



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH JUMLAH SERAT TERHADAP PROSES
DEOKSIGENASI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN
MENGUNAKAN METODE KOMBINASI GAS PENYAPU
DAN VAKUM**

SKRIPSI

FARHANAH

0606076356

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
JULI 2010**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH JUMLAH SERAT TERHADAP PROSES
DEOKSIGENASI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN
MENGUNAKAN METODE KOMBINASI GAS PENYAPU
DAN VAKUM**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik

FARHANAH

0606076356

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
DEPOK
JULI 2010**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Farhanah

NPM : 0606076356

Tanda Tangan :

Tanggal : 8 Juli 2010



HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :
Nama : Farhanah
NPM : 0606076860
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Skripsi : Pengaruh Jumlah Serat Terhadap Proses
Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran
Menggunakan Metode Kombinasi Gas Penyapu
Dan Vakum

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc., PhD ()
Penguji : Dr. Ir. Nelson Saksono, MT ()
Penguji : Ir. Eva Fathul Karamah, MT ()

Ditetapkan di : Depok
Tanggal : 8 Juli 2010

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT serta shalawat dan salam kepada Nabi besar Muhammad SAW atas segala rahmat dan Hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini dengan sebaik-baiknya. Penulisan skripsi ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Sarjana Teknik Jurusan Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Penulis menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan skripsi ini, sangatlah sulit untuk menyelesaikan skripsi ini. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc, Ph.D selaku pembimbing skripsi atas arahan, saran, dan bantuannya yang sangat berarti.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI.
3. Pembimbing akademis Ir. Dijan Supramono M.Sc dan seluruh staff pengajar yang telah bersedia membimbing dan memberikan ilmu yang sangat berguna bagi penulis.
4. Mang Ijal, Mbak Tiwi, Mas Taufik, Mas Sriyono, dan semua karyawan DTK yang selalu membantu dalam penyelesaian penelitian dan penyusunan skripsi.
5. Mama, Papa, Abang, Aca yang telah memberikan dukungan dan doa.
6. Teman-teman seperjuangan penelitian, yaitu Ekka dan Pingkan atas kebersamaan di saat suka maupun duka.
7. Teman-teman seangkatan 2006 lainnya yang sama-sama telah melewati masa-masa indah dan sulit bersama selama 4 tahun ini.
8. Pihak-pihak lain yang mendukung dan membantu yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis berharap tulisan ini dapat bermanfaat bagi setiap orang yang membacanya. Disadari masih banyak terdapat kekurangan dalam penulisan skripsi ini. Oleh karena itu, saran dan kritik sangat penulis harapkan agar perbaikan dapat terus dilakukan untuk mencapai hasil yang lebih baik lagi

Depok, 8 Juli 2010

Penulis

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

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

Nama : Farhanah
NPM : 06060676356
Program Studi : Teknik Kimia
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis karya : Skripsi

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

Pengaruh Jumlah Serat terhadap Proses Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor
Membran Menggunakan Metode Kombinasi Gas Penyapu dan Vakum

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 : 8 Juli 2010

Yang menyatakan

(Farhanah)

ABSTRAK

Nama : Farhanah
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Pengaruh Jumlah Serat terhadap Proses Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran Menggunakan Metode Kombinasi Gas Penyapu Dan Vakum.

Pada proses deoksigenasi air, kontaktor membran serat berongga merupakan teknologi yang menjanjikan untuk menggantikan kolom konvensional. Metode membran ini memiliki kelebihan seperti biaya investasi dan operasional yang lebih rendah, luas permukaan kontak per volume alat lebih besar, serta mengurangi kemungkinan terjadinya *foaming* maupun *flooding*. Pada penelitian ini, oksigen terlarut dipisahkan dari air melalui kontaktor membran menggunakan metode kombinasi gas penyapu dan vakum dengan variasi jumlah serat dan laju alir air. Pengaruh jumlah serat di dalam kontaktor akan diamati dalam penelitian ini, terutama pengaruhnya terhadap koefisien perpindahan massa, penurunan tekanan, dan faktor friksi. Penelitian juga menunjukkan metode kombinasi lebih baik dari metode gas penyapu saja.

Kata Kunci: Deoksigenasi, kontaktor membran serat berongga, perpindahan massa, hidrodinamika.

ABSTRACT

Nama : Farhanah
Study Program : Chemical Engineering
Judul : Effect of Fiber Amount to Water Deoxygenation Process through Membrane Contactor using Combination of Sweep gas and Vacuum Methods.

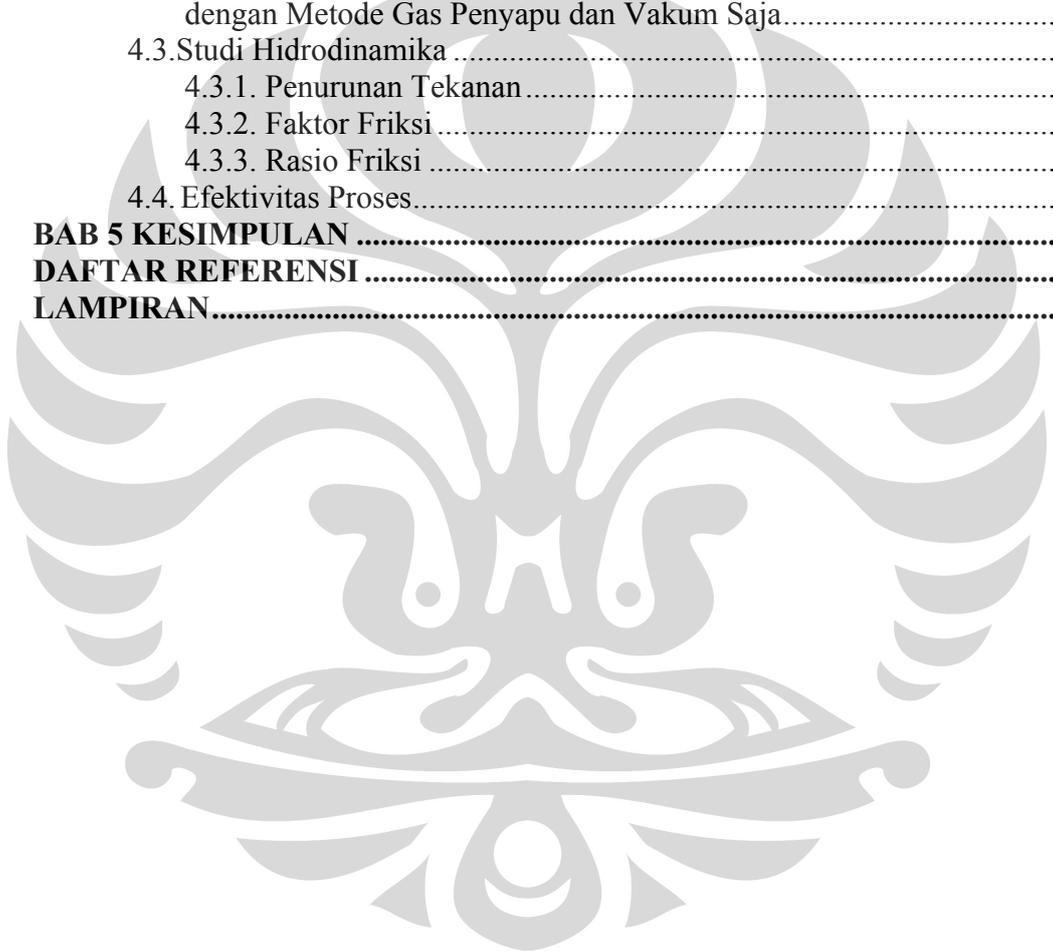
In water deoxygenation, hollow fiber membrane contactor becomes a promising technology to replace conventional column. Membrane method has several advantages such as low investment and capital cost, provides more surface contact per volume, and less possibility of foaming and flooding. In this experiment, dissolved oxygen separated from water through membrane contactor using combination of sweep gas and vacuum method by varying fiber amount and water flow rate. Fiber amount effect to mass transfer coefficient, pressure drop, and friction factor will be observed. This study also shows that combination method is better than sweep gas method.

Key words: deoxygenation, hollow fiber membrane contactor, mass transfer, hydrodynamic.

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	iii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iv
KATA PENGANTAR	v
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	vi
ABSTRAK	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL.....	xii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1.Latar Belakang	1
1.2.Rumusan Masalah	3
1.3.Tujuan Penelitian.....	4
1.4.Batasan Masalah.....	4
1.5.Sistematika Penulisan.....	4
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	6
2.1.Oksigen Terlarut (<i>Dissolved Oxygen</i>).....	6
2.2.Proses Desorpsi (<i>Stripping</i>).....	7
2.3.Teknologi Pemisahan Oksigen Terlarut Dari Air	9
2.4.Membran	10
2.4.1. Membran Berpori (<i>Porous Membrane</i>).....	12
2.4.2. Membran Tak Berpori (<i>Dense Membrane</i>).....	13
2.5.Membran Polipropilen.....	13
2.6.Kontaktor Membran	15
2.6.1. Kontaktor Membran Gas-Cair.....	16
2.6.2. Kontaktor Membran Cair-Cair	18
2.7.Kontaktor Membran Serat Berongga	18
2.7.1. Karakteristik Kontaktor Membran Serat Berongga	18
2.7.2. Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran Serat Berongga	19
2.8.Proses Desorpsi Oksigen Terlarut Dari Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga.....	21
2.9.Studi Perpindahan Massa Pada Kontaktor Membran Serat Berongga Dalam Proses Desorpsi Oksigenterlarut Dari Air	23
2.10.Studi Hidrodinamika Air Pada Kontaktor Membran Serat Berongga.....	24
BAB 3 METODE PENELITIAN.....	27
3.1.Diagram Alir Penelitian	27
3.2.Alat dan Bahan	29
3.3.Prosedur.....	30
3.3.1. Pembuatan Modul	30
3.3.2. Perangkaian Alat	31
3.3.3. Pengujian Perpindahan Massa.....	32
3.3.4. Pengujian Hidrodinamika.....	33
3.4.Variabel Penelitian	33
3.5.Data Penelitian	34
3.5.1. Uji Perpindahan Massa	34

3.5.2. Uji Hidrodinamika.....	34
3.6.Pengolahan Data Hasil Penelitian	35
3.6.1. Menghitung Koefisien Perpindahan Massa	35
3.6.2. Membuat Korelasi Perpindahan Massa.....	36
3.6.3. Menghitung Faktor Friksi	37
3.6.4. Menghitung Rasio Friksi.....	37
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	38
4.1.Pendahuluan	38
4.2.Studi Perpindahan Massa	38
4.2.1. Koefisien Perpindahan Massa	38
4.2.2. Korelasi Perpindahan Massa	41
4.2.3. Perbandingan Perpindahan Massa dengan Metode Kombinasi dengan Metode Gas Penyapu dan Vakum Saja.....	46
4.3.Studi Hidrodinamika	49
4.3.1. Penurunan Tekanan	50
4.3.2. Faktor Friksi.....	53
4.3.3. Rasio Friksi	54
4.4. Efektivitas Proses.....	56
BAB 5 KESIMPULAN	57
DAFTAR REFERENSI	59
LAMPIRAN.....	61



DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1	Hubungan kelarutan oksigen dengan suhu air.....	7
Gambar 2. 2.	Profil Konsentrasi Zat A dalam Cairan dan Tekanan Parsial A di antara Fasa Cair dan Gas	8
Gambar 2. 3.	Skema diagram dari proses membran: (a) filtrasi <i>crossflow</i> dan (b) filtrasi <i>dead-end</i>	11
Gambar 2. 4.	<i>Porous & Dense Membrane</i>	12
Gambar 2. 5.	Jenis konfigurasi rantai polipropilen: (a) Isotaktik, (b) Ataktik / <i>Syndiotaktik</i>	14
Gambar 2. 6.	Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fasa Cair (kiri) dan dengan Fasa Cair (kanan) Perbedaan Konsentrasi ditunjukkan pada Gambar di Bawahnya	16
Gambar 2. 7.	Skema Membran Kontaktor untuk Perpindahan Massa dari Fasa Cair ke Fasa Gas (Peng, 2007)	17
Gambar 2. 8.	Kontaktor membran serat berongga	19
Gambar 2. 9.	Metode- Metode untuk <i>Degassing</i>	22
Gambar 3. 1.	Skema Penelitian	28
Gambar 3. 2.	Konfigurasi Kontaktor Membran Serat Berongga	31
Gambar 3. 3.	Skema Perangkaian Alat.....	31
Gambar 4. 1.	Hubungan antara Koefisien Perpindahan Massa, k_L , terhadap Laju Air Linear, v_L , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).	39
Gambar 4. 2.	Variasi Bilangan <i>Sherwood</i> , Sh terhadap Bilangan <i>Reynolds</i> , Re , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).	43
Gambar 4. 3.	Variasi Bilangan <i>Sherwood</i> , Sh terhadap Bilangan <i>Reynold</i> , Re dalam Persamaan $Re^{0,88}$ Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).	44
Gambar 4. 4.	Variasi Faktor Geometri, $f(\phi)$, terhadap Tingkat Kepadatan Modul, ϕ , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).	45
Gambar 4. 5.	Perbandingan Koefisien Perpindahan Massa, k_L , terhadap Laju Air Linear, v_L , antara Metode Kombinasi Gas Penyapu dan Vakum dengan Jumlah Serat 15 (—), 10 (—), dan 5 (—) dengan Metode Gas Penyapu dengan Jumlah Serat 15 (◇), 10 (□), dan 5 (△).....	47
Gambar 4. 6.	Hubungan Rasio Bilangan <i>Sherwood</i> , Sh , terhadap Bilangan <i>Reynolds</i> , Re , Kontaktor dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (◆), 0,20 (■), 0,22(▲).	48
Gambar 4. 7.	Hubungan Rasio Bilangan <i>Sherwood</i> , Sh , terhadap Bilangan <i>Reynolds</i> , Re , antara Metode vakum dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (◆), 0,20 (■), 0,22(▲) dengan Metode Gas Penyapu dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (◇), 0,20 (□), 0,22(△).	49
Gambar 4. 8.	Hubungan antara Penurunan Tekanan, ΔP , terhadap Laju Air Linear, v_L , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).	50
Gambar 4. 9.	Variasi Penurunan Tekanan, ΔP , terhadap Bilangan <i>Reynolds</i> , Re , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).....	52

Gambar 4. 10. Variasi Faktor Friksi Kontaktor, f , terhadap Bilangan *Reynolds*, Re , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲)..... 54

Gambar 4. 11. Variasi Rasio Friksi terhadap Bilangan *Reynolds*, Re , Kontaktor Membran Serat Berongga dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲)..... 55



DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1. Hubungan Kelarutan Udara dengan Tekanan	7
Tabel 3. 1. Tabel Pengamatan Uji Perpindahan Massa.....	34
Tabel 3. 2. Tabel Pengamatan Uji Hidrodinamika.....	34
Tabel 5. 1. Hubungan Jumlah Serat dengan Parameter Efektifitas Modul Kontaktor.....	57



BAB 1

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Air merupakan salah satu kebutuhan yang sangat penting bagi industri. Air digunakan sebagai bahan baku produksi, agen penukar panas, maupun sebagai bahan keperluan skala industri lainnya. Pada air proses ini, masih terdapat kadar oksigen di dalamnya. Walaupun kadar oksigen tersebut kecil, namun efeknya akan cukup besar terhadap proses produksi secara keseluruhan. Keberadaan oksigen akan berdampak buruk pada berbagai proses karena sifatnya yang korosif dan bersifat oksidator. Misalnya, pada area industri pembangkit tenaga (*power plant*) yaitu pada perpipaan dan *boiler* serta peralatan lainnya akan mudah terkena korosi. Dampak negatif keberadaan oksigen di dalam air juga terjadi pada industri makanan-minuman dan industri farmasi.

Tingkat kandungan oksigen terlarut atau *dissolved oxygen* (DO) yang dapat diterima amat bervariasi, tergantung pada tujuan pemakaian air tersebut. Sebagai contoh, pada industri pembangkit tenaga, kandungan oksigen terlarut yang dapat diterima adalah sekitar 0,5 ppm. Sebagai pembanding, air yang benar-benar murni atau *ultrapure water* yang digunakan untuk mencuci batangan silikon pada industri semikonduktor, merupakan industri yang paling membutuhkan proses penghilangan DO, karena tingkat kandungan DO dalam air yang dapat diterima sangat rendah, yaitu sekitar 0,1 ppb (Tan, 2004).

Pada industri makanan-minuman, oksigen terlarut dapat berdampak negatif dalam mengurangi daya tahan, kualitas produk, rasa dan konsistensi produk. Sedangkan pada industri farmasi, oksigen dikhawatirkan akan mengoksidasi zat-zat yang digunakan dalam proses pembuatan obat-obatan sehingga produk yang dihasilkan dapat berbahaya bagi tubuh manusia. Oleh karena itu, pemisahan atau penghilangan oksigen terlarut (DO) dari air merupakan suatu proses yang dibutuhkan.

Penggunaan metode deoksigenasi dapat dilakukan secara fisika maupun kimia. Metode konvensional secara fisika yang biasa digunakan adalah *thermal*

degassing, *vacuum degassing*, atau *nitrogen bubble deaeration*. Akan tetapi, kekurangan pada metode ini adalah biaya yang besar dan konstruksi yang membutuhkan banyak ruang serta rendahnya luas area per satuan volume. Dengan metode fisika ini juga sulit untuk diperoleh kandungan akhir dari oksigen terlarut dari ppm sampai ppb. Misalnya, dengan metode *deaerator* hanya dapat mencapai 2 ppm.

Metode kimia yang biasa digunakan adalah dengan penambahan hydrazine atau sodium sulfit. Walaupun metode ini merupakan alternatif dari metode pemisahan fisika konvensional, akan tetapi ada kurang diminati karena hydrazine bersifat toksik dan penambahan sodium sulfit akan menyebabkan terbentuknya padatan pada air.

Operasi pemisahan untuk sistem gas-cair secara konvensional dilakukan dengan operasi kontak. Masalah yang seringkali timbul pada metode konvensional antara lain terjadinya banjir (*flooding*) saat rasio laju alir gas terhadap cairan terlalu besar ataupun terjadinya *unloading* saat rasio laju alir gas terhadap cairan terlalu kecil. Selain itu, metode konvensional yang mengkontakkan langsung kedua fasa ini, *disperse*, memungkinkan timbulnya masalah lain yaitu terbentuknya emulsi (*foaming*) yang akan menurunkan luas permukaan kontak perpindahan massa (Gabelman, 2006).

Permasalahan-permasalahan pada metode konvensional tersebut memicu timbulnya alternatif untuk teknologi pemisahan yang lebih baik. Salah satu teknologi yang cukup mengatasi masalah adalah pemisahan dengan menggunakan kontaktor membran. Sistem membran ini memiliki banyak kelebihan dibanding sistem konvensional seperti *packed tower*. Kelebihan tersebut misalnya lebih besarnya luas permukaan kontak per volume dibanding metode konvensional seperti penggunaan *packed & tray column*, seperti yang telah dilaporkan sebelumnya "Luas kontak membran mencapai 1600-6600 m²/m³ jauh dibandingkan *packed & tray column* 30-300 m²/m³ " (Mulder, 1997).

Pemisahan dengan kontaktor membran diminati karena modal yang dibutuhkan lebih rendah, rendahnya energi yang dibutuhkan, mudah dioperasikan, dan tidak memerlukan tempat yang terlalu luas. Pada kontaktor membran, fluida dialirkan diantara membran sehingga tidak terjadi kontak langsung antar fluida.

Kontaktor dapat memberikan rasio luas permukaan kontak yang besar. Akan tetapi, kontaktor membran juga memiliki beberapa kelemahan seperti adanya tahanan membran, terjadinya *fouling*, dan umur yang relatif pendek.

Salah satu kontaktor membran yang diminati adalah kontaktor membran serat berlubang (*hollow fiber membrane contactor*). Kontaktor membran serat berlubang diminati pada kontaktor gas-cair karena menawarkan luas permukaan kontak yang jauh lebih besar dibandingkan dengan kontaktor membran biasa. Salah satu aplikasi dari teknologi ini adalah untuk memurnikan air dari oksigen terlarut.

Pada penelitian ini, pemisahan oksigen terlarut dari air akan dilakukan dengan menggunakan kontaktor membran serat berlubang dengan jenis membran mikropori dan hidrofobik karena diharapkan hanya oksigen saja yang akan berdifusi melewati pori-pori membran sedangkan air tidak ikut berdifusi. Gaya penggerak (*driving force*) yang akan digunakan adalah perbedaan konsentrasi dengan metode kombinasi antara pompa vakum dan gas nitrogen sebagai *sweep gas* secara bersamaan.

Penelitian-penelitian yang telah dilakukan sebelumnya hanya menggunakan salah satu metode saja. Penelitian dengan menggunakan metode vakum saja dengan memvariasikan jumlah serat membuktikan bahwa dengan modul HFMC dapat menurunkan nilai DO dari input 6 ppm menjadi 5,7-5,8 ppm (Farida Agustyani, 2006). Sedangkan penelitian dengan menggunakan metode *sweep gas* saja dengan memvariasikan jumlah membran serat yang lebih sedikit, membuktikan bahwa modul HFMC dapat menurunkan nilai DO dari input 6-6,4 ppm menjadi 5,7-6,1 ppm (Immanuel Kharisma, 2008). Dengan kombinasi kedua metode diharapkan perbedaan hasilnya akan cukup signifikan jika dibandingkan dengan penggunaan salah satu metode saja.

1.2. Rumusan Masalah

Penggunaan membran sebagai kontaktor gas-cair merupakan salah satu teknologi yang saat ini sedang dikembangkan dalam proses desorpsi oksigen terlarut dari air di industri dan masih terbilang baru jika dibandingkan dengan teknologi konvensional lainnya

Dalam penelitian kali ini akan dipelajari mengenai pengaruh kombinasi *driving force* N_2 sebagai gas penyapu dan kondisi vakum terhadap seberapa besar oksigen terlarut di dalam air yang dapat dipindahkan melalui kontaktor membran serat berongga ditinjau dari efektivitasnya dengan melihat pengaruh variasi jumlah serat dalam kontaktor. Selain itu, juga akan diamati bagaimana profil penurunan tekanan sepanjang kontaktor.

