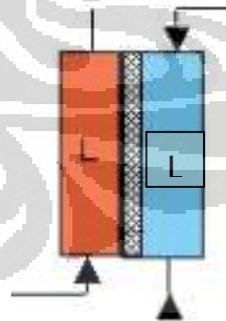
Gambar 2.1. Variasi kontaktor membran: a. kontaktor gas-cair; b. kontaktor cair-gas; c. kontaktor cair-cair. (Mulder 2000)

2.1.1 Kontaktor Membran Cair-Cair

Kontaktor membran cair-cair dicirikan dengan pemisahan aliran dua campuran dengan menggunakan membran berpori (*porous membrane*) ataupun membran tidak berpori (*non porous membrane*). Membran polipropilena merupakan membran yang memiliki pori yang bersifat hidrofobik. Jika membran hidrofobik berpori digunakan maka membrannya akan terbasahi sedangkan porinya akan terisi dengan senyawa yang akan dipisahkan dan pemisahan ini akan terjadi pada antarmuka membran (Mulder 2000). Skema kontaktor membrane cair-cair dapat dilihat pada Gambar 2.3.

Perpindahan massa antar fasa pada kontaktor membran didorong oleh adanya perbedaan konsentrasi komponen antar fasa dan penurunan tekanan yang diperlukan untuk menahan interfasa antar fluida yang sangat kecil. Pada proses kontak antar fluida melalui membran, langkah-langkah yang terjadi adalah (Bastian 2011):

1. Perpindahan massa komponen dari fluida umpan ke membran.
2. Difusi massa tersebut melewati membran.
3. Perpindahan massa dari membran ke fluida lainnya.

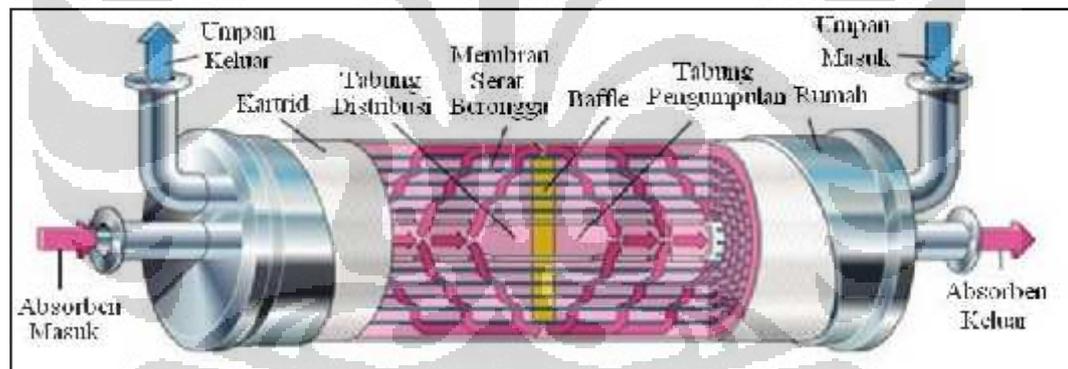


Gambar 2.2. Skema kontaktor membran cair-cair (Mulder 2000).

2.1.2 Kontaktor Membran Serat Berongga (*Hollow Fiber Membrane Contactor- HMFC*)

Penggunaan kontaktor membran serat berongga merupakan proses membran yang relatif baru. Kontaktor membran serat berongga, yang memiliki

struktur seperti Gambar 2.3 menggunakan membran serat berongga (*hollow fiber*) sebagai pemisah antar fasa satu dengan fasa lainnya. Struktur modul membran serat berongga mirip dengan modul kapiler tetapi yang berbeda adalah dimensinya. Struktur serat di dalam modul yang asimetrik memiliki diameter dalam sekitar 42 mikron (0,0016 inci) dan diameter luar sekitar 85 mikron (0,0033 inci). Jutaan serat ini akan dibentuk menjadi bundel dan dilipat setengah dengan konfigurasi kerapatan pengepakan yang paling tinggi mencapai 30000 m^2/m^3 . Distribusi air umpan berupa tabung plastik perforasi (*perforated plastic tube*) dimasukkan ke dalam pusatnya untuk memperluas panjang keseluruhan dari benda. Kemudian bundel dibungkus dan kedua sisi ditutup sehingga membentuk lembaran. Modul membran serat berongga mempunyai diameter 10-20 cm (4-8 inci) yang terdapat dalam *shell* silinder dengan panjang kurang lebih 137 cm (54 cm) dan diameter 15-30 cm (6-12 inci). Keseluruhan proses penggabungan tersebut disebut sebagai permeator.



Gambar 2.3. Kontaktor membran serat berongga (Gabelman 1999)

Unit *hollow fibre* dapat beroperasi pada aliran non-turbulen atau laminar dan juga dapat digunakan dengan berbagai orientasi aliran (berlawanan arah atau searah) dan flat vertikal ataupun horizontal. Modul serat berongga membutuhkan umpan air dengan kualitas yang lebih baik (konsentrasi padatan yang rendah) dibandingkan konfigurasi modul *spiral wound* karena sangat rentan terhadap *fouling* akibat banyaknya lubang (atau rongga) pada modul ini. Modul ini juga tidak tahan terhadap tekanan dan temperatur tinggi.

Keunikan dari kontaktor ini adalah membran yang digunakan tidak selektif dan non-dispersif sehingga tidak mempengaruhi koefisien partisi. Dengan kontaktor ini, perbedaan konsentrasi merupakan gaya penggerak (*driving force*) yang paling berpengaruh dalam proses pemisahan jika dibandingkan dengan perbedaan tekanan sehingga hanya diperlukan perbedaan tekanan yang kecil pada membran untuk membuat interfasa gas-cair berada tetap tidak bergerak pada mulut pori.

Fungsi utama membran dalam kontaktor membran serat berongga adalah untuk menciptakan luas permukaan kontak yang sangat besar di dalam modul sehingga proses perpindahan massa yang terjadi akan lebih efisien. Selain itu membran serat berongga juga digunakan untuk membuat fasa kontak gas cair pada pori membran tidak bergerak dengan kombinasi efek tegangan permukaan dan perbedaan tekanan pada tiap fasa.

Keuntungan kontaktor membran serat berongga sebagai kontaktor gas-cair dibandingkan dengan peralatan separasi konvensional antara lain yaitu (Gabelman 1999):

1. Sistem kontak bersifat non-dispersif sehingga memudahkan kontrol terpisah dari laju alir fasa gas dan cairan.
2. Tidak diperlukan adanya perbedaan densitas antar fluida karena kontaktor membran dapat mengakomodir fluida dengan densitas yang sama dan sekaligus dapat dioperasikan pada berbagai orientasi (vertikal atau horizontal, baik searah maupun berlawanan arah).
3. Tidak terjadi pembentukan emulsi (*foaming*) karena tidak ada dispersi antar fluida.
4. Luas permukaan yang ada tidak mempengaruhi variasi laju alir (baik tinggi maupun rendah) karena kedua aliran tidak bergantung satu sama lain. Hal ini merupakan suatu kelebihan yang vital dalam proses industri ketika rasio pelarut terhadap umpan yang diperlukan sangat tinggi ataupun sangat rendah. Jika kondisi yang sama diterapkan dalam kolom ber-*packing* maka dapat terjadi *flooding* pada saat laju alir gas terlalu tinggi relatif terhadap laju alir air, sebaliknya bila laju alir gas terlalu rendah relatif terhadap laju alir air maka dapat terjadi *unloading*.

5. Efisiensi yang diperoleh lebih tinggi (dengan pengukuran *HTU-Height of Transfer Unit* yang rendah).
6. Luas permukaan kontak yang lebih besar daripada separasi konvensional, kira-kira dapat memberikan luas permukaan 30 kali lebih besar daripada *gas absorber* dan 500 kali lebih besar daripada kolom ekstraksi cair-cair.
7. Penskalaan hasil lebih linier sehingga peningkatan kapasitas dapat diprediksi secara sederhana dengan hanya menambahkan modul membran (dibatasi oleh spesifikasi peralatan pendukung seperti pompa transfer, perpipaan, dan lain-lain).
8. Tidak terjadi pemborosan pelarut sehingga efisien dan efektif dalam pemanfaatan pelarut.
9. Kontakor membran juga dapat meningkatkan batas konversi kesetimbangan reaksi kimia dengan proses sirkulasi kandungan reaktor melalui kontakor menggunakan pelarut ekstraksi atau gas desorpsi produk dapat diambil sehingga reaksi kesetimbangan akan bergeser ke arah kanan (produk).
10. Tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharannya.
11. Desain modularnya memperbolehkan pengaplikasian *plant* membran dalam lingkup kapasitas yang sangat luas. Baik kapasitas yang kecil maupun besar dapat dicapai dengan mudah dengan menggunakan sedikit atau banyak modul membran.
12. Biaya perawatannya rendah jika dibandingkan dengan unit operasi lainnya.
13. Kondisi operasi bebas mikroorganisme (operasi aseptik) akan menguntungkan untuk proses seperti fermentasi.

Akan tetapi kontakor membran serat berongga juga memiliki berbagai kelemahan, diantaranya (Gabelman 1999):

1. Memiliki umur tertentu sehingga biaya periodik pergantian membran juga perlu diperhitungkan.
2. Untuk membran serat berongga jenis polimer, hanya dapat beroperasi pada rentang temperatur yang tidak terlalu tinggi karena dapat merusak

membran. Selain itu juga tidak tahan terhadap kondisi yang terlalu asam atau basa.

3. Adanya membran menambah tahanan lain pada perpindahan massa, yaitu tahanan membran itu sendiri. Akan tetapi tahanan ini tidak terlalu penting dan dapat dilakukan usaha untuk meminimalkan tahanan tersebut
4. Dapat terjadi *fouling* walaupun tidak sebesar pada kontaktor dengan *driving force* gradien tekanan. Selain itu, polarisasi konsentrasi (penumpukan komponen-komponen yang memiliki konsentrasi tinggi pada permukaan membran) pada permukaan membran juga mempengaruhi kekotoran pada membran sehingga kinerja operasi membran akan menurun. Kekotoran ini dipengaruhi oleh tipe pemisahan dan tipe membran yang digunakan. Berikut ini adalah tiga tipe pengotor pada peristiwa *fouling* (Mulder 2000):
 - a. Endapan organik (makromolekul, zat-zat biologis dan lain-lain)
 - b. Endapan anorganik (garam kalsium, hidroksi logam dan lain-lain)
 - c. Partikulat

Untuk mengatasi *fouling* pada membran dapat digunakan metode koagulasi dan *backwash*.

5. Efisiensinya berkurang karena adanya aliran *bypass* dalam *shell* (*shell-side bypassing*) sehingga ada sebagian fluida dalam *shell* yang tidak kontak dengan membran. Oleh karena itu, aliran lebih baik dibuat menjadi turbulen.
6. Jumlah tahapan kesetimbangan dibatasi oleh penurunan tekanan.
7. Pemakaian *adhesive* perekat (seperti epoksi) untuk menahan "buntelan" serat pada *tube* kemungkinan mudah rusak oleh pelarut organik.

2.2 Membran Polivinil Klorida (PVC)

Pada penelitian kali ini, membran yang digunakan adalah membran sintetik yang terbuat dari salah satu jenis polimer, yaitu polivinilklorida. Penggunaan polipropilena sebagai membran pada penelitian ini berdasarkan pada sifat hidrofobik yang dimilikinya sehingga air tidak bisa membasahi membran secara spontan.

Polimer polivinil klorida (PVC) termasuk ke dalam jenis polimer thermoplastic. Suatu substansi yang kehilangan bentuknya ketika dipanaskan dan menjadi rigid kembali ketika didinginkan. Polimer polivinil klorida (PVC) juga dikenal sebagai resin yang didapatkan dari polimerisasi senyawa vinil klorida pada suatu reaksi polimerisasi adisi radikal bebas. Monomer vinil klorida didapatkan dari mereaksikan gas ethylene dengan klorine membentuk 1,2-dichloroethane.

Membrane PVC ini memiliki inner fiber diameter 0,8 mm dan outer fiber diameter 1,5 mm. *Double asymmetric structure* yang dimiliki oleh serat ini memberikan kestabilan mekanis yang lebih tinggi jika dibandingkan dengan *convensional anisotropic hollow fiber membrane*. Keuntungan lainnya adalah tidak ada resiko terjadinya sumbatan di pori saat dilakukan *backwashing* dengan tekanan tinggi dari sisi permeate (Weber and Knauf 1998). Selain itu, membran PVC adalah membran ini lebih resisten terhadap klorin bebas (100 ppm) dibandingkan dengan membran polysulfone (25 ppm). Hal ini sangat penting jika dilihat dari sisi kebersihan ketika membrane mengalami biofouling, dimana hal ini dapat terjadi ketika mengolah air permukaan (Guo.Xiaoyan 2009).

2.3 Plasma

Plasma merupakan aliran gas terionisasi, dan campuran dari elektron, ion, dan partikel netral. Namun, muatan keseluruhannya adalah netral dan sering dianggap sebagai bentuk keempat materi. Pada keadaan ini, gas mempunyai viskositas seperti liquid pada tekanan atmosferik dan muatan listrik bebas memberikan konduktivitas listrik relatif tinggi yang besarnya mendekati konduktivitas logam.

Plasma merupakan gas yang terionisasi, maka ionisasi selalu ada pada proses terjadinya plasma. Plasma terbentuk karena adanya ionisasi fluida yang ada di sekitar elektroda dan adanya perbedaan tegangan yang sangat tinggi antara kedua elektroda. Ketika dalam pengaruh medan magnetic, plasma dapat membentuk struktur seperti filament bercahaya dan berlapis-lapis. Berikut ini adalah beberapa warna plasma yang ditimbulkan.

Tabel 2.1 Warna Plasma yang Ditimbulkan (Natalia 2009)

Gas yang mengalir	Warna Plasma yang Ditimbulkan
CF ₄	Biru
SF ₆	Biru putih
H ₂	Merah muda
O ₂	Kuning pucat
Ne	Merah bata
Ar	Merah tua
N ₂	Merah menuju kuning
CO ₂	Keputihan atau biru-putih yang cukup terang
Udara	Ungu kemerahanmudaan dan makin cerah jika arus bertambah

Mekanisme pembentukkan 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.

Elektron dengan energi yang tinggi ini akan menumbuk dengan cara ionisasi, disosiasi, dan eksitasi yang kemudian menghasilkan elektron bebas dan akhirnya terjadi loncatan elektron (*avalanche electron*) yang disebut dengan *streamer discharge*. Elektron bebas (*avalanche electron*) mempunyai energi 10-15 eV. Ionisasi merupakan proses terlepasnya elektron suatu atom atau molekul dari ikatannya. Energi yang dibutuhkan untuk melepas satu atau lebih elektron dari orbitnya didefinisikan sebagai energi ionisasi. Disosiasi adalah pemisahan molekul menjadi atom-atom penyusunnya, dan eksitasi merupakan peristiwa dimana elektron yang berada di tingkat energi yang rendah berpindah ke tingkat energi yang lebih tinggi dengan menyerap energi tumbukannya dengan elektron.

Teknologi plasma ini berkaitan dengan adanya bunga api listrik dengan melewati aliran listrik melalui as dalam suatu proses yang disebut *electrical breakdown*. Adanya resistivitas melewati sistem, panas yang signifikan, akan

melepaskan elektron dari molekul-molekul gas menghasilkan ionisasi dari stream gas atau plasma.

Beberapa plasma yang sering digunakan dalam industri :

1. Plasma Termal (plasma suhu tinggi)

Plasma termal memiliki banyak keuntungan meliputi: temperatur tinggi, intensitas tinggi, radiasi non-ionisasi, dan memiliki densitas energi tinggi. Karena mobilitas yang jauh lebih tinggi, energi yang diberikan kepada plasma ditangkap oleh elektron-elektron yang dipindahkan ke partikel-partikel berat dengan tumbukan elastis. Karena desitas jumlah elektron tinggi, dikaitkan dengan operasi pada tekanan atmosferik, frekuensi tumbukan elastisitas sangat tinggi dan kesetimbangan termal tercapai dengan cepat.

Plasma termal membutuhkan energi yang sangat besar ($> 1\text{KW}$) dan menyebabkan kenaikan suhu yang sangat tinggi pula pada elektron dan spesi netral menjadi 5.000-10.000 K, sehingga diperlukan pendingin untuk mencegah elektroda menguap pada suhu setinggi ini (E.Gomez 2008).

Beberapa aplikasi teknologi plasma termal, antara lain :

- a. Teknik pelapisan, seperti penyemprotan plasma (*plasma spraying*), penyemprotan busur kawat (*wire arc spraying*) dan *thermal plasma chemical vapor deposition* (TPCVD).
- b. Sintesis bubuk halus, pada kisaran ukuran nanometer
- c. Metalurgi, termasuk aplikasi *clean melting* dan *re-melting* pada furnace.
- d. Ekstraksi metalurgi termasuk operasi peleburan.
- e. Destruksi dan pengolahan material limbah berbahaya.

2. Plasma non-termal

Plasma ini berlangsung pada temperatur ruang, ketika molekul-molekul terpapar ke daerah dengan listrik tinggi. Densitas energi lebih rendah dan terdapat perbedaan suhu yang besar antara elektron dan partikel yang lebih berat. Elektron dengan energi yang cukup untuk berumbukan dengan gas latar menghasilkan disosiasi, eksitasi dan ionisasi tingkat rendah tanpa peningkatan entalpi gas yang cukup besar. Hasilnya, suhu elektron

melampaui suhu partikel-partikel berat hingga beberapa derajat perpangkatan dan karenanya memungkinkan untuk mempertahankan suhu keluaran (*discharge*) pada suhu yang jauh lebih rendah, bahkan suhu ruang. Plasma jenis ini menghaikan spesi-spesi aktif yang lebih beragam, dan atau lebih besar energinya dibandingkan dengan spesi yang biasa dihasilkan pada reaktor kimia. Plasma ini dihasilkan dalam berbagai jenis seperti *glow discharge*, *corona discharge*, dan *dielectric barrier discharge* yang mempunyai densitas energi berkisar antara 10^{-4} hingga puluhan watt per cm^{-3} (Roth 2001). Aplikasi ini biasanya digunakan untuk modifikasi permukaan atau aktivasi permukaan, karena ion-ion, atom-atom, dan molekul-molekul masih relatif rendah dan tidak menyebabkan kerusakan termal terhadap permukaan yang terkena kontak. Salah satu aplikasi plasma nontermal adalah untuk mengatasi gas buang NO_x dan SO_x . Gas buang yang mengandung SO_x dan NO_x akan dikontakkan dengan plasma sehingga terbentuk radikal yang menyebabkan terjadi reaksi kompleks yang mengkonversi NO_x dan SO_x menjadi produk tertentu.

