

**PEMISAHAN OKSIGEN TERLARUT DARI DALAM
AIR MENGGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN
SERAT BERONGGA DENGAN METODE GAS
PENYAPU**

SKRIPSI

Oleh

IMMANUEL KHARISMA
04 04 06 0292



**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
GENAP 2007/2008**

**PEMISAHAN OKSIGEN TERLARUT DARI DALAM
AIR MENGGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN
SERAT BERONGGA DENGAN METODE GAS
PENYAPU**

SKRIPSI

Oleh

IMMANUEL KHARISMA
0404060292



**SKRIPSI INI DIAJUKAN UNTUK MELENGKAPI SEBAGIAN
PERSYARATAN MENJADI SARJANA TEKNIK**

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
GENAP 2007/2008**

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi dengan judul:

**PEMISAHAN OKSIGEN TERLARUT DARI DALAM AIR
MENGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA
DENGAN METODE GAS PENYAPU**

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia, sejauh yang saya ketahui bukan merupakan tiruan atau duplikasi dari skripsi yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di Perguruan Tinggi atau Instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 14 Juli 2008

IMMANUEL KHARISMA

NPM 0404060292

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul :

**PEMISAHAN OKSIGEN TERLARUT DARI DALAM AIR
MENGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA
DENGAN METODE GAS PENYAPU**

dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Skripsi ini telah diujikan pada sidang ujian skripsi pada tanggal 8 Juli 2008 dan dinyatakan sah sebagai skripsi pada Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

Depok, 14 Juli 2008

Dosen Pembimbing

Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc., Ph. D.

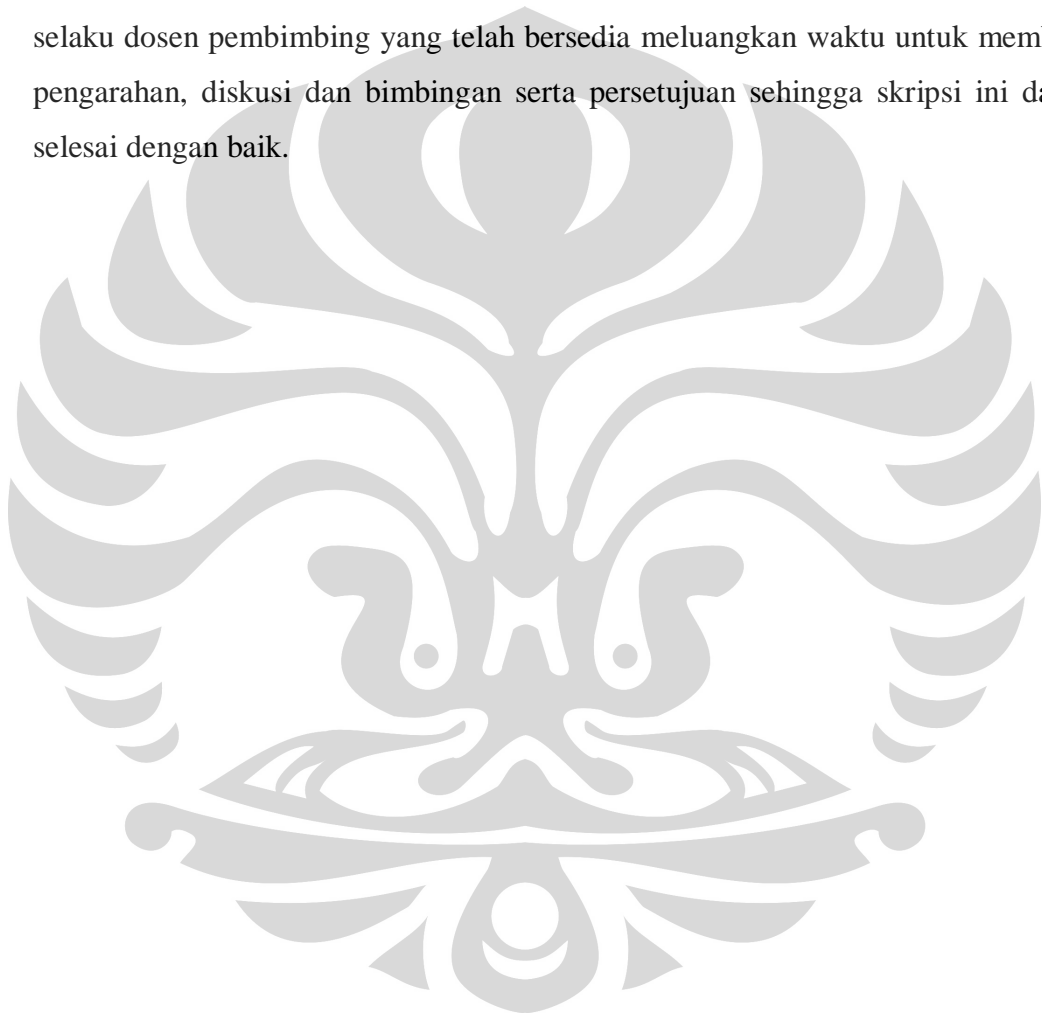
NIP 131 803 508

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terima kasih kepada:

Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc, Ph.D

selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi dan bimbingan serta persetujuan sehingga skripsi ini dapat selesai dengan baik.



KATA PENGANTAR

“How great is our God !!!”, ungkapan rasa syukur saya kepada Tuhan karena Dia-lah skripsi ini dapat diselesaikan tepat pada waktunya. Skripsi dengan judul ” **“Pemisahan Oksigen Terlarut Dari Dalam Air Menggunakan Kontaktor Membran Serat Berongga Dengan Metode Gas Penyapu”** ini disusun untuk memenuhi sebagian persyaratan akademis dalam meraih gelar Sarjana Teknik di Departemen Teknik Kimia FTUI.

Penyusunan skripsi ini banyak dibantu oleh berbagai pihak, baik rekan-rekan penulis dan bimbingan dari para dosen-dosen di Departemen Teknik Kimia maupun dari berbagai pihak lainnya, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan terima kasih sebesar-besarnya kepada :

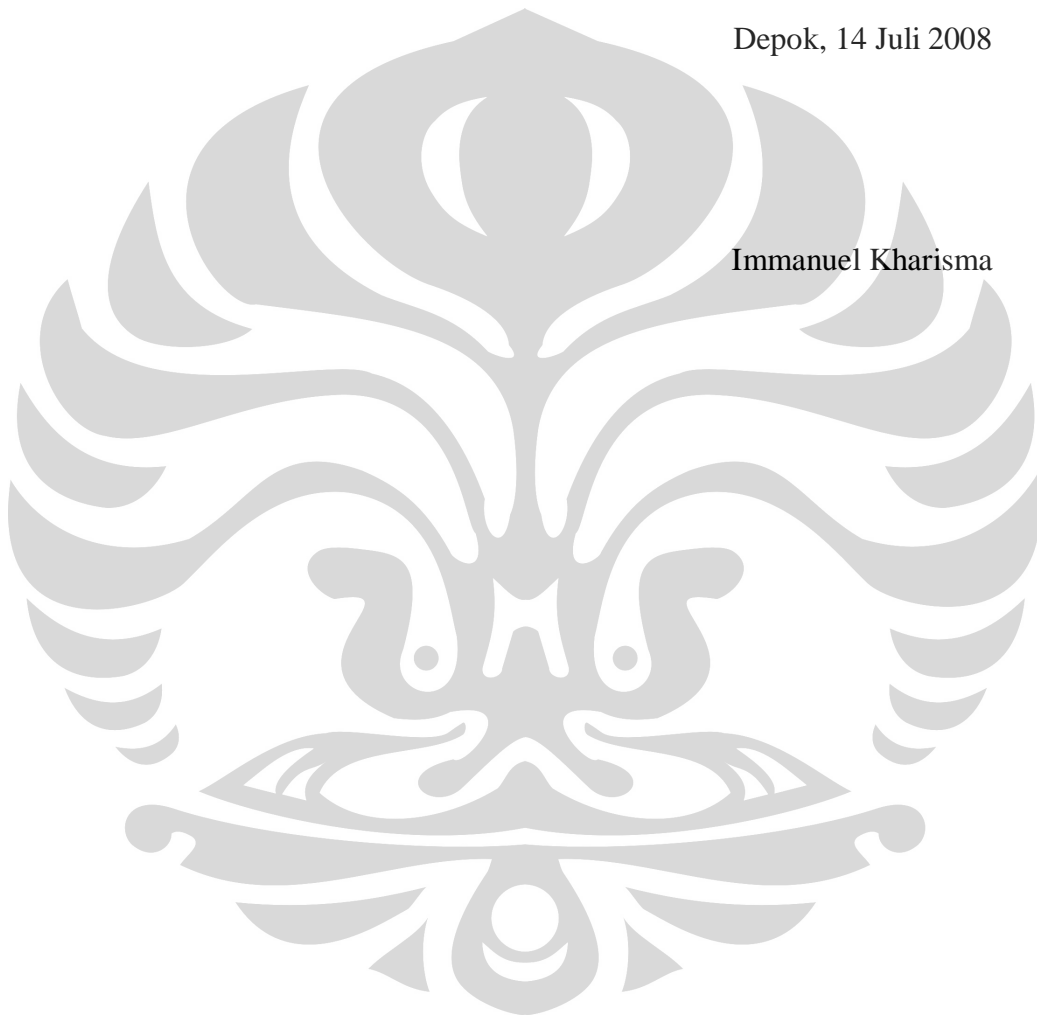
1. Allah Bapa di surga karena masih memberi kasih dan anugerah-Nya kepada saya hingga penyusunan skripsi ini selesai
2. Mama, ka Mega, dan Temmy sebagai keluarga yang selalu memberi rasa nyaman, dorongan dan masukan kepada saya
3. Bapak Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kima FTUI
4. Bapak Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc., Ph. D. selaku dosen pembimbing yang rela meluangkan waktu dalam penyusunan dan pemeriksaan tulisan ini
5. Gilbert, sebagai rekan sekerja dan sahabat yang selalu membantu baik di dalam kampus maupun saat di luar kampus
6. Bapak Nelson dan Bapak Yuliusman yang menjadi dosen penguji saat sidang skripsi
7. Pembimbing Akademis, Bapak Setiadi dan dosen-dosen lain yang juga selalu bersedia membantu saya dalam penyelesaian tulisan ini
8. Teman-teman GP 2004 seperjuangan atas kebersamaan, semangat, dan dukungannya dalam penyusunan skripsi ini

9. Mas Taufik, Mas Heri, Mang Ijal, dan semua karyawan DTK yang selalu ada di saat saya membutuhkan

Penulis menyadari masih banyak terdapat kekurangan dalam penulisan skripsi ini. Untuk itu, saran dan kritik sangat diharapkan untuk memperbaiki penulisan di masa yang akan datang.

