



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH DIAMETER SELONGSONG PADA
DEOKSIGENASI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN
SERAT BERONGGA MENGGUNAKAN KOMBINASI
METODE VAKUM DAN GAS PENYAPU**

SKRIPSI

**APRILIA RABEKKA
0606076141**

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



UNIVERSITAS INDONESIA

**PENGARUH DIAMETER SELONGSONG PADA
DEOKSIGENASI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN
SERAT BERONGGA MENGGUNAKAN KOMBINASI
METODE VAKUM DAN GAS PENYAPU**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana.

APRILIA RABEKKA

0606076141

**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 : Aprilia Rabekka

NPM : 0606076141

Tanda tangan : 0606076141

Tanggal : 06 Juli 2010

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :
Nama : Aprilia Rabekka
NPM : 0606076141
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Skripsi : Pengaruh Diameter Selongsong pada Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Kombinasi Metode Vakum dan Gas Penyapu

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 M.Sc., Ph.D. ()
Penguji : Dr. Ir. Nelson Saksono, MT ()
Penguji : Ir. Yuliusman M.Eng ()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 06 Juli 2010

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Kuasa atas berkat dan kasih-Nya penulis dapat menyelesaikan skripsi ini. Skripsi dengan judul **“Pengaruh Diameter Selongsong pada Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Kombinasi Metode Vakum dan Gas Penyapu”** ini disusun sebagai salah satu persyaratan akademis untuk meraih gelar Sarjana Teknik di Departemen Teknik Kimia FTUI. Pada kesempatan ini, penulis ingin menyampaikan ungkapan terima kasih kepada Ir. Sutrasno Kartohardjono M.Sc., Ph.D, selaku dosen pembimbing, yang bersedia meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan selama proses penyusunan skripsi ini. Pada kesempatan ini, penulis juga ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA, selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
2. Ir. Yuliusman M.Eng., selaku kordinator mata kuliah skripsi dan dewan penguji
3. Dr. Ir. Nelson Saksono, MT, selaku penguji sidang skripsi.
4. Pembimbing Akademis, Ir. Praswasti P.D.K Wulan, MT.
5. Kedua orang tua dan adik-adik tercinta yang selalu memberikan semangat, doa, dukungan moral, dan material sehingga skripsi ini dapat selesai;
6. Farhan, teman satu topik yang telah bersama-sama menjalani suka duka melakukan penelitian dan menyusun skripsi;
7. Sarah, Monik, Lince, Bondan, Jainal, Bagus, Kifer, Reza, Kevin, Fatur, Ilkhsan, Mba Ani, Mba Novi dan rekan-rekan riset grup Teknologi Intensifikasi Proses lainnya yang telah banyak memberi semangat dan hiburan terutama pada saat melakukan penelitian;
8. Mang Ijal, Kang Jajat, Mas Heri, Mas Eko, Mas Opik dan Mbak Tiwi yang telah banyak membantu penelitian dari awal hingga akhir;

Akhirnya penulis berharap agar skripsi ini dapat memberikan manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, 06 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 : Aprilia Rabekka
NPM : 06060676141
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 Diameter Selongsong pada Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Kombinasi Metode Vakum dan Gas Penyapu

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 : 06 Juli 2010

Yang menyatakan

(Aprilia Rabekka)

ABSTRAK

Name : Aprilia Rabekka
Program Studi : Teknik Kimia
Title : Pengaruh Diameter Selongsong pada Deoksigenasi Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga Menggunakan Kombinasi Metode Vakum dan Gas Penyapu

Teknologi membran telah digunakan mulai dari skala peralatan laboratorium hingga industri. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui performa kontaktor membran serat berongga pada penyisihan oksigen terlarut dari air menggunakan kombinasi metode vakum dan gas penyapu. Pada penelitian ini diamati pengaruh diameter modul dan laju alir air terhadap performa perpindahan massa. Membran yang digunakan adalah membran hidrofobik berpori mikro polipropilen dengan diameter luar 2mm dan ukuran pori 0,2 μm . Hasil percobaan menunjukkan bahwa koefisien perpindahan massa meningkat dengan kenaikan diameter modul dan laju alir air pada jumlah serat yang sama. Studi hidrodinamika menunjukkan bahwa pada bilangan Reynold yang sama penurunan tekanan meningkat dengan kenaikan fraksi kepadatan modul karena bertambahnya friksi antara serat dan air.

Kata kunci:

Kontaktor membran serat berongga, koefisien perpindahan massa, hidrodinamika, deoksigenasi

ABSTRACT

Name : Aprilia Rabekka
Study Program : Chemical Engineering
Title : Effect of Module Diameter to Water Deoxygenation through Hollow Fibre Membrane Contactor by Combination of Vacuum and Sweep Gas Methods

Membrane technology has been used from laboratory to industrial scale. This study aims to observed hollow fiber membrane contactor performances in dissolved oxygen removal from water via combination of vacuum and sweep gas degassing process. The effects of module diameter and water velocity on mass transfer performance were investigated. Hollow fiber used were hydrophobic microporous polypropylene of 2 mm in outer diameter and 0,2 μm in pore size. The experimental result shows that mass transfer coefficient increases with increasing module diameter and water velocity for the same amount of fibre. Hydrodynamic analysis of the contactors showed that at the same Reynolds number, pressure drops increase with increasing packing density due to an increase of friction between fibers and water.

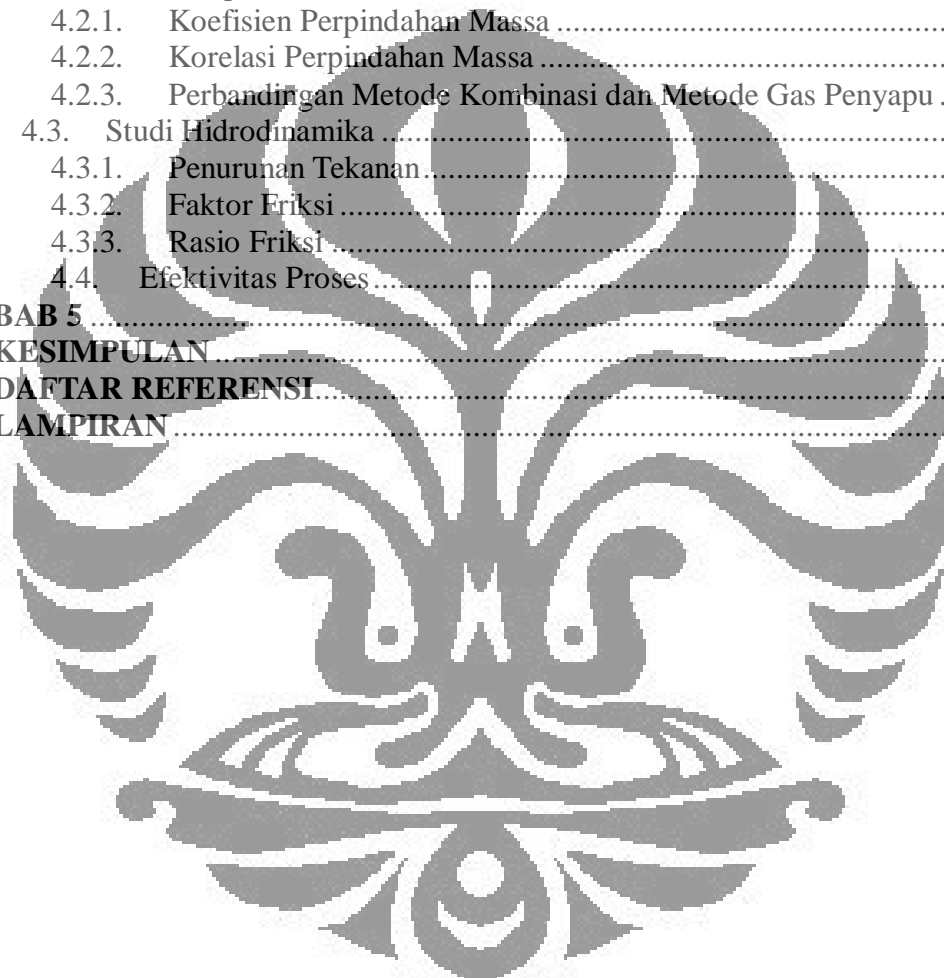
Key words:

Hollow fiber membrane contactor, mass transfer coefficient, hydrodynamic, deoxygenation

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
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	xi
BAB 1	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah	4
1.3. Tujuan Penelitian.....	5
1.4. Batasan Masalah	5
1.5. Sistematika Penulisan	5
BAB 2	7
TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1. Oksigen Terlarut.....	7
2.1.1. Keberadaan Oksigen Terlarut dalam Air di Industri.....	7
2.1.2. Proses Desorpsi (<i>Stripping</i>) Oksigen.....	8
2.1.3. Teknologi Pemisahan Oksigen Terlarut dari Air	9
2.2. Membran.....	12
2.2.1. Modul Membran	14
2.3. Kontaktor Membran	15
2.3.1. Kontaktor Membran Gas-Cair	17
2.3.2. Kontaktor Membran Cair-Cair	18
2.3.3. Kontaktor Membran Serat Berongga (<i>Hollow Fiber Membrane Contactor, HFMC</i>).....	19
2.4. Desorpsi Oksigen pada Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga.....	24
2.4.1. Studi Perpindahan Massa pada Kontaktor Membran Serat Berongga dalam Proses Stripping Gas Oksigen dari Air	26
2.4.2. Studi Hidrodinamika Air pada Kontaktor Membran Serat Berongga	29
BAB 3	32
METODE PENELITIAN	32
3.1. Diagram Alir Penelitian.....	32
3.2. Alat dan Bahan.....	34
3.3. Prosedur Penelitian.....	35
3.3.1. Pembuatan Modul Kontaktor	37
3.3.2. Perangkaian Alat.....	38
3.3.3. Pengujian Kinerja Kontaktor Membran Serat Berongga	38
3.3.3.1. Melakukan Uji Perpindahan Massa.....	38
3.3.3.2. Melakukan Uji Hidrodinamika.....	39

3.4.	Variabel Penelitian	39
3.5.	Pengolahan Data dan Analisis Hasil.....	40
3.6.	Persamaan- persamaan Pengolahan Data	41
3.6.1.	Menghitung Koefisien Perpindahan Massa	41
3.6.2.	Membuat Korelasi Perpindahan Massa	42
3.6.3.	Perhitungan Faktor Friksi.....	43
3.6.4.	Rasio Friksi	44
BAB 4	45
HASIL DAN PEMBAHASAN	45
4.1.	Pendahuluan.....	45
4.2.	Studi Perpindahan Massa.....	45
4.2.1.	Koefisien Perpindahan Massa	46
4.2.2.	Korelasi Perpindahan Massa	48
4.2.3.	Perbandingan Metode Kombinasi dan Metode Gas Penyapu	53
4.3.	Studi Hidrodinamika	57
4.3.1.	Penurunan Tekanan.....	57
4.3.2.	Faktor Friksi	59
4.3.3.	Rasio Friksi	61
4.4.	Efektivitas Proses.....	62
BAB 5	63
KESIMPULAN	63
DAFTAR REFERENSI	65
LAMPIRAN	67

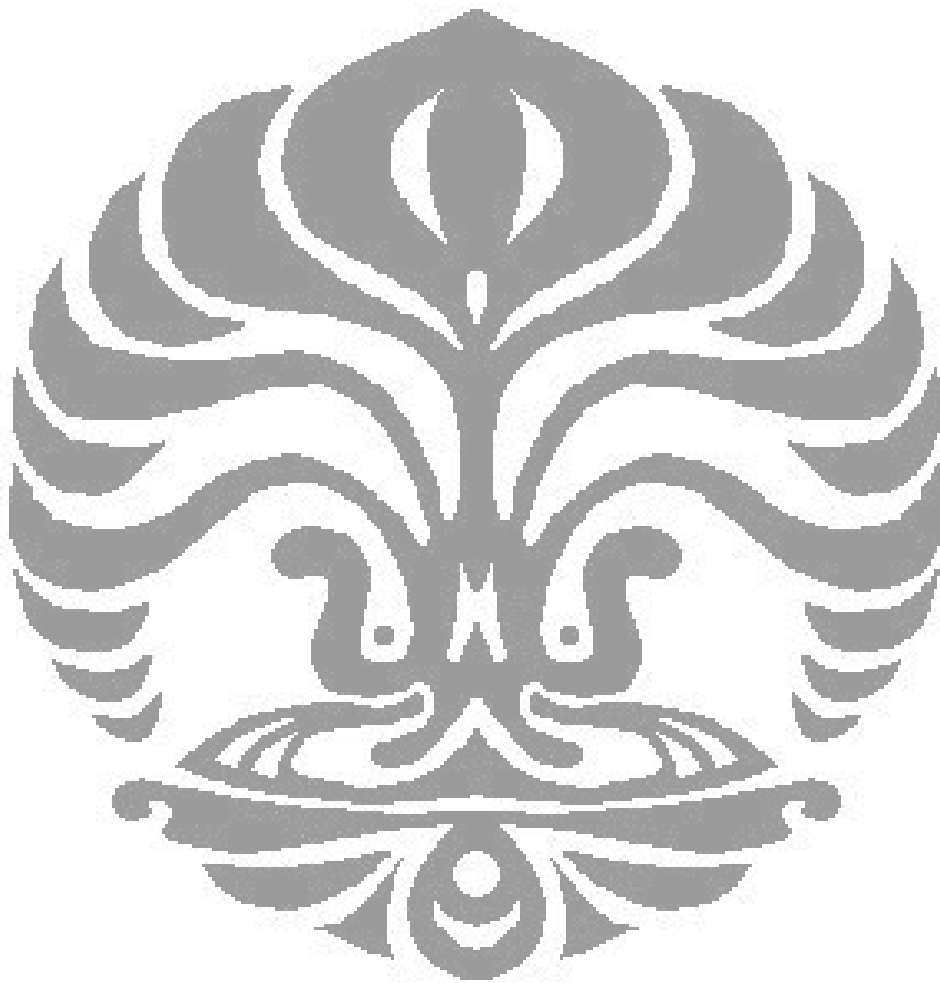


DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1. Konsentrasi Zat A dalam Cair dan Tekanan Parsial A di antara Fase Cair dan Gas	8
Gambar 2. 2. Perpindahan Massa pada Membran.....	13
Gambar 2. 3. Skema Aliran Membran (a) dead-end dan (b) cross flow.....	14
Gambar 2. 4. Konfigurasi Modul Membran (Baker, 2001).....	14
Gambar 2. 5. Aplikasi Kontaktor Membran pada Deoksigenasi Air.....	16
Gambar 2. 6. Variasi Kontaktor Membran	17
Gambar 2. 7. Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fase Cair (kiri) dan dengan Fase Cair (kanan). Perbedaan Konsentrasi Ditunjukkan pada Gambar Bagian Bawah.....	18
Gambar 2. 8. Kontaktor Membran Cair-Cair dengan Fase Umpan Membasahi Membran (kiri) dan Tidak Mebasahi Membran (kanan).....	19
Gambar 2. 9. Kontaktor Membran Serat Berongga	20
Gambar 2. 10. Metode Penghilangan Gas	25
Gambar 3. 1. Diagram Alir Penelitian	33
Gambar 3. 2. Alur Prosedur Penelitian.....	35
Gambar 3. 3. Konfigurasi kontaktor membran serat berongga	37
Gambar 3. 4. Skema Rangkaian Alat Penelitian	38
Gambar 4. 1. Variasi Koefisien Perpindahan Massa, k_L Kontaktor terhadap Kecepatan Linear Air pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle)	47
Gambar 4. 2. Variasi Bilangan Sherwood, Sh Kontaktor terhadap Bilangan Reynold pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle)	49
Gambar 4. 3. Variasi Bilangan Sherwood, Sh Kontaktor terhadap Bilangan Reynold	50
Gambar 4. 4. Variasi Faktor Geometri, $f(\phi)$ Kontaktor terhadap Tingkat Kepadatan Modul, ϕ pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle)	51
Gambar 4. 5. Perbandingan Koefisien Perpindahan Massa, k_L antara Kontaktor Menggunakan Metode Kombinasi Gas Penyapu dan Vakum dengan Diameter Selongsong 12mm (---), 16 mm (---), dan 19mm (---) dengan Kontaktor Menggunakan Metode Gas Penyapu dengan Diameter Selongsong 12mm (\blacklozenge), 16 mm (\square), dan 19 mm (\blacktriangle)	54
Gambar 4. 6. Hubungan Rasio Bilangan Sherwood, Sh terhadap Bilangan Reynold, Re pada Metode (\square) Vakum dan (\blacksquare) Gas Penyapu.....	55
Gambar 4. 7. Efektifitas Perpindahan Massa.....	56
Gambar 4. 8. Variasi Penurunan Tekanan, ΔP Kontaktor terhadap Laju Alir Linear, v_L	58
Gambar 4. 9. Variasi Penurunan Tekanan, ΔP Kontaktor terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle).....	59
Gambar 4. 10. Variasi Faktor Friksi Kontaktor, f Kontaktor terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle) ...	60
Gambar 4. 11. Variasi Rasio Friksi Kontaktor Membran Serat Berongga terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle).....	61

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1. Karakteristik Modul Membran	15
Tabel 2. 2. Aplikasi Kontaktor Membran Serat Berongga	24



BAB 1

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Kebutuhan akan air bersih yang tidak mengandung kontaminan seperti air proses (*ultra pure water*) tanpa oksigen terlarut semakin meningkat pada industri *power plant*, semikonduktor, farmasi, makanan, dan bioteknologi (Peng, 2008). Hal ini dikarenakan keberadaan gas terlarut seperti oksigen dapat menyebabkan korosi pada kondisi tertentu, terutama pada kelembapan dan suhu yang tinggi. Selain itu, kadar oksigen yang tinggi juga dapat menyebabkan pertumbuhan senyawa tertentu pada produk sehingga nilai jual produk menjadi lebih rendah.

Batas konsentrasi oksigen terlarut dalam air proses yang dapat diterima bervariasi, tergantung pada penggunaan air proses tersebut. Pada industri pembangkit tenaga, misalnya, penyisihan oksigen terlarut hingga kadar 0,5 ppm (*part per million*) sangat penting untuk mencegah korosi dan penurunan efisiensi pada pipa dan reboiler, sedangkan pada industri semikonduktor, air proses yang digunakan untuk mencuci silikon diharapkan hanya memiliki kadar oksigen terlarut berkisar di level 0,1 ppb (Tari, 2004).

Penyisihan oksigen terlarut dari air dapat dilakukan dengan bermacam-macam metode baik secara fisik, kimia, maupun gabungan keduanya (*hybrid*). Sampai saat ini teknologi penyisihan oksigen terlarut dari air telah banyak dikembangkan oleh para ahli. Mulai dari teknologi penyisihan secara konvensional seperti menara kolom yang diisi dengan piringan, *packing*, dan *mixer settler* hingga teknologi penyisihan yang sedang berkembang yaitu menggunakan kontaktor membran. Metode penyisihan fisik konvensional seperti *thermal degassing*, *vacuum degassing*, atau *nitrogen bubble deaeration* seringkali tidak dapat mengurangi kadar oksigen terlarut sampai ke tahap yang diinginkan yaitu dari level *parts per milion* (ppm) hingga tahap *parts per billion* (ppb) (Li, 1995).

Selain itu, ketergantungan antara dua fase fluida yang akan dikontakkan terkadang masih menyebabkan permasalahan seperti *foaming* atau terbentuknya emulsi, *flooding* jika laju alir gas jauh lebih besar daripada laju alir cairan dan

unloading jika laju alir gas jauh lebih kecil daripada laju alir cairan. Biaya operasional dan investasi yang tinggi dan area kontak per unit volume yang kecil menjadikan metode ini kurang disukai. Metode penyisihan kimia konvensional seperti penambahan *sodium sulphite* atau reduksi katalitik juga tidak disukai karena beracun dan menghasilkan padatan pada campuran yang akan dimurnikan (Li, 1995).

Teknologi penyisihan alternatif yang sedang berkembang untuk mengatasi permasalahan-permasalahan yang timbul pada penggunaan metode konvensional adalah teknologi kontakor membran. Kontakor membran secara bertahap dan perlahan telah digunakan untuk menggantikan metode konvensional, seperti *packed tower*, untuk memproduksi air murni berkualitas tinggi (Peng, 2008). Kontakor membran merupakan teknologi yang tergolong baru dan potensial dalam proses pemurnian dan separasi oksigen terlarut. Teknologi ini dapat memproduksi air proses (*ultra pure water*) berkualitas tinggi dan telah digunakan mulai dari skala peralatan laboratorium hingga industri. Kontakor membran memiliki beberapa kelebihan dibandingkan kolom konvensional. Jika dilihat dari luas permukaan kontak, membran memiliki luas permukaan yang lebih besar dibandingkan kolom konvensional. Jika kolom absorber dengan jenis *packed column* memiliki luas permukaan 30-300 m²/m³, maka kontakor membran dapat mencapai 1.600-6.600 m²/m³, bahkan kontakor membran serat berongga (*hollow fiber membrane*) memiliki luas permukaan yang jauh lebih besar, yaitu di atas 33.000 m²/m³ (<http://www.cheresources.com>, 2009)

Keunggulan lainnya dari teknologi membran dibandingkan teknologi konvensional adalah bersifat fleksibel karena laju alir gas dan cairan dapat divariasikan secara bebas, tidak ada dispersi antara dua fase yang dapat menyebabkan terjadinya berbagai kendala seperti *flooding*, *foaming*, dan *entrainment*, dapat menghasilkan area *interfacial* dan efisiensi kerja yang konstan karena tidak bergantung pada kondisi operasi seperti suhu dan tekanan, sedangkan performa metode tradisional selalu dipengaruhi oleh perubahan area *interfacial* (Peng, 2008). Kelebihan lainnya adalah laju transfer massa yang tinggi (Vladislavjevic, 1999), gradien konsentrasi berperan lebih dominan sebagai *driving force* daripada gradien tekanan. Fase kontak dapat dipertahankan pada

berbagai variasi tekanan (Peng, 2008), mudah dikombinasikan dengan unit operasi yang lain, mudah di-*scale up*, separasi dapat berlangsung kontinu, tidak mencemari lingkungan karena tidak ada zat aditif yang digunakan, tidak memerlukan ruang yang besar, juga biaya investasi dan operasional serta konsumsi energi yang lebih rendah.

Sedangkan kelemahan teknologi membran adalah adanya pengaruh tahanan membran terhadap performansi transfer massa, dapat terjadi *channeling* dan *fouling* (polarisasi konsentrasi) yang mengakibatkan penurunan efisiensi kinerja membran. Selain itu, sistem membran mempunyai umur operasi tertentu (2-3 tahun) sehingga diperlukan biaya operasional tambahan (Gabelman, 1999).