Dalam penelitian penyisihan amonia ini yang akan digunakan adalah plasma nonthermal. Jenis plasma yang digunakan adalah *dielectric barrier discharge* (DBD). Reaktor ini terdiri dari dua elektroda (satu elektroda dalam bentuk pipa logam, dan yang lain adalah *metal wire* yang dililitkan ke bawah reaktor, dipisahkan oleh ruang kosong yang dilapisi oleh bahan dielektrik dan diisi oleh kaca. Penggunaan plasma nonthermal ini berkaitan dengan beberapa kelebihan plasma nonthermal jika dibandingkan dengan plasma termal, antara lain :

- Sehubungan dengan proses, plasma nonthermal memiliki temperatur di bawah 450 K, sehingga memiliki temperatur diatas 1000 K.
- Reaktor dan segala perangkat yang digunakan untuk membangkitkan plasma nonthermal lebih sederhana daripada perangkat yang digunakan untuk membangkitkan plasma termal. Walaupun konversi terjadinya proses gasifikasi plasma berjalan lebih lambat.

- Kebutuhan listrik jika menggunakan plasma nontermal lebih sedikit daripada plasma termal, dimana plasma termal lebih membutuhkan uap air dan oksigen karena merupakan reaksi subnuklir.(K.P 2009)

Tabel 2.2. Klasifikasi Plasma (Natalia 2009)

Plasma	Keadaan	Contoh
Plasma temperatur tinggi (Equilibrium Plasma)	$T_e=T_i=T_h$, $T_p=10^6-10^8\text{K}$ $n_e \geq 10^{20}\text{m}^{-3}$	<i>Laser fusion plasma</i>
Plasma temperatur rendah (Quasi-Equilibrium Plasma)	$T_e \approx T_i \approx T_h$, $T_p=2 \times 10^3-3 \times 10^4\text{K}$ $n_e \geq 10^{20}\text{m}^{-3}$	<i>Arc plasma; atmospheric RF discharge</i>
Plasma non termal (non-equilibrium plasma)	$T_e \geq T_h$, $T_p \approx 3 \times 10^2-3 \times 10^2\text{K}$ $n_e \approx 10^{10}\text{m}^{-3}$	<i>Corona discharge, contact Glow discharge, DBD, microwave plasma</i>

Keterangan; T_e =Temperatur electron, T_i =Temperatur ion, T_h =Temperatur neutral, T_p =Temperatur plasma, n_e =densitas elektron.

2.4. Ozon

Ozon pertama kali diperkenalkan oleh de Meritens sebagai disinfektan untuk air yang terkena polusi pada tahun 1886. Beberapa tahun kemudian pilot plant ozonasi dirancang untuk menguji aplikasi ozon untuk mendesinfikasi pada air minum di Jerman, dan hasilnya menunjukkan bahwa ozon sangat efektif untuk mendesinfikasi bakteri. Ozon memberikan beberapa keuntungan dibanding pengolahan konvensional dengan menggunakan klorin. Penggunaan ozon sebagai disinfektan lebih efektif daripada penggunaan klor karena ketidakaktifan resisten bakteri dan virus. Selain daripada itu, ozon masih mempunyai kegunaan yang sangat berguna dalam bidang industri yaitu :

- Membasmi kuman sebelum dikemas (antiseptik)
- Menghilangkan pencemaran dalam air (sterilisasi)
- Membantu proses flokulasi
- Memutihkan kain

- Membantu pewarnaan plastik
- Bahan pengawet makanan

Ozon dapat mengoksidasi baik senyawa organik maupun anorganik karena kemampuan oksidasinya yang baik. Ozon merupakan oksidator kuat yang dapat terdekomposisi menjadi radikal hidroksil, dimana radikal hidroksil ini merupakan agen pengoksidasi yang kuat. Kemampuan ozon dalam mengoksidasi senyawa organik maupun anorganik sangat erat hubungannya dengan potensial oksiadinya yakni 2,07 V. Konstanta laju reaksi radikal hidroksil sekitar 10^6 hingga 10^9 kali lebih cepat dibandingkan ozon. Ozon dapat bereaksi dalam beberapa cara dengan senyawa organik dan anorganik. Ozon dapat bereaksi secara langsung maupun tidak langsung.

Reaksi ozon terhadap amonia bergantung dari pH larutan amonia. Proses oksidasi amonia dengan proses ozonasi hanya akan dapat berjalan dengan baik ketika konsentrasi NH_3 bebas dalam jumlah yang banyak, NH_4^+ tidak dapat dioksidasi. Pada pH dibawah 9, ozon akan lebih dominan bereaksi dengan amonia. Karena pH rendah ini, konsentrasi amonia bebas akan lebih sedikit dan karena konstanta reaksi antara amonia dengan ozon hanya $20 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$, maka proses oksidasi akan berjalan lambat. Pada pH diatas 9, O_3 akan dengan cepat terdekomposisi menjadi radikal yang akan mengoksidasi amonia. Dari radikal-radikal yang terbentuk, hanya radikal OH yang relevan untuk mengoksidasi amonia. Konstanta reaksi OH radikal dengan amonia adalah $8,7 \cdot 10^7 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$. Oleh karena itu untuk meningkatkan kontribusi oksidasi OH radikal terhadap amonia, maka perlu meningkatkan pH larutan (Jurg Hoigne 1978). Tabel 2.2 berikut ini beberapa konstanta reaksi radikal $\text{OH}\cdot$ dalam air :

Tabel 2.3 Konstanta Reaksi OH[•] radikal dalam Air pada suhu 20-25 °C (Jurg Hoigne 1978)

Solute	k (M ⁻¹ s ⁻¹).10 ⁻⁷
NH ₃	8,7
Benzene	670
Methanol	85
Methanol-d ₃	42
Acetate ion	7
H ₂ O ₂	3,5
HCO ³⁻	1,5
CO ₃ ²⁻	38

Mekanisme pembentukan OH[•] 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:



Temperatur sangat berpengaruh dalam proses ozonasi. Semakin tinggi temperatur, maka kelautan ozon akan semakin menurun. Sementara laju reaksi akan semakin meningkat dengan adanya kenaikan suhu.

2.5 Air ciater

Penelitian ini menggunakan bahan penyerap air alam Ciater, yang diambil di Desa Ciater, Kab. Subang, Jawa Barat, berlokasi kurang lebih 32 km di utara Bandung.

Berdasarkan klasifikasinya, air ciater ini termasuk kategori “*calcium Magnesium Chloride Sulfate Thermomineral Hypertherma*”, memiliki kandungan aluminium cukup tinggi (38,5%) serta pH yang asam (pH 2,45). Air panas dari mata air ini memiliki temperatur sekitar 43-46 °C. Sedangkan air yang

terletak di pemandian, jangkauan temperatur mencapai 37-42 °C (Shao Jiahui 2008).

Pertimbangan pemilihan air Ciater sebagai absorben adalah kandungan sulfat yang terkandung dapat menggantikan fungsi asam sulfat yang telah digunakan pada penelitian terdahulu. Penggunaan air panas Ciater didasarkan pada adanya kandungan ion sulfat dalam jumlah yang tinggi. Keberadaan ion sulfat dalam jumlah tinggi ditambah dengan pH yang asam dan temperatur yang juga cukup tinggi, merupakan faktor yang sangat mendukung untuk menyerap amonia yang terkandung dalam air limbah (Shao Jiahui 2008). Selain itu penggunaan air Ciater sebagai bahan penyerap dapat mengemat biaya karena ketersediaan air panas Ciater yang melimpah. Berikut ini adalah tabel analisis kimia dari air Ciater yang dilakukan di Laboratorium Analisis dan Kalibrasi Balai Besar Industri Argo di Bogor.

Tabel 2.4 .Komposisi Ion Air Ciater

Parameter	Kandungan mg/L	Metode Uji/Teknik
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 ²⁻)	291	SNI.06-6989-20-2004
Klorida (Cl ⁻)	9,03	SNI.06-6989-19-2004
Flourida (F ⁻)	2,83	SNI.06-6989-29-2004
Sianida (CN ⁻)	0,002	SNI.01-3554-2006
Hidrogen Sulfida	<0,002	APHA 4500 D-2005
Fosfat	0,07	APHA 4500 PO4 2005
Besi (Sun et al.)	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 yang memiliki rumus kimia NH_3 , biasanya dijumpai dalam bentuk gas dan berbau tajam. Dalam larutan biasanya dijumpai dalam bentuk ammonium hidroksida yang merupakan senyawa kaustik yang dapat merusak kesehatan. Amonia merupakan kontaminan yang sering muncul dalam limbah domestik dan industri. Kontaminasi amonia dalam perairan berbahaya bagi ikan dan biota perairan lainnya, dan dapat teroksidasi oleh bakteri nitrit membentuk nitrit dan nitrat yang berbahaya bagi manusia. Amonia dapat menyebabkan iritasi dan atau rasa terbakar pada tenggorokan dan kulit. Amonia memiliki ambang batas bau pada 5-17 ppm (dimana lebih kecil dari *exposure limits*). Konsentrasi yang tinggi dapat menyebabkan kerusakan permanen pada mata, dan kerusakan yang meluas pada tenggorokan.

OR-OSHA Permissible Exposure Limit (PEL) untuk NH_3 adalah 25 ppm selama 8 jam Time Weighted Average (TWA). American Conference of Governmental Industrial Hygienist (ACGIH) merekomendasikan 8 jam TWA dari 25 ppm untuk mengontrol potensial bahaya bagi kesehatan. ACGIH juga merekomendasikan Short Term Exposure Limit (STEL) 35 ppm selama 15 menit rata-rata. National Institute for Occupational Safety and Health (NIOSH) juga merekomendasikan Recommended Exposure Limit (REL) sebesar 25 ppm untuk 10 jam kerja per hari selama 40 jam kerja per minggu. NIOSH juga merekomendasikan nilai STEL sebesar 35 ppm.

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

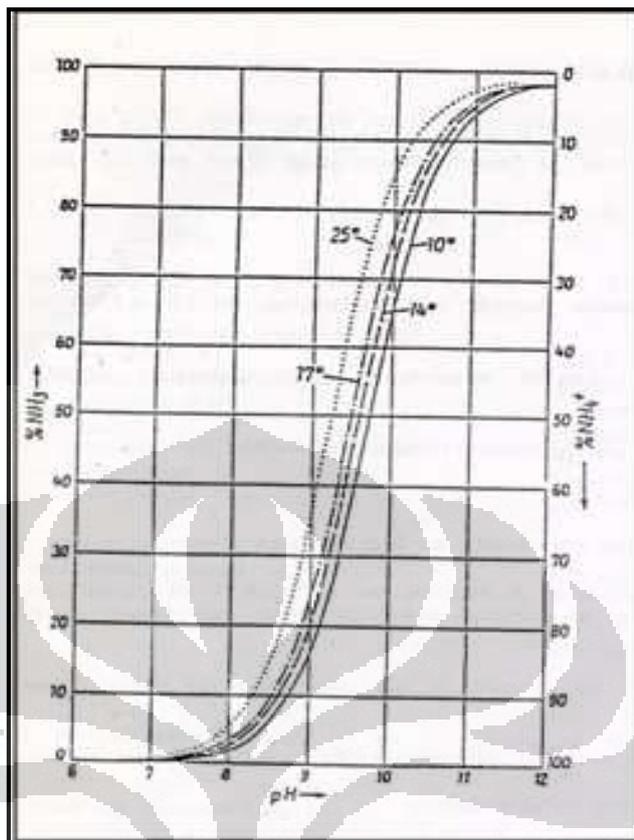
1. Berbahaya terhadap pernafasan, sangat merusak sel-sel saluran pernafasan atas. Gejala yang mungkin terjadi seperti rasa terbakar, batuk, radang tenggorokan, sesak nafas, sakit kepala, mual, dan muntah-muntah.
2. Berbahaya jika tertelan dapat menyebabkan luka bakar di dalam mulut, tenggorokan, dan 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.

Ion ammonium (NH_4^+) merupakan bentuk transisi dari amonia (NH_3) atau ion NH_4^+ dapat dikatakan sebagai asam konjugasi dari NH_3 . Pada suhu dan tekanan normal, ion NH_4^+ dan NH_3 membentuk suatu kesetimbangan dengan reaksi sebagai berikut :



Distribusi NH_3 dan NH_4^+ dalam air dipengaruhi oleh pH. Pengaruh pH pada distribusi NH_3 dan NH_4^+ dalam air ditunjukkan pada Gambar 2.4 (Frensenius 1987).



Gambar 2.4 Pengaruh pH Pada Distribusi Amonia dan Ammonium Dalam Air (Frensenius 1987)

Pada pH diatas 7, NH_3 tidak terionisasi menjadi ion NH_4^+ dan berada dalam bentuk gas. Pada kurang dari 7, sebagian NH_3 akan mengalami ionisasi menjadi ion NH_4^+ sehingga akan menurunkan konsentrasi NH_3 .

Sebelum melakukan penelitian ini, perlu dilakukan perhitungan amonia-tidak terionisasi terlebih dahulu untuk mengetahui apakah proses penyisihan amonia ini terjadi akibat pemanasan umpan atau akibat adanya penyisihan dengan metode membrane dan plasma. Dalam air, konsentrasi amonia-tidak terionisasi (NH_3) memiliki kesetimbangan dengan ion ammonium (NH_4^+) dan ion hidroksida (OH^-). Pada temperature lebih dari 60°C dan pH diatas 10 atau dibawah 6 dapat digunakan amonia calculator yang dapat diakses di web <http://www.petgoldfish.net/amonia-calculator.html>.

2.5.1 Penyisihan Amonia

Terdapat berbagai macam metode yang telah dikembangkan dan diterapkan untuk menyisihkan amonia yang terkandung dalam limbah pabrik. Metode-metode ini antara lain:

1. *Amonia Stripping Tower*
2. *Selective Ion Exchange*
3. *Biological Nitrification-Denitrification*
4. *Breakpoint Chlorination*

Tabel 2.5 Perbandingan Teknologi Penyisihan Amonia (Bastian 2011)

Teknologi penyisihan amonia	Keuntungan	Kerugian
<i>Amonia stripping tower</i>	Efektif untuk limbah dengan konsentrasi tinggi	Amonia yang dipisahkan dibuang ke udara bebas, biaya treatment tinggi
<i>Selective ion exchange</i>	Efektif untuk limbah dengan konsentrasi amonia rendah	Biaya treatment dan konstruksi tinggi
<i>Biotreatment</i>	dihasilkan gas nitrogen yang tidak berbahaya, aplikasi penggunaan luas	Butuh tempat instalasi yang luas, waktu treatment lama
<i>Breakpoint Chlorination</i>	Biaya konstruksi rendah, aplikasi mudah	Biaya treatment tinggi

Pada tabel diatas dapat diketahui bahwa tiap teknologi memiliki permasalahan masing-masing. Permasalahan yang utama pada teknologi diatas adalah biaya dan tempat instalasi yang luas. Aplikasinya di dunia industri saat ini yang lebih banyak dipakai adalah amonia stripping tower karena lebih efektif untuk limbah dengan konsentrasi dan laju alir yang tinggi. Selain itu, tidak memerlukan reprocessing terhadap limbah yang telah dipisahkan. Akan tetapi, kekurangan dari proses ini adalah pembuangan amonia yang sudah dipisahkan ke udara bebas. Dengan sifat amonia yang mudah larut dalam air, dikhawatirkan akan mencemari lingkungan. Oleh karena itu, penelitian ini bertujuan untuk

memberikan alternatif untuk mengatasi permasalahan yang terjadi dengan mengembangkan metode gabungan membran dan plasma untuk menyisihkan amonia.

2.5.2 Metode Nessler

Garam-garam amonium umumnya adalah senyawa-senyawa yang larut dalam air, dengan membentuk larutan tidak berwarna (kecuali bila anionnya berwarna). Pada umumnya penetapan amonium ditetapkan secara kolorimetri dengan metode nessler.

Prinsip metode ini adalah jika pereaksi Nessler (K_2HgI_4) bereaksi dengan amonium dalam larutan basa akan membentuk disperi koloid yang berwarna kuning coklat (Vogel 1990). Intensitas warna yang terjadi berbanding lurus dengan amonium yang terkandung dalam contoh, warna ini dapat diukur secara spektroskopi pada absorbansi 425 nm. Endapan yang terbentuk merupakan merkuriium (II) amidoiodida basa :



Reagen Nessler pada penelitian ini tidak disiapkan secara mandiri melainkan digunakan sebuah amonia meter digital Martini Amonia Meter dengan range pengukuran 0,00-9,99 mg/L.

2.6 Penelitian Sebelumnya

Adapun penelitian-penelitian sebelumnya yang mendasari penelitian ini adalah :

Tabel 2.6 Penelitian sebelumnya

Peneliti	Penelitian
A.Hasanoglu, J.Romero, B.Perez, dan A.Plaza (Hasanoğlu.A 2010)	Penyisihan amonia menggunakan hydrophobic hollow fiber dan flat sheet membran. Menggunakan pelarut asam sulfat.
S.N Asharfizadeh dan Z. Khorasani (Ashrafizadeh and Khorasani 2010)	Penyisihan amonia menggunakan propilene hydrophobic hollow fiber Menggunakan pelarut asam sulfat Memvariasikan pH umpan, laju alir umpan, dan laju alir absorben.
S.Kartohardjono,M.H Putri, S.Fahmiati, E.Fitriasari, C.Ajeng, S.Bismo (S. Kartohardjono 2012)	Penyisihan amonia menggunakan metode gabungan membran dan ozonasi Menggunakan membran propilene hollow fiber Memvariasikan pH umpan
Hsu-Hui Cheng, Shiao-Shing Chen, Yung-Chih Chen, Yu-Chi Wu, Wei Luen Tseng, Yi-Hui Wang, Min-Pei Ling (Hsu-Hui Cheng 2008)	Penyisihan fenol dengan non-thermal plasma. Limbah yang digunakan adalah limbah yang mengandung fenol dan katekol.
Sutrasno Kartohardjono, Puji Lestari Handayani, Setijo Bismo	Penyisihan ammonia dengan gabungan proses membran, reaktor hibrida ozon-plasma, dan ozonator Memvariasikan temperatur umpan

BAB 3 METODE PENELITIAN

Tujuan penelitian ini adalah untuk menyisahkan amonia yang terlarut dalam air dengan menurunkan kadarnya dalam air. Pada penelitian ini, proses penyisihan amonia digunakan dengan metode gabungan membran, reaktor hibrida ozon-plasma dengan menggunakan larutan penyerap air dari sumber mata air Ciater, sebagai media pengontak antara fasa gas dan cair tanpa adanya dispersi dari kedua fasa ini. Membran yang digunakan adalah polivinil klorida yang bersifat hidrofobik, konsentrasi limbah sebesar 800 ppm, laju alir limbah 5 Lpm, dan variasi suhu 30,40 serta 50 °C. Penelitian ini dilakukan di Laboratorium Intensifikasi Proses Lantai 2 Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia.

