



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PENYISIHAN AMONIAK DARI AIR LIMBAH MELALUI  
KOMBINASI PROSES MEMBRAN DAN OZONASI  
MENGUNAKAN LARUTAN PENYERAP BAHAN ALAM:  
VARIASI LAJU SIRKULASI LIMBAH**

**SKRIPSI**

**OLEH**

**CANDRIKA AJENG R.**

**0806332881**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA REGULER**

**DEPOK**

**JULI, 2012**



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PENYISIHAN AMONIAK DARI AIR LIMBAH MELALUI  
KOMBINASI PROSES MEMBRAN DAN OZONASI  
MENGUNAKAN LARUTAN PENYERAP BAHAN ALAM:  
VARIASI LAJU SIRKULASI LIMBAH**

**SKRIPSI**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar  
Sarjana Teknik pada Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Indonesia dan disetujui untuk diajukan dalam sidang  
ujian Skripsi.**

**OLEH**

**CANDRIKA AJENG R.**

**0806332881**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA REGULER  
DEPOK  
JULI, 2012**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

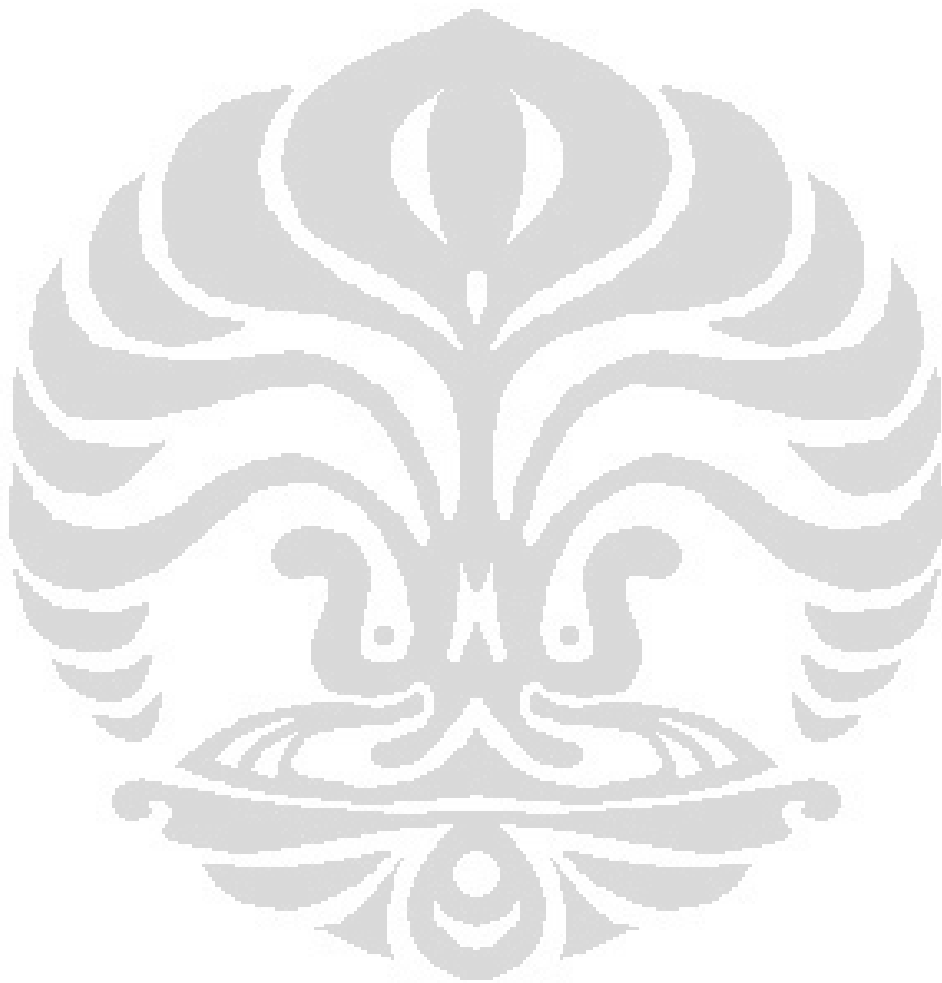
**Nama : Candrika Ajeng R**

**NPM : 0806332881**

**Tanda Tangan :**



**Tanggal : 22 Juli 2012**



## KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah Subhanahu wa Ta'ala atas limpahan rahmat dan petunjuk-Nya sehingga makalah seminar dapat selesai dengan baik dan tepat waktu. Shalawat berangkaikan salam tak lupa penulis hadiahkan kepada Rasulullah SAW yang selalu menjadi suri tauladan bagi hidup penulis. Penulisan makalah seminar dengan judul **“Penyisihan Amoniak Dari Air Limbah Melalui Kombinasi Proses Membran Dan Ozonasi Menggunakan Larutan Penyerap Bahan Alam: Variasi Laju Sirkulasi”** dilakukan dalam rangka memenuhi mata kuliah Seminar. Penulisan makalah seminar ini tak lepas dari bantuan beberapa pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc. PhD sebagai pembimbing seminar yang telah membimbing dan mengarahkan penulis dalam menyusun makalah seminar ini;
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI;
3. Bapak Prof. Ir. Setijo Bismo, DEA selaku pembimbing akademis sekaligus sebagai Kepala Laboratorium Teknologi Intensifikasi DTK FTUI tempat penelitian ini dilakukan;
4. Bapak Ir. Yuliusman, MT selaku koordinator matakuliah Skripsi dan Seminar;
5. Orang tua tercinta Bapak Ir. Parardityo Sasmoyo Mardjikoen dan Ibu Tanti Sasmoyo atas dukungan materil, moril, dan doa yang tidak terbatas;
6. TOTAL E&P Indonesia Undergraduate Scholarship yang telah memberikan saya bantuan finansial selama dua semester kemarin. Karena kepercayaan dan bantuan dari program TOTAL E&P Indonesia Undergraduate Scholarship inilah penelitian ini dapat selesai tepat pada waktunya.

7. Sahabat seperjuangan terdekat Kahfi Montazeri atas dukungan, dorongan semangat, dan doa yang tidak terbatas;
8. Elvina Fitriasia, Sri Fahmiati, dan Kak Eki yang telah membantu dalam melakukan penelitian dan pengerjaan skripsi ini;
9. Teman-teman tercinta di DTK FTUI angkatan 2008 atas penghiburan, dorongan semangat, dan canda tawa yang tidak ada habisnya;
10. Laboran di Laboraturium Teknologi Intensifikasi Proses Mbak Pratiwi, Laboran Laboraturium Dasar Proses Kimia Mas Eko, Pak Wanizal, Pak Jajat, yang telah sangat membantu dalam proses perangkaian alat, membantu melakukan penelitian, memberikan banyak masukan dan bantuan yang tak terkira harganya;

Penulis menyadari betul bahwa masih terdapat kekurangan dalam skripsi ini. Oleh karena itu, diharapkan kritik dan saran yang konstruktif agar dapat menyempurnakan makalah seminar ini. Akhir kata, penulis berharap agar makalah seminar ini bermanfaat bagi orang banyak dalam rangka pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, Juli 2012



Penulis

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

---

---

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

Nama : Candrika Ajeng Ramadhanti

NPM : 0806332881

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 :

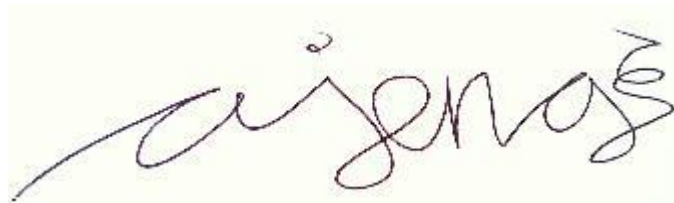
**Penyisihan Amoniak Dari Air Limbah Melalui Kombinasi Proses Membran  
Dan Ozonasi Menggunakan Larutan Penyerap Bahan Alam: Variasi Laju  
Sirkulasi Limbah**

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 : 3 Juli 2012



(Candrika Ajeng Ramadhanti)

## ABSTRAK

Nama : Candrika Ajeng Ramadhanti  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul : Penyisihan Amoniak Dari Air Limbah Melalui Kombinasi Proses Membran Dan Ozonasi Menggunakan Larutan Penyerap Bahan Alam: Variasi Laju Sirkulasi

Kontaktor membran serat berongga sudah banyak digunakan sebagai kontaktor pada proses pemisahan gas-cair. Peningkatan laju sirkulasi dipandang sebagai salah satu faktor yang paling berpengaruh terhadap efektivitas penyisihan pada kontaktor membran serat berongga. Penelitian ini bertujuan untuk menemukan efektivitas kombinasi proses absorpsi melalui membran serat berongga dengan proses ozonasi pada penyisihan amoniak dari air limbah dengan memvariasikan laju alir sirkulasi limbah. Karena hanya molekul amoniak volatil ( $\text{NH}_3$ ) yang bisa disisihkan oleh membran maka pH limbah dikondisikan di atas 10 yang akan membuat sebagian besar amoniak terlarut dalam fasa volatil. Penggunaan ozon selain sebagai penghasil  $\text{OH}\cdot$  yang dapat mengoksidasi amonia juga untuk mencegah penurunan pH limbah. Dari penelitian ini, efisiensi penyisihan amonia terbesar yang dicapai adalah 89% pada laju sirkulasi limbah 5 liter per menit dan dihasilkan koefisien perpindahan massa amoniak sebesar 0,0023 cm/s.

**Kata Kunci** : Amoniak, Membran, Limbah, Ozonasi, Laju Sirkulasi



## ABSTRACT

Name : Candrika Ajeng Ramadhanti  
Study Program : Teknik Kimia  
Title : Combination of Ozonation Process and Absorption through Membrane Contactor Using Natural Hot Spring Water as Absorbent to Remove Ammonia from Waste Water: Circulation Rate Variation

Hollow fiber membrane contactors have been widely used as gas-liquid contactor, for example in ammonia removal. The circulation configuration of the solutions was found to have a strong effect on the efficiency of the process. Combining membrane absorption and ozone processes aims to reduce ammonia load allowance by membrane and also to increase effectiveness of ammonia removal. Since only the volatile ammonia molecule which can be set aside by the membrane. With the ozonation process at alkalinity degree higher than 10 which can oxidize ammonia and neutralize the possibility of a decrease in the pH. This research result obtain the maximum ammonia removal efficiency was 89% when the waste water circulation rate was 5 litre per minute with ammonia mass transfer coefficient of 0.0023 cm/s.

**Keywords** : Ammonia, Membrane, Waste water, Ozonation, Circulation Rate

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN.....</b>	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>iv</b>
<b>HALAMAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....</b>	<b>v</b>
<b>ABSTRAK .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	4
1.3 Tujuan Penelitian.....	4
1.4 Manfaat Penelitian.....	4
1.5 Luaran yang Diharapkan .....	5
1.6 Batasan Masalah.....	5
1.7 Sistematika Penulisan.....	6
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>7</b>
2.1 Amoniak dan Air Limbah.....	7
2.2 Teknologi Penyisihan Amoniak .....	10
2.3 Teknologi Membran .....	11
2.4 Pelarut Bahan Alam dari Mata Air Panas.....	18

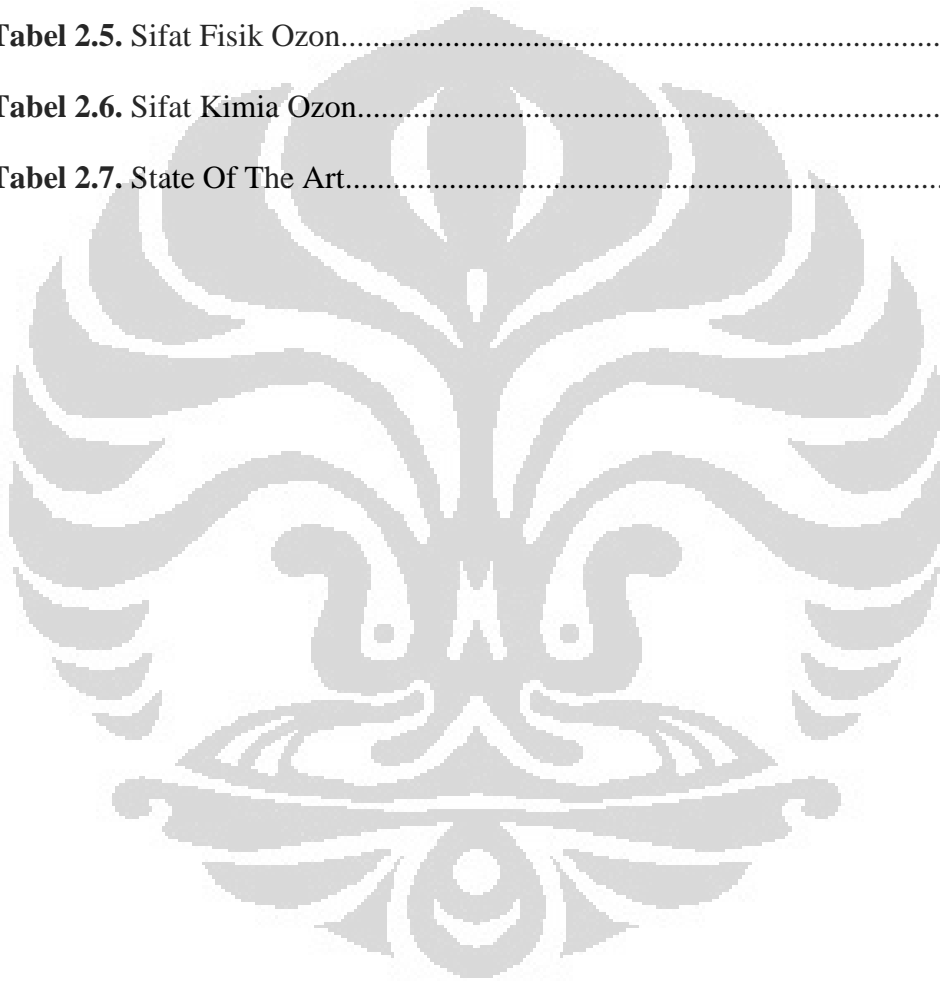
2.5	Ozonasi.....	19
2.6	State Of The Art .....	24
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....</b>		<b>27</b>
3.1	Pendahuluan .....	27
3.2	Diagram Alir Penelitian.....	27
3.3	Studi Literatur.....	28
3.4	Persiapan Eksperimen .....	29
3.5	Uji Perpindahan Massa.....	32
<b>BAB IV METODOLOGI PENELITIAN .....</b>		<b>38</b>
4.1	Pendahuluan .....	48
4.2	Pemaparan Pengaruh Laju Alir Terhadap .....	44
4.3	Perhitungan Kecepatan Penyisihan Amoniak .....	46
4.4	Studi Perpindahan Massa .....	49
4.5	Studi Hidrodinamika .....	54
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....</b>		<b>57</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>xii</b>
<b>LAMPIRAN.....</b>		<b>xiv</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1.</b> Kontaktor membran serat berongga.....	30
<b>Gambar 2.2</b> Reaksi yang Mungkin Ditimbulkan oleh Ozon pada pH>8.....	21
<b>Gambar 3.1</b> Diagram Alir Penelitian.....	44
<b>Gambar 3.2</b> Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-Ozon.....	26
<b>Gambar 3.3</b> Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Ozon.....	27
<b>Gambar 3.4</b> Skema Uji Produktivitas Ozonator.....	31
<b>Gambar 4.1</b> Penurunan Konsentrasi Amoniak.....	39
<b>Gambar 4.2</b> Persen Penyisihan Amoniak Terhadap Waktu Kontaktor 10 Serat.....	40
<b>Gambar 4.3</b> Persen Penyisihan Amoniak Terhadap Waktu Kontaktor 22 serat.....	41
<b>Gambar 4.4</b> Ilustrasi Perpindahan Molekul Amoniak dari Umpan ke Membran.....	42
<b>Gambar 4.5</b> Variasi %R Amoniak Pada Variasi pH Absorben Terhadap Waktu .....	42
<b>Gambar 4.6</b> Penyisihan Pada Membran Tunggal, Laju Alir 5 LPM, 22 Serat.....	44
<b>Gambar 4.7</b> Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak.....	46
<b>Gambar 4.8</b> Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak Kontaktor 10 Serat.....	47
<b>Gambar 4.9</b> Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak Kontaktor 22 Serat.....	48
<b>Gambar 4.10</b> Koefisien Perpindahan Massa terhadap Laju Sirkulasi; 10 Serat.....	49
<b>Gambar 4.11</b> Koefisien Perpindahan Massa terhadap Laju Sirkulasi; 22 Serat.....	49
<b>Gambar 4.12</b> Koefisien Perpindahan Massa Keseluruhan ( $k_{ov}$ ).....	50
<b>Gambar 4.13</b> Koefisien Perpindahan Massa Laju Kontaktor 10 Serat.....	51
<b>Gambar 4.14</b> Koefisien Perpindahan Massa Kontaktor 22 Serat.....	51
<b>Gambar 4.15</b> Kurva Koefisien Perpindahan Massa Gabungan.....	52
<b>Gambar 4.16</b> Fluks Perpindahan Massa Pada Kontaktor 10 Serat.....	54
<b>Gambar 4.17</b> Fluks Perpindahan Massa Pada Kontaktor 22 Serat.....	54
<b>Gambar 4.18</b> Grafik Faktor Friksi Rasio terhadap Bilangan Reynolds.....	56
<b>Gambar 4.19</b> Grafik Sh vs Re Seiring Dengan Kenaikan Laju Alir Umpan.....	57

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1.</b> Sifat Fisik Amoniak.....	8
<b>Tabel 2.2.</b> KEP-122/MENLH/2004.....	10
<b>Tabel 2.3.</b> Perbandingan Teknologi Penyisihan Amoniak.....	11
<b>Tabel 2.4.</b> Kandungan Anion pada Kebanyakan Sumber Air Panas.....	20
<b>Tabel 2.5.</b> Sifat Fisik Ozon.....	22
<b>Tabel 2.6.</b> Sifat Kimia Ozon.....	23
<b>Tabel 2.7.</b> State Of The Art.....	41



# BAB I PENDAHULUAN

## I.1 Latar Belakang

Indonesia adalah negara agraris dimana pertanian dan perkebunan menjadi hal *fundamental* yang mendasari kemajuan dan kestabilan perekonomian negara. Pada periode kepemimpinan Presiden Soeharto yang lalu, swasembada pangan menjadi target utama pencapaian Indonesia dan target ini diimbangi dengan usaha untuk menyediakan bahan-bahan baku penunjang diantaranya penyediaan bibit unggul dan pembangunan pabrik-pabrik pupuk yang tersebar di seluruh Indonesia, diantaranya Pupuk Iskandar Muda di Aceh, Pupuk Sriwijaya di Palembang, Pupuk Kujang di Karawang, dan Pupuk Kaltim di Kalimantan timur.

Disinyalir keberadaan industri pupuk dapat memberikan dampak negatif berupa limbah pencemar yang salah satunya adalah amoniak yang merupakan bahan utama dari pupuk yang bersifat korosif dan dapat menyebabkan kerusakan jaringan badan (PP No. 18 tahun 1999). Selain itu amoniak akan mempercepat laju pertumbuhan ganggang dan eceng gondok pada sungai setempat karena kemampuan amoniak untuk menyerap nutrisi dan air dengan maksimal dan meningkatkan pertumbuhan ganggang dan eceng gondok yang memicu pendangkalan sungai sehingga menyebabkan sinar matahari sulit menembus sungai dan mematikan biota sungai yang merupakan komoditas perairan sehingga berdampak buruk pada kehidupan di lingkungan air dan mempengaruhi keseimbangan hidup manusia (Krupa, 2003).

Adapun upaya untuk mengurangi kandungan amoniak terlarut dalam air secara konvensional biasanya dilakukan dengan absorpsi amoniak menggunakan *stripping tower aeration* (Dodi Chandra, 2009). Proses ini adalah jenis penghilangan amoniak yang paling banyak diaplikasikan di industri sampai saat ini karena kapasitas penghilangannya relatif besar. Cara kerjanya dengan menggunakan kolom absorpsi, air limbah yang mengandung amoniak di kondisikan pada pH 7-12 agar fasanya berubah menjadi gas yang tidak mudah terlarut, kemudian dilewatkan pada udara agar tersapu dari kolom absorpsi dan

dibuang ke udara bebas. Masalah yang meresahkan adalah amoniak maupun nitrogen yang berhasil dipisahkan kembali di buang ke udara bebas sehingga sangat mudah terlarut dalam air dan kembali membentuk ion ammonium. Proses ini termasuk *high cost* karena berlangsung efektif dalam suhu tinggi sehingga diperlukan banyak suplai *steam* (Quan dkk., 2009).

Upaya yang lain adalah dengan *biological treatment*, cara ini dirasa belum efektif untuk diaplikasikan kepada industri pupuk yang produksi limbahnya bisa mencapai ratusan bahkan ribuan liter dan waktu tinggal untuk proses degradasinya relatif lebih lambat (Jorgensen and Weatherley, 2003). Ada lagi yang kita kenal dengan *adsorption as ammonium ion onto zeolite*, yaitu pemisahan amoniak dengan menggunakan adsorben berupa zeolit maupun *molecular sieve*, akan tetapi metode ini kurang efektif untuk pengolahan limbah dengan kapasitas besar, karena luas permukaan adsorben zeolit terbatas dan nantinya akan direpotkan dengan masalah regenerasi. Sedangkan penggunaan *molecular sieve* dirasa terlalu mahal untuk penghilangan limbah amoniak yang toksisitasnya tidak sebesar merkuri sehingga dirasa belum perlu menggunakan adsorben sekelas *molecular sieve* yang mahal (Ratanatamskul dkk., 1995).

Absorpsi oleh membran serat berongga berpori mikro (*microporous hollow fiber membrane*) menawarkan solusi untuk masalah ini karena dapat melakukan pemisahan amoniak dari air limbah dalam waktu singkat bahkan dengan masukkan energi yang rendah serta menghemat tempat. Penelitian mengenai absorpsi amoniak oleh membran serat berongga telah banyak dilakukan, diantaranya telah dilakukan simulasi untuk penyisihan amoniak oleh membran dengan cairan pelarut berupa air dan didapatkan hasil bahwa semakin besar laju sirkulasi maka proses pemisahan akan semakin efektif (Mandowara and Bhattacharya 2009). Kontaktor membran dapat mencegah dispersi antara fasa gas dan cair sehingga permasalahan seperti *flooding* dan *uploading* dapat dihindari, mudah di *scale-up*, operasi dapat berlangsung kontiniu dan tidak mencemari lingkungan karena tidak ada zat aditif yang digunakan. Dari aspek luas permukaan kontak, kontaktor membran memiliki luas permukaan yang lebih besar dibandingkan dengan kolom konvensional. Jika kolom absorber dengan jenis *packed column* memiliki luas permukaan 1600-6600 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>, bahkan kontaktor

membran serat berongga memiliki luas permukaan diatas  $33.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$  (Dodi Chandra, 2009)

Amoniak yang telah dipisahkan akan tertinggal di dalam pori pori membran, untuk membersihkannya dan untuk menghindari pengotoran selongsong membran maka digunakan zat kimia lain yang mudah berikatan dengan ion amonium, yaitu ion asam baik ion klor, ion sulfat, dan ion asam lainnya. Namun, penggunaan ion sulfat membuktikan dapat menghasilkan efektivitas pemisahan yang jauh lebih tinggi dibanding jenis ion asam lainnya untuk setiap kenaikan laju sirkulasi limbah ke dalam membran pemisahan (Mandowara and Bhattacharya, 2009).

Selama ini digunakan asam sulfat sebagai penyedia ion sulfat, akan tetapi karena dirasa belum alami dan ditakutkan menimbulkan bahaya pencemaran maka penelitian mulai merujuk pada ion-ion sulfat alami. Diketahui bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas adalah salah satu bahan yang sebagian besar komposisinya, yaitu 51% terdiri dari ion sulfat.

Untuk mengoptimalkan kerja membran, dilakukan proses pre-treatment yaitu ozonasi. Ozon yang terbentuk pada suasana basa akan cenderung menjaga kondisi pH air limbah untuk tetap di atas 11 (Lovato, 2008). Dengan pengondisian pH air limbah di atas 11 dan mencegah penurunannya maka hampir semua ion amonium terlarut dalam air limbah dirubah menjadi amoniak dan dapat dipisahkan oleh membran. Selain itu, ozon juga terkenal akan kemampuannya untuk mereduksi limbah organik karena pengaruh dari radikal hidroksil yang dihasilkannya pada pH basa (Hoigné and Bader, 1976). Ozon terbukti dapat menurunkan COD dari suatu limbah organik hingga 27% dan 2,5 kali lebih efektif dibandingkan biological treatment (Sangave, 2007).

Penggunaan ozonator akan diaplikasikan pada aliran umpan keluaran membran yang akan disirkulasi kembali. Maka ketika masuk kembali ke dalam membran, limbah berada dalam kondisi pH yang diinginkan dan molekul amoniak yang terbantuk lebih dominan dibandingkan dengan ion amonium. Pertimbangan untuk tidak menggunakan ozonator di aliran awal umpan karena dikhawatirkan kerja ozonator dapat merusak serat-serat pada membran.

Penelitian ini bertujuan untuk menemukan laju sirkulasi yang optimum dalam proses penyisihan amoniak terlarut dalam air. Sehingga didapatkan proses



penyisihan amoniak yang ekonomis dalam mengurangi kadar pencemaran limbah industri pupuk setidaknya sampai dibawah ambang batas yang dikeluarkan oleh Kementerian Lingkungan Hidup.

Penelitian ini akan menjadi terobosan baru dalam pengolahan limbah sehingga di kemudian hari sedikit demi sedikit Indonesia akan menjadi negara dengan sistim pengolahan limbah yang baik. Dan diharapkan dengan terciptanya lingkungan perairan yang bersih dan layak untuk ditinggali maka teknologi ini nantinya akan memaksimalkan produksi pada industri pupuk dengan tidak membahayakan sektor industri yang lainnya seperti sektor perikanan dan dapat mereduksi permasalahan penyakit sehingga meningkatkan kinerja pekerja industri dan masyarakat sekitar kawasan industri.

## **I.2 Rumusan Masalah**

Masalah yang akan dibahas pada penelitian ini adalah seberapa besar amoniak terlarut dalam air yang dapat dipisahkan oleh kombinasi proses ozonasi dan pemisahan oleh kontaktor membran dengan larutan penyerap air dari bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas.

## **I.3 Tujuan Penelitian**

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan persen penyisihan amoniak dari air limbah yang signifikan dengan menggabungkan proses absorpsi membran serat berongga dan ozonasi.

## **I.4 Manfaat Penelitian**

Manfaat dari penelitian diharapkan proses yang teramati berisikan antara lain pengolahan limbah industri pupuk yang mengandung amoniak dalam skala *batch* agar kualitas limbah industri pupuk tersebut memenuhi baku mutu lingkungan yang telah ditetapkan oleh Kementerian Lingkungan Hidup serta tidak berbahaya terhadap lingkungan.

### **I.5 Luaran yang Diharapkan**

Luaran yang diharapkan dari penelitian ini adalah memperoleh laju sirkulasi optimum dari proses penyisihan amoniak dalam kombinasi sistem ozonasi dan penyisihan dengan teknologi membran. Selain itu, diharapkan penelitian ini mampu mendorong riset-riset selanjutnya dan pengembangan ke arah komersial serta hasil penelitian yang dapat dipublikasikan di seminar nasional maupun internasional serta dalam jurnal ilmiah.

### **I.6 Batasan Masalah**

Perancangan modul dalam penelitian ini menggunakan parameter-parameter sebagai berikut sebagai acuan dasar :

- a. Sampel air limbah yang digunakan berasal dari limbah pupuk sintetis yang kondisinya disesuaikan dengan limbah industri pupuk
- b. Modul yang digunakan adalah membran serat berongga dari polimer yang bersifat hidrofobik.
- c. Variabel proses yang divariasikan adalah laju sirkulasi masukan limbah
- d. Variabel tetap dalam penelitian ini adalah, larutan penyerap yaitu bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas, suhu operasi, panjang serat membran, diameter serat membran, jumlah serat membran, diameter kontaktor, dan dosis ozon.

### **I.7 Sistematika Penulisan**

Adapun sistematika penulisan penelitian ini adalah sebagai berikut:

#### **BAB I PENDAHULUAN**

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

#### **BAB II TINJAUAN PUSTAKA**

Bab ini menjelaskan dasar teori yang mendukung penulis untuk meneruskan penelitian diantaranya, teori tentang amoniak meliputi baku mutu

limbah amoniak serta bahaya limbah amoniak, penjabaran teknologi penyisihan amoniak, spesifikasi pada penyisihan amoniak dengan teknologi membran, definisi membran kontaktor, keuntungan proses, proses ozonasi, dan kelebihan teknologi penyisihan apabila mengkombinasikan membran kontaktor dengan ozonasi

### **BAB III METODE PENELITIAN**

Bab ini menguraikan tahapan penelitian yang akan dilakukan, diagram alir prosedur penelitian, skema rangkaian alat, tahapan operasi, serta studi perpindahan massa.