Depok, 14 Juli 2008

Immanuel Kharisma



Immanuel Kharisma
NPM 04 04 06 0292
Departemen Teknik Kimia

Dosen Pembimbing
Ir. Sutrasno Kartohardjono, M. Sc, Ph.D

**PEMISAHAN OKSIGEN TERLARUT DARI AIR MENGGUNAKAN
KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA DENGAN METODE
GAS PENYAPU**

ABSTRAK

Upaya menurunkan kadar DO adalah hal yang penting dalam industri seperti diketahui oksigen punya efek oksidatif dan korosif terhadap bahan-bahan lain. Penggunaan : *packing tower*, *mixer settler*, *chemical additive*, & membran merupakan upaya-upaya yang sudah dilakukan selama ini dan yang menjadi unggulan ialah membran karena biaya investasi dan operasional yang lebih rendah, mudah dikombinasikan, mudah di *scale-up*, operasi kontinu, ramah lingkungan dan *save-spacing*. Luas permukaan kontak per volume dan pada prosesnya kemungkinan terjadinya *foaming* dan *flooding* kecil sebab kontak antar fasa yang minimum menjadi kelebihan performa dibanding metode konvensional.

Dari berbagai jenis modul membran, modul membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*) adalah modul yang paling banyak digunakan dalam desorpsi oksigen terlarut dari air. Membran yang digunakan adalah membran polipropilen hidrofobik dengan diameter : 0,2 cm. Transfer oksigen terlarut terjadi tiga tahap yaitu: transfer oksigen terlarut dalam air, difusi oksigen terlarut melalui membran, dan difusi oksigen terlarut ke dalam aliran udara gas penyapu.

Penelitian ini akan berfokus pada performa pengurangan kadar oksigen dari air pada modul yang sudah dibuat pada 30-40-50 jumlah serat. Performa modul kontaktor diindikasikan dengan parameter nilai bilangan Sherwood dan properti hidrodinamika yang terjadi. Korelasi nilai bilangan Sherwood terhadap faktor geometri dan sifat aliran terlihat pada persamaan perpindahan massa yang mana juga menjadi model persamaan.

Dari hasil eksperimen, dihasilkan koefisien perpindahan massa sebesar 0,0022-0,0066 cm/s dan nilai ini berbanding lurus dengan kenaikan fraksi kepadatan membran pada laju alir linier yang sama. Korelasi perpindahan massa yang terbentuk: $Sh = (0.0106 \phi^{-1.4169})(Re^{0.99})$ dan properti hidrodinamika (penurunan tekanan) yang terjadi menunjukkan perpindahan massa terjadi di daerah laminar. Studi hidrodinamika juga menunjukkan faktor friksi aliran lebih besar 9,5 – 10,7 kali dibanding faktor friksi literatur.

Kata kunci : Kontaktor ; Membran ; Sherwood ; Hidrodinamika ; Gas Penyapu

Immanuel Kharisma
NPM 04 04 06 0292
Chemical Engineering Department

Counsellor
Ir. Sutrasno Kartohardjono, M. Sc, Ph.D

DISSOLVED OXYGEN REMOVAL FROM WATER USING HOLLOW FIBER MEMBRANE CONTACTOR WITH SWEEPING GAS METHOD

ABSTRACT

As dissolved oxygen has oxidizing and corroding character if placed next to other material, effort to decrease the dissolved oxygen concentration is a crucial role especially in industry. Until now utilization of packing tower, mixer settler, chemical additive, & membrane are the common way to reach decreased dissolved oxygen number. But membrane has some strong point compared to others, such as: lower cost, easy to scale-up, continuous operation, environmental friendly, & save spacing. Technical advantages of using membrane are its surface area per volume much higher than conventional method and lower opportunity to have flooding and foaming problems because minimum interface contact during process.

Hollow fiber membrane contactor is the most popular membrane module used in dissolved oxygen problem area. The membrane which is used have diameter of 0,2 cm. Three steps of mass oxygen transfer are : oxygen transfer in the water, dissolved oxygen diffusion into membrane pore, and diffusion of the oxygen to introduced sweeping gas.

This research will be focused on dissolved oxygen removal performance using membrane module that have 30, 40, & 50 fibers inside. The performance of the module indicated by Sherwood number and hydrodynamic properties that occur during experiment. And equation model of the module will be developed as it affected by geometry factor of the module and type of the water flow.

As the result, mass transfer coefficient calculated output are 0,0022-0,0066 cm/s and this value are proportional to increase in geometry factor number in equal linear flow rate. Mass transfer correlation that developed is $Sh = (0.0106 \phi^{-1.4169})(Re^{0.99})$, and the result of dropped pressure during experiment show that mass transfer occur in laminar flow. Further, the hydrodynamic study result show that friction factor of the experiment flow 9,5-10,7 times higher than literature friction factor.

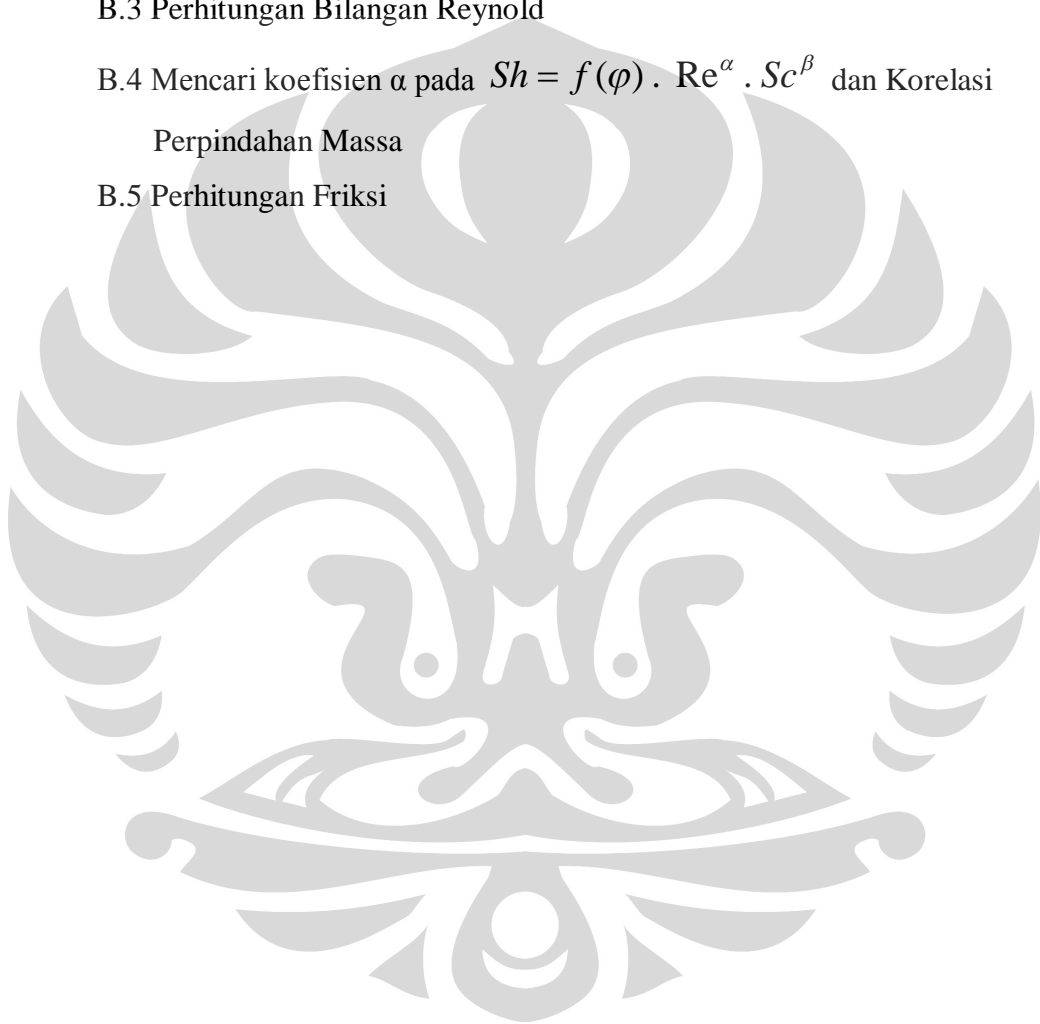
Keywords : Contactor ; Membrane ; Sherwood number ; Hydrodynamic ; Sweeping Gas