1.3. Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk mengetahui tingkat efektivitas dari modul membran serat berongga yang digunakan dalam melakukan proses desorpsi oksigen terlarut dari dalam air, dengan melakukan evaluasi pengaruh laju alir, penggunaan gas nitrogen dan vakum secara bersamaan, dan variasi jumlah serat serat terhadap perpindahan massa dan hidrodinamika.

1.4. Batasan Masalah

Dalam penelitian ini, ada beberapa batasan masalah yang digunakan, yaitu:

1. Modul membran yang digunakan terbuat dari polipropilen dengan konfigurasi kontaktor membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*).
2. Proses pemisahan oksigen menggunakan kombinasi metode gas penyapu dan kondisi vakum secara bersamaan.
3. Variabel tetap dalam penelitian ini adalah laju alir gas penyapu, diameter membran, panjang modul, diameter selongsong modul, serta suhu dan tekanan operasi.
4. Variabel yang divariasikan dalam penelitian ini adalah laju alir air serta jumlah serat di dalam kontaktor.

1.5. Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang dilakukan dalam penulisan skripsi ini adalah:

BAB I Pendahuluan

Berisi latar belakang, rumusan masalah penelitian, tujuan penelitian, batasan masalah yang digunakan, dan sistematika penulisan.

BAB II Tinjauan Pustaka

Berisi dasar teori yang menjelaskan tentang oksigen terlarut, membran, kontaktor membran, proses desorpsi menggunakan kontaktor membran serat berongga, dan studi perpindahan massa serta studi hidrodinamika.

BAB III Metode Penelitian

Berisi diagram alir, alat dan bahan, prosedur, variabel, data, dan pengolahan data penelitian.

BAB IV Hasil dan Pembahasan

Berisi analisis dan pembahasan dari hasil penelitian yang diperoleh, yaitu mengenai studi perpindahan massa dan studi hidrodinamika. Hasil pembahasan merupakan hasil perhitungan matematis yang dilakukan terhadap data penelitian.

BAB V Kesimpulan

Berisi kesimpulan akhir yang diperoleh dari hasil pembahasan dan apa yang bisa dijadikan sebagai pernyataan akhir dari penelitian.

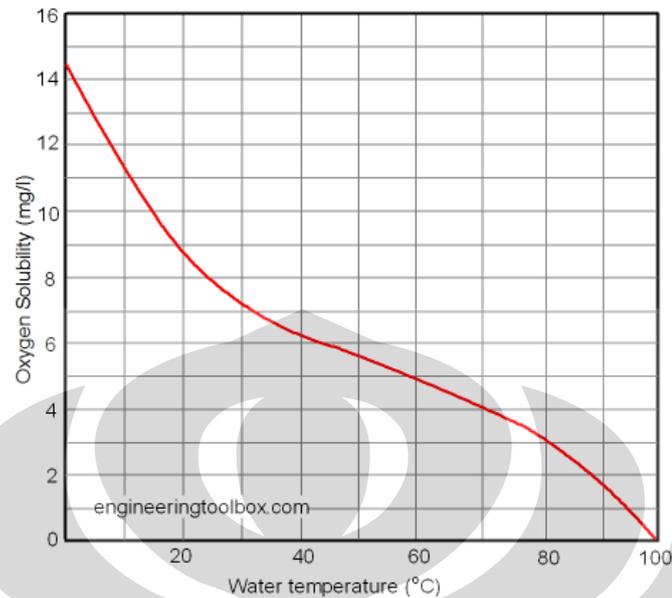
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Oksigen Terlarut (*Dissolved Oxygen*)

Dissolved Oxygen (DO) merupakan oksigen terlarut yang terkandung di dalam air, berasal dari hasil proses fotosintesis tumbuhan air dan absorpsi atmosfer/udara. DO seringkali menjadi indikator adanya kehidupan di air. Sebagai contoh, agar ikan dapat hidup, air harus mengandung oksigen paling sedikit 5 mg/liter atau 5 ppm (*part per million*). Apabila kadar oksigen kurang dari 5 ppm, ikan akan mati, tetapi bakteri yang kebutuhan oksigen terlarutnya lebih rendah dari 5 ppm, akan berkembang.

Kecepatan difusi oksigen dari udara, tergantung dari beberapa faktor, seperti kekeruhan air, suhu, salinitas, pergerakan massa air dan udara seperti arus, gelombang dan pasang surut. Pada lapisan permukaan, kadar oksigen akan lebih tinggi karena adanya proses difusi antara air dengan udara bebas serta adanya proses fotosintesis. Dengan bertambahnya kedalaman akan terjadi penurunan kadar oksigen terlarut, karena proses fotosintesis semakin berkurang dan kadar oksigen yang ada banyak digunakan untuk pernapasan dan oksidasi bahan-bahan organik dan anorganik.

Kelarutan oksigen dalam air dipengaruhi oleh suhu dan tekanan. Kelarutan oksigen akan semakin berkurang seiring dengan kenaikan suhu. Ketika air dipanaskan, akan mulai terbentuk gelembung udara sehingga kelarutan oksigen dalam air akan berkurang. Hubungan antara kelarutan oksigen dalam air dengan suhu air ditunjukkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Hubungan kelarutan oksigen dengan suhu air.
(www.engineeringtoolbox.com)

Sedangkan hubungan kelarutan oksigen dengan tekanan ditunjukkan dengan hukum Henry, yaitu bahwa kelarutan gas dalam cairan akan berbanding lurus dengan tekanan parsial gas yang diekspresikan dengan Persamaan 2.1.

$$c = k_H \cdot p_g \quad (2.1)$$

Dengan c = kelarutan gas
 k_H = konstanta Henry
 p_g = tekanan parsial gas

Gambaran mengenai hubungan antara tekanan dengan kelarutan udara pada suhu 25°C ditunjukkan pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1. Hubungan Kelarutan Udara dengan Tekanan

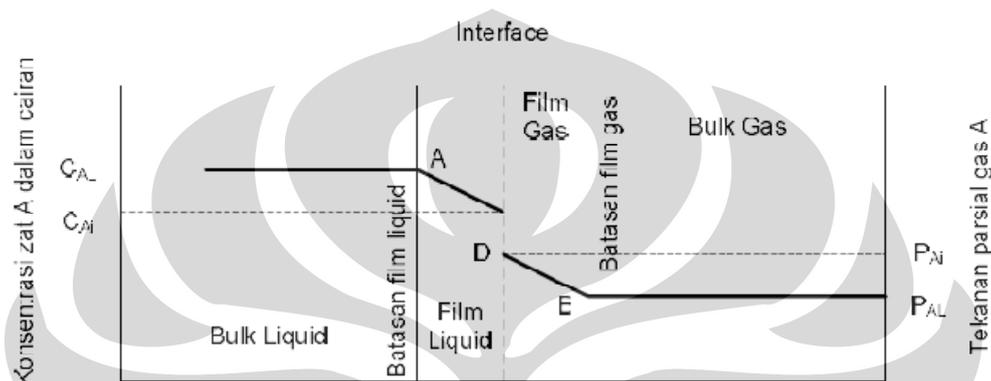
Kelarutan Udara dalam Air (25°C)						
Tekanan gauge (atm)	0	1	2	3	4	5
Kelarutan Udara (g/kg)	0,023	0,045	0,068	0,091	0,114	0,136

2.2. Proses Desorpsi (*Stripping*)

Proses desorpsi atau *stripping* adalah operasi pemisahan suatu larutan atau lebih dari larutan cair dengan menggunakan pelarut gas melalui kontak gas-cair.

Peristiwa yang terjadi pada sistem perpindahan massa ini umumnya terdiri atas dua fasa yang tidak saling larut dan terdapat *interface* atau antarmuka kedua fasa.

Menurut teori *two-film*, pada bagian *bulk* masing-masing fasa akan terjadi perpindahan secara konveksi, dan perbedaan konsentrasi antara keduanya diabaikan kecuali pada sekitar zona antar fasa. Di bagian *interface* ini terjadi perpindahan massa secara difusi molekuler. Profil konsentrasi yang terjadi dapat dilihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2. 2. Profil Konsentrasi Zat A dalam Cairan dan Tekanan Parsial A di antara Fasa Cair dan Gas (Coulson, 1991)

Peralatan yang biasanya digunakan dalam proses desorpsi antara lain : kolom desorpsi (*packed and plate tower*) dengan vakum dan atau *sweep gas*, membran kontaktor, dan lain-lain. Prinsip kerja dari peralatan-peralatan ini adalah meningkatkan kontak antara fasa gas dan cairnya, yang mana tingkat keefektifannya bergantung pada jumlah gas dan cairan yang saling kontak.

Proses *stripping* melibatkan penghilangan komponen *volatile* dari suatu cairan dengan mengontakkannya dengan gas seperti uap, nitrogen, atau udara. Kondisi operasi yang dipilih untuk *stripping* biasanya yang menghasilkan kelarutan pelarut yang rendah. Ketika suatu pelarut dari proses ini harus diregenerasi untuk di-*recycle* kembali ke absorber, maka dapat digunakan konsep “*pressure-swing*,” atau konsep “*temperature-swing*” atau kombinasi keduanya untuk memperoleh kondisi *stripping* yang diinginkan.

Salah satu penggunaan proses desorpsi adalah pada pemisahan oksigen (O_2) terlarut yang terdapat dalam air. Umumnya pada tekanan 1 atm dan temperature $21^\circ C$ ($70^\circ F$), air mengandung oksigen terlarut rata-rata sebesar 9 ppm

(mg/L) selain juga mengandung 13 mg/L nitrogen terlarut dan 35 mg/L karbon dioksida terlarut. Selama ini, proses pemisahan oksigen terlarut dari air adalah dengan menggunakan kolom desorpsi (*packed and plate tower*) dengan vakum maupun dengan *sweep gas* atau dengan deaerasi menggunakan zat aditif. Akan tetapi, proses-proses ini memerlukan biaya investasi dan operasional yang sangat besar serta kolom desorpsi membutuhkan ruang yang cukup besar. Untuk mengatasi masalah tersebut, digunakan cara alternatif yaitu dengan teknologi membran. Membran digunakan sebagai media kontak antara oksigen dengan *sweep gas* dan udara vakum sekaligus sebagai media pemisah antara air dengan *sweep gas* dan udara vakum sehingga oksigen yang ada di dalam air akan terdifusi ke dalam *sweep gas*.

2.3. Teknologi Pemisahan Oksigen Terlarut Dari Air

Beberapa teknologi yang biasa digunakan untuk memisahkan oksigen terlarut dari air adalah sebagai berikut:

- *Thermal deaeration* atau *thermal degassing*

Penghilangan oksigen dicapai dengan menaikkan suhu air. Saat suhu air mencapai titik didihnya, jumlah DO dalam air akan banyak berkurang. Pemanasan mencapai suhu 180°C dapat mengurangi kandungan DO sampai 2 ppm. Saat air akan mendidih, molekul-molekul air akan bersiap-siap untuk berubah menjadi uap, sehingga air akan berkurang kemampuannya untuk menahan DO.

- *Vacuum deaeration* atau *vacuum degassing*

Pada proses vakum deaerasi, air dialirkan ke dalam tangki melewati *nozzle*. Distribusi yang baik akan meningkatkan luas permukaan perpindahan massa. Vakum akan menyebabkan oksigen terlepas dan kemudian dipisahkan dari sistem dengan penghisap. Luas permukaan kontak pada proses ini sangat dipengaruhi oleh desain alat. Umumnya, kandungan oksigen yang dapat dicapai sekitar 0,07 - 0,1 ppm.

- *Column deaeration*

Pada proses kolom deaerasi, dapat dicapai luas permukaan kontak dan waktu kontak yang besar. Metode yang digunakan adalah dengan mengalirkan

gas penyapu berlawanan arah dengan aliran air. Terdapat *packing* pada bagian dalam kolom sehingga akan dihasilkan luas permukaan yang lebih besar. Kandungan akhir dari oksigen terlarut yang dapat dicapai adalah sekitar 0,01 ppm. Desain sistem kolom deaerasi cukup sederhana tetapi membutuhkan biaya perawatan yang besar.

- *Oxygen scavenger*

Bahan kimia yang biasa digunakan adalah sodium sulfit dan hydrazine. Keduanya efektif untuk *oxygen scavenger*, akan tetapi masing-masing memiliki karakteristik yang perlu dipertimbangkan, misalnya laju reaksi. Pada tekanan tinggi, hydrazine memiliki dua keuntungan dibanding sodium sulfit yaitu hasil akhir dari reaksi hydrazine dengan air adalah nitrogen dan air serta tidak menyebabkan terbentuknya padatan pada air. Sedangkan sodium sulfit dapat menyebabkan terbentuknya padatan. Dibutuhkan 10 ppm sodium sulfit untuk bereaksi dengan 1 ppm oksigen, sedangkan hydrazine hanya membutuhkan 3 ppm untuk bereaksi dengan 1 ppm oksigen.

2.4. Membran

Membran secara umum didefinisikan sebagai suatu penghalang selektif di antara dua fasa sehingga molekul tertentu dapat menembus membran sementara molekul lainnya tidak. Hal ini akibat adanya perbedaan ukuran pori membran, sifat molekul tersebut, ataupun karena sifat membran itu sendiri (Mulder, 1997). Pemisahan terjadi karena ukuran pori membran hanya dapat dilalui oleh molekul yang mempunyai ukuran lebih kecil dari pori membran sedangkan molekul yang ukurannya lebih besar tidak dapat melewati membran. Pemisahan juga terjadi karena sifat membran. Laju perpindahan molekul pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya dalam membran dan adanya gaya penggerak (*driving force*).

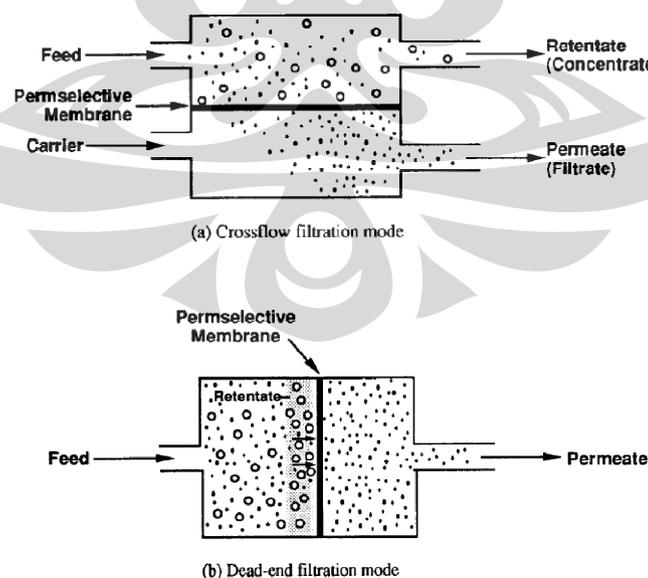
Gaya penggerak biasanya dapat berupa perbedaan tekanan, konsentrasi, temperatur, dan potensial listrik antara larutan pada bagian luar membran dengan larutan yang berada di bagian dalam membran. Besar laju perpindahan komponen-komponen yang akan dipisahkan sebanding dengan besarnya gaya penggerak yang 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.

Spesies utama yang ditolak oleh membran disebut *retentate* atau *solute*, sementara spesies yang melewati membran biasanya disebut *permeate* atau *solvent*. Proses membran berdasarkan arah aliran umpan relatif terhadap orientasi permukaan membran, dapat beroperasi pada dua cara utama yaitu filtrasi *dead-end* dan filtrasi *crossflow*. Skema keduanya dapat dilihat pada Gambar 2.3

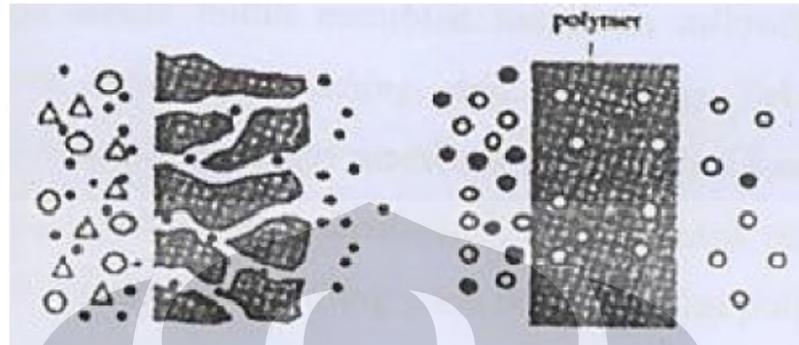
Aliran *dead-end* adalah aliran dimana aliran umpan tegak lurus dengan membran dan tidak terdapat aliran keluaran partikel yang tertolak membran, sehingga akan menyebabkan akumulasi pada permukaan membran yang semakin lama semakin tebal (pembentukan *cake*), yang dapat mengakibatkan laju permeasi akan berkurang. Proses filtrasi konvensional yaitu filtrasi *dead-end* digunakan pada pemisahan dengan menggunakan membran hanya pada kasus-kasus tertentu saja seperti pada separasi *batch* pada laboratorium.

Sebagian besar aplikasi pemisahan membran menggunakan konsep filtrasi *crossflow* dimana aliran umpan paralel dan melewati permukaan membran dengan arah normal terhadap membran. Aliran ini paling sering digunakan di industri karena lebih fleksibel dan pencucian membran tidak terlalu sering. (Hsieh, 1996)



Gambar 2.3. Skema diagram dari proses membran: (a) filtrasi *crossflow* dan (b) filtrasi *dead-end* (Hsieh, 1996)

Berdasarkan karakteristik dan selektivitasnya, membran dapat dibagi menjadi dua jenis yaitu: membran berpori (*porous membrane*) dan membran tidak berpori (*dense membrane*), seperti pada Gambar 2.4 berikut:



Gambar 2. 4. *Porous & Dense Membrane*
(Mulder, 1997).

2.4.1. Membran Berpori (*Porous Membrane*)

Proses pemisahan pada membran berpori berdasarkan pada perbedaan ukuran partikel. Sedangkan komponen penyusun membran hanya berpengaruh kecil pada proses separasi. Berdasarkan IUPAC, ukuran pori membran dapat dibagi menjadi tiga jenis, yaitu :

1. Mikropori : ukuran pori membran < 2 nm
2. Mesopori : ukuran pori membran antara 2 – 50 nm
3. Makropori : ukuran pori membran > 50 nm

Membran berpori biasanya digunakan pada proses mikrofiltrasi dan ultrafiltrasi dan ukuran pori paling mempengaruhi selektivitas membran jenis ini. Selain hal itu, pemilihan jenis membran juga mempengaruhi peristiwa yang terjadi dalam membran seperti stabilitas kimia, adsorpsi, dan pembersihan membran.

Membran mikropori memiliki struktur dan fungsi yang sangat mirip dengan filter konvensional. Mempunyai struktur yang kaku dan memiliki banyak ruang kosong. Akan tetapi, pori yang dimiliki berbeda dengan yang dimiliki oleh filter konvensional karena ukuran diameternya yang sangat kecil. Semua partikel yang memiliki ukuran lebih besar dari pori akan tertolak oleh membran.

2.4.2. Membran Tak Berpori (*Dense Membrane*)

Membran tidak berpori terdiri dari lapisan padat yang dapat dilewati dengan difusi menggunakan gaya penggerak berupa tekanan, konsentrasi, atau perbedaan potensial listrik. Pemisahan berbagai komponen dari suatu campuran relatif berhubungan langsung terhadap laju perpindahan melewati membran yang didefinisikan sebagai difusivitas dan kelarutan pada material membran.

Membran jenis ini mampu melakukan pemisahan pada kedua sisinya. Proses separasi bergantung pada perbedaan difusivitas dan solubilitas, dimana sifat intrinsik dari bahan penyusun membran menentukan selektivitas dan permeabilitas membran. Membran tak berpori banyak digunakan untuk pemisahan gas dan pervaporasi.

Sifat intrinsik material (selektifitas dan permeabilitas) menentukan kinerja dari membran. Tipe material polimer dapat berupa elastomer maupun *glassy*. Dalam pemisahan gas, polimer *glassy* sering digunakan untuk mendapatkan proses dengan selektifitas yang tinggi. Contoh polimer jenis ini adalah poliaxodiazol politriazol. Polimer ini juga memiliki stabilitas termal yang sangat tinggi, seperti poliaxodiazol memiliki temperatur transisi gelas di atas temperatur degradasinya.

2.5. Membran Polipropilen

Membran yang digunakan dalam penelitian ini ialah membran polipropilen yang merupakan membran sintetik yang terbuat dari salah satu jenis polimer, yaitu polipropilen. Penggunaan polipropilen sebagai membran pada penelitian ini berdasarkan pada sifat hidrofobik, sehingga air tidak bisa membasahi membran secara spontan (Mulder, 1997).

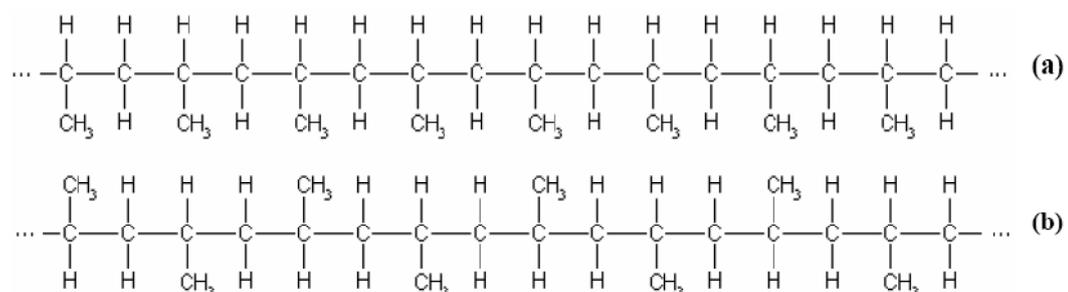
Selain itu, polipropilen memiliki kristalinitas yang tinggi yang membuat polipropilen memiliki stabilitas kimia yang baik. Dengan terdapatnya kristalit-kristalit pada matriks polimer, polipropilen menjadi cukup sulit untuk melarutkan zat (*insoluble*) dan reagen-reagen kimia agak sulit untuk masuk ke dalamnya. Polipropilen sendiri memiliki titik leleh yang cukup tinggi yaitu 160°C (320°F) yang menyebabkan polipropilen memiliki stabilitas termal yang baik.