### **BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN**

Bab ini menampilkan hasil penelitian yang direpresentasikan dalam grafik dan tabel. Bab ini juga memaparkan analisa penulis terhadap fakta yang dibuktikan oleh hasil penelitian dan hubungannya dengan dasar teorinya.

### **BAB V KESIMPULAN**

Bab ini menampilkan poin-poin penting hasil penelitian dan intisari dari penelitian dan analisa pada skripsi ini.

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

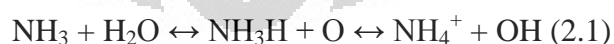
#### 2.1 Amoniak dan Air Limbah

Gas amoniak adalah suatu gas yang tidak berwarna, dan menimbulkan bau yang sangat kuat. Dalam udara, amoniak dapat bertahan kurang lebih satu minggu. Gas amoniak dapat masuk melalui pernapasan dan dapat mengakibatkan iritasi yang kuat terhadap sistem pernapasan. Karena sifatnya yang iritan, polutan ini dapat merangsang proses peradangan pada saluran pernapasan bagian atas yaitu saluran pemapasan mulai dari hidung hingga tenggorokan sehingga pada tingkatan tertentu gas amoniak dapat menyebabkan gangguan pada fungsi paru-paru dan sensitivitas indera penciuman.

Tabel 2.1. Sifat Fisik Amoniak

Sifat Fisika Amoniak	Nilai
Massa jenis dan fase	0,6942 g/L, gas
Kelarutan dalam air	89,9 g/100 ml pada 0°C
Titik lebur	-77,73 °C (195,42 K)
Temperatur autosulutan	651°C
Titik didih	-33,34 °C (239,81 K)
Keasaman (PKa)	9,25
Kebasaan (PKb)	4,75

Dalam air, amoniak amat mudah terdekomposisi menjadi ion amonium dengan persamaan reaksi sebagai berikut:



Dimana  $\text{NH}_3$  adalah amoniak yang tidak larut,  $\text{NH}_4^+$  adalah amoniak yang terionkan (ion amonium). Pada air dengan suhu 0 °C dan pH 6, hampir semua amoniak membentuk ion amonium. Hanya 0,01% amoniak saja yang berada dalam bentuk tak terionkan. Sedang pada suhu 30 °C dan pH 10, sebanyak 89% amoniak berada dalam bentuk tak terionkan (Krupa, 2003).

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

1. Berbahaya terhadap pernafasan, sangat merusak sel-sel dari lender membran dan saluran pernafasan atas. Gejala yang mungkin termasuk 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 amoniak berkonsentrasi tinggi dapat menyebabkan kerusakan paru-paru dan bahkan kematian, amoniak masih digolongkan sebagai bahan beracun jika terhirup.

Pada Peraturan Pemerintah Nomor 82 tahun 2001, mengenai pengelolaan kualitas air dan pengendalian pencemar air, kriteria mutu air berdasarkan kelas, kandungan amoniak yang diperbolehkan terkandung dalam air kelas I adalah sebesar (0,5mg/L), kelas II, III, dan IV tidak diperbolehkan mengandung amoniak. Sebagaimana diterangkan pada Peraturan Pemerintah ini pasal 8 adalah penggolongan kelas air, yaitu menjadi empat kelas, adalah kelas I merupakan air yang peruntukannya dapat digunakan sebagai bahan baku air minum, dan atau peruntukan lain yang mempersyaratkan mutu air yang sama dengan kegunaan tersebut. Kelas II adalah air yang peruntukannya dapat digunakan untuk prasarana/sarana rekreasi air, pembudidayaan ikan air tawar, peternakan, air untuk mengairi pertanaman, dan atau untuk peruntukan lain yang mempersyaratkan mutu air yang sama dengan kegunaan tersebut. Kelas III adalah air yang

peruntukannya dapat digunakan untuk pembudidayaan ikan air tawar, peternakan, air untuk mengairi tanaman, dan untuk peruntukan lain yang mempersyaratkan mutu air yang sama dengan kegunaan tersebut. Dan kelas IV adalah air yang peruntukannya dapat digunakan untuk mengairi pertanian dan atau peruntukan lain yang mempersyaratkan mutu air yang sama dengan kegunaan tersebut.

Untuk melindungi lingkungan dari pencemaran terutama industri pupuk dengan kadar limbah amoniak yang dihasilkan mencapai 250 ppm, Kementerian Negara Lingkungan Hidup mengeluarkan pembaruan peraturan baku mutu lingkungan untuk limbah cair bagi kegiatan industri (KEP-122/MENLH/2004). Tabel di bawah menyajikan mengenai beban pencemaran maksimum yang diperbolehkan, untuk amoniak batasnya adalah sebesar 0,3 kg/ton air limbah dengan debit air limbah maksimum sebanyak 15 m<sup>3</sup> per ton produksi. Sedangkan produksi di industri pupuk terkecil di Indonesia saja dapat mencapai 300.000 ton per hari.

**Tabel 2.2.** KEP-122/MENLH/2004 tentang Perubahan atas Keputusan Meneg LH No. KEP-51/MENLH/10/1995

Parameter	Pupuk Urea	Pupuk Nitrogen Lain	Amoniak
	Beban Pencemaran Maksimum (kg/ton)	Beban Pencemaran Maksimum (kg/ton)	Beban Pencemaran Maksimum (kg/ton)
<b>COD</b>	3,0	3,0	0,30
<b>TSS</b>	1,5	3,0	0,25
<b>Minyak dan Lemak</b>	0,30	0,30	0,03
<b>NH<sub>3</sub>-N</b>	0,75	1,50	0,30
<b>TKN</b>	1,5	2,25	-
<b>pH</b>	6,0 – 10	6,0 - 10	6,0 – 10
<b>Debit Air Limbah Maksimum</b>	15m <sup>3</sup> per ton produk	15m <sup>3</sup> per ton produk	15m <sup>3</sup> per ton produk

## 2.2 Teknologi Penyisihan Amoniak

Terdapat empat proses yang selama ini diaplikasikan pada proses pembuangan nitrogen skala pabrik di Indonesia:

- a. *Ammonia Stripping Tower*
- b. *Selective Ion Exchange*
- c. *Biological Nitrification-Denitrification*
- d. *Breakpoint Chlorination*
- e. Proses Elektrokimia

Pada perbandingan di bawah, setiap teknologi yang digunakan memiliki kelebihan dan kekurangannya masing-masing. Akan tetapi untuk pengaplikasian pada industri, dari kelima teknologi yang ada yang masih memungkinkan adalah *amonia stripping tower*, karena efektif untuk limbah-limbah dengan konsentrasi dan laju sirkulasi yang besar, kemudian tidak memerlukan *reprocessing* terhadap limbah yang telah dipisahkan. Sedangkan teknologi-teknologi yang lain efisiensi pemisahannya belum tinggi dan tempat instalasi yang dibutuhkan juga besar, padahal untuk unit pengolahan limbah di industri biasanya diharapkan tidak memakan ruang yang terlalu besar.

**Tabel 2.3.** Perbandingan Teknologi Penyisihan Amoniak

Teknologi Denitrifikasi	Keuntungan	Masalah
<i>Ammonia Stripping Tower</i>	Efektif untuk limbah dengan konsentrasi tinggi.	Amoniak yang dipisahkan dibuang ke udara bebas, biaya <i>treatment</i> tinggi.
<i>Ion exchange</i>	Efektif untuk limbah dengan konsentrasi rendah	Biaya konstruksi dan treatment tinggi, memerlukan <i>reprocessing</i> larutan limbah
<i>Biotreatment</i>	Dihasilkan gas nitrogen yang tidak berbahaya, aplikasi penggunaannya luas	Membutuhkan tempat instalasi yang luas dan waktu <i>treatment</i> lama.
<i>Breakpoint Chlorination</i>	Biaya konstruksi rendah dan aplikasinya mudah.	Biaya <i>treatment</i> tinggi dan menghasilkan by product.
Proses Elektrokimia	Menghasilkan hidrogen murni	Efisiensi pemisahan tidak tinggi

Akan tetapi, kekurangan dari *amoniak stripping tower* adalah pembuangan amoniak yang sudah berhasil dipisahkan dengan sembarangan ke udara bebas. Karena amoniak mudah sekali terlarut dalam air, maka dikhawatirkan akan mencemari perairan sekitar dan amoniak yang masih dalam fasa gas dapat menyebabkan iritasi pada organ pernafasan. Sampai saat ini, hal tersebut masih ditolerir oleh pemerintah dan Kementerian Lingkungan Hidup karena biasanya pabrik pupuk ditempatkan di pelosok yang tidak berdekatan dengan pemukiman penduduk. Namun, semakin bertambahnya jumlah penduduk dari tahun ke tahun maka bukan tidak memungkinkan apabila kemudian hari pemukiman penduduk akan berdampingan dengan industri pupuk tersebut sehingga harus dicari jalan keluar pengolahan limbah yang lebih aman.

### 2.3 Teknologi Membran

Definisi membran secara umum adalah suatu penghalang selektif di antara dua fase, dimana suatu spesi molekul dapat melalui membran sedangkan spesi molekul lainnya tidak. Pemisahan terjadi karena ukuran pori membran hanya dapat dilalui oleh molekul yang mempunyai ukuran tertentu (lebih kecil dari pori membran) sedangkan molekul yang ukurannya lebih besar tidak dapat melewati membran. Selain itu, pemisahan juga terjadi dikarenakan adanya perbedaan ukuran pori membran, sifat molekul tersebut, maupun sifat membran itu sendiri (Mulder, 2000).

Laju perpindahan massa pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya di dalam membran dan gaya pendorong atau gaya penggerak (*driving force*) yang bekerja pada molekul tersebut, yang dapat berupa perbedaan tekanan, konsentrasi, suhu di antara fluida pada membran, dan potensial listrik antara larutan pada bagian luar membran dengan larutan yang berada pada bagian dalam membran. Perpindahan massa dalam membran dengan pengaruh *driving force*. Besar laju perpindahan komponen-komponen yang akan dipisahkan sebanding dengan besarnya gaya penggerak yang ada.



Permeabilitas membran ditentukan oleh konsentrasi dan mobilitas komponen dalam struktur membran. Ketebalan suatu membran juga sangat mempengaruhi derajat permeabilitas dari membran. Semakin tebal membran, maka tahanan terhadap perpindahan massanya semakin besar sehingga laju permeasi yang diperoleh rendah.

### 2.3.1 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*. Fungsi utama dari kontaktor membran yaitu (Sengupta, 1998):

- a. Membuat fasa gas-cair tidak bergerak di dalam permukaan *porous membrane* karena efek kombinasi tegangan permukaan dan adanya perbedaan tekanan.
- b. Memperbesar luas permukaan kontak dengan membran yang sama sehingga perpindahan massanya menjadi besar.

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  $30 - 300 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . 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.

### 2.3.2 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 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).

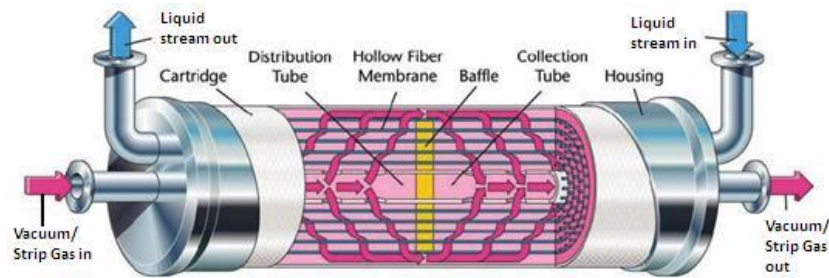
Perpindahan massa antar fasa pada kontaktor membran didorong oleh adanya perbedaan konsentrasi komponen antar fasa dan penurunan tekanan yang diperlukan untuk menahan interfasa antar fluida yang sangat kecil. Pada proses kontak antar fluida melalui membran, langkah-langkah yang terjadi adalah (Kartohardjono, 2004):

- a. Perpindahan massa komponen dari fluida umpan ke membran.
- b. Difusi massa tersebut melewati membran.
- c. Perpindahan massa dari membran ke fluida lainnya.

### 2.3.3 Kontaktor Membran Serat Berongga

Penggunaan kontaktor membran serat berongga merupakan proses membran yang relatif baru. Kontaktor membran serat berongga, 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  $30000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Distribusi air umpan berupa tabung plastik terperforasi (*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 tadi disebut sebagai permeator.



**Gambar 2.1.** Kontaktor membran serat berongga

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 suhu 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.

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

- a. Sistem kontak bersifat non-dispersif sehingga memudahkan kontrol terpisah dari laju sirkulasi fasa gas dan cairan.
- b. Tidak diperlukan adanya perbedaan densitas antar fluida karena kontaktor membran dapat mengakomodir fluida dengan densitas yang sama dan sekaligus dapat dioperasikan pada berbagai orientasi.

- c. Tidak terjadi pembentukan emulsi (*foaming*) karena tidak ada dispersi antar fluida.
- d. Luas permukaan yang ada tidak mempengaruhi variasi laju sirkulasi (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.
- e. Efisiensi yang diperoleh lebih tinggi (dengan pengukuran *HTU-Height of Transfer Unit* yang rendah).
- f. 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.
- g. Penyekalaan 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).
- h. Tidak terjadi pemborosan pelarut sehingga efisien dan efektif dalam pemanfaatan pelarut.
- i. 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).
- j. Tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharannya.
- k. 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.
- l. Biaya perawatannya rendah jika dibandingkan dengan unit operasi lainnya.

- m. Kondisi operasi bebas mikroorganisme (operasi aseptik) akan menguntungkan untuk proses seperti fermentasi.

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

- a. Memiliki umur tertentu sehingga biaya periodik pergantian membran juga perlu diperhitungkan.
- b. Untuk membran serat berongga jenis polimer, hanya dapat beroperasi pada rentang suhu yang tidak terlalu tinggi karena dapat merusak membran. Selain itu juga tidak tahan terhadap kondisi yang terlalu asam atau basa.
- c. 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
- d. 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):
  - i. Endapan organik (makromolekul, zat-zat biologis)
  - ii. Endapan anorganik (garam kalsium, hidroksi logam)
  - iii. Partikulat

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

- e. 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.

- f. Jumlah tahapan kesetimbangan dibatasi oleh penurunan tekanan.
- g. Pemakaian *adhesive*/perekat (seperti epoksi) untuk menahan "buntelan" serat pada *tube* kemungkinan mudah rusak oleh pelarut organik.

Sehingga dari penjabaran kelebihan dan kelemahan dari sistem pengoperasian kontaktor membran serat berongga diharapkan cocok dengan proses kerja penyisihan amoniak dengan larutan penyerap bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas dan nantinya dapat diaplikasikan secara besar di industri pembuatan pupuk.

#### **2.3.4 Pengaruh Laju Sirkulasi Terhadap Pemisahan Amoniak**

Semakin tinggi laju sirkulasi umpan akan menyebabkan sifat aliran fluida semakin turbulen dan memperkecil tahanan yang ada pada larutan dan membran yang dilalui. Adanya arus Eddy pada aliran turbulen dapat memperbesar nilai koefisien yang terjadi. Semakin besar laju sirkulasi, semakin tinggi nilai *Re* (*Reynold number*)-nya atau alirannya akan semakin turbulen. Apabila alirannya semakin turbulen, kemampuan difusi amoniak terlarut ke dalam membran akan semakin meningkat sehingga bisa dikatakan bahwa koefisien perpindahan massanya akan semakin tinggi.

Peningkatan koefisien perpindahan massa juga dipengaruhi langsung oleh fraksi kekosongan (*void fraction*) dan distribusi aliran umpan di dalam modul. Dengan meningkatnya aliran fluida di dalam modul, maka fraksi kekosongan tersebut akan semakin dipenuhi oleh fluida sehingga distribusi aliran umpan menjadi semakin merata. Akibatnya, jumlah molekul amoniak yang melewati pori-pori membran meningkat sehingga perpindahan massa akan semakin banyak. Di samping itu, peningkatan laju sirkulasi juga akan meningkatkan turbulensi aliran dan membentuk arus Eddy sehingga membantu meningkatkan difusivitas amoniak ke dalam membran Arus Eddy yang terbentuk mampu memperkecil

hambatan yang terjadi di sekitar aliran amoniak, sehingga secara tidak langsung membantu proses perpindahan massa pada membran.

Karena laju sirkulasi umpan limbah dinaikkan, maka akan berdampak pada naiknya fluks aliran permeat namun mengakibatkan selektivitas pemisahan menjadi menurun. Hal ini terjadi karena koefisien perpindahan massa meningkat seiring meningkatnya laju sirkulasi masukan, maka perbedaan suhu antara cairan umpan dengan permukaan membran menjadi semakin kecil. Pada saat yang sama, peningkatan besar bilangan Reynold yang menyebabkan sifat aliran semakin turbulen menyebabkan peningkatan konsentrasi amoniak dan menyebabkan peningkatan tekanan uap air pada permukaan membran. Kombinasi dari semua efek ini akan menyebabkan meningkatnya laju sirkulasi permeat yaitu air yang sudah dipisahkan dari amoniak, namun sayangnya tidak meningkatkan justru menurunkan selektivitas (Jorgensen dan Weatherley, 2003).

#### **2.4 Pelarut Bahan Alam dari Mata Air Panas**

Air dari sumber bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas mengandung berbagai mineral yang sangat tinggi yaitu seperti yodium, sulfur, sodium, dan khlor. Selain itu pelarut bahan alam dari mata air panas termasuk dalam kategori *calcium magnesium chloride sulfate thermomineral hyperthermal* dengan kandungan aluminium tinggi (38,5%) serta pH sangat asam (2,45).

Penggunaan pelarut bahan alam dari mata air panas didasarkan pada adanya kandungan ion sulfat dalam jumlah yang tinggi. Keberadaan ion sulfat dalam jumlah tinggi ditambah dengan pH yang asam juga suhu yang cukup tinggi, merupakan faktor yang sangat mendukung untuk menyerap amoniak yang terkandung dalam air limbah (Bourawi, 2006).

Asam sulfat merupakan senyawa asam yang bersifat reaktif terhadap amoniak yang bersifat basa, sehingga diharapkan amoniak yang terpisahkan dari selongsong akan bereaksi dengan asam sulfat yang berada dalam serat membran membentuk ammonium sulfat yang dapat digunakan sebagai pereaksi bahan kimia atau penggunaan lainnya.

**Tabel 2.4.** Kandungan Anion pada Kebanyakan Sumber Air Panas

Ion	mg/L	Persentase
Cl	290.8	45.516
F	6.46	2.171
I	0.3	0
Br	0	0
NO <sub>3</sub>	0.1	0.01
SO <sub>4</sub>	336.5	51.652
H <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	4.9	0.651
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	0	0

Asam sulfat merupakan asam kuat yang dalam air akan terionisasi sempurna sehingga tidak akan melewati membran dan berpindah ke selongsong yang mengandung amoniak. Di samping itu asam sulfat lebih cocok digunakan dengan membran dibandingkan asam lainnya karena tidak bersifat oksidator kuat yang dapat merusak membran. Selain itu dengan menggunakan pelarut bahan alam dari mata air panas sebagai larutan penyerap dapat menghemat biaya untuk pengadaan larutan penyerap bila menggunakan larutan penyerap sintetis karena bisa dibilang bahwa pelarut bahan alam dari mata air panas tersedia dalam jumlah melimpah dan tidak akan habis.

## 2.5 Ozon

Ozon adalah suatu bentuk alotropik dari oksigen O<sub>3</sub> yang pertama kali di temukan pada tahun 1840, Ozon merupakan pengoksidasi kuat, dimana digunakan secara luas untuk memperbaiki rasa dan warna dengan menghilangkan senyawa-senyawa organik dan anorganik dalam air. Ozon adalah oksidator kuat untuk air dan air limbah, di mana ozon dengan komposisi tertentu dapat bereaksi dengan komponen organik.

Ozonasi atau proses oksidasi dengan menggunakan ozon ini diperkirakan melibatkan 2 jalan proses oksidasi yaitu oksidasi oleh ozon itu sendiri dan oksidasi oleh radikal hidroksi. Terbentuknya radikal hidroksi ini akibat dari



serangkaian reaksi transformasi dari ozon, dimana radikal hidroksi ini merupakan pengoksidasi sangat kuat dan lebih kuat dari pada ozon (Hoigné and Bader 1976).

Saat ini di Indonesia ozon sebagai senyawa oksidator dalam industri masih sangat terbatas dan umumnya hanya digunakan sebagai senyawa desinfeksi maupun sterilisasi pada industri pengolahan air minum. Ozon terbukti dapat menurunkan persen COD hingga 27% yang mana lebih besar 2,5 kali dibandingkan proses oksidasi senyawa organik biasa maupun oleh *biological treatment* (Sangave, 2007). Penggunaan ozon untuk berbagai tujuan pada pengolahan air antara lain:

- a. Desinfeksi bakteri
- b. Inaktivasi virus
- c. Oksidasi amoniak yang terlarut dalam air
- d. Penghilangan warna bau dan rasa
- e. *Degradasi ganggang (algae removal)*
- f. Meningkatkan kemampuan biodegradasi zat organik terlarut (*dissolved organics*)

Proses oksidasi dengan menggunakan ozon ini diperkirakan melibatkan 2 jalan proses oksidasi yaitu oksidasi oleh ozon itu sendiri dan oksidasi oleh radikal hidroksi. Terbentuknya radikal hidroksi ini akibat dari serangkaian reaksi transformasi dari ozon, dimana radikal hidroksi ini merupakan pengoksidasi sangat kuat dan lebih kuat dari pada ozon (Urs von Gunten, 2002).

Ada beberapa kelemahan dari ozon itu sendiri yaitu mempunyai kelarutan dan kestabilan dalam air yang lemah, biaya produksi ozon yang mahal dan ozon merupakan pengoksidasi yang selektif dimana ozon bereaksi sangat lambat dengan senyawa organik seperti senyawa aromatik, pada beberapa kasus ozon tidak dapat mengoksidasikan secara sempurna beberapa senyawa organik seperti keton, aldehyd dan asam karboksilat menjadi karbon dioksida (Li-Bing Chu et.al., 2007).

Molekul amoniak akan dapat dipisahkan atau disapu dengan cepat dari permukaan membran, namun ion amonium haruslah direaksikan dengan hidroksil untuk kembali menghasilkan amoniak sehingga dapat dipisahkan. Akan tetapi,

ikut campurnya molekul hidroksil pada proses membran dapat mengakibatkan terhambatnya pemisahan amoniak dari air. Karena pori-pori membran lebih selektif dengan ion amonium dibandingkan dengan molekul amoniak, maka itu peletakkan ozonator sebagai penghasil radikal hidroksil haruslah pada bagian keluaran membran, sehingga masih cukup waktu hingga radikal hidroksil tersebut menghilang karena eksistensinya cenderung tidak kekal

Radikal hidroksil adalah suatu senyawa yang tidak dapat bertahan dalam waktu yang lama, sehingga dikhawatirkan penyisihan amoniak nantinya tidak akan besar terpengaruhi oleh radikal hidroksil dari ozon ini kecuali apabila dilakukan instalasi suatu unit absorben dari zeolit tambahan yang berfungsi untuk memerangkap radikal hidroksil sehingga waktu tinggal dan waktu paparan dengan amoniaknya lebih lama.

Namun instalasi unit absorber ini memerlukan studi lanjutan sehingga fungsi dari radikal hidroksil ini antara lain adalah sebagai oksidator meski tidak efektif, dan sebagai buffer yang menjaga pH limbah sintetik tetap berada di kisaran 11 agar proses penyisihan efektif. Berikut adalah persamaan reaksi yang akan diinisiasi oleh ozon pada  $\text{pH} > 8$ ,

Reaction	Kinetic constant
(1) $\text{O}_3 + \text{OH}^- \rightarrow \text{HO}_2^- + \text{O}_2$	$k_1 = 7 \times 10^4 \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(2) $\text{O}_3 + \text{HO}_2^- \rightarrow \text{HO}_2 + \text{O}_3^-$	$k_2 = 2.2 \times 10^9 \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(3) $\text{HO}_2^* \rightarrow \text{O}_2^* + \text{H}^+$	$k_3 = 7.9 \times 10^5 \text{ s}^{-1}$
(4) $\text{O}_2^* + \text{H}^+ \rightarrow \text{HO}_2^*$	$k_4 = 5 \times 10^{13} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(5) $\text{O}_3 + \text{O}_2^* \rightarrow \text{O}_3^* + \text{O}_2$	$k_5 = (1.6 \pm 0.2) \times 10^{12} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(6) $\text{O}_3^* + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{HO}^* + \text{O}_2 + \text{OH}^-$	$k_6 = 2-3 \times 10^4 \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(7) $\text{O}_3^* + \text{HO}^* \rightarrow \text{HO}_2^* + \text{O}_2^-$	$k_7 = 6 \times 10^{12} \text{ s}^{-1}$
(8) $\text{HO}^* + \text{O}_3 \rightarrow \text{HO}_2^* + \text{O}_2$	$k_8 = 3 \times 10^{12} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(9) $\text{HO}_2^* + \text{H}^+ \rightarrow \text{H}_2\text{O}_2$	$k_9 = 5 \times 10^{13} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(10) $\text{H}_2\text{O}_2 \rightarrow \text{HO}_2 + \text{H}^+$	$k_{10} = 0.125 \text{ s}^{-1}$
(11) $\text{O}_3^* + \text{HO}^* \rightarrow \text{O}_3 + \text{OH}^-$	$k_{11} = 2.5 \times 10^{12} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(12) $\text{HO}^* + \text{H}_2\text{O}_2 \rightarrow \text{HO}_2^* + \text{H}_2\text{O}$	$k_{12} = 2.7 \times 10^{10} \text{ cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$
(13) $\text{HO}^* + \text{HO}_2^- \rightarrow \text{HO}_2 + \text{OH}^-$	$k_{13} = 7.5 \times \text{cm}^3 \text{ mol}^{-1} \text{ s}^{-1}$

**Gambar 2.2** Reaksi yang Mungkin Ditimbulkan oleh Ozon pada  $\text{pH} > 8$  (Lovato. 2008)

### 2.5.1 Sifat Fisika Ozon

Ozon merupakan gas memiliki bau seperti pedas (*pugent*). tajam (*acrid*), tidak enak seperti bahan pemutih klor dan sangat beracun.

**Tabel 2.5** Sifat fisika ozon (Metcalf and Eddy,1991)

Sifat Fisika	Nilai
Berat molekul	48 g/mol
Titik didih	-111,9 ± 0,3 °C
Titik leleh	-192,5 ± 0,4 °C
Kalor laten penguapan pada 111.9 °C	14,9 kJ/kg
Densitas cairan pada -183°C	1574 kg/m <sup>3</sup>
Densitas uap pada 0°C dan 1 atm	2,154 g/mL
Kelarutan dalam air pada 20°C	12,07 mg/L
Tekanan uap pada -183°C	11 kPa
Volum spesifik uap pada 0°C dan 1 atm	0,464 m <sup>3</sup> /kg
Temperature kritis	-12,1°C
Tekanan kritis	5532,3 kPa

### 2.5.2 Sifat Kimia Ozon

Ozon berbentuk gas pada suhu dan tekanan normal, kelarutan oksigen dalam air tergantung pada temperatur dan tekanan parsial ozon dalam fase gas disamping adanya pH cairan. sebagai senyawa tak stabil yang mudah terurai kembali menjadi oksigen, laju reaksi dekomposisi bertambah besar sebanding dengan kenaikan suhu dan pH. Berikut adalah tabel sifat kimia ozon,

**Tabel 2.6** Sifat Kimia Ozon (Hikmawan, 2009)

Suhu (°C)	Kelarutan Ozon (mg/L)	Kelarutan Oksigen (mg/L)
0	20	6,9
2	10	6,6
20	8,92	4,3
28	1,5	3,7

Dari segi fenomena perpindahan massa yang juga menjadi kendala dalam proses pengolahan secara kimiawi, dalam hal ini yang dianggap paling menentukan adalah proses perpindahan dan transportasi oksidator ke dalam fasa cairan sedemikian rupa sehingga kelarutan oksidator semakin besar. Secara teoritis, kelarutan yang besar maka akan meningkatkan proses oksidasi.