Secara garis besar, penelitian yang dilakukan dibagi menjadi studi literatur, , penyusunan alat, serta pengolahan data dan analisis hasil. Adapun diagram untuk sebagai berikut :



Gambar 3.1. Skema Penelitian

3.1 Studi Literatur

Studi literatur ini dilakukan dengan mengumpulkan teori mengenai absorpsi pada kontaktor membran serat berongga dan teknologi reaktor hibrida

ozon - plasma melalui jurnal, buku teks ataupun artikel-artikel yang menunjang. Teori-teori utama yang dikumpulkan mengenai proses absorpsi larutan penyerap melalui kontaktor membran serat berongga dan proses oksidasi lanjut dengan reaktor hibrida ozon - plasma. Beberapa teori penunjangnya antara lain mengenai amonia, polivinil klorida, pelarut bahan alam dari sumber mata air Ciater dan teori mengenai persamaan yang digunakan pada koefisien perpindahan massa dalam kontaktor.

3.2 *Experimental Set-Up*

Experiment set-up ini terdiri dari bahan dan alat yang digunakan dalam penelitian.

3.2.1 Bahan

Bahan yang digunakan pada penelitian ini antara lain;

1. Ammonium Sulfat untuk membuat limbah amonia sintetis dengan konsentrasi 800 ppm
2. H_2SO_4 (p)
3. Air dari mata air Ciater sebagai pelarut.
4. Kalium Iodida

3.2.2 Alat

Adapun alat yang digunakan antara lain :

1. Membran serat berongga, dengan spesifikasi sebagai berikut :

Material	: Poli vinil klorida (PVC)
• dof serat	: 1,5 mm
• dif serat	: 0,8 mm
• Ketebalan serat	: 0,35 mm
• Panjang membran	: 40 cm
• dof selongsong	: 4 cm
• dif selongsong	: 3,6 cm
• Jumlah Serat	: 60 serat

Adapun gambar kontaktor membran adalah sebagai berikut :

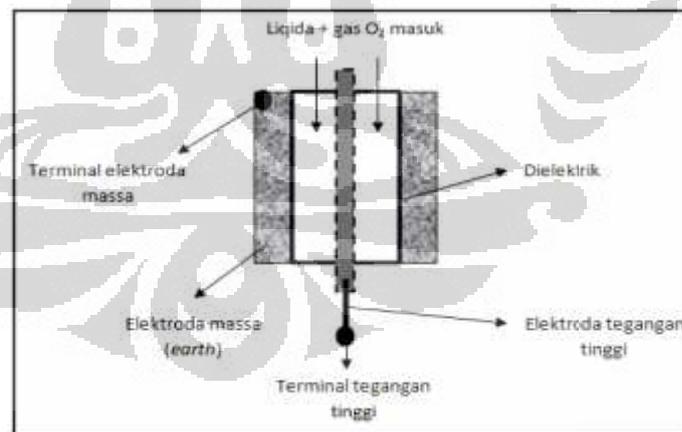


Gambar 3.2 Modul Membran Serat Berongga Serat 60

2. Reaktor hibrida Ozon-Plasma : Rancangan Prof.Dr.Ir Setijo Bismo,DEA.
Peralatan yang digunakan pada reaktor hibrida plasma-ozon ini terdiri dari:

a. Media dielektrik. Media dielektrik yang digunakan berbentuk pipa selongsong yang terbuat dari bahan gelas borosilikat. Kedua ujung dilengkapi dengan tutup ulir sebagai penyangga elektroda tegangan tinggi. Pada jarak 3 cm diberi lubang kecil yang digunakan sebagai keluaran aliran limbah setelah proses. Adapaun spesifikasi dielektrik adalah sebagai berikut :

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



Gambar 3.3 Media Dielektrik

b. Elektroda tegangan tinggi.

Elektroda yang digunakan berbentuk pipa berbahan stainless steel tipe SS-136 dengan diameter 3/8 dimana salah satu ujung disumbat dan diberi lubang sebagai keluaran air limbah, sedangkan ujung

lain dibiarkan terbuka yang akan dihubungkan dengan sumber limbah. spesifikasi elektroda tegangan tinggi adalah :

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

c. Elektroda Massa (Elektroda Kasa)

Elektroda kasa terbuat dari bahan Stainless Steel tipe SS-136 yang dililitkan pada dinding reaktor bagian luar yang berfungsi sebagai elektroda.

d. Neo Sign Transformer (NST) atau Plasmatron

NST berfungsi untuk menaikkan tegangan sehingga akan menghasilkan energy yang cukup untuk menghasilkan corona discharge. Adapun gambar NST adalah sebagai berikut :

e. Voltmeter

Voltmeter bermerk Heles yang digunakan untuk mengukur besar tegangan AC yang dialirkan ke NST untuk pembangkitan plasma dalam reaktor dipasang parallel.

f. Amperemeter

Amperemeter yang digunakan untuk mengukur besar arus yang mengalir dalam rangkaian ini dipasang seri dengan NST.

g. Flowmeter

Flowmeter yang digunakan terdiri dari dua macam yaitu :

- Flowmeter gas/udara
Flowmeter udara digunakan untuk mengetahui laju alir udara yang mengalir.
- Flowmeter air
Digunakan untuk mengetahui debit umpan yang mengalir dalam reaktor hybrid plasma ozon.

h. Regulator tegangan

Regulator tegangan berfungsi untuk mengatur tegangan keluaran untuk NST agar terjadi pelepasan korona.

i. Injector

Injector yang digunakan sebagai tempat kontakannya antara udara dan aliran fluida.

j. 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 variable. Flowmeter udara dapat dilihat seperti gambar di bawah ini

- Flowmeter *liquid* digunakan untuk mengetahui debit limbah (umpan) yang mengalir dalam rector *hybrid* plasma ozon yang ditentukan sesuai dengan variabel.

k. Regulator Tegangan

Regulator tegangan berfungsi sebagai pengatur tegangan keluaran untuk NST sesuai dengan yang diinginkan agar terjadi pelepasan korona, dapat dilihat pada Gambar 3.10. Spesifikasi Regulator yang kita gunakan adalah sebagai berikut :

Kapasitas : 2 kVA

Range: Input 220V

Output 0-250V

Produk: Takayoshi

l. Injector

Injektor yang digunakan berfungsi sebagai tempat kontakannya antara udara dan aliran fluida, sehingga terjadi proses pencampuran dan akan terbentuk gelembung-gelembung di dalam fluida. Gelembung-gelembung ini merupakan hasil diinjeksikan udara ke dalam aliran fluida agar fluida kaya oksigen untuk proses ozonasi.

m. 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 liquidsa berwarna putih dan kaku.

n. Elbow

Elbow berfungsi sebagai penghubung antara media dielektrik dan selang, terbuat dari bahan plastik dan berukuran 1/4 inci dan 3/8 inci.

3. Ozonator

Spesifikasi Selongsong ozonator :

- Panjang : 43 cm
- Diameter : 4,53 cm
- Tebal : 0,47 cm

Spesifikasi elektrode tegangan tinggi :

- Panjang : 50 cm
- Diameter dalam : 0,78 cm
- Diameter luar : 0,975 cm
- Jenis bahan : Stainless Steel SS-304

4. Martini Instruments untuk mengukur konsentrasi amonia dengan spesifikasi :

- Type : Mi 405
- Produk : Martini Amonia Meter
- Range : 0,00 – 9,99 mg/L
- Metode : Nessler

5. Pompa, digunakan untuk mengalirkan air dari reservoir menuju modul membran, dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Produk : Aquila P.3900
- H max : 2.5 meter

6. pH meter, digunakan untuk mengukur pH larutan

- Merek : Thermo Electron Corporation

7. *Liquid flow meter / rotameter* untuk mengatur laju alir pelarut

8. Kompresor untuk mengalirkan udara dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Tipe : Imola 100/4
9. Pompa peristaltic dengan spesifikasi sebagai berikut :
 - Produk : Master Flex L/S.
 - Model : 77200-62
 10. Thermocirculator untuk menaikkan temperatur umpan.
 11. *Acrylic*, sebagai selongsong kontaktor membran
 12. Pipa PVC, sebagai tempat mengalirnya pelarut dan menghubungkan antara tangki reservoir pelarut dengan kontaktor membran serat berongga
 13. Wadah reservoir sebagai tempat untuk larutan amonia dan absorben air panas Ciater.

3.3 Uji Ozon dan Plasma

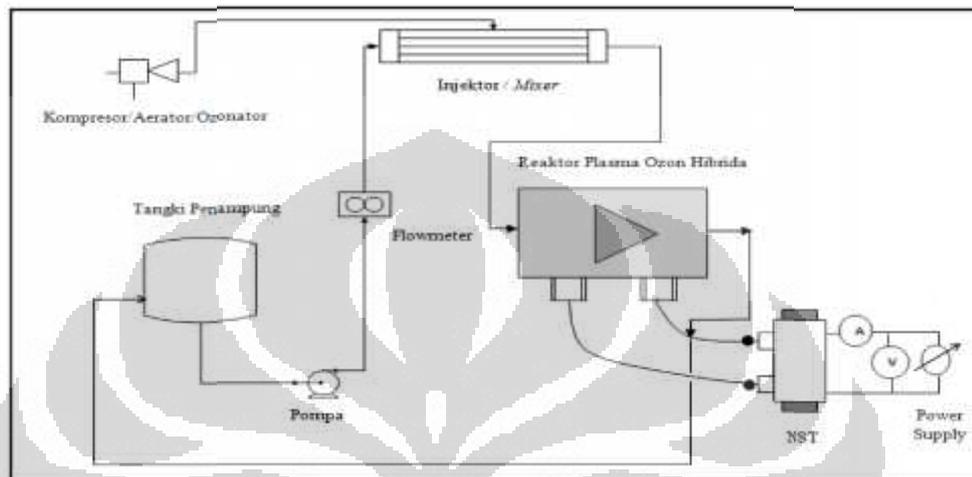
Proses oksidasi lanjut yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah teknologi hibrida antara teknologi plasma dan ozon dalam reaktor *dielectric barrier discharge* atau DBD cair (Reaktor Hibrida Ozon- Plasma). Sistem reaktor plasma-ozon yang digunakan merupakan sistem reaktor hibrida plasma-ozon hasil rancangan Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo, DEA.

Reaktor plasma ini dihubungkan dengan injektor yang memiliki lubang tempat diinjeksikan ozon kedalamnya yang mana akan terjadi kontak langsung dengan aliran limbah yang melaluinya. Diharapkan aliran limbah dengan debit yang telah ditentukan tersebut akan bercampur homogen dengan gas oksigenatauozon. Injeksi udara tersebut dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menggunakan oksigen sebagai gas reaktan dan sekaligus digunakan pula sebagai media pendingin.

Reaktor hibrida plasma-ozon 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 gasdanlarutan umpan dalam medan listrik tegangan tinggi yang kemudian akan mengalami pembentukan pembentukan radikal-radikal OH.

3.3.1 Rancang Bangun Reaktor Hibrida Ozon- Plasma

Rangkaian peralatan yang digunakan dalam sistem pengolahan limbah dengan menggunakan Reaktor Hibrida Plasma-Ozon pada penelitian ini dapat digambarkan sebagai berikut :



Gambar 3.4 Rangkaian Peralatan Reaktor Hibrida Ozon- Plasma

3.3.2 Uji Produktivitas Ozon

Pengujian produktivitas ozon pada reaktor hibrida ozon-plasma ini dilakukan dengan menggunakan metode iodometri dengan indikator amilum. Prinsip dari metode ini adalah ion iodide (I^-) dioksidasi menjadi iodium (I_2) oleh ozon dalam larutan kalium iodide. Pembebasan iodium dititrasi dengan larutan Natrium Tiosulfat ($Na_2S_2O_3$).

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



Pembebasan iodium (I_2) 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 :

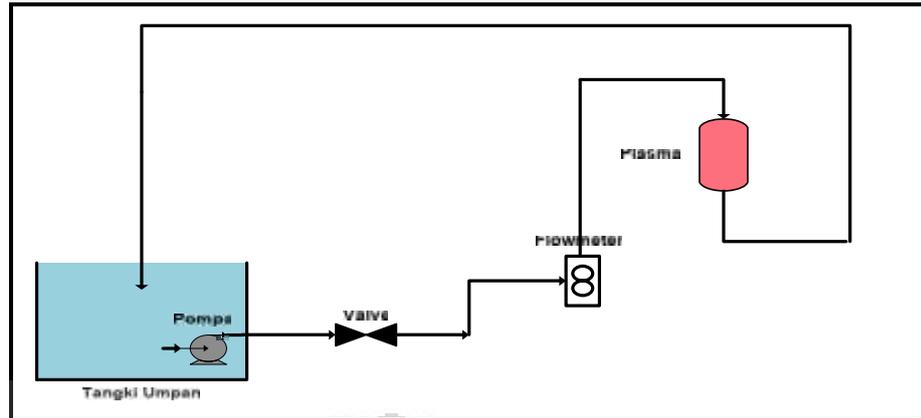
1. Larutan kalium iodide 2%
2. Larutan natrium tiosulfat 0,005 N
3. Larutan H_2SO_4 0,02 N
4. Aquadest
5. Indikator amilum 1%

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 reaktor hibrida ozon-plasma 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 KI 2% berubah jadi kuning.
4. Ditambahkan larutan H_2SO_4 2N sebanyak 4mL dan ditambahkan indikator amilum 1% hingga larutan berubah menjadi biru tua. Kemudian dititar dengan natrium tiosulfat hingga tidak berwarna.
5. Dicatat volume titasi yang diperoleh kemudian dilakukan penghitungan.

3.3.2 Proses Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma (RHOP)

Berikut ini adalah skema rancangan alat yang akan digunakan dalam percobaan penyisihan amonia dengan plasma :



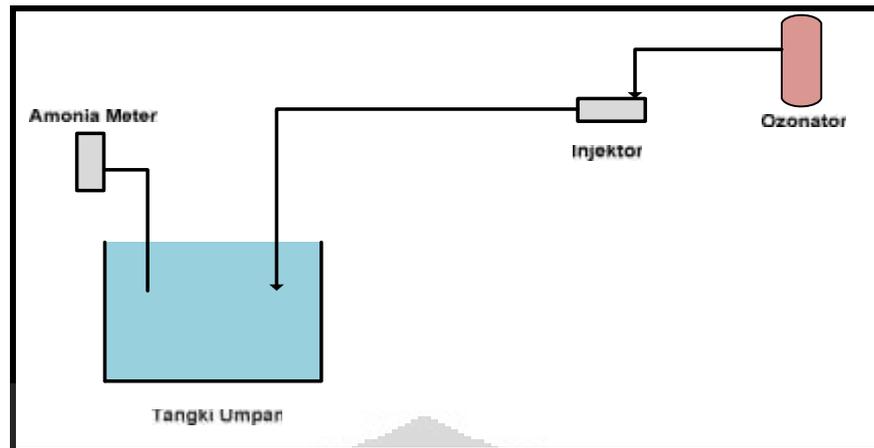
Gambar 3.5 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Plasma

Pada proses ini penyisihan amonia dilakukan dengan mengalirkan limbah sintetik ke dalam plasma. Inlet merupakan limbah sintetik yang mengandung amonia dengan konsentrasi 800 ppm dan pH dijaga pada pH 11. Kemudian memompakan umpan ke dalam RHOP dengan mengatur laju alir udara pada laju alir 12 lpm. Atur tegangan pada tegangan 225 volt. Amonia yang keluar dari plasma selanjutnya kita tampung kembali ke dalam bak penampung untuk diukur konsentrasi amonianya yang telah mengalami siklus dengan martini amonia meter untuk setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam. Pengambilan data setiap 20 menit dilakukan saat keadaan steady. Kemudian melakukan prosedur-prosedur sebelumnya dengan memvariasikan suhu 30, 40, dan 50°C.

3.3.3 Proses Penyisihan Amonia dengan Ozonator

Amonia yang akan digunakan sebagai larutan untuk pengujian dengan konsentrasi umpan 800 ppm dengan pH dijaga pada 11. Tegangan regulator pada ozonator diatur pada 190 volt, dengan laju alir udara 150 L/h.

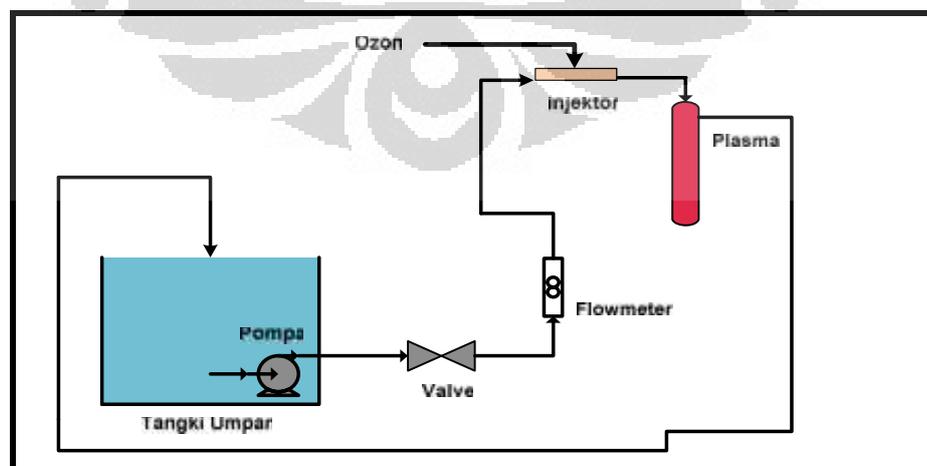
Selang keluaran dari ozonator dimasukkan dalam tangki umpan amonia yang akan diolah. Amonia pada tampungan distirrer agar homogen. Setiap selang 20 menit, amonia dalam tangki penampung diukur kadarnya.



Gambar 3.6 Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Ozonator

3.3.4 Proses Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator

Penyisihan amonia dengan reaktor hibrida ozon-plasma dilakukan dengan mengalirkan limbah sintetik yang mengandung amonia 800 ppm dan pH 11. Tegangan regulator pada plasma diatur pada 225 volt dan pada ozonator diatur pada 190 volt. Selain itu ke dalam reaktor plasma diinjeksikan ozon. Amonia pada keluaran plasma dialirkan ke dalam bak penampung untuk selanjutnya disirkulasikan kembali. Konsentrasi amonia pada bak penampung diukur pada setiap selang waktu 20 menit selama waktu sirkulasi 2 jam.