Prinsip proses penyisihan menggunakan membran sangat sederhana dimana air yang mengandung oksigen terlarut dilewatkan didalam kontaktor berisi membran yang dilengkapi dengan vakum dan atau gas penyapu, sehingga oksigen akan dilewatkan melalui membran dan akan terpisah dari air pelarutnya. Perbedaan konsentrasi oksigen dalam fase cair dan fase gas akan memberikan *driving force* untuk proses transfer oksigen dari air melewati membran menuju gas penyapu dan atau vakum.

Modul membran yang paling baik dan sering digunakan dalam proses desorpsi oksigen dari air adalah kontaktor membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*). Kontaktor membran serat berongga adalah alat yang digunakan untuk transfer massa gas-cair atau cair-gas tanpa menyebabkan dispersi antara satu fase dengan fase lainnya (Gabelman, 1999). Membran ini merupakan serat sintesis yang terbuat dari polimer. Membran ini bersifat hidrofobik sehingga saat terjadi proses kontak, pori tidak basah oleh air tetapi terisi dengan oksigen terlarut yang akan dipisahkan. Dengan kata lain, oksigen dapat melewati membran tetapi air sebagai pelarut tidak dapat melewati membran. Transfer massa oksigen terlarut dari air di dalam kontaktor membran gas atau cairan terjadi dalam tiga tahap yaitu : transfer oksigen dalam air, difusi oksigen melalui membran, dan difusi oksigen ke dalam aliran gas penyapu dan atau vakum. Pada kontaktor membran serat berongga koefisien transfer massa bergantung pada kelarutan dan difusivitas.

Modul kontaktor membran serat berongga (*HFMC*) digunakan secara luas sebagai kontaktor dan unit filtrasi, seperti dalam deoksigenasi air, absorpsi gas, oksigenasi darah, dialisis, pengolahan air limbah (*wastewater treatment*), penyisihan kiral (*chiral separations*), ekstraksi ion logam, ekstraksi protein, industri fermentasi, industri farmasi, pembuatan semikonduktor, penyisihan VOC (*Volatile Organic Compound*) dari gas buangan, distilasi osmosis, humidifikasi dan dehumidifikasi udara dan proses stripping udara. Kontaktor membran memiliki sifat yang unik yang menjadikannya teknologi baru yang kompetitif dibandingkan dengan metode tradisional, seperti *packed tower*, untuk transfer massa diantara dua fase.

Penelitian ini berupaya untuk mengevaluasi hasil penyisihan oksigen terlarut dari air menggunakan kontaktor membran serat berongga melalui kombinasi metode gas penyapu dan vakum melalui uji perpindahan massa dan hidrodinamika air. Pompa vakum digunakan untuk membuat kondisi vakum pada bagian dalam kontaktor (*lumen side*) sehingga dapat memperbesar gradien konsentrasi antara fase cair dan gas. Semakin besar gradien konsentrasi maka semakin besar *driving force* bagi oksigen terlarut untuk berdifusi dari air menuju membran serat berongga, sehingga laju transfer massa akan semakin besar. Selain itu, akan dilihat pengaruh laju alir air dan diameter selongsong terhadap performa kontaktor pada penyisihan oksigen terlarut dari air.

1.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang diuraikan, maka perumusan masalah dalam penelitian ini adalah:

1. Bagaimanakah efektifitas kontaktor membran serat berongga dalam proses desorpsi oksigen terlarut dari air melalui kombinasi metode gas penyapu dan vakum?
2. Bagaimanakah pengaruh variasi laju alir air dan diameter selongsong kontaktor sebesar 12 mm, 16 mm, dan 19 mm terhadap efektifitas desorpsi oksigen pada kontaktor membran serat berongga melalui kombinasi metode vakum dan gas penyapu ditinjau dari perpindahan massa dan hidrodinamika air?

1.3. Tujuan Penelitian

Tujuan penelitian ini adalah:

1. Mengetahui efektifitas kontaktor membran serat berongga pada proses pemisahan oksigen terlarut dari air melalui metode gas penyapu dan vakum melalui uji perpindahan massa dan hidrodinamika air.
2. Mengetahui pengaruh laju alir, penggunaan gas nitrogen dan vakum secara bersamaan, dan variasi diameter modul terhadap hidrodinamika dan perpindahan massa dalam proses penyisihan oksigen terlarut dalam air melalui kontaktor membran serat berongga.

1.4. Batasan Masalah

Batasan masalah dalam penelitian ini adalah penelitian yang mengarah pada pengaruh laju alir air proses dan diameter selongsong untuk desorpsi sistem air-oksigen pada kontaktor membran serat berongga.

1. Membran yang digunakan adalah membran organik simetrik mikroporous hidrofobik polipropilen dengan konfigurasi kontaktor membran serat berongga (*hollow fibre membrane contactor*)
2. Fase cair (air) mengalir di dalam selongsong sedangkan fase gas (gas nitrogen) mengalir di dalam lumen (dalam serat membran)
3. Proses penyisihan oksigen dilakukan melalui gas penyapu dan vakum
4. Variabel proses yang divariasikan adalah laju alir air dan diameter modul kontaktor
5. Variabel tetap dalam penelitian ini adalah panjang modul, diameter serat, dan jumlah serat, kondisi operasi (suhu dan tekanan)

1.5. Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang dilakukan dalam penulisan seminar ini adalah:

BAB I PENDAHULUAN

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

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Berisi teori dasar penelitian yang digunakan untuk menjelaskan masalah, seperti teori-teori pendukung tentang membran, proses desorpsi oksigen terlarut dari air, serta studi perpindahan massa dan hidrodinamika.

BAB III METODE PENELITIAN

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

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Merupakan analisis dan pembahasan dari hasil eksperimen yang diperoleh, yaitu mengenai studi perpindahan massa dan studi hidrodinamika. Hasil pembahasan bisa 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

Oksigen terjenuhkan (*oxygen saturation*) atau oksigen terlarut (*dissolved oxygen-DO*) adalah suatu pengukuran relatif sejumlah oksigen yang terlarut atau terbawa dalam suatu medium. DO dapat diukur dengan suatu penyelidikan oksigen terlarut seperti sensor oksigen atau dengan optode dalam media cair, biasanya air (www.wikipedia.org, 2009). Kelarutan suatu gas pada cairan merupakan karakteristik dari gas tersebut sendiri dan dipengaruhi oleh tekanan, ketinggian suatu tempat, suhu dan salinitas. Setiap kenaikan 100 m dpl, tekanan atmosfer menurun 8-9 mmHg dan kelarutan gas menurun 1,4 %. Oksigen lebih larut dalam air daripada nitrogen. Air mengandung sekitar satu molekul O₂ untuk setiap dua molekul N₂, dibandingkan dengan rasio atmosferik yang sekitar 1:4.

2.1.1. Keberadaan Oksigen Terlarut dalam Air di Industri

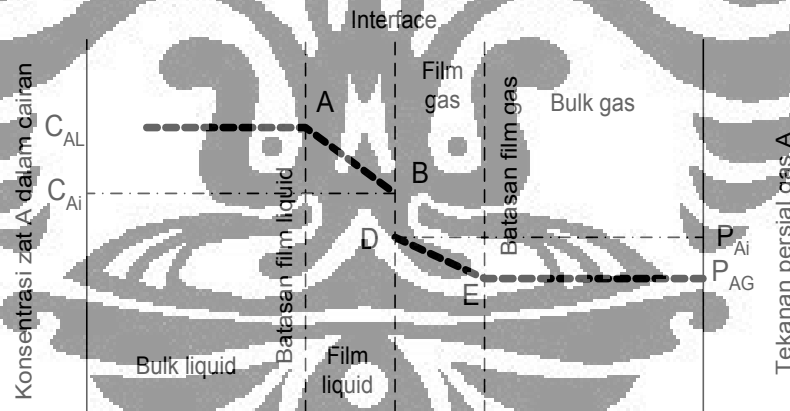
Air merupakan salah satu utilitas utama dalam industri, contohnya sebagai bahan baku produksi dan agen penukar panas. Di dalam air, masih terdapat oksigen terlarut yang walaupun kadarnya kecil tetapi akan dapat berdampak cukup besar terhadap proses produksi secara keseluruhan. Pada industri pembangkit tenaga, yang menggunakan air dalam jumlah besar, korosi merupakan salah satu masalah utama yang sering timbul. Keberadaan oksigen pada temperatur tinggi bersifat amat korosif terhadap perpipaan yang terbuat dari baja karbon yang dapat mengganggu proses produksi.

Oksigen terlarut dalam air juga dapat memberikan efek negatif pada industri makanan dan minuman. Pada industri makanan, oksigen terlarut dalam air dapat menyebabkan pertumbuhan bakteri aerob yang dapat mengurangi daya tahan makanan. Oksigen terlarut memberikan dampak jangka panjang terhadap rasa, warna, dan daya tahan minuman. Selain itu, oksigen yang terlarut dalam produk memiliki efek negatif pada proses pengepakan atau *bottling* karena dapat

menyebabkan minuman menghasilkan busa. Oleh karena itulah, oksigen terlarut berusaha dihilangkan dari air proses pada industri minuman dan makanan.

2.1.2. Proses Desorpsi (*Stripping*) Oksigen

Desorpsi atau stripping (*reverse-absorption*) adalah proses perpindahan massa dari fase cair menuju fase gas menggunakan pelarut gas melalui kontak gas-cair. Peristiwa perpindahan massa ini umumnya terjadi pada dua fase yang tidak saling larut dan terdapat antar muka (*interface*) antara kedua fase. Faktor yang memengaruhi desorpsi baik desorpsi fisika maupun kimia adalah difusivitas dan kelarutan dari spesies yang akan berpindah ke dalam fase gas. Zat terlarut A akan berdifusi dari fase *bulk* cair ke fase gas dengan rangkaian lintasannya adalah dari fase cair melalui antar muka kemudian ke fase gas. Agar peristiwa perpindahan massa dapat terjadi harus terdapat gradien konsentrasi zat terlarut A pada fase cair dan pada antar muka. Juga harus terdapat perbedaan antara tekanan parsial zat terlarut A pada fase gas dan pada antar muka, seperti ditunjukkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2. 1. Konsentrasi Zat A dalam Cair dan Tekanan Parsial A di antara Fase Cair dan Gas (Richardson, 1991)

Menurut teori *two-film*, molekul berpindah di bagian *bulk* masing-masing fase secara konveksi dan perbedaan konsentrasi antara keduanya diabaikan kecuali pada sekitar interfase antar fase. Pada bagian lain dari interfase, perpindahan molekul tersebut hilang dan terdapat lapisan tipis yang menyebabkan perpindahan molekul terjadi secara difusi molekuler. Lapisan tipis tersebut akan

lebih tebal dari *sublayer laminar* karena memiliki tahanan yang sama dengan tahanan seluruh lapisan. Faktor penting yang mempengaruhi arah perpindahan massa tersebut adalah perbedaan konsentrasi dan kesetimbangannya, sehingga laju perpindahan molekul dikontrol oleh laju difusi melalui dua lapisan *film* (gas dan cairan), dimana hanya pada lapisan batas *film* tersebut yang memiliki tahanan.

Beberapa peralatan yang biasa 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 gas dan cairan, dimana keefektifannya bergantung pada jumlah gas dan cairan yang saling kontak.

Salah satu gas yang dapat didesorpsi adalah oksigen (O_2) yang terdapat dalam air dengan kadar rata-rata 8,5 ppm (1 atm; 25°C). Selama ini proses penyisihan oksigen dari air dilakukan dengan menggunakan kolom desorpsi 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 disamping itu juga kolom desorpsi membutuhkan ruang yang cukup besar. Hal ini menyebabkan biaya untuk penyisihan oksigen dari air menjadi besar. Untuk mengatasi masalah tersebut digunakan cara alternatif yaitu dengan teknologi membran. Membran digunakan sebagai media kontak antara oksigen dengan *sweep gas* dan atau udara vakum sekaligus sebagai media pemisah antara air dan gas atau udara vakum.

2.1.3. Teknologi Pemisahan Oksigen Terlarut dari Air

Secara umum pada tekanan 1 atm dan temperatur 21°C (70°F), air mengandung oksigen terlarut rata-rata sebesar 9 ppm (mg/L), 13 mg/L nitrogen terlarut dan 35 mg/L karbon dioksida terlarut (www.koiclubsandiego.org, 2010). Saat ini proses pemisahan oksigen terlarut dari air dapat dilakukan dengan bermacam-macam metode, mulai dari peralatan konvensional hingga teknologi terbaru. Secara umum, terdapat beberapa jenis proses pemisahan/ penghilangan oksigen terlarut dari air, diantaranya adalah:

- ***Thermal Deaeration* atau *Thermal Degassing***

Proses deaerasi ini merupakan suatu proses fisik untuk menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen, nitrogen, dan karbon dioksida dari air. Proses ini didasarkan pada gangguan terhadap kesetimbangan tekanan parsial antara air dan fasa uap ketika mencapai titik didih. Untuk *thermal deaeration*, air yang akan dihilangkan DO-nya dipanaskan dengan *steam* sampai mencapai titik didihnya. Dengan demikian, kesetimbangan tekanan parsial antara air dan fasa *steam* terganggu. Gas-gas yang terlarut dalam air, seperti oksigen, nitrogen, dan karbon dioksida, membentuk gelembung-gelembung *steam* dalam air mendidih dan akan lewat dari air menuju fasa *steam* pada permukaan.

Untuk mengakselerasi proses pemisahan, luas permukaan air harus ditingkatkan. Hal ini dilakukan dengan menyemprot atau menjadikannya berupa tetesan air (aliran kecil). Dengan menurunnya ukuran tetesan, tegangan permukaan akan naik dan akan menetralkan/ meniadakan gas-gas yang meninggalkan tetesan air. Jadi, ukuran dan bentuk tetesan air perlu dioptimasi untuk memperoleh rasio yang tinggi antar luas permukaan dan tegangan permukaan. Untuk memperolehnya, dapat digunakan *trickling trays* dan *spray nozzle*.

- ***Vacuum Deaeration* atau *Vacuum Degassing***

Pada proses ini, air disemprotkan ke dalam suatu bejana (*vessel*) melalui *fine nozzle*. Distribusi yang baik akan meningkatkan luas permukaan perpindahan air/gas. Vakum menyebabkan oksigen dilepaskan lalu diekstraksi dari sistem dengan pengisapan. Efek ini dibantu oleh suatu *strip gas*. Pada proses ini, ukuran dari permukaan perpindahan dan waktu kontak dibatasi oleh rancangan peralatan. Secara umum, diperoleh residu oksigen sekitar 0,07 – 0,1 mg/L. Penggunaan segel (*seal*) pada pompa air untuk menciptakan keadaan vakum membuat peralatan menjadi lebih mahal.

- ***Column Deaeration***

Pada proses ini, pemisahan oksigen terlarut diperoleh dengan adanya suatu permukaan perpindahan yang besar dan waktu kontak yang lama. *Strip gas*

diberikan pada sistem dengan aliran berlawanan arah dengan air; meningkatkan pelepasan oksigen dan menyiramnya kelar dari kolom. Kolom diisi dengan *packing* yang memberikan permukaan spesifik yang besar. Dengan proses ini, dapat diperoleh kandungan akhir oksigen terlarut sekitar 0,01 mg/L. Sistem ini memiliki rancangan yang sederhana sehingga biaya perawatan yang besar dapat dihindari. Kekurangannya adalah ketinggian kolom yang mencapai 8 m atau lebih.

- **Scavenger Chemical (Bahan Kimia)**

Selain pemisahan secara fisik, terdapat beberapa bahan kimia yang digunakan untuk proses pemisahan oksigen terlarut dari air adalah:

1. Sodium sulfite (Na_2SO_3)

Merupakan bahan kimia berupa kristal atau bubuk putih yang larut dalam air. Sodium sulfite mengalami dekomposisi ketika dipanaskan dan dipersiapkan dari sulfur dioksida dan sodium karbonat atau kaustik soda. Sodium sulfite sangat efektif dan bereaksi cepat dengan oksigen yang tersisa untuk membentuk sodium sulfat (Na_2SO_4) yang tidak menimbulkan kerak (*non-scaling*). Bahan kimia ini efektif untuk digunakan pada sistem yang beroperasi di bawah 1000 psi. Untuk tekanan di atas 1000 psi, dapat menimbulkan kerusakan atau gangguan karena terbentuknya hidrogen sulfida dan/atau sulfur dioksida yang korosif. Sodium sulfite juga dapat meningkatkan jumlah padatan terlarut dan konduktivitas dari *boiler water*.

2. *Hydrazine* (N_2H_4)

Bahan kimia ini secara efisien dapat mengeliminasi oksigen terlarut dengan cara bereaksi dengan oksigen membentuk air dan gas nitrogen. *Hydrazine* biasa digunakan pada sistem bertekanan tinggi. *Hydrazine* merupakan bahan kimia beracun sehingga tidak boleh digunakan pada pabrik *steam* untuk sistem pemrosesan makanan (FDA - U.S. Food and Drug Administration).

3. Sodium Eritorbat

Asam eritorbat dan garam sodiumnya dapat menggantikan sodium sulfite dan *hydrazine* sebagai penghilang oksigen. Sodium eritorbat merupakan

bahan kimia tidak beracun dan juga dapat digunakan dalam sistem pemrosesan makanan.

Bahan kimia lainnya, yaitu 1,3-diaminourea (karbohidrazida), dietilhidroksilamin (DEHA), asam nitriloasetat (NTA), asam etilendiamintetraasetat (EDTA), and *hydroquinone*.

Akan tetapi, proses-proses ini memerlukan biaya investasi dan operasional yang sangat besar dan juga membutuhkan ruang yang cukup besar. Penggunaan bahan kimia juga membutuhkan penanganan yang serius dan penyimpanan yang tepat berkaitan dengan dampaknya yang dapat mencemari lingkungan dan membayakan sekitar. Pemisahan oksigen terlarut dari air dengan penggunaan bahan kimia juga menimbulkan efek negatif, misalnya dapat meningkatkan total padatan terlarut (*Total Dissolved Solid/ TDS*) pada air yang diolah, yang dapat menyebabkan terbentuknya kerak (*scaled*) pada sistem perpipaan *boiler* yang dapat menghambat laju perpindahan panas.

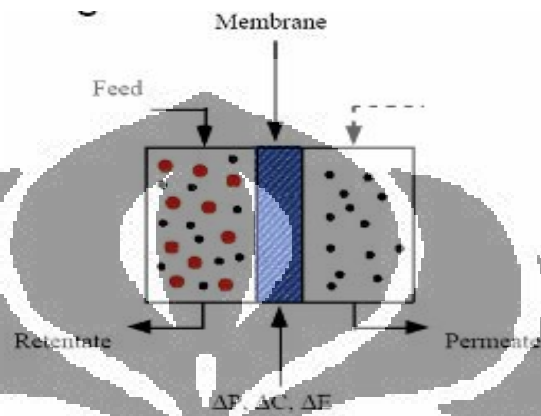
Untuk mengatasi masalah tersebut, digunakan cara alternatif yaitu dengan teknologi membran. Membran digunakan sebagai media kontak antara oksigen dengan *sweep gas* dan udara vakum sekaligus sebagai media pemisah antara air dengan *sweep gas* dan udara vakum sehingga oksigen yang ada di dalam air akan terdifusi ke dalam *sweep gas*.

2.2. Membran

Secara umum membran didefinisikan sebagai suatu penghalang selektif diantara dua fase, dimana suatu spesies molekul dapat melalui membran sedangkan spesies molekul lainnya tidak, baik dikarenakan sifat membran, ukuran pori membran, sifat molekul, maupun sifat membran itu sendiri (Mulder, 1997). Laju perpindahan molekul pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya didalam membran dan dikarenakan adanya pemicu (*driving force*).

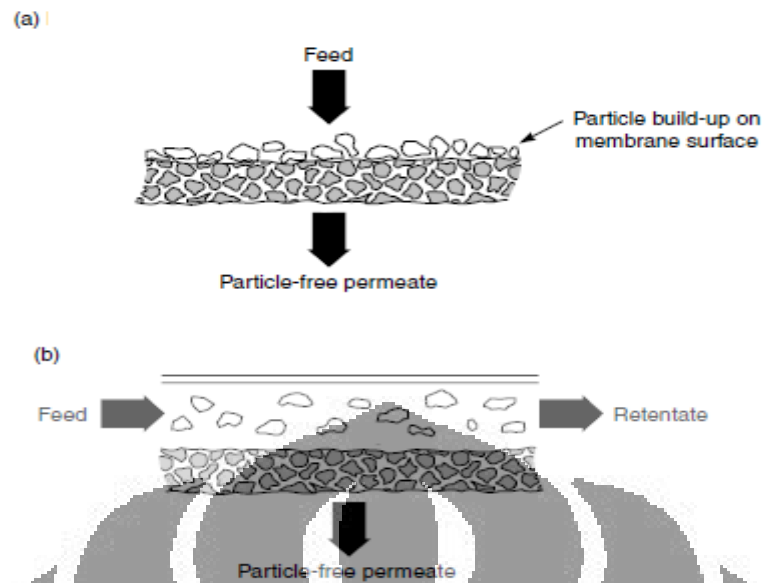
Driving force ini dapat disebabkan adanya perbedaan tekanan, temperatur, konsentrasi maupun potensial listrik diantara fluida pada bagian luar membran dengan fluida pada bagian dalam membran seperti ditunjukkan pada Gambar 2.3. Besarnya laju perpindahan masa komponen-komponen yang akan dipisahkan

proporsional terhadap besar *driving force* yang ada. Faktor yang memengaruhi permeabilitas membran adalah konsentrasi dan mobilitas komponen dalam suatu membran dan juga ketebalan membran tersebut. Semakin tebal membran maka tahanan terhadap perpindahan masa akan semakin besar sehingga laju permeasi menjadi rendah.