Pembentukan OH radikal ini merupakan pengoksidasi yang sangat kuat, lebih kuat dari O<sub>3</sub>, selain itu OH radikal ini bukan merupakan pengoksidasi

selektif akan tetapi OH radikal dapat mengoksidasi hampir semua senyawa kimia. Sehingga senyawa apapun dapat dioksidasikan oleh OH radikal bebas.

### 2.5.3 Injeksi Ozon kedalam air

Kontak antara ozon dan air ditandai dengan adanya gelembung pada larutan cair tersebut. Ada beberapa faktor yang mempengaruhi perpindahan massa ozon ke dalam larutan cair, yaitu (Raachma, 2005):

- Daya kelarutan ozon pada cairan tertentu
- Konsentrasi ozon dalam gas
- Jenis masukan umpan : udara atau oksigen
- Metode kontak yang digunakan
- Waktu kontak
- Ukuran gelembung gas
- Tekanan dan temperatur operasi.

Injeksi ozon ke dalam cairan dapat dilakukan dengan menggunakan injektor. Injektor yang paling umum digunakan ialah dengan injektor jenis venturi dan *diffuser*. Kedua injektor ini bekerja berdasarkan perbedaan tekanan. Perbedaan tekanan antara masukan dan keluaran injektor jenis ini akan menciptakan kondisi vakum pada badan injektor yang akan mengioimasi pengisapan pada *suctionport*.

Keuntungan dari injektor jenis venturi ini ialah diperolehnya laju perpindahan massa ozon yang tinggi (hingga 900,4), efisiensi cenderung tetap. konstruksinya yang sederhana dan tidak membutuhkan aliran listrik. Bahan yang dapat digunakan untuk membuat injektor venturi yaitu PVDF, *polypropylene* dan *stainless steel*. Injektor ini hanya membutuhkan perbedaan tekanan yang kecil antara masukan dan keluaran injektor untuk menginisiasi kondisi vakum pada *suction*.

Cara kerja injektor ialah sebagai berikut: ketika cairan operasi bertekanan masuk ke dalam injektor, aliran ini ditarik menuju arah ruang injeksi dan berubah menjadi aliran dengan kecepatan yang sangat tinggi. Peningkatan kecepatan yang

melalui ruang injeksi akan menurunkan tekanan yang dengan demikian akan memungkinkan ozon dimasukkan ke dalam *suction port* dan ikut ke dalam aliran. Dan saat aliran dengan kecepatan tinggi ini menuju keluaran injektor, kecepatannya berkurang namun tekanannya akan meningkat kembali, namun tekanan keluaran ini masih lebih rendah dibandingkan tekanan masukan injektor (Raachma, 2005).

## 2.6 State of The Art

Sejak dulu, upaya untuk mengurangi kandungan amoniak terlarut dalam air secara konvensional sudah diusahakan. Biasanya dilakukan dengan absorpsi amoniak menggunakan *stripping tower aeration*. Proses ini adalah jenis penghilangan amoniak yang paling banyak diaplikasikan di industri sampai saat ini karena kapasitas penghilangannya relatif besar. Cara kerjanya adalah dengan menggunakan kolom absorpsi, air limbah yang mengandung amoniak di kondisikan pada pH 7-12 agar fasanya berubah menjadi gas yang tidak mudah terlarut, kemudian dilewatkan pada udara agar tersapu dari kolom absorpsi dan kemudian dibuang ke udara bebas.

Amoniak maupun nitrogen yang berhasil dipisahkan kembali di buang ke udara bebas sehingga sangat mudah terlarut dalam air dan kembali membentuk ion amonium, kemudian proses ini termasuk *high cost* karena berlangsung efektif dalam suhu tinggi sehingga diperlukan banyak suplai *steam* (Quan et al. 2009).

Karena teknologi pun semakin maju, rekayasa untuk intensifikasi proses dengan menggunakan makhluk hidup relik mulai dilirik karena keekonomisannya. Cara tersebut dikenal dengan *biological treatment*. Namun, cara ini dirasa belum efektif untuk diaplikasikan kepada industri pupuk yang produksi limbah per hari nya bisa mencapai ratusan bahkan ribuan liter dan waktu tinggal untuk proses degradasinya relatif lebih lambat (Jorgensen and Weatherley 2003).

Karena sifat dasar manusia yang tidak pernah puas, kemudian teruslah dikembangkan teknologi penyisihan amoniak yang paling efektif dan efisien. Muncul istilah yang kita kenal dengan *adsorption as ammonium ion onto zeolite*, yaitu pemisahan amoniak dengan menggunakan adsorben berupa zeolit maupun

*molecular sieve*, akan tetapi metode ini kurang efektif untuk pengolahan limbah dengan kapasitas besar, karena luas permukaan adsorben zeolit terbatas dan nantinya akan direpotkan dengan masalah regenerasi. Sedangkan penggunaan *molecular sieve* dirasa terlalu mahal untuk penghilangan limbah amoniak yang toksisitasnya tidak sebesar merkuri (Ratanatamskul et al. 1995).

Absorpsi oleh membran serat berongga berpori mikro (*microporous hollow fiber membrane*) menawarkan solusi untuk masalah ini karena dapat melakukan pemisahan amoniak dari air limbah dalam waktu singkat bahkan dengan masukkan energi yang rendah serta menghemat tempat. Penelitian mengenai absorpsi amoniak oleh membran serat berongga telah banyak dilakukan, diantaranya telah dilakukan simulasi untuk penyisihan amoniak oleh membran dengan cairan pelarut berupa air dan didapatkan hasil bahwa semakin besar laju sirkulasi maka proses pemisahan akan semakin tidak efektif (Mandowara and Bhattacharya 2009). Meningkatnya laju alir sirkulasi akan membuat aliran dalam sistem semakin turbulen, sehingga difusivitas amoniak semakin merata dan semakin mudah dipisahkan (Andika. R, 2011)

Amoniak yang telah dipisahkan akan tertinggal di dalam pori pori membran, untuk membersihkannya dan untuk menghindari pengotoran selongsong membran maka digunakan zat kimia lain yang mudah berikatan dengan ion amonium, yaitu ion asam baik ion klor, ion sulfat, dan ion asam lainnya. Penggunaan ion sulfat membuktikan dapat menghasilkan efektivitas pemisahan yang jauh lebih tinggi dibanding jenis ion asam lainnya untuk setiap kenaikan laju sirkulasi limbah ke dalam membran pemisahan (Mandowara and Bhattacharya 2009).

Selama ini digunakan asam sulfat sebagai penyedia ion sulfat, akan tetapi karena dirasa belum alami dan ditakutkan menimbulkan bahaya pencemaran maka penelitian mulai merujuk pada ion-ion sulfat alami. Diketahui bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas adalah salah satu bahan yang sebagian besar komposisinya, yaitu 51% terdiri dari ion sulfat.

Untuk mengoptimalkan kerja membran, dilakukan proses pre-treatment yaitu ozonasi. Dimana proses ozonasi pada sistem membran ini dilakukan untuk mengalirkan oksigen dan ion hidroksil ke dalam aliran sehingga menjaga pH sistem tetap pada kisaran 10 (Sangave et al. 2007).

Tabel 2.7 State of The Art Penelitian

Peneliti	Judul	Isi
Michael J. Semmens, D.M. Fister, dan E.L. Cussler	Amoniak Removal from Water Using Microporous Hollow Fibers (1990)	Penyisihan amoniak dengan serat berongga poli propilena menggunakan umpan yang pH-nya diatur dengan penambahan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> dan NaOH.
B. Norddahl, V.G. Horna, M. Larssona, J.H. du Preez, dan K. Christensen	A Membrane Contactor for Amoniak Stripping, Pilot Scale Experience and Modeling (2006)	Permodelan penyisihan amoniak skala pilot dengan memvariasikan pH dan temperatur.
M.S. EL-Bourawi, M. Khayet, R. Ma, Z. Ding, Z. Lia, dan X. Zhang	Application of Vacuum Membrane Distillation for Amoniak Removal (2007)	Penyisihan amoniak menggunakan vacuum membrane distillation PTFE dengan variabel pengaturan laju alir umpan, konsentrasi awal amoniak, temperatur umpan, pH umpan, dan tekanan <i>downstream</i> .
Shao Jiahui, Fang Xuliang, He Yiliang, dan Jin Qiang	Emergency Membrane Contactor Based Absorption System for Amoniak Leaks in Water Treatment Plants (2008)	Penyisihan amoniak dalam kasus kebocoran dengan variabel pengaturan parameter proses, desain ruang penyimpanan amoniak dan kombinasi membran-pelarut.
Zongli Xie, Tuan Duong, Manh Hoang, Cuong Nguyen, dan Brian Bolto	Amoniak Removal by Sweep Gas Membrane Distillation (2008)	Penyisihan amoniak menggunakan distilasi membran PTFE dengan variabel pengaturan laju alir umpan, laju alir gas penyapu, temperatur umpan, dan temperatur <i>inlet</i> gas penyapu.
Sutrasno Kartohardjono dan Riezqa Andika	Pengaruh Laju Alir Umpan dan pH Pada Penyisihan Amoniak Terlarut Dari Air Limbah Melalui Kontakor Membran Serat Berongga Menggunakan Larutan Penyerap Asam Sulfat (2010)	Penyisihan amoniak terlarut dalam air limbah menggunakan kontakor membran serat berongga dengan larutan penyerap asam sulfat dengan variabel pengaturan laju alir umpan.
Sutrasno Kartohardjono dan Milasari Herdiana	Proses Hibrid Ozonasi Dan Membran Untuk Penyisihan Amoniak Dari Air Limbah (2011)	Penyisihan amoniak terlarut dalam air limbah oleh kontakor membran serat berongga dengan larutan penyerap mata air panas alami hibrid dengan ozonasi menggunakan variabel pengaturan pH absorben.
Sutrasno Kartohardjono dan Candrika Ajeng R. (2012)	Penyisihan Amoniak Dari Air Limbah Melalui Kombinasi Proses Membran Dan Ozonasi Menggunakan Larutan Penyerap Bahan Alam: Variasi Laju Sirkulasi	

## **BAB III**

### **METODOLOGI PENELITIAN**

#### **3.1 Pendahuluan**

Tujuan proses pemisahan amoniak terlarut dari air ini adalah untuk menurunkan kadar amoniak terlarut pada air. Salah satu sebab dilakukannya pemisahan ini karena adanya amoniak terlarut pada air dapat menyebabkan korosi dan efek buruk bagi kesehatan dan hal ini amat merugikan. Pemisahan amoniak terlarut menggunakan membran serat berongga juga bertujuan mengatasi masalah-masalah yang ditimbulkan pada proses pemisahan dengan cara konvensional seperti adanya endapan, *fouling*, dan masalah pembuangan lumpur.

Pada penelitian ini, proses pemisahan amoniak terlarut dari dalam air dilakukan dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*) sebagai media kontak antara fasa cair dan fasa cair tanpa adanya dispersi antara kedua fasa. Kemudian akan dipelajari perpindahan massa yang terjadi pada membran serta hidrodinamika air dalam kontaktor. Penelitian dilakukan di Laboratorium Intensifikasi Proses, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

#### **3.2 Diagram Alir Penelitian**

Secara garis besar, penelitian yang dilakukan dibagi menjadi lima bagian besar, yaitu studi literatur, pembuatan modul kontaktor membran serat berongga, penyusunan alat, uji perpindahan massa dan hidrodinamika, serta pengolahan data dan analisis hasil. Studi literatur dilakukan dengan mencari teori dan informasi yang menunjang dalam pembuatan makalah ini dari buku, jurnal maupun artikel-artikel yang ada terutama mengenai kontaktor membran serat berongga, amoniak, larutan penyerap dari pelarut bahan alam, dan kekurangan yang ditimbulkan oleh pengolahan amoniak secara konvensional.

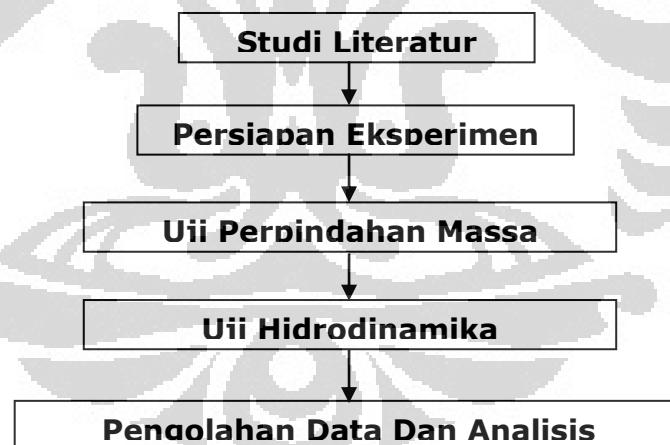
Setelah itu melakukan pembuatan modul, modul akan digunakan sebagai kontaktor antara amoniak terlarut dalam air dengan larutan penyerap. Setelah pembuatan modul selesai, langkah selanjutnya adalah menyiapkan peralatan



seperti reservoir amoniak dan larutan penyerap, pompa, *liquid flow meter*, dan menghubungkan semuanya menjadi satu sistem secara utuh. Diagram alir penelitian yang akan dilakukan diperlihatkan pada gambar dibawah ini.

Setelah itu melakukan pembuatan modul, modul akan digunakan sebagai kontaktor antara amoniak terlarut dalam air dengan larutan penyerap. Setelah pembuatan modul selesai, langkah selanjutnya adalah menyiapkan peralatan seperti reservoir amoniak dan larutan penyerap, pompa, *liquid flow meter*, dan menghubungkan semuanya menjadi satu sistem secara utuh. Diagram alir penelitian yang akan dilakukan diperlihatkan pada gambar dibawah ini.

Kemudian dilakukan preparasi air limbah sebagai umpan dan air panas dari pelarut bahan alam sebagai larutan penyerap. Pada penelitian laju sirkulasi umpan divariasikan sebesar 3 LPM, 4 LPM, dan 5 LPM. Data perubahan konsentrasi amoniak pada berbagai suhu umpan selama sirkulasi 2 jam digunakan untuk mengetahui koefisien perpindahan massa. Gambar di bawah merepresentasikan uraian mengenai alir penelitian yang akan dilakukan penulis:



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

### 3.3 Studi Literatur

Studi literatur diperlukan untuk menentukan prosedur penelitian yang digunakan dan cara intepretasi data juga pengolahan data sehingga diharapkan penelitian ini dari mulai perumusan masalah hingga analisa dan kesimpulan hasil selalu dikaitkan dengan literatur dan dasar teori yang berlaku. Sehingga didapatkan hasil penelitian yang valid dan dapat dipertanggung jawabkan.

### 3.4 Persiapan Eksperimen

#### 3.4.1 Persiapan Alat dan Bahan

Pada persiapan alat, yang digunakan adalah kontaktor membran serat berongga, ozonator dan juga amonometer. Bahan yang digunakan dalam penelitian ini adalah asam sulfat dengan konsentrasi 0,1 M dan limbah amoniak sintetis dengan konsentrasi amoniak sebesar 200 ppm.

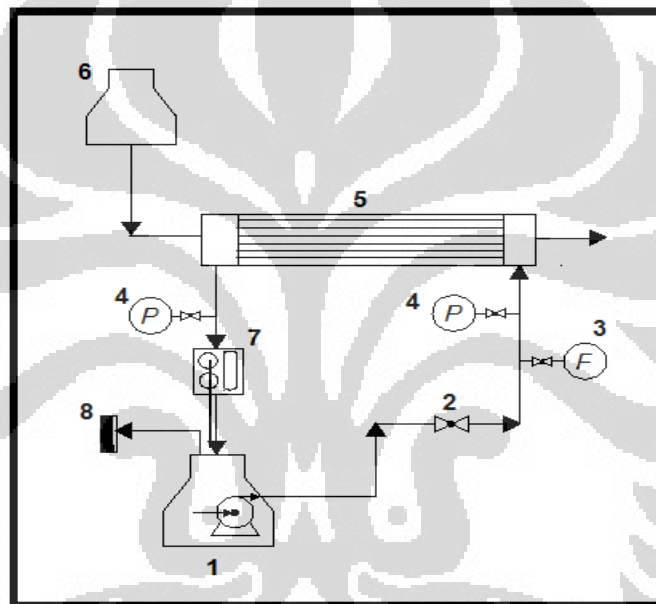
##### Alat dan Bahan yang Digunakan

- 1 Membran serat berongga, spesifikasi sebagai berikut :
  - Ukuran Pori : 0,2  $\mu\text{m}$
  - Ukuran Modul :
    - Diameter serat : 0,2 cm
    - Panjang membran : 47 cm
- 2 Ozonator : Rancangan Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia, Laboraturium Intensifikasi Proses Kimia
- 3 Amoniak 1000 meter untuk mengukur konsentrasi amoniak dengan spesifikasi sebagai berikut:
  - Type : PT-240
  - Produk : Palintest-UK
  - Range : 0-15 mg/L N dan 0-50 mg/L N
  - Range suhu : 0 °C – 27 °C
- 4 Pompa, digunakan untuk mengalirkan air dari reservoir menuju modul membran, dengan spesifikasi sebagai berikut :
  - Produk : Aquila P.3900
  - H max : 2,5 meter
- 5 PH meter, digunakan untuk mengukur pH larutan
- 6 *Liquid flow meter/rotameter* untuk mengatur laju sirkulasi pelarut
- 7 *Acrylic*, sebagai selongsong kontaktor membran
- 8 Pipa PVC, menghubungkan antara tangki reservoir pelarut dengan kontaktor membran serat berongga
- 9 Wadah reservoir sebagai tempat untuk larutan amoniak dan absorben pelarut bahan alam dari mata air panas

- 10 Ammonium Sulfat untuk membuat limbah sintetik untuk umpan
- 11 Air dari bahan alam berupa sumber pelarut bahan alam dari mata air panas sebagai absorben
- 12 Lem epoksi, termometer, erlenmeyer, pipet volumetrik, dan labu ukur

### 3.4.2 Skema Peralatan

Skema rancangan alat yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :



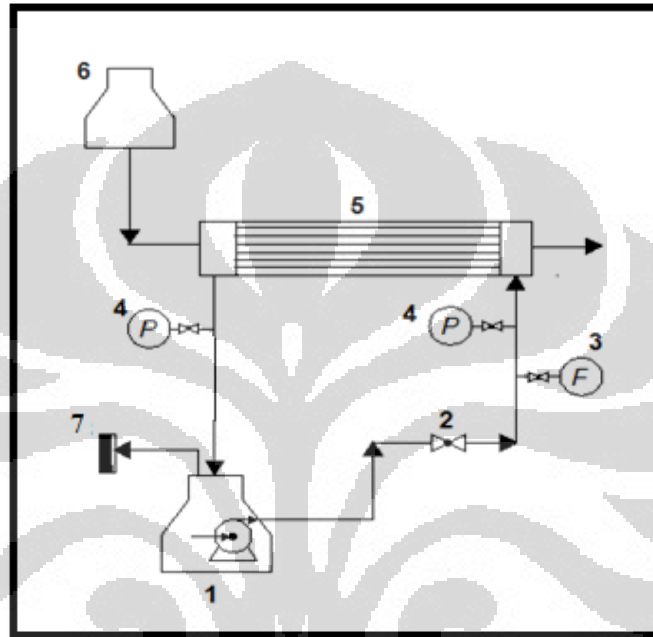
**Gambar 3.2.** Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran-Ozon

Keterangan:

1. Tangki reservoir amoniak dan pompa amoniak
2. Valve
3. Flow meter
4. Manometer
5. Modul membran serat berongga
6. Tangki reservoir asam sulfat
7. Ozonator
8. Amonometer (*Paline Test*)

Sebagai bahan perbandingan kinerja pemisahan amoniak dengan kombinasi proses membran dan ozonasi atau proses hibrid, dilakukan pengambilan data penyisihan amoniak dengan membran saja untuk variasi laju alir yang sama dengan proses hibrid yaitu 3, 4, dan 5 LPM.

Skema rancangan alat yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :



**Gambar 3.3.** Skema Rancangan Alat Penelitian Sistem Membran

Keterangan:

1. Tangki reservoir amoniak dan pompa amoniak
2. Valve
3. Flow meter
4. Manometer
5. Membran
6. Tangki Reservoir Asam Sulfat
7. Amonometer (*Paline Test*)

### 3.5 Uji Perpindahan Massa

#### 3.5.1 Studi Perpindahan Massa Pada Sistem Membran-Ozon (Hibrid)

Pada studi perpindahan massa data yang diambil adalah konsentrasi amoniak yang keluar dari modul membran dengan menggunakan amonometer.

Pengambilan data dilakukan setelah sistem dalam kondisi tunak. Data percobaan diperoleh dari pembacaan nilai yang tertera pada alat ukur yang digunakan dalam percobaan ini. Pada DO meter diperoleh kandungan amoniak terlarut pada air setelah melewati kontaktor membran serat berongga dan temperatur operasi. Penurunan tekanan sepanjang kontaktor dapat dilihat nilainya pada manometer digital.

Data yang diambil:

- Konsentrasi amoniak dari keluaran membran pada setiap laju sirkulasi air limbah yang divariasikan sebesar 3 LPM, 4 LPM, dan 5 LPM untuk masing masing sirkulasi selama 2 jam operasi dengan pengambilan data setiap 30 menit. Dari data ini dan data perubahan konsentrasi amoniak dapat dihitung koefisien perpindahan massa amoniak di dalam membran pada laju alir yang dioperasikan.

Data yang dijaga konstan:

- pH limbah sintetik amoniak terlarut yang akan dipergunakan sebesar 11.
- pH absorben mata air panas alami sebesar 1.

Prosedur percobaan yang digunakan

1. Pembuatan modul berbentuk selongsong dan tabung (*shell & tube*) dengan sisi selongsong terbuat dari *acrylic* dan sisi tabung terbuat dari membran serat berongga.
2. Menghubungkan peralatan seperti wadah reservoir, pompa, flowmeter, dan modul membran polipropilena.
3. Persiapan air limbah sebagai limbah sintetik dengan konsentrasi 200 ppm dan larutan penyerap. Sebelum digunakan, larutan penyerap dipanaskan hingga mendidih selama 20 menit untuk menghilangkan kandungan ion pengotor di dalamnya kemudian didinginkan kembali.

Uji Perpindahan Massa:

4. Memanaskan air limbah pada suhu ambient ( $25^{\circ}\text{C} - 26^{\circ}\text{C}$ )
5. Tahap selanjutnya dilakukan pengaliran amoniak ke dalam selongsong (*shell*) dengan laju alir 3 LPM dan larutan penyerap dengan laju alir yang tetap ke dalam membran polipropilena (*tube*) hingga keadaan steady.
6. Kemudian setelah keadaan steady dilakukan pengambilan data setiap 30 menit
7. Mengulangi kembali poin percobaan 4-6 untuk laju alir 4 LPM dan 5 LPM.

### 3.5.2 Studi Perpindahan Massa Pada Sistem Membran Tunggal

Pada studi perpindahan massa data yang diambil adalah konsentrasi amoniak yang keluar dari membran dengan menggunakan amonometer. Pengambilan data dilakukan setelah sistem dalam kondisi tunak. Data percobaan diperoleh dari pembacaan nilai yang tertera pada alat ukur yang digunakan dalam percobaan ini. Pada DO meter diperoleh kandungan amoniak terlarut pada air setelah melewati membran.

Data yang diambil:

- Konsentrasi amoniak terlarut dari keluaran membran pada setiap laju sirkulasi air limbah yang divariasikan sebesar 3 LPM, 4 LPM, dan 5 LPM untuk masing masing sirkulasi selama 2 jam operasi dengan pengambilan data setiap 30 menit. Dari data ini dan data perubahan konsentrasi amoniak dapat dihitung koefisien perpindahan massa amoniak di dalam membran pada laju alir yang dioperasikan.
- Konsentrasi oksigen terlarut dari keluaran membran pada setiap laju sirkulasi air limbah yang divariasikan sebesar 3 LPM, 4 LPM, dan 5 LPM untuk masing masing sirkulasi selama 2 jam operasi dengan pengambilan data setiap 30 menit. Dari data ini dan data perubahan konsentrasi amoniak dapat dihitung koefisien

perpindahan massa amoniak di dalam membran pada laju alir yang dioperasikan.

Data yang dijaga konstan:

- Konsentrasi amoniak terlarut yang akan dipergunakan untuk menghitung efisiensi proses pemisahan amoniak.

Prosedur percobaan yang digunakan

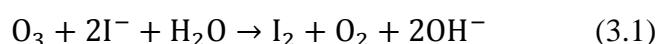
1. Preparasi absorben mata air panas ciater.
2. Menghubungkan peralatan seperti wadah reservoir, pompa, flowmeter, dan membran.
3. Persiapan air limbah sebagai limbah sintetik dengan konsentrasi 200 ppm

Uji Perpindahan Massa:

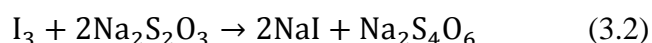
4. Mengalirkan air limbah melalui ozonator
5. Kemudian setelah keadaan steady dilakukan pengambilan data setiap 30 menit
6. Mengulangi kembali poin percobaan 4-5 untuk laju alir 4 LPM dan 5 LPM.

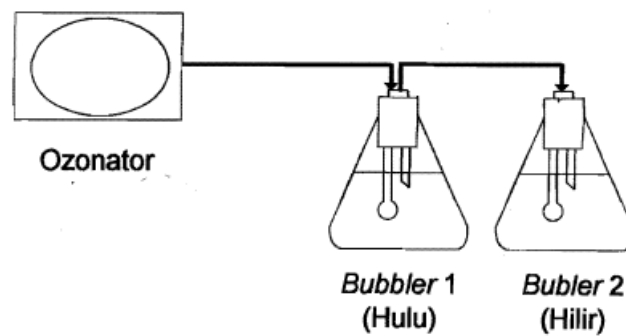
### 3.5.3 Studi Produktivitas Ozonator

Uji produktivitas ozonator ini menggunakan metode iodometri. Metode iodometri ini berdasarkan reaktivitas ozon terhadap larutan KI. Penggunaan metode iodometri dilakukan untuk menentukan kadar ozon dalam bentuk gas, dimana ion iodida akan teroksidasi menjadi iodium. oleh ozon dalam larutan buffer kalium iodida. pH larutan tersebut menjadi 2 dengan dengan asam sulfat dan pembebasan iodium dititrasi dengan natrium tiosulfat. Reaksi ozonasi kalium iodida adalah sebagai berikut (Day & Underwood, 1991):



Pembebasan iodium ( $\text{I}_2$ ) dititrasi dengan natrium tiosulfat:





**Gambar 3.4.** Skema Uji Produktifitas Ozonator

Peralatan yang digunakan dalam percobaan ini adalah:

1. Ozonator
2. Buret 50 mL dan statip
3. Botol aqudest
4. Stopwatch
5. Piala gelas 500 mL
6. Erlenmeyer 500 mL dan 1000 mL
7. Gelas ukur 10 mL dan 50 mL
8. Labu takar 250 mL dan 1000 mL

Bahan yang digunakan dalam percobaan ini adalah:

1. Larutan kalium iodida 2%
2. Larutan natrium thiosulfat 0,005 N
3. Asam sulfat 2 N
4. Aquadest
5. Indikator amilum 1 %



Prosedur Percobaan:

1. Disiapkan 2 buah erlenmeyer 500 mL dan *gas washing bubbler (bubbler)* yang terdiri dari hulu dan hilir. Ditambahkan 200 mL KI 2% ke dalam masing-masing erlenmeyer tersebut. Tutup dengan *gas washing bubbler (bubbler)* dan disambungkan dengan selang ke bagian ozonator.
2. Dinyalakan ozonator dan stopwatch, kemudian diamati sampai larutan mangasilkan warna kuning baik di hulu maupun hilir.
3. Apabila sudah terbentuk warna kuning, selanjutnya mematikan ozonator dan stopwatch. Catat waktu yang dibutuhkan sampai terjadinya perubahan warna menjadi kuning.
4. Kemudian larutan tersebut ditambahkan dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  2N dan dititrasi dengan  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  0,005 N. Penitaran dilakukan sampai warna larutan kuning menjadi sedikit kuning muda. Kemudian ditambahkan dengan indikator amilum sehingga larutan menjadi warna biru, lanjutkan penitaran sampai larutan tidak berwarna.
5. Mencatat volume titrasi yang diperoleh kemudian lakukan perhitungan.