Gambar 3.7 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia - Reaktor Hibrida Plasma-Ozon dan Ozonator

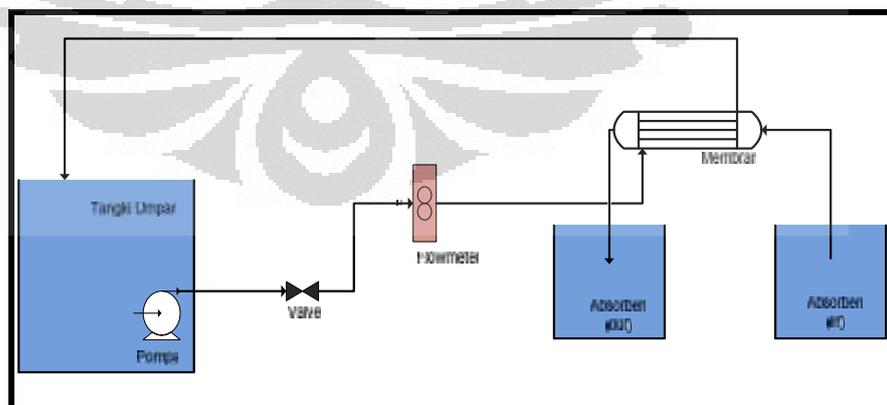
3.4 Uji Perpindahan Massa

Studi perpindahan massa dilakukan dengan menghitung koefisien perpindahan massa dan fluks massa dengan menggunakan data perubahan konsentrasi amonia terlarut yang terukur pada amonia meter. Limbah amonia yang digunakan sebagai umpan dijaga pada pH 11. Hal ini berdasarkan penelitian-penelitian terdahulu dimana pada proses penyisihan amonia dengan membran, pH optimum umpan berada pada pH 10-11.

Data yang akan diambil pada uji perpindahan massa ini adalah konsentrasi amonia pada keluaran pada tiap temperatur umpan yaitu pada suhu 30, 40 dan 50 °C. Data diambil setiap 20 menit selama 2 jam. Dari data ini dapat kita hitung koefisien perpindahan massa amonia dalam membran pada temperatur tertentu. Uji perpindahan massa dilakukan dengan 3 proses yaitu proses penyisihan amonia dengan membran, proses penyisihan amonia dengan reaktor hibrida plasma-ozon dan proses penyisihan amonia dengan gabungan membran dan reaktor hibrida plasma-ozon. Data yang dijaga konstan adalah konsentrasi amonia terlarut dalam limbah sintetik.

3.4.1 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran

Berikut ini adalah skema rancangan alat yang akan digunakan dalam percobaan penyisihan amonia dengan membran :



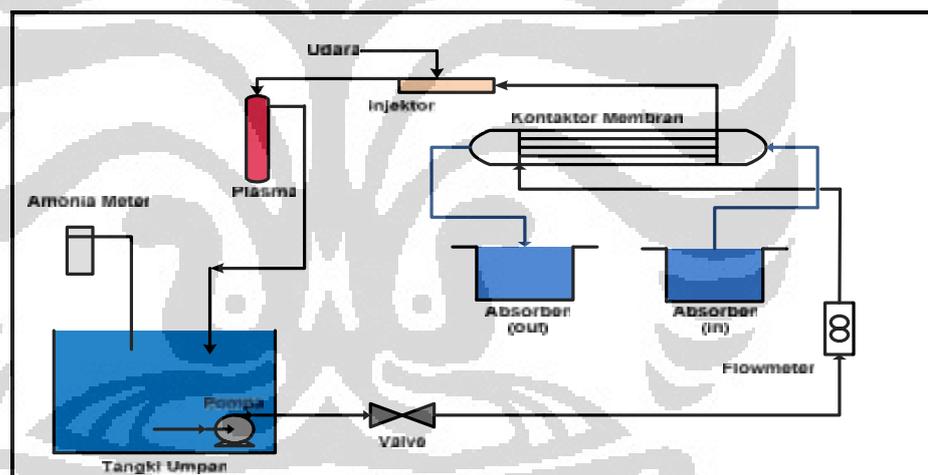
Gambar 3.8 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran

Pada proses ini penyisihan amonia dilakukan dengan mengalirkan limbah sintetik dengan konsentrasi amonia 800 ppm ke

dalam membran serat berongga. Limbah sintetik dipompakan ke dalam shell (selongsong acrylic) dengan mengatur laju alir menggunakan valve pada 5 lpm. Kemudian mengalirkan larutan penyerap dengan pH 1 ke dalam tube (membran PVC). Membran yang mempunyai sifat hidrofobik dan berpori ini menyebabkan gas amonia yang berada dalam selongsong akan bergerak menuju pori-pori dan masuk ke dalam bagian dalam serat membran yang kemudian diserap oleh absorben. Kemudian amonia yang keluar dari selongsong ditampung dalam bak penampung lalu diukur konsentrasi amonia yang telah mengalami siklus dengan amonia meter setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam.

3.4.2 Proses Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran dan RHOP

Berikut ini adalah skema rancangan alat yang akan digunakan dalam percobaan penyisihan amonia dengan plasma :



Gambar 3.9 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Gabungan RHOP dan Membran

Pada proses ini penyisihan amonia dilakukan dengan mengalirkan limbah sintetik ke dalam membran. Inlet merupakan limbah sintetik yang mengandung amonia dengan konsentrasi 800 ppm dan pH dijaga pada pH 11. Kemudian memompakan umpan ke dalam membran dengan mengatur laju alir menggunakan valve pada 5 lpm. Amonia yang keluar dari membran selanjutnya dialirkan kembali ke plasma. Amonia yang keluar dari plasma kita tampung kembali ke dalam bak penampung untuk diukur

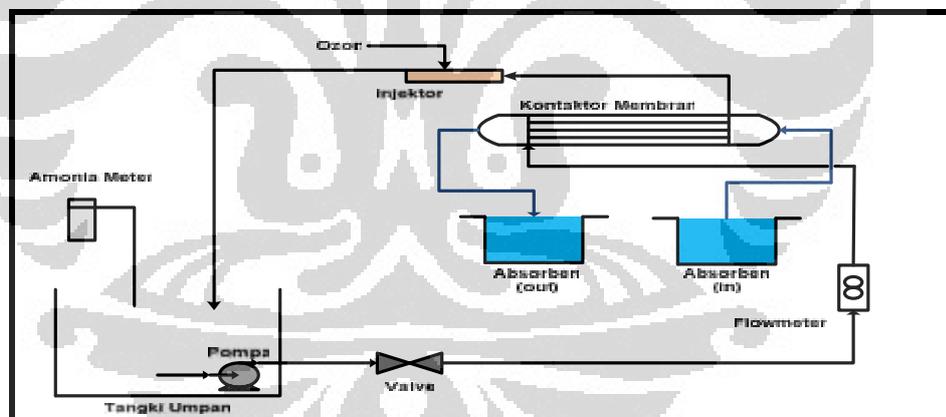
konsentrasi amoniaknya yang telah mengalami siklus dengan amonia meter untuk setiap selang waktu 20 menit selama sirkulasi 2 jam.

3.4.3 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran-Ozonator

Proses yang dilakukan pada penyisihan amonia dengan membran dan ozonator, pada dasarnya sama dengan proses penyisihan dengan membran-RHOP. Akan tetapi, pada proses ini, membran digabungkan dengan ozonator.

Amonia yang akan digunakan dalam pengujian ini adalah amonia 800 ppm pada pH 11. Amonia yang dipompakan ke dalam membran diatur laju alirnya pada 5 Lpm. Larutan penyerap bahan alam yang digunakan diatur pada pH 1 dialirkan pada bagian tube modul membran.

Larutan amonia yang keluar dari selongsong diinjeksikan ozon dari ozonator, yang kemudian akan disirkulasikan kembali. Larutan amonia yang telah mengalami sirkulasi diukur konsentrasinya dengan amonia meter tiap 20 menit selama waktu sirkulasi 2 jam.

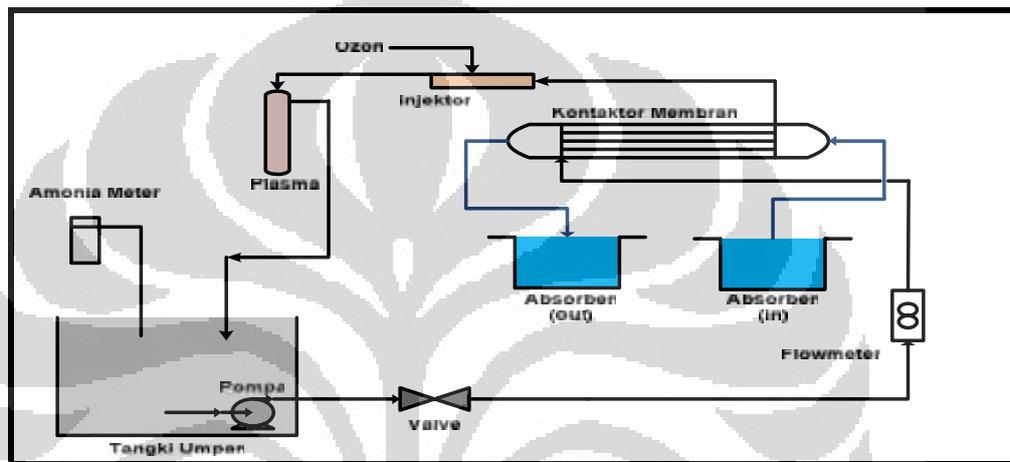


Gambar 3.10 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran dan Ozon

3.4.4 Proses Penyisihan Amonia dengan Membran-Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator

Proses penyisihan amonia dengan proses membran dan reaktor hibrida ozon-plasma dilakukan dengan mengalirkan limbah sintetik amonia dengan konsentrasi 800 ppm dan pH dijaga pada pH 11. Tegangan regulator pada RHOP diatur pada 225 volt dan pada ozonator diatur pada

tegangan 190 volt. Kemudian mengalirkan limbah sintetik amonia ke dalam membran. Keluaran membran dialirkan ke RHOP yang telah diinjeksikan ozon, sedangkan pada ozon diinjeksikan udara dari kompresor. Amonia keluaran plasma dialirkan kembali ke dalam bak penampung untuk dialirkan kembali ke dalam membran. Konsentrasi amonia pada bak penampung diukur pada setiap selang waktu 20 menit selama waktu sirkulasi 2 jam. Melakukan prosedur diatas untuk variasi suhu 30, 40, dan 50°C



Gambar 3.11 Skema Rancangan Alat Penyisihan Amonia dengan Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator

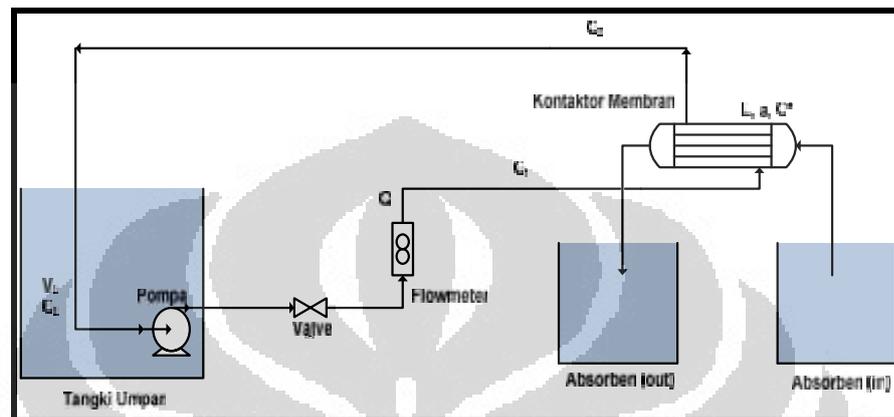
3.5 Pengolahan Data dan Analisa Hasil

Uji perpindahan massa dan hidrodinamika dilakukan dengan memvariasikan temperature umpan. Parameter perpindahan massa dapat kita lihat dari perubahan konsentrasi amonia terlarut dalam air, yaitu pada saat sebelum melewati kontaktor membran dan setelah melewati kontaktor membran. Penurunan tekanan dapat dilihat dari manometer digital. Data yang diambil kemudian diolah untuk mendapatkan nilai koefisien perpindahan massa.

Pada proses penyisihan amonia dengan plasma dapat kita ketahui tegangan optimum yang diperlukan hingga dapat menggeser kesetimbangan sehingga dicapai efisiensi penyisihan amonia yang tinggi.

Data-data yang diperoleh kemudian dilakukan perbandingan pada sistem yang manakah yang dapat menyisahkan amonia paling baik. Perbandingan ini dilakukan pada temperatur 30, 40 dan 50 °C

3.5.1 Pengolahan Data Hasil Uji Perpindahan Massa



Gambar 3.12 Skema Peralatan untuk Pengolahan data Uji Perpindahan Massa

Efisiensi penyisihan amonia (% R) dari percobaan dapat dirumuskan sebagai berikut :

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

Dimana:

R = efisiensi penyisihan amonia (%)

C_0 = konsentrasi amonia pada kondisi awal (mg/L)

C_t = konsentrasi amonia pada waktu t (mg/L)

Perpindahan amonia melewati tiap satuan membran dapat ditulis sesuai rumus berikut :

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

Dimana :

v_L = laju alir umpan (cm^3/s)

K = koefisien perpindahan massa

a = luas permukaan membran per volume (cm^2/cm^3)

C_L = konsentrasi umpan (mg/L)

C^* = konsentrasi amonia pada kontaktor membran (mg/L)

Tekanan amonia pada fasa gas sama dengan tekanan amonia pada serat sehingga konsentrasi amonia pada fasa interface (C^*) cenderung konstan, sangat kecil dan dapat diabaikan. Pada laju alir gas yang sangat kecil di dalam serat penurunan tekanan sepanjang serat dapat diabaikan dan diasumsikan 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

Integrasi persamaan akan menghasilkan persamaan:

$$\begin{aligned}
 & \int_{C_L = C_1 \text{ pada } z=0}^{C_L = C_2 \text{ pada } z=L} -\frac{dC_L}{(C_L - C^*)} = \int_{z=0}^{z=L} \frac{K a}{v_L} dz \\
 & [-\ln(C_L - C^*)]_{C_1}^{C_2} = \frac{K a L}{v_L} \\
 & \ln\left(\frac{C_1 - C^*}{C_2 - C^*}\right) = \frac{K a L}{v_L} \\
 & \ln\left(\frac{C_1 - C^*}{C_2 - C^*}\right) = -\frac{K a L}{v_L} \\
 & \left(\frac{C_1 - C^*}{C_2 - C^*}\right) = \exp\left(-\frac{K a L}{v_L}\right) \\
 & C_2 - C^* = (C_1 - C^*) \times \exp\left(-\frac{K a L}{v_L}\right) \\
 & C_2 = C^* + (C_1 - C^*) \times \exp\left(-\frac{K a L}{v_L}\right) \quad (3.5)
 \end{aligned}$$

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

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

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

Dimana :

Q = debit air (cm^3/s)

Substitusi nilai C_2 dari persamaan di atas dan pengaturan ulang menghasilkan persamaan berikut ini :

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

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 :

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

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

Dari persamaan ini, koefisien perpindahan massa overall (K) dapat dicari dengan memplotkan $\ln[C^*/C^* - C_L]$ vs t , kemudian slope (kemiringan) garis dapat dihitung, dengan demikian nilai K dapat diketahui dengan persamaan (3.6)

$$\text{slope} = \frac{Q}{V} \left[\exp\left(-\frac{K a L}{v_L}\right) - 1 \right]$$

$$K = -\frac{v_L}{a L} \left[\ln\left(\frac{V (\text{slope})}{Q}\right) + 1 \right] \quad (3.9)$$

Dua asumsi penting yang diterapkan dalam dua persamaan di atas 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.

3.6 Penulisan Laporan

Penulisan laporan dilakukan setelah melakukan tahap pengolahan data dan analisa hasil. Data yang didapatkan dibuat ke dalam bentuk grafik sehingga dapat dilihat dengan mudah pengaruh temperatur terhadap efektivitas penyisihan.

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Pendahuluan

Efektivitas penyisihan amonia terlarut dalam air melalui kontaktor membran serat berongga polyvinyl klorida , reaktor hibrida ozon - plasma (RHOP) dan ozonator dapat kita ketahui dari nilai koefisien perpindahan massanya. Pada penelitian ini dilakukan beberapa pengujian untuk mengetahui efektivitas penyisihan amonia dalam air limbah. Pengujian ini antara lain dengan menggunakan membran, membran - reaktor RHOP - ozonator, dan RHOP-ozonator. Kemudian masing-masing pengujian dibandingkan efektivitasnya dari masing-masing variasi. Studi perpindahan massa ini ditinjau dari nilai koefisien perpindahan massa pada variasi temperatur air limbah.

4.2 Penyisihan Amonia

Persen penyisihan menunjukkan kemampuan dari air ciater sebagai absorben menyerap amonia. Efektivitas penyisihan amonia terlarut dalam air melalui kontaktor membran serat berongga dilakukan dengan mengukur perubahan konsentrasi amonia yang disirkulasikan selama 2 jam dengan dilakukan variasi terhadap temperatur, yakni 30, 40 dan 50 °C dengan waktu pengukuran konsentrasi setiap 20 menit. Berikut ini grafik persen penyisihan amonia pada membran, reaktor hibrida plasma-ozon dan gabungan antara membran dan reaktor hibrida plasma-ozon.

Dari Gambar 4.1 , 4.2, dan 4.3 menunjukkan efek temperatur umpan dengan laju alir limbah 5 Lpm dan jumlah serat 60. Berdasarkan pembahasan sebelumnya, koefisien perpindahan massa dipengaruhi oleh kenaikan temperatur. Semakin tinggi temperatur umpan maka akan memberikan persen penyisihan amonia yang lebih baik. Pada penyisihan dengan membran, dengan menaikkan temperatur hingga 50 °C, dapat memberikan penyisihan hingga 61%.

Agar penyisihan amonia berjalan secara efisien, maka amonia harus dalam bentuk *volatile*. Menaikkan temperatur merupakan salah satu cara untuk memastikan keberadaan amonia bebas dalam larutan. Sesuai dengan (Xie, Duong et al. 2009) dengan kenaikan temperatur, maka terjadi kenaikan eksponensial terhadap tekanan uap dari larutan umpan, yang akan meningkatkan *transmembrane vapour pressure* dan *driving force*. Tidak hanya *vapour pressure* yang meningkat, akan tetapi difusivitas juga ikut naik.

Koefisien perpindahan ini berbanding lurus dengan kenaikan temperatur air limbah. Semakin tinggi temperatur air limbah maka koefisien perpindahan massa akan makin naik. Peningkatan temperatur akan meningkatkan jumlah molekul NH_3 yang terkandung dalam air limbah dan hal inilah yang ikut meningkatkan persen penyisihan amonia dari limbah. Menurut (Xie, Duong et al. 2009), performa kondisi yang baik dan temperatur menghasilkan pemisahan amonia hingga 97% pada suhu 75°C . Namun, pada penelitian ini persen penyisihan hanya hingga 77%. Beberapa faktor yang menyebabkan kurangnya efisiensi ini antara lain, perbedaan suhu. Suhu pada percobaan (Xie, Duong et al. 2009) hingga 75°C , sedangkan percobaan ini variasi suhunya adalah 30,40 dan 50°C .