DAFTAR ISI

	Halaman
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI	ii
PENGESAHAN	iii
UCAPAN TERIMA KASIH	iv
KATA PENGANTAR	v
ABSTRAK	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
DAFTAR SIMBOL	xv
DAFTAR PERSAMAAN	xvi
BAB I PENDAHULUAN	xvii
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN MASALAH	4
1.3 TUJUAN PENELITIAN	4
1.4 BATASAN MASALAH	4
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	6
2.1 PROSES DESORPSI	6
2.2 MEMBRAN	8
2.3 MEMBRAN BERPORI DAN MEMBRAN TIDAK BERPORI	9
2.3.1 Membran Berpori (<i>Porous Membrane</i>)	10
2.3.3 Membran Tak Berpori (<i>Dense Membrane</i>)	12
2.4 MEMBRAN POLIPROPILEN	12
2.5 KONTAKTOR MEMBRAN	14
2.5.1 Kontaktor Membran Gas-Cair	15
2.5.2 Kontaktor Membran Cair-Cair	16
2.6 KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA (HOLLOW FIBER MEMBRANE CONTACTOR)	16

	Halaman
2.6.1 Karakteristik Kontaktor Membran Serat Berongga	16
2.6.2 Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran Serat Berongga	17
2.6.3 Aplikasi Kontaktor Membran Serat Berongga	20
2.7 PROSES DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI AIR	
MENGGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA	21
2.7.1 Fraksi Kepadatan Modul	22
2.7.2 Studi Perpindahan Massa pada Kontaktor Mebran Serat Berongga dalam Proses Desorpsi OksigenTerlarut dari air	22
2.7.3 Studi Hidrodinamika Air pada Kontaktor Membran Serat Berongga	25
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	27
3.1. PENDAHULUAN	27
3.2. PROSEDUR PENELITIAN	27
3.2.1. Studi Literatur	27
3.2.2. Persiapan Alat dan Bahan	28
3.2.3. Pengolahan Data Jumlah Serat dari Hasil Permodelan	29
3.2.4. Pembuatan Modul dari Data Hasil Permodelan	29
3.2.5. Perangkaian Alat	30
3.2.6. Pengujian Perpindahan Massa	31
3.2.7. Pengujian Hidrodinamika	31
3.2.8. Pengolahan Data dan Analisis Hasil	31
3.3 DIAGRAM ALIR PENELITIAN	32
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	33
4.1 STUDI PERPINDAHAN MASSA	33
4.1.1 Koefisien perpindahan massa	34
4.1.2 Korelasi perpindahan massa	35
4.2 STUDI HIDRODINAMIKA	42
4.2.1 Penurunan Tekanan (ΔP)	42
4.2.2 Faktor friksi	44
4.2.3 Rasio friksi	45
BAB V KESIMPULAN	47
DAFTAR PUSTAKA	49
LAMPIRAN	51

	Halaman
A. DATA PENELITIAN	51
A.1 Studi Perpindahan Massa	51
A.2 Studi Hidrodinamika	54
B. CONTOH PERHITUNGAN	54
B.1 Perhitungan Koefisien Transfer Perpindahan Massa (kL)	54
B.2 Perhitungan Bilangan Sherwood	55
B.3 Perhitungan Bilangan Reynold	56
B.4 Mencari koefisien α pada $Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha \cdot Sc^\beta$ dan Korelasi Perpindahan Massa	57
B.5 Perhitungan Friksi	58



DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2. 1 Profil Konsentrasi Zat A dalam Cairan dan Tekanan Parsial A di antara Fasa Cair dan Gas (Coulson & Richardson, 1991)	6
Gambar 2. 2 Profil Konsentrasi Oksigen Terlarut Melewati Membran	7
Gambar 2. 3 Perpindahan Massa pada Membran	9
Gambar 2. 4 Skema Aliran Membran (a) Dead-End dan (b) Cross-flow	9
Gambar 2. 5 Porous & Dense Membrane	10
Gambar 2. 6 Jenis konfigurasi rantai polipropilen : (a) Isotaktik, (b) Ataktik / Syndiotaktik	14
Gambar 2. 7 Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fasa Cair (kiri) dan dengan Fasa Cair (kanan) Perbedaan Konsentrasi ditunjukkan pada Gambar di Bawahnya (Mulder, 1997)	15
Gambar 2. 8 Kontaktor Membran Serat Berongga (Gabelman, 1999)	17
Gambar 3. 1 Skema Perangkaian Alat	30
Gambar 3. 2 Skema Penelitian	32
Gambar 4. 1 Variasi koefisien perpindahan massa terhadap kecepatan air linear	34
Gambar 4. 2 Variasi bilangan Sherwood (Sh) terhadap bilangan Reynold (Re)	36
Gambar 4. 3 Variasi bilangan Sherwood (Sh) terhadap bilangan Reynold (Re) dan Schmidt (Sc) dalam persamaan $Re^{0,99} \cdot Sc^{0,33}$	37
Gambar 4. 4 Variasi $f(\varphi)$ terhadap φ	38
Gambar 4. 5 Variasi bilangan Sherwood (Sh) percobaan dan Sh pemodelan terhadap bilangan Reynold	41
Gambar 4. 6 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap laju alir volumetrik (Q)	42
Gambar 4. 7 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap bilangan Reynold (Re)	43
Gambar 4. 8 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap laju alir linear (vL)	44
Gambar 4. 9 Variasi fator friksi kontaktor (f) membran terhadap bilangan Reynold (Re)	45
Gambar 4. 10 Variasi rasio friksi (f ratio) kontaktor membran serat berongga terhadap bilangan Reynold (Re)	46

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 2. 1 Aplikasi membran	20



DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
Lampiran A DATA PENELITIAN	51
A.1 Studi Perpindahan Massa	51
A.2 Studi Hidrodinamika	54
Lampiran B CONTOH PERHITUNGAN	54
B.1 Perhitungan Koefisien Transfer Perpindahan Massa (kL)	54
B.2 Perhitungan Bilangan Sherwood	55
B.3 Perhitungan Bilangan Reynold	56
B.4 Mencari koefisien α pada $Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha \cdot Sc^\beta$ dan korelasi perpindahan massa	57
B.5 Perhitungan Friksi	58

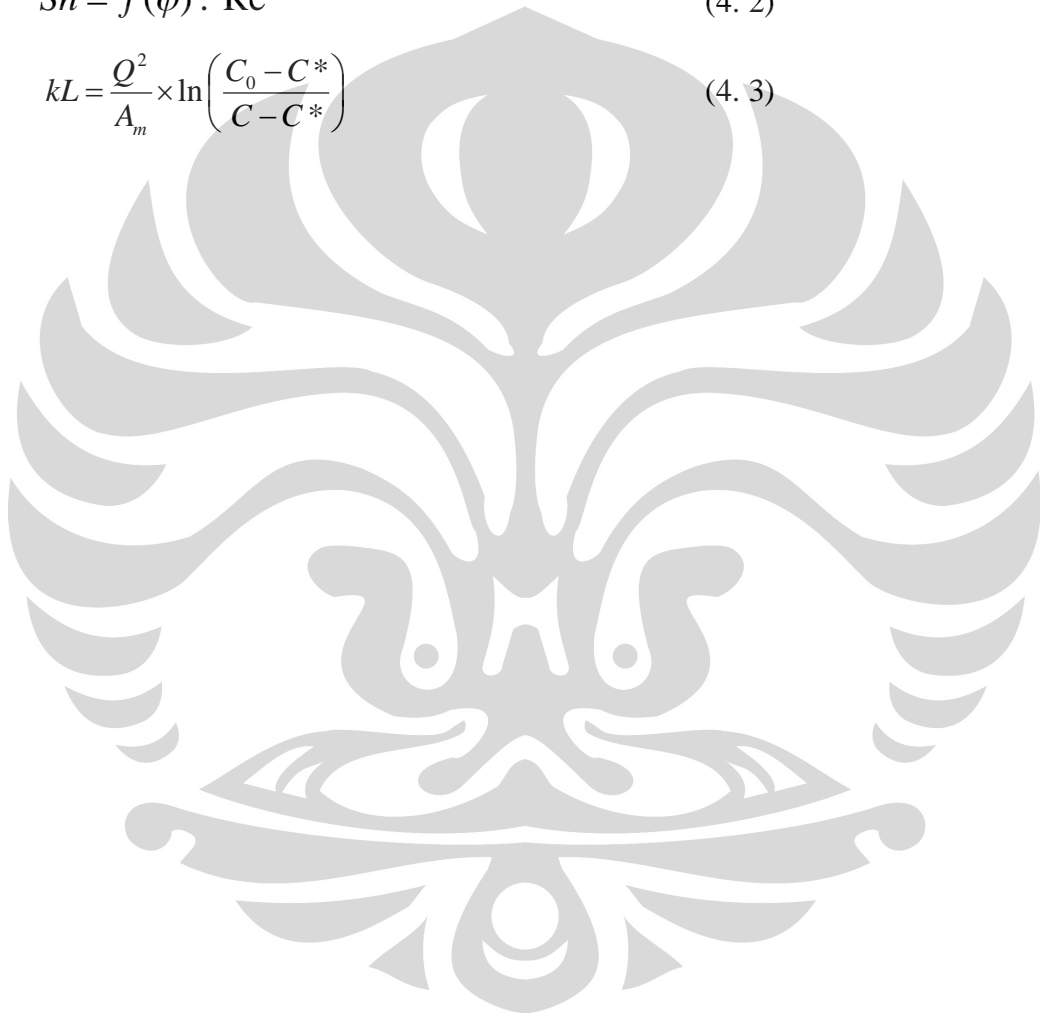
DAFTAR SIMBOL

Simbol	Keterangan	Satuan
a	Luas permukaan spesifik kontaktor	$\text{cm}^2 \text{cm}^{-3}$
C_o	Konsentrasi awal oksigen di dalam air sebelum melewati membran	ppm
C	Konsentrasi akhir oksigen di dalam air setelah melewati membran	ppm
d_e	Diameter ekivalen kontaktor	cm
d_p	Diameter selongsong kontaktor	cm
D	Difusivitas oksigen di dalam air	$\text{cm}^2 \text{s}^{-1}$
H	Konstanta Henry	H
K, kL, kG, kM	Koefisien perpindahan massa keseluruhan fasa cair, gas, dan membran	cm s^{-1}
L	Panjang serat	cm
n	Jumlah serat	buah
Q	Laju alir dalam kontaktor	$\text{cm}^3 \text{s}^{-1}$
Re	Bilangan Reynold	-
Sh	Bilangan Sherwood	-
Sc	Bilangan Schmidt	-
T	Waktu	s
v_L	Kecepatan air linear	cm s^{-1}
V	Volume air	cm^3
α	Eksponen bilangan Reynold	-
β	Eksponen bilangan Schmidt	-
ϕ	Fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor	-
ρ	Densitas	g cm^{-3}
ν	Viskositas kinematik	$\text{cm}^2 \text{s}^{-1}$