#### **A. Produktivitas Ozonator**

Analisa terhadap produktivitas ozonator dilakukan dengan metode titrasi iodometri. Seperti yang telah dijelaskan pada bagian tinjauan pustaka, digunakan larutan KI berlebih yang akan direaksikan dengan keluaran ozonator untuk kemudian dititrasi dengan larutan tiosulfat, sehingga didapatkan data konsentrasi ozon yang dapat mengoksidasi senyawa organik dan dapat dilakukan korelasi dengan efektivitas degradasi amoniak dalam air limbah oleh ozon. Melakukan penentuan konsentrasi larutan KI yang dipergunakan, kemudian menyiapkan larutan baku  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  pada konsentrasi tertentu, kemudian melakukan titrasi larutan keluaran ozonator yang telah dicampurkan KI dengan larutan baku  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  hingga titik akhir titrasi (sampai warna berubah biru) dan didapatkan besapa konsentrasi  $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$  yang terpakai. Dimana hal tersebut merepresentasikan konsentrasi  $\text{I}_2$  yang terbentuk dan merepresentasikan banyak oksidator yang bekerja.

## **BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN**

### **4.1 Pendahuluan**

Seperti yang telah dijabarkan pada bab pendahuluan, penelitian ini bertujuan untuk mengetahui efektivitas pemisahan amoniak terlarut di dalam air (limbah sintetik) dengan menggunakan membran yang menggunakan absorben air dari sumber mata air panas dan dikombinasi dengan proses ozonasi. Efektivitas pemisahan amoniak dapat direpresentasikan oleh hasil perhitungan perpindahan massa. Kinerja perpindahan massa pada kontakor membran serat berongga bergantung pada jumlah serat membran dan modulnya, sifat-sifat fluida (limbah sintetik), karakteristik aliran di dalam modul membran dan media yang digunakan (Ahmed dkk., 2004).

Pada penelitian ini digunakan tiga variasi laju alir memperoleh parameter perpindahan massa yaitu sebesar 3, 4, dan 5 LPM. Variasi tersebut diaplikasikan untuk kontakor membran dengan jumlah serat 10 dan 22 sehingga kondisi studi perpindahan massa amoniak di dalam membran menjadi semakin beragam. Sedangkan studi hidrodinamika dari penelitian ini ditinjau dari pengaruh penurunan tekanan aliran terhadap efektifitas kinerja membran dengan menghitung faktor friksi yang ditimbulkan oleh aliran fluida. Faktor friksi ini berhubungan langsung dengan bilangan Reynolds yang menunjukkan jenis aliran yang terjadi.

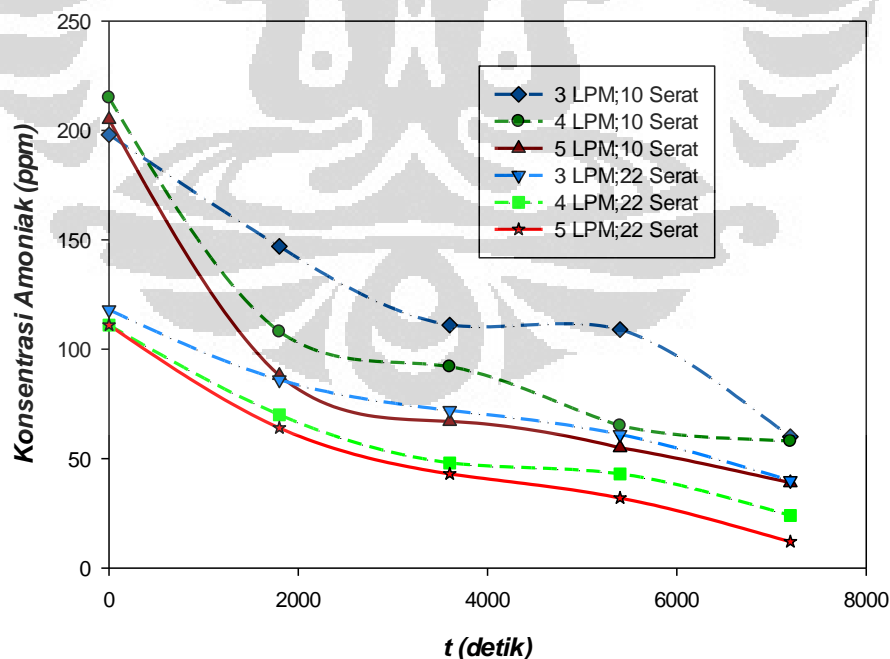
Modul serat berongga yang digunakan bersifat hidrofobik, tidak terbasahi baik oleh amoniak maupun oleh larutan asam yaitu cairan penyerap. Amoniak akan berdifusi melewati pori pada membran, sehingga konsentrasi amoniak berkurang seiring dengan berjalannya waktu dan diserap oleh absorben.

### **4.2 Pemaparan Pengaruh Laju Alir Limbah terhadap Porsen Penyisihan**

Hasil studi perpindahan massa dapat dilihat dari besar koefisien perpindahan massa. Dimana besar koefisien perpindahan massa juga dapat dijadikan tolak ukur efektivitas proses pemisahan amoniak ini. Besar koefisien perpindahan massa

diperoleh dengan melakukan pengolahan data yaitu perubahan konsentrasi amoniak terlarut di dalam limbah sintesis sebelum dan setelah melewati membran selama 2 jam sirkulasi dengan selang waktu pengambilan data setiap 30 menit (1800s). Sehingga setelah dilakukan perhitungan akan didapat persen penyisihan amoniak (%R) yang menunjukkan keefektivitasan atau kemampuan dari absorbent dalam mengabsorpsi amoniak, semakin tinggi nilai %R maka semakin baik pula performa dari suatu sistem penyisihan dan absorbent yang digunakan.

Variasi yang digunakan adalah laju alir limbah sintesis 3, 4, dan 5 LPM pada masing-masing kontaktor (10 dan 22 serat). Sedangkan variabel yang tetap adalah pH limbah sintesis sebesar 11, pH absorbent sebesar 1, dan temperatur operasi *ambient* (26°C - 30°C). Berikut adalah plot grafik yang menunjukkan penurunan konsentrasi amoniak seiring dengan berjalannya waktu sirkulasi limbah di dalam kontaktor membran serat berongga. Penurunan ini menunjukkan bahwa pada laju sirkulasi yang semakin cepat dan jumlah serat yang semakin banyak, penurunan konsentrasi akan berakhir pada titik yang lebih rendah sebagaimana berikut,



**Gambar 4.1** Penurunan Konsentrasi Amoniak

Selanjutnya melakukan perhitungan persen penyisihan amoniak dengan menggunakan persamaan sederhana sebagai berikut,

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

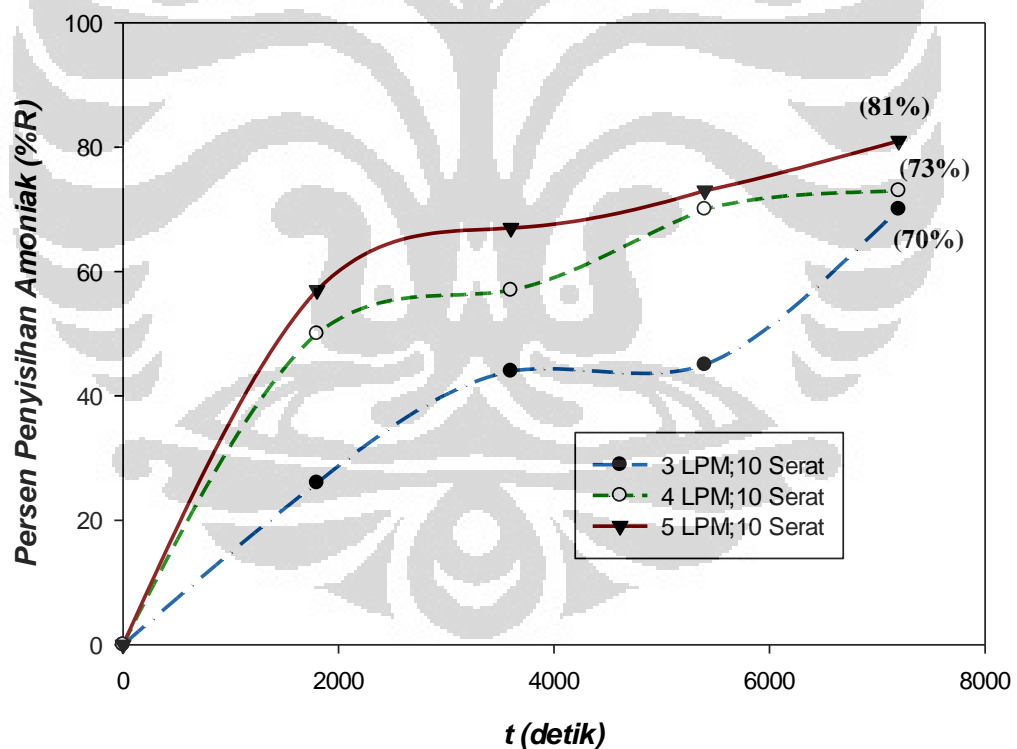
(4.1)

dimana:

$C_0$  = Konsentrasi awal limbah

$C_t$  = Konsentrasi amoniak pada saat  $t$

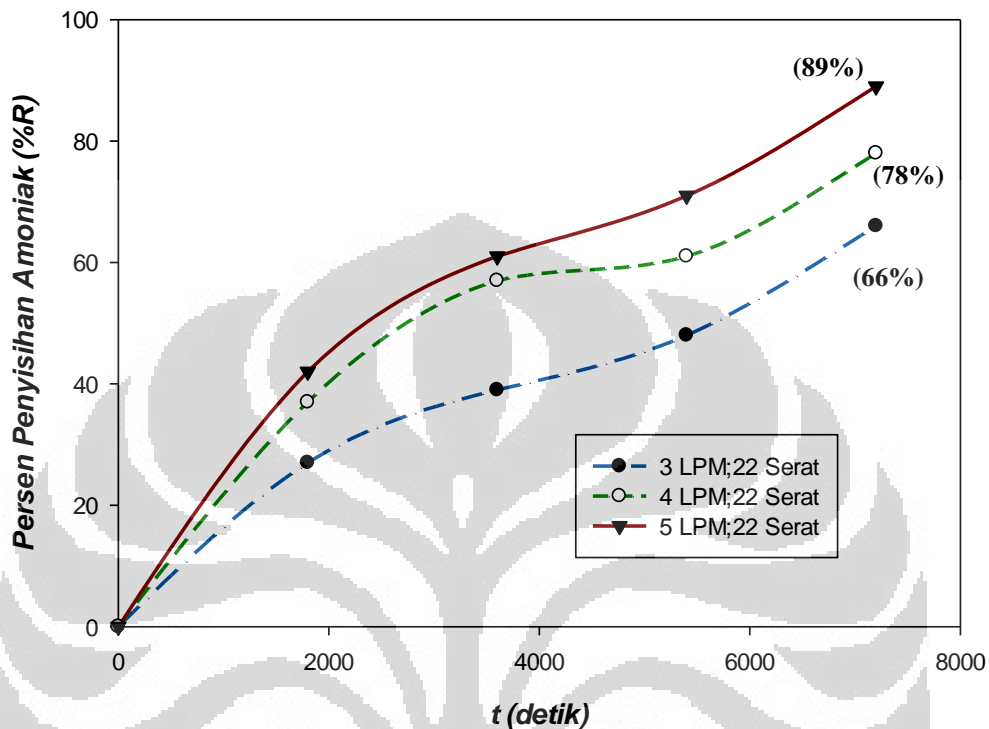
Untuk tabel hasil perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada bagian lampiran. Berikut adalah grafik %R pada berbagai laju alir limbah sintesis dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga dengan jumlah serat 10,



**Gambar 4.2** Persen Penyisihan Amoniak Terhadap Waktu; Kontaktor 10 Serat

Dapat dilihat bahwa semakin besar laju alir limbah sintesis maka efektifitas penyisihan amoniak atau %R akan semakin besar. Pada laju alir limbah sintetik sebesar 5 LPM diperoleh persen penyisihan sebesar 81% dengan pH absorben

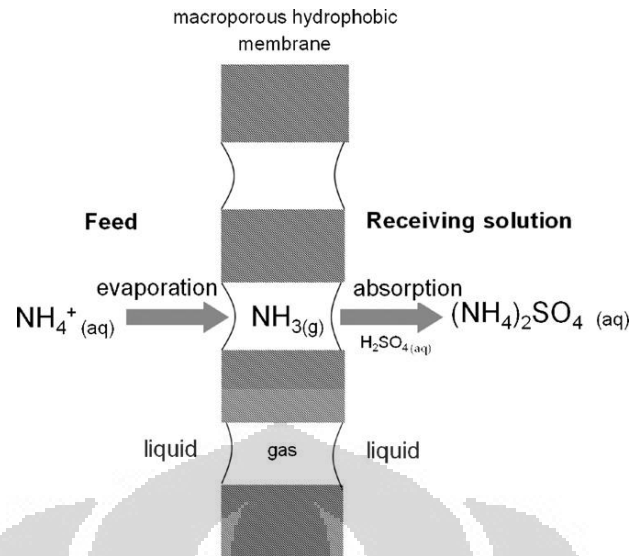
sebesar 1 dan menggunakan kontaktor membran 10 serat. Kemudian apabila kita perbandingan dengan plot kurva pada kontaktor 22 serat seperti di bawah ini,



**Gambar 4.3** Persen Penyisihan Amoniak Terhadap Waktu; Kontaktor 22 serat

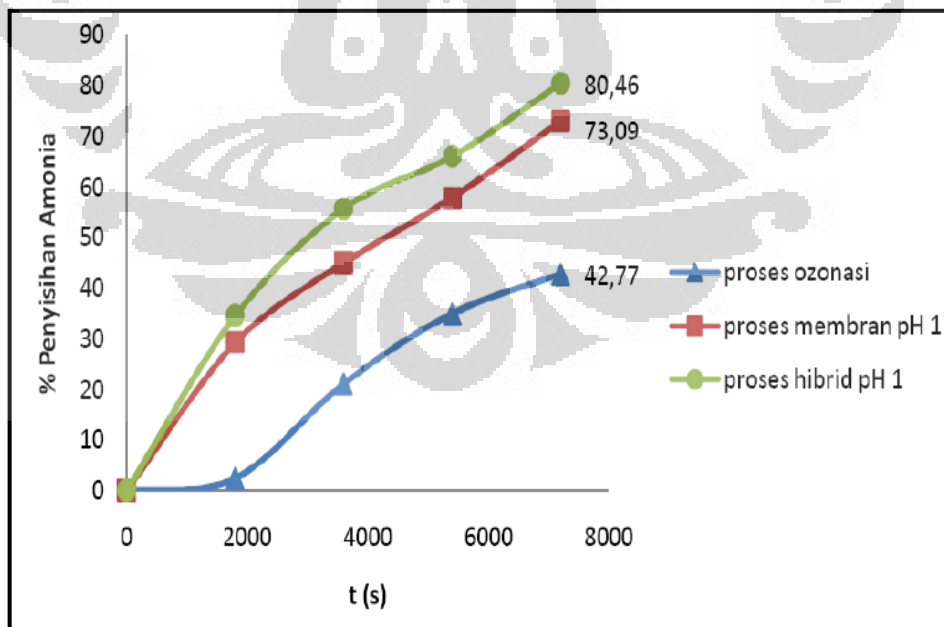
Terlihat bahwa besar %R pada kontaktor 22 serat dengan laju alir limbah sintetis 5 LPM lebih besar dibandingkan dengan %R pada kontaktor 10 serat. Pada laju alir 5 LPM pada pH absorben 1 pada jumlah serat 22 mendapatkan %R 89%. Hasil ini lebih besar 8% dibandingkan dengan proses hibrid membran-ozon yang penulis lakukan dengan menggunakan kontaktor 10 serat.

Semakin banyak jumlah serat yang digunakan maka semakin banyak ruang yang tersedia bagi  $\text{NH}_3$  untuk berdifusi ke permukaan membran (makin besar fraksi kekosongan) dan berikatan dengan asam sulfat yang akan diilustrasikan oleh gambar berikut,



**Gambar 4.4** Ilustrasi Perpindahan Molekul Amoniak dari Umpan ke Dalam Membran (Hasanoglu, 2009)

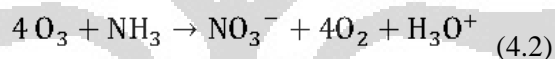
Plot kurva berikutnya adalah hasil percobaan (Herdiana, 2011) untuk proses hibrid, membran, dan ozonasi pada pH 0,7. Kurva tersebut menunjukkan bahwa penyisihan dengan menggunakan proses hibrid pada pH absorben rendah lebih efektif dibandingkan proses tunggal membran saja ataupun ozon saja seperti dibawah ini,



**Gambar 4.5** Variasi % R Amoniak Pada Variasi pH Absorben Terhadap Waktu (Herdiana, 2011)

Salah satu faktor yang penulis coba pertahankan adalah menggunakan pH optimum 11 pada limbah sitetis yang berlaku untuk penyisihan dengan membran tunggal dan mengkombinasikan dengan penggunaan pH absorben 1. Hal tersebut karena amoniak akan berada pada fasa volatil ( $\text{NH}_3$ ) pada  $\text{pH} > 10$  dan basa kuat akan sangat reaktif terhadap asam kuat yaitu absorben dari mata air panas ciater dengan pH 1 (Herdiana, 2011).

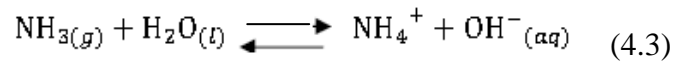
Dari Gambar 4.5 di atas dapat dilihat bahwa penyisihan amoniak dengan proses ozonasi tunggal menampakkan % penyisihan terkecil dibandingkan dengan proses membran tunggal dan proses hibrid (kombinasi membran dan ozon), hal ini dikarenakan reaksi antara amoniak dengan ozon berlangsung sangat lambat, diperkirakan konstanta kecepatan reaksi amoniak dengan ozon berkisar pada angka  $20 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$  dengan  $t^{1/2} = 96$  jam (pada pH 7; konsentrasi ozon 1 mg/L). Berikut adalah reaksi antara amoniak dengan ozon :



Sedangkan proses oksidasi amoniak oleh  $\text{OH}\cdot$  dapat berlangsung lebih cepat yaitu  $9,7 \times 10^7 \text{ M}^{-1}\text{s}^{-1}$  (Rahmawati, 2010). Namun karena konstanta laju oksidasi  $\text{OH}\cdot$  dengan  $\text{NH}_3$  relatif kecil jika dibandingkan konstanta laju oksidasi  $\text{OH}\cdot$  dengan senyawa organik maupun anorganik lainnya, sehingga penyisihan amoniak oleh  $\text{OH}\cdot$  pun lebih kecil jika dibandingkan penyisihan senyawa lainnya. Pembentukan  $\text{OH}\cdot$  dari ozon pada kondisi basa pun lebih sulit dibandingkan pada kondisi basa, namun ketika ozon ditambahkan dalam sistem basa maka akan mencegah terjadinya penurunan pH (Lovato, 2008).

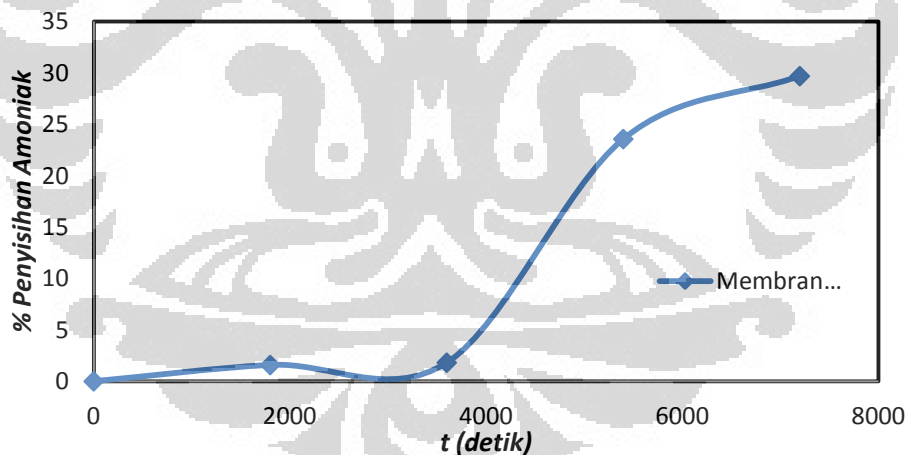
Amoniak dalam larutan dapat membentuk dua keadaan yaitu molekul amoniak volatil  $\text{NH}_3$  dan ion  $\text{NH}_4^+$  (ammonium). Hanya molekul amoniak volatil yang dapat disisihkan oleh distilasi membran dan kemudian diserap oleh asam sulfat. Peningkatan pH akan membalikkan reaksi disosiasi amoniak untuk menghasilkan amoniak yang lebih volatil dalam larutan air. Proses penyisihan amoniak ini terjadi akibat adanya perbedaan konsentrasi molekul amoniak yang berada pada *shell* dengan konsentrasi molekul amoniak pada *lumen* atau serat membran. Perbedaan konsentrasi ini akan mendorong molekul amoniak untuk

berdifusi melalui permukaan membran ke dalam pelarut bahan alam yang berada di dalamnya. Berikut adalah reaksi kesetimbangan amoniak dalam air:



Reaksi  $\text{NH}_4^+$  dengan hidroksida merupakan reaksi kimia cepat, namun, difusi hidroksida dekat permukaan membran tidak selalu cepat. Jadi dengan tidak adanya hidroksida lokal dapat menyebabkan penghambatan penyisihan amoniak (Semmens, 1990).

Laju alir umpan yang tinggi dan pH yang basa akan meningkatkan konsentrasi  $\text{OH}^-$  dan laju difusi  $\text{OH}^-$  tersebut ke permukaan membran, sehingga meningkatkan efisiensi penyisihan amoniak. Dan disinyalir karena keberadaan  $\text{OH}^\bullet$  dari ozon ini yang akan menghasilkan ion  $\text{OH}^-$  seperti persamaan pada tabel 2.5 untuk mencegah penurunan pH, maka akan dicapai penyisihan amoniak maksimum (Asri, 2009). Analisis di atas dibuktikan dengan plot hasil percobaan sebagai berikut,



**Gambar 4.6** Penyisihan Membran Tunggal, Laju Alir 5 LPM, Kontaktor 22 Serat

Gambar di atas menunjukkan bahwa penyisihan dengan membran tunggal maupun ozon tunggal (Herdiana, 2011) tidak dapat memberikan hasil %R lebih dari 50%. Meskipun telah dilakukan pengondisian umpan pada pH 11 pada membran tunggal dan laju alir umpan dipercepat, namun penurunan pH tetap terjadi karena tidak terdapatnya ozon mencegah penurunan pH limbah.



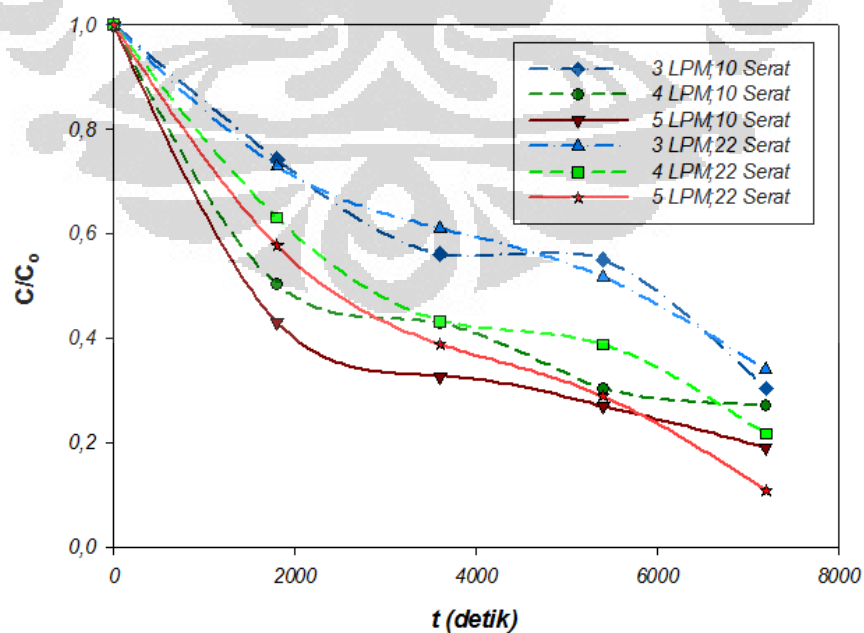
Sedangkan pada sirkulasi dengan ozon tunggal,  $\text{OH}\cdot$  yang terbentuk tidak cukup kuat untuk mereduksi amoniak sehingga penyisihan tidak efektif untuk tempo waktu yang sama. Namun untuk membuktikan semua spekulasi ini perlu dilakukan pengujian kandungan amoniak yang terlarut di dalam larutan penyerap sehingga dapat dibuat neraca massa absorpsi amoniak oleh membran dan degradasi amoniak oleh ozon.

### 4.3 Perhitungan Kecepatan Penyisihan Amoniak ( $C/C_0$ )

Untuk membuktikan bahwa tidak ada hubungan yang signifikan antara efektifitas penyisihan amoniak dengan konsentrasi awal dari limbah sintesis maka dilakukan perhitungan terhadap kecepatan penyisihan amoniak (*ammonia stripping solution velocity*).

$$C/C_0 = \frac{\text{Konsentrasi pada } t}{\text{Konsentrasi pada } t_0} \quad (4.4)$$

Untuk tabel hasil perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada bagian lampiran. Berikut adalah grafik  $C/C_0$  pada berbagai laju alir limbah sintesis dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga dengan jumlah serat 10 dan 22 serat,

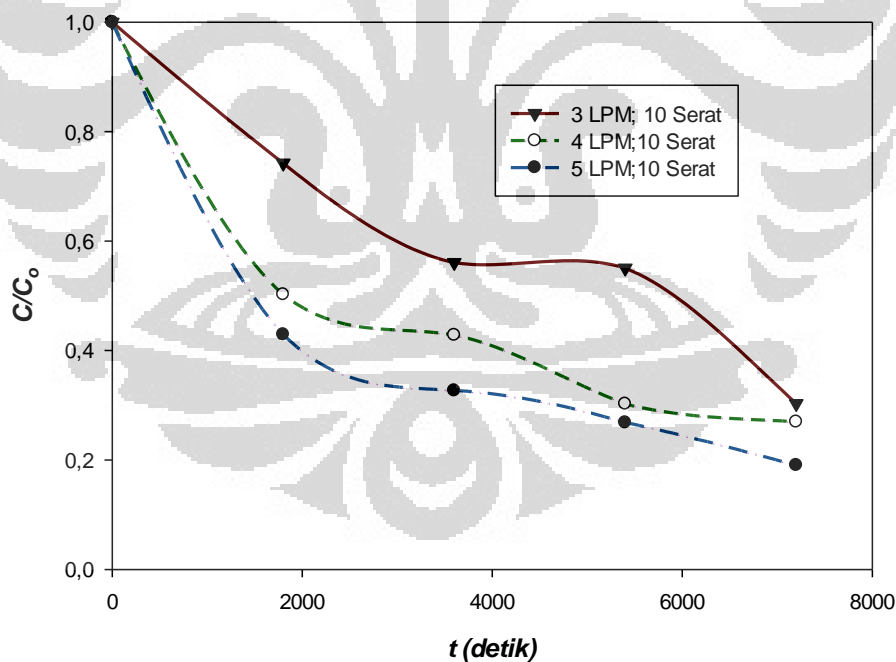


**Gambar 4.7** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak

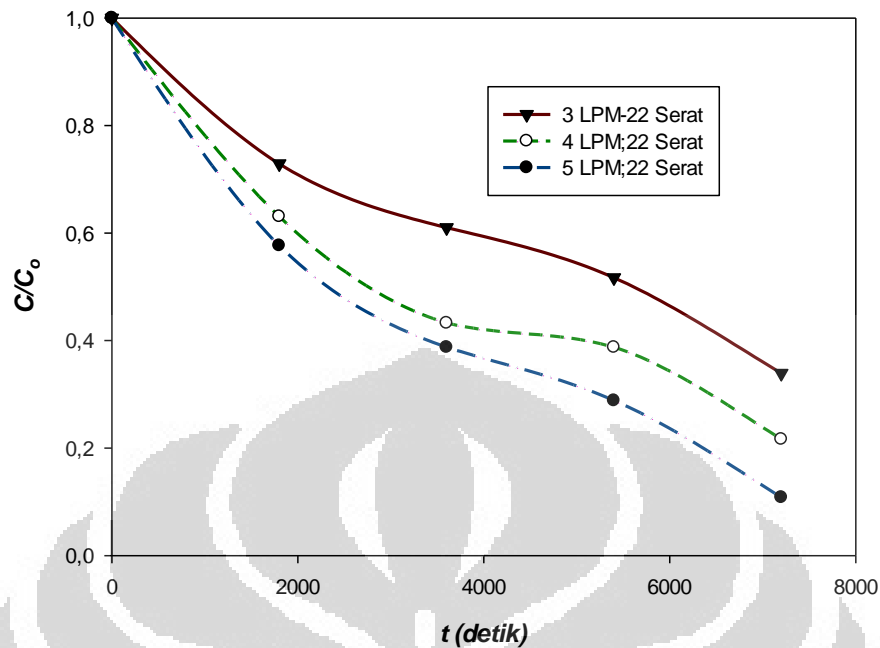
Dari kurva di atas dapat dibuktikan bahwa perbedaan konsentrasi awal limbah sintesis amoniak tidak mempengaruhi dan memberi efek pada besarnya koefisien perpindahan massa terhadap waktu. Dimana hal ini secara teoritis merupakan kelebihan utama yang dimiliki oleh jenis membran serat berongga yang tidak memiliki jangkauan konsentrasi spesifik untuk umpan limbah yang akan difiltrasi.