Dari Gambar 4.4, dapat kita ketahui bahwa dalam proses penyisihan amonia dengan reaktor hibrida ozon-plasma memiliki persentase penyisihan paling kecil. Hal ini diperkirakan karena reaksi oksidasi antara amonia dengan ozon berlangsung dengan lambat terutama pada pH dibawah pK_a (sekitar 9.3), diperkirakan konstanta kecepatan reaksinya dengan ozon sekitar $20 \text{ M}^{-1}\text{S}^{-1}$ dengan $t_{1/2} = 96$ jam (pada pH 7; konsentrasi ozon 1 mg/L). Berikut ini merupakan reaksi antara amonia dengan ozon :

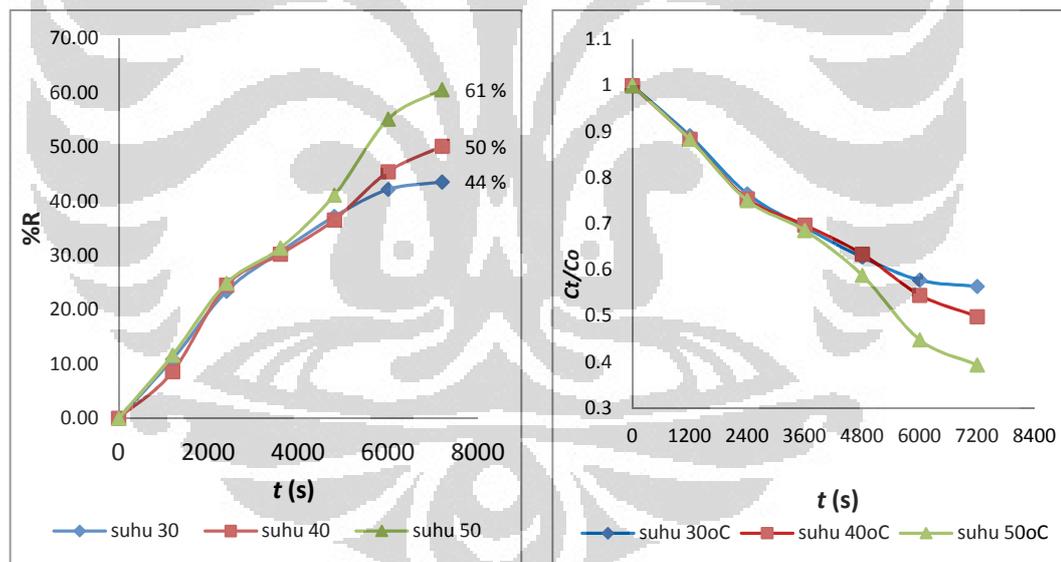


Sedangkan pada pH basa, ozon lifetime ozon semakin menurun dan terdekomposisi menjadi radikal OH. Oksidasi amonia oleh OH radikal dapat berlangsung lebih cepat yaitu $9,7 \times 10^7 \text{ M}^{-1}\text{S}^{-1}$ (S.Kartohardjono 2012) sehingga oksidasi OH radikal terhadap amonia kurang efektif. Akan tetapi dengan menaikkan temperature maka dapat meningkatkan laju reaksi OH radikal sehingga

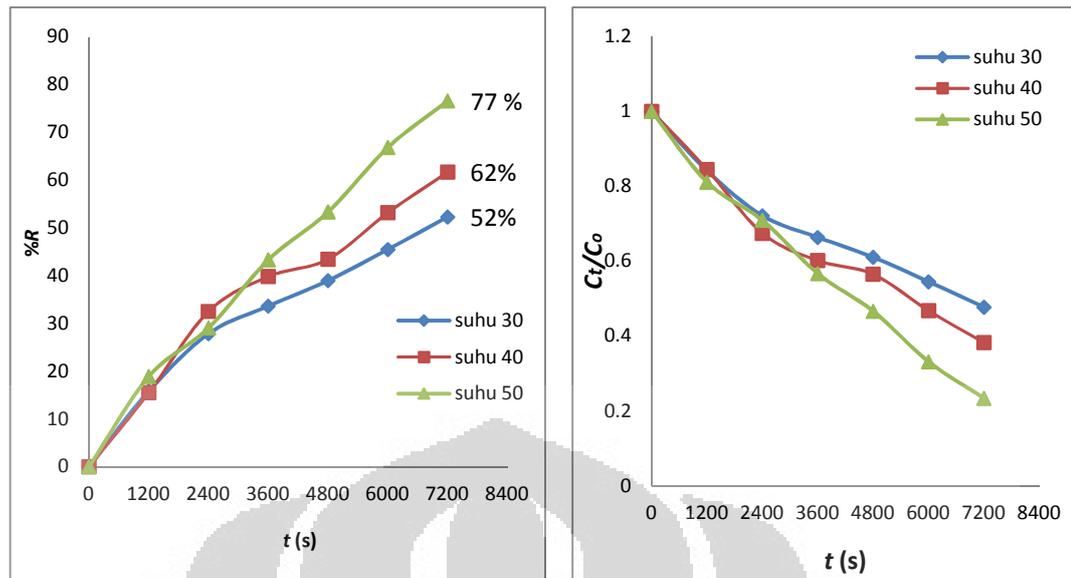
dapat meningkatkan persen penyisihan pada proses menggunakan ozon ini. Hal ini dapat dibuktikan pada Gambar 4.3.

Sesuai dengan Gambar 4.4 dapat kita lihat bahwa persen penyisihan amonia paling besar diperoleh pada gabungan kontaktor membrane, reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator. Hal ini dikarenakan proses oksidasi lanjut dengan reaktor hibrida plasma-ozon ini dapat membantu mengurangi beban penyisihan amonia yang dilakukan jika hanya dengan membran saja. Setidaknya ada sebagian amonia yang telah terurai saat proses dengan reaktor hibrida ozon- plasma.

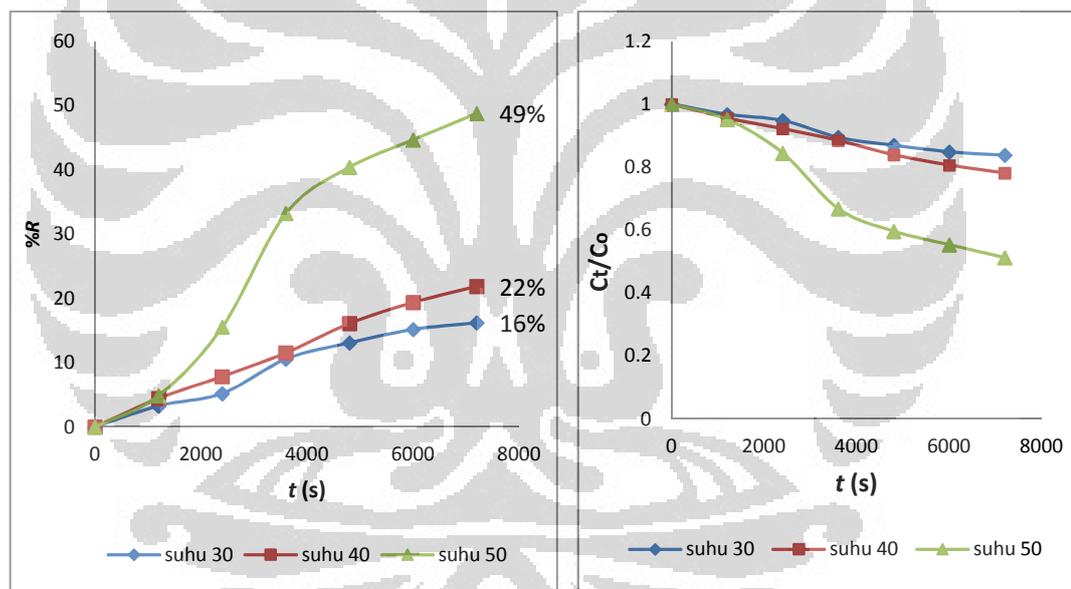
Gambar 4.4 memperlihatkan adanya penyisihan amonia dengan menggunakan membran terbukti efektif dengan adanya perbedaan nilai persen penyisihan antara yang menggunakan membran dan yang tidak pada suhu 30°C. Setelah menggunakan membran, persen penyisihan meningkat hingga 44% dan saat dengan menggunakan proses gabungan, persen penyisihan naik hingga 52%.



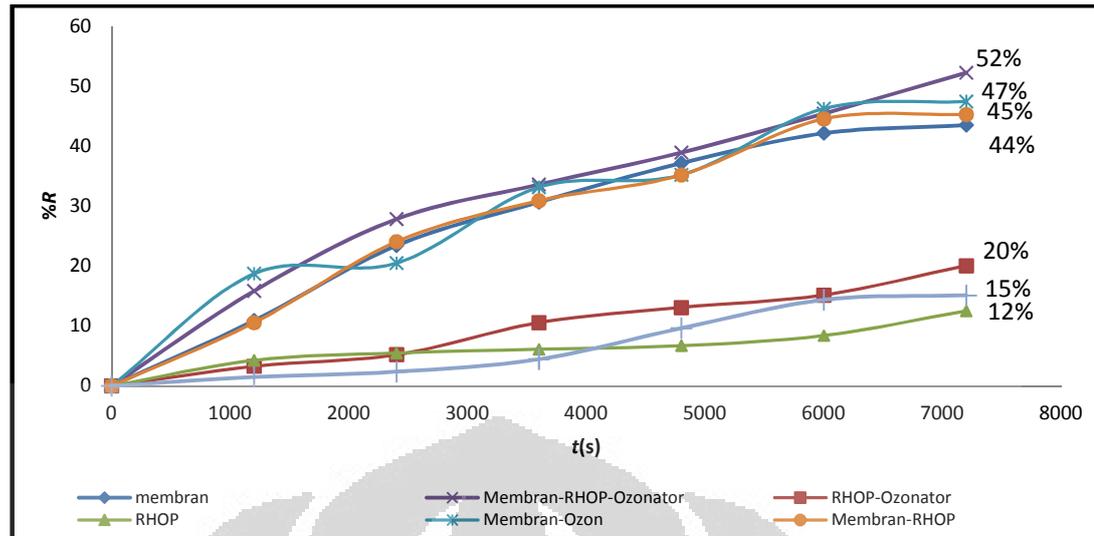
Gambar 4.1 Penyisihan Amonia dengan Membran



Gambar 4.2 Efek Temperatur terhadap Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran, Reaktor Hibrida Plasma-Ozon dan Ozonator



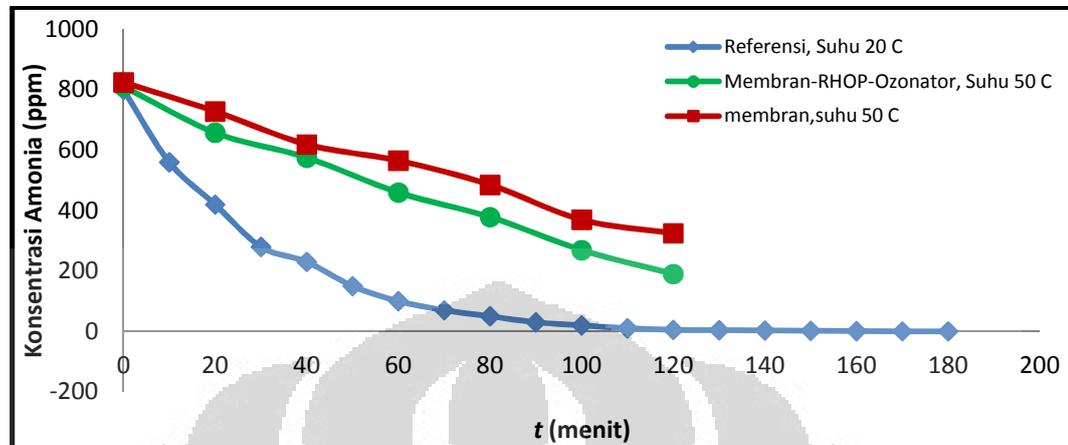
Gambar 4.3 Efek Temperatur terhadap Penyisihan Amonia dengan Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator



Gambar 4.4 Persen Penyisihan Amonia pada Suhu 30°C

Berikut ini perbandingan antara penyisihan amonia pada percobaan ini dengan referensi. Dari Gambar 4.5 dapat kita lihat bahwa pada penelitian ini proses penyisihan amonia dengan menggunakan membran dan variasi suhu 50 °C, diakhir sirkulasi hanya dapat menyisihkan 61% (konsentrasi akhir 324,67 ppm) dan pada proses gabungan membran, RHOP dan ozonator dapat menyisihkan sekitar 72% (konsentrasi akhir sirkulasi 189,70 ppm). Sedangkan berdasarkan (Ashrafizadeh and Khorasani 2010) dengan konsentrasi yang sama, yaitu 800 ppm, pada waktu 120 menit dapat menyisihkan amonia hingga mendekati 0 ppm. Hal ini disebabkan oleh beberapa hal yakni perbedaan luas area membran, laju alir penyerap, laju alir limbah. Percobaan yang dilakukan oleh (Ashrafizadeh and Khorasani 2010) ini menggunakan membran dengan luas permukaan kontak 1,4 m², laju alir penyerap 0,2 m/s, laju alir limbah 0,053 m/s. Hal ini sangat jauh berbeda dengan kondisi pada penelitian ini. Luas permukaan membran yang digunakan di penelitian ini adalah 0,060288 m² yang 20 kali lebih kecil dibandingkan dengan referensi, sedangkan laju alir yang digunakan pada penelitian ini adalah 0,00138 m/s yang lebih kecil 38 kali dibanding referensi. Selain itu perbedaan antara percobaan yang dilakukan oleh (Ashrafizadeh and Khorasani 2010) dengan penelitian ini adalah pada percobaan ini limbah dialirkan ke *shell* dan larutan penyerap ke *lumen*, sedangkan percobaan (Ashrafizadeh and

Khorasani 2010) berkebalikan yakni limbah dialirkan ke *lumen* dan penyerap dialirkan ke *shell*.



Gambar 4.5 Perbandingan Penurunan Konsentrasi Amonia antara Referensi dengan Hasil Percobaan

4.3 Studi Perpindahan Massa

Studi perpindahan massa pada proses penyisihan amonia ini dapat dipelajari dari pengaruh temperatur terhadap perpindahan massa, perbandingan proses penyisihan amonia antara proses membran dan proses gabungan membran, RHOP dan ozonator terhadap perpindahan massa, dan juga pengaruh temperatur terhadap fluks.

4.3.1 Pengaruh Temperatur terhadap Koefisien Perpindahan Massa

Proses menaikkan temperatur umpan ini dilakukan untuk mengetahui pengaruh temperatur umpan terhadap persentase penyisihan amonia. Temperatur divariasikan pada 30, 40, dan 50 °C. Pengaruh variasi temperatur terhadap proses perpindahan massa dapat dilihat dari nilai koefisien perpindahan massa pada saat proses. Berikut ini merupakan grafik yang menunjukkan nilai koefisien perpindahan massa pada tiap selang waktu 20 menit selama proses sirkulasi 2 jam. Perhitungan nilai koefisien perpindahan massa dapat dilihat pada Lampiran 2.

Sesuai dengan range temperatur yang diujikan pada penelitian ini, dapat kita lihat dari Gambar 4.6, koefisien perpindahan massa naik secara linier terhadap kenaikan temperatur umpan. Dari Gambar 4.6 dapat kita lihat nilai koefisien perpindahan massa paling tinggi didapatkan saat penyisihan dengan gabungan membran, reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator pada suhu 50 °C, yakni $1,67 \times 10^{-5}$ m/s, dengan koefisien perpindahan massa rata-rata dari semua variasi temperatur adalah $1,17 \times 10^{-5}$ m/s. Hal ini dikarenakan pada proses gabungan membrane, RHOP dan ozonator, beban penyisihan amonia pada membran telah dikurangi dengan adanya ozon yang memecah amonia dalam limbah. Selain itu dari Gambar 4.6 dan Gambar 4.7 dapat kita lihat bahwa kenaikan temperatur memberikan pengaruh paling besar terhadap meningkatnya nilai koefisien perpindahan massa. Efek temperatur pada penyisihan amonia dapat dijelaskan dengan meningkatnya tekanan parsial amonia seiring dengan naiknya temperatur. Tekanan parsial meningkat, maka gradien tekanan dan *driving force* pada perpindahan massa akan meningkat pula, sehingga persen penyisihan akan meningkat seiring berjalannya waktu sirkulasi.

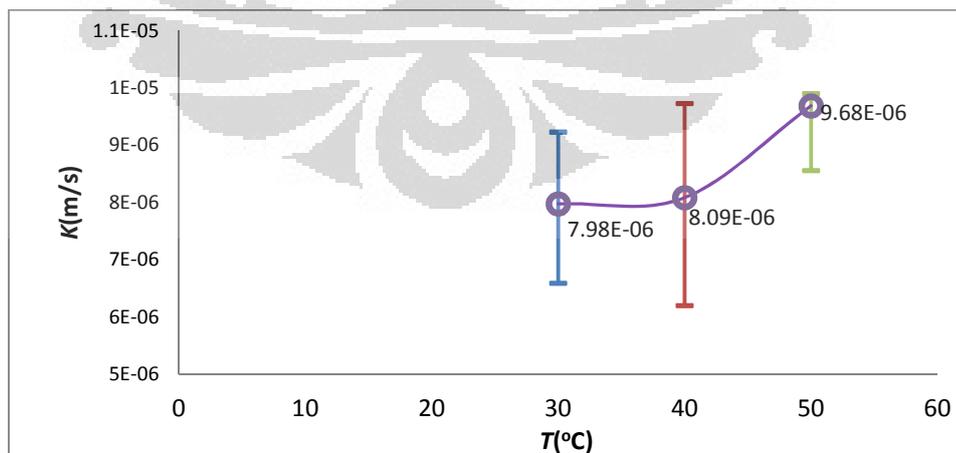
Penurunan konsentrasi amonia dalam limbah selama proses terjadi akibat adanya perbedaan konsentrasi molekul yang berada pada *shell* dengan konsentrasi molekul amonia di larutan penyerap yang berada dalam *tube* atau serat membran. Perbedaan konsentrasi ini akan mendorong molekul amonia berdifusi ke permukaan membran dan masuk ke dalam *tube* yang berisi larutan penyerap air ciater, dan difusivitas yang lebih besar akan diperoleh pada temperatur yang lebih tinggi. Hal ini sesuai dengan teori difusivitas Knudsen yakni $D_{Kn} = \frac{dp}{3} \sqrt{\frac{8RT}{M}}$, dimana T adalah suhu, dp adalah diameter partikel dan M adalah berat molekul. Semakin tinggi temperatur akan meningkatkan koefisien difusivitas.