DAFTAR PERSAMAAN

	Halaman
$\varphi = \frac{N \cdot d_f^2}{d_p^2} \quad (2.1)$	22
$H = \frac{P}{C^*} \quad (2.2)$	23
$Nf = K(C_L - C^*) \quad (2.3)$	23
$\frac{1}{K} = \frac{1}{Hk_G} + \frac{1}{Hk_m} + \frac{1}{Hk_L} \quad (2.4)$	23
$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_L} \quad (2.5)$	24
$Sh = \alpha \cdot Re^b \cdot Sc^c \quad (2.6)$	24
$Sh = \frac{k_L \cdot d_e}{D} \quad (2.7)$	24
$Re = \frac{v \cdot d}{\nu} \quad (2.8)$	24
$Sc = \frac{\nu}{D} \quad (2.9)$	24
$Re = \frac{de \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.10)$	25
$f = \frac{d_e \cdot \Delta P}{4 \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} \quad (2.11)$	25
$f = \frac{16}{Re} \quad (2.12)$	25
$f = \frac{0.0396}{Re^{(1/4)}} \quad (2.13)$	26
$F = Aw(0.5 \cdot \rho \cdot v^2) \cdot f \quad (2.14)$	26
$d_e = \frac{d_p^2 - N \cdot d_f^2}{d_p + N \cdot d_f} \quad (2.15)$	26

	Halaman
$f = \frac{\varepsilon \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \Delta P}{4 \cdot d_o \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2}$	(3. 1) 31
$f_{ratio} = \frac{f_{modul}}{f_{literatur}}$	(3. 2) 31
$Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha \cdot Sc^\beta$	(4. 1) 35
$Sh = f(\varphi) \cdot Re^\alpha$	(4. 2) 35
$kL = \frac{Q^2}{A_m} \times \ln\left(\frac{C_0 - C^*}{C - C^*}\right)$	(4. 3) 41





BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Air sebagai salah satu utilitas utama dalam industri memiliki peranan yang sangat penting, baik itu sebagai bahan baku produksi, agen penukar panas, maupun sebagai bahan keperluan skala industri lainnya. Dalam air proses ini, masih terdapat kadar oksigen walaupun tingkatnya kecil namun efeknya akan cukup besar terhadap proses produksi secara keseluruhan. Efek yang dimaksud ialah efek negatif seperti efek korosif, dan juga efek oksidatif. Misalkan saja pada industri semikonduktor dan pembangkit listrik, bilamana air proses yang dipakai memiliki kadar oksigen yang masih cukup tinggi akan dapat menyebabkan terjadinya proses oksidatif secara lebih cepat terhadap peralatan produksi dan juga produk yang dihasilkan, misalkan terjadinya korosi pada turbin atau terciptanya chip yang cacat karena kandungan SiO_2 yang terlalu besar. Tidak hanya pada dua industri itu terjadi masalah produksi, namun juga berpengaruh di industri makanan-minuman dan farmasi.

Untuk setiap industri, keperluan pemisahan oksigen dari air prosesnya dapat berbeda-beda, tergantung dari keperluan dan tingkat toleransinya. Dalam industri pembangkit listrik, sebagai contoh, korosi pada *boiler* atau sistem perpipaan di dalamnya dapat dicegah jika tingkat oksigen terlarut dalam air di bawah 0.5 ppm (mg/L) (Ito et al., 1998). Pada industri semikonduktor, konsentrasi oksigen terlarut harus diturunkan hingga ke level kurang dari 10 ppb (mg/m^3) untuk mencegah pembentukan silika oksida (lapisan oksida) dalam sistem *water-immersion* (Li et al., 1995). Sedangkan pada industri makanan, oksigen menyebabkan pertumbuhan bakteri aerob yang dapat mengurangi daya tahan makanan dan pada industri farmasi, oksigen dikhawatirkan akan mengoksidasi



zat-zat yang digunakan dalam proses pembuatan obat-obatan sehingga produk yang dihasilkan dapat berbahaya bagi tubuh manusia.

Dengan adanya gejala seperti ini maka diperlukan adanya suatu cara dalam mengurangi kadar oksigen dalam air proses. Yang telah dilakukan selama ini antara lain dengan penggunaan alat-alat seperti : *packing tower, mixer settler, chemical additive, membrane*. Misalkan saja proses pemisahan yang telah dilakukan adalah dengan cara mengkontakkan air (dalam *packing tower*) dengan oksigen terlarut dengan fasa gas atau cair yang akan menerima oksigen terlarut tersebut (desorpsi oksigen). Namun ada kelemahan pada operasi konvensional ini, yaitu akan terjadinya *flooding* atau kebanjiran bila laju alir gas terlalu besar dibanding laju alir fasa cair, selain *flooding* dapat juga terjadi *unloading* bila laju alir fasa cair lebih besar dari laju alir fasa gas. Selain itu kolom konvensional yang mengkontakkan langsung kedua fasa ini, *disperse*, memungkinkan timbulnya masalah lain yaitu terbentuknya emulsi (*foaming*) yang akan menurunkan luas permukaan kontak perpindahan massa (Gabelman dan Hwang, 2006).

Teknologi desorpsi oksigen yang lebih baik dan berkembang saat ini adalah pemakaian sistem membran kontaktor. Sistem membran ini memiliki banyak kelebihan dibanding sistem konvensional seperti *packed tower* tadi, seperti misalkan lebih besarnya luas permukaan kontak per volume dibanding metode konvensional seperti penggunaan *packed & tray column*, seperti yang telah dilaporkan sebelumnya "Luas kontak membran mencapai 1600-6600 m²/m³ jauh dibandingkan *packed & tray column* 30-300 m²/m³" (Mulder, 1997).

Karena fungsinya yang sebagai kontaktor mencegah dispersi antara fasa gas dan cair, maka permasalahan seperti *foaming, flooding* dan *uploading* dapat dihindari. Keunggulan lainnya adalah kontaktor membran memiliki biaya investasi dan operasional yang lebih rendah, mudah dikombinasikan dengan unit operasi lain, mudah di *scale-up*, operasi dapat berlangsung kontinu, tidak mencemari lingkungan karena tidak ada zat aditif yang digunakan dan tidak memerlukan ruang yang besar. Sedangkan kelemahan yang paling sering ada dalam teknologi membran adalah terjadinya *channeling & fouling* (tertutupnya permukaan membran karena adanya polarisasi konsentrasi) yang menurunkan



efisiensi kinerja membran sehingga membran mempunyai batas umur operasi (2 – 3 tahun).

Dari berbagai jenis modul membran, modul membran serat berongga (*hollow fiber membrane contactor*) adalah modul yang paling banyak digunakan dalam desorpsi oksigen terlarut dari air. Modul membran seperti ini juga sudah sering diterapkan secara luas sebagai kontaktor dan unit filtrasi, seperti dalam deoksigenasi air, absorpsi gas, oksigenasi darah, dialisis, pengolahan air limbah, pemisahan kiral, ekstraksi ion logam, ekstraksi protein, industri fermentasi, industri farmasi, pembuatan semikonduktor, pemisahan *VOCs (Volatile Organic Compounds)* dari gas buangan, distilasi osmosis, humidifikasi dan dehumidifikasi udara dan proses *stripping* udara.

Pada proses kontak gas/cair membran pada modul HFMC, yang biasanya sering digunakan adalah membran mikropori yang berbahan hidrofobik. Dengan membran ini air tidak akan membasahi membran dan pori-pori membran akan terisi oleh gas sehingga memberikan difusivitas yang lebih tinggi ke dalam udara yang divakumkan. Membran yang akan digunakan dalam penelitian adalah membran polipropilen yang sifatnya nonpolar sehingga dapat mencegah pelarut polar seperti air membasahi membran, dan hanya oksigen terlarut yang dapat melewati membran. Transfer massa oksigen terlarut dari air di dalam kontaktor membran gas/cairan terjadi dalam tiga tahap penting yaitu: transfer oksigen terlarut dalam air, difusi oksigen terlarut melalui membran, dan difusi oksigen terlarut ke dalam aliran udara *sweeping gas*.