Yang menjadi faktor pendorong penyisihan menggunakan membran memang salah satunya adalah terdapat perbedaan konsentrasi amoniak pada larutan umpan dengan konsentrasi amoniak pada larutan penyerap yang mendorong terjadinya perpindahan massa amoniak ke dalam membran.

Namun besarnya perbedaan konsentrasi tersebut tidak mempengaruhi besarnya amoniak yang dapat dipindahkan melalui membran serat berongga. Berikut adalah perbandingan antara kecepatan penyisihan amoniak untuk masing-masing laju alir pada kontaktor 10 serat dan 22 serat,



**Gambar 4.8** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak pada Kontaktor 10 Serat



**Gambar 4.9** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak pada Kontaktor 22 Serat

Meskipun terdapat perbedaan terpaut 100 ppm pada konsentrasi awal limbah amoniak yang dipisahkan dari larutan menggunakan kontaktor 10 serat dan 22 serat. Dimana kontaktor 22 serat dengan fraksi kepadatan yang lebih besar memulai proses penyisihan amoniak pada konsentrasi kurang lebih 100 ppm. Namun terlihat dari gambar 4.8 dn 4.9 bahwa perbedaan konsentrasi awal tersebut tidak memberikan efek yang signifikan terhadap proses penyisihan amoniak menggunakan membran serat berongga.

#### 4.4 Studi Perpindahan Massa

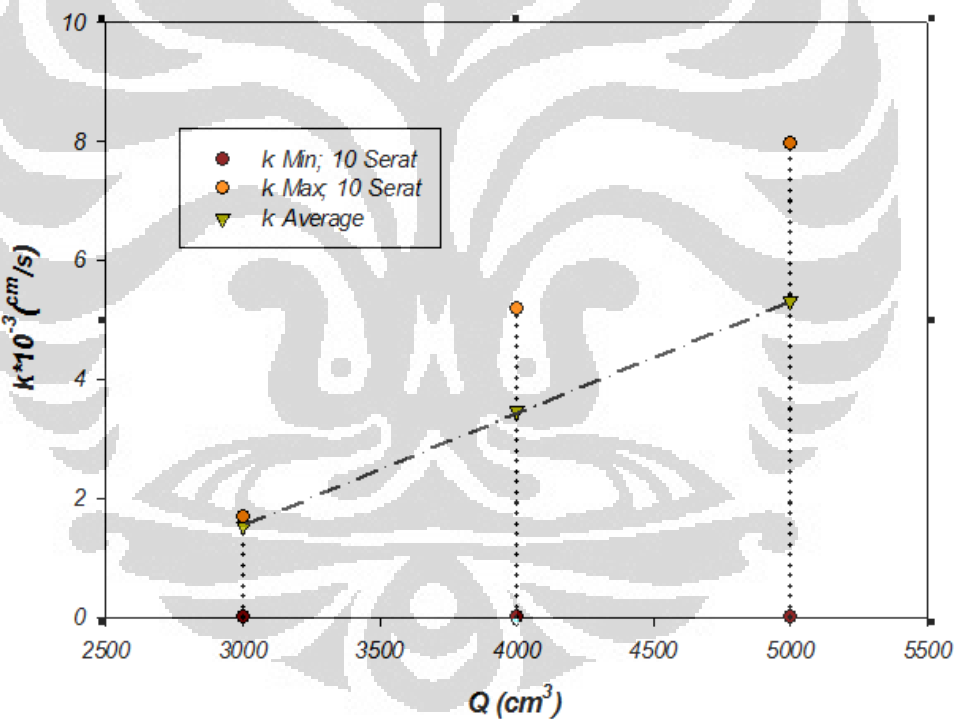
##### 4.3.1 Pengaruh Laju Alir Limbah Terhadap Koefisien Perpindahan Massa

Studi perpindahan massa dapat dilihat dari besaran koefisien perpindahan massa. Nilai koefisien perpindahan massa ini diperoleh dari pengolahan data perubahan konsentrasi amoniak sebelum dan setelah melewati membran selama 2 jam sirkulasi dengan laju alir 3, 4, dan 5 LPM, pH limbah sintetis 11, dan pH absorben 1 dalam selang waktu 30 menit selama 2 jam.

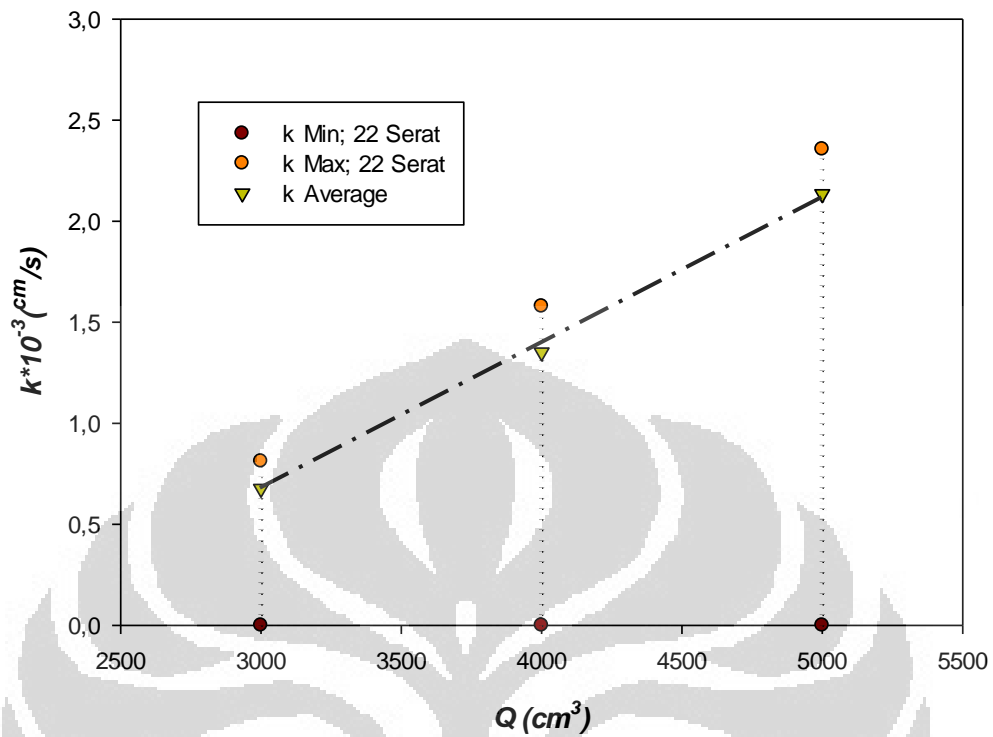
Koefisien perpindahan massa dipengaruhi oleh faktor penurunan konsentrasi, volume, dan luas permukaan membran yang direpresentasikan melalui jumlah serat seperti pada persamaan di bawah ini (Bird, 1990),

$$k = \frac{V}{A \cdot t} \ln \left( \frac{C_0}{C_t} \right) \quad (4.5)$$

Untuk tabel hasil perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada bagian lampiran. Gambar berikut memperlihatkan korelasi antara koefisien perpindahan massa terhadap laju umpan limbah sintetis namun per satuan serat. Semakin meningkatnya laju alir maka koefisien perpindahan massa akan semakin meningkat karena terjadinya turbulensi aliran,

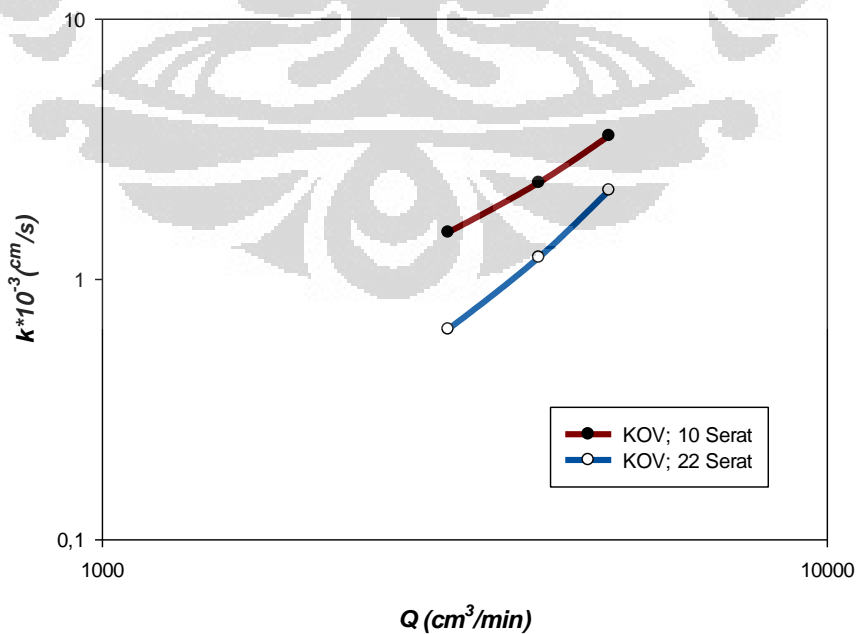


**Gambar 4.10** Koefisien Perpindahan Massa; Laju Sirkulasi Kontaktor 10 Serat



**Gambar 4.11** Koefisien Perpindahan Massa; Laju Sirkulasi Kontaktor 22 Serat

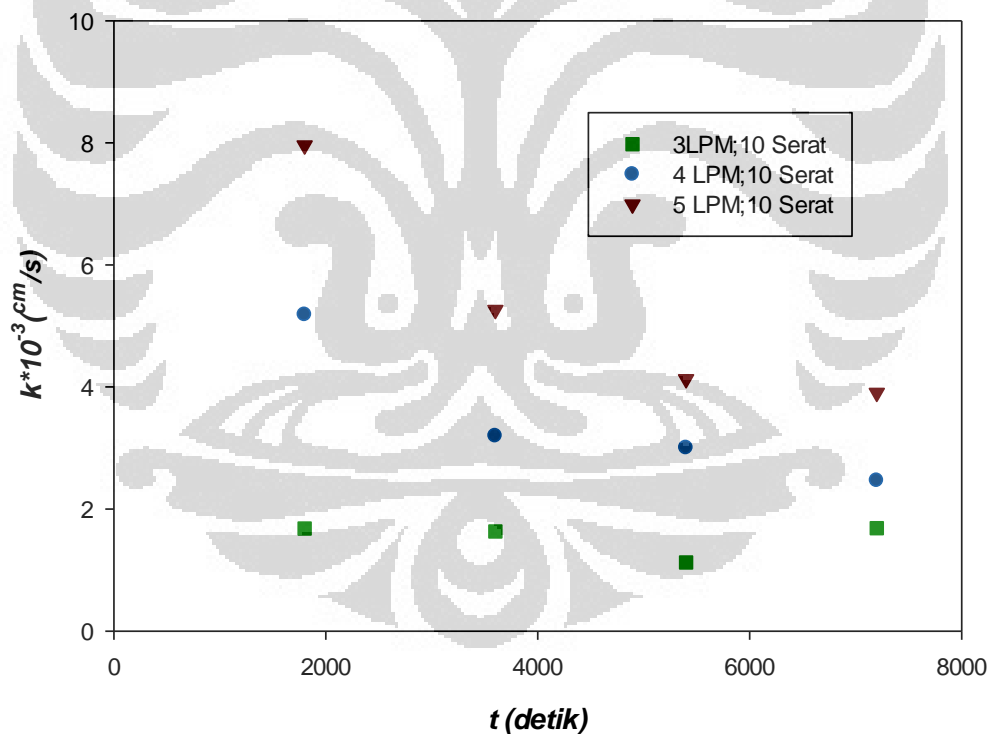
Berikut adalah plot perbandingan koefisien perpindahan massa keseluruhan pada masing-masing kontaktor,



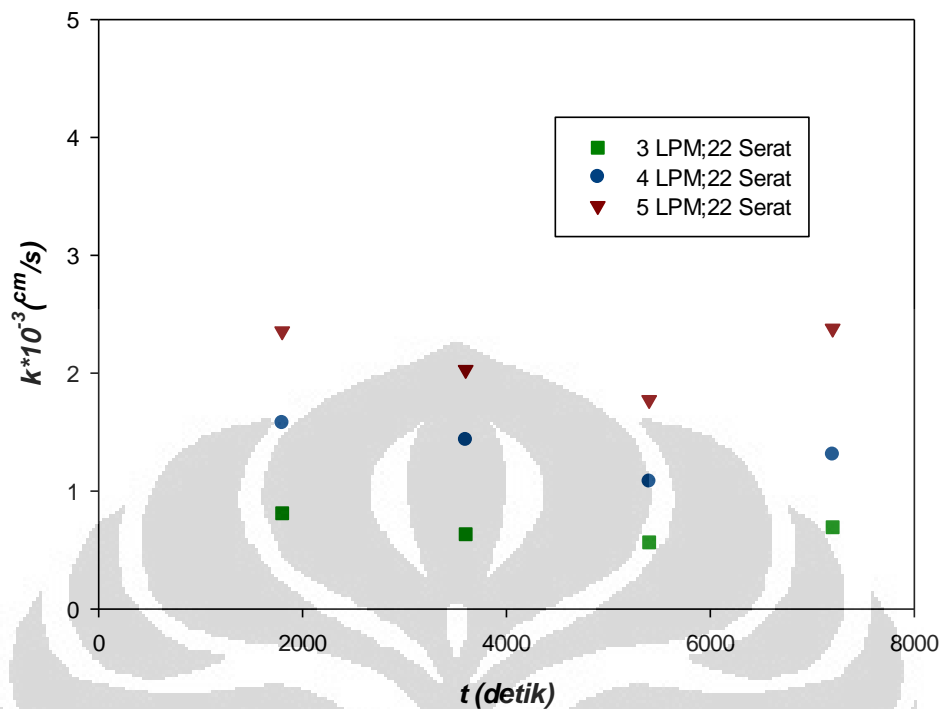
**Gambar 4.12** Koefisien Perpindahan Massa Keseluruhan ( $k_{ov}$ )

Penurunan koefisien perpindahan massa terjadi seiring dengan bertambahnya jumlah serat dikarenakan semakin berkurangnya fraksi kekosongan membran berkurang dan lapisan film yang terbentuk akan semakin besar kemudian lapisan film tersebut menghambat difusi  $\text{NH}_3$  ke dalam penyerap. Sehingga tahanan terhadap difusi gas  $\text{NH}_3$  pun akan semakin besar karena tahanan film di absorbennya besar yang menyebabkan perpindahan amoniak volatil ( $\text{NH}_3$ ) semakin kecil (Bird, 1990).

Jadi meskipun tersedia ruang yang cukup bagi  $\text{NH}_3$  untuk berdifusi ke dalam membran namun difusi  $\text{NH}_3$  dari membran ke dalam absorbent menjadi lebih lama dan tertahan. Berikut akan diperjelas dengan plot perbandingan koefisien perpindahan massa terhadap waktu pada laju sirkulasi yang sama untuk kontaktor membran 10 dan 22 serat,



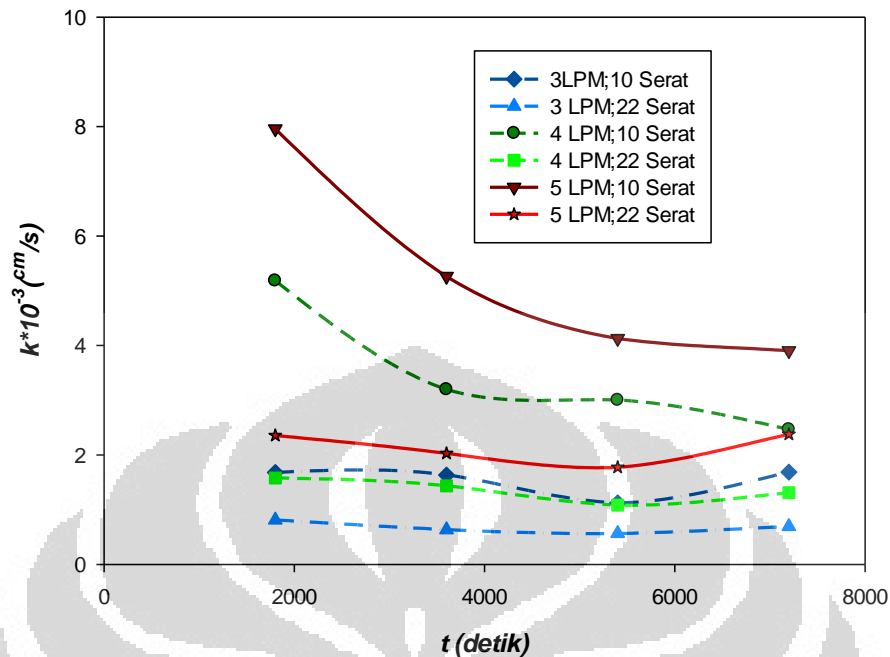
**Gambar 4.13** Koefisien Perpindahan Massa Kontaktor 10 Serat



**Gambar 4.14** Koefisien Perpindahan Massa Kontaktor 22 Serat

Peningkatan koefisien perpindahan massa juga dipengaruhi langsung oleh fraksi kekosongan (*void fraction*) dan besar aliran sirkulasi dalam membran. Dengan meningkatnya aliran fluida di dalam modul, maka fraksi kekosongan tersebut akan semakin dipenuhi oleh fluida sehingga distribusi aliran umpan menjadi semakin merata. Akibatnya, jumlah molekul amoniak yang melewati pori-pori membran meningkat sehingga perpindahan massa akan semakin cepat.

Inilah yang menyebabkan koefisien perpindahan semakin kecil namun persen penyisihan amoniak semakin besar dengan meningkatnya jumlah serat. Berikut ditampilkan kurva perbandingan antara koefisien perpindahan massa terhadap waktu untuk semua kondisi pengambilan data. Dan terlihat bahwa koefisien perpindahan massa terbesar dicapai oleh aliran limbah amoniak dengan laju sirkulasi 5 LPM dan menggunakan kontaktor 10 serat,



**Gambar 4.15** Kurva Koefisien Perpindahan Massa Gabungan

#### 4.3.2 Pengaruh Laju Alir Limbah Terhadap Fluks

Untuk melengkapi studi perpindahan massa, maka dilakukan analisis dengan menghitung fluks amoniak. Fluks amoniak dapat didefinisikan sebagai banyaknya jumlah amoniak yang berpindah per satuan luas membran per satuan waktu. Pada penelitian ini, dibahas tentang pengaruh perbedaan laju alir limbah sintesis terhadap fluks yang dihasilkan pada luas penampang yang semakin membesar.

Berikut adalah hasil perhitungan terhadap fluks amoniak,

$$fluks = \frac{(C_0 - C_t)V_{umpan}}{A_m t} \quad (4.6)$$

Dimana,

$C_0$  = konsentrasi amoniak awal (ppm)

$C_t$  = konsentrasi amoniak akhir saat  $t_{7200}$  (ppm)

$V_{umpan}$  = volume umpan limbah sintesis (3, 4, 5 LPM)

$t$  = lama sirkulasi (0-7200 detik)

$A_m$  = luas penampang membran (295, 16 cm<sup>2</sup> untuk 10 serat dan 649, 352 cm<sup>2</sup> untuk 22 serat )

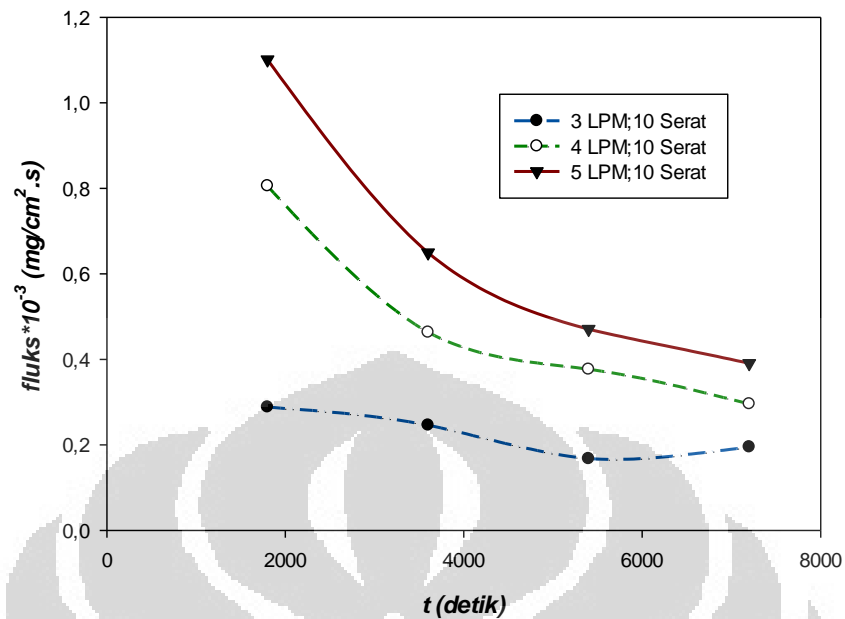


Untuk tabel hasil perhitungan selengkapnya dapat dilihat pada bagian lampiran. Dalam perhitungan fluks, beberapa faktor yang mempengaruhi adalah luas permukaan membran, selisih waktu yang digunakan, perbedaan konsentrasi yang diperoleh, dan laju umpan limbah. Karena semua faktor dibuat sama untuk variasi laju umpan limbah 3, 4, dan 5 LPM maka faktor yang mempengaruhi perbedaan nilai fluks adalah perbedaan konsentrasi yang diperoleh.

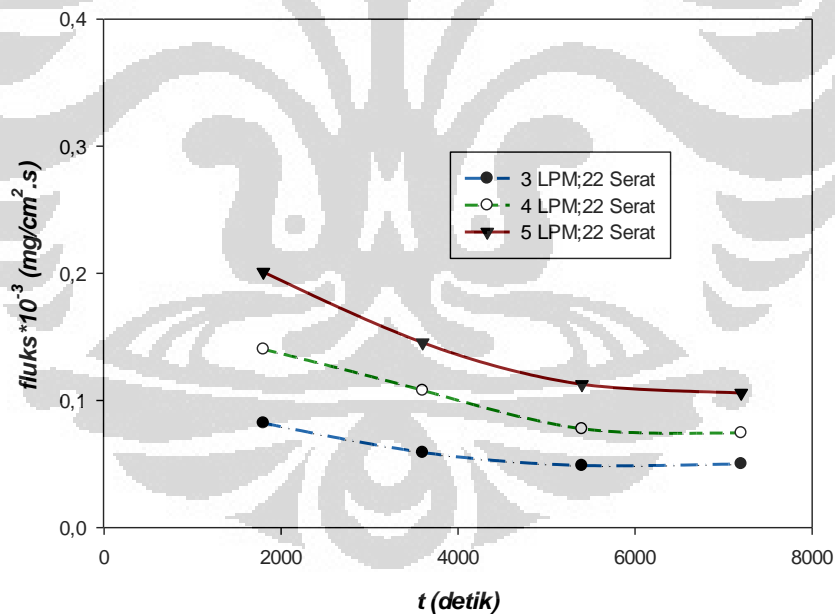
Semakin banyak jumlah serat maka perbedaan tekanan akan semakin besar karena gaya gesek yang dihasilkan semakin besar pula. Faktor friksi tersebut berbanding terbalik dengan kuadrat kecepatan aliran yang dikenal dengan faktor friksi fanning. Semakin meningkatnya kecepatan aliran maka semakin bersifat turbulen seiring dengan meningkatnya kecepatan aliran sehingga lebih banyak gaya gesek yang terjadi dan mengakibatkan penurunan tekanan oleh friksi dalam modul.

Maka semakin meningkat kecepatan aliran maka semakin menurun fluks perpindahan massa, namun persen penyisihannya semakin optimal karena difusivitas amoniak semakin besar akibat arus eddy pada aliran turbulen yang terbentuk. Di samping itu, peningkatan laju sirkulasi juga akan meningkatkan turbulensi aliran dan membentuk arus Eddy sehingga membantu meningkatkan difusivitas amoniak ke dalam membran. Arus Eddy yang terbentuk mampu memperkecil hambatan yang terjadi di sekitar aliran amoniak, sehingga secara tidak langsung membantu proses perpindahan massa pada membran.

Gambar berikut adalah hasil plot perhitungan fluks terhadap waktu selama sirkulasi berlangsung,



**Gambar 4.16** Fluks Perpindahan Massa Pada Kontaktor 10 Serat



**Gambar 4.17** Fluks Perpindahan Massa Pada Kontaktor 22 Serat

#### 4.5 Studi Hidrodinamika

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

massa dengan jenis aliran dapat ditemui dari fungsi bilangan Sherwood yang mewakili perpindahan massa yang terjadi dan bilangan Reynolds yang memberikan gambaran jenis aliran pelarut. Bilangan Sherwood dapat dihitung dengan persamaan berikut ini,

$$Sh = \frac{k_{ov} \times L}{D} \quad (4.7)$$

Dimana

Sh = bilangan Sherwood

$k_{ov}$  = koefisien perpindahan massa (cm/s)

L = panjang kontakor (cm)

D = difusitas amoniak ( $6,93 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$ )

Sementara bilangan Reynolds dan faktor friksi didapatkan dari operasi perhitungan sebagaimana berikut,

$$Re = \frac{d_e \times v}{\mu_{kinematis}} \quad (4.8)$$

dimana:

$d_e$  = diameter ekivalen (cm)

v = kecepatan aliran (cm/s)

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

$$f_{modul} = \frac{d_e \times \Delta P}{2 \times L_f \times \rho \times v^2} \quad (4.9)$$

$$f_{literatur} = \frac{16}{Re} \quad (4.10)$$

$$f_{rasio} = \frac{f_{modul}}{f_{literatur}} \quad (4.11)$$

dimana:

$d_e$  = diameter ekivalen (m)

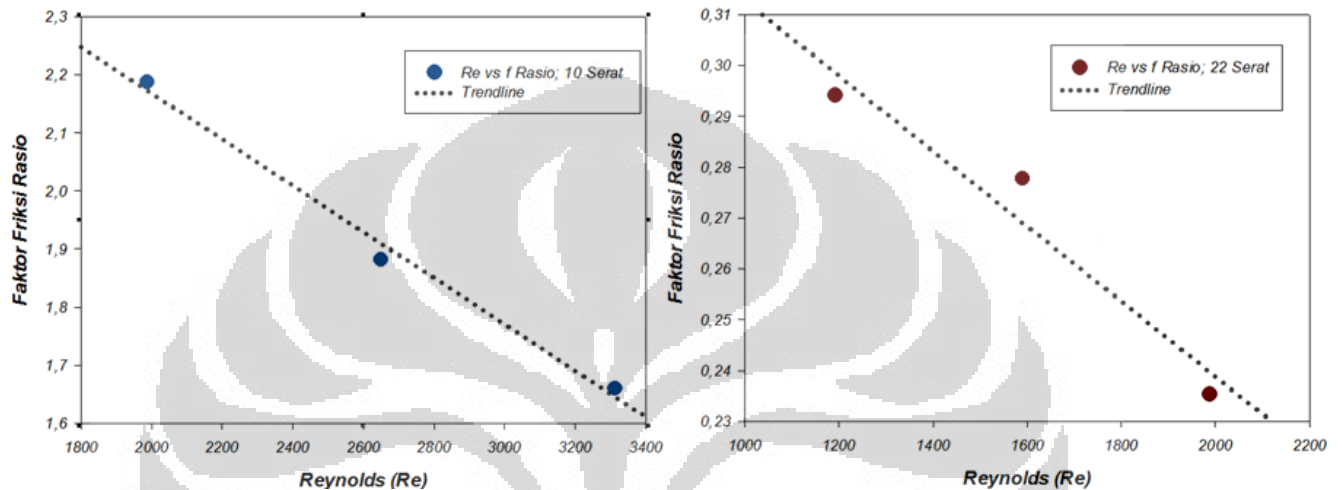
$\Delta P$  = perubahan tekanan ( $\text{kg}/\text{ms}^2$ )

$L_f$  = panjang membran (m)

$\rho$  = kerapatan larutan amoniak

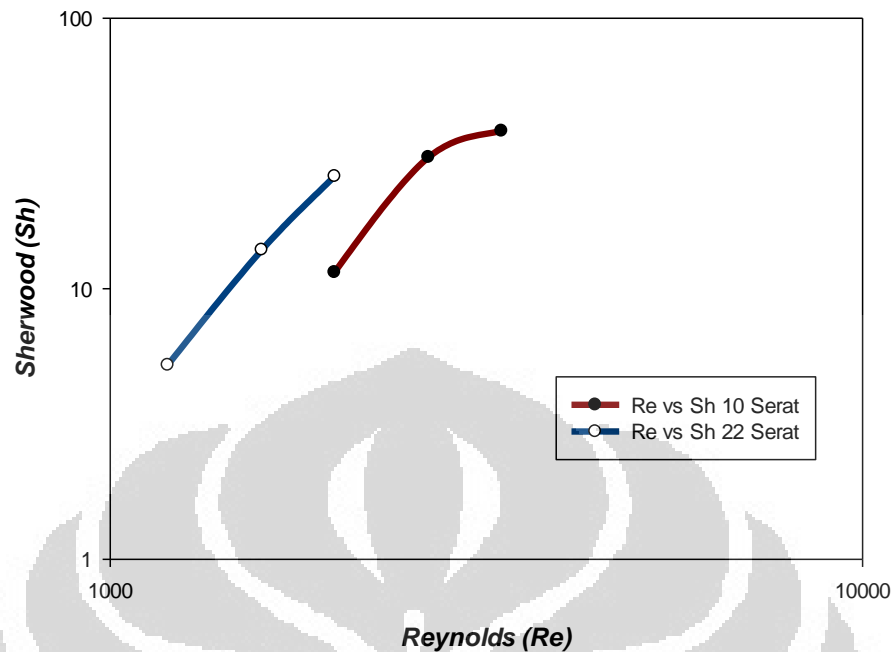
v = kecepatan larutan

Untuk data hasil perhitungan bilangan Reynolds, Sherwood, dan faktor friksi dapat dilihat pada bagian lampiran. Berdasarkan gambar yang telah diplot di bawah maka dapat disimpulkan bahwa semakin tinggi laju alir maka semakin kecil pula faktor friksi yang terjadi di dalam modul sehingga menaikkan bilangan Reynolds. Berikut adalah kurva perbandingan antara faktor friksi rasio dengan bilangan Reynolds,



**Gambar 4.18** Grafik Faktor Friksi Rasio terhadap Bilangan Reynolds

Semakin tinggi kecepatan sirkulasi, maka bilangan Reynolds semakin besar begitu juga penurunan tekanan di dalam modul akan semakin besar. Sehingga faktor friksi pun semakin menurun dikarenakan perbedaan tekanan merupakan faktor pengali untuk mendapatkan nilai faktor friksi pada persamaan 4.8. Dan berikut adalah kurva plot bilangan Reynolds terhadap bilangan Sherwood untuk kedua kontaktor 10 serat dan 20 serat,



**Gambar 4.19** Grafik Sh vs Re Seiring Dengan Kenaikan Laju Alir Umpan

Fenomena yang terjadi ini dikarenakan semakin tinggi kecepatan aliran di dalam modul berarti jenis aliran tersebut makin ke arah turbulen dan kemungkinan terjadi friksi atau gesekan semakin besar sehingga kecepatan aliran pun bertambah yang mengakibatkan penurunan tekanan yang terjadi di dalam modul semakin besar.