Polipropilen merupakan salah satu dari banyak *vinyl polymer*. Contoh lain dari *vinyl polymer* ialah polietilen, polivinil klorida, dan lain-lain. Sebagian besar *vinyl polymer* dibentuk melalui polimerisasi, yang sebagian besar dilakukan ialah polimerisasi Ziegler-Natta. Hal ini dikarenakan pada polimerisasi radikal bebas, jenis polimer yang akan terbentuk ialah polipropilen ataktik, sedangkan dengan menggunakan polimerisasi Ziegler-Natta akan menghasilkan polipropilen isotaktik. Sebagian besar polimer komersial dipasaran 90-95% merupakan polimer isotaktik.

Polipropilen ataktik merupakan polimer yang lemah karena polimer yang terbentuk merupakan bentuk amorf dengan susunan rantai yang tidak beraturan. Lain halnya dengan polipropilen isotaktik yang memiliki susunan rantai yang teratur, yaitu semua cabang metil terdapat pada sisi rantai yang sama. Polipropilen isotaktik akan memiliki karakteristik yang kuat karena memiliki bentuk kristal. Akan tetapi, gugus metil pada samping polipropilen dapat mempengaruhi beberapa aspek kimia seperti karbon tersier menyebabkan polipropilen menjadi kurang stabil jika terdapat oksigen karena mudah teroksidasi. Dengan kata lain perbedaan susunan rantai pada polipropilen akan mempengaruhi karakteristik dari polipropilen itu sendiri. Perbedaan gugus isotaktik dan ataktik dapat dilihat pada Gambar 2.5

Sifat-sifat dari polipropilen isotaktik diantaranya :

1. Memiliki densitas yang lebih kecil ($0,9 \text{ gr/cm}^3$).
2. Memiliki tingkat kekuatan yang tinggi.
3. Mempunyai softening point yang lebih tinggi dan dapat dipakai pada suhu yang tinggi.
4. Polipropilen terhindar dari proses *cracking* oleh lingkungan, kecuali jika terdapat sulfur dan asam kromat.



Gambar 2. 5.. Jenis konfigurasi rantai polipropilen: (a) Isotaktik, (b) Ataktik / *Syndiotaktik*

2.6. Kontakor Membran

Kontaktor membran sangat efektif untuk memisahkan atau menambahkan gas ke dalam air. Desain kontakor yang baik akan memaksimalkan koefisien perpindahan massa, dan juga dapat mengurangi penurunan tekanan (*pressure drop*). Fungsi utama dari kontakor membran adalah (Sengupta, 1998):

1. Menghilangkan *interface* fasa gas dan cair pada pori membran dengan kombinasi antara efek tegangan permukaan dengan perbedaan tekanan antar fasa.
2. Menciptakan luas permukaan kontak fasa yang sangat besar. Proses separasi aktual dipengaruhi *driving force* berupa perbedaan konsentrasi antar fasa.

Proses pemisahan ditentukan dari koefisien distribusi komponen dalam dua fasa dan membran hanya sebagai alat penghubung. Secara umum membran tidak meningkatkan perpindahan massa tapi meningkatkan luas area per volume. Sebagai contoh *packed and tray column* memiliki luas area per volume sekitar 30-300 m^2/m^3 , tetapi dengan kontakor membran, luas area per volumenya dapat mencapai 1600–6600 m^2/m^3 . Keuntungan lainnya adalah dapat menghilangkan *flooding* dan *unloading* serta fasa yang terdispersi. Berbeda dengan sistem separasi lainnya, kontakor membran dapat memberikan perpindahan massa secara keseluruhan. Akan tetapi ketidakstabilan sistem ini dapat menjadi masalah, misalkan saja jika tekanan yang diberikan melebihi kemampuan membran, maka membran akan rusak dan fluida akan bercampur.

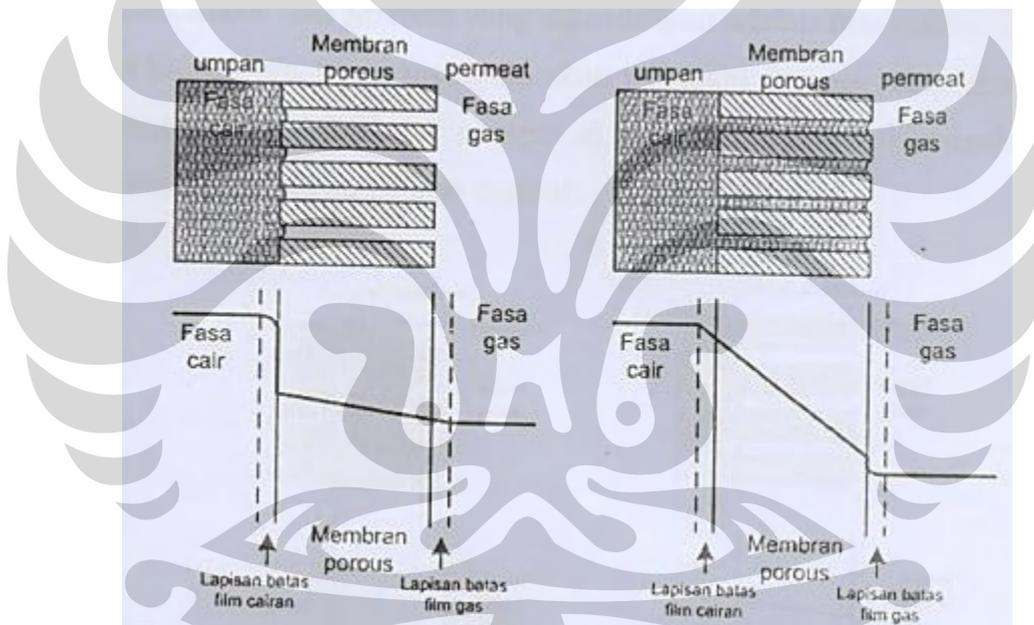
Kontaktor membran biasanya memanfaatkan membran serat berlubang mikropori sebagai *interface* untuk memisahkan fasa gas (G) dan dan cair (L) dan setelah itu terjadi perpindahan massa dari satu fasa ke fasa lainnya. Absorpsi komponen gas dari aliran udara ke cairan diidentifikasi sebagai perpindahan massa tipe G-L. Penghilangan komponen terlarut seperti oksigen, karbon dioksida, *volatile organic compound* dari air ke fasa gas dengan menggunakan gas penyapu maupun vakum diklasifikasikan sebagai perpindahan massa tipe L-G.

Kontaktor membran memiliki properti unik yang menjadikannya sebagai teknologi baru yang kompetitif untuk mencapai perpindahan massa antara dua fasa dibandingkan dengan teknologi tradisional seperti *packed tower*. Kontakor

membran dapat menyediakan luas permukaan kontak yang konstan dengan efisiensi kerja yang sama sedangkan proses tradisional biasanya selalu dipengaruhi oleh perubahan luas permukaan kontak.

2.6.1. Kontaktor Membran Gas-Cair

Kontaktor membran ini umumnya digunakan untuk oksigenasi darah yang disebut oksigenator dimana oksigen murni atau udara dialirkan pada salah satu sisi membran, dan darah mengalir pada sisi yang lain. Dalam hal ini oksigen akan terdifusi ke dalam darah dan CO₂ akan terdifusi dari darah ke fasa gas. Gambaran kontaktor gas-cair dengan dan tanpa fasa pada bagian pori membran dapat dilihat pada Gambar 2.6.

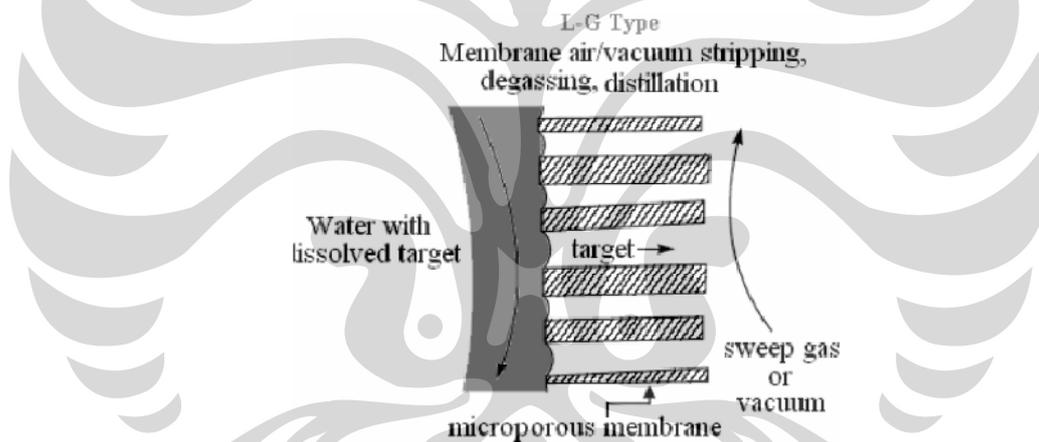


Gambar 2. 6. Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fasa Cair (kiri) dan dengan Fasa Cair (kanan) Perbedaan Konsentrasi ditunjukkan pada Gambar di Bawahnya (Mulder, 1997)

Jika menggunakan membran hidrofobik, maka bahan membran dapat berupa politetraflouroetilen, polietilen, maupun polipropilen dimana membran tidak menyerap air. Bagian membran berpori akan diisi dengan fasa gas. Cairan tidak akan melebihi tekanan dari membran. Perbedaan membran berpori yang diisi dengan fasa gas dan yang tidak diisi dengan fasa gas dapat dilihat pada Gambar 2.5.

Sedangkan jika membran hidrofilik dipakai sebagai fasa cairnya, maka membran akan terbasahi oleh cairan. Kontaktor membran ini juga dapat dipakai untuk perpindahan oksigen dari sistem fermentasi, *aerobic wastewater treatment*, dan lain-lain selain untuk oksigenasi darah. Pada kasus ini, fasa umpan dan fasa membran adalah fasa gas dan fasa permeat adalah fasa cair. Ketika oksigen dipindahkan dari air dengan proses desorpsi nitrogen, fasa umpan adalah fasa cair dan fasa permeat adalah fasa gas.

Gambaran teknis dari membran kontaktor dalam operasi membran dengan vakum *stripping* ditunjukkan pada Gambar 2.7. Pada umumnya, fasa gas dan cair dipisahkan oleh membran hidrofobik berpori. Gaya penggerak yang berperan dalam perpindahan komponen terlarut dari air ke fasa gas adalah perbedaan tekanan uap antara dua fasa yang dijaga oleh gas penyapu, vakum ataupun kalor (Peng, 2007).



Gambar 2. 7. Skema Membran Kontaktor untuk Perpindahan Massa dari Fasa Cair ke Fasa Gas (Peng, 2007)

Koefisien perpindahan massa menyeluruh terdiri dari tiga bagian dari fasa cair, pori membran, dan fasa gas yang ditunjukkan dengan Persamaan 2.2.

$$\frac{1}{K_O} = \frac{1}{K_L} + \frac{1}{K_M} + \frac{1}{K_G} \quad (2.2)$$

dengan K_L , K_M , dan K_G adalah koefisien perpindahan massa pada cairan, membran, dan gas.

2.6.2. Kontaktor Membran Cair-Cair

Kontaktor membran jenis ini mempunyai karakteristik pemisahan dua cairan dengan menggunakan membran berpori dan membran tidak berpori. Pada membran berpori, fasa umpan mungkin membasahi membran namun dapat juga tidak membasahi membran. Jika umpan adalah pelarut organik dari suatu campuran, maka fasa permeat yang dipindahkan adalah fasa cairan. Jika membran bersifat hidrofobik, maka membran akan terbasahi dan penyerap akan terisi. Pada sisi permeat, aliran akan dipompakan tapi tidak membasahi membran dan tidak akan tercampur dengan pelarut organik.

2.7. Kontaktor Membran Serat Berongga

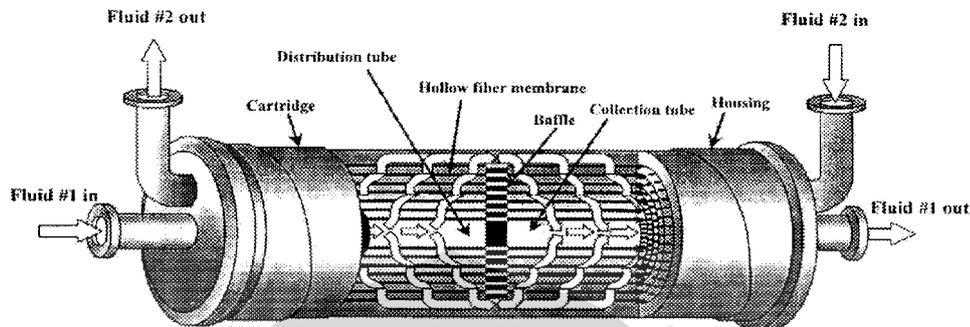
Kontaktor membran serat berongga merupakan teknologi proses membran yang relatif baru. Modul membran diisi dengan membran serat berongga. Berikut akan dijelaskan mengenai karakteristik kontaktor membran serat berongga, serta kelebihan dan kekurangannya.

2.7.1. Karakteristik Kontaktor Membran Serat Berongga

Kontaktor ini menggunakan membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*) 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 $30000 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Gambaran umum *hollow fiber membrane contactor* (HFMC) yang biasa digunakan dapat dilihat pada Gambar 2.8.

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 tersebut disebut sebagai permeator.



Gambar 2. 8. Kontaktor membran serat berongga (Gabelman, 1999)

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

2.7.2. Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran Serat Berongga

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

1. Luas permukaan tidak mempengaruhi variasi laju alir, baik tinggi maupun rendah karena kedua aliran tidak bergantung satu sama lain. Hal ini merupakan suatu kelebihan yang vital dalam proses industri ketika rasio pelarut terhadap umpan yang diperlukan sangat tinggi ataupun sangat rendah. Jika kondisi yang sama diterapkan dalam kolom ber-*packing* maka dapat terjadi *flooding* pada saat laju alir gas terlalu tinggi relatif terhadap laju alir air, sebaliknya bila laju alir gas terlalu rendah relatif terhadap laju alir air maka dapat terjadi *unloading*.
2. Tidak terjadi pembentukan emulsi (*foaming*) karena tidak ada dispersi antar fluida.

3. Tidak diperlukan adanya perbedaan densitas antar fluida karena kontaktor membran dapat mengakomodir fluida dengan densitas yang sama dan sekaligus dapat dioperasikan pada berbagai orientasi (vertikal atau horizontal, baik searah maupun berlawanan arah).
4. Penskalaan hasil lebih linier sehingga peningkatan kapasitas dapat diprediksi secara sederhana dengan hanya menambahkan modul membran (dibatasi oleh spesifikasi peralatan pendukung seperti pompa, perpipaan, dan lain-lain).
5. Sistem kontak bersifat non-dispersif sehingga memudahkan kontrol terpisah dari laju alir fasa gas dan cairan.
6. Efisiensi yang diperoleh lebih tinggi (dengan pengukuran *HTU-Height of Transfer Unit* yang rendah).
7. 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.
8. Tidak terjadi pemborosan pelarut sehingga efisien dan efektif dalam pemanfaatan pelarut.
9. Kontaktor membran juga dapat meningkatkan batas konversi kesetimbangan reaksi kimia dengan proses sirkulasi kandungan reaktor melalui kontaktor menggunakan pelarut ekstraksi atau gas desorpsi produk dapat diambil sehingga reaksi kesetimbangan akan bergeser ke arah kanan (produk).
10. Tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaannya.
11. Desain modularnya memperbolehkan pengaplikasian *plant* membran dalam lingkup kapasitas yang sangat luas. Baik kapasitas yang kecil maupun besar dapat dicapai dengan mudah dengan menggunakan sedikit atau banyak modul membran.
12. Biaya perawatannya rendah jika dibandingkan dengan unit operasi lainnya.

Sedangkan kekurangan dari kontaktor membran adalah sebagai berikut (Gabelman, 1999): :

1. Membran memiliki umur tertentu sehingga biaya periodik pergantian membran juga perlu diperhitungkan.

2. Untuk membran serat berongga jenis polimer, hanya dapat beroperasi pada rentang temperatur yang tidak terlalu tinggi karena dapat merusak membran. Selain itu, membran juga tidak tahan terhadap kondisi yang terlalu asam atau basa.
3. Adanya penambahan tahanan membran pada perpindahan massa. Akan tetapi tahanan ini tidak terlalu penting dan dapat dilakukan usaha untuk meminimalkan tahanan membran tersebut.
4. Dapat terjadi *fouling* walaupun tidak sebesar pada kontaktor dengan *driving force* gradien tekanan. Berikut ini adalah tiga tipe pengotor pada peristiwa *fouling* (Mulder, 1997) :
 - a. Endapan organik (makromolekul, zat-zat biologis dan lain-lain)
 - b. Endapan anorganik (garam kalsium, hidroksi logam dan lain-lain)
 - c. Partikulat

Untuk mengatasi *fouling* pada membran dapat digunakan metode koagulasi dan *backwash*.
5. Efisiensinya berkurang karena adanya aliran *bypass* dalam *shell* (*shell-side bypassing*) sehingga ada sebagian fluida dalam *shell* yang tidak kontak dengan membran. Oleh karena itu aliran lebih baik dibuat menjadi turbulen.

2.8. Proses Desorpsi Oksigen Terlarut Dari Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga

Desorpsi merupakan usaha untuk mengurangi ataupun bahkan menghilangkan kandungan zat terlarut dalam suatu senyawa. Proses ini adalah kebalikan dari proses absorpsi. Dalam hal ini lebih difokuskan pada proses desorpsi pengurangan kadar oksigen terlarut dalam air. Secara umum untuk mengurangi kandungan oksigen terlarut dalam air dapat dilakukan beberapa cara antara lain :

1. Dengan menggunakan vakum

Cara ini dengan menempatkan sistem vakum (pompa vakum) pada kedua ujung modul dimana semua gas yang terlarut dapat dihilangkan pada saat yang bersamaan.
2. Dengan menggunakan gas penyapu (*sweep gas*)

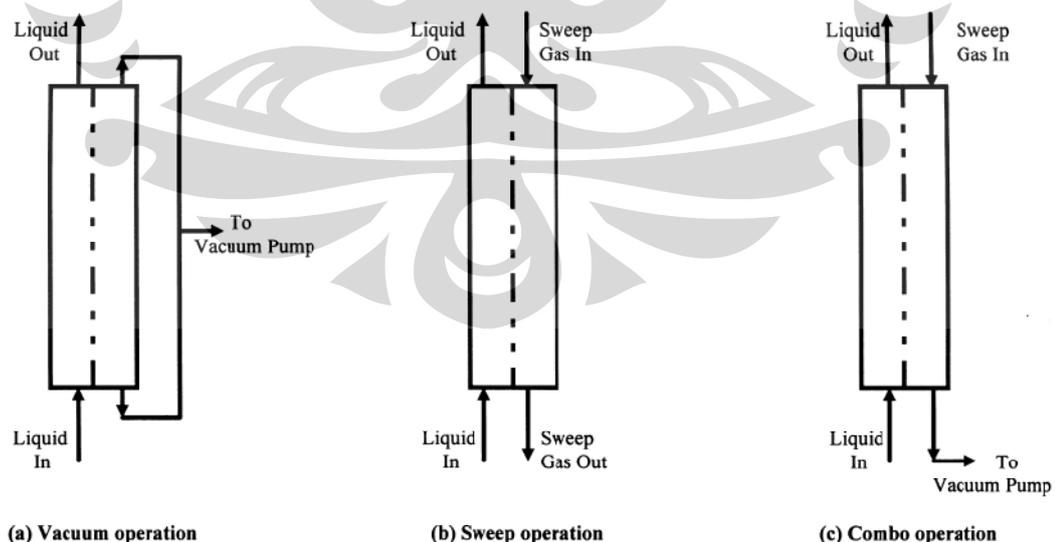
Gas penyapu yang biasa digunakan untuk desorpsi oksigen dalam air adalah gas nitrogen, cara ini cukup efisien tetapi dapat menjenuhkan air dengan kandungan *sweep gas*.

Selain nitrogen, dapat digunakan gas lain seperti H_2 , gas inert lain seperti Ne dan Ar, ataupun gas CO_2 . Akan tetapi masing-masing gas tersebut memiliki kekurangan jika dibandingkan dengan nitrogen yaitu H_2 jauh lebih mahal, berbahaya, serta tidak bersifat inert; Ar ataupun Ne bersifat inert tetapi harganya jauh lebih mahal; sedangkan CO_2 dapat bereaksi sehingga air bersifat asam dan menjadi semakin korosif. Oleh karena itu, yang banyak digunakan adalah gas N_2 yang inert, tidak berbahaya, mudah diperoleh, dan lebih terjangkau harganya.

3. Kombinasi kedua cara di atas

Dengan cara ini aliran gas penyapu sedikit digunakan untuk meningkatkan gaya penggerak separasi dan bagian sisi gas dipertahankan dalam keadaan vakum. Tujuan dari penggunaan vakum ini adalah agar gas penyapu tidak berdifusi ke dalam air. Proses ini menghasilkan tingkat separasi yang cukup tinggi sehingga dapat menghilangkan salah satu zat yang terlarut tanpa menambahkan kandungan zat tertentu pada zat yang bersamaan.

Skema ketiga metode tersebut seperti pada Gambar 2.9.



Gambar 2. 9. Metode- Metode untuk *Degassing* (Sengupta, 1998)

2.9. Studi Perpindahan Massa Pada Kontaktor Membran Serat Berongga Dalam Proses Desorpsi Oksigenterlarut Dari Air

Transfer massa oksigen terlarut dari air pada sisi selongsong menuju sisi gas di dalam kontaktor membran serat gas-cair terjadi dalam tiga tahap penting yaitu :

1. Transfer oksigen terlarut dalam air dimana oksigen berdifusi keluar dari air menuju permukaan membran.
2. Difusi oksigen terlarut melalui membran, dimana oksigen berdifusi ke dalam pori-pori berisi gas melalui dinding membran mikropori hidrofobik.
3. Difusi oksigen terlarut ke dalam aliran gas di mana oksigen mencapai dinding/ permukaan lain dari membran dan berdifusi ke dalam gas di sekitarnya

Perpindahan gas terlarut dari fasa cair ke fasa gas dikontrol oleh koefisien dan gaya penggerak perpindahan massa. Pada kontaktor gas-cair dapat dilihat bahwa selama pori membran terisi oleh gas maka koefisien keseluruhan perpindahan massa hanya akan ditentukan oleh koefisien perpindahan massa fasa cair. Gaya penggerak perpindahan massa untuk setiap perpindahan suatu substansi akan berbeda antara tekanan parsial kesetimbangan dari gas yang terlarut dalam fasa cair dengan tekanan parsial pada saat gas tersebut berada dalam fasa gas.