Gambar 2. 2. Perpindahan Massa pada Membran

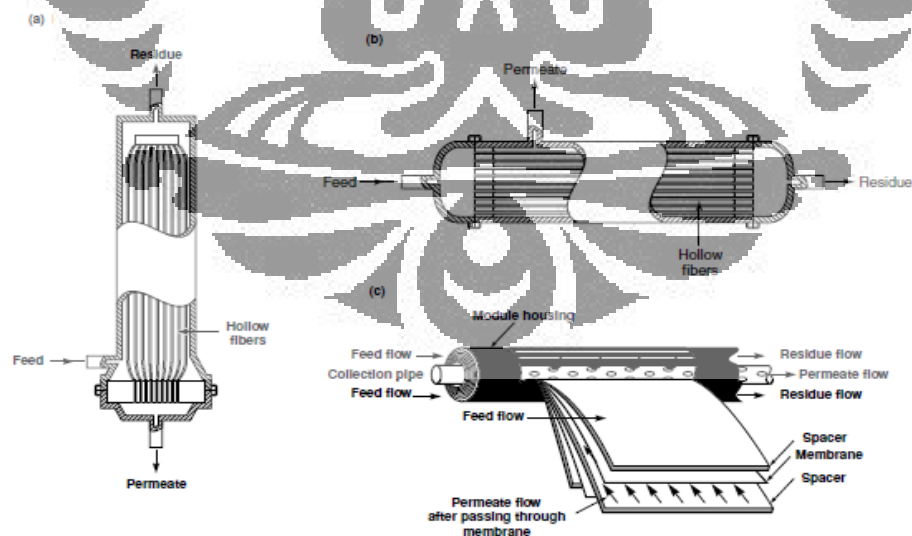
Jenis aliran umpan yang melalui membran secara umum dibedakan menjadi dua yaitu aliran *cross flow* dan aliran *dead end* seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.4. Aliran *cross flow* terjadi jika aliran umpan sejajar dengan permukaan membran. Aliran ini paling sering digunakan di industri karena lebih fleksibel dan rentan waktu pencucian membran lebih lama. Aliran *dead end* adalah jenis aliran dimana aliran umpan tegak lurus terhadap membran dan tidak terdapat aliran keluaran partikel yang tertolak oleh membran sehingga menyebabkan akumulasi pada permukaan membran (pembentukan *cake*) yang semakin lama semakin tebal. Hal ini mengakibatkan laju permeasi akan berkurang.



Gambar 2. 3. Skema Aliran Membran (a) dead-end dan (b) cross flow (Baker, 2004)

2.2.1. Modul Membran

Salah satu penyebab proses separasi membran menjadi semakin marak adalah pengembangan metode untuk menghasilkan luas permukaan membran maksimal dengan membuat modul membran ekonomis, seperti ditunjukkan pada Gambar 2.5 yaitu modul *hollow-fine-fiber*, *capillary-fiber* dan *spiral-wound*.



Gambar 2. 4. Konfigurasi Modul Membran (Baker, 2001)

(a) Hollow Fiber-Shell Side Feed (b) Capillary Fiber-Bore Side Feed (c) Spiral Wound

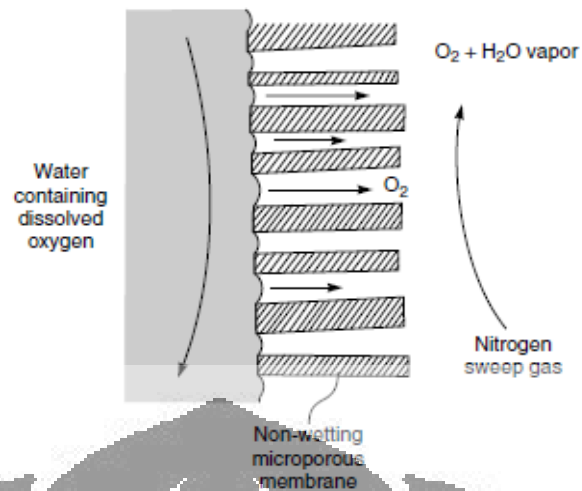
Modul *Tubular* dan *plate-and-frame* juga dikembangkan, tetapi karena biaya pembuatan yang besar, penggunaan modul ini terbatas pada skala kecil atau aplikasi khusus. Karakteristik jenis-jenis modul ini dirangkum dalam Tabel 2.1.

Tabel 2. 1. Karakteristik Modul Membran (Baker, 2001)

Jenis Modul	Luas Permukaan Modul (m²)	Karakteristik
Hollow Fiber	300-600	Biaya per m ² relatif rendah, mudah terkontaminasi, hanya cocok untuk fluida yang bersih
Capillary Fiber	50-150	Cocok untuk aplikasi pada proses bertekanan rendah (< 200 psi) ketahanan terhadap fouling cukup baik, dapat dicuci dengan backflushed, sangat penting digunakan pada proses ultrafiltrasi (UF) dan mikrofiltrasi (MF)
Spiral Wound	20-40	Biasanya digunakan pada proses RO, penggunaan pada separasi gas dan UF semakin meningkat
Tubular Plate dan Frame	5-10	Biaya pembuatan tinggi

2.3. Kontaktor Membran

Kontaktor membran adalah suatu alat yang digunakan untuk proses perpindahan massa gas-cair atau cair-cair tanpa terjadinya dispersi antar fase (Gabelman, 1999). Pada kontaktor membran, membran berfungsi sebagai antarmuka antara dua fase, tetapi tidak mengontrol laju perpindahan *permeate* yang melewati membran (Baker, 2004). Penggunaan membran sebagai kontaktor pada proses deoksigenasi air ditunjukkan pada Gambar 2.5.



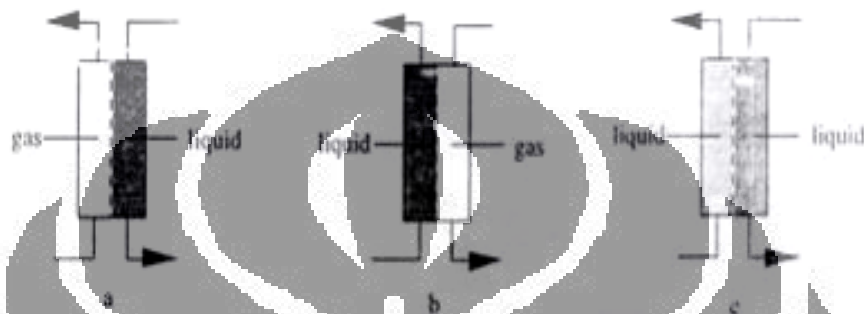
Gambar 2. 5. Aplikasi Kontaktor Membran pada Deoksigenasi Air
(Baker, 2004)

Kontaktor membran sangat efektif untuk memisahkan atau menambahkan gas ke dalam air. Dengan disain kontaktor yang baik maka dapat memaksimalkan koefisien perpindahan massa, dan juga dapat menurunkan *pressure drop*. Fungsi utama dari kontaktor membran pada proses perpindahan massa adalah (Sengupta, 1998):

1. Memperbesar luas permukaan kontak dengan membran yang sama sehingga perpindahan massanya menjadi besar.
2. Menjaga agar fase gas-cair tidak bergerak didalam permukaan membrane berpori karena efek kombinasi tegangan permukaan dan adanya perbedaan tekanan.

Secara umum membran tidak meningkatkan perpindahan massa tapi meningkatkan luas area per volume. Kolom disperse diketahui memiliki luas area per volume sekitar $1-10 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$. *Packed and tray column* memiliki luas area per volume sekitar $10-100 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$. Sedangkan kolom agitasi mekanik memiliki luas area per volume sekitar $50-100 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ dan dengan menggunakan membran luas area per volumenya dapat mencapai $500- 2000 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ (Sari, 2007). Kelebihan lainnya adalah dapat mengeliminasi *flooding*, *unloading*, dan fase yang terdispersi (<http://www.cheresources.com>, 2009). Akan tetapi ketidakstabilan sistem ini dapat menjadi masalah, misalnya saja jika tekanan yang diberikan melebihi kemampuan membran, maka membran akan rusak dan fluida akan bercampur.

Suatu perbedaan fase gas-cair (G-L) dan cair-cair (L-L) akan terbentuk dalam kontaktor membran dan akan terpisah secara baik oleh kontaktor membran. Dalam (L-L) semua fase adalah cairan, sedangkan dalam (G-L) kontaktor satu fase yaitu gas atau uap dan fase lain adalah cairan. Kontaktor membran G-L dapat mengatur proses gas atau uap yang akan dipindahkan dari fase cair ke fase gas. Gambar 2.6 adalah variasi kontaktor membran.

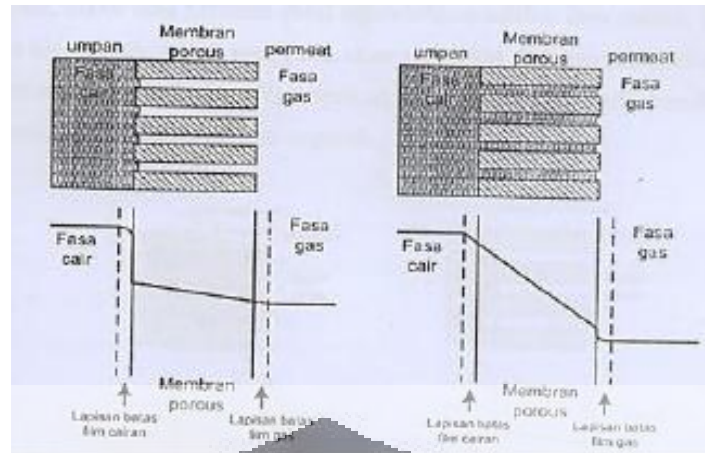


Gambar 2. 6. Variasi Kontaktor Membran

a. Kontaktor Gas-Cair; b. Kontaktor Cair-Gas; c. Kontaktor Cair-Cair
(Mulder, 2000)

2.3.1. 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 gas ke fase gas. Gambar 2.7 menunjukkan kontaktor gas-cair membran tak terbasahi (bagian kiri) dan kontaktor gas-cair membran terbasahi (bagian kanan).



Gambar 2. 7. Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fase Cair (kiri) dan dengan Fase Cair (kanan). Perbedaan Konsentrasi Ditunjukkan pada Gambar Bagian Bawah (Mulder, 2000)

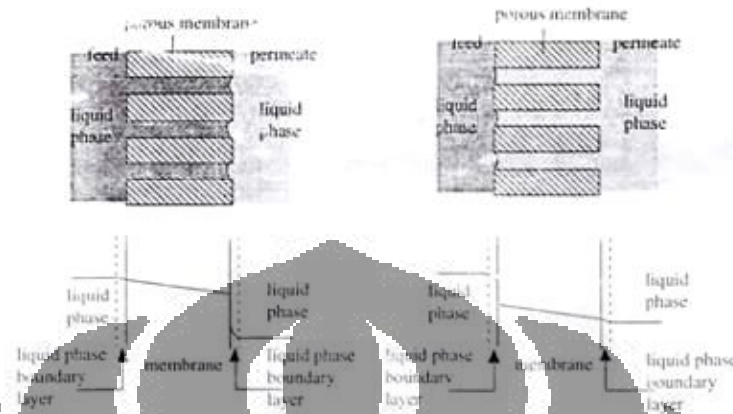
Jika menggunakan membran hidrofobik, maka bahan membran dapat berupa politetrafluoroetilen, polietilen, maupun polipropilen dimana membran tidak menyerap air. Bagian membran berpori akan terisi oleh fase gas. Cairan akan dicegah membasahi membran karena tekanan dari cairan tidak akan melebihi tekanan dari membran. Jika membran hidrofilik dipakai sebagai fase cairnya, maka membran akan terbasahi oleh cairan.

Kontaktor membran ini juga dapat dipakai untuk perpindahan oksigen dari sistem fermentasi, *aerobic waste water treatment*, dan lain-lain selain untuk oksigenasi darah. Pada kasus ini, fase umpan dan fase membran adalah fase gas dan fase permeat adalah fase cair. Ketika oksigen dipindahkan dari air dengan proses desorpsi menggunakan nitrogen, fase umpan adalah fase cair dan fase permeate adalah fase gas.

2.3.2. Kontaktor Membran Cair-Cair

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

sisi permeat, aliran air akan dipompakan tapi tidak membasahi membran dan tidak akan tercampur dengan pelarut organik. Gambar 2.8 menunjukkan kontakor cair-cair membran terbasahi (bagian kiri) dan tidak terbasahi (bagian kanan).



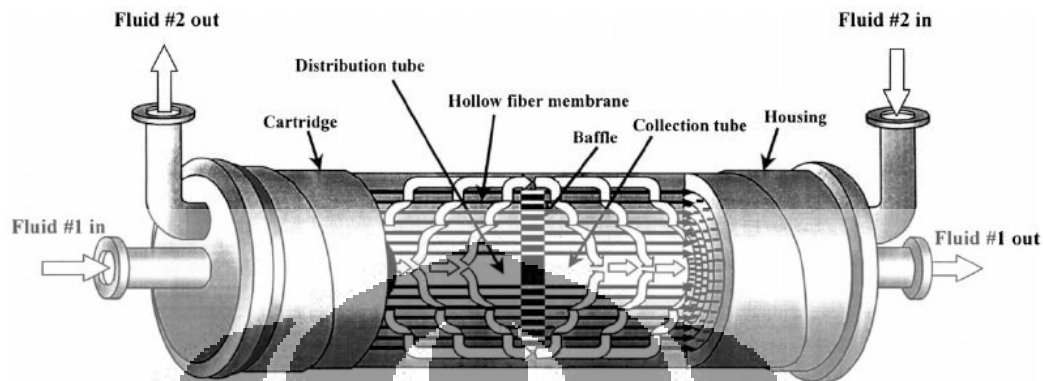
Gambar 2. 8. Kontakor Membran Cair-Cair dengan Fase Umpan Membasahi Membran (kiri) dan Tidak Mebasahi Membran (kanan)
(Mulder, 2000)

2.3.3. Kontakor Membran Serat Berongga (*Hollow Fiber Membrane Contactor, HFMC*)

Kontaktor membran serat berongga merupakan teknologi proses membran yang relatif baru. Modul membran diisi dengan membran serat berongga. Kontakor membran serat berongga, yang memiliki struktur seperti Gambar 2.9, menggunakan membran serat berongga (*hollow fiber*) sebagai pemisah antar fase satu dengan fase lainnya.

Modul membran serat berongga mirip dengan modul kapiler tetapi memiliki perbedaan dimensi. Struktur serat didalam modul yang asimetrik memiliki diameter dalam sekitar 42 mikron (0,0016 inci) dan diameter luar sekitar 85 mikron (0,0033 inci). Jutaan serat ini dibentuk menjadi bundel dan dilipat setengah dengan konfigurasi kerapatan pengepakan yang tertinggi hingga mencapai $30.000 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Distributor air umpan berupa tube plastik terperforasi (*perforated plastic tube*) dimasukkan kedalam 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 inci) dan diameter 15-30 cm (6-12 inci). Keseluruhan dari penggabungan ini disebut permeator.



Gambar 2. 9. Kontaktor Membran Serat Berongga
(Gabelman, 1999)

Seperti ditunjukkan pada Gambar 2.9, modul dilengkapi dengan baffle yang memberikan dua keuntungan tambahan. Pertama, baffle dapat meningkatkan efisiensi penyisihan dengan meminimalisasi bypassing pada bagian selongsong. Kedua, memberikan kecepatan yang diinginkan pada fluida di permukaan membrane sehingga menaikkan nilai koefisien perpindahan massa (Gabelman & Hwang, 1999).

Keunikan dari kontaktor membran serat berongga adalah menggunakan membran yang tidak selektif dan non-dispersif sehingga tidak mempengaruhi koefisien partisi dimana perbedaan konsentrasi merupakan *driving force* yang paling besar pengaruhnya dalam separasi dibandingkan dengan perbedaan tekanan. Oleh karena itu hanya diperlukan perbedaan tekanan yang kecil pada membran untuk membuat *interface* gas-cair berada tetap tidak bergerak pada mulut pori.

Fungsi utama membran dalam kontaktor membran serat berongga adalah untuk menciptakan luas permukaan kontak yang besar didalam modul sehingga perpindahan masa yang terjadi lebih efisien dan untuk membuat fase kontak gas cair pada pori membran tidak bergerak dengan kombinasi efek tegangan permukaan dan perbedaan tekanan pada tiap fase.

Karena proses dengan kontaktor membran ini adalah non-dispersif maka tidak ada ketergantungan antara fluida-fluida yang dikontakkan. Ini merupakan salah satu kelebihan proses dalam menggunakan kontaktor membran serat berongga.

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

1. Laju alir fase gas dan cairan dapat dikontrol secara terpisah karena sistem kontak bersifat *non-dispersif*.
2. Tidak seperti proses separasi konvensional, tidak diperlukan perbedaan densitas antar fluida karena kontaktor membran dapat mengakomodir fluida dengan densitas yang sama dan sekaligus dapat dioperasikan pada berbagai orientasi (vertikal atau horizontal dan searah atau berlawanan arah).
3. Tidak terjadi pembentukan emulsi (*foaming*) karena tidak ada dispersi antar fluida.
4. Luas permukaan yang ada tidak mempengaruhi variasi laju alir (baik tinggi maupun rendah) karena kedua aliran tidak bergantung satu sama lain. Hal ini merupakan suatu kelebihan yang vital dalam proses industri ketika rasio pelarut terhadap umpan yang diperlukan sangat tinggi ataupun sangat rendah. Jika kondisi yang sama diterapkan dalam kolom berpacking maka dapat terjadi flooding pada saat laju alir gas terlalu tinggi relatif terhadap laju alir air. Sebaliknya pada saat laju alir gas terlalu rendah relatif terhadap laju alir air maka akan dapat terjadi *unloading*.
5. Efisiensi yang diperoleh lebih tinggi (dengan pengukuran HTU-*Height of Transfer Unit* yang rendah).
6. Luas permukaan kontak yang lebih banyak dari pada separasi konvensional, kira-kira dapat memberikan luas permukaan 30 kali lebih besar dari pada gas absorber dan 500 kali lebih besar dari pada kolom ekstraksi cair-cair.
7. Penskalaan hasil lebih linier sehingga peningkatan kapasitas dapat diprediksi secara sederhana dengan hanya menambahkan modul membran

(dibatasi oleh spesifikasi peralatan pendukung seperti pompa transfer, perpipaan dan lain-lain).

8. Tidak terjadi pemborosan pelarut sehingga efisien dan efektif dalam pemanfaatan pelarut.
9. Luas permukaan kontak dapat diketahui jumlahnya dan cenderung konstan sehingga prediksi performansi lebih mudah dilakukan daripada separasi konvensional. Selain itu pada kontaktor dispersi luas permukaan kontak sulit ditentukan karena distribusi gelembung atau ukuran droplet bergantung pada kondisi operasi dan sifat fluida yang mana menyulitkan dalam perhitungan perpindahan masa seperti menentukan koefisien perpindahan masa dan luas permukaan kontak gabungan (k_{GA} , k_{LA}). Jika menggunakan kolom berpacking luas permukaan kontak perunit volum mungkin dapat diketahui namun terkadang sulit untuk menentukan *loading* seperti seberapa besar fraksi aktual yang dapat digunakan dari permukaan kontak yang ada.
10. 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 (*remove*) sehingga reaksi kesetimbangan akan bergeser ke arah kanan.
11. Kondisi operasi bebas mikroba (*aseptic operation*) mungkin dapat diterapkan dimana menguntungkan untuk proses seperti fermentasi.
12. Kontaktor membran tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaannya.
13. Disain 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.

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

1. Membran memiliki umur tertentu sehingga biaya periodik pengantian membran juga perlu diperhitungkan.
2. Hanya dapat beroperasi pada rentang temperatur yang tidak terlalu tinggi karena dapat merusak membran khususnya membran polimer.
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. Tipe pengotor dibedakan menjadi tiga (Mulder, 2000) : Endapan organik (makromolekul, zat-zat biologis dan lain-lain), endapan anorganik (garam kalsium, hidroksi logam dan lain-lain) dan partikulat Untuk mengatasi *fouling* pada membran dapat digunakan metode koagulasi dan *backwash*.
5. Tidak tahan terhadap kondisi yang terlalu asam atau basa khususnya membran polimer.
6. 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 diturbuliskan.
7. Pemakaian adhesif atau perekat seperti epoksi untuk menahan buntelan *fiber* pada *tube* kemungkinan mudah rusak oleh pelarut organik.
8. Serat berongga merupakan teknologi yang saat ini tergolong baru sehingga penelitian yang telah dilakukan terhadap serat berongga jauh lebih sedikit dibandingkan jenis membran lain. Oleh karena itu, penelitian lebih jauh akan dilakukan di masa yang akan datang karena potensi yang dimiliki serat berongga (www.cheresources.com, 2010).

Berikut ini adalah aplikasi kontaktor membran serat berongga yang disajikan pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 2. Aplikasi Kontaktor Membran Serat Berongga (Kartohardjono, 2004)

Aplikasi	Aliran fluida	Bahan Membran	Laju Pengontrol Proses	Aplikasi di Industri
Oksigenasi air	Selongsong:air Lumen:gas/udara	Pori mikro - hidrofobik	Lapisan cairan	Pengolahan air limbah
Deoksigenasi air	Selongsong : air Lumen: N ₂ /vakum	Pori mikro – hidrofobik, atau membran berat	Lapisan cairan	Pabrik Pembangkit Tenaga, Semikonduktor, Makanan, Farmasi
Absorpsi gas	Selongsong: air/larutan encer Lumen: gas	Pori mikro- hidrofobik	Lapisan cairan	Penyisihan gas Asam dari gas alam
Oksigenasi darah	Selongsong: darah Lumen: oksigen	Pori mikro- hidrofobik	Lapisan cairan	Dunia kedokteran
Bioreaktor membran untuk pengolahan limbah	Selongsong: Air/desikan cair Lumen:gas/udara	Pori mikro- Hidrofobik atau Membran berat	Lapisan cairan	Pengolahan air Limbah

2.4. Desorpsi Oksigen pada 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 :

- Dengan menggunakan gas penyapu (*sweep gas*) untuk mengurangi kandungan senyawa tertentu.