Penelitian-penelitian terdahulu tentang pemisahan oksigen terlarut dari dalam air dengan kontaktor membran serat berongga yang telah dilakukan menunjukkan bahwa persen oksigen yang terambil sekitar 99.6%, yaitu pengurangan kadar oksigen terlarut pada air dari 8.5 ppm s.d. < 0.05 ppm (Sirkar, 2003). Penelitian sebelumnya yang pernah dilakukan yaitu dengan memvariasikan jumlah serat membran, konfigurasi modul, dan temperatur air umpan yang nilainya telah ditentukan secara sembarang dari awal, membuktikan bahwa dengan modul HFMC dapat menurunkan nilai DO dari input 6 ppm menjadi 5,7-5,8 ppm (Farida Agustyani, 2006). Penelitian ini akan berfokus pada tingkat efektivitas dari modul kontaktor membran serat berongga yang digunakan dalam



usaha memindahkan oksigen terlarut dari air dengan metode gas penyapu Untuk pengujian efektivitas diperlukan data-data perpindahan massa dan data-data dari studi hidrodinamika. Dari data-data perpindahan massa dapat dibangun model matematis bilangan Sherwood dan profil hidrodinamika yang terjadi sehingga bisa diambil kesimpulan tentang performa perpindahan massa dari modul ini.

1.2 RUMUSAN MASALAH

Masalah yang akan coba dibahas dalam makalah ini adalah seberapa besar oksigen terlarut di dalam air yang dapat dipindahkan melalui kontaktor membran serat berongga yang digunakan & bagaimana profil penurunan tekanan air yang terjadi, yang direpresentasikan dalam perubahan nilai variabel DO (*dissolved oxygen*) ataupun besar bilangan Sherwoodnya.

1.3 TUJUAN PENELITIAN

Tujuan dari penelitian ini adalah :

1. Mengetahui tingkat efektivitas dari modul membran serat berongga yang digunakan dalam melakukan proses desorpsi oksigen terlarut dari dalam air. Tingkat efektivitas ini dilihat dari aspek perpindahan massa dan hidrodinamika air yang terjadi di dalam kontaktor.
2. Membangun persamaan bilangan Sherwood yang menghubungkan antara properti modul membran yang digunakan dengan proses perpindahan oksigen yang terjadi

1.4 BATASAN MASALAH

Berikut adalah batasan masalah dalam penelitian ini:

1. Modul membran yang digunakan terbuat dari polipropilen dengan konfigurasi kontaktor membran serat berongga (*Hollow Fiber Membrane Contactor*)



2. Proses pemisahan oksigen dilakukan melalui proses gas penyapu
3. Variabel proses yang divariasikan adalah laju alir dan jumlah serat
4. Variabel tetap dalam penelitian ini adalah konsentrasi input dan output oksigen, suhu operasi dan panjang serat

1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan yang digunakan adalah sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

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

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Berisi dasar teori yang digunakan untuk menjelaskan masalah.

BAB III METODE PENELITIAN

Berisi tentang metode yang digunakan dalam penelitian ini.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Merupakan analisa dan pembahasan dari hasil eksperimen yang diperoleh. 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.



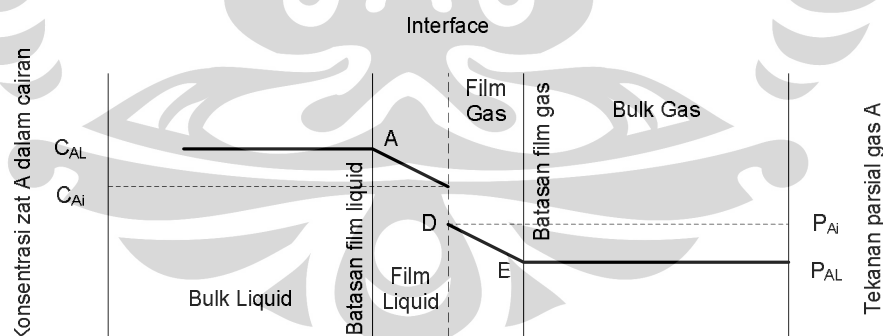
BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 PROSES DESORPSI

Proses desorpsi atau sering juga disebut proses *stripping* (*reverse-absorption*) ialah proses perpindahan massa dari fasa cair menuju fasa gas. Difusifitas dan tingkat kelarutan dari spesi cairnya merupakan dua faktor utama yang paling mempengaruhi proses desorpsi, yang mana faktor difusi berperan sebagai *driving force* karena adanya perbedaan tingkat kelarutan suatu spesi dalam satu fasa.

Menurut teori *two-film*, pada bagian *bulk* masing-masing fasa akan terjadi perpindahan secara konveksi, dan perbedaan konsentrasi antara keduanya diabaikan kecuali pada sekitar zona interphase (antar fasa). Di bagian *interface* ini terjadi perpindahan massa secara difusi molekuler



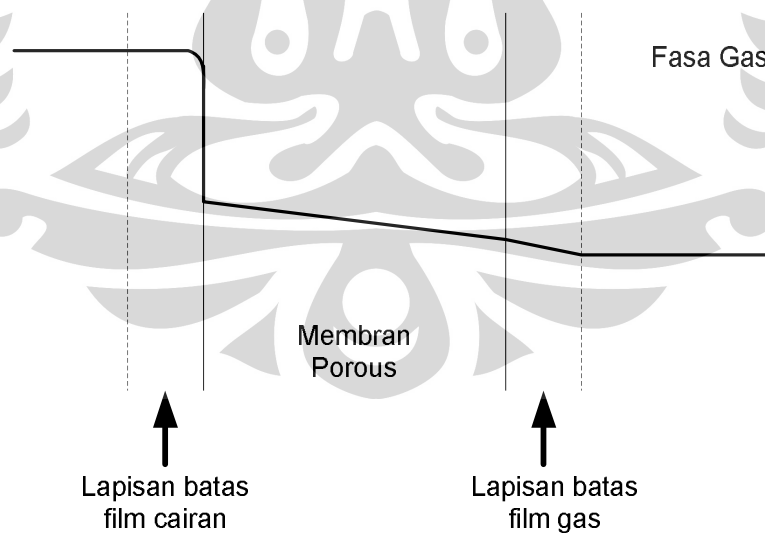
Gambar 2. 1 Profil Konsentrasi Zat A dalam Cairan dan Tekanan Parsial A di antara Fasa Cair dan Gas (Coulson & Richardson, 1991)

Faktor penting yang mempengaruhi arah perpindahan massa itu adalah perbedaan konsentrasi dan kesetimbangannya, sehingga laju perpindahan molekul dikontrol oleh laju difusi melalui dua lapisan film (gas dan cair), dimana hanya pada lapisan batas tersebut yang memiliki tahanan.



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

Salah satu gas yang dapat didesorpsi (dan menjadi objek penelitian) adalah oksigen (O_2) yang terlarut dalam air dengan kadar rata-rata 6-6,2 ppm (1 atm & $25^\circ C$). Selama ini proses desorpsi oksigen dari air menggunakan kolom desorpsi dengan vakum maupun dengan *sweep gas* atau dengan deaerasi menggunakan zat aditif. Akan tetapi proses-proses ini memerlukan biaya investasi, operasional, dan perawatan yang sangat besar. Hal ini menyebabkan biaya untuk penghilangan oksigen terlarut dari air menjadi tinggi. Salah satu solusi yang bisa dipertimbangkan ialah dengan memakai teknologi membran, yang mana membran digunakan sebagai media kontak antara oksigen dengan *sweep gas* dan atau udara vakum sekaligus sebagai media pemisah antara air dengan *sweep gas* dan atau udara vakum sehingga oksigen yang terlarut dalam air akan terdifusi ke dalam *sweep gas* dan atau udara vakum



Gambar 2. 2 Profil Konsentrasi Oksigen Terlarut Melewati Membran

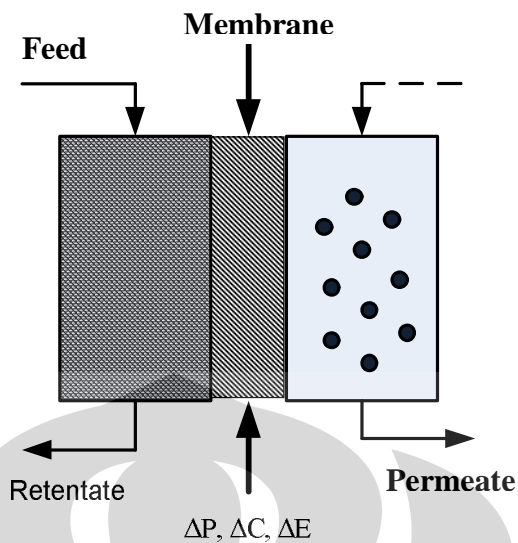


2.2 MEMBRAN

Secara umum definisi membran ialah suatu penghalang selektif di antara dua fasa, dimana suatu spesies molekul dapat melalui membran sedangkan spesies molekul lainnya tidak. Hal ini akibat adanya perbedaan ukuran pori membran, sifat molekul tersebut ataupun karena sifat membran itu sendiri (Mulder, 1997). Laju perpindahan molekul pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya di dalam membran dan dikarenakan adanya gaya pendorong (*driving force*).

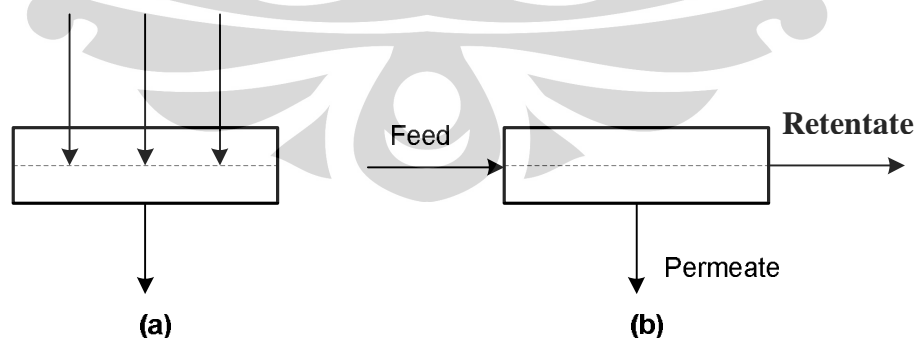
Pada fasa cair, konsentrasi oksigen terlarut akan mengalami penurunan yang signifikan karena adanya tahanan pada cairan. Pada membran dan fasa gas, penurunan konsentrasi oksigen jauh lebih kecil karena pada membran terdapat dua tahanan yaitu tahanan gas yang berada di mulut pori membran dan tahanan membran itu sendiri sedangkan pada fasa gas terdapat tahanan pada fasa gas.