Bertambahnya jumlah serat di dalam kontaktor akan menurunkan diameter ekuivalen kontaktor ( $d_e$ ) dan area yang tersedia untuk aliran yang sehingga akan menaikkan kecepatan linear air ( $V_L$ ) pada bilangan Reynolds yang sama, dan menyebabkan penurunan tekanan dalam membran. Inilah yang menyebabkan pada laju alir yang sama persen penyisihan amoniak oleh kontaktor membran 22 serat lebih banyak dibandingkan 10 serat namun besarnya tidak signifikan.

## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

Kesimpulan yang dapat diambil dari pembahasan di atas adalah:

- Proses hibrid mampu menyisihkan amonia sebesar 89% dari konsentrasi awal menggunakan kontaktor serat berongga 22 serat, pada pH absorben 1, pH limbah sintetis 11, dan laju alir umpan 5 LPM.
- Kenaikan laju alir mengondisikan perpindahan massa amoniak berada pada aliran turbulen sehingga mencapai hasil yang efektif sedangkan penambahan jumlah serat memperkecil fraksi kekosongan membran sehingga memperbesar tahanan difusi amoniak ke dalam larutan penyerap.
- Ozon yang dihasilkan pada kondisi basa dapat mengoksidasi ion amonium dengan sangat baik, akan tetapi kinerja ozon pada kondisi basa disinyalir terlalu kecil sehingga peran yang lebih besar adalah untuk mencegah penurunan pH limbah karena ion-ion hidroksida yang dihasilkannya.

Adapun saran untuk penelitian selanjutnya adalah:

- Melakukan pengukuran amoniak terlarut pada buangan larutan penyerap agar dapat membuat neraca massa penyisihan amoniak yang lebih akurat pada sistem membran-ozon ini.
- Penggunaan ozon pada kombinasi proses ini sebaiknya dicampur hidrogen peroksida yang merupakan oksidasi lanjutan yang dikenal sebagai oksidasi peroxone yang mampu bekerja baik pada pH basa dan dapat digunakan sebagai variabel efektivitas ozon yang lebih baik dalam sistem.

## DAFTAR PUSTAKA

- A. Hasanoglu, J. Romero, B. Perez, A. Plaza. (2009). 'Ammonia Removal from Wastewater Streams Through Membrane Contactors: Experimental and Theoretical Analysis of Operation Parameters and Configuration'. *Journal of Membrane Science Direct*.
- Agency for Toxic Substances and Disease Registry. (2004). 'Toxicological Profile for Amoniak. Atlanta, GA: U.S'. *Department of Health and Human Services, Public Health Service*.
- Ahmed, T and Semmens, M.J. 1992. 'The use of independently sealed end microporous hollow fiber membranes for oxygenation of water model development'. *Journal of membranes science*.
- Ashrafizadeh, S.N. (2010). 'Ammonia Removal From Aqueous Solutions Using Hollow-Fiber Membrane Contactors'. *Journal of Membrane Science Direct*.
- Bourawi, D. 2006. 'Application of Vacuum Membrane Distillation For Amoniak Removal'. *Journal of Membrane Science Direct*.
- Bird, R., Fred, W., and Lightfoot, N (1990), 'Transport Phenomena'. *New York: John Wiley & Sons*.
- Chandra, Dodi. (2009). 'Pemisahan Amoniak Terlarut Dalam Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Larutan Penyerap Asam Sulfat'. Depok.
- Costello, M. J. (1993). 'The Effect of ShellSide Hydrodynamics On the Performance of Axial Flow Hollow Fiber Modules'. *Journal of Membrane Science, 80, 1-11*
- Gabelman, A. & Hwang, S.-T. 1999. 'Hollow Fiber Membrane Contactors'. *Journal of Membrane Science Direct*.
- Hoigne, J. & Bader, H. 1976. 'The Role of Hydroxyl Radical Reactions in Ozonation Processes in Aqueous Solutions'. *Water Research, 10, 377-386*.
- Herdiana, Milasari. (2011). 'Proses Hibrid Ozonasi dan Membran untuk Penyisihan Amoniak dari Air Limbah'. Depok.
- Jorgensen, T. C. and Weatherley, L. R. (2003), ' Ammonia Removal from Wastewater by Ion Exchange in The Presence of Organic Contaminants', *Water Research, 37 (8), 1723-28*.

- Kartohardjono, Sutrasno. (2004). 'Penggunaan Kontaktor Membran Serat Berlubang untuk Proses Penyerapan Gas CO<sub>2</sub> oleh Pelarut Air dan Larutan Encer NaOH', *Jurnal Seminar Nasional Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia*.
- Krupa, S. V. (2003), 'Effects of Atmospheric Ammonia (NH<sub>3</sub>) on terrestrial vegetation: a review', *Environmental Pollution*, 124 (2), 179-221.
- Mandowara, Amish and Bhattacharya, Prashant K. (2009), 'Membrane Contactor as Degasser Operated under Vacuum for Ammonia Removal From Water: A Numerical Simulation of Mass Transfer under Laminar Flow Conditions', *Computers & Chemical Engineering*, 33 (6), 1123-31.
- Mulder, M. (2000), *Basic Principles of Membrane Technology* (Netherland: Kluwer Academic Publisher).
- Nevers, Noel de. 1991. 'Fluid Mechanics For Chemical Engineers'. *McGraw-Hill, Inc. Singapore*.
- Quan, Xuejun. (2009), 'Air Stripping of Ammonia in a Water-Sparged Aerocyclone Reactor', *Journal of Hazardous Materials*, 170 (2-3), 983-88.
- Ratanatamskul, C., Chiemchaisri, C., and Yamamoto, K. (1995), 'The Use of a Zeolite-Iron Column for Residual Ammonia and Phosphorus Removal in The Effluent From a Membrane Process as an On-Site Small-Scale Domestic Wastewater Treatment', *Water Science and Technology*, 31 (9), 145-52.
- Andika, Riezqa. (2011). ' Pengaruh Laju Alir Umpan Dan Ph Pada Penyisihan Amonia Dari Air Limbah Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga Dengan Larutan Penyerap Asam Sulfat'. Depok.
- Sangave, Preeti C., Gogate, Parag R., and Pandit, Aniruddha B. (2007), 'Combination of Oonation with Conventional Aerobic Oxidation for Distillery Wastewater Treatment', *Chemosphere*, 68 (1), 32-41.
- Semmens, Michael J., Foster, D.M., and Cussler, E.L. ' Ammonia Removal from Water Using Microporous Hollow Fibers.', *Journal of Membrane Science Direct*.
- Sengupta, A. (1998), 'Large Scale Application of Membrane Contactors for Gas Transfer from or to Ultrapure Water'. *Sep. Purif. Technol*.



## LAMPIRAN 1

### DATA PENGAMATAN

#### 1.1 Produktivitas Ozon

Sebelum memulai percobaan, ozonator yang akan digunakan dihitung produktivitasnya untuk mengetahui besarnya ozon yang dihasilkan. Pengujian produktivitas ozon dilakukan pada setiap nilai voltase dan laju udara yang digunakan kurang lebih 400 L/jam. Berikut ini adalah data tiap pengujian,

**Tabel 1.** Data Pengamatan Uji Produktivitas Ozon

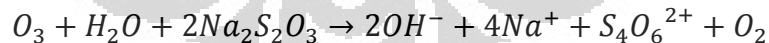
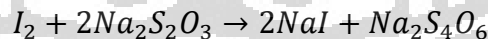
t (s)	Voltase (V)	mA	V Na-tiosulfat (ml)		Produktivitas Ozon (gr/h)
			Hulu (fp=8)	Hilir	
15,1735	100	80	5,05	1,4	0,1309
95,105	150	125	6,925	0,75	0,2805
81,02	190	180	7,7	0,65	0,3651

Semakin besar voltase yang digunakan, maka semakin singkat waktu yang dibutuhkan KI untuk berubah warna, hal ini terjadi karena semakin banyak O<sub>2</sub> (oksigen) yang terkonversi menjadi O<sub>3</sub> (ozon).

Reaksi kimia KI dengan Ozon:



Pembebasan iod dengan Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.5H<sub>2</sub>O:



Dari reaksi kimia diatas, dapat dihitung produktivitas ozon. Contoh perhitungan pada tegangan listrik 190 V:

$$\begin{aligned} mmol\ 2Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O &= (V\ 2Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O\ hulu + hilir) \times M\ Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O \\ &= ((7,7 \times 8) + 0,65) \cdot 5,5 \cdot 10^{-3} \\ &= 0,3424\ mmol \end{aligned}$$

$$mol\ Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O = mmol\ 2Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O \div 1000$$

$$= 3,424 \cdot 10^{-4} \text{ mol}$$

$$\begin{aligned} \text{mol } O_2 &= \frac{1}{2} \text{ mol } Na_2S_2O_3 \cdot 5H_2O \\ &= 0,5(3,424 \cdot 10^{-4}) \text{ mol} \\ &= 1,7119 \cdot 10^{-4} \text{ mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WO_3 &= \text{mol } O_3 \times Mr O_3 \\ &= 1,7119 \cdot 10^{-4} \text{ mol} \times 48 \text{ g/mol} \\ &= 8,217 \cdot 10^{-3} \text{ g} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Produktivitas Ozon} &= \frac{WO_3 \times 3600 \left(\frac{s}{hr}\right)}{t(s)} \\ &= \frac{8,217 \cdot 10^{-3} \text{ g} \times 3600 \left(\frac{s}{hr}\right)}{81,02 (s)} \\ &= 0,3651 \text{ g/hr} \end{aligned}$$

## 1.2 Preparasi Absorben Air Ciater

Air Ciater dengan volume 5 liter memiliki pH 2,6. Untuk mengatur derajat keasamaan (pH) Air Ciater, ditambahkan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) 18 M (96% v/v) hingga mencapai pH  $\pm 1,00$ . Penambahan asam sulfat yang cukup banyak ke dalam air ciater kemungkinan besar karena kehadiran *impurities* pada air Ciater dalam jumlah besar.

Salah pengotor adalah Aluminium yang memiliki sifat amfoter, yakni dapat bersifat basa dan asam pada berbagai kondisi. Sifat ini menyebabkan sulitnya menurunkan pH larutan tersebut sehingga membutuhkan asam sulfat dalam jumlah besar untuk melewati kesetimbangan amfoter tersebut.

Beberapa asumsi yang digunakan:

- Air Ciater terdiri dari beberapa kation dan anion dalam larutannya, seperti Aluminium, Kalsium, Sulfat, Klor, dan sebagainya.
- Molaritas atau pH air Ciater diperoleh dari observasi menggunakan pH meter, artinya pH meter sudah mendeteksi total mol asam dalam volume larutan.

- Reaksi yang terjadi adalah reaksi volumetrik, tidak terjadi penyusutan ataupun ekspansi volume akibat pengaruh *intermolecular forces*.
- Jika menggunakan pipet tetes yang baik, 1 ml = 20 tetes.

### 1.3 Preparasi Larutan Limbah Sintetik Amonium Sulfat

Larutan ammonium sulfat dibuat dengan melarutkan  $\pm 2$  gram  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$  dalam 5 liter aquades. Larutan ini memiliki pH  $\pm 6$ , untuk mencapai pH 11 perlu ditambahkan larutan NaOH 10 M, sekitar 0,5 ml (10-11 tetes). Beberapa asumsi yang digunakan:

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

### 1.4 Data Studi Perpindahan Massa

#### 1.4.1 Data Proses Hibrid Membran-Ozon Variasi Laju Alir 3 LPM

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 10 serat

- Laju alir larutan amoniak = 3 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 6,5
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,37
- pH air Ciater = 1,09
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,400 gram

**Tabel 3.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 3 LPM

No.	t (s)	$[\text{NH}_3]$ Alat	fp	$[\text{NH}_3]$ Hasil (ppm)
1.	-	19,8	10	198
2.	1800	14,7	10	147
3.	3600	11,1	10	111
4.	5400	10,9	10	109
5.	7200	6,0	10	60

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 22 serat

- Laju alir larutan amoniak = 3 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 4,67
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,46
- pH air Ciater = 1,04
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,0226 gram

**Tabel 4.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 3 LPM

No.	t (s)	[NH <sub>3</sub> ] Alat	fp	[NH <sub>3</sub> ] Hasil (ppm)
1.	-	11,8	10	118
2.	1800	8,6	10	86
3.	3600	7,2	10	72
4.	5400	6,1	10	61
5.	7200	40	10	40

#### 1.4.2 Data Proses Hibrid Membran-Ozon Variasi Laju Alir 4 LPM

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 10 serat

- Laju alir larutan amoniak = 4 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 6,09
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,0
- pH air Ciater = 1,08
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,800 gram

**Tabel 5.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 4 LPM

No.	t (s)	[NH <sub>3</sub> ] Alat	fp	[NH <sub>3</sub> ] Hasil (ppm)
1.	-	21,5	10	215
2.	1800	10,8	10	108
3.	3600	9,2	10	92
4.	5400	6,5	10	65
5.	7200	5,8	10	58

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 22 serat

- Laju alir larutan amoniak = 4 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 4,6
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,09
- pH air Ciater = 1,12
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,005 gram

**Tabel 6.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 4 LPM

No.	t (s)	[NH <sub>3</sub> ] Alat	fp	[NH <sub>3</sub> ] Hasil (ppm)
1.	-	11,1	10	111
2.	1800	7,0	10	70
3.	3600	4,8	10	48
4.	5400	4,3	10	43
5.	7200	2,4	10	24

#### 1.4.3 Data Proses Hibrid Membran-Ozon Variasi Laju Alir 5 LPM

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 10 serat

- Laju alir larutan amoniak = 5 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 6,03
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,34
- pH air Ciater = 1
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,5013 gram

**Tabel 7.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 5 LPM

No.	t (s)	[NH <sub>3</sub> ] Alat	fp	[NH <sub>3</sub> ] Hasil (ppm)
1.	-	20,5	10	205
2.	1800	8,8	10	88
3.	3600	6,7	10	67
4.	5400	5,5	10	55
5.	7200	3,9	10	39

Data pengamatan dengan kontaktor serat polipropilen 22 serat

- Laju alir larutan amoniak = 5 L/menit
- pH awal larutan amoniak = 5,12
- pH akhir (penambahan NaOH) = 11,04
- pH air Ciater = 1,15
- Berat penimbangan ammonium sulfat = 4,1178 gram

**Tabel 8.** Data Pengamatan Proses Hibrid Membran-Ozon 5 LPM

No.	t (s)	[NH <sub>3</sub> ] Alat	fp	[NH <sub>3</sub> ] Hasil (ppm)
1.	-	11,1	10	111
2.	1800	6,4	10	64
3.	3600	4,3	10	43
4.	5400	3,2	10	32
5.	7200	1,2	10	12

### 1.5 Data Perbedaan Tekanan

Untuk membahas studi hidrodinamika, dibutuhkan data perbedaan tekanan dengan menggunakan manometer. Berikut data perbedaan tekanan rata-rata yang didapat selama 120 menit dengan selang waktu pengambilan data tekanan 5 menit. Hal ini dilakukan karena keadaan pembacaan manometer yang terkadang berubah karena laju alir air kurang stabil dan faktor pengganggu lainnya,

**Tabel 9.** Kenaikan Tekanan Pada Variasi Laju Alir untuk Kontaktor 10 Serat

Laju Alir	$\Delta P$ (psi)	$\Delta P$ (kg/ms <sup>2</sup> )
3 LPM	0,34	239,044
4 LPM	0,39	274,197
5 LPM	0,43	302,319

**Tabel 10.** Kenaikan Tekanan Pada Variasi Laju Alir untuk Kontaktor 22 serat

Laju Alir	$\Delta P$ (psi)	$\Delta P$ (kg/ms <sup>2</sup> )
3 LPM	0,27	189,828
4 LPM	0,34	239,044
5 LPM	0,40	189,828

## LAMPIRAN 2 DATA PERHITUNGAN

### 2.1 Studi Perpindahan Massa

Pada studi perpindahan massa, dilakukan perhitungan seperti efisiensi, slope perubahan konsentrasi, koefisien perpindahan massa, dan fluks yang terjadi pada aliran limbah sintetik yang disirkulasi dengan variasi laju alir umpan.

#### 2.1.1 Perhitungan % Penyisihan (%R)

Efisiensi penyisihan amoniak dari limbah sintetik dapat dihitung menggunakan persamaan berikut ini:

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

dimana:

$C_0$  = Konsentrasi awal limbah

$C_t$  = Konsentrasi amoniak pada saat t

Contoh perhitungan efisiensi pemisahan amoniak pada proses hibrid membran-ozonasi dengan kontaktor 22 serat di waktu 7200 s dengan laju alir 5 LPM,

$$\%R = \frac{111 - 12}{111} \times 100\%$$

$$\%R = 89\%$$

Berikut adalah tabel besar %R untuk masing-masing laju alir dengan serat kontaktor yang berbeda-beda,

**Tabel 1.** %R Pada Laju Alir 3 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	198	-
1800	147	26%
3600	111	44%
5400	109	45%
7200	60	70%

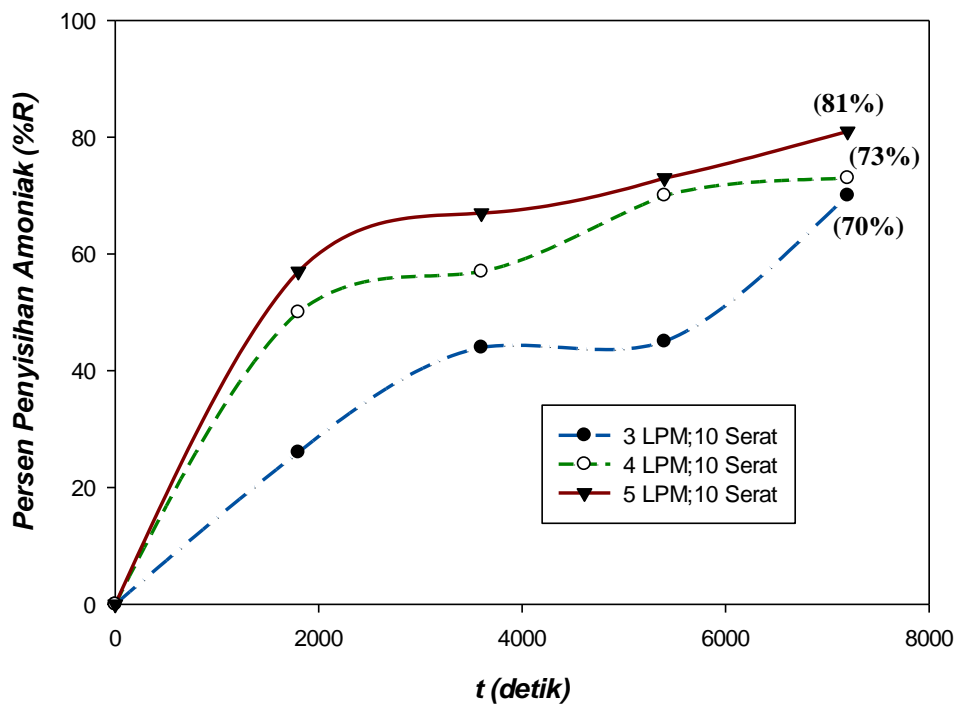
**Tabel 2.** %R Pada Laju Alir 4 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	215	-
1800	108	50%
3600	92	57%
5400	65	70%
7200	58	73%

**Tabel 3.** %R Pada Laju Alir 5 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	205	-
1800	88	57%
3600	67	67%
5400	55	73%
7200	39	81%

Dari ketiga tabel di atas maka dibuatlah plot antara persen penyisihan terhadap waktu untuk melihat peningkatan efisiensi seiring dengan meningkatnya laju alir sebagai mana berikut,



**Gambar 1.** Persen Penyisihan Amoniak (%R) Terhadap Waktu pada Kontaktor 10 Serat



**Tabel 4.** %R Pada Laju Alir 3 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	118	-
1800	86	27%
3600	72	39%
5400	61	48%
7200	40	66%

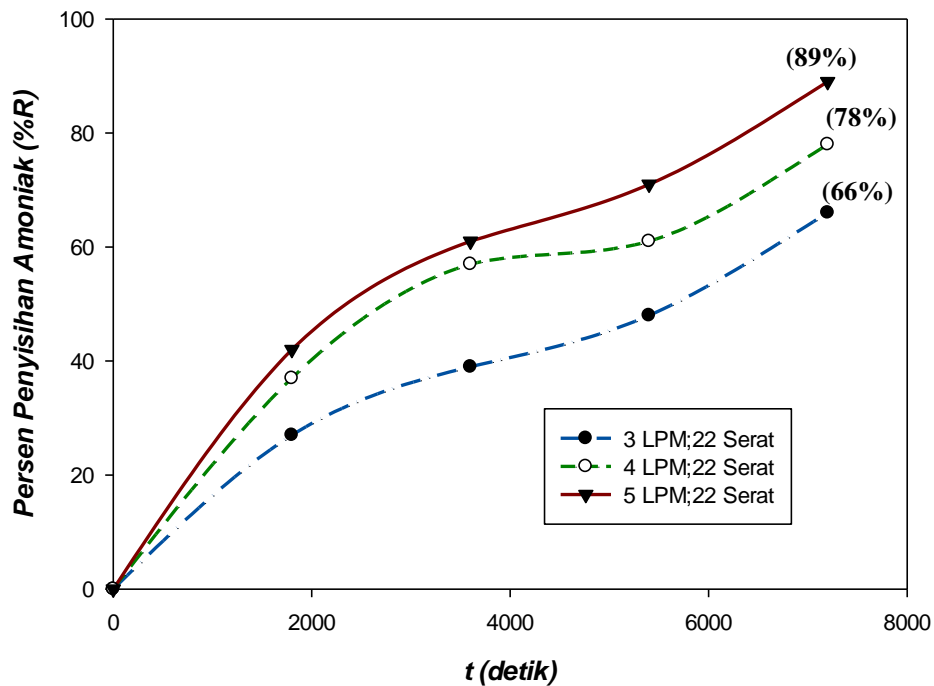
**Tabel 5.** %R Pada Laju Alir 4 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	111	-
1800	70	37%
3600	48	57%
5400	43	61%
7200	24	78%

**Tabel 6.** %R Pada Laju Alir 5 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	% R
-	111	-
1800	64	42%
3600	43	61%
5400	32	71%
7200	12	89%

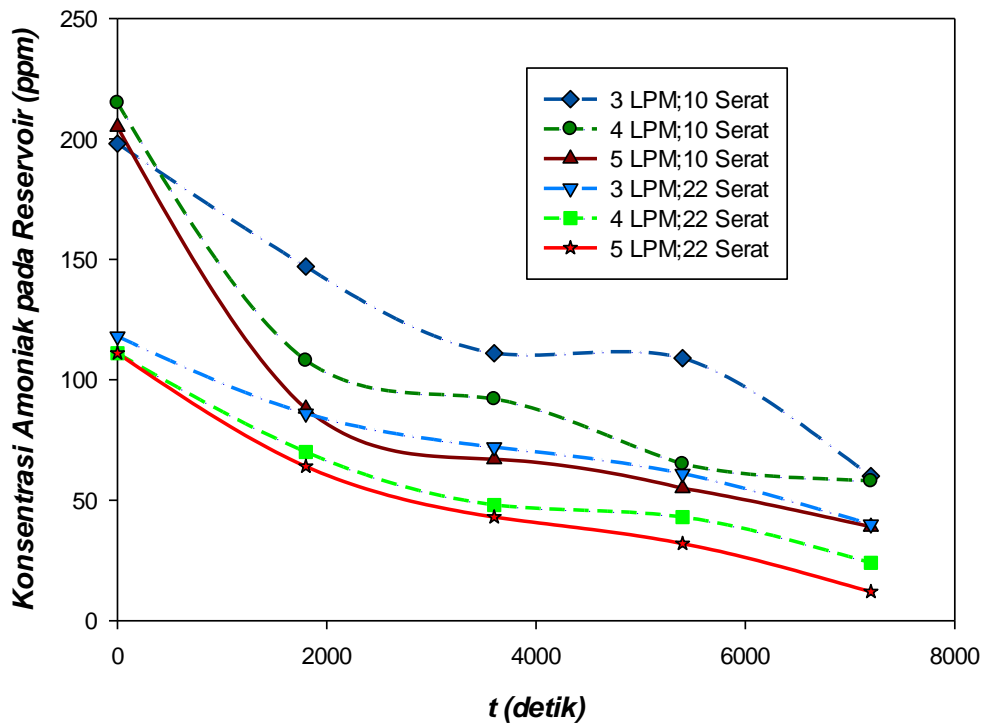
Dari data di atas juga dibuat plot antara persen penyisihan terhadap waktu untuk melihat peningkatan efisiensi seiring dengan meningkatnya laju alir pada kontaktor 22 serat sebagai mana berikut,



**Gambar 2.** Persen Penyisihan Amoniak (%R) Terhadap Waktu pada Kontaktor 22 serat

Dari perbandingan kedua grafik di atas maka persen penyisihan akan lebih besar dan efisien seiring dengan bertambahnya laju alir dan jumlah serat. Oleh karena itu yang selanjutnya akan dievaluasi adalah kenampakan sifat perpindahan massa dan hidrodinamika pada kontaktor 22 serat karena yang paling besar efisiensinya.