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

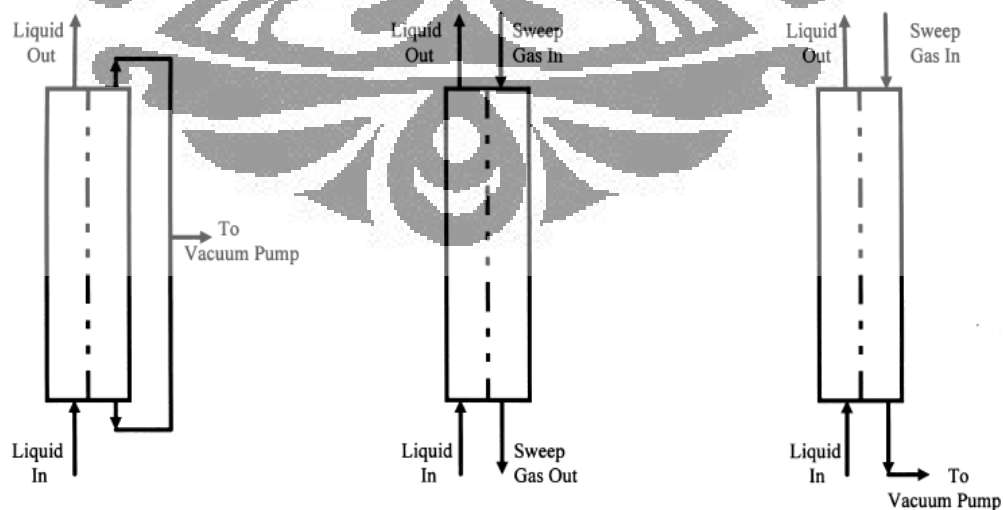
- Dengan menggunakan vakum

Biasanya untuk mendapatkan hasil yang optimum vakum ditempatkan pada kedua ujung modul dimana semua gas yang terlarut dapat dihilangkan pada saat yang bersamaan.

- Kombinasi dari kedua cara diatas.

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 saat yang bersamaan.

Untuk metode gas penyapu atau kombinasi antara gas penyapu dan vakum, aliran berlawanan arah antara gas dan cairan (air) memberikan penyisihan yang paling efisien. Secara umum, kontaktor dapat diposisikan secara vertikal ataupun horizontal, yang merupakan salah satu kelebihan dari teknologi ini. Skematik aliran untuk tiap kontaktor membran untuk ketiga metode *stripping* di atas ditunjukkan oleh Gambar 2.10.



Gambar 2. 10. Metode Penghilangan Gas

(a) Operasi vakum (b) Operasi Gas penyapu (c) Gabungan (Sengupta, 1998)

Kelebihan dari *vacuum stripping* adalah semua gas terlarut dipisahkan atau dihilangkan secara bersamaan, tetapi untuk mencapai tingkat penyisihan yang tinggi, dibutuhkan tingkat vakum yang sangat tinggi. Metode dengan gas penyapu, yang menggunakan gas penyapu bersifat inert seperti nitrogen atau argon untuk memisahkan atau menghilangkan unsur target (contoh: O₂), cukup efisien dalam proses penyisihan, tetapi memiliki kecenderungan berdifusinya gas penyapu ke dalam air.

Metode kombinasi memberikan tingkat penyisihan yang tinggi tetapi menggunakan gas penyapu yang lebih sedikit dan tetap mempertahankan kandungan gas terlarut yang rendah dalam produk air. Metode kombinasi memiliki kelebihan lainnya, yaitu dengan mengatur tingkat vakum dan laju alir gas penyapu dengan tepat, dapat ditambahkan suatu unsur ke dalam air bersamaan dengan menghilangkan unsur lainnya dari air. Sebagai contoh, dapat digunakan CO₂ sebagai gas penyapu pada metode kombinasi untuk menghilangkan oksigen dan dengan pengaturan yang tepat terhadap tingkat vakum, secara bersamaan mengatur tingkat penambahan CO₂ ke dalam air.

2.4.1. Studi Perpindahan Massa pada Kontaktor Membran Serat Berongga dalam Proses Stripping Gas Oksigen dari Air.

Transfer massa oksigen terlarut dari air pada sisi shell (*shell-side*) menuju sisi gas (*gas-side*) di dalam fiber lumen kontaktor membran gas/cairan terjadi dalam tiga tahap penting yaitu :

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

Perpindahan gas terlarut dari fase cair ke fase 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 fase cair.

Pada membran serat berongga hidrofobik berpori mikro, gaya penggerak perpindahan untuk perpindahan oksigen dalam proses desorpsi dengan pompa vakum berasal dari perbedaan konsentrasi oksigen diantara fase cair dan fase gas melalui membran dan pori yang memberikan area permukaan kontak antara vakum dan fase cair. Jika ukuran pori sangat kecil (lebih kecil dari 0,1 mikron) pori dapat tetap kering dan hanya terisi oleh gas (*gas filled*) baik gas terlarut maupun gas penyapu (jika menggunakan gas penyapu seperti nitrogen). Pada kesetimbangan tekanan parsial dalam fase gas yang disebut P , yang berhubungan dengan konsentrasi oksigen dalam fase gas pada serat yang disebut C^* dan konstanta hukum Henry (H) seperti pada Persamaan 2.1, dimana :

$$H = \frac{P}{C^*} \quad (2.1)$$

Untuk operasi tunak fluks oksigen, N , yang melewati membran dapat dihitung dengan Persamaan 2.2 sebagai berikut :

$$N = K(C^* - C_L) \quad (2.2)$$

Dimana K adalah koefisien perpindahan massa keseluruhan yang berhubungan dengan pertahanan perpindahan individual.

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{Hk_G} + \frac{1}{Hk_m} + \frac{1}{Hk_L} \quad (2.3)$$

Karena membran serat berongga bersifat hidrofobik sehingga pori-porinya kering dan terisi oleh gas, maka perpindahan oksigen melalui membran terjadi secara difusi fase gas yang mendekati 10^4 kali lebih cepat dari difusi fase cair. Dimana kontribusi relatif tahanan lapisan gas ($1/Hk_G$) dan tahanan membran ($1/Hk_m$) pada Persamaan 2.3 menjadi sangat kecil sehingga dapat disederhanakan menjadi Persamaan 2.4 seperti berikut:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_L} \quad (2.4)$$

Dimana perpindahan gas dibatasi oleh laju difusi oksigen dari dalam air ke fase gas yang berada dalam membran.

J merupakan fluks massa dengan satuan $\text{scm}^3/\text{min}/\text{cm}^2$ yang diperoleh dari Persamaan 2.5.

$$J = \frac{Q}{A} \quad (2.5)$$

dimana Q merupakan laju alir volumetrik gas yang diperoleh dari data yang tertera di *Mass Flow Meter* dengan satuan scm^3/min yang selanjutnya dikonversi menjadi satuan mol/min dengan $1 \text{ mol} = 22,4 \text{ L}$. Sementara A merupakan luas permukaan membran dalam m^2 .

Untuk menghitung nilai koefisien perpindahan massa (k), digunakan Persamaan 2.6.

$$k = \frac{J}{\Delta C} \quad (2.6)$$

dimana 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 umumnya dianalisis menggunakan korelasi perpindahan massa. Untuk aliran diluar yang melewati membran serat berongga, korelasi perpindahan massa yang digunakan adalah $Sh = a \cdot Re^b \cdot Sc^c$. Dimana Sh , Re , dan Sc berturut-turut adalah bilangan *Sherwood*, *Reynold* dan *Schmidt*. a , b dan c merupakan konstanta empiris. Persamaan untuk ketiga bilangan tanpa dimensi diatas dirumuskan pada Persamaan 2.7, 2.8, 2.9.

$$Sh = \frac{k_L \cdot d_e}{D} \quad (2.7)$$

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.8)$$

$$Sc = \frac{v}{D} \quad (2.9)$$

dimana,

k_L = koefisien perpindahan massa (m/s)

d_e = diameter ekivalen kontaktor (m)

v_L = kecepatan linear air (m/s)

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

ν = viskositas kinematik fase cair (m^2/s)

ρ = densitas fluida cair (kg/m^3)

μ = viskositas air masuk kontaktor membran (kg/ms)

Dalam aliran fluida serat berongga, bentuk korelasi perpindahan massa ditunjukkan dalam Persamaan 2.10 berikut:

$$Sh = f(\varphi).Re^\alpha.Sc^\beta \quad (2.10)$$

2.4.2. Studi Hidrodinamika Air pada Kontaktor Membran Serat Berongga

Hidrodinamika merupakan pembelajaran mengenai sifat atau kondisi fluida pada saat fluida tersebut bergerak. Pada penelitian ini kinerja dari membran dipengaruhi oleh faktor-faktor yang berhubungan dengan hidrodinamika, yaitu faktor friksi, penurunan tekanan dan bilangan Reynold.

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 Reynold, yang sesuai dengan Persamaan 2.8 berikut:

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.8)$$

dimana:

d_e = 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 *pressure drop* (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 adalah seperti Persamaan 2.11.

$$f = \frac{\varepsilon (D_0^2 - D_i^2) \Delta P}{4 d_0 L_f (1/2) \rho v^2} = \frac{d_e \Delta P}{4 L_0 (1/2) \rho v^2} \quad (2.11)$$

dimana L_f adalah panjang serat membran.

Menurut literatur, faktor friksi untuk aliran laminar ($Re < 4.000$) dapat dirumuskan seperti pada Persamaan 2.12.

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.12)$$

Sedangkan untuk aliran turbulen ($4.000 < Re < 100.000$), persamaan faktor friksi yang digunakan adalah seperti pada Persamaan 2.13.

$$f = \frac{0.0791}{Re^{(1/4)}} \quad (2.13)$$

Perpindahan momentum dapat dipelajari dari faktor friksi, f yang didefinisikan secara berbeda untuk koefisien perpindahan massa. Persamaan yang digunakan adalah Persamaan 2.14.

$$F = Aw(0,5.\rho.v^2).f \quad (2.14)$$

dimana:

f = gaya friksi

Aw = luas permukaan yang terbasahi dan ρ adalah densitas fluida

Selanjutnya, diameter ekivalen, d_e , dapat dihitung dari persamaan 2.15.

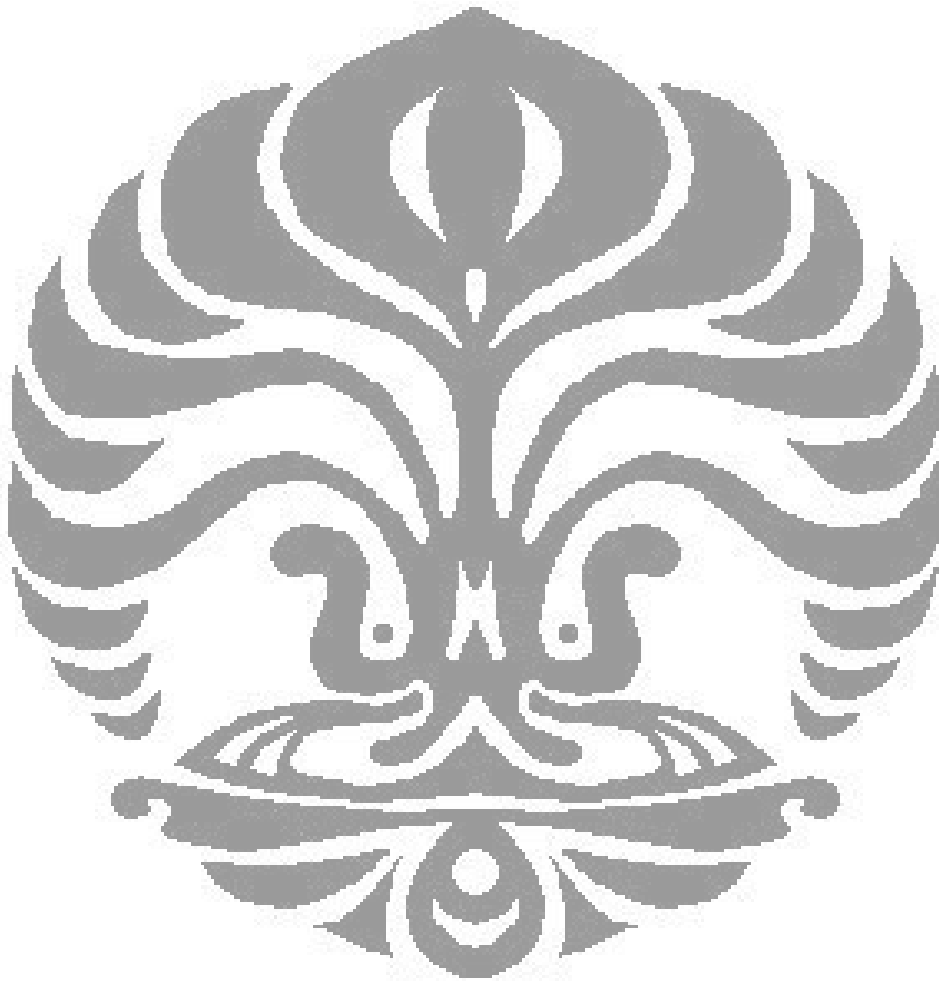
$$d_e = \frac{d_p^2 - N.d_f^2}{d_p + N.d_f} \quad (2.15)$$

dimana

N = jumlah serat dalam modul

d_f = diameter serat membran (m)

d_p = diameter selongsong modul (m)

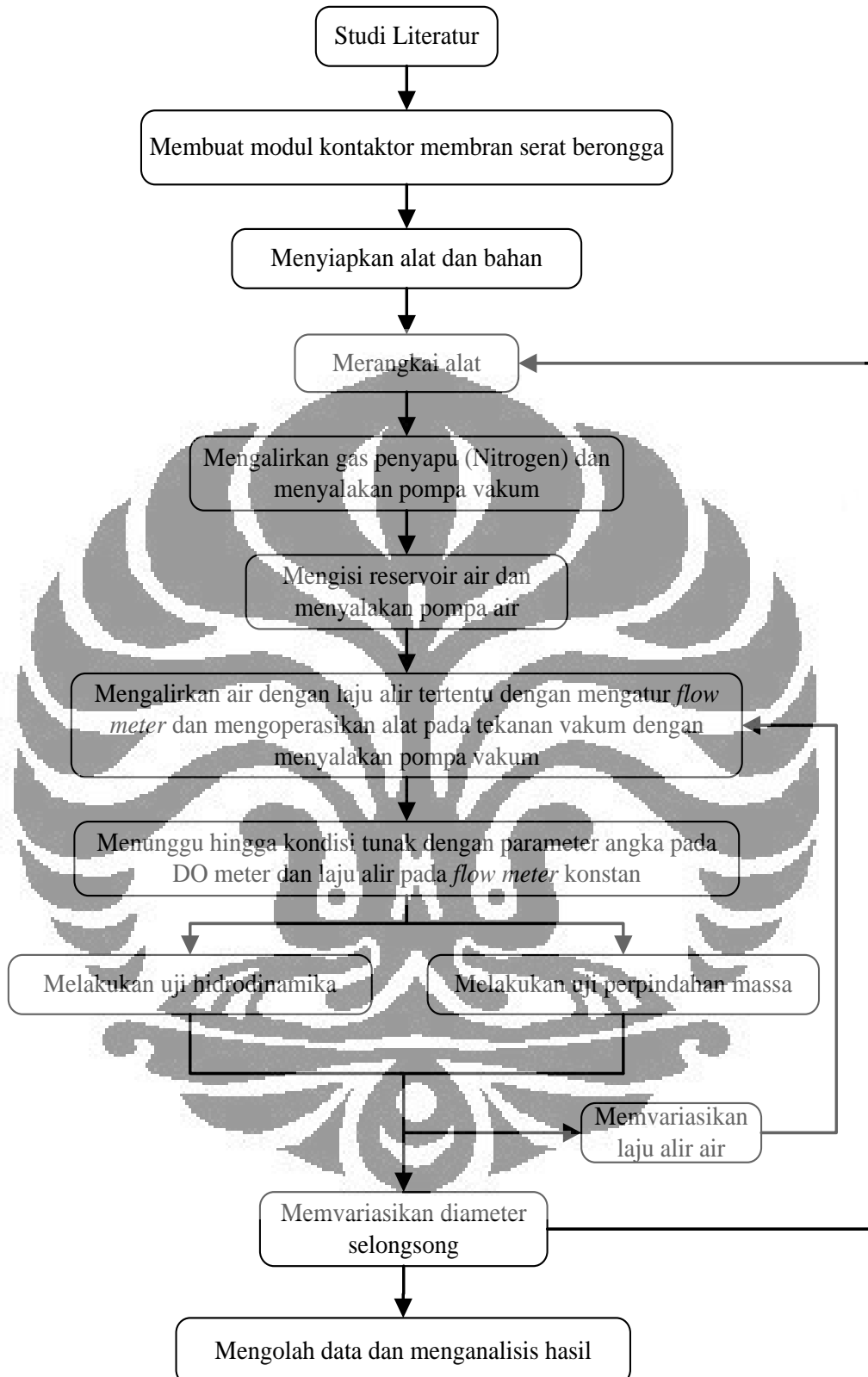


BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1. Diagram Alir Penelitian

Penyisihan oksigen terlarut dari air bertujuan untuk mengurangi kadar oksigen terlarut yang dapat menyebabkan berbagai macam kerugian seperti korosi pada perpipaan industri dan pertumbuhan senyawa tertentu pada produk. Pada penelitian ini, proses desorpsi oksigen dilakukan dengan menggunakan kontaktor membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*) yang digunakan sebagai media pengontak antara fase gas dan fase cair tanpa menyebabkan dispersi antara kedua fase.

Penelitian ini akan dilakukan di Laboratorium Proses Intensifikasi lantai 2 Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia. Secara garis besar, penelitian ini dibagi menjadi empat bagian utama, yaitu studi literatur, pembuatan modul kontaktor, perangkaian alat, pengujian kinerja kontaktor, serta pengolahan data dan analisis hasil. Diagram alir penelitian ini diperlihatkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3. 1. Diagram Alir Penelitian

3.2. Alat dan Bahan

Alat dan bahan yang digunakan adalah:

- Tangki reservoir air, sebagai tempat menampung air yang akan dideoksigenasi.
- Pompa, 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

- Membran serat berongga polipropilena, sebagai media pengontak air dan nitrogen.

Material : Polipropilena
 Ukuran pori : 0,2 μ m
 Ukuran modul

- Panjang serat : 43 cm
- Diameter serat : 2 mm
- Jumlah serat : 10 buah
- Diameter modul : 12 mm, 16 mm, dan 19 mm

- Pompa vakum, digunakan untuk memberi keadaan vakum pada sistem atau menarik gas N₂.

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

- DO meter, untuk mengukur konsentrasi oksigen terlarut dan temperatur air sebelum dan sesudah dilewatkan pada kontaktor.

Produksi : Insite IG

Model : model 3100

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

Tipe : Lutron PM-9100 HA

- *Mass Flow Meter*, untuk mengukur laju alir gas N₂.

Produksi : Omega Engineering Inc

Model : FMA-5605-ST

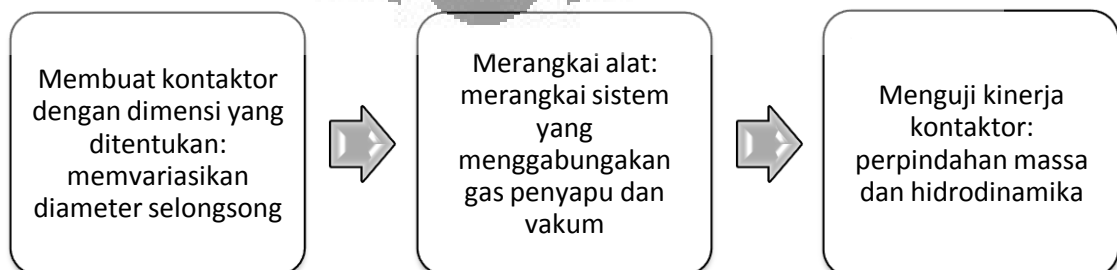
Range : 0-200

Tekanan maks : 500 psig

- Pipa kaca atau *acrylic*, sebagai selongsong kontaktor membran.
- Pipa PVC, sebagai penghubung antara reservoir dengan modul serat berongga sehingga pelarut mengalir melalui pipa ini.
- Lem *epoxy*, digunakan sebagai perekat dalam pembuatan modul.
- *Liquid Flow Meter*, untuk mengukur laju alir air.
- Air, sebagai umpan.
- Gas N₂, sebagai gas penyapu.

3.3. Prosedur Penelitian

Pada tahap ini, tiga langkah utama yang dilakukan adalah membuat modul kontaktor, mengonstruksi rangkaian alat keseluruhan, dan melakukan uji kinerja kontaktor. Prosedur utama yang dilakukan pada penelitian ini digambarkan pada Gambar 3.2.



Gambar 3. 2. Alur Prosedur Penelitian

Eksperimen yang dilakukan adalah mendesorpsi oksigen terlarut dari dalam air ke dalam gas penyapu yang ditarik dengan vakum melalui kontaktor membran serat berongga. Prosedur pada Gambar 3.2 akan digunakan untuk mengetahui pengaruh diameter selongsong modul dan variasi laju alir air terhadap kinerja kontaktor melalui performa perpindahan massa dan penurunan tekanan air yang terjadi di dalam kontaktor. Aliran air yang mengandung oksigen terlarut akan dilewatkan melalui sisi selongsong (*shell side*) sedangkan aliran gas penyapu akan dilewatkan melalui sisi dalam serat (*lumen side*) dari kontaktor yang digunakan.

Pada uji perpindahan massa, air dari tangki reservoir dipompakan menuju modul kontaktor. Air akan melalui *shell side* modul dan akan diukur kandungan atau 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. Prosedur yang sama juga dilakukan untuk uji hidrodinamika. Pada uji hidrodinamika, perbedaan tekanan air diukur sebelum dan sesudah melewati modul kontaktor.

Setelah melakukan uji kinerja kontaktor, diperoleh data percobaan dari pembacaan nilai pada alat ukur yang digunakan dalam percobaan. Nilai yang tertera pada DO meter adalah data kandungan oksigen terlarut dan temperatur operasi pada air sebelum dan setelah melewati modul kontaktor, pada *liquid flow meter* merupakan laju alir air, pada *mass flow meter* merupakan laju alir gas penyapu. Sementara itu, nilai penurunan tekanan sepanjang kontaktor diukur dengan manometer digital.

Parameter perpindahan massa dilihat dari perubahan konsentrasi oksigen terlarut dalam air, saat sebelum melewati kontaktor membran dan saat setelah keluar kontaktor membran. Sedangkan properti hidrodinamika yang dijadikan parameter performa modul kontaktor membran adalah penurunan tekanan dan friksi yang terjadi di sepanjang modul kontaktor. Data yang diperoleh kemudian diolah dan dianalisis untuk menghasilkan nilai koefisien perpindahan massa dan menarik hubungannya dengan aspek hidrodinamika seperti bilangan Reynold maupun faktor friksi.