Laju perpindahan molekul pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya di dalam membran dan dikarenakan adanya gaya penggerak (*driving force*). Gaya penggerak tersebut dapat berupa perbedaan tekanan, konsentrasi, temperatur di antara fluida pada membran, dan potensial listrik antara larutan pada bagian luar membran dengan larutan yang berada pada bagian dalam membran. Besar laju perpindahan komponen-komponen yang akan dipisahkan sebanding dengan besarnya gaya penggerak yang ada. Permeabilitas membran ditentukan oleh konsentrasi dan mobilitas komponen dalam struktur membran. Ketebalan suatu membran juga sangat mempengaruhi tingkat permeabilitas membran. Semakin tebal membran maka tahanan terhadap perpindahan massanya semakin besar, sehingga laju permeasi yang diperoleh rendah.



Gambar 2. 3 Perpindahan Massa pada Membran

Secara umum jenis aliran umpan melalui membran dapat dibedakan menjadi dua yaitu aliran *dead end* dan aliran *cross flow*. Aliran *dead-end* adalah jenis aliran dimana aliran umpan tegak lurus dengan membran dan tidak terdapat aliran keluaran partikel yang tertolak membran, sehingga akan menyebabkan akumulasi pada permukaan membran yang semakin lama semakin tebal (pembentukan *cake*), yang dapat mengakibatkan laju permeasi akan berkurang. Sedangkan aliran *cross flow* yakni jenis aliran dimana aliran umpan sejajar dengan permukaan membran. Aliran ini paling sering digunakan di industri karena lebih fleksibel dan pencucian membran tidak terlalu sering.

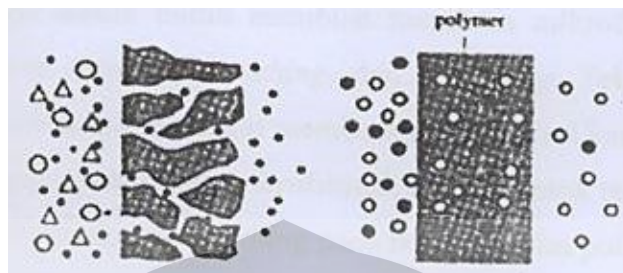


Gambar 2. 4 Skema Aliran Membran (a) Dead-End dan (b) Cross-flow

2.3 MEMBRAN BERPORI DAN MEMBRAN TIDAK BERPORI



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



Gambar 2. 5 Porous & Dense Membrane

2.3.1 Membran Berpori (*Porous Membrane*)

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

1. Mikropori : ukuran pori membran $< 2\text{nm}$
2. Mesopori : ukuran pori membran antara $2 - 50\text{ nm}$
3. Makropori : ukuran pori membran $> 50\text{ nm}$

Membran berpori biasanya digunakan pada proses mikrofiltrasi dan ultrafiltrasi dan ukuran pori paling mempengaruhi selektivitas membran jenis ini. Selain hal itu, pemilihan jenis membran juga mempengaruhi peristiwa yang terjadi dalam membran seperti stabilitas kimia, adsorpsi, dan pembersihan membran. Persyaratan polimer yg akan digunakan ditentukan oleh fluks, selektivitas, sifat termal dan kima dari polimer tersebut. Permasalahan utama yang terjadi dalam penggunaan membran ini adalah karena adanya proses polarisasi konsentrasi dan *fouling*. Oleh karena itu , faktor penting dalam pemilihan membran jenis ini yaitu kemudahan dalam mencegah *fouling* dan membersihkan membran setelah terjadi *fouling*. Selain hal itu, faktor lain yang turut berpengaruh ialah ketahanan membran dalam proses pemisahan campuran yang tidak saling larut pada tekan tinggi.



Material yang bersifat hidrofobik seperti PTEE, PVDF, dan isotaktik Polipropilen (PP) sering dibuat menjadi membran mikrofiltrasi. Membran mikrofiltrasi dari PTEE dapat dibuat melalui teknik *sintering* dan *stretching*, sedangkan membran PVDF dibuat melalui teknik inversi fasa. PTFE memiliki stabilitas termal dan kimia yang sangat baik, kristalinitas yang tinggi, dan tidak larut dalam pelarut biasa. PVDF juga memiliki stabilitas termal dan kimia yang baik walaupun tidak sebaik PTFE. PVDF larut dalam pelarut aprotik seperti Trietilfosfat (TEP), Dimetilformamida (DMF), dan Dimetil asetamida (DMAC).

Polipropilen (PP) dalam bentuk isotaktik memiliki sifat tahan terhadap pelarut. Konfigurasi isotaktik berbentuk kristal sedangkan konfigurasi ataktik berbentuk amorf. Baik polimer PTFE, PVDF, dan PP memiliki sifat-sifat yang hampir sama. Ketiganya memiliki stabilitas termal dan kimia yang baik. Membran hidrofobik ini juga bisa dipakai pada proses distilasi membran karena membran ini tidak terbasahi oleh air atau cairan lain dengan tegangan permukaan yang tinggi.

Walau membran hidrofobik memiliki stabilitas termal dan kimia yang sangat baik, polimer hidrofobik stabil tetap menjadi pilihan yang baik sebagai material membran karena dapat menurunkan kecenderungan terjadinya adsorpsi. Adsorpsi zat terlarut menyebabkan penurunan laju alir fluks karena lapisan zat terlarut yang teradsorpsi sulit dihilangkan dengan metode pembersihan. Beberapa jenis membran hidrofobik telah banyak digunakan sebagai material membran seperti selulosa dan turunannya antara lain ester selulosa, termasuk selulosa asetat, selulosa triasetat, selulosa tripropionat, etil selulosa, selulosa nitrat, dan ester campuran seperti selulosa asetat-butirat. Selulosa dan turunannya tidak hanya digunakan pada proses mikrofiltrasi dan ultra filtrasi tetapi juga pada proses *reverse osmosis*, pemisahan gas, dan dialisis.

Membran ultrafiltrasi juga merupakan membran berpori yang memiliki ukuran pori yang lebih kecil (*nanometer range*), sehingga teknik pembuatan membran mikrofiltrasi tidak dapat digunakan untuk membuat membran ultrafiltrasi. Umumnya membran ultrafiltrasi dibuat melalui teknik *inverse* fasa.

Jenis polimer yang penting dalam ultrafiltrasi adalah polisulfon (PSf) dan Polietersulfon (PES). Kedua polimer ini memiliki stabilitas termal dan kimia



yang sangat baik yang dapat dilihat dari nilai Tg (Tg PSf = 190°C; Tg PES = 230°C). Polimer-polimer ini digunakan secara luas sebagai material dasar untuk membran ultrafiltrasi dan sebagai material pendukung untuk komposit membran. Poliesterketon adalah golongan baru polimer yang memiliki ketahanan kimia dan termal yang baik, polimer ini sulit untuk diproses, misalkan saja Polietereketon (PEEK) hanya larut pada temperatur ruang dalam pelarut anorganik asam pekat seperti asan klorosulfonik dan asam sulfat. Struktur kima polimer ini terbagi menjadi 2 jenis yaitu poliamida (PI) dan Poliesterimida (PEI).

Poliakrilonitril adalah polimer yang biasa digunakan untuk membran ultrafiltrasi. Di samping grup nitril memiliki kepolaran yang tinggi, material ini juga tidak hidrofilik. Untuk meningkatkan fleksibilitas rantai dan hidrofilitas untuk pengembangan proses, monomer seperti vinil asetat atau metilmetaakrilat sering ditambahkan ke dalam campuran polimer.

2.3.3 Membran Tak Berpori (*Dense Membrane*)

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

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

2.4 MEMBRAN POLIPROPILEN

Membran yang digunakan dalam penelitian ini ialah membran polipropilen yang merupakan membran sintetik yang terbuat dari salah satu jenis polimer, yaitu polipropilen. Penggunaan polipropilen sebagai membran pada penelitian ini



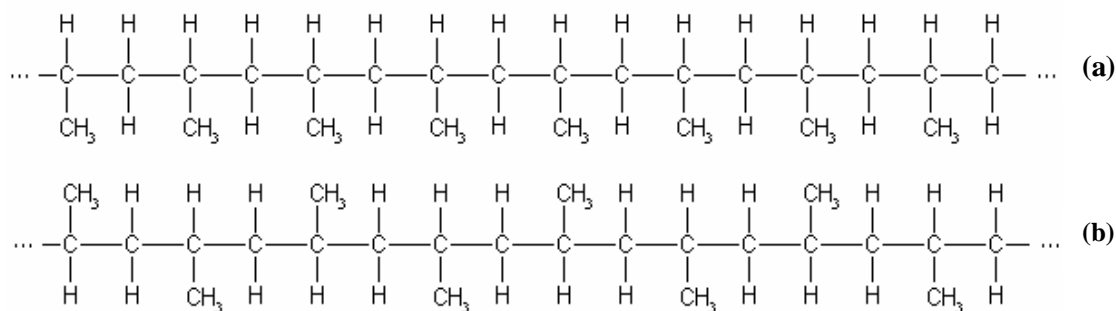
berdasarkan pada sifat hidrofobik yang dimilikinya, sehingga air tidak bisa membasahi membran secara spontan (Mulder, 1997). Selain itu, polipropilen memiliki kristalinitas yang tinggi (dalam konfigurasi isotaktik) yang membuat polipropilen memiliki stabilitas kimia yang baik. Karena dengan terdapatnya kristalit-kristalit pada matriks polimer, polipropilen menjadi cukup sulit untuk melarutkan zat (*insoluble*) dan reagen-reagen kimia agak sulit untuk masuk ke dalamnya. Polipropilen sendiri memiliki titik leleh yang cukup tinggi yaitu 160° C (320°F) yang menyebabkan polipropilen memiliki stabilitas termal yang baik.