Banyaknya jumlah molekul NH₃ dalam larutan dipengaruhi oleh konstanta keseimbangan amonia ini sendiri. Berikut ini adalah fasa keseimbangan amonia yang tergambar dalam reaksi :

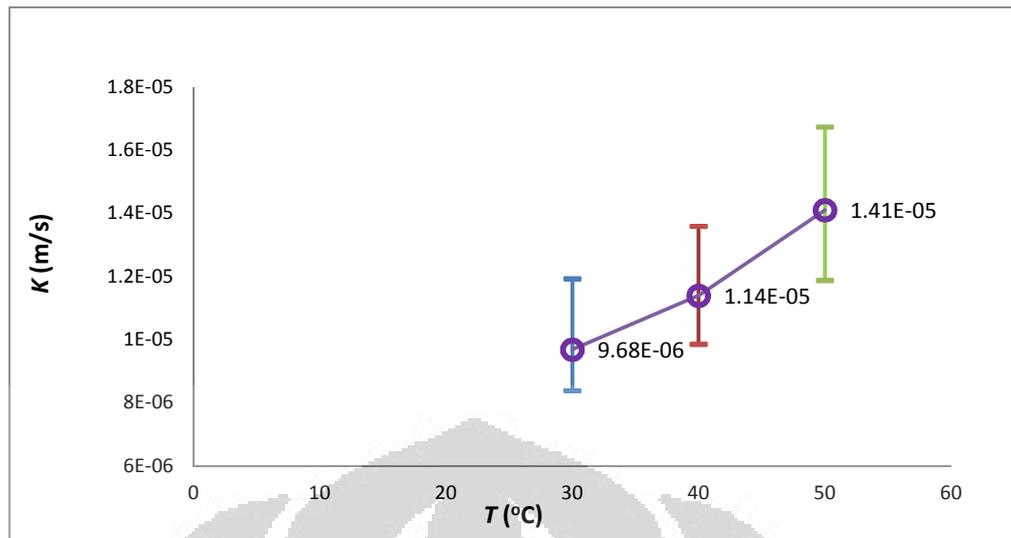


Pada reaksi di atas K_1 bernilai $1,8 \times 10^{-5}$ dan K_2 $5,6 \times 10^{-10}$. Hal ini berarti pembentukan ion ammonium lebih besar $3,2 \times 10^4$ kali dibandingkan dengan pembentukan molekul NH_3 sendiri. Peningkatan pH larutan akan meningkatkan jumlah amonia dibanding jumlah ion ammonium, sehingga efisiensi penyisihan amonia akan lebih besar. Tekanan uap pada larutan yang mengandung amonia lebih besar daripada air. Menaikkan konsentrasi amonia dalam air akan meningkatkan tekanan uap dari larutan.

Kenaikan temperatur dalam penelitian ini ditujukan untuk meningkatkan jumlah kandungan molekul amonia NH_3 dalam air limbah. Kontaktor membran akan memisahkan molekul amonia NH_3 dari air limbah. Oleh karena itu, kita perlu menggeser kesetimbangan kearah pembentukan molekul NH_3 . Seperti kita ketahui bahwa reaksi kesetimbangan amonia dalam air bersifat eksotermis, maka untuk menggeser kesetimbangan kearah pembentukan amonia, kita perlu menaikkan temperatur air limbah. Meningkatnya jumlah molekul amonia dalam air limbah sebanding dengan meningkatnya nilai koefisien perpindahan massa.



Gambar 4.6 Koefisien Perpindahan Massa terhadap Suhu pada Penyisihan Amonia dengan Membran



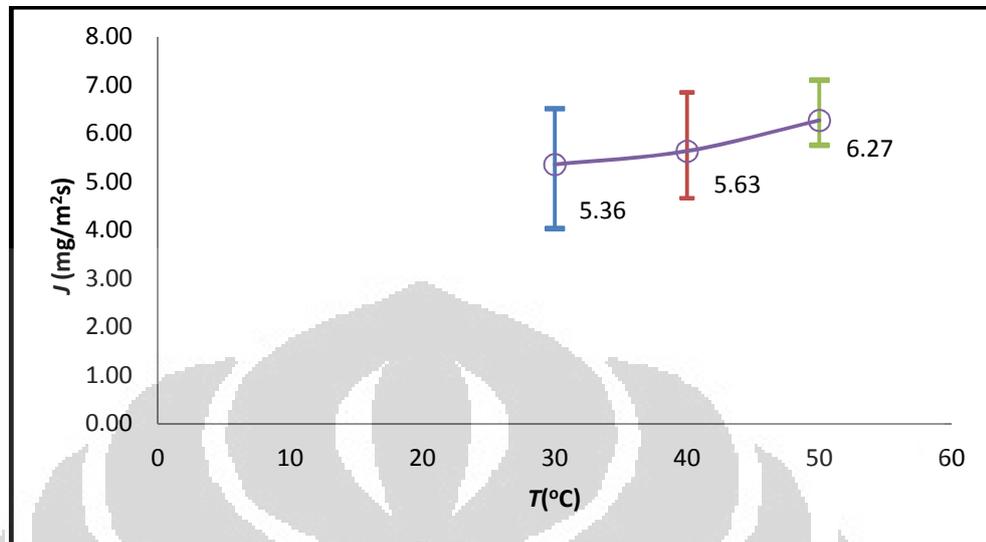
Gambar 4.7 Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia dengan Gabungan Membran , Reaktor Hibrida Plasma-Ozon dan Ozonator

4.3.2 Pengaruh Temperatur terhadap Fluks

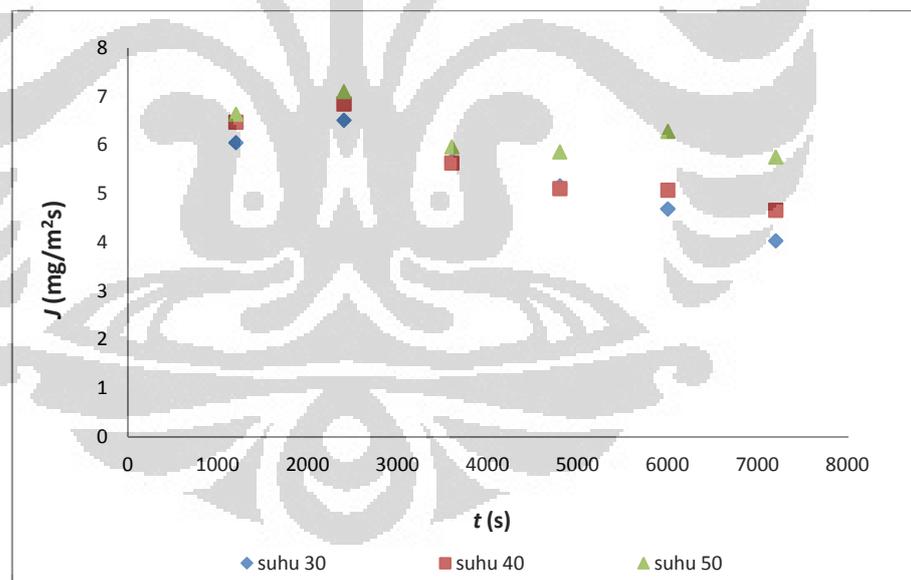
Dari pembahasan diatas telah diketahui bahwa temperatur umpan memberikan efek yang besar terhadap proses penyisihan amonia. Selain berpengaruh terhadap koefisien perpindahan massa, reaktor juga memiliki pengaruh terhadap fluks. Dari gambar 4.9 dan 4.11 dapat diketahui bahwa fluks yang paling besar diperoleh pada suhu 50 °C dengan metode gabungan membrane, RHOP dan ozonator, yakni sebesar 8,16 mg/m²s. Dari grafik tersebut dapat kita simpulkan bahwa nilai fluks akan naik secara signifikan ketika temperatur umpan dinaikkan. Menurut (Xie, Duong et al. 2009) sejalan dengan kenaikan temperatur maka akan ada kenaikan secara eksponensial pada *vapour pressure* pada larutan umpan yang akan meningkatkan *driving force*.

Fluks merupakan banyaknya jumlah amonia yang terpisahkan per luas area membran per satuan waktu. Semakin besar amonia yang dapat tersisihkan maka akan memberikan nilai fluks yang lebih besar. Dilihat dari Gambar 4.10 dan 4.12 nilai fluks atau J memiliki trend menurun terhadap waktu. Menurut (Ding, Liu et al. 2006) hal ini dikarenakan adanya efek

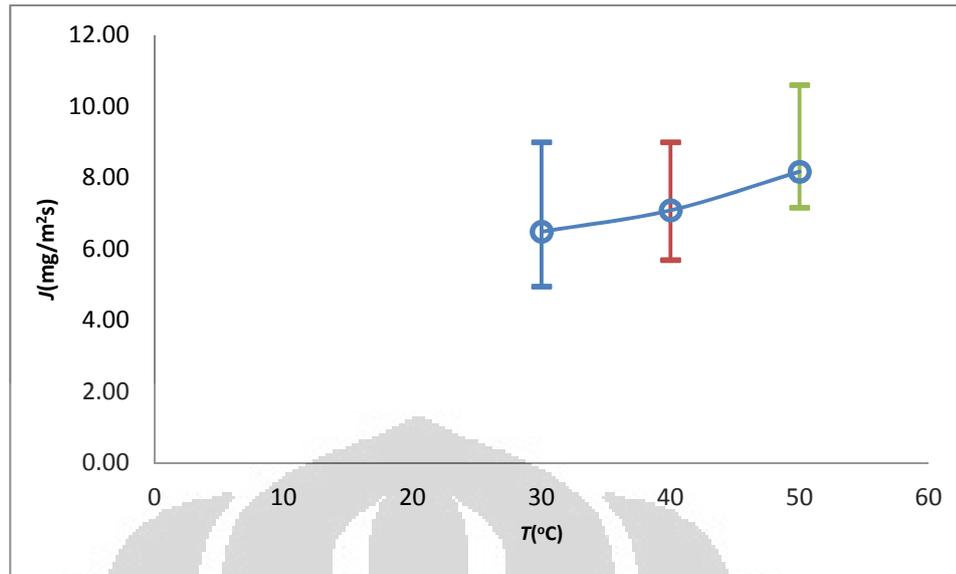
positif dari *vapour pressure* pada air sehingga membantu proses perpindahan massa melewati membran.



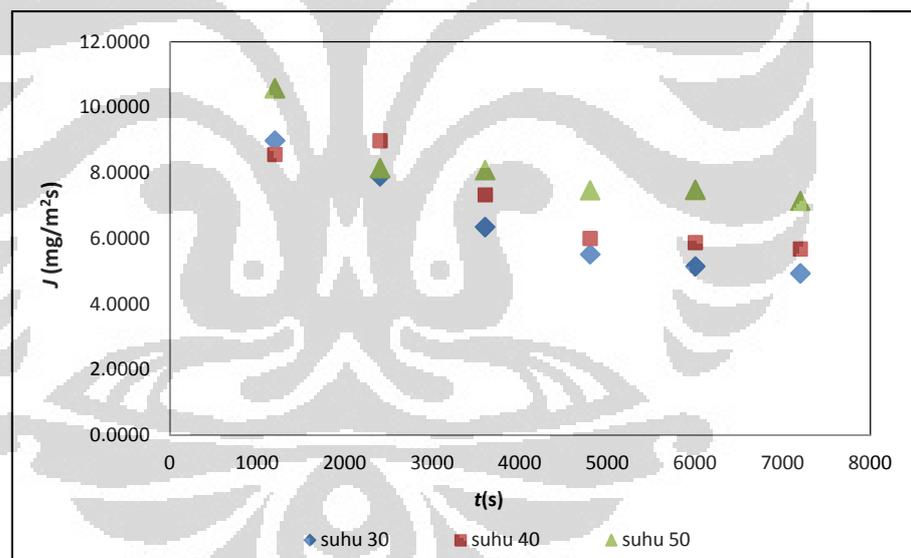
Gambar 4.8 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Membran



Gambar 4.9 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Membran Selama 2 jam sirkulasi



Gambar 4.10 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Gabungan Membran, RHOP dan Ozonator



Gambar 4.11 Efek Temperatur terhadap Fluks pada Gabungan Membran, RHOP dan Ozonator selama 2 jam sirkulasi

BAB 5

SIMPULAN DAN SARAN

5.1 SIMPULAN

Beberapa kesimpulan yang dapat diambil dari penelitian ini adalah :

1. Proses penyisihan dengan proses gabungan membran , reaktor hibrida ozon plasma dan ozonator memberikan persen penyisihan tertinggi apabila dibandingkan dengan proses membran dan proses yang lain,. Proses gabungan membran, reaktor hibrida ozon-plasma dan ozonator mampu menyisihkan ammonia hingga 77% pada pH penyerap 1 dan laju alir 5 Lpm dengan koefisien perpindahan massa maksimum pada suhu 50 °C sebesar $1,6 \times 10^{-5}$ m/s.
2. Semakin tinggi temperatur maka nilai persen penyisihan akan semakin meningkat. Temperatur yang memberikan persen penyisihan paling tinggi adalah 50 °C.

5.2 SARAN

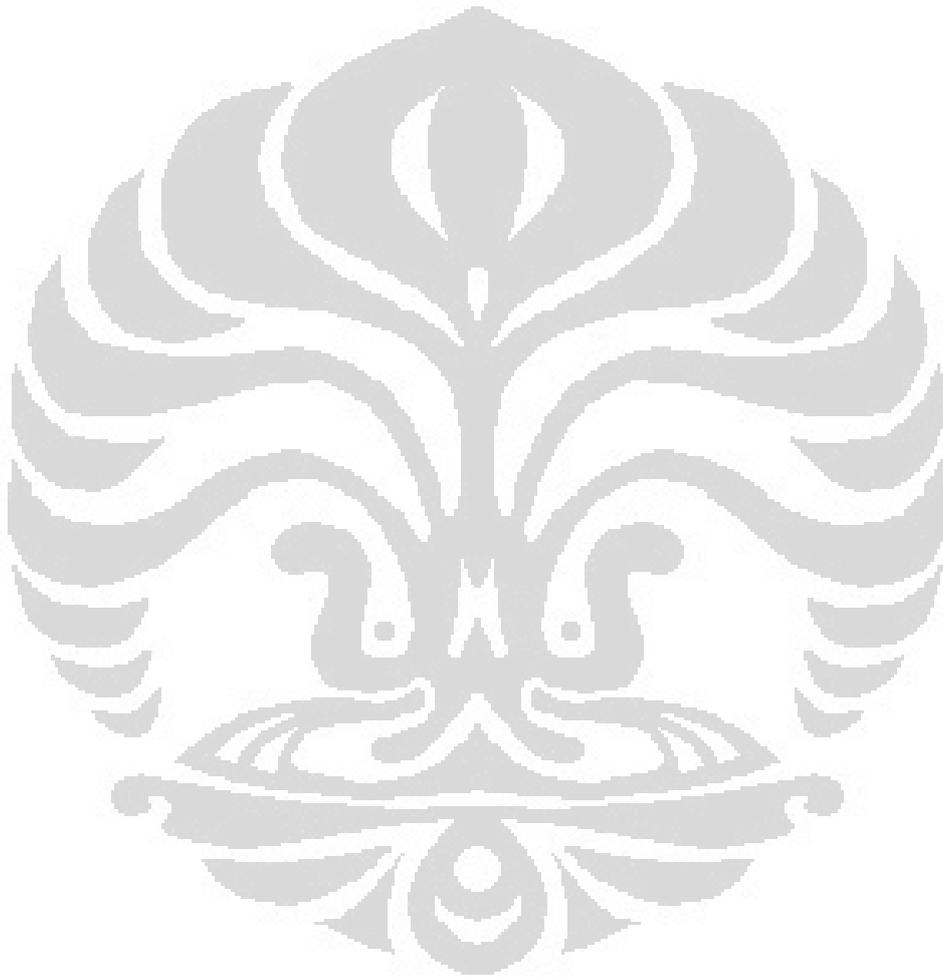
Saran yang dapat diberikan oleh penulis antara lain :

1. Peningkatan jumlah serat dan laju alir umpan agar memberikan persen penyisihan yang lebih baik.
2. Laju alir saat gabungan sebaiknya ditingkatkan dengan menggunakan pompa yang memiliki daya yang lebih besar agar laju alir yang melalui membran dan reaktor plasma menjadi lebih besar sehingga penyisihan dapat meningkat.
3. Laju alir udara masukan ozonator agar diperbesar agar plasma yang terbentuk lebih besar.

DAFTAR PUSTAKA

- Ashrafizadeh, S. N. and Khorasani, Z. (2010), 'Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors', *Chemical Engineering Journal*, 162 (1), 242-49.
- Bastian, Rian (2011), 'Pengaruh Temperatur Umpan pada Proses Penyisihan Ammonia Terlarut dari Air Limbah Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Larutan Penyerap Bahan Alam', (Universitas Indonesia).
- Belhateche, D.N (1995), 'Choose Appropriate Wastewater Treatment Technologies', 32-38.
- Ding, Z., L. Liu, et al. (2006). "Experimental study of ammonia removal from water by membrane distillation (MD): The comparison of three configurations." *Journal of Membrane Science* **286**(1-2): 93-103.
- E.Gomez, D. Amutha Rani, C.R Cheeseman, D. Deegan, M. Wise, A.R Boccacini (2008), 'Thermal Plasma Technology for Treatment of Waste : A Critical Review', *Journal of Hazardous Materials*.
- Frensenius, W. dkk (1987), *Water Analysis* (Deutsche Gessellschaft Fur Eschborn).
- Gabelman, A and Sun-Tak Hwang. (1999), 'Hollow Fiber Membran Contactors', *J. Membr. Sci.* , 159, 61-106.
- Guo.Xiaoyan, Zhang.Zhenjia, Fang.Lin, Su.Liguo (2009), 'Study on ultrafiltration for surface water by a polyvinylchloride hollow fiber membrane', *Desalination*, 238 (1-3), 183-91.
- 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.
- Hsu-Hui Cheng, Shiao-Shing Chen, Yung-Chih Chen, Yu-Chi Wu, Wei Luen Tseng, Yi-Hui Wang, Min-Pei Ling (2008), 'Liquid-phase non-thermal plasma technology for degradation of two high strength phenols in aqueous solution'.
- Jurg Hoigne, Heinz Bader (1978), 'Ozonation of Water : Kinetic of Oxidation of Ammonia by Ozone and Hydroxyl Radicals', *American Chemical Society*, 12.
- K.P, Destanianggara Tresna (2009), 'Studi Gasifikasi Plasma Nontermal untuk Pengolahan Limbah Padat Organik Menggunakan Plasmatron dan Generator Plasma HVT', (Universitas Indonesia).
- Mulder, Marcel (2000), *Basic Principles of Membrane Technology* (Dordrecht: Kluwer Academic Publisher).
- Natalia, Christina (2009), 'Rancang Bangun Sistem Produksi Hidrogen Melalui Proses Elektrolisis Plasma Nontermal', (Universitas Indonesia).
- Roth, J.R (2001), *Applications to Non Thermal Plasma Processing* (2; Philadelphia: IOP Publish).
- S. Kartohardjono, 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*.
- 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.