Pada membran serat berongga mikropori hidrofobik, gaya penggerak perpindahan oksigen dalam proses desorpsi dengan pompa vakum berasal dari perbedaan konsentrasi oksigen di antara fasa cair dan fasa gas melalui membran dan pori yang memberikan area permukaan kontak antara vakum dan tetap kering dan hanya terisi oleh gas (*gas filled*) baik gas terlarut maupun gas penyapu (jika menggunakan gas penyapu seperti nitrogen).

Prinsip metode yang digunakan untuk mengetahui perpindahan massa yang terjadi dalam proses absorpsi gas-cair adalah dengan mengamati laju alir gas dan perbedaan konsentrasi sampel sebelum dan sesudah melewati modul.

J merupakan fluks massa dengan satuan $\text{scm}^3/\text{min} / \text{cm}^2$ yang diperoleh dari Persamaan 2.3.

$$J = \frac{Q}{A} \quad (2.3)$$

Dengan Q merupakan laju alir volumetrik air. Sementara A merupakan luas permukaan membran.

Untuk menghitung nilai koefisien perpindahan massa, digunakan Persamaan 2.4 sebagai berikut:

$$k = \frac{J}{\Delta C} \quad (2.4)$$

Dengan ΔC merupakan perbedaan konsentrasi sebagai *driving force*, pada proses ini dengan satuan mol/L. Gaya penggerak ini menunjukkan perbedaan konsentrasi karbondioksida sebelum dan sesudah memasuki modul.

Koefisien perpindahan massa umum nantinya akan dinyatakan dalam bentuk korelasi perpindahan massa yang merupakan persamaan yang disusun dari bilangan tak berdimensi, yaitu bilangan *Sherwood*, Sh , bilangan *Reynolds*, Re , dan bilangan *Schmidt*, Sc . Bilangan tak berdimensi tersebut dirumuskan dalam Persamaan 2.5, 2.6, 2.7 sebagai berikut:

$$Sh = k \frac{d_e}{D} \quad (2.5)$$

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.6)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (2.7)$$

dengan,

- k = koefisien perpindahan massa
- d_e = diameter ekuivalen
- D = difusivitas O_2 pada fasa cair
- ν = viskositas kinematik fasa cair
- ρ = densitas fluida cair

Dalam aliran fluida serat berongga, bentuk korelasi perpindahan massa ditunjukkan dalam Persamaan 2.8 berikut:

$$Sh = a Re^b Sc^{1/3} \quad (2.8)$$

2.10. Studi Hidrodinamika Air Pada Kontaktor Membran Serat Berongga

Hidrodinamika merupakan pembelajaran mengenai sifat atau kondisi fluida pada saat fluida tersebut bergerak. Pada penelitian kali ini kinerja dari

membran dipengaruhi oleh faktor-faktor yang berhubungan dengan hidrodinamika, yaitu faktor friksi, penurunan tekanan dan bilangan *Reynolds*.

Pada fluida yang mengalir melalui saluran yang terisi penuh, gaya-gaya yang berpengaruh secara dominan adalah gaya inersia dan gaya viskositas. Perbandingan antara gaya inersia dengan gaya viskositas disebut dengan bilangan *Reynolds*, yang sesuai dengan Persamaan 2.6 berikut:

$$Re = \frac{de \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.6)$$

dengan,

de	=	diameter ekivalen
ρ	=	densitas
v	=	kecepatan aliran
μ	=	viskositas.

Studi ini bertujuan untuk mempelajari hubungan dan karakteristik antara bilangan *Reynolds* terhadap faktor friksi, f , dan penurunan tekanan, ΔP . Faktor friksi merupakan koefisien yang tidak memiliki satuan yang berhubungan dengan kemampuan suatu fluida untuk menimbulkan gesekan (friksi). Faktor ini menjelaskan perpindahan aliran fluida pada membran yang didefinisikan secara berbeda dengan koefisien perpindahan massa. Persamaan faktor friksi Fanning ditunjukkan pada Persamaan 2.9 sebagai berikut :

$$f = \frac{d_e \cdot \Delta P}{4 \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} \quad (2.9)$$

dengan, L_f = panjang serat membran

Faktor friksi dalam literatur untuk aliran laminar ($Re < 2100$) dapat dirumuskan pada Persamaan 2.10 sebagai berikut:

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.10)$$

Sedangkan, untuk aliran turbulen ($2100 < Re < 100000$), persamaan faktor friksi yang berlaku adalah Persamaan 2.11.

$$f = \frac{0.0791}{Re^{(1/4)}} \quad (2.11)$$

Perpindahan momentum dapat dipelajari dari faktor friksi (f) yang didefinisikan secara berbeda untuk koefisien perpindahan massa. Persamaan yang digunakan adalah Persamaan 2.12.

$$F = Aw(0,5 \cdot \rho \cdot v^2) \cdot f \quad (2.12)$$

dengan, f : gaya friksi

Aw : luas permukaan yang terbasahi dan ρ adalah densitas fluida.

Selanjutnya, diameter ekuivalen dapat dihitung dari Persamaan 2.13.

$$d_e = \frac{d_p^2 - N \cdot d_f^2}{d_p + N \cdot d_f} \quad (2.13)$$

dengan, N : jumlah serat dalam modul

d_f : diameter serat dan

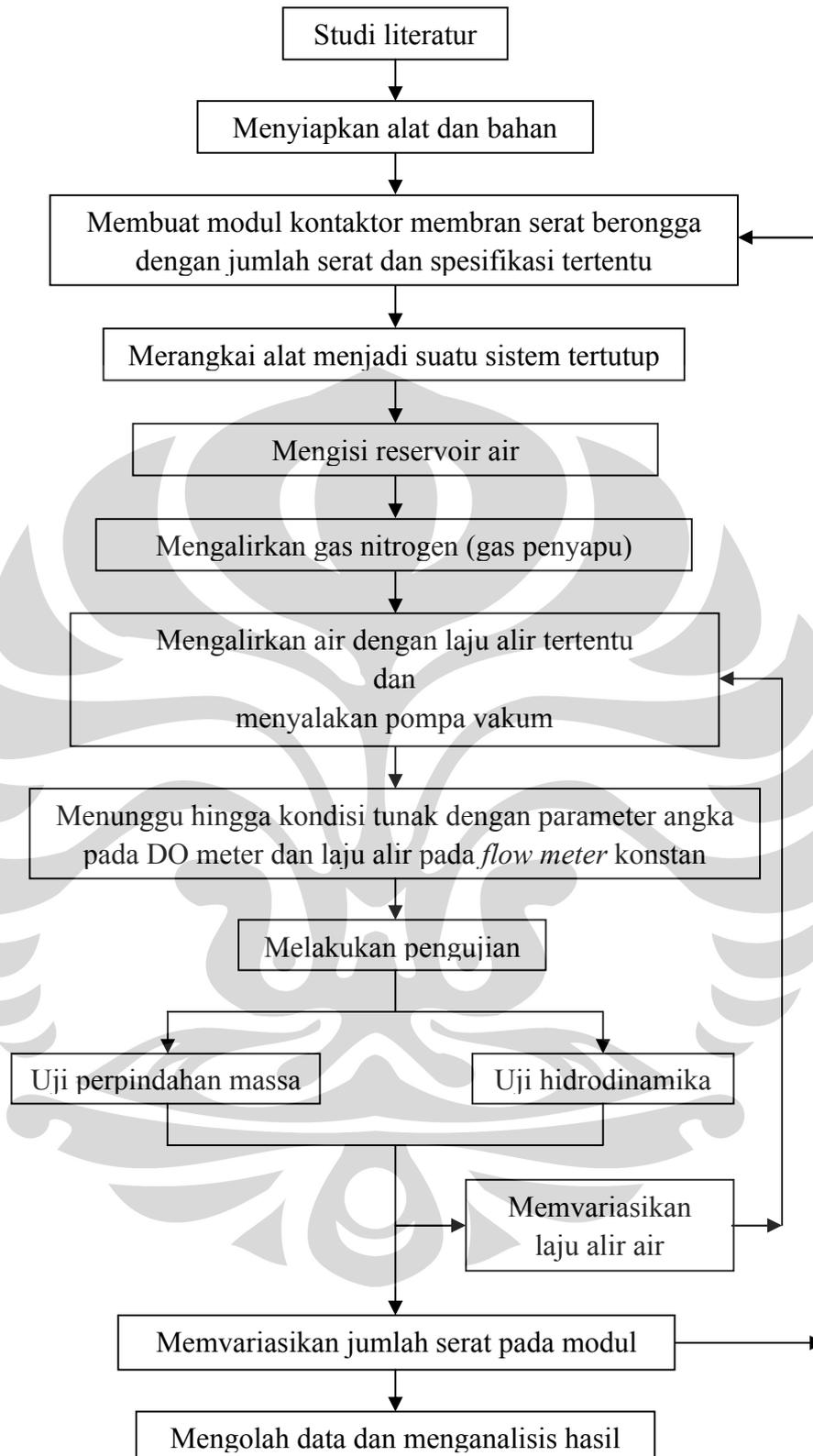
d_p : diameter selongsong (pipa).

BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1. Diagram Alir Penelitian

Penelitian proses desorpsi atau pemisahan oksigen terlarut dari air ini bertujuan untuk menurunkan kadar oksigen terlarut dalam air. Prosedur penelitian dilakukan dengan beberapa tahapan. Dimulai dari studi literatur, pada tahap ini literatur-literatur yang berhubungan dengan topik penelitian dikumpulkan dan dirangkum sehingga dapat dijadikan sebagai landasan/acuan penelitian kedepannya. Kemudian dilanjutkan dengan persiapan alat dan bahan, yang dilakukan untuk menghindari terjadi kesalahan-kesalahan prosedur yang saat penelitian telah berlangsung. Sehingga perlu adanya persiapan dan pengaturan awal dari masing-masing alat dan bahan, pembuatan modul kontaktor membran serat berongga.

Setelah pembuatan HFMC selesai dilakukan perangkaian alat menjadi suatu sistem tertutup. Rangkaian alat berikut digunakan untuk sistem sekali jalan (*once through process*) yang mana tidak ada sirkulasi dalam sistem. Jadi air yang diproses akan selalu baru. Tahap selanjutnya adalah mengalirkan gas N₂, mengalirkan air ke dalam kontaktor, dan menyalakan pompa vakum. Setelah dilakukan pengambilan data, maka dilakukan pengujian berupa uji perpindahan massa dan uji hidrodinamika dengan melakukan pengolahan data dan analisis. Skema penelitian dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3. 1. Skema Penelitian

3.2. Alat dan Bahan

Alat dan bahan yang digunakan untuk penelitian ini tergolong sederhana.

Alat-alat dan bahan-bahan yang digunakan untuk penelitian ini antara lain:

1. Membran kontaktor serat berongga, sebagai komponen utama dalam pembuatan modul dengan spesifikasi sebagai berikut:

Material : Polipropilen

Ukuran pori : 0,2 μm

Ukuran modul :

- Diameter serat : 0,2 cm
- Panjang membran : 40 cm
- Jumlah membran : 5, 10, dan 15 serat

2. Air, sebagai umpan yang akan didesorpsi (*distripping*).
3. Gas Nitrogen dalam tabung, sebagai gas penyapu.
4. Tangki reservoir, sebagai tempat untuk air yang akan didesorpsi.
5. DO meter, untuk mengukur konsentrasi oksigen terlarut dalam air sebelum dan sesudah melewati modul dan mengukur temperatur air.

Model : model 3100

Produksi : Insite IG

6. Manometer Digital, untuk mengukur perbedaan tekanan air sebelum dan sesudah melewati modul.

Tipe : Lutron PM-9100 HA

7. Pompa air, untuk mengalirkan air dari reservoir menuju modul membran.

Produksi : Pedrollo

Jenis : Pompa sentrifugal

Spesifikasi :

- Q_{min} : 5-40 L/min
- Q_{max} : 45 L/min
- H_{max} : 40-42 m
- V : 220 V
- RPM : 2900 RPM
- kW : 0,1 kW

8. *Liquid flow meter*, untuk mengukur laju alir air.

Produksi : Cole Parmer
 Q : 100-1000 L/h

9. *Mass flow meter*, untuk mengukur laju alir gas N₂.

Model : FMA-5605-ST
 Produksi : Omega Engineering Inc.
 Max. psi : 500 psig

10. Pompa Vakum, untuk menarik gas N₂ atau memberi keadaan vakum pada sistem.

Produksi : GE Motor
 Model : 15401
 Kapasitas : 93 L/M
 Motor HP : 1/3

11. Pipa PVC, sebagai penghubung antara reservoir dengan modul serat berongga sehingga air mengalir melalui pipa ini.

12. Lem epoksi (araldite), sebagai perekat pada pembuatan kontaktor membran.

13. Pipa akrilik (*flexi glass*), sebagai selongsong kontaktor membran.

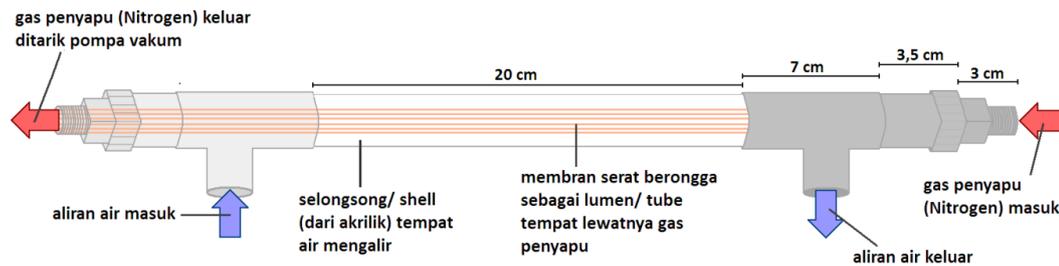
3.3. Prosedur

Secara garis besar, prosedur penelitian terdiri dari empat tahapan yaitu, pembuatan modul kontaktor, perangkaian alat, pengujian perpindahan massa, pengujian hidrodinamika.

3.3.1. Pembuatan Modul

Konfigurasi modul kontaktor yang dibuat dapat dilihat pada Gambar 3.2, sedangkan spesifikasi modul yang dibuat adalah sebagai berikut:

1. Membran serat berongga dengan bahan polipropilen.
2. Ukuran pori membran 0,2 μm .
3. Panjang serat 47 cm.
4. Diameter serat 2 mm.
5. Diameter dalam selongsong 1,6 cm.
6. Jumlah serat membran: 5, 10, dan 15.



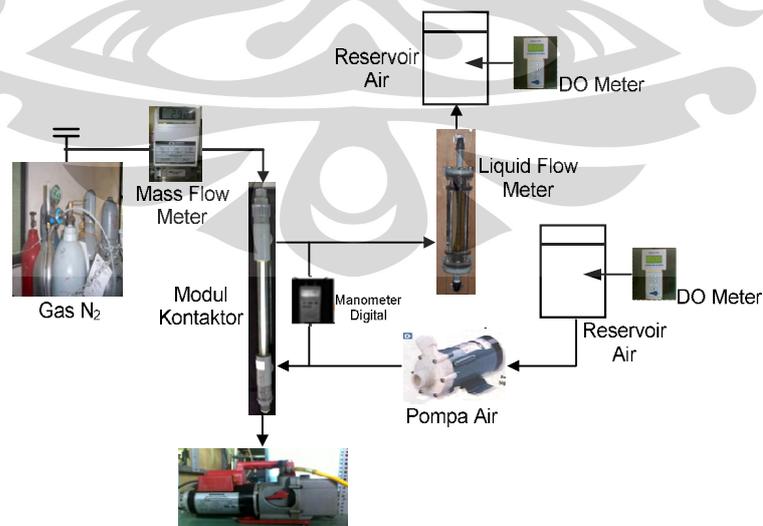
Gambar 3. 2. Konfigurasi Kontaktor Membran Serat Berongga

Modul kontaktor terbuat dari membran serat berongga dengan bahan polipropilen. Membran berbahan dasar ini bersifat hidrofobik karena spesies yang diharapkan berpindah melalui membran adalah gas oksigen sementara air diharapkan tidak terserap melalui pori membran.

Modul serat berongga disusun menyerupai bentuk selongsong dan tabung (*shell and tube*) dimana selongsong terbuat dari akrilik dan serat direkatkan dengan menggunakan lem epoksi. Modul ini digunakan sebagai kontaktor antara gas N_2 dengan air.

3.3.2. Perangkaian Alat

Setelah pembuatan modul, langkah selanjutnya adalah merangkai kontaktor membran serat berongga dengan peralatan lain. Rangkaian alat ini dibuat menjadi suatu rangkaian siklus air yang melewati kontaktor membran serat berongga, seperti pada Gambar 3.3 di bawah ini.



Gambar 3. 3. Skema Perangkaian Alat

Percobaan yang dilakukan adalah desorpsi (*stripping*) gas oksigen terlarut dari dalam air ke dalam udara vakum dibantu dengan gas penyapu melalui kontaktor membran serat berongga. Skema penelitian seperti Gambar 3.3 akan digunakan untuk mengetahui kinerja perpindahan massa dan penurunan tekanan air yang terjadi di dalam kontaktor. Aliran air yang mengandung oksigen terlarut akan dilewatkan melalui bagian selongsong (*shell side*) sedangkan aliran gas penyapu dilewatkan melalui bagian dalam serat (*lumen side*) kontaktor. Selama eksperimen, air dari tangki reservoir akan dipompakan menuju kontaktor membran serat berongga dan diukur konsentrasi oksigen terlarutnya sebelum dan sesudah melewati modul dengan menggunakan DO Meter. Sementara itu, gas penyapu (gas nitrogen) melalui *lumen side* akan ditarik dengan pompa vakum. Pada saat bersamaan, diukur perbedaan tekanan antara air yang masuk dan keluar dari kontaktor membran.

Parameter perpindahan massa dilihat dari perubahan konsentrasi oksigen terlarut air, saat sebelum melewati kontaktor membran dan saat setelah keluar kontaktor membran. Sedangkan properti hidrodinamika yang dijadikan parameter performa membran ialah penurunan tekanan dan faktor friksi yang terjadi. Data yang diambil diolah untuk menghasilkan nilai koefisien perpindahan massa dan menarik hubungannya dengan aspek hidrodinamika seperti bilangan *Reynolds* maupun faktor friksi. Setelah diperoleh data-data dari percobaan, data-data tersebut diolah untuk kemudian dilakukan analisis data.

3.3.3. Pengujian Perpindahan Massa

Uji perpindahan massa dilakukan untuk menguji bagaimana kinerja sebenarnya dari modul yang dijalankan. Prosedur uji perpindahan massa adalah sebagai berikut:

1. Mengisi reservoir air dengan volume tertentu.
2. Mengukur dan mencatat konsentrasi oksigen terlarut (DO) dan temperatur awal air sebelum melewati kontaktor.
3. Mengalirkan gas N_2 ke dalam modul agar serat terisi gas. Menunggu hingga keadaan stabil, dilihat dari laju alir pada *mass flow meter* yang konstan.

4. Mengalirkan air ke dalam modul dengan beberapa variasi laju alir, yaitu 200 s.d. 450 L/jam dengan interval 50 L/jam.
5. Menyalakan pompa vakum. Mengatur hingga keadaan stabil.
6. Setelah keadaan stabil, melakukan pengambilan data berupa konsentrasi oksigen terlarut (DO) dan temperatur air setelah melewati modul, yang terbaca pada DO meter, serta laju alir massa gas N₂ yang tertera di *mass flow meter*.
7. Melakukan pengambilan sampel sebanyak 3 – 4 kali untuk memastikan kestabilan, dan mengulang sebanyak dua kali.
8. Mengulangi langkah (1) sampai (7) dengan variasi serat yang berbeda.

3.3.4. Pengujian Hidrodinamika

Setelah melakukan prosedur uji perpindahan massa, penelitian dilanjutkan dengan melakukan prosedur uji hidrodinamika sebagai berikut:

1. Mengalirkan air dengan beberapa variasi laju alir (200– 500 L/jam dengan interval 50 L/jam). Menunggu selama beberapa menit hingga keadaan stabil untuk pengambilan data.
2. Mengambil data berupa penurunan tekanan (*pressure drop*) yang terjadi di sepanjang kontaktor dengan melihat angka yang tertera di manometer digital dan laju alir air pada *liquid flow meter*.
3. Mengulangi pengambilan data sebanyak dua kali.
4. Mengulangi langkah (a) dan (b) dengan variasi serat yang berbeda.

3.4. Variabel Penelitian

Kondisi operasi yang divariasikan dalam penelitian ini yaitu:

1. Jumlah serat membran.
2. Laju alir air.

Paramater yang dibuat tetap adalah

1. Temperatur dan tekanan operasi.
2. Diameter selongsong modul.
3. Laju alir *sweep gas*.

Parameter yang ingin diketahui dari penelitian ini adalah

1. Koefisien perpindahan massa.
2. Faktor friksi.
3. Rasio friksi.

3.5. Data Penelitian

3.5.1. Uji Perpindahan Massa

Data – data yang diperoleh dari penelitian ini dituangkan ke dalam Tabel

3.1 sebagai berikut:

Jumlah Serat (n) =

Tabel 3. 1. Tabel Pengamatan Uji Perpindahan Massa

Data ke n				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO awal (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200				
250				
300				
350				
400				
450				

3.5.2. Uji Hidrodinamika

Untuk uji hidrodinamika, data yang diambil merupakan perubahan tekanan air sebelum dan sesudah memasuki modul untuk setiap variasi laju alir yang berbeda. Untuk jumlah serat yang berbeda dilakukan prosedur yang sama dan dibandingkan hasilnya

Data – data yang diperoleh dari penelitian ini dituangkan ke dalam Tabel

3.2 sebagai berikut:

Jumlah Serat (n) =

Tabel 3. 2. Tabel Pengamatan Uji Hidrodinamika

Laju Alir (L/hr)	Beda Tekanan		
	Data 1	Data 2	Data 3
200			
250			
300			
350			
400			
450			

3.6. Pengolahan Data Hasil Penelitian

Data-data yang diambil dalam penelitian akan diolah untuk menentukan koefisien perpindahan massa oksigen terlarut dari air dan melihat korelasi perpindahan massa dari kontaktor membran serat berongga. Selain itu juga untuk melihat hidrodinamika pelarut di dalam membran.