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

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

Sifat-sifat dari polipropilen isotaktik diantaranya :

1. Memiliki densitas yang lebih kecil (0,9 gr/cm³)
2. Memiliki tingkat kekuatan yang tinggi
3. Mempunyai softening point yang lebih tinggi dan dapat dipakai pada suhu yang tinggi
4. Polipropilen terhindar dari proses *cracking* oleh lingkungan, kecuali jika terdapat sulfur dan asam kromat



Gambar 2. 6 Jenis konfigurasi rantai polipropilen : (a) Isotaktik, (b) Ataktik / Syndiotaktik

2.5 KONTAKTOR MEMBRAN

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

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

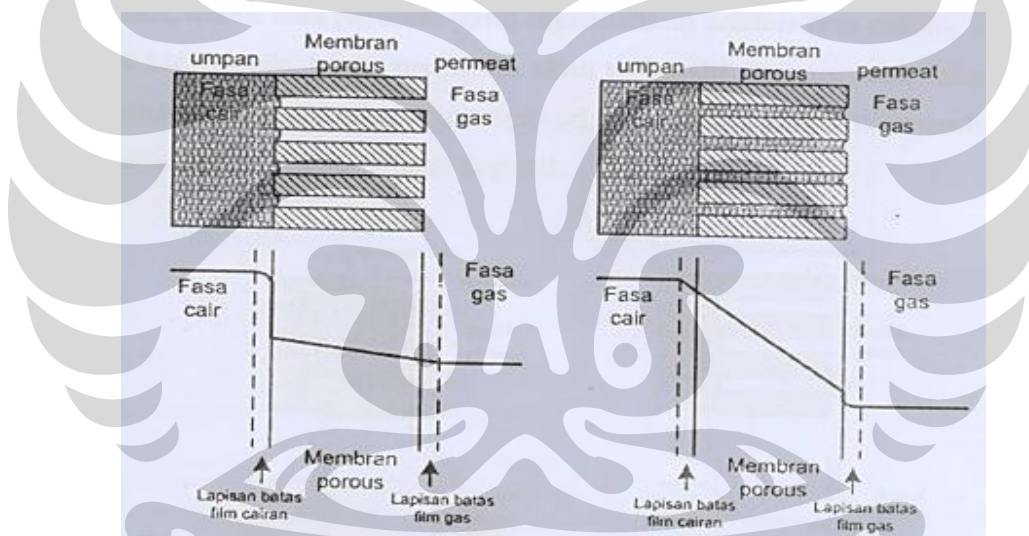
Proses pemisahan ditentukan dari koefisien distribusi dari komponen dalam dua fasa dan membran hanya sebagai alat penghubung. Secara umum membran tidak meningkatkan perpindahan massa tapi meningkatkan luas area per volume. Sebagai contoh *packed and tray column* memiliki luas area per volume sekitar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



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

2.5.1 Kontaktor Membran Gas-Cair

Kontaktor membran ini umumnya digunakan untuk oksigenasi darah yang disebut oksigenator dimana oksigen murni atau udara dialirkan pada salah satu sisi membran, dan darah mengalir pada sisi yang lain. Dalam hal ini oksigen akan terdifusi ke dalam darah dan CO₂ akan terdifusi dari darah ke fasa gas.



Gambar 2. 7 Kontaktor Gas-Cair Tanpa Fasa Cair (kiri) dan dengan Fasa Cair (kanan) Perbedaan Konsentrasi ditunjukkan pada Gambar di Bawahnya (Mulder, 1997)

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

Jika membran hidrofilik dipakai sebagai fasa cairnya, maka membran akan terbasahi oleh cairan. Kontaktor membran ini juga dapat dipakai untuk perpindahan oksigen dari sistem fermentasi, *aerobic wastewater treatment*, dan lain-lain selain untuk oksigenasi darah. Pada kasus ini, fasa umpan dan fasa



membran adalah fasa gas dan fasa permeat adalah fasa cair. Ketika oksigen dipindahkan dari air dengan proses desorpsi nitrogen, fasa umpan adalah fasa cair dan fasa permeat adalah fasa gas.

2.5.2 Kontaktor Membran Cair-Cair

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

2.6 KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA (HOLLOW FIBER MEMBRANE CONTACTOR)

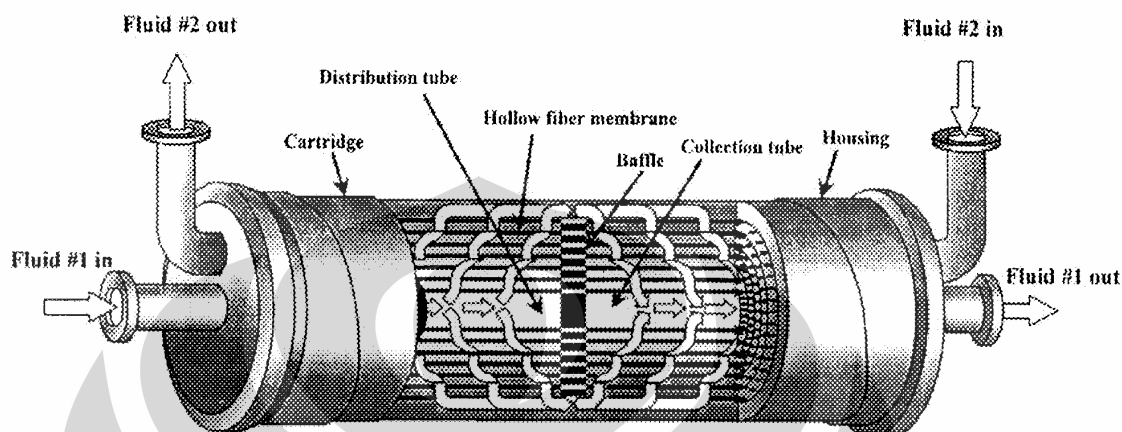
Kontaktor membran serat berongga merupakan teknologi proses membran yang relatif baru. Modul membran diisi dengan membran serat berongga. Berikut akan dijelaskan mengenai karakteristik kontaktor membran serat berongga, kelebihan, kekurangan, serta aplikasinya.

2.6.1 Karakteristik Kontaktor Membran Serat Berongga

Modul membran serat berongga mirip dengan modul kapiler tetapi berbeda dimensi. Struktur serat di dalam modul yang asimetrik memiliki diameter dalam sekitar 42 mikron (0.0016 inci) dan diameter luar sekitar 85 mikron (0.0033 inci). Jutaan serat ini dibentuk menjadi bundel dan dilipat setengah dengan konfigurasi kerapatan pengepakan yang tertinggi hingga mencapai $30000 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Distribusi air umpan berupa tabung plastik terperforasi (*perforated plastic tube*) dimasukkan ke dalam pusatnya untuk memperluas panjang keseluruhan dari benda. Kemudian bundel dibungkus dan kedua sisi ditutup sehingga membentuk lembaran. Modul



membran serat berongga mempunyai diameter 10-20 cm (4-8 inci) yang terdapat dalam *shell* silinder dengan panjang kurang lebih 137 cm (54 cm) dan diameter 15-30 cm (6-12 inci). Keseluruhan dari penggabungan ini disebut permeator.



Gambar 2. 8 Kontaktor Membran Serat Berongga (Gabelman, 1999)

Keunikan dari kontaktor membran serat berongga yakni 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 tidak bergerak pada mulut pori.

2.6.2 Kelebihan dan Kekurangan Kontaktor Membran Serat Berongga

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

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 (Sengupta, 1998) :

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



9. Luas permukaan kontak dapat diketahui jumlahnya dan cenderung konstan sehingga prediksi performansi lebih mudah dilakukan daripada separasi konvensional. Selain itu pada kontakor 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 massa seperti menentukan koefisien perpindahan massa dan luas permukaan kontak gabungan (K_{Ga} , K_{La}). Jika menggunakan kolom ber-*packing*, luas permukaan kontak per unit volume mungkin dapat diketahui namun terkadang sulit untuk menentukan *loading* seperti seberapa besar fraksi aktual yang dapat digunakan dari permukaan kontak yang ada
10. Kontakor membran juga dapat meningkatkan batas konversi kesetimbangan reaksi kimia dengan proses sirkulasi kandungan reaktor melalui kontakor menggunakan pelarut ekstraksi atau gas desorpsi produk dapat diambil sehingga reaksi kesetimbangan akan bergeser ke arah kanan (produk).
11. Kondisi operasi bebas makroba (*aseptic operation*) mungkin dapat diterapkan dimana menguntungkan untuk proses fermentasi
12. Kontakor membran tidak memiliki bagian yang bergerak sehingga memudahkan perawatan dan pemeliharaannya
13. Desain modularnya memperbolehkan pengaplikasian *plant* membran dalam lingkup kapasitas yang sangat luas. Baik kapasitas yang kecil maupun besar dapat dicapai dengan mudah dengan menggunakan sedikit atau banyak modul membran

Sedangkan kekurangan dari kontakor membran adalah sebagai berikut :

1. Membran memiliki umur tertentu sehingga biaya periodik pergantian 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 pada peristiwa *fouling* dapat dibedakan menjadi tiga (Mulder, 1997) :
 - a. Endapan organik (makromolekul, zat-zat biologis dan lain-lain)
 - b. Endapan anorganik (garam kalsium, hidroksi logam dan lain-lain)
 - c. Partikulat

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

5. 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 adesif atau perekat seperti epoksi untuk menahan buntelan fiber pada tube kemungkinan mudah rusak oleh pelarut organik

2.6.3 Aplikasi Kontaktor Membran Serat Berongga

Aplikasi dari modul kontaktor membran serat berongga yang telah berhasil diimplementasikan ditampilkan dalam tabel berikut :

Tabel 2. 1 Aplikasi membran (Kartohardjono, 2005)

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 Iimbah
Deoksigenasi air	Selongsong : air Lumen: nitrogen/vakum	Pori mikro – hidrofobik membran be rat	Lapisan cairan	Pabrik Pembangkit tenaga, semikonduktor, makanan, farmasi.