- Sun, Shumin, et al. (2010), 'Ammonia oxidation in Ba_{0.5}Sr_{0.5}Co_{0.8}Fe_{0.2}O_{3-δ} membrane reactor', *Catalysis Today*, 149 (1-2), 167-71.
- 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).
- Verkerk, J.M (2000), 'Ammonium Removal by Ion Exchange; Reuse Regenerant', (Delft University of Tecnology).
- Weber, Patrick and Knauf, Rüdiger (1998), 'Ultrafiltration of surface water with ®MOLPURE FW50 hollow fibre module', *Desalination*, 119 (1-3), 335-39.
- Xie, Z., T. Duong, et al. (2009). "Ammonia removal by sweep gas membrane distillation." *Water Research* **43**(6): 1693-1699.



LAMPIRAN 1

DATA PENGAMATAN

1.1 Preparasi Larutan Amonium Sulfat

Larutan ammonia 800 ppm sebagai larutan umpan dibuat dari ammonium sulfat sebanyak 5 liter, dengan perhitungan sebagai berikut :

Berat molekul Amonia : 17

Berat molekul ammonium sulfat : 132

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

$$\text{gram } (NH_4)_2SO_4 \approx \frac{132}{2 \times 17} \times 800 \text{ mg/L} \times \frac{1000}{5(L)}$$

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

1.2 Data perpindahan Massa

1.2.1 Perpindahan Massa dengan Membran

1.2.1.1 Perpindahan Massa dengan Variasi suhu 30°C

Laju alir larutan ammonia = 5 L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,00

pH air Ciater = 1

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

Tabel 1. Data Perpindahan Massa Membran pada Suhu 30°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.61	1.216	100	803.776
2	1200	5.89	1.216	100	716.224
3	2400	5.06	1.216	100	615.296
4	3600	4.58	1.216	100	556.928
5	4800	4.15	1.216	100	504.64
6	6000	3.82	1.216	100	464.512
7	7200	3.73	1.216	100	453.568

1.2.1.2 Perpindahan Massa dengan Variasi suhu 40°C

Laju alir larutan ammonia = 5L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,00

pH air Ciater = 1,21

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

Tabel 2. Data Perpindahan Massa Membran pada Suhu 40°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Factor koreksi	Factor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.64	1.216	100	807.424
2	1200	5.87	1.216	100	713.792
3	2400	5.01	1.216	100	609.216
4	3600	4.63	1.216	100	563.008
5	4800	4.21	1.216	100	511.936
6	6000	3.62	1.216	100	440.192
7	7200	3.31	1.216	100	402.496

1.2.1.3 Perpindahan Massa dengan Variasi suhu 50°C

Laju alir larutan ammonia = 5 L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,00

pH air Ciater = 1,07

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

Tabel 3. Data Perpindahan Massa Membran pada Suhu 50°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.78	1.216	100	824.448
2	1200	5.99	1.216	100	728.384
3	2400	5.09	1.216	100	618.944
4	3600	4.65	1.216	100	565.44
5	4800	3.99	1.216	100	485.184
6	6000	3.04	1.216	100	369.664
7	7200	2.67	1.216	100	324.672

1.2.2 Perpindahan Massa dengan Gabungan Membran, Reaktor Hibrida Plasma-Ozon (RHOP) dan Ozonator

1.2.2.1 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 30°C

Laju alir larutan ammonia = 5 L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,00

pH air Ciater = 1,07

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

tegangan regulator plasma = 225 volt

tegangan regulator ozonator = 190 volt

Tabel 4. Data Perpindahan Massa Gabungan Membran, RHOP dan Ozonator pada Suhu 30°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.75	1.216	100	820.8
2	1200	5.68	1.216	100	690.688
3	2400	4.87	1.216	100	592.192
4	3600	4.48	1.216	100	544.768
5	4800	4.12	1.216	100	500.992
6	6000	3.68	1.216	100	447.488
7	7200	3.22	1.216	100	391.552

1.2.2.2 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 40°C

Laju alir larutan ammonia = 5 L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,21

pH air Ciater = 1,07

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

tegangan regulator plasma = 225 volt

tegangan regulator ozonator = 190 volt

Tabel 5. Data Perpindahan Massa Gabungan Membran, RHOP dan pada Suhu 40°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	3.29	1.216	200	800.128
2	1200	2.78	1.216	200	676.096
3	2400	2.22	1.216	200	539.904
4	3600	1.98	1.216	200	481.536
5	4800	1.86	1.216	200	452.352
6	6000	1.54	1.216	200	374.528
7	7200	1.26	1.216	200	306.432

1.2.2.3 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 50°C

Laju alir larutan ammonia = 5 L/menit

pH larutan ammonia setelah ditambah NaOH = 11,00

pH air Ciater = 1,00

bobot penimbangan ammonium sulfat = 15,5294 gram

tegangan regulator plasma = 225 volt

tegangan regulator ozonator = 190 volt

Tabel 6. Data Perpindahan Massa Gabungan Membran, RHOP dan Ozonator pada Suhu 50°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.67	1.216	100	811.072
2	1200	5.41	1.216	100	657.856
3	2400	4.73	1.216	100	575.168
4	3600	3.78	1.216	100	459.648
5	4800	3.11	1.216	100	378.176
6	6000	2.21	1.216	100	268.736
7	7200	1.56	1.216	100	189.696

1.2.3 Perpindahan Massa dengan Gabungan Membran dan RHOP

1.2.3.1 Perpindahan Massa Suhu 30°C

Tabel 7. Data Perpindahan Massa Gabungan Membran dan RHOP pada Suhu 30°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Factor koreksi	Factor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.73	1.216	100	818.368
2	1200	6.02	1.216	100	732.032
3	2400	5.11	1.216	100	621.376
4	3600	4.65	1.216	100	565.44
5	4800	4.36	1.216	100	530.176
6	6000	3.73	1.216	100	453.568
7	7200	3.68	1.216	100	447.488

1.2.4 Perpindahan Massa dengan RHOP dan Ozonator

1.2.4.1 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 30°C

Tabel 8. Data Perpindahan Massa Gabungan RHOP dan Ozonator pada Suhu 40°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Factor koreksi	Factor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.73	1.216	100	818.368
2	1200	6.51	1.216	100	791.616
3	2400	6.38	1.216	100	775.808
4	3600	6.02	1.216	100	732.032
5	4800	5.85	1.216	100	711.36
6	6000	5.71	1.216	100	694.336
7	7200	5.64	1.216	100	654.208

1.2.4.2 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 40°C

Tabel 9. Data Perpindahan Massa Gabungan RHOP dan Ozonator pada Suhu 40°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.76	1.216	100	822.016
2	1200	6.46	1.216	100	785.536
3	2400	6.23	1.216	100	757.568
4	3600	5.98	1.216	100	727.168
5	4800	5.67	1.216	100	689.472
6	6000	5.45	1.216	100	662.72
7	7200	5.28	1.216	100	508.288

1.2.4.3 Perpindahan Massa dengan Variasi Suhu 50°C

Tabel 10. Data Perpindahan Massa Gabungan RHOP dan Ozonator pada Suhu 50°C

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Faktor koreksi	Faktor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.56	1.216	100	797.696
2	1200	6.24	1.216	100	758.784
3	2400	5.54	1.216	100	673.664
4	3600	4.38	1.216	100	532.608
5	4800	3.91	1.216	100	475.456
6	6000	3.63	1.216	100	441.408
7	7200	3.36	1.216	100	408.576

1.2.5 Perpindahan Massa dengan Membran-Ozonator

Tabel 11. Data Perpindahan Massa Gabungan Membran -Ozon

No	waktu (s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	f.koreksi	f.pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.78	1.216	100	824.448
2	1200	5.51	1.216	100	670.016
3	2400	5.39	1.216	100	655.424
4	3600	4.53	1.216	100	550.848
5	4800	4.39	1.216	100	533.824
6	6000	3.64	1.216	100	442.624
7	7200	3.56	1.216	100	432.896

1.2.6 Perpindahan Massa dengan RHOP

Tabel 12. Data Perpindahan Massa pada Plasma

No	t(s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	Factor koreksi	Factor pengenceran	Konsentrasi aktual (ppm)
1	0	6.56	1.216	100	797.696
2	1200	6.28	1.216	100	763.648
3	2400	6.2	1.216	100	753.92
4	3600	6.16	1.216	100	749.056
5	4800	6.12	1.216	100	744.192
6	6000	6.01	1.216	100	730.816
7	7200	5.74	1.216	100	697.984

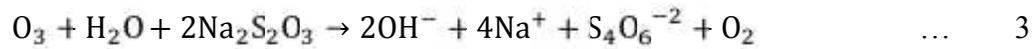
1.3 Uji Produktivitas Ozon

Plasma 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 :

1.3.1 Uji Produktivitas Ozon pada RHOP

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

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

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

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

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

1.3.2 Uji Produktivitas Ozon pada RHOP digabung dengan Ozonator

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

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

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

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

$$\begin{aligned}\text{Produktivitas ozon} &= \frac{W_{O_3} \times 3600 \left(\frac{s}{hr}\right)}{t(s)} \\ &= \frac{9,6 \times 10^{-2} \times 3600}{6} \\ &= 0,0576 \text{ mg/hr}\end{aligned}$$

LAMPIRAN 2

PENGOLAHAN DATA

2.1 Perhitungan Efisiensi penyisihan ammonia

Efisiensi penyisihan ammonia dari air limbah dapat dihitung dengan persamaan berikut :

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

Dimana : C_0 = konsentrasi awal limbah

C_t = konsentrasi limbah pada waktu t

Contoh perhitungan pada proses penyisihan ammonia dengan membrane pada suhu 30oC pada t = 7200 s :

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

$$R\% = \frac{803,776 - 453,568}{803,776} \times 100\% = 43,57\%$$

2.1.1 Persen Penyisihan Amonia dengan Membran

Tabel 13. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan membrane pada Suhu 30°C

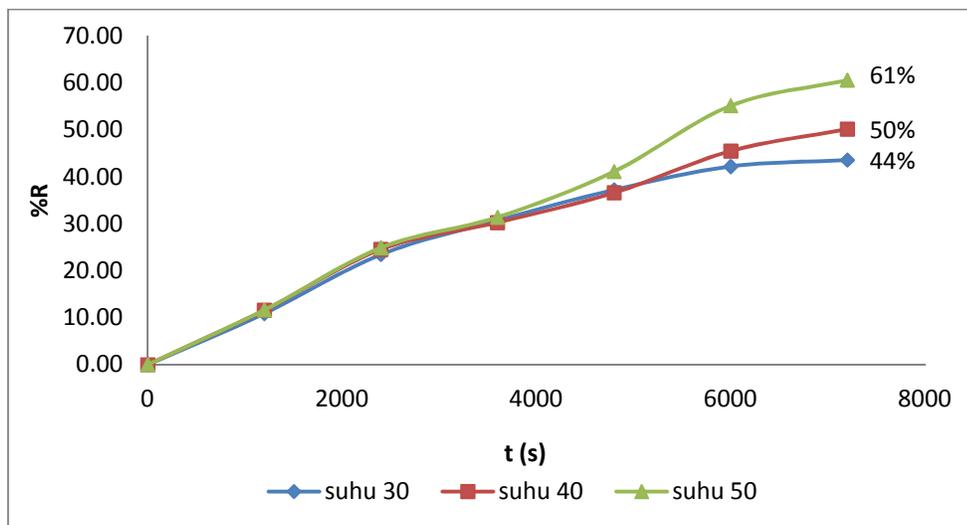
waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	803.776	0.00
1200	716.224	10.89
2400	615.296	23.45
3600	556.928	30.71
4800	504.64	37.22
6000	464.512	42.21
7200	453.568	43.57

Tabel 14. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan membran pada Suhu 40°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	807.424	0.00
1200	738.112	11.60
2400	609.216	24.55
3600	563.008	30.27
4800	511.936	36.60
6000	440.192	45.48
7200	402.496	50.15

Tabel 15. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan membran pada Suhu 50°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	824.448	0
1200	728.384	11.6519174
2400	618.944	24.92625369
3600	565.44	31.4159292
4800	485.184	41.15044248
6000	369.664	55.16224189
7200	324.672	60.61946903



Gambar 1. Persen Penyisihan pada Proses Penyisihan Amonida dengan Membran

2.1.2 Persen Penyisihan Amonia dengan dengan gabungan Membran-RHOP-Ozonator

Tabel 16. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan gabungan Membran-RHOP-Ozonator pada Suhu 30°C

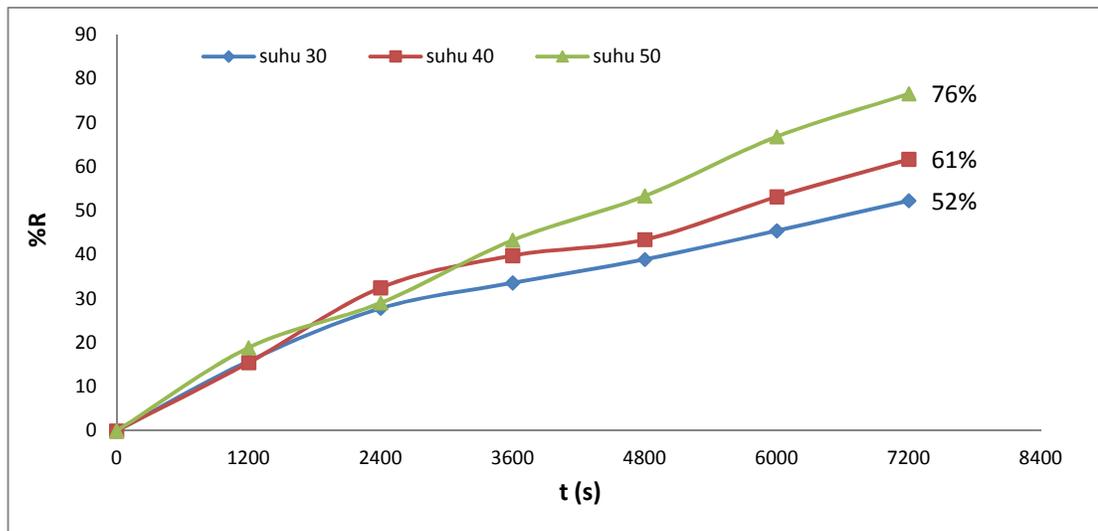
waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	820.8	0.00
1200	690.688	15.85
2400	592.192	27.85
3600	544.768	33.63
4800	500.992	38.96
6000	447.488	45.48
7200	391.552	52.30

Tabel 17. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan gabungan Membran-RHOP-Ozonator pada Suhu 40°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	800.128	0
1200	676.096	15.50
2400	539.904	32.52
3600	481.536	39.82
4800	452.352	43.46
6000	374.528	53.19
7200	306.432	61.70

Tabel 18. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan gabungan Membran-RHOP-Ozonator pada Suhu 50°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	811.072	0
1200	657.856	18.89
2400	575.168	29.08
3600	459.648	43.33
4800	378.176	53.37
6000	268.736	66.87
7200	189.696	76.61

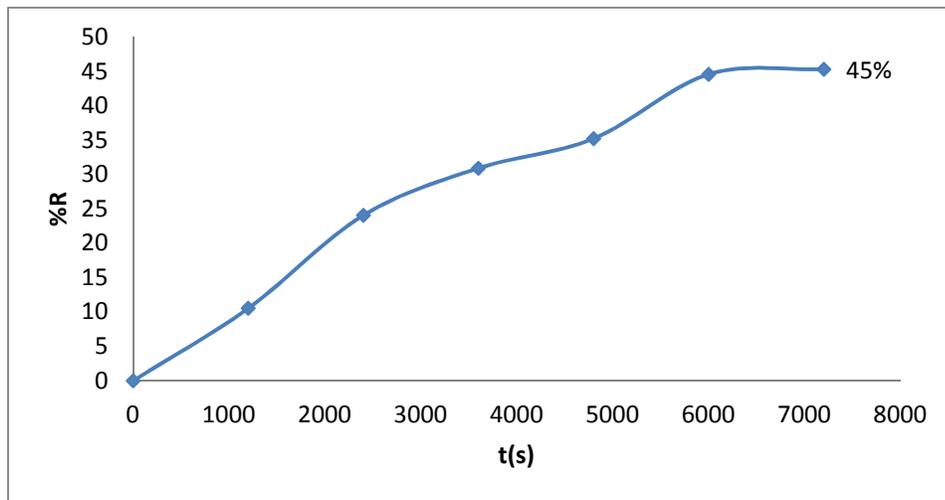


Gambar 2. Persen Penyisihan pada Proses Penyisihan Amonia dengan gabungan Membran-RHOP-Ozonator

2.1.3 Persen Penyisihan Amonia dengan dengan gabungan Membran-RHOP

Tabel 19. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran dan RHOP

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	818.37	0.00
1200	732.03	10.55
2400	621.38	24.07
3600	565.44	30.91
4800	530.18	35.22
6000	453.57	44.58
7200	447.49	45.32

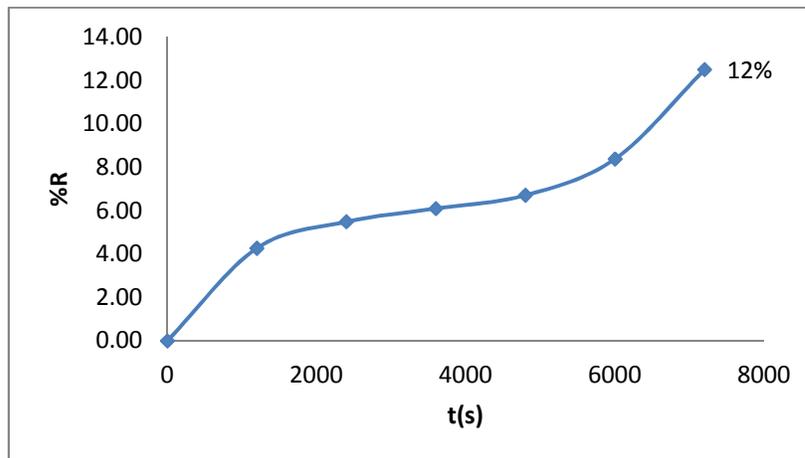


Gambar 3. Persen Penyisihan pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran dan RHOP