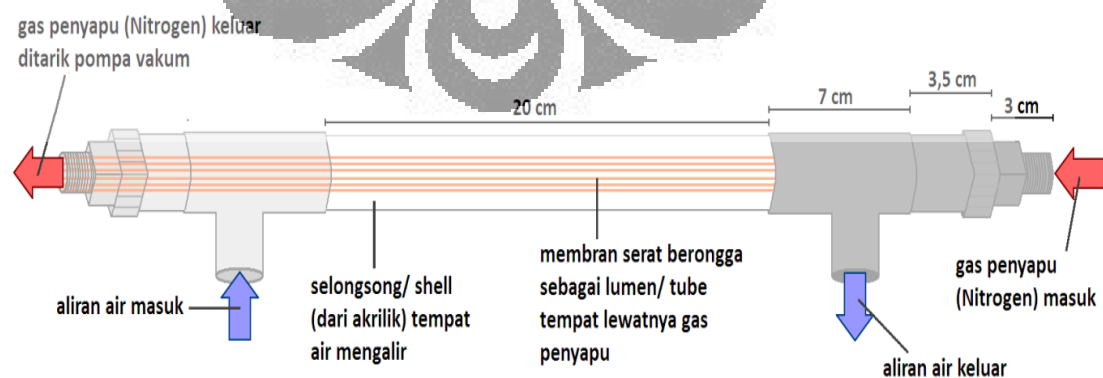
3.3.1. Pembuatan Modul Kontaktor

Pada penelitian ini akan dibuat tiga buah kontaktor dengan diameter modul yang berbeda-beda. Modul kontaktor membran serat berongga akan dibuat menyerupai bentuk selongsong dan tabung (*shell and tube*). Selongsong akan dibuat dari kaca *acrylic* dan sisi lumen merupakan kumpulan serat-serat yang direkatkan dengan menggunakan lem *epoxy*.

Membran serat berongga yang digunakan pada penelitian ini dibuat dengan spesifikasi sebagai berikut:

1. Membran terbuat dari bahan polipropilen dengan tipe serat berongga
2. Ukuran pori membran $0.2 \mu\text{m}$
3. Diameter luar serat 2 mm
4. Panjang serat 47 cm
5. Jumlah serat dalam satu modul 10 buah
6. Diameter selongsong 12 mm, 16 mm, dan 19 mm

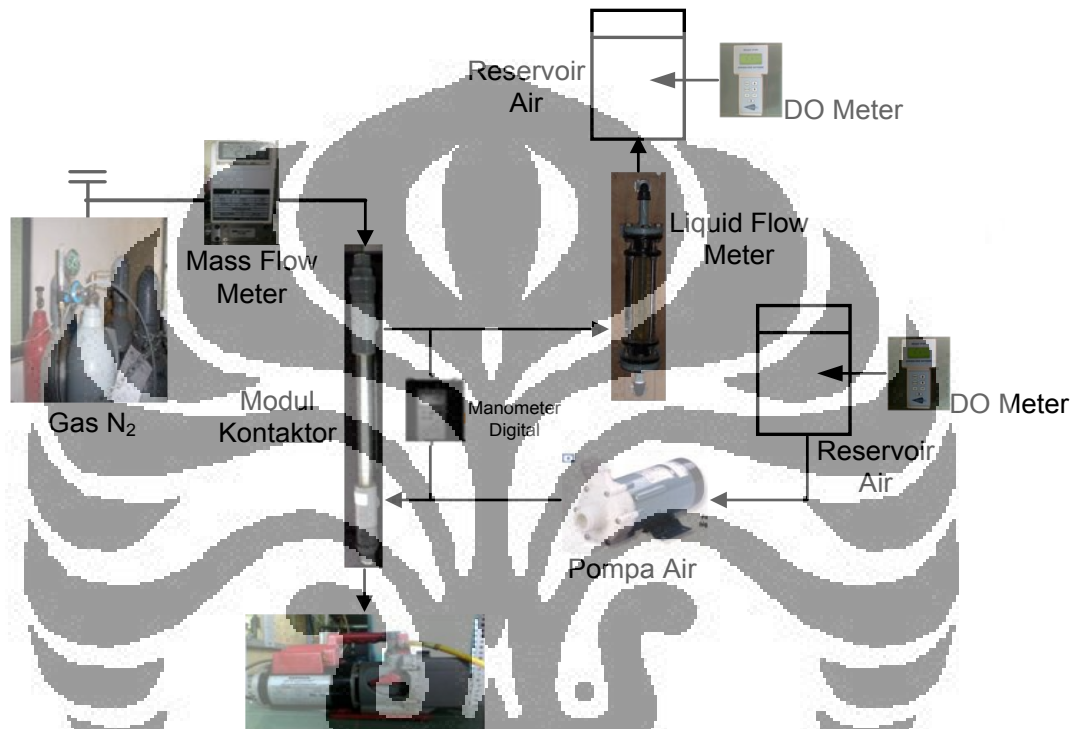
Membran berpori yang digunakan bersifat hidrofobik karena spesies yang diharapkan berpindah melalui membran adalah gas oksigen sementara air diharapkan tidak masuk/terserap melalui pori membran. Terserapnya air ke dalam pori membran harus dicegah karena dapat menurunkan koefisien perpindahan massa oksigen secara drastis. Untuk mencegah hal tersebut, tekanan fluida pada fase gas harus sedikit lebih kecil daripada tekanan fluida di fase cair. Rancangan kontaktor membran serat berongga dapat dilihat pada Gambar 3.3.



Gambar 3. 3. Konfigurasi kontaktor membran serat berongga

3.3.2. Perangkaian Alat

Setelah pembuatan modul, langkah selanjutnya adalah merangkai kontaktor membran serat berongga dengan peralatan lain yang digunakan untuk membuat suatu rangkaian siklus air yang melewati kontaktor membran serat berongga seperti pada Gambar 3.4 berikut ini.



Gambar 3. 4. Skema Rangkaian Alat Penelitian

3.3.3. Pengujian Kinerja Kontaktor Membran Serat Berongga

3.3.3.1. Melakukan Uji Perpindahan Massa

- Mengisi reservoir dengan air.
- Mengukur konsentrasi oksigen terlarut (DO) dan temperatur air awal sebelum melewati modul kontaktor dengan menggunakan DO-meter Insite IG 3100.
- Mengalirkan gas N₂ yang telah diukur laju alirnya dengan *mass flow meter* Top Trak 822-2-OV1-PV1-V1 ke dalam modul agar serat terisi gas N₂.

- d. Mengalirkan air ke dalam modul, dengan beberapa variasi laju alir, yaitu 200 sampai dengan 450 L/jam dengan interval 50 L/jam, bersamaan dengan menyalakan pompa vakum.
- e. Menunggu proses menjadi tunak.
- f. Setelah proses tunak, melakukan pengambilan data berupa konsentrasi oksigen terlarut (DO) dan temperatur air setelah melewati modul yang tercatat oleh DO-meter Insite IG 3100 dan laju alir air yang tertera pada *Liquid Flow Meter Cole Palmer*.
- g. Melakukan pengambilan sampel sebanyak 3 – 4 kali untuk memastikan kestabilan, dan diulang sebanyak tiga kali.
- h. Mengulangi langkah (a) sampai (g) dengan variasi diameter selongsong modul yang berbeda.

3.3.3.2. Melakukan Uji Hidrodinamika

- a. 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.
- b. Mengambil data berupa penurunan tekanan (*pressure drop*) yang terjadi di sepanjang kontaktor dengan melihat angka yang tertera di manometer digital Lutron PM-9100 HA dan laju alir air pada *Liquid Flow Meter Cole Palmer*.
- c. Mengulangi langkah (a) dan (b) dengan variasi diameter selongsong yang berbeda.

3.4. Variabel Penelitian

Variabel bebas dalam penelitian ini adalah:

1. Diameter Selongsong
Diameter selongsong yang digunakan adalah 12 mm, 16 mm, 19 mm.
2. Laju Alir Air (200-500 liter/jam dengan interval 50 liter/jam)

Paramater yang dibuat tetap adalah:

1. Diameter serat (2 mm)
2. Jumlah serat (10 buah)

Variabel terikat pada penelitian ini adalah:

1. Kadar Oksigen Terlarut
2. Temperatur air (sebelum dan sesudah melewati kontaktor)
3. Tekanan modul kontaktor (sebelum dan sesudah melewati kontaktor)

3.5. Pengolahan Data dan Analisis Hasil

Berdasarkan data perubahan konsentrasi oksigen terlarut dalam air, dapat dihitung koefisien perpindahan massa yang terjadi sebagai fungsi dari laju alir air, luas permukaan membran serat berongga, dan perubahan konsentrasi oksigen terlarut dengan mengasumsikan bahwa tahanan perpindahan massa hanya terjadi pada fase cair. Asumsi ini dilakukan karena tahanan yang diberikan oleh fase cair jauh lebih besar dari tahanan fase gas dan pori membran sehingga difusi gas pada fase gas dan pada pori jauh lebih besar dibandingkan difusi gas pada fase cair. Berdasarkan data ini, kemudian dibuat korelasi perpindahan massa sebagai fungsi karakteristik aliran cairan yang terjadi di dalam kontaktor membran serat berongga.

Sementara itu, data dari penurunan tekanan air yang melewati kontaktor (ΔP) akan dibuat korelasinya dengan kecepatan aliran air dan juga karakteristik alirannya. Faktor friksi aliran air di dalam kontaktor juga dapat dihitung dari penurunan tekanan tersebut. Selanjutnya, faktor friksi yang diperoleh akan dibandingkan dengan faktor friksi dari literatur untuk aliran fluida melalui pipa halus.

Temperatur air diukur untuk mengetahui data densitas air yang nantinya digunakan untuk menghitung bilangan Reynold. Jadi, perubahan laju alir air, temperatur air, dan diameter selongsong modul akan berpengaruh pada besarnya bilangan Reynold. Bilangan Reynold ini akan dibuat hubungannya dengan bilangan Sherwood (bilangan Sherwood ekuivalen dengan koefisien perpindahan massa) dengan bantuan grafik. Grafik yang diperoleh akan diregresi secara power sehingga memperoleh suatu persamaan yang menunjukkan karakteristik proses perpindahan massa dan pengaruh faktor geometri kontaktor. Jika diperoleh perpindahan massa yang turbulen dan ΔP yang laminar, maka proses penyisihan oksigen terlarut dalam air dengan kontaktor membran serat berongga yang

dilakukan (efektivitas modul) berjalan dengan baik. Jika sebaliknya (perpindahan massa laminar, ΔP turbulen), maka proses berjalan tidak baik (tidak efektif).

Diinginkan suatu perpindahan massa yang turbulen karena makin cepat aliran air linear (makin turbulen), efek arus Eddy yang ditimbulkan dapat menurunkan tahanan lapisan cairan sehingga difusi oksigen terlarut ke dalam serat membran menjadi lebih mudah. Sedangkan diinginkan ΔP yang laminar karena jika aliran makin turbulen, arus Eddy yang terjadi menyebabkan tumbukan antar partikel fluida maupun antara partikel fluida dengan dinding pipa dan serat makin sering terjadi sehingga ΔP meningkat (makin membutuhkan energi agar fluida bergerak cepat).

Persamaan-persamaan yang akan digunakan untuk menghitung parameter-parameter dalam melakukan pengolahan data akan diberikan secara khusus pada sub bab berikutnya.

3.6. Persamaan- persamaan Pengolahan Data

Uji perpindahan massa dilakukan dengan menghitung nilai koefisien perpindahan massa dengan menggunakan data perubahan konsentrasi oksigen terlarut dan temperatur air pada tangki reservoir. Uji hidrodinamika dilakukan dengan menghitung nilai bilangan-bilangan tidak berdimensi, seperti bilangan Sherwood, Sh , bilangan Reynold, Re , dan bilangan Schmidt, Sc , dan nilai friksi, f dengan menggunakan data perbedaan tekanan air sebelum dan setelah melewati kontaktor membran serat berongga.

3.6.1. Menghitung Koefisien Perpindahan Massa

Performa *degassing* kontaktor membran dapat dihitung dengan persamaan:

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

dimana,

E = efisiensi proses *degassing*

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

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

Setelah itu, dapat menghitung koefisien perpindahan massa fase cair dengan menggunakan persamaan 3.2.

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

dimana,

Q = laju alir air dalam kontaktor (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 melewati modul (ppm)

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

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

dimana,

N = jumlah serat berongga

L = panjang dari membran serat berongga (cm)

3.6.2. Membuat Korelasi Perpindahan Massa

Dalam mengetahui pengaruh koefisien perpindahan massa terhadap hidrodinamikanya, dapat dibuat suatu korelasi dari bilangan-bilangan tak berdimensi yaitu bilangan Sherwood (Sh), bilangan Reynold (Re), dan bilangan Schmidt (Sc) dengan Persamaan 2.7, 2.8, dan 2.9.

$$Sh = k \frac{d_e}{D} \quad (2.7)$$

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.8)$$

$$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (2.9)$$

Nilai v_L pada persamaan untuk bilangan Reynold (Persamaan 2.8) merupakan laju alir volumetrik yang diperoleh dengan menggunakan Persamaan 3.4.

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

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

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

Korelasi persamaan antara bilangan-bilangan tak berdimensi di atas (Persamaan 2.7, 2.8, dan 2.9) akan dihubungkan dengan Persamaan 2.10.

$$Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha \cdot Sc^\beta \quad (2.10)$$

Nilai pangkat Sc pada Persamaan 2.10 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 (β) ditentukan dengan memplot data eksperimen Sh terhadap Re pada berbagai diameter serat membran.

Persamaan untuk bilangan Sherwood dipengaruhi oleh faktor geometri, $f(\varphi)$ dimana φ adalah fraksi kepadatan modul atau *packing friction*. *Packing friction* dapat dicari dengan menggunakan persamaan 3.6.

$$\varphi = N \frac{d_f^2}{d_p^2} \quad (3.6)$$

3.6.3. Perhitungan Faktor Friksi

Faktor friksi percobaan pada kontaktor membran serat berongga dapat dihitung melalui Persamaan 2.11.

$$f = \frac{\varepsilon (D_0^2 - D_i^2) \Delta P}{4 d_0 L_f (1/2) \rho v^2} = \frac{d_e \Delta P}{4 L_0 (1/2) \rho v^2} \quad (2.11)$$

Nilai friksi yang akan dihitung terdiri atas:

- a. Friksi modul yang diperoleh dengan menghitung nilai friksi pada tiap laju alir air yang dilakukan.
- b. Friksi literatur yang diperoleh dari literatur pada laju alir yang akan digunakan pada penelitian (aliran laminar dan turbulen)

- Laminar

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.12)$$

- Turbulen

$$f = \frac{0,0791}{Re^{1/4}} \quad (2.13)$$

3.6.4. Rasio Friksi

Nilai rasio friksi ini merupakan hasil perbandingan antara friksi modul hasil penelitian dengan friksi literatur, dihitung dengan Persamaan 3.7.

$$rasio\ friksi = \frac{\text{friksi modul}}{\text{friksi literatur}} \quad (3.7)$$

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1. Pendahuluan

Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui performa kontaktor membran serat berongga pada proses deoksigenasi air yang mengombinasikan vakum dan gas penyapu. Diameter selongsong modul dan laju alir air divariasikan untuk melihat dan menganalisis pengaruh variabel-variabel tersebut terhadap performa perpindahan massa dan hidrodinamika kontaktor. Perubahan konsentrasi oksigen terlarut dalam air saat sebelum dan saat setelah melewati kontaktor menjadi acuan parameter perpindahan massa. Penurunan tekanan dan faktor friksi merupakan sifat hidrodinamika yang dijadikan parameter performa kontaktor membran. Metode yang digunakan pada eksperimen ini adalah kombinasi antara gas penyapu, dimana gas nitrogen sebagai gas penyapu dialirkan di sepanjang kontaktor pada saat air dialirkan (*axial flow*), dan pompa vakum yang menarik gas nitrogen. Laju alir nitrogen dijaga tidak terlalu besar agar tidak berdifusi ke dalam air karena keberadaan gas terlarut pada air hasil deoksigenasi tidak diinginkan. Tekanan pompa vakum dijaga pada 13,69 psi atau 0.93 atm agar tidak terlalu besar untuk menarik air ke dalam membran serat berongga.

4.2. Studi Perpindahan Massa

Pada proses uji perpindahan massa, data-data yang diambil adalah konsentrasi oksigen terlarut dan temperatur air saat sebelum dan saat sesudah melewati kontaktor dengan menggunakan DO-meter Insite IG 3100. Data-data tersebut diambil untuk lima variasi laju alir air, yaitu 250, 300, 350, 400, dan 450 L/jam. Serat yang digunakan berdiameter 2 mm sebanyak 10 buah untuk tiap kontaktor dengan variasi diameter selongsong kontaktor sebesar 12 mm, 16 mm, dan 19 mm.

Data konsentrasi oksigen terlarut tersebut digunakan untuk mengetahui nilai koefisien perpindahan massa tiap kontaktor untuk tiap laju alir. Selanjutnya, dari jumlah serat, diameter serat, dan diameter selongsong modul akan diperoleh nilai fraksi kepadatan kontaktor membran, ϕ yang akan berpengaruh secara langsung terhadap performa perpindahan massanya.

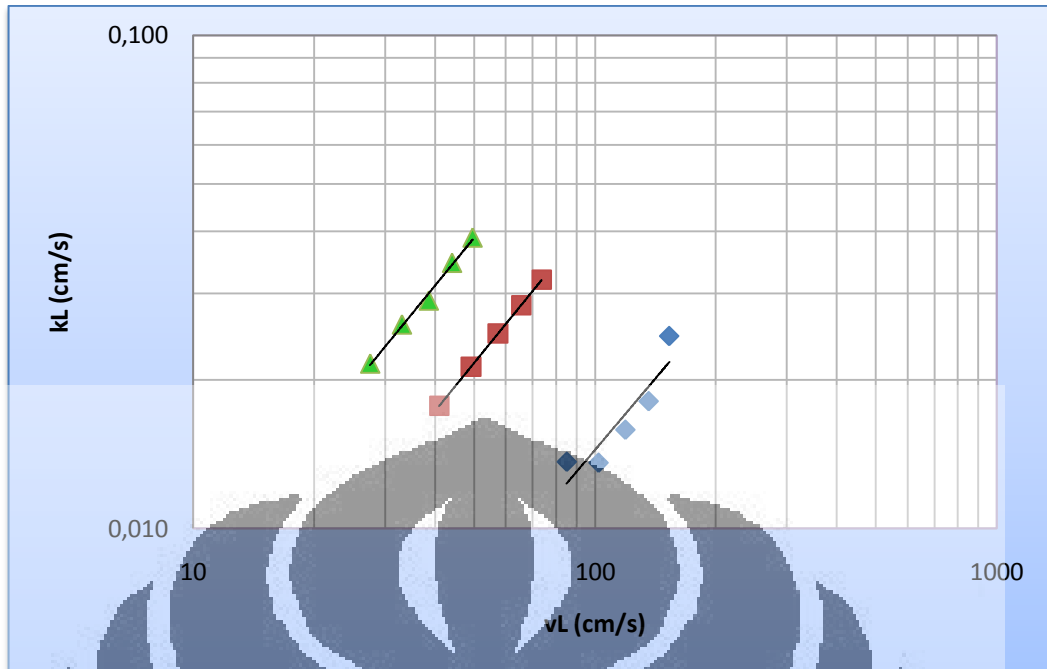
4.2.1. Koefisien Perpindahan Massa

Untuk mengetahui perpindahan massa oksigen keseluruhan melalui membran terdapat tiga tahanan yang harus diperhitungkan, yaitu tahanan lapisan cairan, tahanan membran, dan tahanan lapisan gas. Pada percobaan ini, membran yang digunakan bersifat hidrofobik yang menyebabkan pori-pori membran tidak terisi oleh air tetapi terisi oleh nitrogen. Tahanan membran dan tahanan fase gas dapat diabaikan sehingga proses perpindahan massa dikontrol oleh tahanan fase cairan karena perpindahan massa dikontrol oleh tahapan perpindahan yang paling lambat, yaitu nilai koefisien perpindahan massa terendah atau tahanan terbesar (Ahmed, 2004). Nilai koefisien perpindahan massa pada eksperimen ini dihitung dengan Persamaan 3.2.

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

Nilai koefisien perpindahan massa dipengaruhi oleh konsentrasi oksigen terlarut pada air saat sebelum dan saat setelah melewati kontaktor, luas permukaan membran, laju alir fluida, dan panjang serat. Pada eksperimen ini, nilai koefisien perpindahan massa yang diperoleh berkisar antara 0,0109 – 0,0389 cm/s seperti ditunjukkan pada Gambar 4.1. Jika dibandingkan dengan nilai koefisien perpindahan massa pada peralatan konvensional seperti *packed column* yaitu sebesar 0,0004 cm/s (Perry, 1999), hasil yang diperoleh pada eksperimen lebih besar 27- 97 kali daripada hasil pada *packed column*.

Pada eksperimen yang dilakukan Ahmed (2004), nilai koefisien perpindahan massa yang diperoleh adalah sebesar 0,0023 cm/s. Ahmed melakukan deoksigenasi air menggunakan kontaktor serat berongga yang dialiri nitrogen sebagai gas penyapu. Hal ini sekaligus mendukung hasil eksperimen ini dimana penggunaan kombinasi metode vakum dan gas penyapu memberikan hasil penyisihan oksigen yang lebih baik dibandingkan hanya dengan menggunakan vakum atau gas penyapu saja.



Gambar 4. 1. Variasi Koefisien Perpindahan Massa, k_L Kontaktor terhadap Kecepatan Linear Air pada Diameter Selongsong 12 mm (◆), 16 mm (■), dan 19 mm (▲)

Gambar 4.1 menunjukkan hubungan antara koefisien perpindahan massa hasil eksperimen, k_L , dengan laju alir linear v_L untuk tiap diameter selongsong modul. Berdasarkan Gambar 4.1, terlihat bahwa koefisien perpindahan massa (k_L) tiap kontaktor meningkat dengan kenaikan laju alir linear air. Kenaikan laju alir linear air menyebabkan frekuensi gerakan acak molekul-molekul air semakin sering. Hal ini menimbulkan turbulensi eddy pada aliran sehingga tahanan perpindahan massa menjadi semakin kecil dan kemampuan difusi oksigen terlarut ke dalam membran meningkat. Gambar 4.1 juga memperlihatkan pengaruh diameter selongsong modul terhadap performa perpindahan massa. Semakin besar diameter selongsong maka performa perpindahan massa semakin baik. Diameter selongsong yang semakin besar membuat fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor semakin rendah sehingga kontak yang terjadi antara serat dengan air semakin baik akibat pergerakan serat dan air yang semakin dinamis dan tidak terdapat *dead zones* yang dapat mengurangi laju perpindahan massa di sepanjang modul kontaktor.

4.2.2. Korelasi Perpindahan Massa

Untuk mengetahui pengaruh parameter proses terhadap koefisien perpindahan massa oksigen, dibuat korelasi perpindahan yang diekspresikan dalam bilangan- bilangan tak berdimensi Sherwood, Reynold, dan Schmidt yang dihubungkan dengan persamaan umum, yaitu Persamaan 2.10.