Berikut adalah plot grafik yang menunjukkan penurunan konsentrasi amoniak seiring dengan berjalannya waktu sirkulasi limbah di dalam kontaktor membran serat berongga dimana menunjukkan bahwa pada laju sirkulasi yang semakin cepat dan jumlah serat yang semakin banyak, penurunan konsentrasi akan berakhir pada titik yang lebih rendah sebagaimana berikut,



**Gambar 3.** Kurva Penurunan Konsentrasi Amoniak Selama Sirkulasi di Dalam Membran

### 2.1.2 Perhitungan Slope Perubahan Konsentrasi Terhadap Waktu

Untuk menghitung koefisien perpindahan massa keseluruhan ( $k_{ov}$ ), diperlukan *slope* dari perubahan konsentrasi amoniak terhadap waktu. *Slope* ini diperoleh dengan memplot grafik  $\ln C_0/C_t$  terhadap waktu. Berikut adalah tabel data hasil perhitungan  $\ln C_0/C_t$ , serta grafik hubungan  $\ln C_0/C_t$  vs  $t$ .

**Tabel 7.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 3 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	$\ln C_0/C_t$
-	198	-
1800	147	0,298
3600	111	0,578
5400	109	0,596
7200	60	1,194

**Tabel 8.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 4 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	ln C <sub>0</sub> /C <sub>t</sub>
-	215	-
1800	108	0,688
3600	92	0,848
5400	65	1,196
7200	58	1,310

**Tabel 9.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 5 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	ln C <sub>0</sub> /C <sub>t</sub>
-	205	-
1800	88	0,846
3600	67	1,118
5400	55	1,316
7200	39	1,659

**Tabel 10.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 3 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	ln C <sub>0</sub> /C <sub>t</sub>
-	118	-
1800	86	0,316
3600	72	0,494
5400	61	0,659
7200	40	1,082

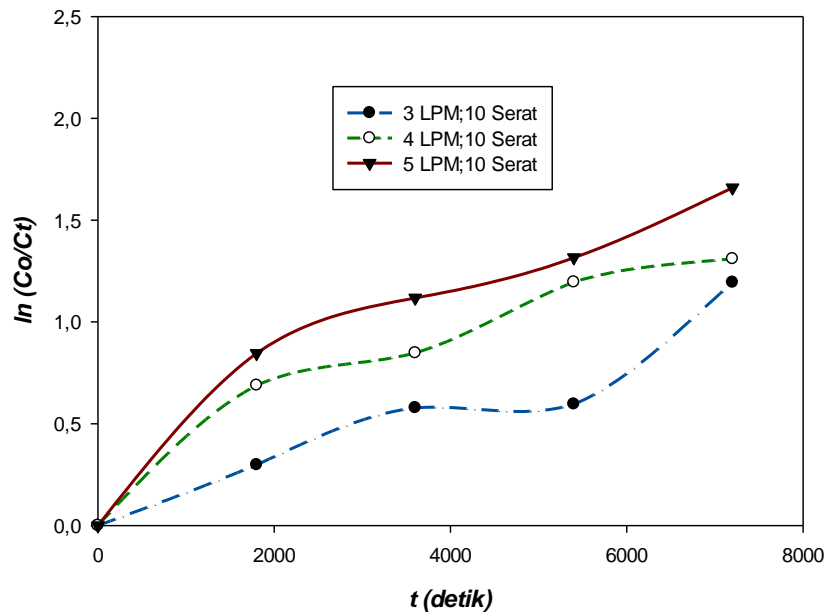
**Tabel 11.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 4 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	ln C <sub>0</sub> /C <sub>t</sub>
-	111	-
1800	70	0,461
3600	48	0,838
5400	43	0,948
7200	24	1,532

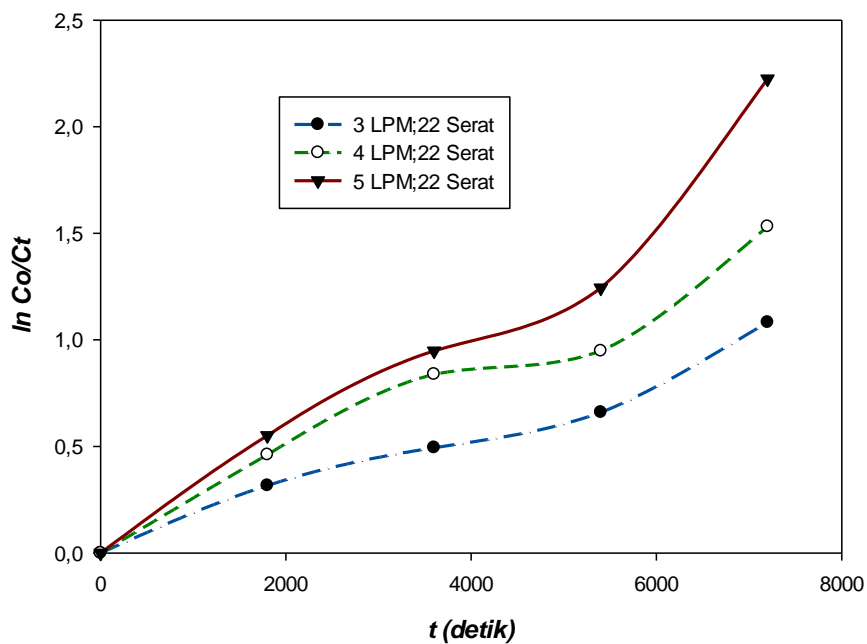
**Tabel 12.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 5 LPM Kontaktor 22 serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	ln C <sub>0</sub> /C <sub>t</sub>
-	111	-
1800	64	0,550
3600	43	0,948
5400	32	1,244
7200	12	2,224

Dari ketiga tabel tersebut di plot kan terhadap waktu dan dicari persamaan garis nya untuk mendapatkan besar kemiringan (slope), dimana slope tersebut adalah koefisien perpindahan massa amoniak pada limbah sintetik sebagaimana berikut,



Gambar 4. Kurva  $\ln C_0/C_t$  pada Kontaktor 10 Serat



Gambar 5. Kurva  $\ln C_0/C_t$  pada Kontaktor 22 serat

Maka dari plot di atas akan didapatkan slope masing-masing garis lurus sebagaimana berikut,

**Tabel 13.** Data Perhitungan Nilai Slope Pada Laju Alir Tertentu

Laju Alir	Slope (10 Serat)	Slope (22 Serat)
3 LPM	$1,49.10^{-4}$	$1,39.10^{-4}$
4 LPM	$1,74.10^{-4}$	$1,97.10^{-4}$
5 LPM	$2,1.10^{-4}$	$2,86.10^{-4}$

### 2.1.3 Perhitungan Koefisien Perpindahan Massa

Koefisien perpindahan massa keseluruhan sendiri dapat diperoleh dari mengalikan slope grafik konsentrasi amoniak terhadap waktu dengan volume limbah umpan, kemudian dibagi dengan luas permukaan membran seperti pada persamaan di bawah ini,

$$k_{ov} = \frac{\text{slope} \times V_{umpan}}{A_m}$$

Dimana,

$$A_m = \pi n_f l_f d_f$$

$A_m$  = luas permukaan membran ( $\text{cm}^2$ )

$n_f$  = jumlah membran (22)

$l_f$  = panjang membran (47 cm)

$d_f$  = diameter membran (0,2 cm)

Sehingga,

$$A_m = \pi (22)(47 \text{ cm})(0,2 \text{ cm}) = 649,35 \text{ cm}^2$$

Contoh perhitungan koefisien massa pada proses hibrid membran-ozonasi, pada laju alir 5 LPM jumlah serat 22,

$$k_{ov} = \frac{2,86.10^{-4} / \text{s} \times 5000 \text{ cm}^3}{649,35 \text{ cm}^2} = 2,202.10^{-3} \text{ cm/s}$$

Maka dari hasil perhitungan ketiga data slope akan didapatkan tabel nilai koefisien perpindahan massa sebagaimana berikut ini,

**Tabel 14.** Perhitungan Koefisien Perpindahan Massa Pada Kontaktor 10 Serat

Laju Alir (LPM)	V (cm <sup>3</sup> )	Kov (10 Serat)
3	3000	1,571. 10 <sup>-3</sup>
4	4000	2,355. 10 <sup>-3</sup>
5	5000	3,566. 10 <sup>-3</sup>

**Tabel 15.** Perhitungan Koefisien Perpindahan Massa Pada Kontaktor 10 Serat

Laju Alir (LPM)	V (cm <sup>3</sup> )	Kov (22 serat)
3	3000	6,436. 10 <sup>-4</sup>
4	4000	1,215. 10 <sup>-3</sup>
5	5000	2,200. 10 <sup>-3</sup>

Data di atas merupakan koefisien perpindahan massa overall rata-rata terhadap waktu yang diperoleh dari pengolahan menggunakan slope. Berikut akan ditampilkan perhitungan aktual untuk koefisien perpindahan massa pada setiap waktu pengambilan data dengan menggunakan persamaan berikut,

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

Contoh perhitungan untuk k pada laju alir 5 LPM (5000 cm<sup>3</sup>), kontaktor 22 serat dan pada t<sub>7200</sub> maka perhitungannya adalah sebagai berikut,

$$k = \frac{5000 \text{ cm}^3}{649,35 \text{ cm}^2 \cdot 7200 \text{ s}} \times 1,532 = 2,379 \cdot 10^{-3} \text{ cm/s}$$

Maka dari hasil perhitungan ketiga data slope akan didapatkan tabel nilai koefisien perpindahan massa sebagaimana berikut ini,

**Tabel 16.** Koefisien Perpindahan Massa 3 LPM Kontaktor 10 Serat

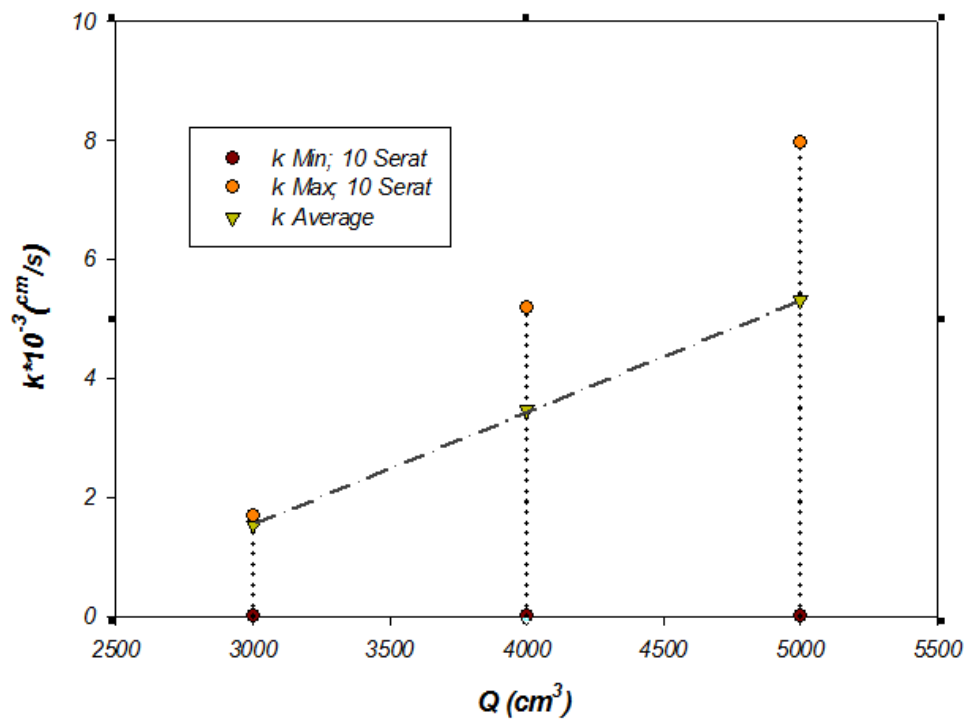
t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	198	-
1800	147	1,682. 10 <sup>-3</sup>
3600	111	1,634. 10 <sup>-3</sup>
5400	109	1,124. 10 <sup>-3</sup>
7200	60	1,685. 10 <sup>-3</sup>

**Tabel 17.** Koefisien Perpindahan Massa 4 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	215	-
1800	108	5,184. 10 <sup>-3</sup>
3600	92	3,195. 10 <sup>-3</sup>
5400	65	3,002. 10 <sup>-3</sup>
7200	58	2,466. 10 <sup>-3</sup>

**Tabel 18.** Koefisien Perpindahan Massa 5 LPM Kontaktor 10 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	205	-
1800	88	7,959. 10 <sup>-3</sup>
3600	67	5,262. 10 <sup>-3</sup>
5400	55	4,127. 10 <sup>-3</sup>
7200	39	3,904. 10 <sup>-3</sup>



**Gambar 6.** Koefisien Perpindahan Massa Laju Sirkulasi Kontaktor 10 Serat



**Tabel 19.** Koefisien Perpindahan Massa 3 LPM Kontakor 22 Serat

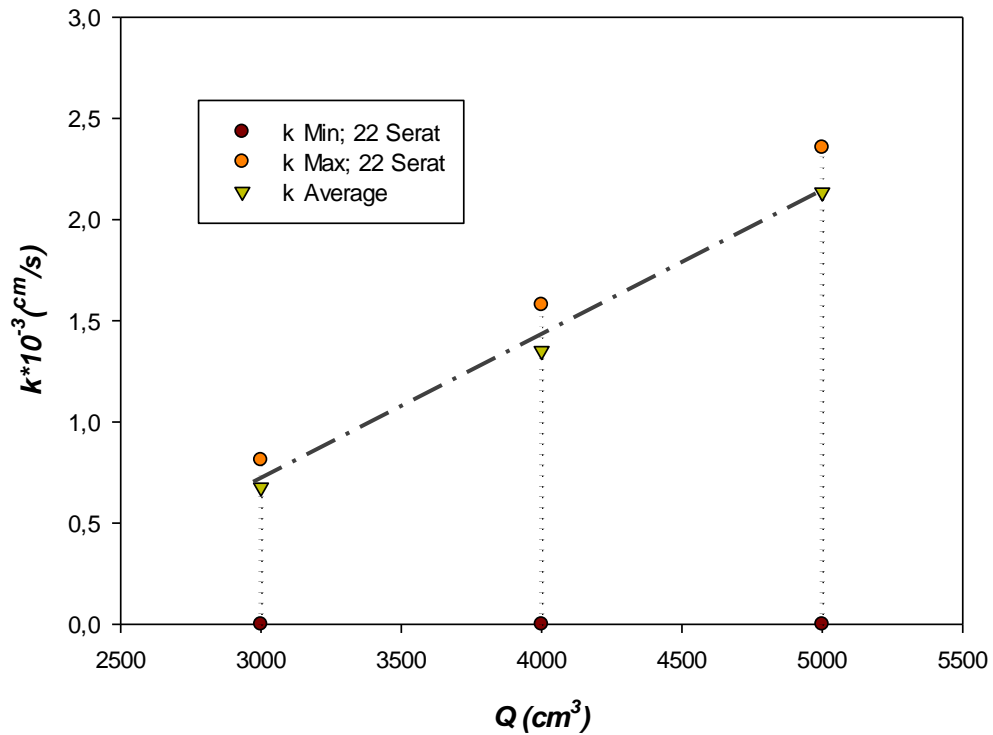
t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	118	-
1800	86	8,119. 10 <sup>-4</sup>
3600	72	6,340. 10 <sup>-4</sup>
5400	61	5,645. 10 <sup>-4</sup>
7200	40	6,942. 10 <sup>-4</sup>

**Tabel 20.** Koefisien Perpindahan Massa 4 LPM Kontakor 22 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	111	-
1800	70	1,578. 10 <sup>-3</sup>
3600	48	1,434. 10 <sup>-3</sup>
5400	43	1,082. 10 <sup>-3</sup>
7200	24	1,310. 10 <sup>-3</sup>

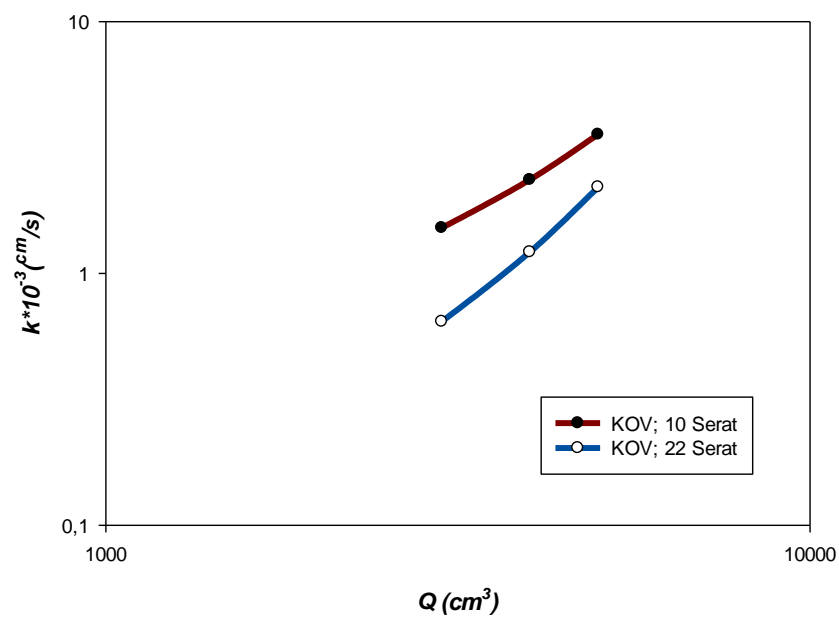
**Tabel 21.** Koefisien Perpindahan Massa 5 LPM Kontakor 22 Serat

t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	k (cm/s)
-	111	-
1800	64	2,356. 10 <sup>-3</sup>
3600	43	2,028. 10 <sup>-3</sup>
5400	32	1,774. 10 <sup>-3</sup>
7200	12	2,379. 10 <sup>-3</sup>



**Gambar 7.** Koefisien Perpindahan Massa Laju Sirkulasi Kontaktor 22 Serat

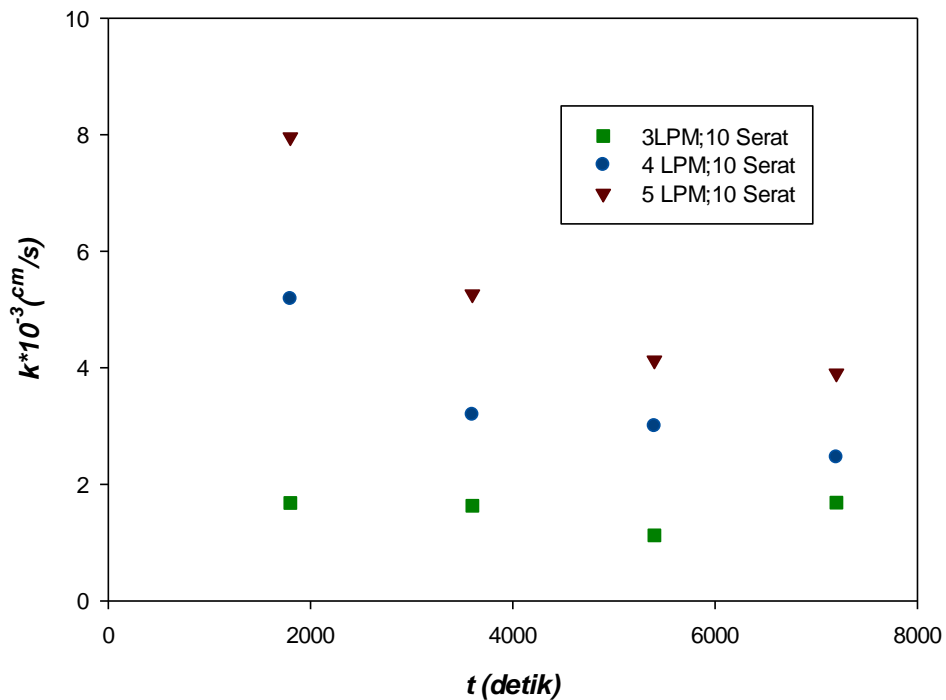
Kemudian berikut adalah plot hasil perhitungan koefisien perpindahan massa keseluruhan dengan kenaikan laju sirkulasi pada kontaktor membran 10 serat dan 22 serat,



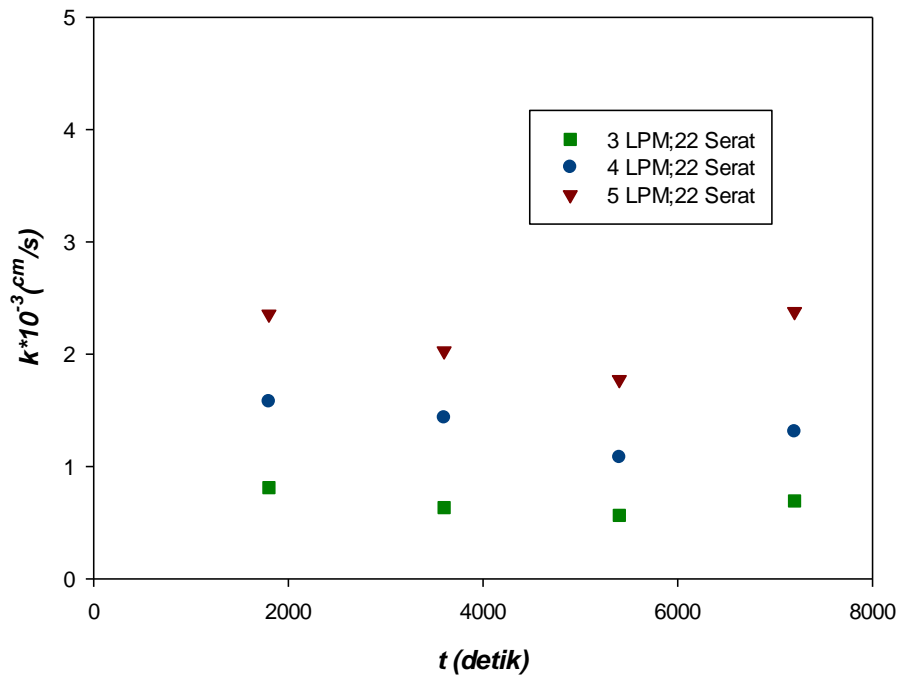
**Gambar 8.** Perbandingan Antara Koefisien Perpindahan Massa Keseluruhan ( $k_{ov}$ )

Dapat terlihat bahwa koefisien perpindahan massa akan meningkat seiring dengan bertambahnya laju alir kan tetapi semakin menurun dengan semakin banyaknya jumlah serat. Hal ini diindikasi karena semakin besarnya fraksi kepadatan serat maka friksi yang menghalangi perpindahan massa pun semakin besar.

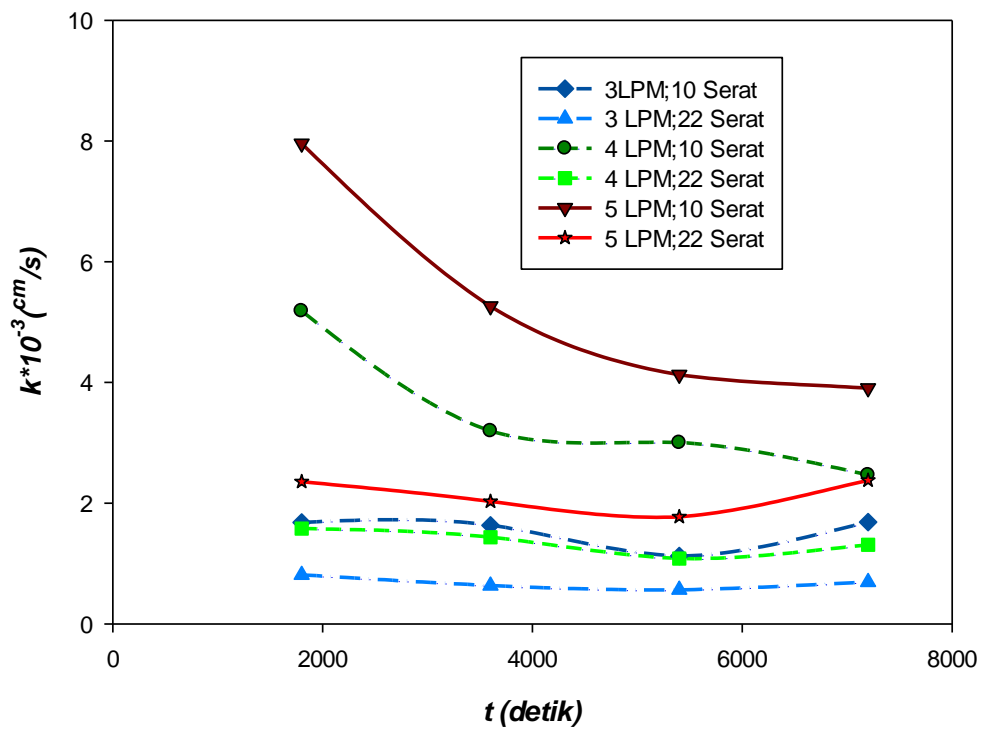
Namun secara persen penyisihan kontaktor dengan serat yang lebih banyak terbukti lebih efektif karena luas permukaannya semakin besar sehingga  $\text{OH}^-$  yang terbentuk ke permukaan semakin banyak dan  $\text{NH}_3$  volatil semakin banyak terbentuk di sistem. Berikut adalah plot grafik perbandingan koefisien perpindahan massa pada laju alir tertentu dimana semakin bertambahnya kepadatan jumlah serat membran akan menurunkan koefisien perpindahan massa tersebut,



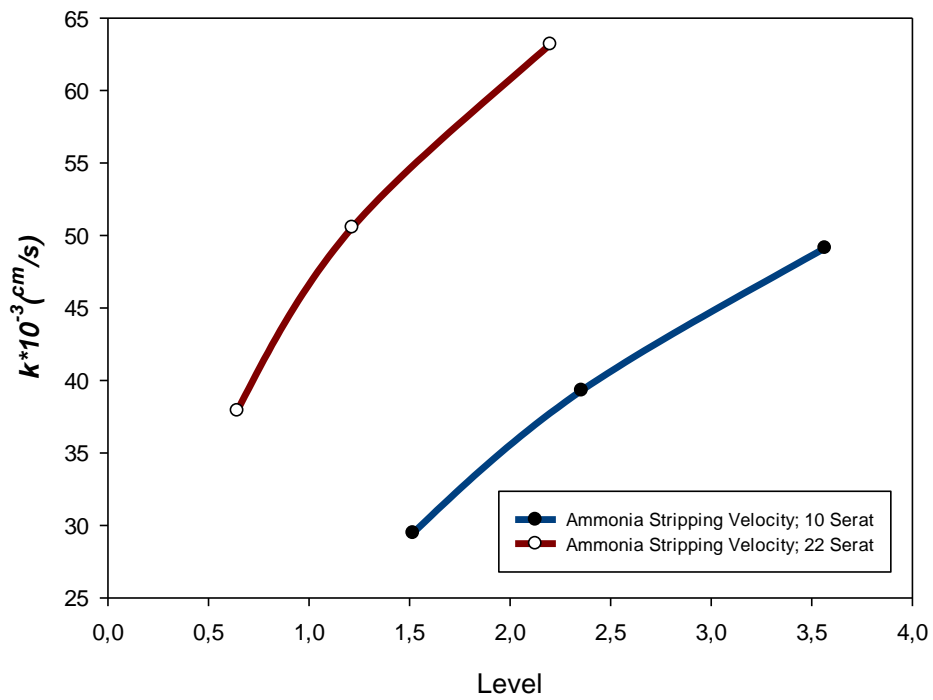
**Gambar 9.** Koefisien Perpindahan Massa Laju Kontaktor 10 Serat



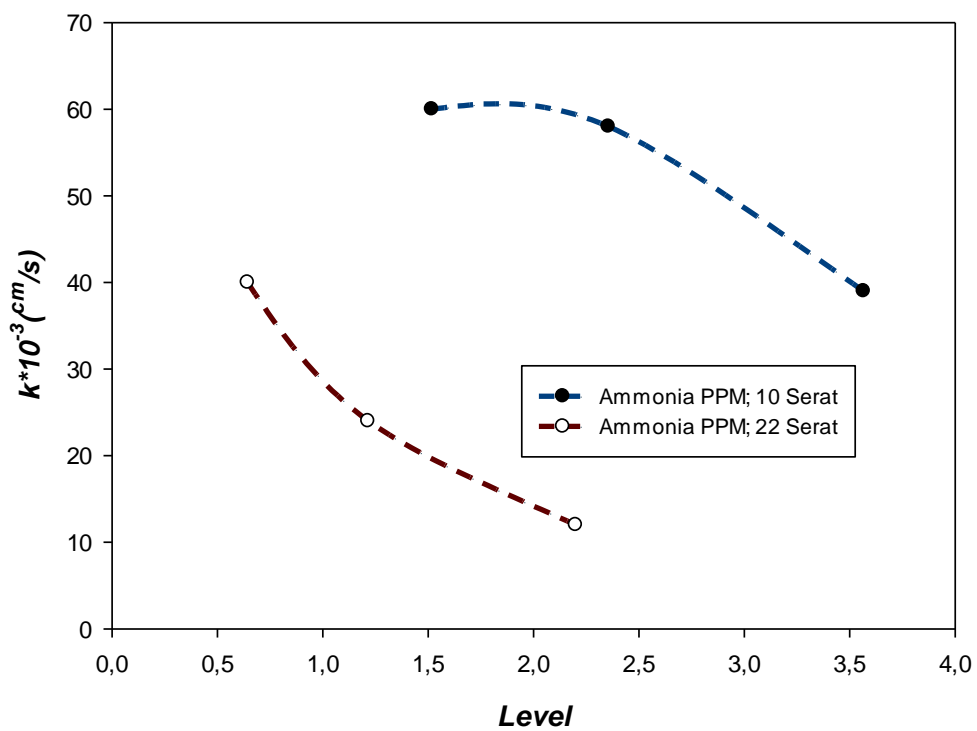
**Gambar 10.** Koefisien Perpindahan Massa Kontakor 22 Serat



**Gambar 11.** Koefisien Perpindahan Massa dengan Berbagai Variasi Laju Alir dan Jumlah Serat Terhadap Waktu



**Gambar 12.** Koefisien Perpindahan Massa terhadap Kecepatan Penyisihan Amoniak



**Gambar 13.** Koefisien Perpindahan Massa terhadap Level Konsentrasi Amoniak

### 2.1.4 Perhitungan Fluks Perpindahan Massa

Fluks amoniak dapat didefinisikan sebagai banyaknya jumlah amoniak yang berpindah per satuan luas membran per satuan waktu. Pada penelitian ini, dibahas tentang pengaruh perbedaan laju alir limbah sintetis terhadap fluks yang dihasilkan pada luas penampang yang semakin membesar.