3.6.1. Menghitung Koefisien Perpindahan Massa

Kinerja proses *degassing* dari membran kontaktor (E) dideskripsikan seperti pada Persamaan 3.1.

$$E = 1 - (C_{out} / C_{in}) \quad (3.1)$$

dengan,

E : efisiensi proses *degassing*

C_{in} : konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air sebelum masuk modul (ppm)

C_{out} : konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air setelah melewati modul (ppm)

Setelah itu, dapat menghitung koefisien perpindahan massa fasa cair dengan menggunakan Persamaan 3.2.

$$k_L = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-E} \right) \quad (3.2)$$

dengan,

Q : laju alir air dalam kontaktor (cm^3/s)

A_m : luas permukaan total dari membran serat berongga (cm^2)

Nilai luas permukaan total dari membran serat berongga dapat dicari dengan menggunakan Persamaan 3.3.

$$A_m = n \pi d_f L \quad (3.3)$$

dengan,

n : jumlah serat berongga

L : panjang dari membran serat berongga (cm)

3.6.2. Membuat Korelasi Perpindahan Massa

Untuk mengetahui pengaruh koefisien perpindahan massa terhadap hidrodinamikanya, dapat dibuat suatu korelasi dari bilangan-bilangan tak berdimensi, yaitu bilangan *Sherwood*, Sh , bilangan *Reynolds*, Re , dan bilangan *Schmidt*, Sc , dengan persamaan-persamaan seperti pada Persamaan 2.5, 2.6, dan 2.7.

$$Sh = k_L \frac{d_e}{D} \quad (2.5)$$

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} \quad (2.6)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (2.7)$$

Nilai v_L pada persamaan untuk bilangan *Reynolds* merupakan laju alir volumetrik yang diperoleh dengan menggunakan Persamaan 3.4.

$$v_L = \frac{Q}{A_{flow}} \quad (3.4)$$

dimana A_{flow} dan d_e dapat dicari dengan menggunakan Persamaan 3.5 dan 3.6.

$$A_{flow} = A_{pipa} - A_{penampang\ membran} = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_p^2 \right) - \left(n \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_f^2 \right) \quad (3.5)$$

$$d_e = \frac{d_p^2 - n \cdot d_f^2}{d_p + n \cdot d_f} \quad (3.6)$$

Korelasi persamaan antara bilangan-bilangan tak berdimensi di atas (Persamaan 2.5, 2.6, dan 2.7) akan dihubungkan dengan Persamaan 3.7.

$$Sh = a Re^b Sc^{1/3} \quad (3.7)$$

Nilai pangkat Sc pada Persamaan 3.6 adalah tetap. Hal ini disebabkan untuk sistem air oksigen dalam studi ini, viskositas kinematik air dianggap konstan sehingga nilainya diambil dari literatur, yaitu 1/3 atau 0,3333 (Gabelman, 1999). Eksponen Re (b) ditentukan dengan memplot data eksperimen Sh terhadap Re pada berbagai diameter serat membran.

Persamaan untuk bilangan *Sherwood* dipengaruhi oleh faktor geometri, $f(\phi)$ dimana ϕ adalah fraksi kepadatan modul atau *packing friction*. *Packing friction* dapat dicari dengan menggunakan Persamaan 3.8.

$$\varphi = n \frac{d_f^2}{d_p^2} \quad (3.8)$$

3.6.3. Menghitung Faktor Friksi

Faktor friksi percobaan pada kontaktor membran serat berongga dapat dihitung melalui Persamaan 3.9 sebagai berikut:

$$f = \frac{\varepsilon (D_0^2 - D_i^2) \Delta P}{4 d_0 L_f (1/2) \rho v^2} = \frac{d_e \Delta P}{4 L_0 (1/2) \rho v^2} \quad (3.9)$$

Kemudian dibandingkan dengan nilai friksi literatur yang berbeda untuk jenis alirannya, yaitu:

- Laminer

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.10)$$

- Turbulen

$$f = \frac{0,0791}{Re^{1/4}} \quad (2.11)$$

3.6.4. Menghitung Rasio Friksi

Nilai rasio friksi ini merupakan hasil perbandingan antara friksi modul hasil penelitian dengan friksi literatur, yaitu:

$$\text{rasio friksi} = \frac{\text{friksi modul}}{\text{friksi literatur}} \quad (3.10)$$

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1. Pendahuluan

Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui performa dari kontaktor membran serat berongga yang digunakan pada proses desorpsi oksigen terlarut dari air dan untuk mengetahui pengaruh penggunaan gas nitrogen dan vakum secara bersamaan dalam proses tersebut. Studi perpindahan massa dan hidrodinamika dilakukan dengan memvariasikan jumlah serat membran dan laju alir fluida, yaitu air, yang melewati kontaktor. Parameter perpindahan massa dilihat dari koefisien perpindahan massa. Sedangkan properti hidrodinamika yang dijadikan parameter performa modul kontaktor adalah penurunan tekanan dan faktor friksi yang terjadi sepanjang kontaktor.

4.2. Studi Perpindahan Massa

Pada studi perpindahan massa, data yang diambil dari eksperimen adalah konsentrasi oksigen terlarut dan temperatur air sebelum dan sesudah memasuki kontaktor membran pada setiap perubahan laju alir. Dari perubahan konsentrasi oksigen terlarut ini, dapat dihitung koefisien perpindahan massa untuk masing-masing kontaktor dengan jumlah serat berbeda. Kemudian dari jumlah serat, diameter serat dan diameter selongsong modul kontaktor, akan diperoleh nilai fraksi kepadatan membran, ϕ . Fraksi kepadatan akan berpengaruh secara langsung terhadap performa perpindahan massanya.

4.2.1. Koefisien Perpindahan Massa

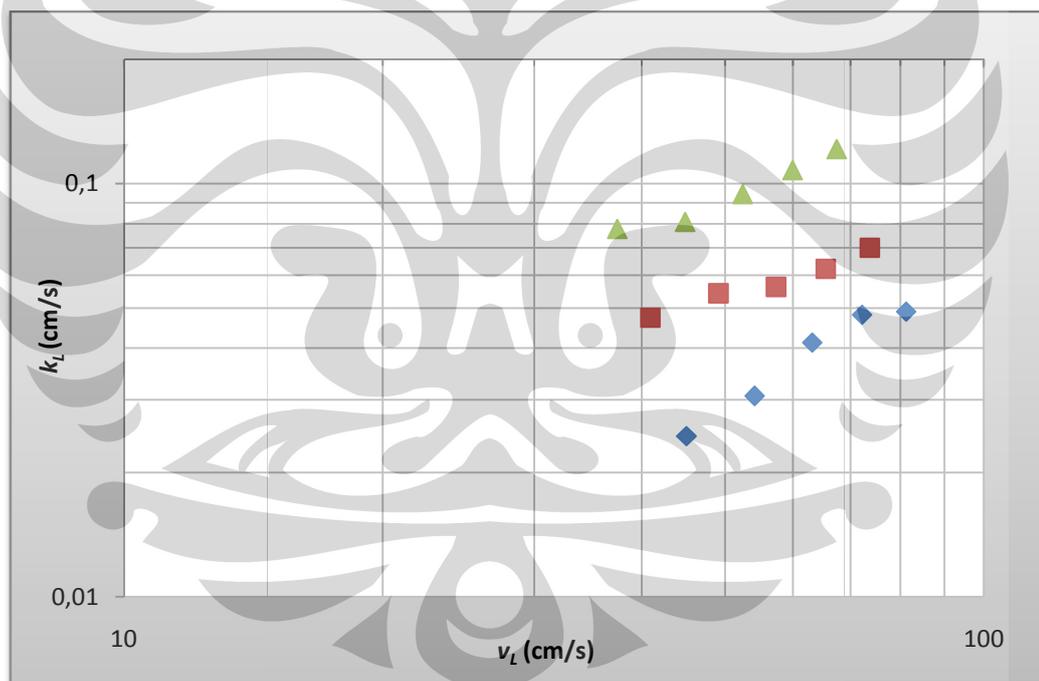
Performa perpindahan massa untuk proses desorpsi ini dapat dilihat dari dua parameter, yaitu:

1. Koefisien perpindahan massa (k_L), dan
2. Luas permukaan spesifik (A_m)

di mana performa perpindahan massa akan semakin baik dengan meningkatnya koefisien perpindahan massa dan akan menurun dengan meningkatnya luas permukaan spesifik.

Koefisien perpindahan massa dipengaruhi oleh perubahan konsentrasi oksigen terlarut yang berpindah, semakin besar penurunan konsentrasi oksigen maka akan semakin besar koefisien perpindahan massanya. Sedangkan luas spesifik dipengaruhi oleh jumlah serat, semakin banyak jumlah serat maka akan semakin besar luas permukaannya.

Hasil percobaan berupa konsentrasi oksigen masukan dan keluaran kontaktor membran kemudian diolah dengan Persamaan 3.2 sehingga dihasilkan koefisien perpindahan massa untuk setiap laju alir air. Dalam bentuk grafik, hubungan koefisien perpindahan massa, k_L , dengan laju alir linear air, v_L , dapat dilihat pada Gambar 4.1.



Gambar 4. 1. Hubungan antara Koefisien Perpindahan Massa, k_L , terhadap Laju Air Linear, v_L , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).

Koefisien perpindahan massa yang dihasilkan dari percobaan adalah antara 0,0306 – 0,1212 cm/s, sedangkan kontaktor konvensional seperti *packed column* memiliki nilai koefisien perpindahan massanya sekitar 0,0004 cm/s (Perry, 1999). Maka dapat dikatakan bahwa koefisien perpindahan massa kontaktor membran dapat mencapai 76 – 303 kali lebih besar dari nilai koefisien

perpindahan massa kontakor konvensional. Sedangkan jika dibandingkan dengan penelitian lain koefisien perpindahan massa yang diperoleh 0,0027 cm/s (Ahmed and Semmens, 2004), maka koefisien kontakor yang digunakan lebih besar 11 – 45 kali.

Berdasarkan Gambar 4.1 di atas, dapat diambil kesimpulan bahwa koefisien perpindahan massa untuk masing-masing modul kontakor akan semakin besar dengan meningkatnya laju alir linear. Fluks oksigen sepanjang membran menjadi lebih cepat saat laju alir semakin besar (Leiknes and Semmens, 2001). Hal ini karena semakin besar laju alir linearnya maka akan semakin besar nilai bilangan *Reynolds*, *Re*, aliran tersebut, seperti yang ditunjukkan oleh Persamaan 2.6. Semakin besar *Re* juga dijadikan parameter bahwa jenis alirannya akan semakin turbulen, sehingga kemampuan difusi oksigen ke dalam membran akan semakin meningkat dan menyebabkan koefisien perpindahan massanya semakin tinggi.

Hubungan koefisien perpindahan massa dengan laju alir air juga mengindikasikan bahwa perpindahan massa paling berpengaruh oleh tahanan pada fasa cair. Semakin besar laju alir, semakin kecil pula tahanan pada fasa cair. Pada laju alir air yang rendah, akan terbentuk lapisan film pada permukaan membran dan menghambat perpindahan massa. Sedangkan pada kecepatan air yang sangat besar, secara teoritis tidak akan ada lapisan film (Cussler, 1984).

Selain itu, Gambar 4.1 juga menunjukkan bahwa pada laju alir linear yang sama, jumlah serat berpengaruh terhadap performa perpindahan massa, yaitu semakin banyak jumlah serat maka performa perpindahan massanya semakin rendah. Hal ini disebabkan semakin banyak serat yang terbungel, maka semakin laminar bilangan *Reynolds* alirannya.

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} \quad (2.6)$$

Hubungan jumlah serat dengan koefisien perpindahan massa juga dapat dilihat dari Persamaan 3.2. Persamaan tersebut menunjukkan bahwa koefisien perpindahan massa berbanding terbalik dengan luas permukaan membran. Karena semakin banyak jumlah serat, n_f , berarti semakin besar luas permukaan total membran, A_m , sehingga dapat dikatakan bahwa semakin banyak jumlah serat

maka semakin besar koefisien perpindahan massanya. Hal ini disebabkan oleh semakin banyak serat yang terbungel akan menciptakan lebih banyak *dead zone*, yaitu fenomena dimana permukaan membran saling berhimpit satu sama lain sehingga mengurangi area membran yang tersedia untuk perpindahan massa (Lipnizki and Field, 2001).

4.2.2. Korelasi Perpindahan Massa

Untuk normalisasi data, koefisien perpindahan massa yang diperoleh dari perhitungan pada setiap laju alir air ditampilkan dalam bentuk bilangan tak berdimensi, bilangan *Reynolds*, *Sherwood*, dan *Schmidt*. Sehingga persamaan dasar yang digunakan adalah Persamaan 4.1.

$$Sh = f(\varphi).Re^\alpha.Sc^\beta \quad (4.1)$$

Persamaan bilangan *Sherwood* merupakan fungsi tidak langsung dari nilai perubahan kadar oksigen terlarut dalam air, yang berarti bilangan *Sherwood* melambangkan perubahan nilai kadar oksigen terlarut di dalam air. Hal ini bisa terlihat dari persamaan untuk bilangan *Sherwood* yang terkait dengan koefisien perpindahan massa. Koefisien perpindahan massa sendiri tergantung dari kadar atau konsentrasi oksigen terlarut dalam air. Persamaan 2.5 dan 3.2 menunjukkan korelasi antara bilangan *Sherwood* dan kadar oksigen terlarut dalam air.

$$Sh = k_L \frac{d_e}{D} \quad (2.5)$$

$$k_L = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-E} \right) = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-(1-(C_{out}/C_{in}))} \right) \quad (3.2)$$

dengan,

k_L : koefisien perpindahan massa

C_{out} : konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air setelah melewati kontaktor membran serat berongga

C_{in} : konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air sebelum masuk kontaktor membran serat berongga

D : difusivitas oksigen pada fasa cair

Q : debit aliran air

A_m : luas permukaan membran

Dari Persamaan 2.5 dan 3.2 terlihat bahwa semakin besar perubahan kadar oksigen terlarut dalam air maka akan semakin besar nilai koefisien perpindahan massa dan akan berpengaruh terhadap nilai bilangan *Sherwood* (nilai bilangan *Sherwood* semakin besar). Dengan kata lain, perubahan konsentrasi DO berbanding lurus dengan perubahan nilai bilangan *Sherwood*.

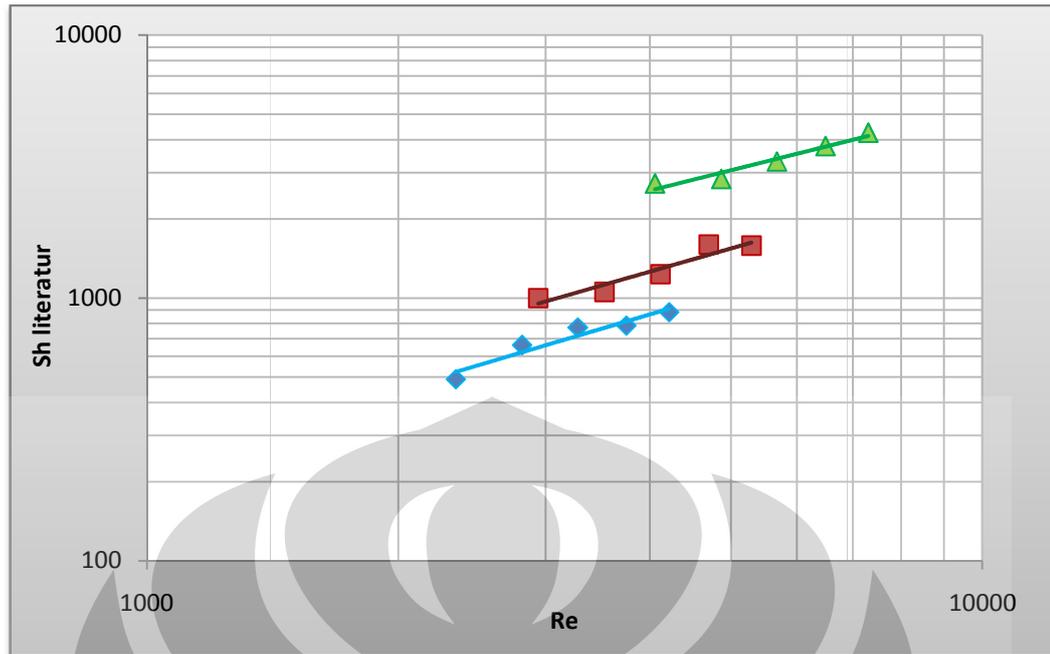
Persamaan 4.1 menunjukkan bahwa bilangan *Sherwood*, yang merupakan simbol perpindahan massa, nilainya dipengaruhi oleh bilangan *Reynolds* dan bilangan *Schmidt* secara eksponensial. Akan tetapi, nilai pangkat pada bilangan *Schmidt* dianggap tetap, karena untuk sistem oksigen–air pada studi ini viskositas kinematik air dianggap konstan dan nilainya diambil dari literatur, yaitu 1/3 atau 0,3333 (Gabelman, 1999). Selain itu, nilai bilangan *Schmidt*, Sc yang ada selalu tetap dan stabil pada berbagai jumlah serat dan hanya dipengaruhi difusivitas oksigen, yang hanya akan berubah bila ada perubahan temperatur yang drastis. Maka bisa dianggap bahwa peranan Sc^β sudah termasuk ke dalam faktor geometri dan tidak berperan lagi sebagai variabel utama yang mempengaruhi nilai Sh . Sehingga Persamaan 4.1 dapat disederhanakan menjadi Persamaan 4.2.

$$Sh = f(\varphi).Re^\alpha \quad (4.2)$$

dengan, $f(\varphi)$ adalah fungsi geometri dari modul kontaktor, dan α merupakan fungsi dari jenis aliran cairan di dalam kontaktor karena melambangkan jenis aliran sesuai bilangan *Reynolds*-nya.

Jika bilangan *Sherwood* diplot terhadap bilangan *Reynolds* maka akan dihasilkan grafik seperti pada Gambar 4.2.

Gambar 4.2 menunjukkan yang sama dengan plot antara koefisien perpindahan massa dengan laju alir linear pada Gambar 4.1, yaitu semakin besar bilangan *Sherwood* maka semakin besar pula bilangan *Reynolds*. Hal ini disebabkan oleh nilai Sh berbanding lurus dengan dengan koefisien perpindahan massa, k_L , dan nilai Re berbanding lurus dengan laju alir linear, v_L , seperti yang ditunjukkan oleh Persamaan 2.5 dan 2.6.



Gambar 4. 2. Variasi Bilangan *Sherwood*, *Sh* terhadap Bilangan *Reynolds*, *Re*, Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (♦), 10 (■), dan 5 (▲).

Setelah didapatkan grafik seperti pada Gambar 4.2, dibuat regresi secara eksponensial untuk masing-masing jumlah serat sehingga diperoleh persamaan garis yang merupakan fungsi *Re*. Dari persamaan garis yang tersebut, diperoleh nilai eksponen *Re*, atau berdasarkan Persamaan 4.1 adalah nilai dari α untuk masing-masing jumlah serat. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai rata-rata $\alpha = 0,88$.

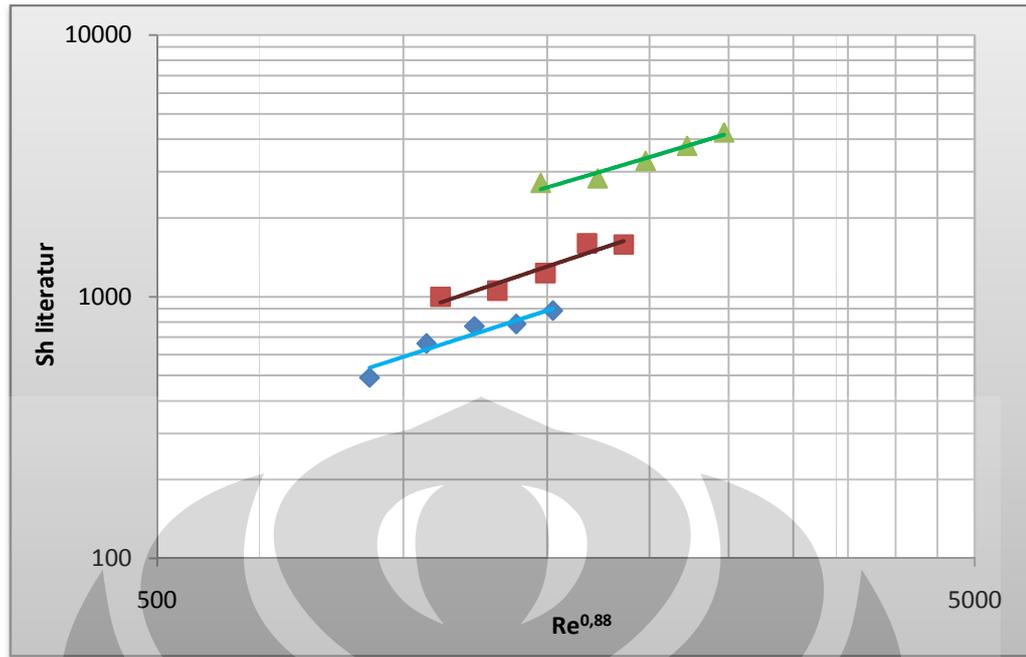
Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, untuk studi ini nilai bilangan *Schmidt* (*Sc*) tidak bervariasi sehingga eksponennya, β diambil sebesar 1/3 atau 0,33 dari literatur sehingga persamaan untuk bilangan *Sherwood* akan menjadi Persamaan 4.3.

$$Sh = f(\varphi).Re^{0,88}.Sc^{1/3} \quad (4.3)$$

Seperti halnya Persamaan 4.1, maka kemudian Persamaan 4.3 disederhanakan menjadi Persamaan 4.4.

$$Sh = f(\varphi).Re^{0,88} \quad (4.4)$$

Nilai $Re^{0,88}$ dihitung untuk masing-masing laju alir pada setiap jumlah serat yang berbeda, lalu diplotkan ke dalam grafik terhadap nilai *Sh*. Hasil plot grafiknya adalah seperti yang terlihat pada Gambar 4.3.