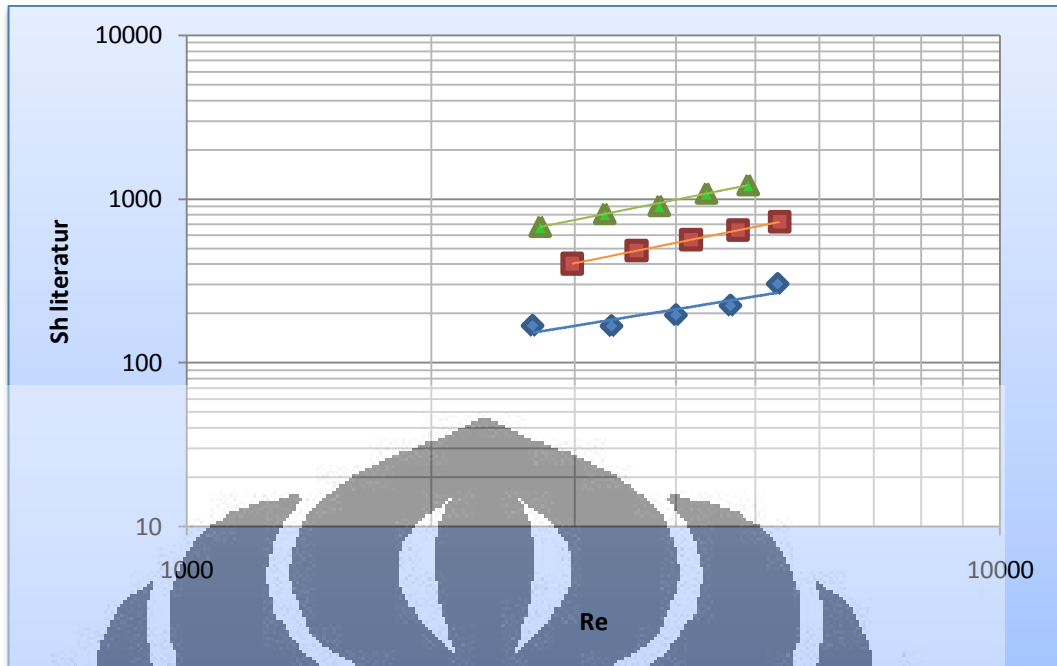
$$Sh = f(\varphi).Re^{\alpha}.Sc^{\beta} \quad (2.10)$$

Berdasarkan Persamaan 4.1, bilangan Sherwood, Sh berperan sebagai simbol perpindahan massa dan sangat dipengaruhi oleh nilai bilangan Reynold, Re , secara eksponensial dan bilangan Schmidt, Sc . Bilangan Reynold merupakan karakterisasi aliran fluida. Pangkat eksponensial pada bilangan Reynold merupakan indikasi daerah perpindahan massa. Nilai pangkat Sc pada Persamaan 2.10 adalah tetap. Untuk sistem air oksigen dalam studi ini, viskositas kinematik air dianggap konstan sehingga nilainya diambil dari literatur, yaitu $1/3$ atau $0,3333$ (Gabelman & Hwang, 1999). Karena nilai bilangan Schmidt, Sc yang ada selalu tetap dan stabil pada berbagai diameter selongsong dan hanya dipengaruhi difusivitas oksigen yang hanya akan berubah bila ada perubahan suhu yang drastis, maka bisa dianggap bahwa peranan Sc^{β} sudah termasuk ke dalam faktor geometri dan tidak berperan lagi sebagai variabel utama yang memengaruhi Sh . Oleh karena itu, Persamaan 2.10 dapat disederhanakan menjadi persamaan 4.1.

$$Sh = f(\varphi).Re^{\alpha} \quad (4.1)$$

dimana $f(\varphi)$ adalah fungsi geometri dari modul kontaktor dan α merupakan fungsi dari jenis aliran cairan di dalam kontaktor yang mengindikasikan perpindahan massa yang terjadi pada aliran. Semakin tinggi nilai α , semakin turbulen perpindahan massanya.

Gambar 4.2 menunjukkan plot bilangan Sherwood, Sh , terhadap bilangan Reynold, Re , pada berbagai diameter selongsong modul dari data hasil eksperimen.

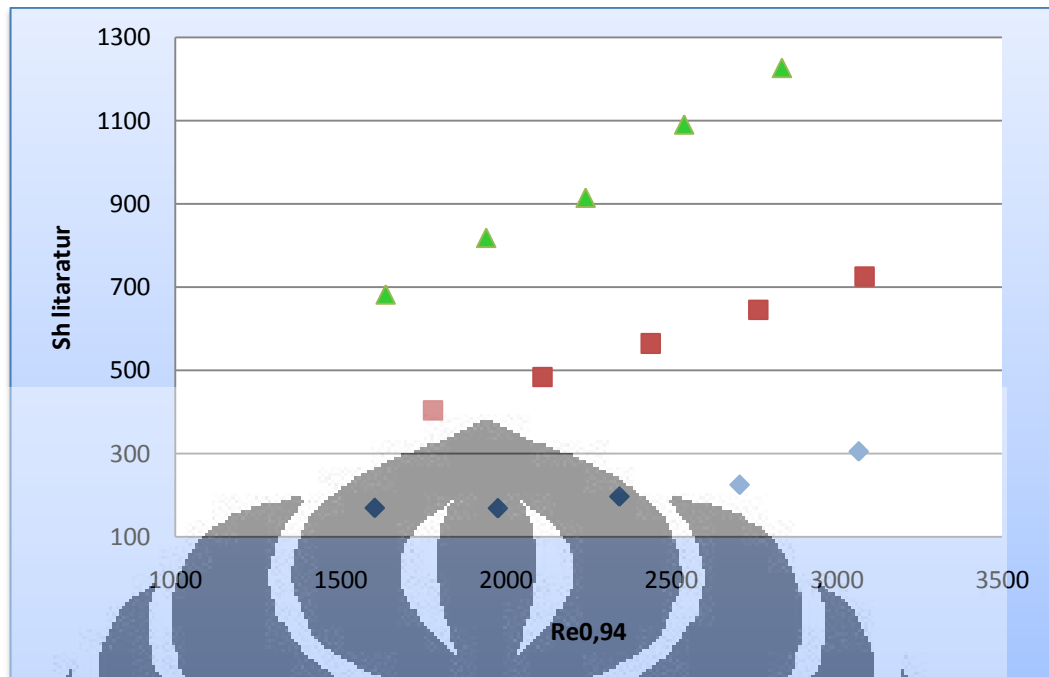


Gambar 4. 2. Variasi Bilangan Sherwood, Sh Kontaktor terhadap Bilangan Reynold pada Diameter Selongsong 12 mm (\blacklozenge), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle)

Lalu, dari Gambar 4.2 dilakukan regresi secara eksponensial untuk masing-masing diameter selongsong sehingga diperoleh nilai dari α untuk masing-masing modul kontaktor. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh nilai rata-rata $\alpha = 0,9356$ untuk bilangan Reynold $2100 < Re < 6000$. Hal ini mengindikasikan bahwa perpindahan massa pada modul didominasi oleh aliran turbulen dan perpindahan massa yang terjadi sudah efektif (Lipnizki & Field, 2001). Dengan memasukkan nilai α yang telah diperoleh, Persamaan 4.1 untuk bilangan menjadi Persamaan 4.2.

$$Sh = f(\varphi) \cdot (Re)^{0,94} \quad (4.2)$$

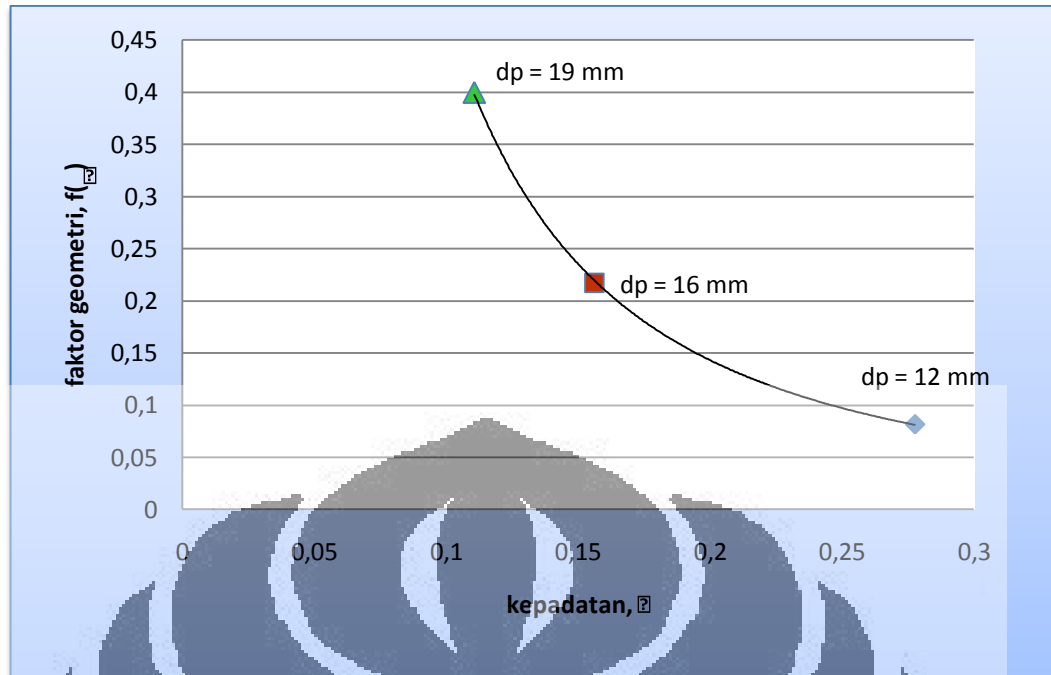
Nilai $Re^{0,94}$ dihitung untuk setiap diameter selongsong modul lalu diplotkan ke dalam grafik dengan nilai Sh . Hasil plot grafiknya adalah seperti yang terlihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3. Variasi Bilangan Sherwood, Sh Kontaktor terhadap Bilangan Reynold Re dalam Persamaan $Re^{0,94}$ pada Diameter Selongsong 12 mm (\diamond), 16 mm (\blacksquare), dan 19 mm (\blacktriangle)

Dari Gambar 4.3, dilakukan regresi linear sehingga didapatkan fungsi kepadatan 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 diameter serat, diameter kontaktor, dan jumlah serat yang digunakan. Semakin besar diameter selongsong modul, semakin rendah kepadatan modul membran tersebut.

Berdasarkan persamaan garis hasil regresi linear yang dibuat, diperoleh bahwa nilai faktor geometri akan semakin menurun ketika modul kontaktor semakin padat. Untuk diameter selongsong 12 mm diperoleh $f(\varphi) = 0,0131$, diameter selongsong 16 mm diperoleh $f(\varphi) = 0,0364$, dan untuk diameter selongsong 19 mm diperoleh $f(\varphi) = 0,0665$. Hasil ini ditampilkan pada Gambar 4.4. Grafik pada Gambar 4.4 menunjukkan bahwa adanya peranan faktor geometri terhadap performa perpindahan massa. Jadi bukan hanya nilai bilangan Reynold yang berpengaruh, namun sifat geometris modul kontaktor juga berpengaruh pada performa perpindahan massa pada proses ini.



Gambar 4.4. Variasi Faktor Geometri, $f(\phi)$ Kontaktor terhadap Tingkat Kepadatan Modul, ϕ pada Diameter Selongsong 12 mm (\diamond), 16 mm (\square), dan 19 mm (\blacktriangle)

Dari Gambar 4.4 diperoleh Persamaan 4.3.

$$f(\phi) = 0,0092 \phi^{-1,77} \quad (4.3)$$

Lalu, Persamaan 4.3 disubstitusikan ke persamaan 4.2 dan diperoleh Persamaan 4.4.

$$Sh = (0,0092 \phi^{-1,77}) \cdot (Re^{0,94}) \quad (4.4)$$

Dari Gambar 4.4, dapat dilihat bahwa nilai faktor geometri berkurang dengan naiknya fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor dan secara teoritis, koefisien perpindahan massa (k_L) akan mengalami penurunan dengan naiknya fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor untuk laju alir yang sama.

Diameter selongsong modul memengaruhi fraksi kepadatan/ densitas kepadatan modul. Pada penelitian ini, dimana jumlah serat dibuat tetap, semakin besar diameter selongsong modul, maka semakin kecil fraksi kepadatan modul. Semakin rendah fraksi kepadatan modul kontaktor membran yang digunakan pada eksperimen, maka semakin tinggi nilai koefisien perpindahan massanya. Hal ini karena pada kontaktor dengan fraksi kepadatan rendah serat lebih terfluidisasi

sehingga kontak antara serat dan air semakin baik (Kartohardjono & Chen, 2005). Selain itu, pada daerah dengan fraksi kepadatan rendah, *transversal flow* dan *surface renewal effect* lebih dominan memengaruhi performa perpindahan massa dibandingkan dengan effect *channeling* yang lebih dominan pada modul dengan fraksi kepadatan yang lebih tinggi (Wu & Chen, 2000).

Pada eksperimen ini, ketiga modul kontaktor memiliki nilai fraksi kepadatan sebesar 11%, 16%, dan 28%, dimana pada fraksi kepadatan di bawah 50%, koefisien perpindahan massa berkurang seiring dengan kenaikan fraksi kepadatan. Bilangan Sherwood awalnya turun dengan naiknya fraksi kekosongan, dan mencapai tingkat minimum pada fraksi kekosongan (*void fraction*) sebesar 0,45 lalu naik seiring dengan naiknya *void fraction* (Wu & Chen, 2000).

Pengaruh geometri terhadap profil lapisan antarmuka juga meningkatkan koefisien perpindahan massa pada kontaktor dengan fraksi kepadatan membran yang lebih rendah. Pengaruh geometri terhadap profil lapisan batas telah dipelajari pada perpindahan panas dimana ditemukan bahwa bilangan Nusselt meningkat dengan turunnya fraksi kepadatan. Peningkatan koefisien perpindahan panas ini berbanding lurus terhadap kondisi lapisan perpindahan massa dimana lapisan tahanan perpindahan massa menjadi semakin tipis dengan naiknya derajat kurvatur, misalnya dengan menurunkan diameter serat dimana kondisi-kondisi lainnya tetap. Berdasarkan teori ini, koefisien perpindahan massa, layaknya koefisien perpindahan panas, akan meningkat seiring dengan turunnya fraksi kepadatan. Pada daerah dengan fraksi kepadatan rendah tidak terdapat *dead zones*. Pengaruh *channeling* juga sangat kecil dan faktor utama yang memengaruhi perpindahan massa aliran adalah aliran yang bersifat transverse (*transversal flow*) dan efek pembaharuan membran (*surface renewal effect*) (Lipnizki & Field, 2001).

Selain itu, diketahui pula bahwa semakin cepat laju alir air, semakin besar koefisien perpindahan massanya atau semakin baik perpindahan massa yang terjadi untuk setiap kontaktor. Hal ini disebabkan semakin cepat aliran air maka aliran akan semakin turbulen sehingga akan menimbulkan efek arus Eddy yang dapat menurunkan tahanan lapisan cairan sehingga difusi oksigen ke dalam serat menjadi lebih mudah. Selain itu, semakin cepat laju alir air maka laju alir air

linear akan semakin tinggi. Pada laju alir linear yang tinggi, efek *renewal surface* menjadi lebih besar yang dapat menyebabkan koefisien perpindahan massa meningkat (Kartohardjono & Chen, 2005).

Persamaan bilangan Sherwood merupakan fungsi tidak langsung dari nilai perubahan kadar oksigen terlarut dalam air sehingga representasi bilangan Sherwood melambangkan adanya 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 4.5a dan 4.5b menunjukkan korelasi antara bilangan Sherwood dan kadar oksigen terlarut dalam air.

$$Sh = \frac{k_L \cdot d_e}{D} \quad (4.5a)$$

dengan

$$k_L = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1-E} \right) = \frac{Q}{A_m} \ln \left(\frac{1}{1 - (1 - (C_{out}/C_{in}))} \right) \quad (4.5b)$$

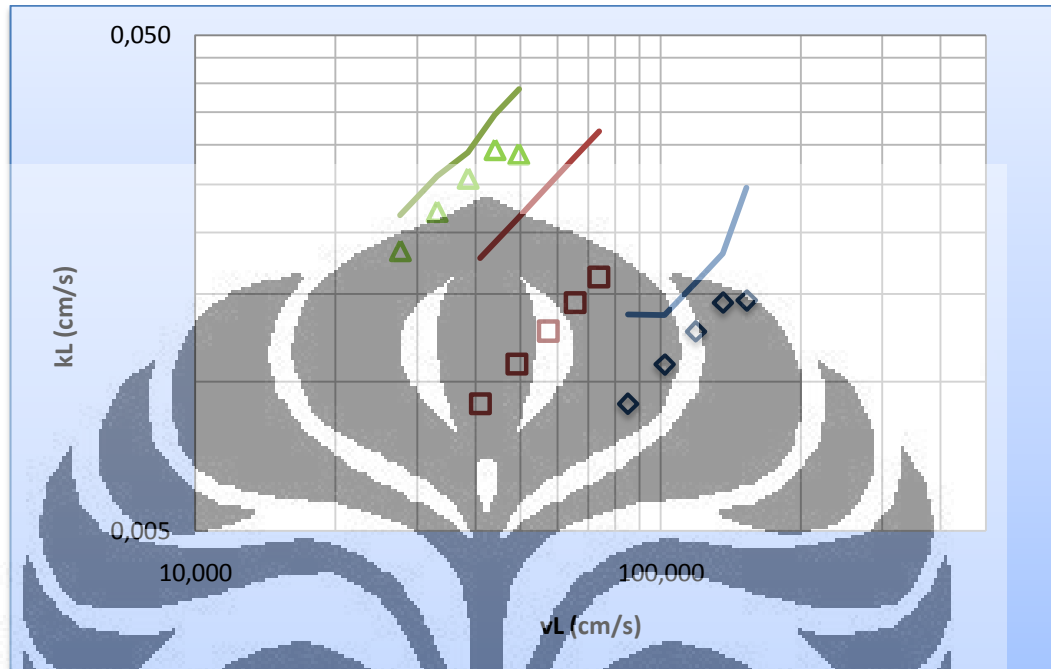
dimana k_L adalah koefisien perpindahan massa, C_{out} adalah konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air setelah melewati kontaktor membran serat berongga, dan C_{in} adalah konsentrasi oksigen terlarut (DO) pada air sebelum masuk kontaktor membran serat berongga.

Dari persamaan 4.5a dan 4.5b terlihat bahwa semakin besar perubahan oksigen terlarut dalam air yang terjadi, maka semakin besar nilai koefisien perpindahan massa dan bilangan Sherwoodnya. Dengan kata lain perubahan kadar DO berbanding lurus dengan perubahan nilai bilangan Sherwood.

4.2.3. Perbandingan Metode Kombinasi dan Metode Gas Penyapu

Untuk mengetahui apakah perpindahan massa pada proses deoksigenasi air menggunakan kombinasi metode gas penyapu dan vakum lebih baik atau tidak dibandingkan dengan hanya menggunakan gas penyapu saja, dilakukan eksperimen dengan variabel yang sama. Hasil yang diperoleh kemudian diplot dalam bentuk grafik antara koefisien perpindahan massa dan laju linear air yang

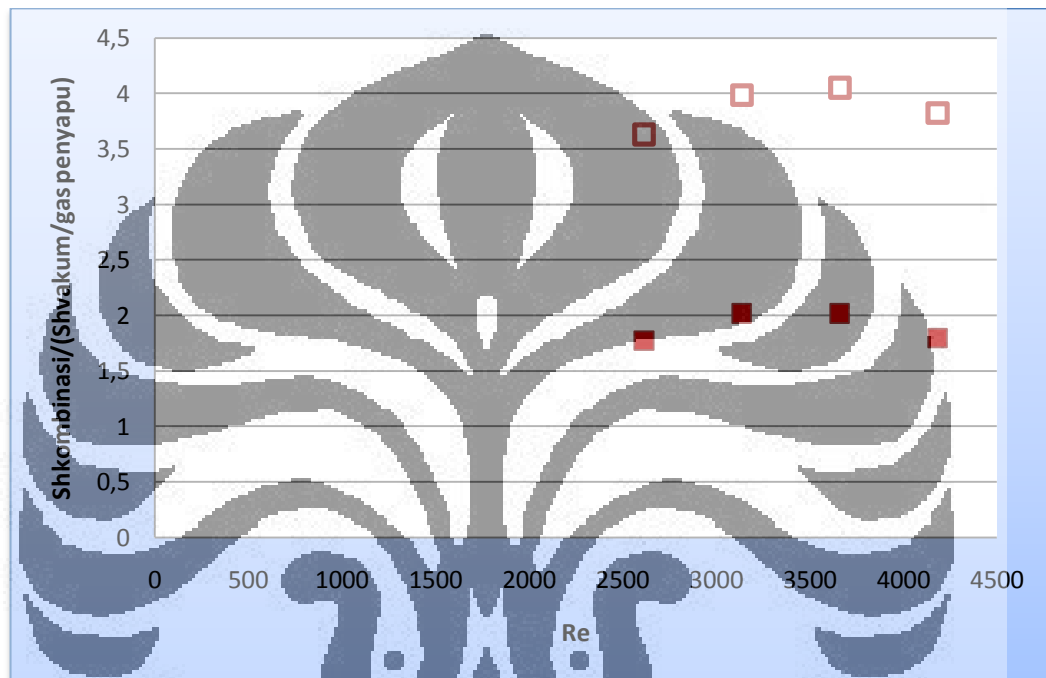
membandingkan data perpindahan massa menggunakan metode kombinasi dengan data perpindahan massa menggunakan metode gas penyapu. Grafik hasil perbandingan tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.5.



Gambar 4. 5. Perbandingan Koefisien Perpindahan Massa, k_L antara Kontaktor Menggunakan Metode Kombinasi Gas Penyapu dan Vakum dengan Diameter Selongsong 12mm (—), 16 mm (---), dan 19mm (---) dengan Kontaktor Menggunakan Metode Gas Penyapu dengan Diameter Selongsong 12mm (\diamond), 16 mm (\square), dan 19 mm (\triangle)

Berdasarkan Gambar 4.5, dapat dilihat bahwa untuk tiap diameter selongsong, hasil deoksigenasi air yang dilakukan dengan menggunakan metode kombinasi gas penyapu dan vakum lebih baik dibandingkan dengan menggunakan metode gas penyapu saja. Hal ini dapat disebabkan oleh penggunaan pompa vakum yang membantu menarik gas penyapu yang mengalir di dalam membran yang meningkatkan *driving force* oksigen terlarut untuk berdifusi melalui membran dengan mempertahankan gas pada tekanan vakum. Nilai koefisien perpindahan massa, k_L untuk penggunaan metode gas penyapu adalah 0,0090-0,0288 cm/s. Hasil ini berada di bawah metode kombinasi yang dapat menghasilkan nilai koefisien perpindahan massa sebesar 0,0109 – 0,0389 cm/s.