Berikut adalah hasil perhitungan terhadap fluks amoniak,

$$fluks = \frac{(C_0 - C_t)V_{umpan}}{A_m t}$$

Dimana,

$C_0$  = konsentrasi amoniak awal (ppm)

$C_t$  = konsentrasi amoniak akhir saat  $t_{7200}$  (ppm)

$V_{umpan}$  = volume umpan limbah sintetis (3, 4, 5 LPM)

$t$  = lama sirkulasi (0-7200 detik)

$A_m$  = luas penampang membran (295, 16  $cm^2$  untuk 10 serat dan 649, 352  $cm^2$  untuk 22 serat )

Contoh perhitungan koefisien massa pada proses hibrid membran-ozonasi, pada laju alir 5 LPM jumlah serat 20,

$$fluks = \frac{(111 - 12) (5 L)}{(649,35 cm^2) (7200 s)} = 1,058 \cdot 10^{-3} mg/cm^3 \cdot s$$

Maka dari perhitungan seperti di atas dapat diperoleh data fluks setiap waktu pengambilan data (1800 s) sebagaimana berikut ini,

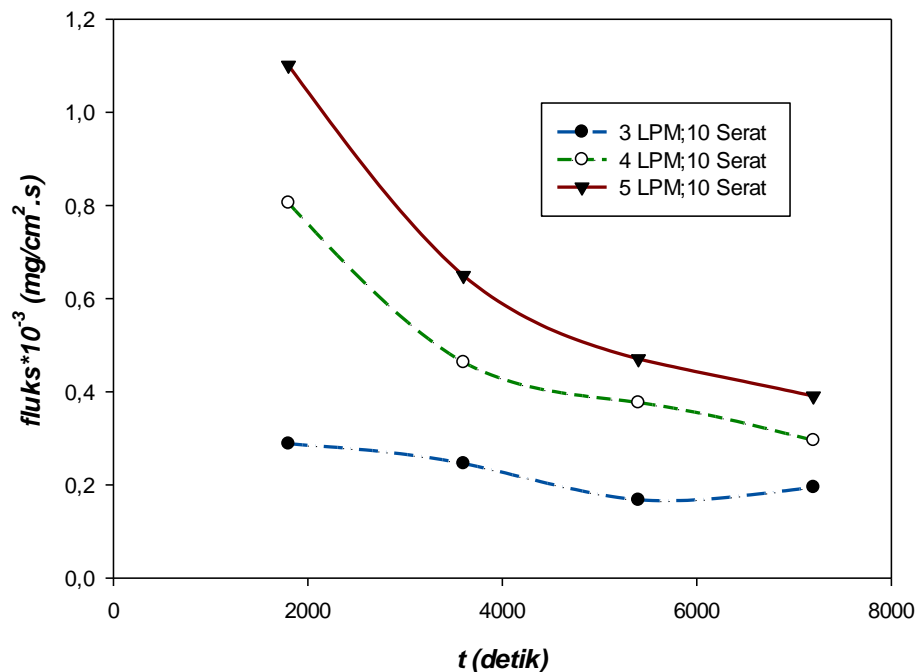
**Tabel 22.** Nilai Fluks pada Kontaktor 10 Serat

t (s)	Fluks. $10^{-3}$ ( $mg/cm^3 \cdot s$ ) 10 Serat		
	3 LPM	4 LPM	5 LPM
1800	0,2880	0,8056	1,1011
3600	0,2456	0,4630	0,6494
5400	0,1675	0,3764	0,4706
7200	0,1948	0,2955	0,3906

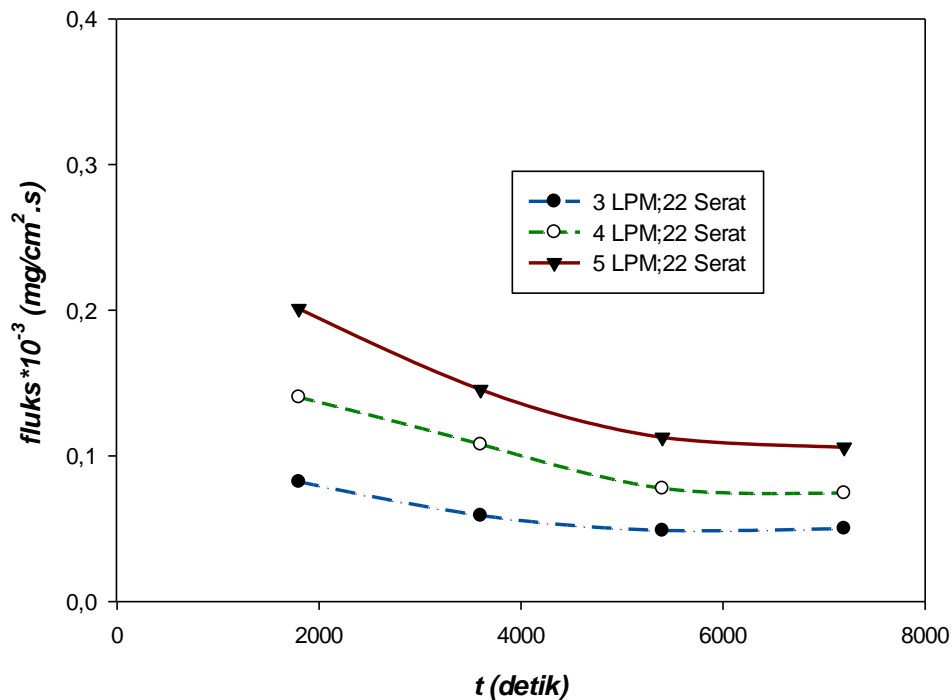
**Tabel 23.** Perhitungan Nilai Fluks pada Kontaktor 22 Serat

t (s)	Fluks $10^{-3}$ (mg/cm <sup>3</sup> .s) 22 Serat		
	3 LPM	4 LPM	5 LPM
1800	0,0821	0,1403	0,2010
3600	0,0590	0,1078	0,1454
5400	0,4886	0,7757	0,1126
7200	5,0050	0,7443	0,1058

Dan dari tabel data di atas dapat di plot kan grafik antara fluks dengan waktu seiring kenaikan laju alir limbah sintetik. Semakin banyak jumlah serat maka fluks perpindahan massa pada membran semakin kecil karena luas penampang membran semakin besar. Hal ini diindikasikan karena semakin besarnya friksi yang menghalangi perpindahan massa dan. Namun secara persen penyisihan kontaktor dengan serat yang lebih banyak terbukti lebih efektif karena amonia volatil yang berusaha untuk berdifusi ke permukaan membran semakin besar. Berikut adalah plot grafiknya,



**Gambar 14.** Fluks Perpindahan Massa di Setiap Laju Umpan Pada Kontaktor 10 Serat



**Gambar 15.** Fluks Perpindahan Massa di Setiap Laju Umpan Pada Kontaktor 22 Serat

### 2.1.5 Perhitungan Kecepatan Penyisihan Amoniak

Untuk membuktikan bahwa tidak ada hubungan yang signifikan antara efektifitas penyisihan amoniak dengan konsentrasi awal dari limbah sintetis maka dilakukan perhitungan terhadap kecepatan penyisihan amoniak (*ammonia stripping solution velocity*).

$$C/C_0 = \frac{\text{Konsentrasi pada } t}{\text{Konsentrasi pada } t = 0}$$

Maka berikut contoh perhitungan untuk laju alir umpan sintetis 5 LPM kontaktor 22 serat,

$$C/C_0 = \frac{12}{111} = 0,108$$

Dan berikut adalah data hasil perhitungan lengkap untuk setiap laju alir dan kontaktor membran serat berongga yang digunakan,



**Tabel 24.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 3 LPM Kontakor 10 Serat

<b>t (sekon)</b>	<b>[NH<sub>3</sub>] (ppm)</b>	<b>C/C<sub>o</sub></b>
-	198	1
1800	147	0,742
3600	111	0,561
5400	109	0,551
7200	60	0,303

**Tabel 25.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 4 LPM Kontakor 10 Serat

<b>t (sekon)</b>	<b>[NH<sub>3</sub>] (ppm)</b>	<b>C/C<sub>o</sub></b>
-	215	1
1800	108	0,502
3600	92	0,428
5400	65	0,302
7200	58	0,270

**Tabel 26.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 5 LPM Kontakor 10 Serat

<b>t (sekon)</b>	<b>[NH<sub>3</sub>] (ppm)</b>	<b>C/C<sub>o</sub></b>
-	205	1
1800	88	0,429
3600	67	0,326
5400	55	0,268
7200	39	0,190

**Tabel 27.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 3 LPM Kontakor 22 serat

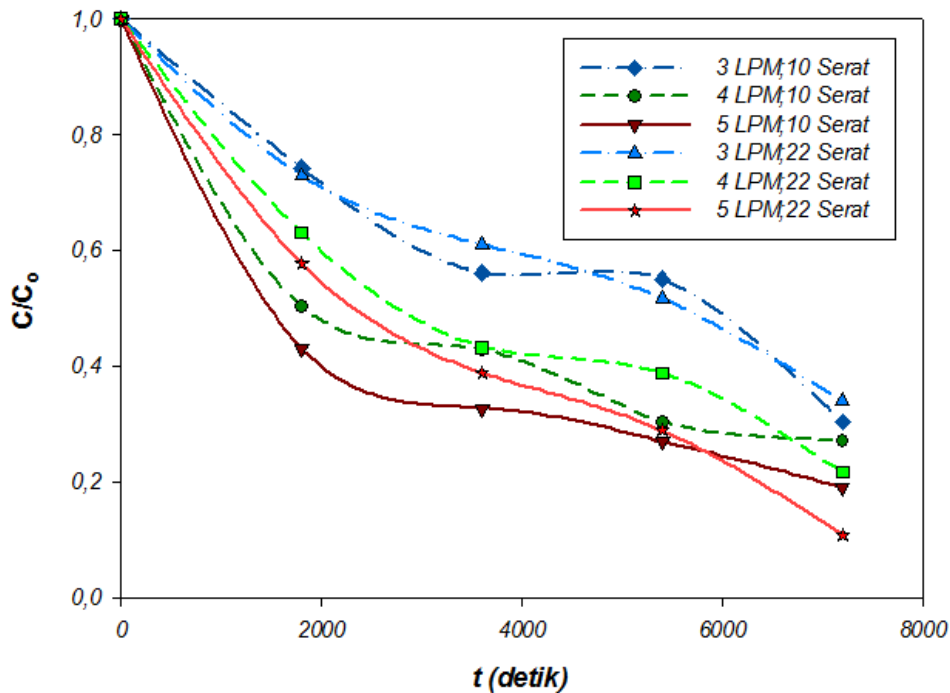
<b>t (sekon)</b>	<b>[NH<sub>3</sub>] (ppm)</b>	<b>C/C<sub>o</sub></b>
-	118	1
1800	86	0,728
3600	72	0,610
5400	61	0,516
7200	40	0,338

**Tabel 28.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 4 LPM Kontakor 22 serat

<b>t (sekon)</b>	<b>[NH<sub>3</sub>] (ppm)</b>	<b>C/C<sub>o</sub></b>
-	111	1
1800	70	0,631
3600	48	0,432
5400	43	0,387
7200	24	0,216

**Tabel 29.** Perhitungan Slope pada Laju Alir 5 LPM Kontaktor 22 serat

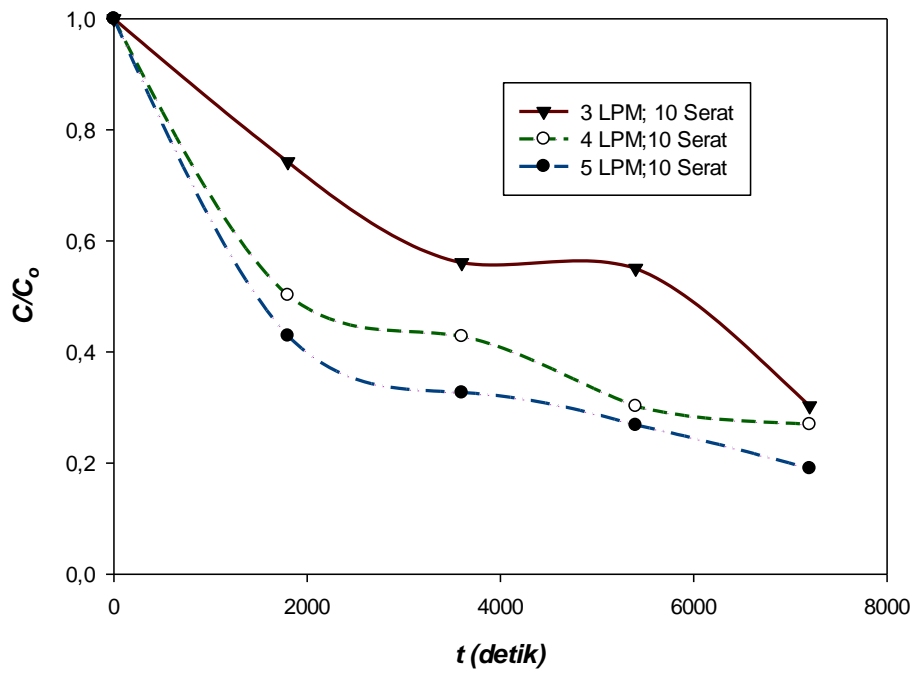
t (sekon)	[NH <sub>3</sub> ] (ppm)	C/C <sub>0</sub>
-	111	1
1800	64	0,576
3600	43	0,387
5400	32	0,288
7200	12	0,108



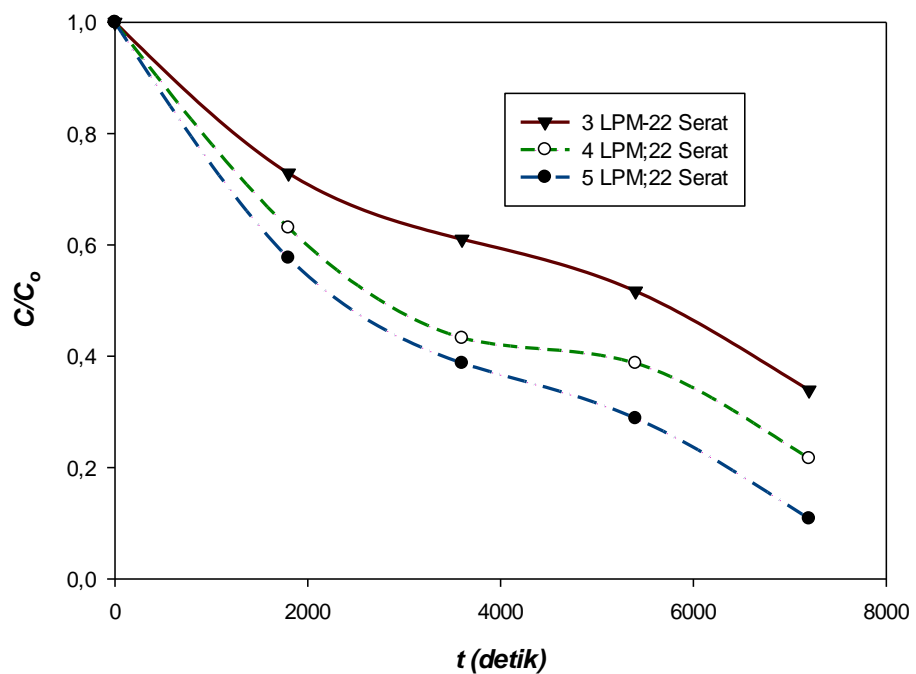
**Gambar 16.** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak

Dari kurva di atas dapat dibuktikan bahwa perbedaan konsentrasi awal limbah sintetis amoniak tidak mempengaruhi dan memberi efek pada besarnya koefisien perpindahan massa terhadap waktu. Dimana hal ini secara teoritis merupakan kelebihan utama yang dimiliki oleh jenis membran serat berongga yang tidak memiliki jangkauan konsentrasi spesifik untuk umpan limbah yang akan difiltrasi.

Namun besarnya perbedaan konsentrasi tersebut tidak mempengaruhi besarnya amoniak yang dapat dipindahkan melalui membran serat berongga. Berikut adalah perbandingan antara kecepatan penyisihan amoniak untuk masing-masing laju alir pada kontaktor 10 serat dan 22 serat,



**Gambar 17.** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak pada Kontaktor 10 Serat



**Gambar 18.** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak pada Kontaktor 22 Serat

## 2.2 Studi Hidrodinamika

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

### 2.2.1 Perhitungan Bilangan Reynolds

Bilangan Reynolds dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

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

dimana:

$d_e$  = diameter ekivalen (cm)

$v$  = kecepatan aliran (cm/s)

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

$$d_e = \frac{d_p^2 - nd_f^2}{d_p + nd_f}$$

dimana:

$d_p$  = diameter selongsong modul (1,6 cm)

$d_f$  = diameter serat fiber (0,2 cm)

$n$  = jumlah serat fiber (10 dan 22)

$$d_{e_{10}} = \frac{1,6^2 - (22)(0,2^2)}{1,6 + (22)(0,2)} = 0,6 \text{ cm}$$

$$d_{e_{20}} = \frac{1,6^2 - (22)(0,2^2)}{1,6 + (22)(0,2)} = 0,28 \text{ cm}$$

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

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

Dimana

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

$$A_{flow\ 10} = \frac{1}{4} \times \pi \times (1,6^2 - (10)(0,2^2))$$

$$A_{flow\ 10} = 1,696\ cm^2$$

Sedangkan

$$A_{flow\ 20} = \frac{1}{4} \times \pi \times (1,6^2 - (22)(0,2^2))$$

$$A_{flow\ 20} = 1,388\ cm^2$$

Berikut adalah contoh perhitungan untuk laju alir umpan sintetis 5 LPM kontaktor 22 serat,

Menghitung Q,

$$Q = \frac{5000\ cm^3/min}{60\ s} = 83,33\ cm^3/s$$

Menghitung v,

$$v = \frac{83,33\ cm^3/s}{1,388\ cm^2} = 63,188\ cm/s$$

Menghitung Re,

$$Re = \frac{0,28\ cm \times 63,188\ cm/s}{8,9 \cdot 10^{-3}\ cm^2/s} = 1987,96$$

Berikut adalah tabel hasil perhitungan bilangan Reynolds lengkap untuk setiap kenaikan laju alir limbah sintetis,

**Tabel 30.** Reynolds Terhadap Waktu Untuk Variasi Laju Alir, Kontaktor 10 Serat

V <sub>umpan</sub> (LPM)	Q (cm <sup>3</sup> /s)	v (cm/s)	Re
3	50	29,48	1987,492
4	66,67	39,30	2649,989
5	83,33	49,14	3312,486

**Tabel 31.** Reynolds Terhadap Waktu Untuk Variasi Laju Alir, Kontakor 22 serat

<b>v<sub>umpan</sub> (LPM)</b>	<b>Q (cm<sup>3</sup>/s)</b>	<b>v (cm/s)</b>	<b>Re</b>
3	50	37,91	1192,777
4	66,67	50,55	1590,369
5	83,33	63,18	1987,961

### 2.2.2 Perhitungan Faktor Friksi dan Friksi Rasio

Faktor friksi yang diperhitungkan adalah faktor friksi modul atau percobaan dan faktor friksi literatur,

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

dimana:

$d_e$  = diameter ekivalen (0,0028 m)

$\Delta P$  = perubahan tekanan (kg/ms<sup>2</sup>)

$L_f$  = panjang membran (0,0047 m)

$\rho$  = kerapatan larutan amoniak

$v$  = kecepatan larutan

Berikut adalah contoh perhitungan faktor friksi modul untuk laju alir limbah sitetis sebesar 5 LPM,

$$f_{modul} = \frac{0,0028 \text{ m} \times 253,105 \text{ kg/ms}^2}{2 \times 0,0047 \text{ m} \times 997 \text{ kg/m}^3 \times 0,631^2} = 0,002$$

$$f_{literatur} = \frac{16}{Re} = 0,008$$

$$f_{rasio} = \frac{f_{modul}}{f_{literatur}} = 1,660$$

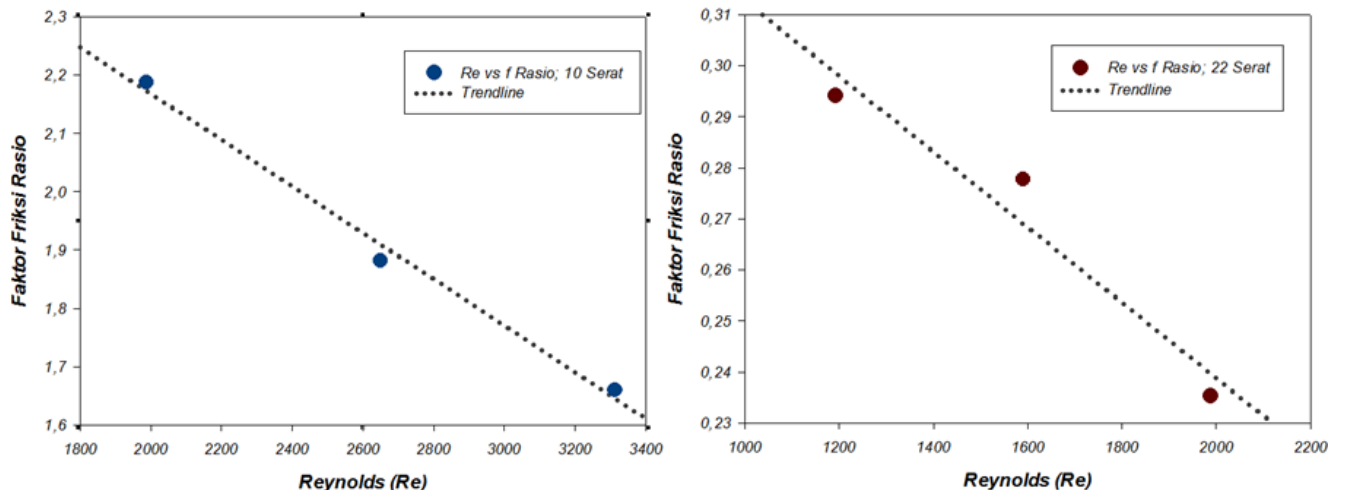
Kemudian tabel berikut adalah hasil perhitungan faktor friksi dan rasionya untuk setiap kenaikan laju alir limbah sintetis, terlihat bahwa semakin besar laju alir maka faktor friksi yang menghalasi semakin menurun. Akan tetapi semakin banyak serat yang dilewati oleh umpan maka faktor friksinya akan bertambah

**Tabel 32.** Perhitungan Faktor Friksi Pada Laju Alir Tertentu Kontaktor 10 Serat

$v_{\text{umpan}}$ (LPM)	$f_{\text{modul}}$	$f_{\text{literatur}}$	$f_{\text{rasio}}$
3	0,018	0,008	2,187
4	0,011	0,006	1,882
5	0,008	0,004	1,660

**Tabel 33.** Perhitungan Faktor Friksi Pada Laju Alir Tertentu Kontaktor 22 Serat

$v_{\text{umpan}}$ (LPM)	$f_{\text{modul}}$	$f_{\text{literatur}}$	$f_{\text{rasio}}$
3	0,004	0,013	0,294
4	0,002	0,010	0,278
5	0,002	0,008	0,235



**Gambar 19.** Kurva Kecepatan Penyisihan Amoniak pada Kontaktor 22 Serat

### 2.2.3 Perhitungan Bilangan Sherwood

$$Sh = \frac{kov \times L}{D}$$

Dimana,

Sh = bilangan Sherwood

kov = koefisien perpindahan massa (cm/s)

L = panjang kontaktor (47 cm)

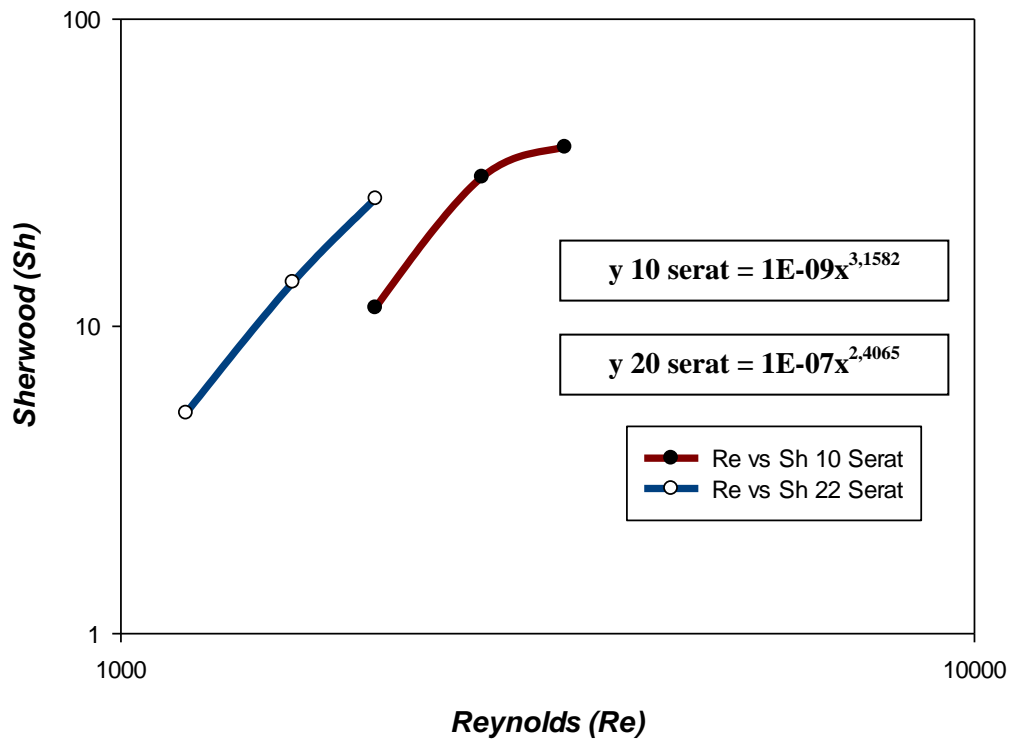
D = difusitas amoniak ( $6,93 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$ )

**Tabel 34.** Perhitungan Bilangan Sherwood Pada Laju Alir Tertentu Kontaktor Serat 10

$v_{\text{umpan}}$ (LPM)	Re	Sh
3	1987,492	11,488
4	2649,989	30,634
5	3312,486	38,292

**Tabel 35.** Perhitungan Bilangan Sherwood Pada Laju Alir Tertentu Kontaktor Serat 20

$v_{\text{umpan}}$ (LPM)	Re	Sh
3	1192,777	5,221
4	1590,369	13,903
5	1987,961	26,043



**Gambar 20.** Grafik Sh vs Re Seiring Dengan Kenaikan Laju Alir