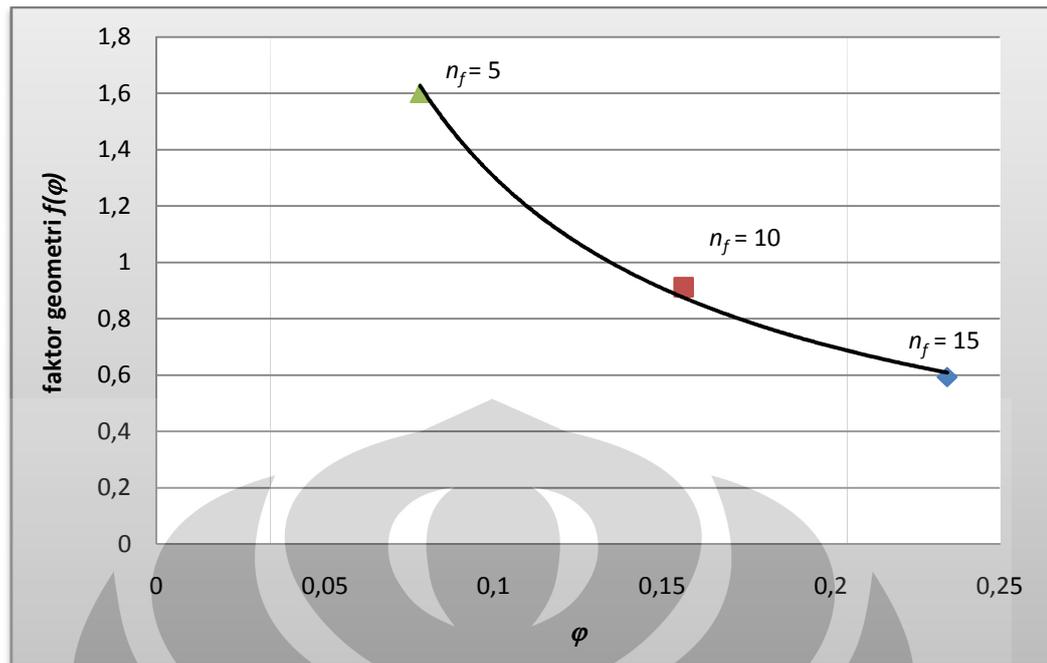


Gambar 4.3. Variasi Bilangan Sherwood, Sh , terhadap Bilangan Reynold, Re dalam Persamaan $Re^{0,88}$ Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (\diamond), 10 (\blacksquare), dan 5 (\blacktriangle).

Eksponen Re sebesar 0,88 yang nilainya $\geq 0,5$ pada literatur diasosiasikan sebagai aliran turbulen dan secara alami terjadi aliran transversal (Lipnizki and Field, 2001).

Grafik pada Gambar 4.3 kemudian dilakukan regresi linear sehingga diperoleh persamaan garis yang merupakan fungsi kepadatan modul dan faktor geometri. Faktor geometri, $f(\varphi)$, merupakan variabel yang dipengaruhi oleh tingkat kepadatan modul membran serat berongga. Nilai φ sendiri merupakan tingkat kepadatan modul membran atau *packing fraction* yang dipengaruhi oleh jumlah serat, diameter serat, dan diameter kontaktor yang digunakan. Semakin banyak jumlah serat, maka semakin padat modul membran tersebut.

Berdasarkan persamaan garis hasil regresi linear yang dilakukan, diperoleh nilai faktor geometri untuk jumlah serat 15, $f(\varphi) = 0,5935$, jumlah serat 10, $f(\varphi) = 0,912$, dan untuk jumlah serat 5, $f(\varphi) = 1,6014$. Dari nilai-nilai yang dihasilkan dapat dilihat bahwa nilai faktor geometri akan semakin menurun ketika modul kontaktor semakin padat. Bila ditampilkan dalam grafik, maka hasilnya adalah seperti grafik pada Gambar 4.4.



Gambar 4. 4. Variasi Faktor Geometri, $f(\phi)$, terhadap Tingkat Kepadatan Modul, ϕ , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).

Dari grafik pada Gambar 4.4 akan menghasilkan Persamaan 4.5, yang jika dimasukkan ke dalam Persamaan 4.4 akan menjadi Persamaan 4.6.

$$f(\phi) = 0,166 \phi^{-0,89} \quad (4.5)$$

$$Sh = (0,166 \phi^{-0,89})(Re^{0,88}) \quad (4.6)$$

Persamaan 4.6 menunjukkan bahwa adanya peranan faktor geometri terhadap performa perpindahan massa. Jadi bukan hanya nilai bilangan *Reynolds* yang berpengaruh, namun sifat geometris modul kontaktor juga berpengaruh pada performa perpindahan massa pada proses ini.

Bila nilai fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor semakin rendah maka performa perpindahan massanya akan meningkat (bilangan *Sherwood*-nya meningkat). Hal ini disebabkan oleh semakin baik kontak yang terjadi antara serat dengan air, maka akan semakin baik perpindahan massa yang terjadi. Semakin baiknya kontak yang terjadi karena pergerakan serat di dalam kontaktor juga semakin dinamis. Efek ini dikenal sebagai *surface renewal effect* yang dapat menyebabkan peningkatan koefisien perpindahan massa di dalam kontaktor membran serat berongga (Lipnizki and Field, 2001).

Teori *surface renewal* memungkinkan terjadinya pergerakan arus eddy dalam fasa cair untuk membawa sejumlah cairan secara kontinyu dari bagian

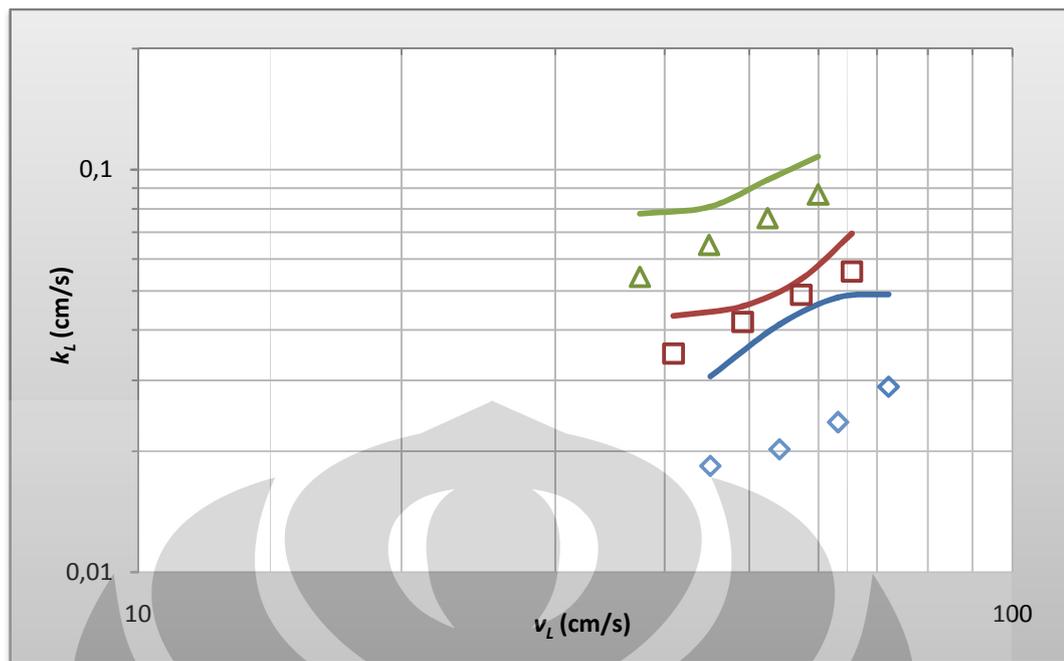
dalam ke bagian permukaan, dimana cairan tersebut akan terekspose dengan gas untuk waktu yang terbatas sampai akhirnya digantikan oleh cairan lain. Diasumsikan juga bahwa setiap elemen fluida memiliki kesempatan yang sama untuk tergantikan (Perry, 1999). Sehingga pada penelitian ini akan terus terbentuk lapisan perpindahan massa baru di permukaan membran.

Fenomena ini menjelaskan bahwa pada kontaktor dengan fraksi kepadatan membran rendah (jumlah serat sedikit), aliran *transversal* dan *surface renewal effect* lebih berpengaruh terhadap kemampuan perpindahan massa dibandingkan dengan fraksi kepadatan yang tinggi, efek *channeling* yang lebih dominan (Wu and Chen, 2000).

4.2.3. Perbandingan Perpindahan Massa dengan Metode Kombinasi dengan Metode Gas Penyapu dan Vakum Saja

Untuk mengetahui apakah perpindahan massa pada proses deoksigenasi air menggunakan metode kombinas gas penyapu dan vakum lebih baik atau tidak dibandingkan dengan hanya menggunakan gas penyapu saja, maka diplot data koefisien perpindahan massa, k_L , dengan laju alir linear air, v_L , antara proses yang menggunakan metode kombinasi maupun proses yang menggunakan metode gas penyapu saja. Adapun grafiknya seperti pada Gambar 4.5.

Pada eksperimen perbandingan ini, modul kontaktor yang digunakan pada kedua metode adalah modul kontaktor membran yang sama. Dari Gambar 4.5 terlihat bahwa untuk ketiga jumlah serat, perpindahan massa dengan menggunakan kombinasi lebih baik dibandingkan dengan menggunakan metode gas penyapu saja. Hal ini karena dengan metode kombinasi, ada tambahan *driving force*, dimana kondisi vakum akan membantu menarik gas oksigen yang telah berpidah ke gas penyapu sehingga gradien konsentrasi semakin besar. Gabungan kedua metode memberikan gaya penggerak yang lebih besar dibandingkan dengan satu metode saja. Metode kombinasi juga mengurangi kemungkinan masuknya gas penyapu melewati membran dan masuk ke fasa cair.



Gambar 4. 5. Perbandingan Koefisien Perpindahan Massa, k_L , terhadap Laju Air Linear, v_L , antara Metode Kombinasi Gas Penyapu dan Vakum dengan Jumlah Serat 15 (\triangle), 10 (\square), dan 5 (\diamond) dengan Metode Gas Penyapu dengan Jumlah Serat 15 (\diamond), 10 (\square), dan 5 (\triangle)

Kemudian untuk perbandingan dengan metode vakum, karena tidak dilakukan penelitian dengan metode vakum saja, maka data diambil dari penelitian yang telah dilakukan sebelumnya (Lubis, 2004). Data dari penelitian sebelumnya menggunakan modul kontaktor yang berbeda konfigurasinya, sehingga untuk perbandingan, data yang digunakan adalah data bilangan tak berdimensi yaitu bilangan *Sherwood* yang mewakili perpindahan massa, dan data bilangan *Reynolds* yang mewakili aliran fluida pada kontaktor, pada fraksi kepadatan membran yang berbeda.

Untuk melihat pengaruh *driving force* dari metode gabungan maka diplot rasio bilangan *Sherwood* metode kombinasi dengan bilangan *Sherwood* metode gas penyapu ditambah bilangan *Sherwood* metode vakum, yang dirumuskan dalam Persamaan 4.7, dengan bilangan *Reynolds*. Jika rasio *Sh* yang dihasilkan lebih besar dari satu maka kombinasi antara kedua metode secara bersamaan bersinergi. Plot rasio *Sh* dengan *Re* ditunjukkan pada Gambar 4.6.

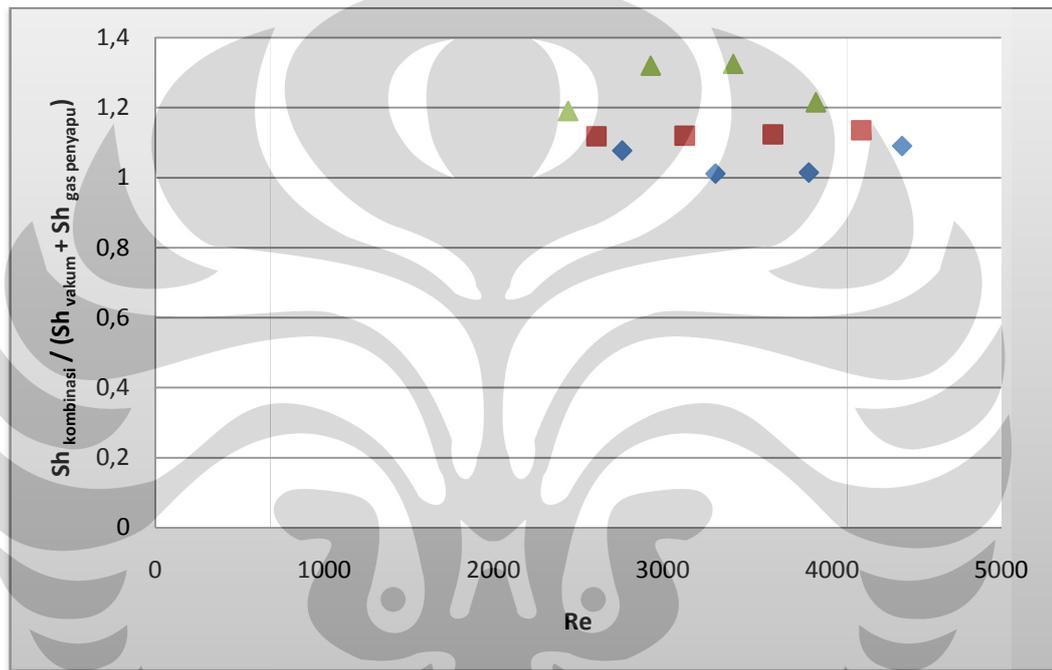
Sedangkan untuk melihat *driving force* mana yang menghasilkan perpindahan massa yang lebih besar maka diplot rasio bilangan *Sherwood* metode kombinasi terhadap bilangan *Sherwood* salah satu metode (gas penyapu

atau vakum), yang dirumuskan dalam Persamaan 4.8 atau Persamaan 4.9, dengan bilangan *Reynolds*. Plot ini ditunjukkan pada Gambar 4.7.

$$\text{rasio } Sh = \frac{Sh_{\text{kombinasi}}}{(Sh_{\text{gas penyapu}} + Sh_{\text{vakum}})} \quad (4.7)$$

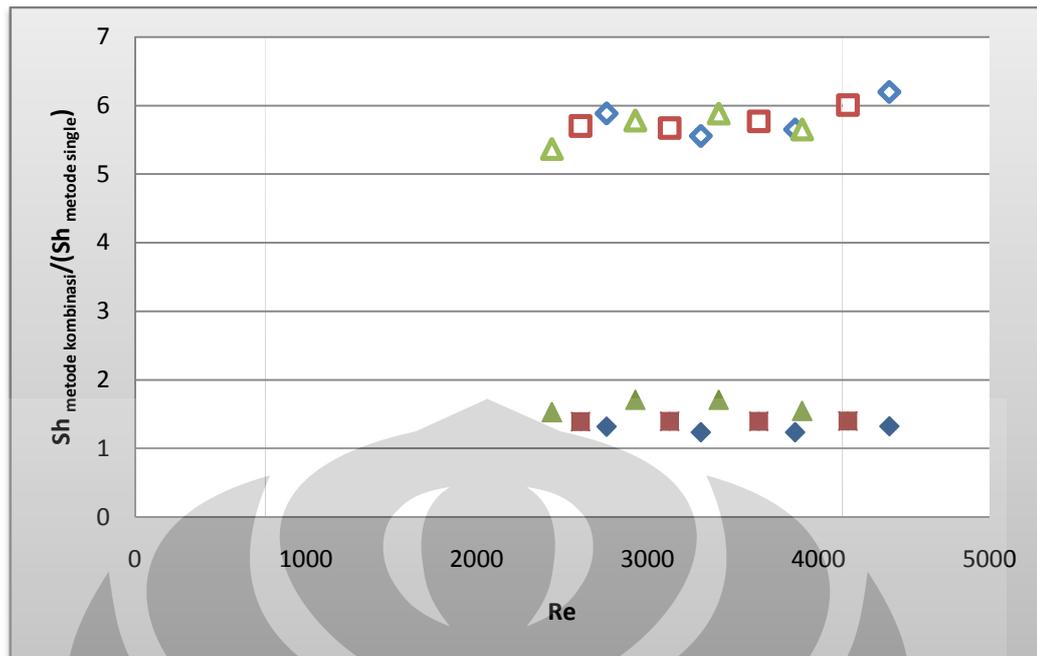
$$\text{rasio } Sh = \frac{Sh_{\text{kombinasi}}}{Sh_{\text{gas penyapu}}} \quad (4.8)$$

$$\text{rasio } Sh = \frac{Sh_{\text{kombinasi}}}{Sh_{\text{vakum}}} \quad (4.9)$$



Gambar 4. 6. Hubungan Rasio Bilangan *Sherwood*, *Sh*, terhadap Bilangan *Reynolds*, *Re*, Kontaktor dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (♦), 0,20 (■), 0,22(▲).

Dari Gambar 4.6 terlihat bahwa rasio *Sh* metode kombinasi dengan *Sh* metode gas penyapu ditambah metode vakum memiliki nilai lebih besar dari satu. Hal ini berarti bahwa metode gas penyapu dan vakum jika digabungkan akan bersinergi sehingga menghasilkan *driving force* yang lebih besar.



Gambar 4. 7. Hubungan Rasio Bilangan Sherwood, Sh , terhadap Bilangan Reynolds, Re , antara Metode vakum dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (\diamond), 0,20 (\square), 0,22 (\triangle) dengan Metode Gas Penyapu dengan Tingkat Kepadatan 0,18 (\diamond), 0,20 (\square), 0,22 (\triangle).

Gambar 4.7 menunjukkan bahwa rasio Sh metode kombinasi dengan Sh metode gas penyapu maupun metode vakum menghasilkan nilai yang lebih besar dari satu. Hal ini berarti bahwa metode kombinasi menghasilkan performa perpindahan massa yang lebih baik dibandingkan dengan metode gas penyapu atau vakum saja. Selain itu terlihat juga bahwa rasio Sh dengan metode gas penyapu memiliki nilai yang jauh lebih besar dari metode vakum, yang berarti gas penyapu menghasilkan gradient konsentrasi lebih besar sebagai *driving force* dibanding kondisi vakum.

4.3. Studi Hidrodinamika

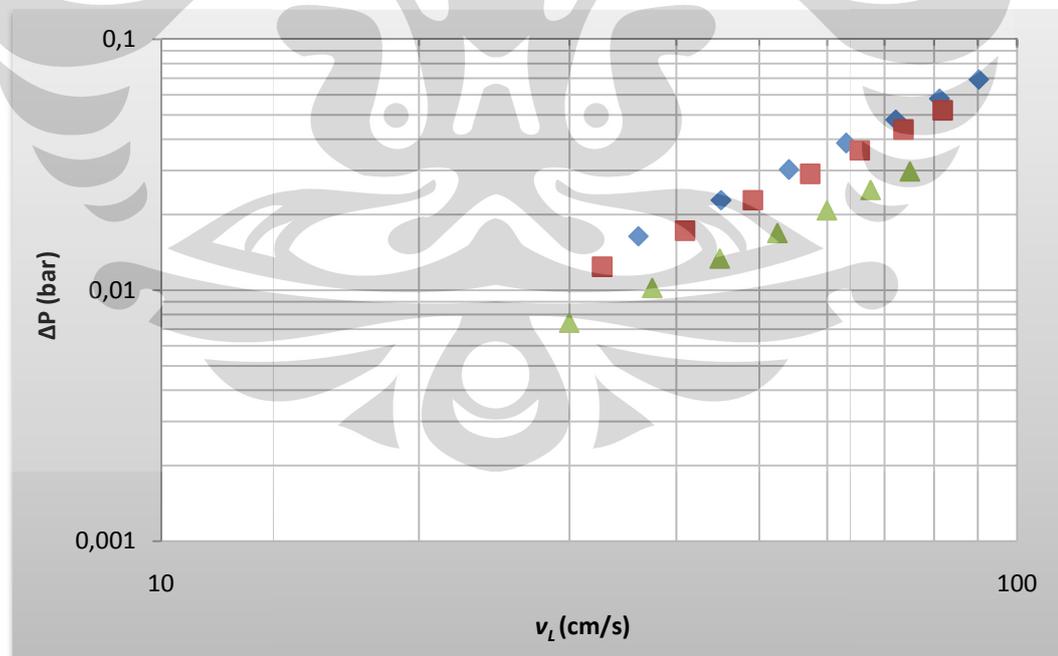
Pada studi hidrodinamika, data yang diambil adalah penurunan tekanan, ΔP , sepanjang modul kontaktor dan temperatur air. Data penurunan tekanan diperoleh dari pembacaan manometer digital, sedangkan temperatur air diperoleh dari pembacaan DO-meter. Data temperatur air diperlukan untuk menghitung bilangan Reynolds dan data densitas air dan viskositas air yang besarnya dipengaruhi oleh temperatur. Dalam eksperimen, dilakukan variasi laju alir air yang berbeda dengan studi perpindahan massa yaitu dari 200-500 L/jam dengan kenaikan 50 L/jam.

Dari data penurunan tekanan air yang melewati kontaktor, ΔP , dibuat korelasinya dengan kecepatan aliran dan juga karakteristik alirannya. Faktor friksi aliran air di dalam kontaktor juga dapat dihitung dari penurunan tekanan tersebut, sehingga nilai ini dapat dikorelasikan dengan karakteristik aliran. Faktor friksi hasil percobaan akan dibandingkan dengan faktor friksi dari literatur untuk aliran fluida melalui pipa halus sehingga didapatkan rasio friksi untuk tiap variasi jumlah serat dalam kontaktor.

4.3.1. Penurunan Tekanan

Pada proses deoksigenasi air, air mengalir sepanjang selongsong dan terjadi penurunan tekanan sepanjang modul kontaktor yang digunakan. Penurunan tekanan ini besarnya dipengaruhi oleh laju alir, dan fraksi kepadatan dalam modul kontaktor. Penurunan tekanan minimum yang diperbolehkan dan *valid* untuk eksperimen ini harus di atas penurunan tekanan dengan analogi pipa kosong dan halus.

Hubungan laju alir linear dengan penurunan tekanan ditunjukkan pada Gambar 4.8.