Kemudian untuk perbandingan dengan metode vakum, karena tidak dilakukan penelitian dengan metode ini, maka data diambil dari penelitian yang telah dilakukan sebelumnya oleh 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.



Gambar 4. 6. Hubungan Rasio Bilangan Sherwood, Sh terhadap Bilangan Reynold, Re pada Metode (□) Vakum dan (■) Gas Penyapu

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 4.7 atau Persamaan 4.8, dengan bilangan *Reynolds*. Plot ini ditunjukkan pada Gambar 4.6. 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.

$$\text{rasio } Sh = \frac{Sh_{\text{kombinasi}}}{(Sh_{\text{gas penyapu}} + Sh_{\text{vakum}})} \quad (4.6)$$

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

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

Keefektifan proses penyisihan oksigen terlarut dari air ditunjukkan oleh Gambar 4.7 yang dihitung dengan Persamaan 4.6 .



Gambar 4.7. Efektifitas Perpindahan Massa

Grafik tersebut menunjukkan efektifitas modul kontaktor dengan membandingkan Sh gabungan terhadap jumlah Sh vakum dan gas penyapu terhadap Re . Grafik pada Gambar 4.8 memperlihatkan rasio Sh berkisar antara 0,72 hingga 0,86. Hal ini menunjukkan bahwa penggunaan metode kombinasi gas penyapu dan vakum memberikan peningkatan kualitas (*enhancement*) pada deoksigenasi air menggunakan kontaktor membran serat berongga.

Berdasarkan hasil eksperimen ini, metode kombinasi memberikan derajat separasi yang paling baik dengan menggunakan lebih sedikit gas penyapu dan tetap menghasilkan kadar gas terlarut (nitrogen) rendah pada produk.

4.3. Studi Hidrodinamika

Pada uji hidrodinamika, data-data yang diperlukan adalah penurunan tekanan (*pressure drop*) air yang terjadi di sepanjang kontaktor dan temperatur air. Data penurunan tekanan diperoleh dari pembacaan manometer digital, sedangkan temperatur diukur dengan DO meter. Pada eksperimen dilakukan variasi laju alir air, yaitu dari 250- 500 L/jam dengan interval 50 L/jam. Dari data-data yang diperoleh dapat diketahui nilai faktor friksi dan rasio friksi untuk tiap variasi diameter selongsong modul kontaktor yang selanjutnya dikorelasikan untuk mengetahui karakteristik aliran di dalam tiap modul kontaktor.

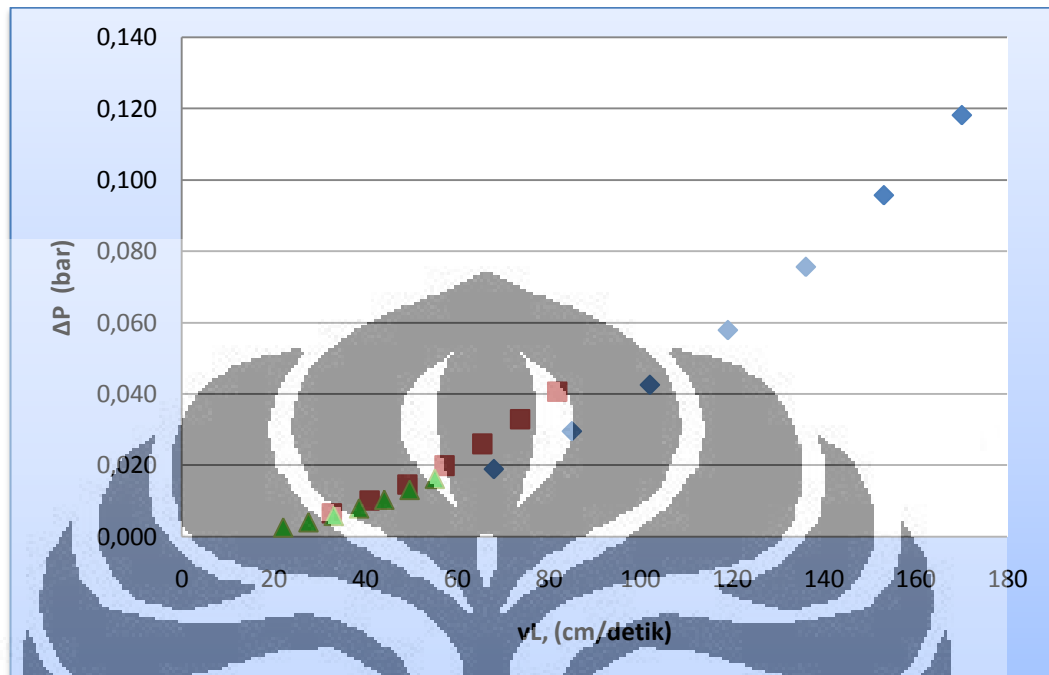
4.3.1. Penurunan Tekanan

Besarnya penurunan tekanan air disepanjang modul kontaktor dipengaruhi oleh laju alir air di dalam kontaktor. Penurunan tekanan minimum yang diperbolehkan dan valid untuk eksperimen ini harus di atas penurunan tekanan dengan analogi pipa kosong dan halus. Berdasarkan eksperimen, diperoleh hubungan antara laju alir volumetrik air Q dengan *pressure drop* ΔP yang terjadi pada setiap modul kontaktor.

Dari Gambar 4.9 dapat dilihat bahwa semakin besar laju alir air, semakin besar penurunan tekanan, dan juga semakin kecil diameter selongsong modul maka semakin kecil penurunan tekanan yang terjadi pada laju alir yang sama.

Pada saat fluida bergerak semakin cepat, gerak acak serat pada modul kontaktor semakin sering terjadi. Hal ini menyebabkan profil tekanan di sepanjang lintasan akan berubah semakin kecil atau bergradien negatif yang menunjukkan penurunan tekanan karena tekanan sebanding dengan energi, $P \approx E$. Apabila alirannya semakin turbulen, arus Eddy yang terjadi menyebabkan frekuensi tumbukan antara partikel fluida maupun antara partikel fluida dengan dinding pipa dan serat yang terjadi akan semakin sering dan nilainya semakin besar sehingga penurunan tekanan yang terjadi semakin besar. Begitu pula dengan diameter selongsong modul, semakin kecil diameter selongsong penurunan tekanan yang terjadi semakin besar pada laju alir yang sama. Hal ini dikarenakan pada modul dengan diameter kecil, gaya gesek yang terjadi antara dinding modul

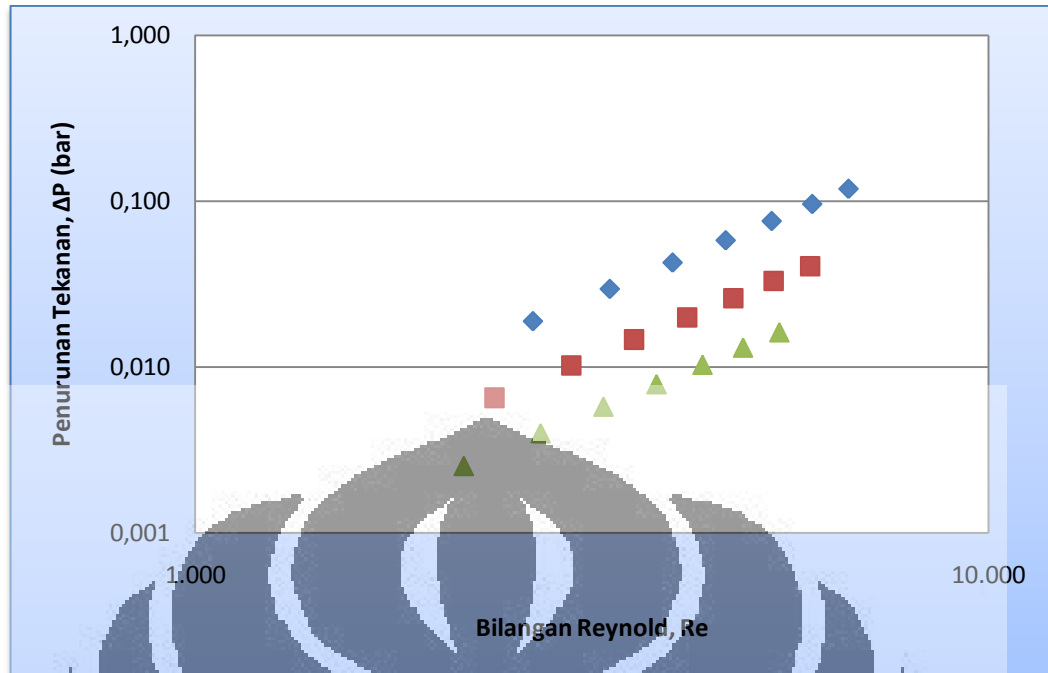
dan air, serat dan air menjadi semakin besar sehingga energi yang dibutuhkan untuk mengalirkan fluida semakin besar.



Gambar 4. 8. Variasi Penurunan Tekanan, ΔP Kontaktor terhadap Laju Alir Linear, v_L pada Diameter Sefongsong 12 mm (\diamond), 16 mm (\square), dan 19 mm (\triangle)

Pengaruh dari sifat laminar/ turbulen terhadap penurunan tekanan dan bilangan Reynold dalam modul kontaktor ditunjukkan pada Gambar 4.10.

Bilangan Reynold digunakan untuk menggambarkan kondisi suatu aliran apakah laminar atau turbulen. Aliran laminar terjadi pada saat bilangan Reynold $Re < 2300$ dimana gaya viskos merupakan gaya yang dominan serta dikarakterisasi dengan gerakan fluida yang halus (*smooth*) dan konstan, sedangkan aliran aliran turbulen terjadi pada saat $Re > 4000$ dimana aliran ini didominasi oleh gaya inersia yang mengarah pada terbentuknya efek arus eddy, *vortices*, dan ketidakstabilan aliran lainnya. Pada interval antara 2300 dan 4000, kondisi laminar dan turbulen dapat terjadi pada aliran (aliran transisi) tergantung pada faktor-faktor tertentu, seperti kekasaran pipa dan keseragaman, (Holman 2002).



Gambar 4.9. Variasi Penurunan Tekanan, ΔP Kontaktor terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (◆), 16 mm (■), dan 19 mm (▲)

Berdasarkan Gambar 4.9, bilangan Reynold yang dihasilkan menunjukkan bahwa aliran yang terjadi di setiap kontaktor berada pada daerah transisi dan turbulen. Semakin besar kecepatan aliran semakin besar kecepatan aliran, aliran akan semakin turbulen dan berdasarkan Gambar 4.9 penurunan tekanan akan semakin besar. Jadi, semakin besar nilai bilangan Reynold aliran maka semakin besar penurunan tekanan yang terjadi. Hal ini sesuai dengan teori karena laju alir linear sebanding dengan nilai Re .

4.3.2. Faktor Friksi

Faktor friksi, f , dipengaruhi oleh parameter-parameter dari modul kontaktor dan kecepatan aliran fluida. Faktor friksi pada kontaktor membran serat berongga dapat dihitung dengan persamaan Fanning seperti pada Persamaan 2.11.

$$f = \frac{d_e \Delta P}{2 L \rho v_L^2} \quad (2.11)$$

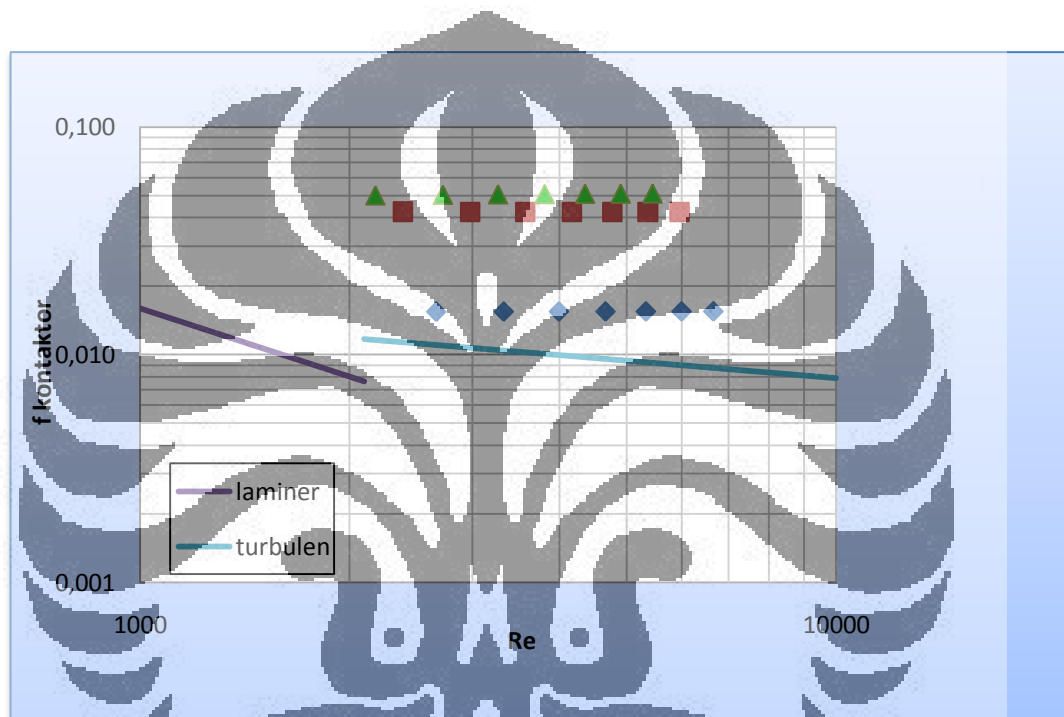
Faktor friksi yang ditinjau adalah faktor friksi modul kontaktor yang diperoleh dari hasil eksperimen dan faktor friksi literatur. Faktor friksi eksperimen diperoleh dengan Persamaan 2.11. Untuk aliran transisi dan turbulen faktor friksi

literatur dihitung dengan persamaan untuk aliran turbulen seperti pada persamaan 2.13.

$$f = \frac{0.0791}{\text{Re}^{(1/4)}} \quad (2.13)$$

Persamaan 3.13 hanya berlaku untuk pipa kosong dan halus.

Hubungan antara faktor friksi kontaktor dengan bilangan Reynold dapat dilihat pada Gambar 4.10.

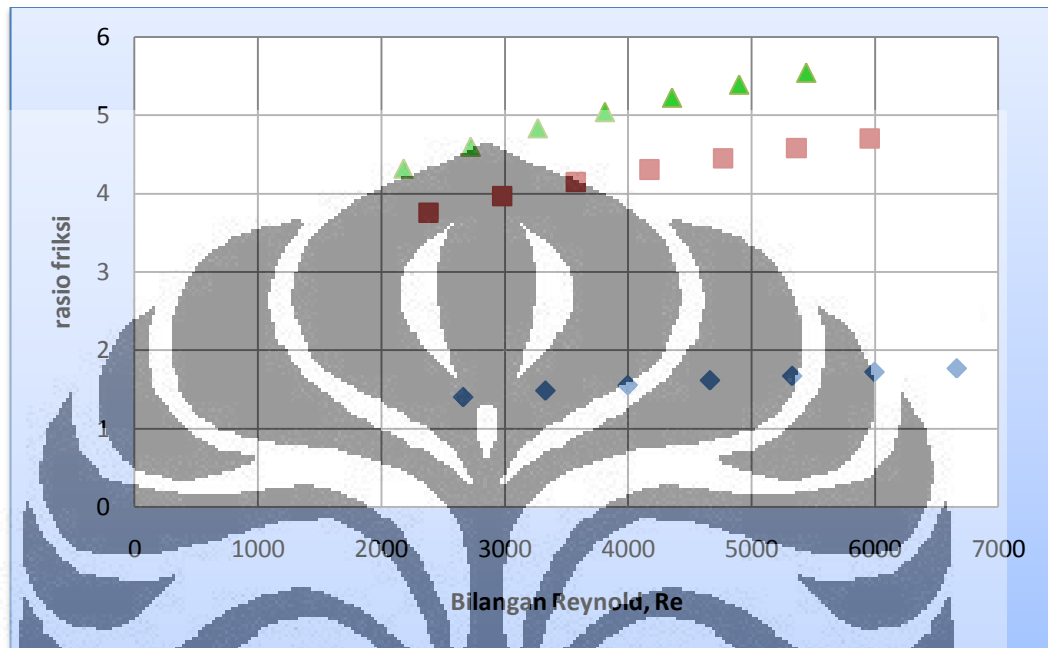


Gambar 4. 10. Variasi Faktor Friksi Kontaktor, $f_{\text{Kontaktor}}$ terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (\diamond), 16 mm (\square), dan 19 mm (\triangle)

Berdasarkan Gambar 4.10, terlihat bahwa nilai Re berbanding terbalik dengan nilai faktor friksi. Selain itu, pada bilangan Reynold yang sama, faktor friksi menurun dengan semakin kecilnya diameter selongsong modul karena semakin kecil diameter maka semakin kecil diameter ekuivalen (d_e), dan semakin besar kuadrat kecepatan linear fluida. Hal ini sesuai dengan persamaan Fanning pada Persamaan 2.11, dimana semakin kecil diameter ekuivalen dan semakin besar laju alir linear air maka faktor friksinya semakin kecil.

4.3.3. Rasio Friksi

Rasio friksi menunjukkan perbandingan antara friksi modul kontaktor terhadap friksi literatur. Friksi literatur ditentukan dengan persamaan Fanning, sedangkan friksi literatur dengan Persamaan 2.13.



Gambar 4.11. Variasi Rasio Friksi Kontaktor Membran Serat Berongga terhadap Bilangan Reynold, Re pada Diameter Selongsong 12 mm (◆), 16 mm (■), dan 19 mm (▲)

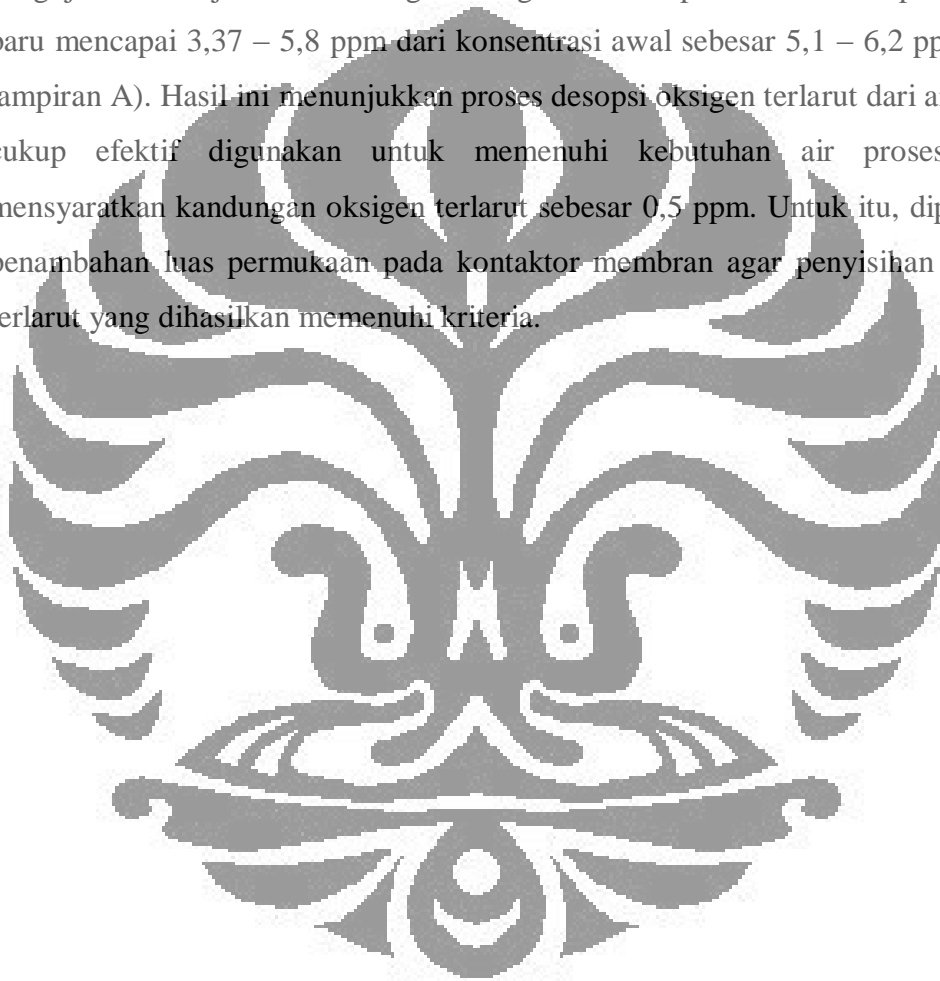
Dari Gambar 4.11 terlihat bahwa nilai rasio friksi menurun dengan turunnya diameter selongsong modul pada bilangan Reynold yang sama. Pada penelitian ini, diketahui bahwa faktor friksi eksperimen bernilai 1,4- 5,5 kali lebih besar daripada faktor friksi literatur. Rasio friksi yang bernilai lebih dari 1 menunjukkan adanya penambahan friksi yang terjadi antara air dengan serat selain antara air dengan dinding kontaktor. Dari Gambar 4.11 juga terlihat bahwa kenaikan rasio friksi sebanding dengan kenaikan bilangan Reynold. Semakin besar bilangan Reynold suatu aliran maka semakin turbulen aliran tersebut.

Arus Eddy yang timbul pada aliran yang turbulen akan memperkecil hambatan yang terjadi di sekitar aliran dan memperbesar nilai koefisien perpindahan massa (Bird, 1960), sehingga meskipun pada diameter selongsong yang semakin besar terjadi rasio friksi yang juga besar, performa perpindahan

massa yang dihasilkan tetap lebih baik daripada kontaktor dengan diameter yang lebih kecil.

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 3,37 – 5,8 ppm dari konsentrasi awal sebesar 5,1 – 6,2 ppm (lihat lampiran A). Hasil ini menunjukkan proses despsi 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 penyisihan oksigen terlarut yang dihasilkan memenuhi kriteria.