2.1.4 Persen Penyisihan Amonia dengan dengan RHOP

Tabel 20. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan RHOP

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	797.696	0.00
1200	763.648	4.27
2400	753.92	5.49
3600	749.056	6.10
4800	744.192	6.71
6000	730.816	8.38
7200	697.984	12.50



Gambar 4. Persen Penyisihan pada Proses Penyisihan Amonia dengan RHOP

2.1.5 Persen Penyisihan Amonia dengan dengan gabungan RHOP-Ozonator

Tabel 21. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan RHOP-Ozonator pada Suhu 30°C

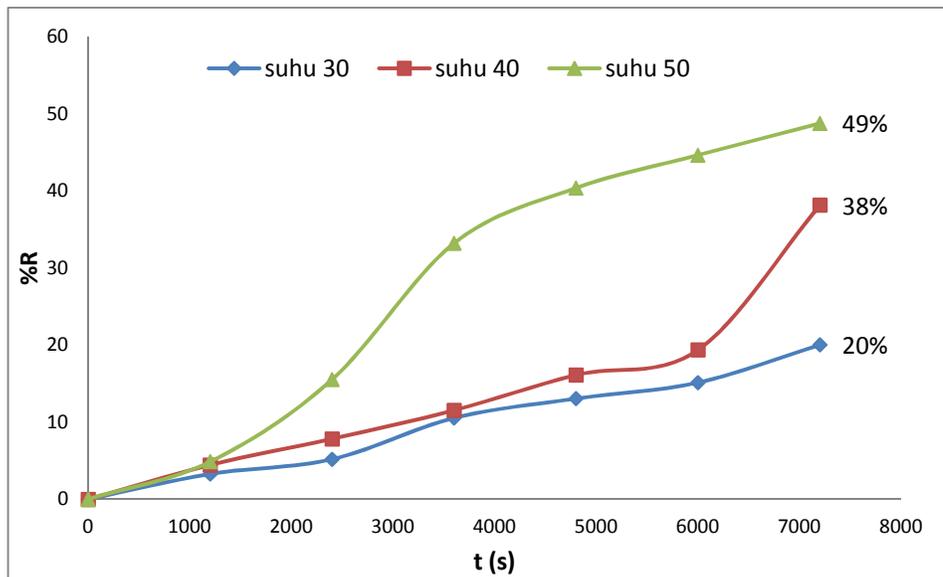
waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	818.37	0.00
1200	791.62	3.27
2400	775.81	5.20
3600	732.03	10.55
4800	711.36	13.08
6000	694.34	15.16
7200	654.21	20.06

Tabel 22. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan RHOP-Ozonator pada Suhu 40°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	822.02	0.00
1200	785.54	4.44
2400	757.57	7.84
3600	727.17	11.54
4800	689.47	16.12
6000	662.72	19.38
7200	508.29	38.17

Tabel 23. Data R% pada Proses Penyisihan Amonia dengan RHOP-Ozonator pada Suhu 50°C

waktu (s)	Konsentrasi aktual (ppm)	%R
0	797.70	0
1200	758.78	4.88
2400	673.66	15.55
3600	532.61	33.23
4800	475.46	40.40
6000	441.41	44.66
7200	408.58	48.78



Gambar 5 Persen Penyisihan Amonia pada RHOP-Ozonator

2.1.6 Persen Penyisihan Amonia dengan dengan gabungan Membran-Ozon

Tabel 23. Data Persen Penyisihan pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran-Ozon

waktu (s)	Konsentrasi Terbaca (ppm)	%R
0	6.78	0
1200	5.51	18.73
2400	5.39	20.50
3600	4.53	33.19
4800	4.39	35.25
6000	3.64	46.31
7200	3.56	47.49

2.2 Perhitungan Koefisien Perpindahan Massa

Koefisien perpindahan massa diperoleh melalui persamaan berikut :

$$K = \frac{V}{At} \ln \frac{C_0}{C_t}$$

Dimana, $A = \pi \times n_f \times L_f \times d_f$

Keterangan :

A = luas permukaan membrane (m^2)

n_f = jumlah membrane (60 fiber)

L_f = panjang membrane (0,4 m)
 d_f = diameter membrane (0,8 mm)
 sehingga, $A = \pi \times n_f \times L_f \times d_f = 0,060288 \text{ m}^2$

Contoh perhitungan koefisien perpindahan massa pada variasi suhu 30°C $t = 7200 \text{ s}$

Luas permukaan membran (A_m) = $\pi \times 40 \times 0,4 \text{ m} \times 0,0008 \text{ m}$
 = $0,040192 \text{ m}^2$

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

$$k = \frac{0,005 \text{ m}^3}{0,040192 \text{ m}^2 \times 7200 \text{ s}} \ln 0,57 = 6,5908 \times 10^{-6}$$

2.2.1 Koefisien Perpindahan Massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran

Tabel 24. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran di setiap interval waktu pada suhu 30°C

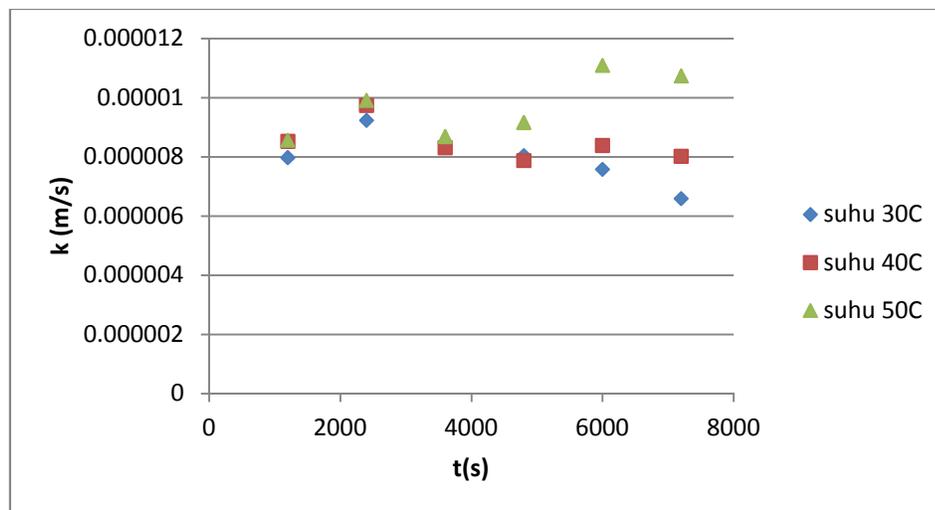
waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.00	-
1200	0.12	7.9706E-06
2400	0.27	9.2341E-06
3600	0.37	8.4521E-06
4800	0.47	8.0426E-06
6000	0.55	7.5794E-06
7200	0.57	6.5908E-06

Tabel 25. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran di setiap interval waktu pada suhu 40°C

waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.00	-
1200	0.12	8.5186E-06
2400	0.28	9.7337E-06
3600	0.36	8.3063E-06
4800	0.46	7.8728E-06
6000	0.61	8.3853E-06
7200	0.70	8.019E-06

Tabel 26. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran di setiap interval waktu pada suhu 50°C

waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0	-
1200	0.12388569	8.6E-06
2400	0.286699271	9.9E-06
3600	0.377109882	8.7E-06
4800	0.530185871	9.2E-06
6000	0.802119587	1.1E-05
7200	0.93189863	1.1E-05



Gambar 6. Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia pada Membran

2.2.2 Koefisien Perpindahan Massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran, Reaktor Hibrida Plasma-Ozon dan Ozonator

Tabel 27. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran, RHOP dan Ozonator, suhu 30°C

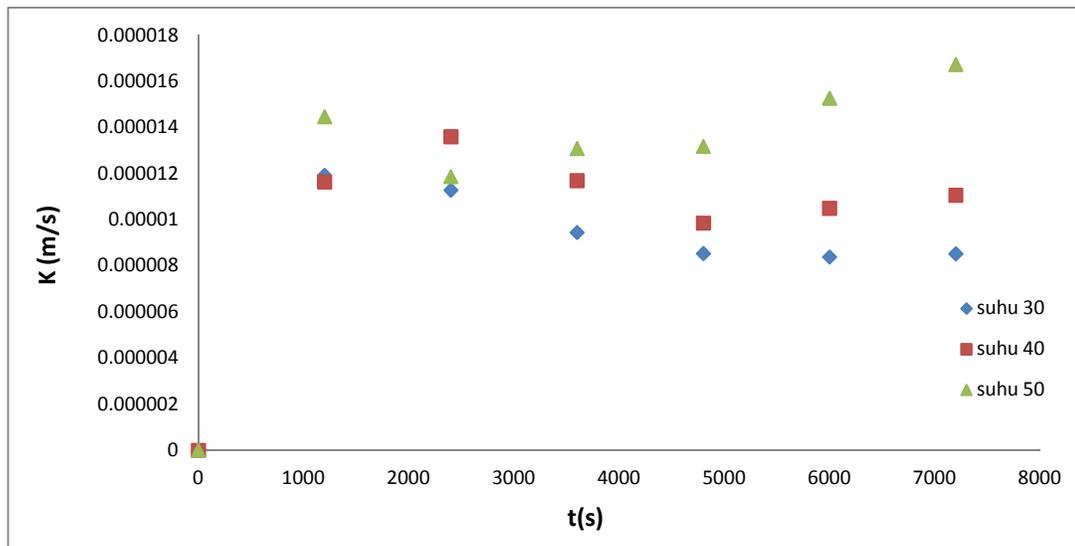
waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.0000	-
1200	0.1726	1.19282E-05
2400	0.3264	1.12809E-05
3600	0.4099	9.44355E-06
4800	0.4937	8.53005E-06
6000	0.6066	8.38516E-06
7200	0.7402	8.52576E-06

Tabel 28. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran, RHOP dan Ozonator suhu 40°C

waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.0000	-
1200	0.1684	1.164E-05
2400	0.3934	1.359E-05
3600	0.5078	1.17E-05
4800	0.5703	9.854E-06
6000	0.7591	1.049E-05
7200	0.9598	1.106E-05

Tabel 29. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran, Reaktor Hibrida Plasma-Ozon dan Ozonator, suhu 50°C

waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.0000	-
1200	0.2094	1.447E-05
2400	0.3437	1.188E-05
3600	0.5679	1.308E-05
4800	0.7630	1.318E-05
6000	1.1046	1.527E-05
7200	1.4529	1.674E-05

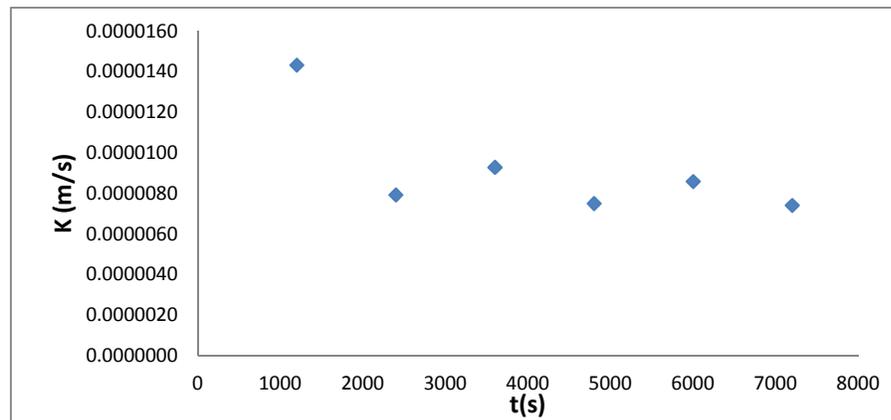


Gambar 7. Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia pada Membran, Reaktor Hibrida Ozon-Plasma dan Ozonator

2.2.3. Koefisien Perpindahan Massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran – Ozon

Tabel 30. Koefisien perpindahan massa pada Proses Penyisihan Amonia dengan Membran - Ozon, suhu 50°C

waktu (s)	$\ln C_0/C_t$	K (m/s)
0	0.0000	-
1200	0.2074	1.43348E-05
2400	0.2294	7.92832E-06
3600	0.4033	9.29002E-06
4800	0.4346	7.50992E-06
6000	0.6220	8.59753E-06
7200	0.6442	7.42059E-06



Gambar 8. Koefisien Perpindahan Massa pada Penyisihan Amonia pada Membran dan Ozonator

2.4 Perhitungan Fluks

Fluks dihitung dengan persamaan berikut :

$$f_l = \frac{(C_0 - C_t) \times V}{A \times t}$$

dimana :

C_0 = konsentrasi awal ammonia (ppm)

C_t = konsentrasi ammonia pada detik t (ppm)

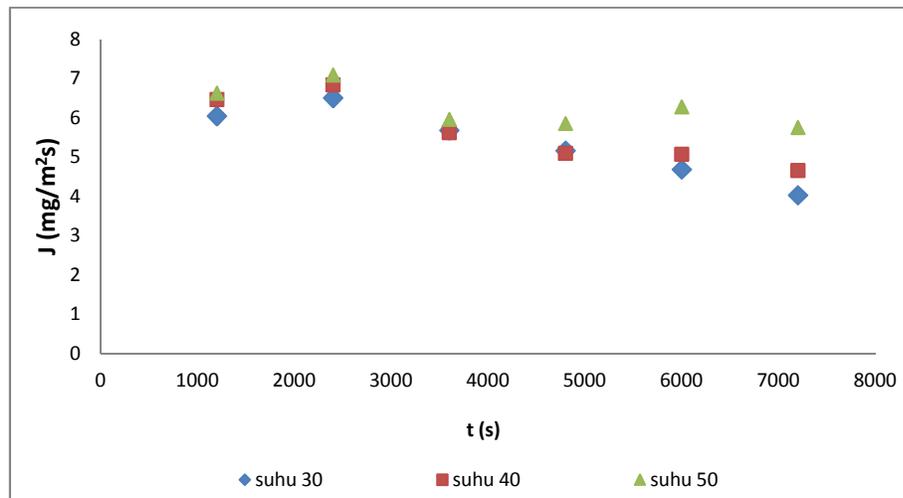
V = volume limbah ammonia (L)

t = lama sirkulasi (s)

A = m^2

Tabel 31. Data pengolahan fluks pada membrane

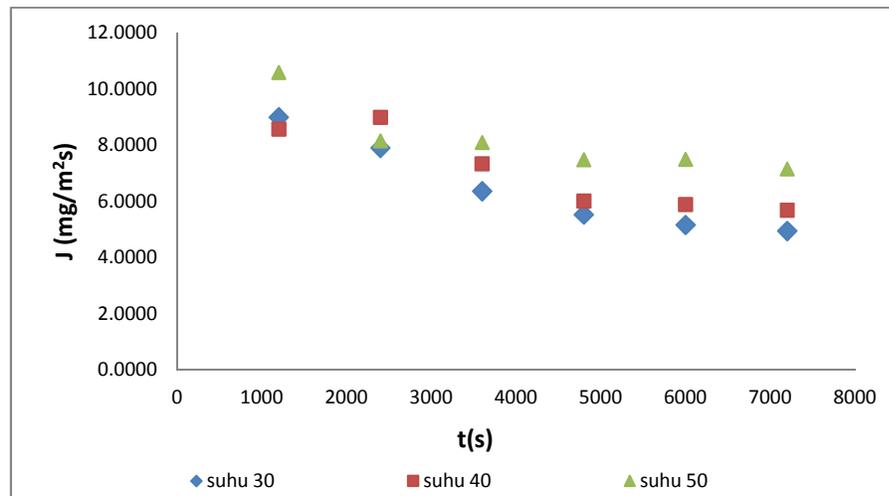
t (s)	fluks		
	Membran, suhu 30C	Membran, suhu 40	Membran, suhu 50C
0	-	-	-
1200	6.0510	6.4712	6.6392
2400	6.5132	6.8493	7.1015
3600	5.6868	5.6308	5.9669
4800	5.1685	5.1055	5.8619
6000	4.6895	5.0761	6.2863
7200	4.0340	4.6643	5.7568
rata-rata	5.3571	5.6329	6.2688



Gambar 9. Fluks pada Penyisihan Amonia pada Membran

Tabel 32. Data pengolahan fluks pada Gabungan membrane, RHOP dan Ozonator

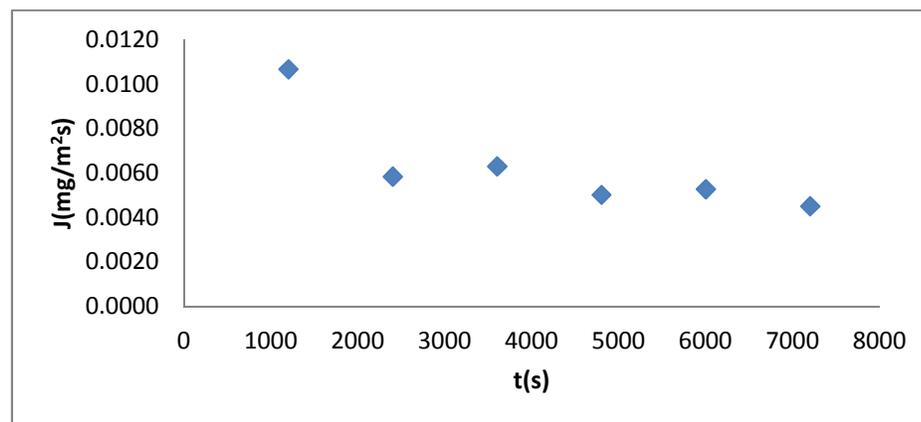
t (s)	fluks		
	Hibrid,suhu 30C	Hibrid, suhu 40	Hibrid,suhu 50C
0	-	-	-
1200	8.9924	8.5722	10.5892
2400	7.8999	8.9924	8.1520
3600	6.3591	7.3396	8.0960
4800	5.5257	6.0089	7.4797
6000	5.1601	5.8829	7.4965
7200	4.9444	5.6868	7.1575
rata-rata	6.4803	7.0805	8.1618



Gambar 10. Fluks pada Penyisihan Amonia pada Membran, RHOP dan Ozon

Tabel 33. Data pengolahan fluks pada membran – Ozonator

t (s)	fluks (mg/m ² s)
0	-
1200	0.0107
2400	0.0058
3600	0.0063
4800	0.0050
6000	0.0053
7200	0.0045
rata-rata	0.0063



Gambar 11. Fluks pada Penyisihan Amonia dengan Membran-Ozonator

LAMPIRAN 3

FOTO PERALATAN PROSES

3.1 Peralatan untuk Rancang Bangun Reaktor Plasma



Amperemeter



Voltmeter



Flowmeter Air



Flowmeter Udara



Regulator Tegangan



Transformer Tegangan Tinggi (plasmatron)



Elektroda tegangan tinggi



Kawat kassa SS-316



selang



injektor



Pompa



Kompresor

3.2 Foto Peralatan Pendukung Penyisihan Amonia dengan Kontaktor Membran Serat Berongga



Reservoir



Pompa Peristaltik



Pompa