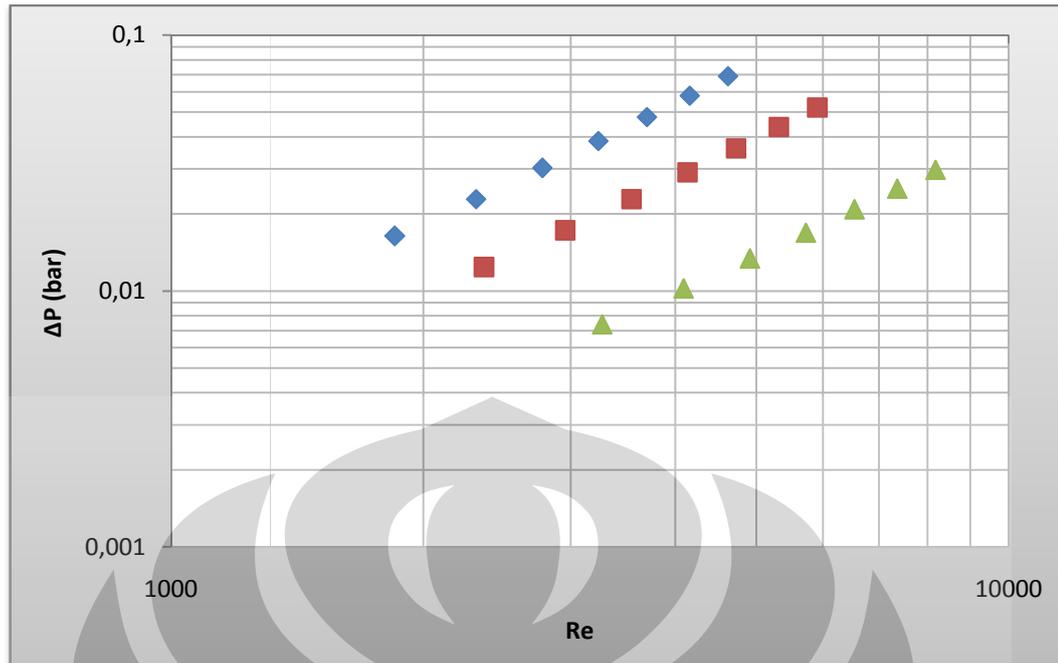


Gambar 4. 8. Hubungan antara Penurunan Tekanan, ΔP , terhadap Laju Air Linear, v_L , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).

Dari Gambar 4.8 dapat dilihat bahwa semakin besar laju alir linear maka akan semakin besar pula penurunan tekanan yang terjadi. Hal ini disebabkan oleh semakin besar laju alir, fluida bergerak semakin cepat dan fluida tersebut akan semakin membutuhkan energi untuk mengalir. Semakin besarnya energi yang dibutuhkan akan membuat profil tekanan yang terjadi sepanjang lintasan air tersebut akan menjadi semakin kecil (menghasilkan gradien yang negatif / menunjukkan penurunan tekanan). Selain itu, semakin besar laju alir fluida, alirannya semakin turbulen, sehingga arus *eddy* yang terjadi dan menyebabkan tumbukan antar partikel fluida maupun antara partikel fluida dengan dinding pipa dan serat. Tumbukan yang terjadi terus sepanjang modul kontaktor nilainya semakin besar sehingga berujung pada penurunan tekanan yang terjadi semakin besar.

Gambar 4.8 juga menunjukkan pada laju alir linear yang sama, semakin banyak jumlah serat maka akan semakin besar penurunan tekanan yang terjadi. Hal ini disebabkan oleh semakin banyak jumlah serat maka semakin kecil ruang yang tersedia untuk air mengalir dan semakin besar luas penampang aliran sehingga gaya gesek yang timbul antara air dan permukaan serat semakin besar. Gaya gesek inilah yang menyebabkan semakin besarnya penurunan tekanan pada laju alir linear yang sama. Jadi bisa dikatakan bahwa kepadatan dalam modul kontaktor dapat berhubungan langsung dengan biaya investasi, karena semakin padat maka akan dibutuhkan pompa untuk mengalirkan air dengan daya yang lebih besar.

Sifat aliran laminar dan turbulen juga berpengaruh pada penurunan tekanan sepanjang modul kontaktor. Parameter sifat aliran adalah bilangan *Reynolds*, sehingga diplot grafik penurunan tekanan terhadap *Re*, seperti pada Gambar 4.9.



Gambar 4.9. Variasi Penurunan Tekanan, ΔP , terhadap Bilangan *Reynolds*, Re , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲)

Dari grafik Gambar 4.9 dapat ditunjukkan bahwa semakin besar bilangan *Reynolds* maka akan semakin besar pula penurunan tekanan yang terjadi. Bilangan *Reynolds* digunakan untuk mengetahui apakah aliran yang terjadi merupakan aliran laminar atau turbulen. Aliran laminar terjadi pada saat bilangan *Reynolds* rendah atau kurang dari 2100 ($Re < 2100$) dimana gaya viskos merupakan gaya yang dominan serta dikarakterisasi dengan gerakan fluida yang halus (*smooth*) dan konstan. Aliran turbulen terjadi pada saat bilangan *Reynolds* bernilai tinggi dimana aliran ini didominasi oleh gaya inersia yang mengarah pada terbentuknya efek arus *eddy*, *vortices*, dan ketidakstabilan aliran lainnya. Untuk pipa kosong dan halus, nilai Re lebih dari 4000 ($Re > 4000$) menunjukkan bahwa aliran adalah aliran turbulen. Nilai Re antara 2100 dan 4000 merupakan suatu daerah transisi yang ditemukan ketika aliran mungkin bisa bersifat laminar atau turbulen, tergantung pada kondisi masukan pipa dan jarak dari masukan.

Dari Gambar 4.9 juga dapat dilihat bahwa bilangan *Reynolds* yang dihasilkan dari aliran pada setiap kontaktor terbagi menjadi aliran laminar, transisi dan turbulen, karena range bilangan *Reynolds* adalah 1850 - 8183 ($1850 > Re > 8183$). Semakin besar bilangan *Reynolds*, maka akan semakin turbulen alirannya, dan akan semakin besar penurunannya, yang berarti semakin kurang baik

karena semakin besar energi yang dibutuhkan untuk mengalirkan air di dalam selongsong modul kontaktor.

4.3.2. Faktor Friksi

Tekanan pada bagian dinding pipa maupun serat diekspresikan dalam bentuk faktor friksi. Studi mengenai faktor friksi pada modul kontaktor menggunakan persamaan Fanning, pada Persamaan 3.9.

$$f = \frac{\varepsilon (D_0^2 - D_i^2) \Delta P}{4 d_0 L_f (1/2) \rho v^2} = \frac{d_e \Delta P}{4 L_0 (1/2) \rho v^2} \quad (3.9)$$

Terdapat dua macam faktor friksi yang ditinjau, yaitu faktor friksi modul kontaktor, yang dihitung dari pada percobaan dimasukkan ke dalam Persamaan 3.9, dan faktor friksi literatur yang dihitung dengan menggunakan Persamaan 2.10 untuk aliran laminar dan Persamaan 2.11 untuk aliran turbulen.

- Laminar ($Re < 2100$)

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.10)$$

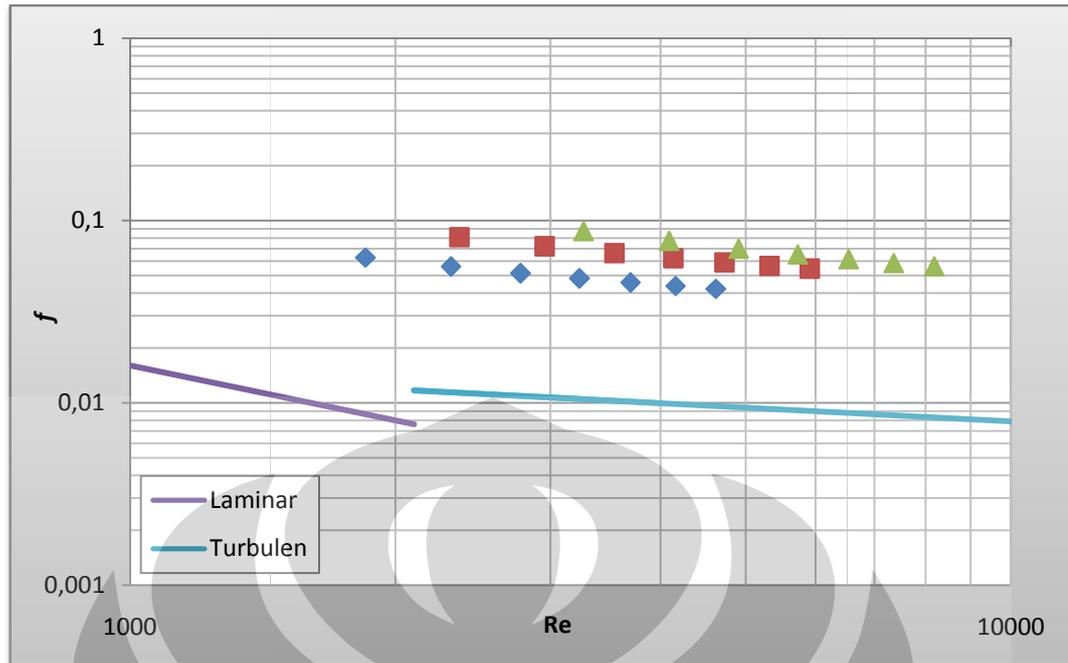
- Turbulen ($Re > 2100$)

$$f = \frac{0,0791}{Re^{1/4}} \quad (2.11)$$

Persamaan 2.10 dan Persamaan 2.11 untuk menghitung faktor friksi literatur berlaku untuk pipa kosong yang halus.

Hubungan faktor friksi modul kontaktor dan bilangan *Reynolds* dapat dilihat pada Gambar 4.10.

Dari Gambar 4.10 dapat dilihat bahwa sebagian besar aliran merupakan aliran turbulen, hanya satu aliran saja yang termasuk aliran laminar. Hal ini berarti aliran pada kontaktor tidak lurus dan lancar, serta laju alirnya lebih kasar dengan gradien kecepatan berada di wilayah dekat dengan dinding, baik dinding selongsong maupun dinding serat (*Perry, 1999*). Pada gambar ini juga terlihat bahwa semakin besar *Re*, maka faktor friksinya semakin kecil.

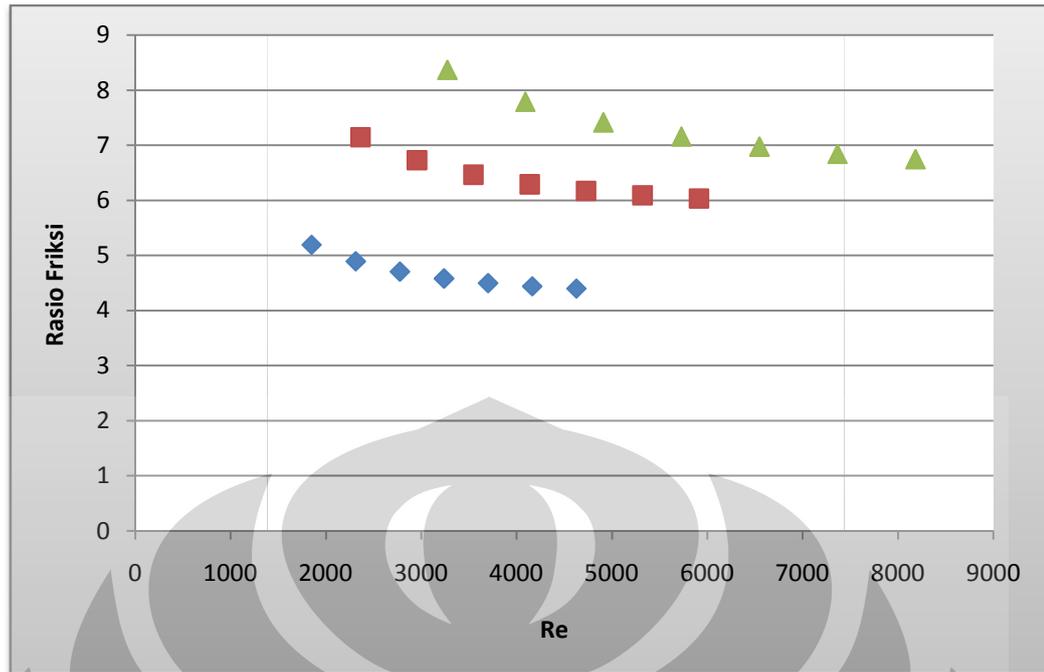


Gambar 4.10. Variasi Faktor Friksi Kontaktor, f , terhadap Bilangan *Reynolds*, Re , Kontaktor dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲).

Pada jumlah serat yang berbeda, Gambar 4.10 menunjukkan bahwa untuk bilangan *Reynolds* yang sama, semakin besar jumlah serat, maka semakin kecil faktor friksinya. Hal ini berarti bahwa wilayah aliran kontak air dengan serat membran berbeda. Penurunan faktor friksi karena pada jumlah serat yang lebih sedikit, akan menghasilkan kontak yang lebih efektif antara air dengan membran. Faktor friksi akan meningkat dengan penurunan fraksi kepadatan membran (bertambahnya jumlah serat) untuk modul kontaktor dengan diameter yang sama, karena pengaruh meningkatnya diameter ekuivalen sebagaimana ditunjukkan pada Persamaan 3.9.

4.3.3. Rasio Friksi

Rasio friksi merupakan perbandingan antara friksi modul kontaktor terhadap friksi literatur. Hubungan rasio friksi dengan bilangan *Reynolds* digambarkan pada grafik pada Gambar 4.11.



Gambar 4.11. Variasi Rasio Friksi terhadap Bilangan *Reynolds*, *Re*, Kontaktor Membran Serat Berongga dengan Jumlah Serat 15 (◆), 10 (■), dan 5 (▲)

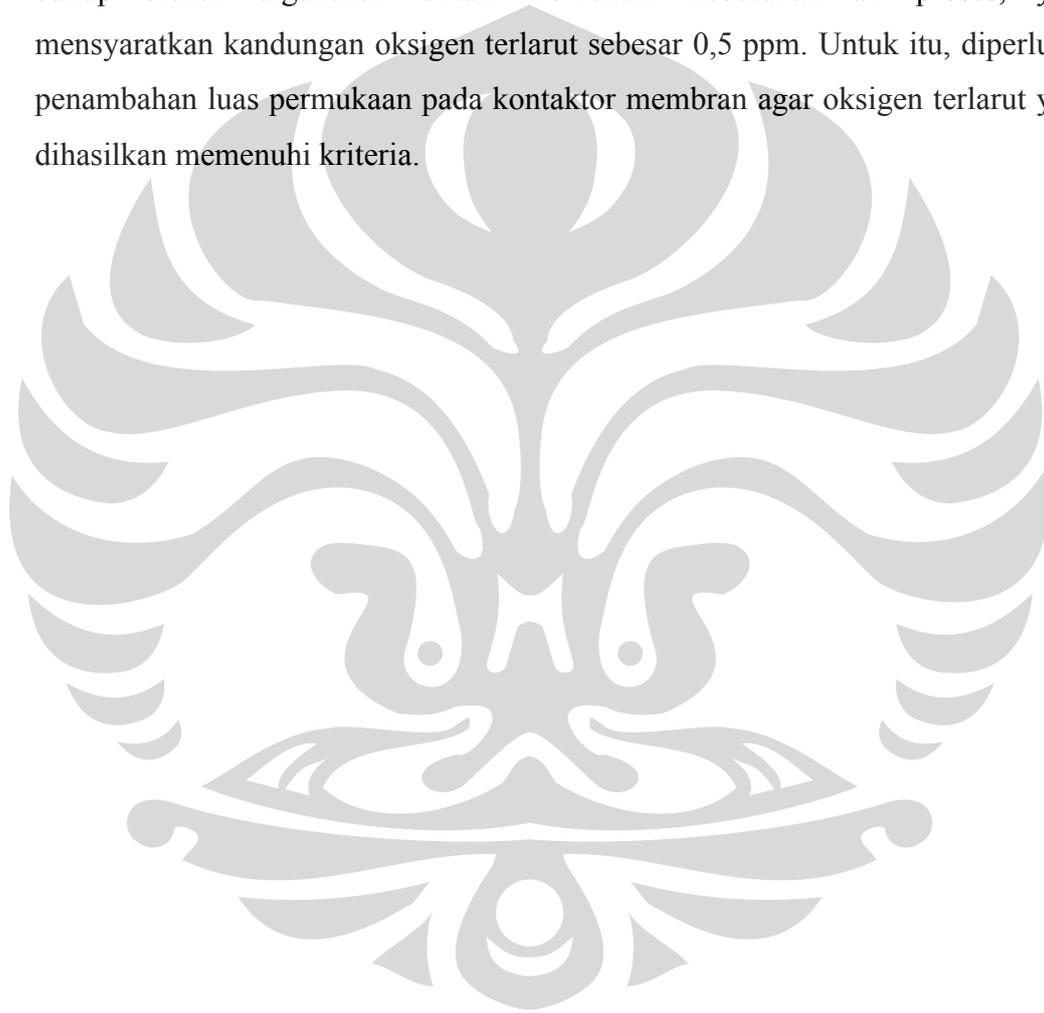
Dari Gambar 4.11 dapat dilihat bahwa nilai rasio friksi berkisar antara 4,397 - 8,365. Nilai rasio friksi di atas 1, menunjukkan bahwa ada penambahan friksi yang terjadi antara air dengan serat selain antara air dengan dinding kontaktor. Dari gambar juga terlihat bahwa rasio friksi semakin kecil dengan semakin besarnya bilangan *Reynolds* sehingga alirannya akan semakin turbulen. Pada aliran zona turbulen profil kecepatan aliran akan semakin mendekati garis lurus sepanjang permukaan pipa (GPSA, 1998). Sehingga profil friksi faktor juga akan semakin mendekati garis lurus.

Semakin besarnya bilangan *Reynolds* juga berarti semakin cepat aliran air melalui kontaktor. Gerakan acak serat lebih menonjol pada kecepatan rendah, dan sebagai hasilnya, faktor friksi semakin besar dengan penurunan laju alir. Hal inilah yang menyebabkan semakin turunnya rasio friksi dengan semakin besarnya bilangan *Reynolds*.

Rasio friksi pada Gambar 4.11 juga menunjukkan bahwa nilainya semakin kecil untuk jumlah serat yang lebih banyak. Hal ini disebabkan oleh semakin besarnya pergerakan serat di dalam kontaktor dengan fraksi kepadatan rendah. Pergerakan ini akan menyebabkan semakin besarnya friksi yang terjadi.

4.4. Efektivitas Proses

Efektivitas modul kontaktor yang digunakan dalam penelitian ini dapat dilihat dari kemampuannya dalam menurunkan konsentrasi oksigen terlarut. Hasil pengujian menunjukkan kandungan oksigen terlarut pada air setelah pengolahan baru mencapai 3,88 – 5,7 ppm dari konsentrasi awal sebesar 5,5 – 6 ppm (lihat lampiran A). Hasil ini menunjukkan proses desosiasi oksigen terlarut dari air belum cukup efektif digunakan untuk memenuhi kebutuhan air proses, yang mensyaratkan kandungan oksigen terlarut sebesar 0,5 ppm. Untuk itu, diperlukan penambahan luas permukaan pada kontaktor membran agar oksigen terlarut yang dihasilkan memenuhi kriteria.



BAB 5

KESIMPULAN

Dari hasil percobaan dan analisis data hasil pengamatan bisa disimpulkan beberapa hal berikut ini:

1. Dari studi perpindahan massa, kesimpulan yang diambil adalah:
 - Koefisien perpindahan massa, k_L , berbanding lurus dengan laju alir linear air, v_L .
 - Koefisien perpindahan massa, k_L , berbanding lurus dengan tingkat kepadatan modul dan berbanding terbalik dengan jumlah serat, n_f .
 - Koefisien perpindahan massa, k_L , berbanding lurus dengan bilangan *Reynolds*, Re .
 - Perpindahan massa menggunakan kombinasi metode gas penyapu dan vakum lebih baik dibandingkan dengan metode gas penyapu atau vakum saja.
2. Dari studi hidrodinamika, kesimpulan yang diambil adalah:
 - Penurunan tekanan yang terjadi berbanding lurus dengan tingkat kepadatan modul.
 - Penurunan tekanan, ΔP , berbanding terbalik dengan bilangan *Reynolds*.
 - Faktor friksi berbanding terbalik dengan bilangan *Reynolds* menuju grafik lurus.
 - Faktor friksi modul kontaktor bisa lebih besar 4 – 8 kali dibandingkan faktor friksi teoritis.
3. Efektivitas proses perpindahan massa pada modul kontaktor yang digunakan ditunjukkan oleh bilangan *Sherwood*, Sh , penurunan tekanan, ΔP , faktor friksi, f , untuk masing-masing jumlah serat dengan efektivitas paling tinggi ditunjukkan pada Tabel 5.1

Tabel 5. 1. Hubungan Jumlah Serat dengan Parameter Efektifitas Modul Kontaktor

Jumlah Serat, n_f	Sh	ΔP (bar)	f
5	3373	0,062	0,068
10	1293	0,074	0,064
15	718	0,084	0,050

4. Kandungan oksigen terlarut terendah yang didapatkan adalah sebesar 3,88 ppm dari konsentrasi awal sebesar 5,5 ppm dapat dicapai pada kontaktor membran dengan jumlah serat 10. Untuk itu, masih diperlukan penambahan luas permukaan kontak guna mencapai kandungan oksigen terlarut yang diharapkan.



DAFTAR REFERENSI

- Agustyani, Farida. (2007). *Pengaruh Jumlah Serat, Temperatur, dan Konfigurasi Modul Terhadap Efektivitas Kontaktor Membran Serat Berlubang Pada Pemisahan Oksigen Terlarut dari dalam Air*, Skripsi, Depok: DTK FTUI.
- Ahmed, Tariq, Michael J. Semmens, & Michael A. Voss. (2004). *Oxygen Transfer Characteristics of Hollow-Fiber, Composite Membranes*. *Advances in Environmental Research*, 8, 637-646.
- Anonim. *Oxygen Removal from Water/Deoxygenation*. <http://www.liqui-cel.com>. Diakses tanggal 6 Juni 2009.
- Anonim. *Polypropylene*. <http://en.wikipedia.org>. Diakses tanggal 1 Mei 2009.
- Baker, Richard W. (2004). *Membrane Technology And Applications*. California: John Wiley & Sons, Ltd.
- Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN. (1960). *Transport Phenomena*. New York (USA): John Wiley & Sons, Inc.
- Coulson, J.M., Richardson JF. (1993). *Chemical Engineering*. 6th ed. New York (USA): Pergamon Press, Inc., vol 1.
- Cussler, E. L. (1984). *Diffusion, Mass Transfer in Fluid System*. Cambridge University Press.
- Gabelman, Alan, Sun-Tak Hwang. (1999). *Hollow Fiber Membrane Contactors*. *Journal of Membrane Science*, 159, 61-106.
- Gas Processors Association. (1998). *GPSA Engineering Data Book*. 11th ed. Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association.
- Hsieh, H.P. (1996). *Inorganic Membranes for Separation and Reaction*. Amsterdam: Elsevier Science B.V.
- Kartohardjono, Sutrasno, Immanuel Kharisma. (2008). *Pemisahan Oksigen Terlarut Dalam Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Dengan Metode Gas Penyapu*. Depok: DTK FTUI.