BAB 5

KESIMPULAN

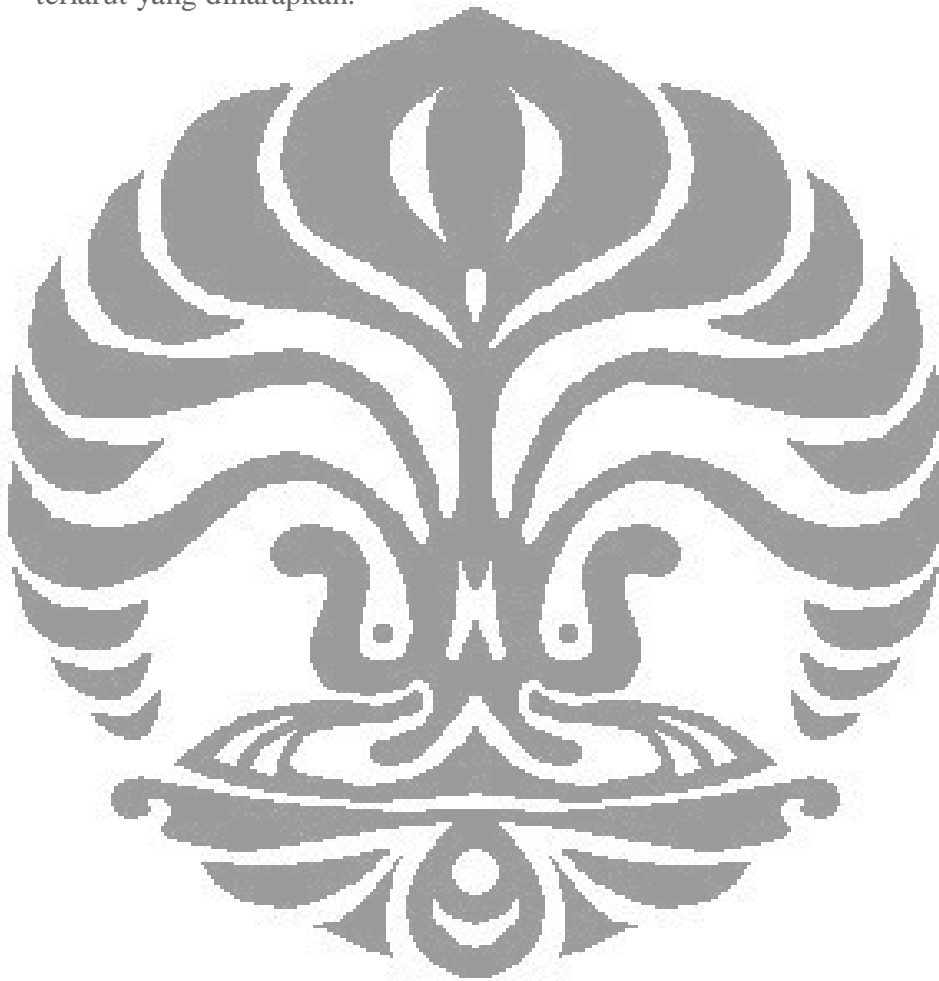
Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan yang telah diuraikan sebelumnya, diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu:

1. Berdasarkan studi perpindahan massa, dapat disimpulkan bahwa:
 - Koefisien perpindahan massa sebanding dengan bilangan Reynold
 - Performa perpindahan massa berbanding terbalik dengan tingkat kepadatan modul
 - Perpindahan massa yang terjadi berada di daerah turbulen
 - Metode kombinasi vakum dan gas penyapu memberikan hasil perpindahan massa yang lebih baik daripada ketika hanya menggunakan gas penyapu saja
2. Berdasarkan studi hidrodinamika, dapat disimpulkan bahwa:
 - Besarnya penurunan tekanan yang terjadi sebanding dengan tingkat kepadatan modul
 - Penurunan tekanan semakin besar dengan semakin tinggi nilai bilangan Reynold walaupun nantinya akan mencapai titik puncak
 - Faktor friksi aliran air di dalam kontaktor lebih besar 1,4- 5,5 kali dari faktor friksi literatur
 - Semakin besar diameter selongsong modul yang digunakan, semakin besar faktor friksinya, tetapi semakin kecil penurunan tekanan yang terjadi
3. Efektivitas proses perpindahan oksigen ditunjukkan oleh nilai dari parameter perubahan kadar DO (ΔDO), bilangan Sherwood, Sh , penurunan tekanan, ΔP , dan faktor friksi, f untuk masing-masing diameter serat pada laju alir 300 L/jam. Dari hasil eksperimen, perubahan kadar DO, bilangan Sherwood dan faktor friksi terbesar dihasilkan oleh kontaktor dengan diameter modul terbesar, yaitu 19 mm dan penurunan tekanan terbesar terjadi pada kontaktor dengan diameter modul 12mm.

4. Korelasi perpindahan massa yang dibangun dari eksperimen ini adalah:

$$Sh = (0,0092 \varphi^{-1,77}).(Re^{0,94})$$

5. Kandungan oksigen terlarut terendah yang didapatkan adalah sebesar 3,37 ppm dari konsentrasi awal sebesar 5,5 ppm dapat dicapai pada kontaktor membran dengan diameter selongsong 16 mm. Untuk itu, masih diperlukan penambahan luas permukaan kontak guna mencapai kandungan oksigen terlarut yang diharapkan.



DAFTAR REFERENSI

- Ahmed, T., Semmens, M. J., Voss, M. A. (2004). Oxygen Transfer Characteristic of Hollow- Fiber, Composite Membranes. *Advances in Environmental Research*, 8, 637- 646.
- Agustyani, Farida. (2006). Pengaruh Jumlah Serat, Temperatur, dan Konfigurasi Modul terhadap Efektivitas Kontaktor Membran Serat Berlubang pada Pemisahan Oksigen Terlarut dari Dalam Air [Skripsi]. Depok: Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
- Baker, Richard W. (2004). *Membrane Technology and Applications*. 2nd Edition. New York: John Wiley & Sons.
- Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN. (1960). *Transport Phenomena*. New York (USA): John Wiley & Sons, Inc.
- Coulson, J.M., Richardson, J.F. (1993). *Chemical Engineering* (4th ed.). New York: Pergamon Press.
- Cussler, E. L. (1984). *Diffusion, Mass Transfer in Fluid System*. Cambridge University Press.
- De Nevers, Noel (1991). *Fluid Mechanics for Chemical Engineers* (2nd ed.). New York: McGraw-Hill.
- Dissolved Oxygen, Juni 5, 2009.
<http://www.wikipedia.org>
- Gabelman, A., Sun, T. H. (1999). Hollow Fiber Membrane Contactors. *Journal of Membrane Science*, 159, 61-106.
- Hollow Fiber Membrane, Juni 1, 2009.
<http://www.cheresources.com>
- Kartohardjono, S., Peter, Farida, Christina, Lubis, S. H. (2006). Proses Penghilangan Oksigen Terlarut dari Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berlubang. *Jurnal Seminar Nasional Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia*.
- Kartohardjono, S., Kharisma, Immanuel. (2008). Pemisahan Oksigen Terlarut dari Dalam Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga dengan Metode Gas. *Jurnal Seminar Nasional Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia*.

- Kartohardjono, S., & Chen, V. (2005). Mass Transfer and Fluid Hydrodynamics in Sealed End Hydrophobic Hollow Fiber Membrane Gas-Liquid Contactors. *Journal of Membrane Science & Technology*, Vol 2, 1– 12.
- Leiknes, T., & Semmens, M. J. (2000). Vacuum Degassing Using Microporous Hollow Fiber Membranes. *Sep. Purif. Technol.*, 22 – 23, 287 – 294.
- Li, K., Chua, I., Ng, W.J., Teo, W.K. (1995). Removal of dissolved oxygen in ultrapure water production using membrane reactor”. *Chemical Engineering Science*, 50, 3547-3556.
- Lipnizki, F., & Field, R. W. (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.*, , 195 – 208.
- Mulder, M. (2000). *Basic principles of membrane technology* (2nd ed.). Dordrecht Kluwer Academic Publishers.
- Peng, Zan-Guo, Swin-Hui Lee, Tong Zhou, Jyh-Jeng Shieh, Tai-Shung Chung (2008). A Study on Pilot-Scale Degassing by Polypropylene (PP) Hollow Fiber Membrane Contactors. *J. Desal.*, 234, 316 – 322.
- Sengupta, A., Peterson, P. A., Miller, B. D., Schneider, J., Fulk, Jr., C. W. (1998). Large Scale Application of Membrane Contactors for Gas Transfer from or to Ultrapure Water. *Sep. Purif. Technol.*, 14, 189-200.
- Shao, Jiahui, Huifeng Liu, & Yiliang He (2008). Boiler Feed Water Deoxygenation Using Hollow Fiber Membrane Contactor. *J. Desal.*, 234, 370 – 377.
- SterlingDeaerator. *The Deaerator Principle*. Juli 4, 2010.
http://www.sterlingdeaerator.com/D_Prin.html
- Tan, X. Y., Goksen Capar, & K. Li (2005). Analysis of Dissolved Oxygen Removal in Hollow Fibre Membrane Modules: Effect of Water Vapour. *J. Membr. Sci.*, 251, 111 – 119.

LAMPIRAN

A. DATA PENELITIAN

Panjang serat (L)	= 43 cm
Diameter serat (d_f)	= 2 mm
Tekanan pompa vakum	= -13,69 psi
Jumlah serat (N_f)	= 10

A.1 Studi Perpindahan Massa

- Diameter selongsong (d_p)= 12 mm = 1,2 cm

Running 1

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5.2	27.5	28
250		5.4		28.5
300		5.5		28.3
350		5.7		28.2
400		5.5		28.1
450		5.9		28

Running 2

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	4.6	27.8	28.3
250		5.3		28.6
300		5.5		28.6
350		5.7		28.5
400		5.7		28.4
450		5.6		28.2

Running 3

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.1	3.7	27.8	27.9
250		4.6		28.4
300		4.4		28.4
350		4.3		28.2
400		4.3		28.1
450		4.3		28

Running 4

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6	5.8	27	28.7
250		5.7		28.6
300		5.6		28.6
350		5.6		28.5
400		5.7		28.4
450		5.7		28.3

Running 5

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.7	4.3	27.9	28.6
		4.6		28.6
		4.9		28.6
		5.2		28.6
		5.5		28.6
		5.7		28.6
250		5.4		28.8
		5.5		28.8
		5.7		28.8
300		5.1		28.8
		5.3		28.8
		5.5		28.8
		5.7		28.8
		5.8		28.8
350		5		28.9
		5.3		28.9
		5.4		28.9
		5.7		28.9
		5.8		28.9
400		4.9		29
		5.4		29
		5.5		29
		5.8		29
		5.9		29
450		4.9		29
		5.4		29
		5.5		29
		5.8		29

- Diameter selongsong (d_p)= 16 mm = 1,6 cm

Running 1

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.9	5.7	27.7	28.6
250		5.6		28.6
300		5.6		28.4
350		5.6		28.2
400		5.6		28.1
450		5.5		28

Running 2

Laju alir, 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		3.88		28.6
300		3.96		28.5
350		4		28.4
400		4.2		28.3
450		4.3		28.2

Running 3

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.7	5.6	30.5	31
250		5.6		31.6
300		5.6		31.7
350		5.6		31.7
400		5.6		31.5
450		5.7		31.7

Running 4

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.8	5.3	28	28.7
250		5.5		28.6
300		5.3		28.6
350		5.2		28.5
400		5.2		28.4
450		5.5		28.3

- Diameter selongsong (d_p)= 19 mm = 1,9 cm

Running 1

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6.1	5.4	28	29
250		5.5		29
300		5.7		28.9
350		5.6		28.8
400		5.7		28.6
450		5.8		28.7

Running 2

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6.1	5.3	28.7	29.7
250		5.3		29.7
300		5.4		29.7
350		5.6		29.5
400		5.6		29.4
450		5.8		29.2

Running 3

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.9	5.6	28.7	29.7
250		5.6		29.7
300		5.7		29.7
350		5.7		29.5
400		5.6		29.4
450		5.7		29.2

Running 4

Laju alir, Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	6.2	5.6	27.8	28.4
250		5.7		28.1
300		5.7		28.5
350		5.72		28.4
400		5.7		28.3
450		5.7		28.2

A.2 Studi Hidrodinamika

Kontaktor diameter, d_p	Laju alir, Q (L/jam)	ΔP (kg/ cm ²)			
		ΔP 1	ΔP 2	ΔP 3	ΔP rata-rata
12 mm	200	0.076	0.072	0.056	0.068
	250	0.086	0.08	0.064	0.077
	300	0.094	0.094	0.078	0.089
	350	0.104	0.106	0.092	0.101
	400	0.124	0.12	0.106	0.117
	450	0.138	0.134	0.128	0.133
	500	0.162	0.158	0.148	0.156
16 mm	200	0.062	0.05	0.06	0.057
	250	0.064	0.058	0.062	0.061
	300	0.068	0.064	0.066	0.066
	350	0.078	0.070	0.076	0.075
	400	0.082	0.080	0.080	0.081
	450	0.088	0.086	0.090	0.088
	500	0.098	0.096	0.098	0.097
19 mm	200	0.052	0.052	0.052	0.052
	250	0.052	0.054	0.054	0.053
	300	0.054	0.054	0.054	0.054
	350	0.056	0.056	0.056	0.056
	400	0.060	0.060	0.060	0.060
	450	0.062	0.062	0.062	0.062
	500	0.064	0.064	0.064	0.064

B. CONTOH PERHITUNGAN

Contoh perhitungan menggunakan diameter selongsong modul d_p , 12mm, diameter serat, d_f , 2 mm, jumlah serat, n , 10, dan debit air, Q , 300 L/h.

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 melewati modul (ppm)

$$Q = 300 \frac{\text{L}}{\text{h}} \times 1000 \frac{\text{cm}^3}{\text{L}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 83,3333 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$A_m = n \cdot \pi \cdot d_p \cdot L = 10 \times 3,14 \times 0,2 \text{ cm} \times 43 \text{ cm} = 270,04 \text{ cm}^2$$

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

$$= \frac{83,3333 \text{ cm}^3/\text{s}}{270,04 \text{ cm}^2} \ln \left(\frac{1}{1-(1-(5,55/5,8))} \right) = 0,014 \text{ cm/s}$$

B.2 Perhitungan Bilangan Sherwood (Sh) Eksperimen

Persamaan yang digunakan adalah Persamaan 2.7.

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

dimana

k_L = koefisien perpindahan massa fase 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 2.13.

$$d_e = \frac{d_p^2 - N.d_f^2}{d_p + N.d_f}$$

dimana

N = jumlah serat

d_f = diameter serat berongga (cm)

d_p = diameter dalam selongsong kontaktor (cm)

Dan 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 (0,0008266 Pa.s pada $28,6^{\circ}C$)

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

$$d_e = \frac{d_p^2 - n.d_f^2}{d_p + n.d_f} = \frac{1,2^2 - 10 \times 0,2^2}{1,2 + (10 \times 0,2)} = 0,325 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned} D_{12} &= 1,1728 \times 10^{-16} \frac{T(\chi_2 M_2)^{1/2}}{\mu_2 V_1^{0,6}} \\ &= 1,1728 \times 10^{-16} \times \frac{301,6 \times (2,6 \times 18,016)^{1/2}}{0,0008266 \times 0,0259^{0,6}} \\ &= 2,623 \times 10^{-9} \text{ m}^2/s = 2,623 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/s \end{aligned}$$

Jadi, bilangan Sherwoodnya adalah

$$Sh = k_L \frac{d_e}{D} = 0,014 \text{ cm/s} \times \frac{0,325 \text{ cm}}{2,623 \times 10^{-5} \text{ cm}^2/s} = 168,501$$

B.3 Perhitungan Bilangan Sherwood (Sh) Eksperimen

Bilangan Reynold diperlukan untuk melihat bagaimana afinitas ketergantungan bilangan Sherwood terhadap bilangan Reynoldnya. Persamaan untuk mencari bilangan Reynold adalah Persamaan 3.5 dimana ρ adalah densitas air ($0,996 \text{ g/m}^3$ pada $28,6^\circ\text{C}$) dan v_L adalah laju alir volumetrik (cm/s). Untuk memperoleh laju alir volumetrik, diperlukan nilai A_{flow} .

$$\begin{aligned}
 A_{flow} &= A_{pipa} - A_{penampangmembran} = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_p^2 \right) - \left(n \cdot \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_f^2 \right) \\
 &= \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times 1,2^2 \right) - \left(10 \times \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,2^2 \right) \\
 &= 0,8164 \text{ cm}^2 \\
 v_L &= \frac{Q}{A_{flow}} = \frac{83,3333 \text{ cm}^3/\text{s}}{0,8164 \text{ cm}^2} = 102,074 \text{ cm/s} \\
 Re &= \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} = \frac{0,325 \text{ cm} \times 0,996 \text{ g/cm}^3 \times 102,074 \text{ cm/s}}{0,008266 \text{ g/cm.s}} = 3997,472
 \end{aligned}$$

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

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

Diameter selongsong, d_p	α
12 mm	0,811
16 mm	1
19 mm	0,9958
Rata-rata	0,9356

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, $f(\varphi)$.

Diameter serat, d_f	$f(\varphi)$	φ
12 mm	0,0891	0,2778
16 mm	0,2471	0,1563
19 mm	0,4546	0,1108

Dengan φ adalah *packing fraction*, misalnya untuk kontaktor dengan diameter selongsong 12 mm diperoleh dengan cara:

$$\varphi = n \frac{d_f^2}{d_p^2} = 10 \times \frac{0,2^2}{1,2^2} = 0,2778$$

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

B.5 Membandingkan Hasil Nilai Bilangan Sh dan Re dengan 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 yang diambil pula pada eksperimen ini. Digunakan data hasil *Running 5* untuk diameter selongsongt, d_p , 12 mm berjumlah, n , 10.

Berikut adalah data penelitian yang digunakan untuk perbandingan.

Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
200	5.8	5.3	28	28.8
250		5.6		28.9
300		5.6		29.2
350		5.6		28.9
400		5.6		29
450		5.6		29.3

Panjang membran serat berongga $\rightarrow L = 43$ cm

Diameter dalam selongsong kontaktor $\rightarrow d_f = 0,2$ cm

Difusivitas pada $T = 29,01^{\circ}\text{C}$	$\rightarrow D = 2,6523 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$
Viskositas air pada $T = 29,01^{\circ}\text{C}$	$\rightarrow \mu = 0,008184 \text{ g/cm.s}$
Densitas air pada $T = 29,01^{\circ}\text{C}$	$\rightarrow \rho = 0,995915 \text{ g/cm}^3$

Berdasarkan pengolahan data penelitian dengan metode gas penyapu tersebut, dengan variasi jumlah serat, diperoleh model untuk persamaan perpindahan massa, yaitu: $Sh = (0,0061 \phi^{-1,891})(Re^{0,89})$

Dengan menggunakan cara yang sama seperti cara perhitungan dari B.1 – B.4, diperoleh nilai Re untuk masing-masing laju alir. Nilai Re ini dimasukkan ke persamaan model Sh yang diperoleh sehingga dapat di-plot suatu garis hubungan antara Re dan Sh (lihat Gambar 4.3) yang digunakan untuk membandingkan hasil penelitian metode kombinasi gas penyapu dan vakum dengan hasil penelitian metode gas penyapu.

B.6 Menghitung Faktor Friksi

Untuk menghitung faktor friksi, f , digunakan persamaan Fanning seperti pada Persamaan 2.12. Untuk diameter selongsong, d_p , 12 mm dan debit air, Q , 300 L/h, nilai *pressure drop*-nya, ΔP , adalah 0,042 bar. Data-data lain yang dibutuhkan:

Viskositas air pada $T = 28,9^{\circ}\text{C}$	$\rightarrow \mu = 0,00087 \text{ g/cm.s}$
Densitas air pada $T = 28,9^{\circ}\text{C}$	$\rightarrow \rho = 0,9960 \text{ g/cm}^3$

Sehingga, faktor friksi eksperimennya adalah

$$f = \frac{d_e \Delta P}{2 L \rho v_L^2} = \frac{0,325 \text{ cm} \times 18834 \text{ dyn/cm}^2}{2 \times 43 \text{ cm} \times 0,9960 \text{ g/cm}^3 \times (102,074 \text{ cm/s})^2} = 0,0155$$

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

Sebelumnya dicari nilai bilangan Reynold, Re:

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v_L}{\mu} = \frac{0,325 \text{ cm} \times 0,9960 \text{ g/cm}^3 \times 102,074 \text{ cm/s}}{0,00087 \text{ g/cm.s}} = 3997,4715$$

Karena bilangan Reynold yang diperoleh mendekati 4000, maka aliran merupakan aliran turbulen sehingga faktor friksi teoritisnya adalah:

$$f = \frac{0,0791}{\text{Re}^{1/4}} = \frac{0,0791}{3997,4715^{1/4}} = 0,00995$$

Rasio friksinya adalah:

$$\text{Rasio friksi} = \frac{f_{\text{eksperimen}}}{f_{\text{literatur}}} = \frac{0,0155}{0,00995} = 1,5538$$

Properti friksi untuk diameter selongsong dan laju alir lainnya:

$d_p = 12 \text{ mm}$	Laju alir, Q (L/h)	$f_{\text{eksperimen}}$	f_{teoritis}	rasio friksi
	200	0.0154	0.0110	1.4017
	250	0.0154	0.0104	1.4836
	300	0.0155	0.0099	1.5538
	350	0.0155	0.0096	1.6157
	400	0.0155	0.0093	1.6711
	450	0.0155	0.0090	1.7215
	500	0.0155	0.0088	1.7679

$d_p = 16 \text{ mm}$	Laju alir, Q (L/h)	$f_{\text{eksperimen}}$	f_{teoritis}	rasio friksi
	200	0.0425	0.0113	3.7536
	250	0.0424	0.0107	3.9644
	300	0.0424	0.0102	4.1462
	350	0.0424	0.0098	4.3068
	400	0.0424	0.0095	4.4512
	450	0.0424	0.0092	4.5828
	500	0.0423	0.0090	4.7039

$d_p = 19 \text{ mm}$	Laju alir, Q (L/h)	$f_{\text{eksperimen}}$	f_{teoritis}	rasio friksi
	200	0.0500	0.0116	4.3209
	250	0.0504	0.0110	4.5992
	300	0.0506	0.0105	4.8349
	350	0.0507	0.0101	5.0405
	400	0.0509	0.0097	5.2238
	450	0.0510	0.0095	5.3897
	500	0.0510	0.0092	5.5416