- Kharisma, I. (2008). *Pemisahan Oksigen Terlarut dari dalam Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga dengan Metode Gas Penyapu*. Skripsi. Depok: DTK UI.
- Leiknes, T., Semmens, M. J. (2000). *Vacuum Degassing Using Microporous Hollow Fiber Membranes*. Sep. Purif. Technol., 22 – 23, 287 – 294.
- Li, K, Ivy Chua, W. J. NG, & W. K. Theo. (1995). *Removal of Dissolved Oxygen in Ultrapure Water Production Using Membrane Reactor*. Chem. Eng. Sci. 0009-2509(95)00192-1.
- Lipnizki, Frank, Robert W. Field. (2001). *Mass Transfer Performance for Hollow Fibre Modules with Shell-Side Axial Feed Flow: Using an Engineering Approach to Develop a Framework*. Journal of Membrane Science, 193, 195-208.
- Mulder, Marcel. (1997). *Basic Principles of Membrane Technology*. Netherlands: Kluwer Academic Publisher.
- Perry, R. H., Don W. Green. (1999). *Perry 's Chemical Engineerings' Handbook*. New York: McGraw Hill.
- Peng, Zan-Guo, Swin-Hui Lee, Tong Zhou, Jyh-Jeng Shieh, Tai-Sung Chung. (2008) *A Study on Pilot-scale Degassing by Polypropylene (PP) Hollow Fiber Membrane Contactors*. Desalination, 234,316-322.
- Sengupta, A, P. A. Peterson, B. D. Miller, J. Schneider, C. W. Fulk, Jr. (1998). *Large-scale Application of Membrane Contactor for Gas Transfer from or to Ultrapure Water*. Sep. Purif. Technol., 14, 189-200.
- Shiao, Jiahui, Huifeng Liu, Yiliang He. (2008). *Boiler Feed Water Deoxygenation Using Hollow Fiber Membrane Contactor*. Desalination, 234, 370-377.
- Tan, Xiaoyao, Goksen Capar, K. Li. (2005) *Analysis of Dissolved Oxygen Removal in Hollow Fibre Membrane Modules: Effect of Water Vapour*. J. of Mem. Sci., 251, 111-119.
- The Engineering ToolBox. *Air Solubility in Water*. 25 Juni 2009. http://www.engineeringtoolbox.com/air-solubility-water-d_639.html.
- Wu, Jasmin, Vicki Chen. (2000). *Shell-side Mass Transfer Performance of Randomly Packed Hollow Fiber Modules*. Journal of Membrane Science, 172, 59-74.

LAMPIRAN A

A. Data Penelitian

Spesifikasi modul kontaktor membran adalah ssebagai berikut:

- Panjang serat (L) = 43 cm
- Diameter dalam selongsong kontaktor (d_p) = 1,6 cm

A. 1. Studi Perpindahan Massa

- Jumlah Serat (n_f) = 15

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	5,4	28,2	29,1
250	5,8	5,5	28,2	29,2
300	5,8	5,5	28,2	29,1
350	5,8	5,7	28,2	28,9
400	5,8	5,7	28,2	28,8
450	5,8	5,7	28,2	28,6

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5,2	27,4	28,5
250	6	4,5	27,4	28,5
300	6	5,3	27,4	28,5
350	6	4,5	27,4	28,2
400	6	5,2	27,4	28,1
450	6	5,4	27,4	28

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	5,4	27,6	28,4
250	5,8	5,5	27,6	28,5
300	5,8	5,5	27,6	28,3
350	5,8	5,6	27,6	28,2
400	5,8	5,6	27,6	28,1
450	5,8	5,7	27,6	28

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	4,8	27,6	28,7
250	6	4,9	27,6	28,6
300	6	5,6	27,6	28,5
350	6	5,7	27,6	28,6
400	6	5,2	27,6	28,5
450	6	5,8	27,6	28,3

Run 5				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,5	4,6	28,6	29,3
250	5,5	4,6	28,6	29,3
300	5,5	4,5	28,6	29,2
350	5,5	4,5	28,6	29,2
400	5,5	4,6	28,6	29
450	5,5	4,6	28,6	28,9

- o Jumlah Serat (n_f) = 10

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,9	5,7	27,7	28,8
250	5,9	5,6	27,7	28,8
300	5,9	5,6	27,7	28,5
350	5,9	5,6	27,7	28,3
400	5,9	5,6	27,7	28,2
450	5,9	5,5	27,7	28,2

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,5	3,37	27,8	28,4
250	5,5	3,88	27,8	28,6
300	5,5	3,96	27,8	28,5
350	5,5	4,15	27,8	28,4
400	5,5	4,2	27,8	28,3
450	5,5	4,3	27,8	28,2

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,7	5,6	31	31
250	5,7	5,6	31	31,6
300	5,7	5,6	31	31,7
350	5,7	5,6	31	31,7
400	5,7	5,6	31	31,5
450	5,7	5,6	31	31,7

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	5,3	28	28,7
250	5,8	5,5	28	28,6
300	5,8	5,3	28	28,6
350	5,8	5,2	28	28,5
400	5,8	5,2	28	28,4
450	5,8	5,5	28	28,3

Run 5				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	4,8	27,7	28,8
250	5,8	4,9	27,7	28,8
300	5,8	5	27,7	28,5
350	5,8	5	27,7	28,3
400	5,8	4,9	27,7	28,2
450	5,8	5	27,7	28,2

- Jumlah Serat (n_f) = 5

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	5,7	27,5	27,7
250	5,8	5,5	27,5	28,5
300	5,8	5,6	27,5	28,4
350	5,8	5,6	27,5	28,3
400	5,8	5,7	27,5	28,1
450	5,8	5,7	27,5	28,1

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,9	5,5	28,3	28,3
250	5,9	5,5	28,3	28,4
300	5,9	5,4	28,3	28,4
350	5,9	5,8	28,3	28,5
400	5,9	5,7	28,3	28,7
450	5,9	5,3	28,3	28,8

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,7	3,08	27,6	28,1
250	5,7	4,9	27,6	28,2
300	5,7	5	27,6	28,5
350	5,7	5	27,6	28,4
400	5,7	5	27,6	28,3
450	5,7	5	27,6	28,2

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,8	5,6	27,3	28,3
250	5,8	5,6	27,3	28,3
300	5,8	5,6	27,3	28
350	5,8	5,6	27,3	27,9
400	5,8	5,6	27,3	27,9
450	5,8	5,7	27,3	27,9

A. 2. Studi Hidrodinamika

- o Jumlah Serat (n_f) = 15

Laju alir air, Q (L/jam)	Run 1	Run 2	Run 3	ΔP rata-rata (bar)
	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	
200	0,062	0,064	0,062	0,061
250	0,066	0,066	0,066	0,065
300	0,076	0,076	0,076	0,075
350	0,080	0,084	0,086	0,082
400	0,092	0,094	0,090	0,090
450	0,100	0,104	0,102	0,100
500	0,114	0,118	0,116	0,114

- Jumlah Serat (n_f) = 10

Laju alir air, Q (L/jam)	Run 1	Run 2	Run 3	ΔP rata-rata (bar)
	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	
200	0,062	0,050	0,060	0,056
250	0,064	0,058	0,062	0,060
300	0,068	0,064	0,066	0,065
350	0,078	0,070	0,076	0,073
400	0,082	0,080	0,080	0,079
450	0,088	0,086	0,090	0,086
500	0,098	0,096	0,098	0,095

- Jumlah Serat (n_f) = 5

Laju alir air, Q (L/jam)	Run 1	Run 2	Run 3	ΔP rata-rata (bar)
	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	ΔP (kg/cm ²)	
200	0,056	0,054	0,056	0,054
250	0,056	0,054	0,056	0,054
300	0,058	0,058	0,058	0,057
350	0,062	0,060	0,060	0,059
400	0,066	0,064	0,064	0,063
450	0,070	0,068	0,066	0,067
500	0,080	0,078	0,076	0,076

LAMPIRAN B

B. Contoh Perhitungan

Contoh perhitungan menggunakan data berikut:

- Diameter serat, $d_f = 2$ mm
- Jumlah serat, $n_f = 15$
- Debit air, $Q = 300$ L/h
- DO awal = 5,5 ppm
- DO akhir = 4,5 ppm
- T awal = 28,6 °C
- T akhir = 29,2 °C

B. 1. Perhitungan Koefisien Transfer Perpindahan Massa (k_L)

Persamaan yang digunakan adalah Persamaan 3.2.

$$k_L = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-E} \right) = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-(1-(C_{out}/C_{in}))} \right)$$

dimana

Q = debit aliran air (cm^3/s)

A_m = luas permukaan total dari membran serat berongga (cm^2)

E = efisiensi proses *degassing*

C_{in} = konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air sebelum masuk modul (ppm)

C_{out} = konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air setelah keluar modul (ppm)

$$Q = 300 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times 1000 \frac{\text{cm}^3}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 83,33 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$A_m = n \cdot \pi \cdot d_f \cdot L = 15 \times \frac{22}{7} \times 0,2 \text{ cm} \times 43 \text{ cm} = 405 \text{ cm}^2$$

$$\begin{aligned} k_L &= \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-(1-(C_{out}/C_{in}))} \right) \\ &= \frac{83,33 \text{ cm}^3/\text{s}}{405 \text{ cm}^2} \ln \left(\frac{1}{1-(1-(4,5/5,5))} \right) = 0,0413 \text{ cm/s} \end{aligned}$$

B. 2. Perhitungan Bilangan *Sherwood* (Sh) Eksperimen

Persamaan yang digunakan adalah Persamaan 3.4.

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

dimana

k_L = koefisien perpindahan massa fasa cair (cm/s)

d_e = diameter ekivalen kontaktor (cm)

D = koefisien difusivitas O_2 dalam air (cm^2/s)

Diameter ekivalen kontaktor diperoleh dengan menggunakan Persamaan

2.16.

$$d_e = \frac{d_p^2 - n \cdot d_f^2}{d_p + n \cdot d_f}$$

dimana

n = jumlah serat

d_f = diameter serat berongga (cm)

d_p = diameter dalam selongsong kontaktor (cm)

Sedangkan untuk menghitung koefisien difusivitas O_2 dalam air digunakan persamaan:

$$D_{12} = 1,1728 \times 10^{-16} \frac{T(\chi_2 M_2)^{1/2}}{\mu_2 V_1^{0,6}}$$

dimana *subscript* 1 merupakan gas yang terlarut (O_2) dan *subscript* 2 merupakan pelarut (air).

T = temperatur rata-rata operasi ($^{\circ}C$)

χ_2 = parameter hubungan pelarut (untuk air = 2,6)

M_2 = berat molekul air (18,016)

μ_2 = viskositas air masuk kontaktor membran (0,00087 Pa.s pada $29,03^{\circ}C$)

V_1 = volume molar oksigen pada titik didih normal ($0,0259 m^3/kmol$)

$$d_e = \frac{d_p^2 - n \cdot d_f^2}{d_p + n \cdot d_f} = \frac{1,6^2 - 15 \times 0,2^2}{1,6 + 15 \times 0,2} = 0,4261 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} D_{12} &= 1,1728 \times 10^{-16} \frac{T(\chi_2 M_2)^{1/2}}{\mu_2 V_1^{0,6}} \\ &= 1,1728 \times 10^{-16} \times \frac{302,2 \times (2,6 \times 18,016)^{1/2}}{0,00081 \times 0,0259^{0,6}} \\ &= 2,4964 \times 10^{-9} \text{ m}^2/s = 2,6588 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/s \end{aligned}$$

Jadi, bilangan *Sherwood*-nya adalah

$$Sh = k_L \frac{d_e}{D} = 0,0413 \text{ cm/s} \times \frac{0,4261 \text{ cm}}{2,6588 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/s} = 661,253$$

B. 3. Perhitungan Bilangan *Reynolds* (*Re*) Eksperimen

Bilangan *Reynolds* diperlukan untuk melihat bagaimana afinitas ketergantungan bilangan Sherwood terhadap bilangan *Reynolds*-nya. Persamaan untuk mencari bilangan *Reynolds* adalah Persamaan 2.9 dimana ρ adalah densitas air ($0,9999 \text{ g/m}^3$ pada $29,03^\circ\text{C}$) dan v_L adalah laju alir linear (cm/s). Untuk memperoleh laju alir linear, diperlukan nilai A_{flow} .

$$\begin{aligned} A_{flow} &= A_{pipa} - A_{penampang\ membran} = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_p^2 \right) - \left(n \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_f^2 \right) \\ &= \left(\frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times 1,6^2 \right) - \left(15 \times \frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times 0,2^2 \right) \\ &= 1,539 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

$$v_L = \frac{Q}{A_{flow}} = \frac{83,333 \text{ cm}^3/\text{s}}{1,539 \text{ cm}^2} = 54,134 \text{ cm/s}$$

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} = \frac{0,4261 \text{ cm} \times 0,9959 \text{ g/cm}^3 \times 54,134 \text{ cm/s}}{0,0081 \text{ g/cm.s}} = 2812$$

B. 4. Perhitungan Mencari Koefisien α pada $Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha \cdot Sc^\beta$ dan Korelasi Perpindahan Massa

Nilai α diperoleh setelah memplot grafik antara bilangan *Sherwood*, Sh , dengan bilangan *Reynolds*, Re , sehingga diperoleh *slope* garis untuk ketiga jumlah serat, yaitu:

Jumlah serat, n_f	α
15	0,939
10	0,905
5	0,790
Rata-rata	0,878

Nilai α rata-rata yang diperoleh digunakan untuk memplot grafik antara $Re^\alpha Sc^{1/3}$ dan Sh . Nilai dari $Sc^{1/3}$ tidak masuk karena nilainya tetap dan tidak terpengaruh pada kondisi sistem yang relatif stabil dan tidak mengalami rentang temperatur yang terlalu besar, sehingga akhirnya bisa dianggap termasuk dalam

faktor geometri dan “seperti” hilang dalam perhitungan korelasi perpindahan massa. Dari grafik ini diregresi linear dan didapatkan nilai *slope*-nya yang merupakan faktor geometri, $f(\varphi)$.

Jumlah serat, n_f	$f(\varphi)$	φ
15	0,5935	0,235
10	0,1332	0,156
5	0,2334	0,078

Dengan φ adalah *packing fraction*, misalnya untuk kontaktor dengan diameter serat 2 mm diperoleh dengan cara:

$$\varphi = n \frac{d_f^2}{d_p^2} = 15 \times \frac{0,2^2}{1,6^2} = 0,2344$$

Kemudian diplot grafik antara *packing fraction*, φ pada sumbu x dengan fungsi geometri, $f(\varphi)$ pada sumbu y .

B. 5. Perbandingan Hasil Nilai Koefisien Perpindahan Massa, k_L , Penelitian Menggunakan Metode Gas Penyapu

Untuk membandingkan perpindahan massa proses deoksigenasi air menggunakan metode kombinasi gas penyapu dan pompa vakum dengan menggunakan metode gas penyapu saja, digunakan data dari percobaan yang diambil dengan menggunakan modul kontaktor yang sama.

Berikut adalah data penelitian yang digunakan untuk perbandingan.

- o Jumlah Serat (n_f) = 15

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5	28,4	29,5
250	6	5,1	28,4	29,6
300	6	5,2	28,4	29,6
350	6	5,3	28,4	29,5
400	6	5,4	28,4	29,1
450	6	5,4	28,4	28,9

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,9	4,8	28	29
250	5,9	5,4	28	28,9
300	5,9	5,5	28	29,1
350	5,9	5,5	28	28,9
400	5,9	5,5	28	28,8
450	5,9	5,5	28	28,6

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,9	5,2	28	28,9
250	5,9	5,3	28	29,1
300	5,9	5,4	28	29,2
350	5,9	5,5	28	28,8
400	5,9	5,4	28	28,8
450	5,9	5,5	28	28,6

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5,9	4,6	28,8	29,7
250	5,9	4,9	28,8	29,6
300	5,9	5,4	28,8	29,6
350	5,9	5,2	28,8	29,3
400	5,9	5,4	28,8	29,2
450	5,9	5,5	28,8	29

- Jumlah Serat (n_f) = 10

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6,1	5,6	29,4	29,7
250	6,1	5,7	29,4	29,9
300	6,1	5,4	29,4	29,5
350	6,1	5,5	29,4	29,8
400	6,1	5,6	29,4	29,4
450	6,1	5,7	29,4	29,9

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6,1	5,5	29,4	29,5
250	6,1	5,6	29,4	29,3
300	6,1	5,7	29,4	29,7
350	6,1	5,7	29,4	29,6
400	6,1	5,8	29,4	29,4
450	6,1	5,9	29,4	29,5

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6,3	3,01	27,9	28,3
250	6,3	4,1	27,9	28,3
300	6,3	5,4	27,9	28,8
350	6,3	5,6	27,9	28,6
400	6,3	5,7	27,9	28,6
450	6,3	5,8	27,9	28,8

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6,3	5,1	27,9	28,3
250	6,3	5,2	27,9	28,2
300	6,3	5,5	27,9	28,8
350	6,3	5,5	27,9	28,8
400	6,3	5,5	27,9	28,4
450	6,3	5,6	27,9	28,4

- Jumlah Serat (n_f) = 5

Run 1				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5,5	28,7	29
250	6	5,3	28,7	29
300	6	5,4	28,7	29,5
350	6	5,5	28,7	29,4
400	6	6	28,7	29,4
450	6	5,7	28,7	29,3

Run 2				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5,5	28,9	29,7
250	6	5,3	28,9	30
300	6	5,4	28,9	29,9
350	6	5,2	28,9	29,8
400	6	5,4	28,9	29,6
450	6	5,8	28,9	29,5

Run 3				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	3,73	28,3	29
250	6	5,2	28,3	29,3
300	6	5,4	28,3	29,4
350	6	5,4	28,3	29,2
400	6	5	28,3	29
450	6	5,1	28,3	29

Run 4				
Laju alir air, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5,3	28,3	29,3
250	6	5,4	28,3	29,4
300	6	5,5	28,3	29,4
350	6	5,5	28,3	29,1
400	6	5,6	28,3	29,1
450	6	5,6	28,3	28,9

Berdasarkan pengolahan data penelitian dengan metode gas penyapu tersebut, menggunakan cara yang sama seperti cara perhitungan dari B.1 – B.3, diperoleh nilai k_L dan v_L untuk masing-masing modul kontaktor. Kemudian data tersebut diplot dengan data menggunakan metode kombinasi sehingga dapat dilihat perbandingannya.

B. 6. Perhitungan Faktor Friksi

Untuk menghitung faktor friksi, f , digunakan persamaan Fanning seperti pada Persamaan 4.7. Untuk diameter serat, d_f , 2 mm dan debit air, Q , 300 L/h, nilai *pressure drop*-nya, ΔP , adalah 0,0075 bar. Kemudian dilakukan normalisasi dengan memplot grafik v_L vs ΔP kemudian dibuat persamaan garisnya secara

polinomial pangkat dua. Data v_L dimasukkan ke dalam persamaan tanpa intersep, sehingga diperoleh nilai ΔP yang baru.

Data-data lain yang dibutuhkan:

Viskositas air pada $T = 28,5^\circ\text{C}$ $\rightarrow \mu = 0,0082 \text{ g/cm.s}$

Densitas air pada $T = 28,5^\circ\text{C}$ $\rightarrow \rho = 0,9961 \text{ g/cm}^3$

Sehingga, faktor friksi ekperimennya adalah

$$f = \frac{d_e \Delta P}{2 L \rho v_L^2} = \frac{0,4261 \text{ cm} \times 30204 \text{ dyn/cm}^2}{2 \times 43 \text{ cm} \times 0,9961 \text{ g/cm}^3 \times (54,134 \text{ cm/s})^2} = 0,051$$

Selain faktor friksi, juga dapat diketahui nilai rasio friksi, yaitu perbandingan nilai faktor friksi ekperimen terhadap faktor friksi literatur/ teoritis.

Sebelumnya dicari nilai bilangan *Reynolds*, Re :

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} = \frac{0,4261 \text{ cm} \times 0,9961 \text{ g/cm}^3 \times 54,134 \text{ cm/s}}{0,0082 \text{ g/cm.s}} = 2775$$

Karena bilangan *Reynolds* yang diperoleh lebih dari 2100 ($Re > 2100$), maka aliran merupakan aliran turbulen sehingga faktor friksi teoritisnya adalah:

$$f = \frac{0,0791}{Re^{1/4}} = 0,010$$

Rasio friksinya adalah:

$$\text{Rasio friksi} = \frac{f \text{ eksperimen}}{f \text{ literatur}} = \frac{0,051}{0,010} = 4,579$$

Properti friksi untuk diameter serat lain dan laju alir lain:

	Laju alir, Q (L/h)	f eksperimen	f teoritis	rasio friksi
$n_f = 15$	200	0,063	0,012	5,192
	250	0,056	0,011	4,892
	300	0,051	0,011	4,704
	350	0,048	0,010	4,579
	400	0,046	0,010	4,495
	450	0,044	0,010	4,437
	500	0,042	0,010	4,397

	Laju alir, Q (L/h)	f eksperimen	f teoritis	rasio friksi
$n_f = 10$	200	0,081	0,011	7,142
	250	0,072	0,011	6,725
	300	0,066	0,010	6,462
	350	0,062	0,010	6,287
	400	0,059	0,010	6,168
	450	0,056	0,009	6,086
	500	0,054	0,009	6,030

	Laju alir, Q (L/h)	f eksperimen	f teoritis	rasio friksi
$n_f = 5$	200	0,087	0,010	8,365
	250	0,077	0,010	7,788
	300	0,070	0,009	7,414
	350	0,065	0,009	7,158
	400	0,061	0,009	6,976
	450	0,058	0,009	6,845
	500	0,056	0,008	6,748