Absorpsi gas	Selongsong: air/larutan encer Lumen: gas	Pori mikro – hidrofobik	Lapisan cairan	Pemisahan gas asam dan 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
Humidifikasi / dehumidifikasi udara	Selongsong: air Lumen: udara	Pori mikro – hidrofobik	Lapisan cairan dan tahanan membran	

2.7 PROSES DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI AIR MENGGUNAKAN KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERONGGA

Desorpsi merupakan usaha untuk mengurangi ataupun bahkan menghilangkan kandungan zat terlarut dalam suatu senyawa. Proses ini adalah kebalikan dari proses absorpsi. Dalam hal ini lebih difokuskan pada proses desorpsi pengurangan kadar oksigen terlarut dalam air.

Secara umum untuk mengurangi kandungan oksigen terlarut dalam air dapat dilakukan beberapa cara antara lain :

1. Dengan menggunakan vakum

Cara ini dengan menempatkan sistem vakum (pompa vakum) pada kedua ujung modul dimana semua gas yang terlarut dapat dihilangkan pada saat yang bersamaan

2. Dengan menggunakan gas penyapu (*sweep gas*)

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

3. Kombinasi kedua cara di atas



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

2.7.1 Fraksi Kepadatan Modul

Fraksi kepadatan modul dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\varphi = \frac{N \cdot d_f^2}{d_p^2} \quad (2.1)$$

Dimana φ adalah fraksi kepadatan modul; N adalah jumlah serat dalam modul; d_f adalah diameter serat dan d_p adalah diameter selongsong (pipa).

2.7.2 Studi Perpindahan Massa pada Kontaktor Mebran Serat Berongga dalam Proses Desorpsi Oksigen Terlarut dari air

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

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

Perpindahan gas terlarut dari fasa cair ke fasa gas dikontrol oleh koefisien dan gaya penggerak perpindahan massa. Pada kontaktor gas-cair dapat dilihat



bahwa selama pori membran terisi oleh gas maka koefisien keseluruhan perpindahan massa hanya akan ditentukan oleh koefisien perpindahan massa fasa cair. Gaya penggerak perpindahan massa untuk setiap perpindahan suatu substansi akan berbeda antara tekanan parsial kesetimbangan dari gas yang terlarut dalam fasa cair dengan tekanan parsial pada saat gas tersebut berada dalam fasa gas. Pada membran serat berongga mikropori hidrofobik, gaya penggerak perpindahan oksigen dalam proses desorpsi dengan pompa vakum berasal dari perbedaan konsentrasi oksigen di antara fasa cair dan fasa gas melalui membran dan pori yang memberikan area permukaan kontak antara vakum dan tetap kering dan hanya terisi oleh gas (*gas filled*) baik gas terlarut maupun gas penyapu (jika menggunakan gas penyapu seperti nitrogen). Pada kesetimbangan tekanan parsial dalam fasa gas yang disebut P , yang berhubungan dengan konsentrasi oksigen dalam fasa gas pada serat yang disebut C^* dan konstanta hukum Henry (H) dimana :

$$H = \frac{P}{C^*} \quad (2.2)$$

Untuk operasi tunak, fluks oksigen (N_f) yang melewati membran dapat ditulis sebagai berikut :

$$N_f = K(C_L - C^*) \quad (2.3)$$

Dimana K adalah koefisien perpindahan massa keseluruhan yang berhubungan dengan pertahanan perpindahan individual. Ada tiga tahanan seri yang menentukan perpindahan massa di dalam kontaktor membran serat berlubang yang terdiri dari tahanan pada lapisan film cairan, tahanan pada fasa membran dan tahanan pada fasa gas. Jumlah ketiga tahanan ini merupakan tahanan keseluruhan untuk perpindahan gas di dalam sistem kontaktor membran yang berhubungan dengan koefisien perpindahan massa seperti diekspresikan pada berikut (Wu J, Chen V, 1999):

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{Hk_G} + \frac{1}{Hk_m} + \frac{1}{Hk_L} \quad (2.4)$$



Karena membran serat berongga bersifat hidrofobik sehingga pori-porinya kering dan terisi oleh gas, maka perpindahan oksigen melalui membran terjadi secara difusi fasa gas yang mendekati 10^4 kali lebih cepat dari difusi fasa cair (Gabelman & Hwang, 1999). Dengan demikian gas mengalir melalui dinding membran dan tidak melalui proses pelarutan di dalam membran. Perpindahan gas melalui membran dengan cara difusi melalui fasa gas lebih besar dibandingkan dengan cara difusi melalui fasa cair. Oleh karena itu, pada membran berpori mikro hidrofobik tahanan film pada fasa gas ($1/Hk_G$) dan tahanan membran ($1/Hk_M$) sangat kecil dibandingkan tahanan pada film cairan ($1/Hk_L$), sehingga perpindahan gas di dalam kontaktor tersebut hanya dikendalikan oleh tahanan di fasa cair, dan persamaan di atas dapat disederhanakan menjadi:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{k_L} \quad (2.5)$$

Dimana perpindahan gas dibatasi oleh laju difusi dari dalam air ke fasa gas yang berada dalam membran (dalam *tube*).

Koefisien perpindahan massa umumnya dianalisa menggunakan korelasi perpindahan massa. Untuk aliran di luar yang melewati membran serat berongga, korelasi perpindahan massa yang digunakan adalah :

$$Sh = \alpha \cdot Re^b \cdot Sc^c \quad (2.6)$$

Dimana Sh , Re , dan Sc berturut-turut adalah bilangan Sherwood, Reynold, dan Schmidt sedangkan a, b , dan c merupakan konstanta empiris. Persamaan untuk ketiga bilangan tanpa dimensi di atas dapat dilihat pada persamaan berikut :

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

$$Re = \frac{v \cdot d}{\nu} \quad (2.8)$$

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

Dengan :

k_L : koefisien perpindahan massa fasa cair



- d_e : diameter ekuivalen
 D : difusivitas oksigen pada fasa cair
 v : kecepatan aliran
 ν : viskositas kinematik fasa cair

2.7.3 Studi Hidrodinamika Air pada Kontaktor Membran Serat Berongga

Hidrodinamika merupakan pembelajaran tentang sifat atau kondisi fluida saat bergerak. Pada penelitian ini kinerja dari membran dipengaruhi oleh faktor-faktor yang berhubungan dengan hidrodinamika, antara lain faktor friksi, penurunan tekanan dan bilangan Reynold. Pada fluida yang mengalir melalui saluran yang terisi penuh, gaya-gaya yang paling berpengaruh adalah gaya inersia dan gaya viskositas. Perbandingan antara gaya inersia dengan gaya viskositas ini disebut dengan bilangan Reynold sebagai berikut:

$$Re = \frac{d_e \cdot \rho \cdot v}{\mu} \quad (2.10)$$

Dengan d_e : diameter ekuivalen, ρ = densitas, v = kecepatan aliran, μ = viskositas. Studi ini mempelajari karakteristik dan hubungan antara bilangan Reynold 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 sebagai berikut :

$$f = \frac{d_e \cdot \Delta P}{4 \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} \quad (2.11)$$

Faktor friksi dalam literatur untuk aliran laminar ($Re < 2000$) dapat dirumuskan sebagai berikut :

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



Sedangkan, untuk aliran turbulen ($2000 < \text{Re} < 100000$), persamaan faktor friksi yang berlaku adalah:

$$f = \frac{0.0396}{\text{Re}^{(1/4)}} \quad (2.13)$$

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

$$F = A_w(0.5 \cdot \rho \cdot v^2) f \quad (2.14)$$

Dimana F adalah gaya friksi, A_w adalah luas permukaan yang terbasahi dan ρ adalah densitas fluida.

Diameter ekivalen dapat dihitung dari persamaan :

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

Dimana N adalah jumlah serat dalam modul; d_f adalah diameter serat dan d_p adalah diameter selongsong (pipa).



BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

3.1. PENDAHULUAN

Proses desorpsi oksigen dari air ini dilakukan dengan menggunakan HFMC (Hollow Fiber Membrane Contactor) sebagai media transfer antar fasa cair dengan fasa gas. Bahan dari HFMC / kontaktor membran serat berongga ini terbuat dari polipropilen yang bersifat hidrofobik. Penelitian dilakukan di Laboratorium Separasi lantai 2, Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia

3.2. PROSEDUR PENELITIAN

Prosedur penelitian akan dilakukan dengan tahapan-tahapan sebagai berikut :

3.2.1. Studi Literatur

Pada tahapan ini literatur-literatur yang berhubungan dengan topik penelitian seperti jurnal tentang membran, proses desorpsi cair-gas, dan bahan literatur pendukung lainnya seperti penelitian-penelitian yang terdahulu dikumpulkan dan dirangkum sehingga dapat dijadikan sebagai landasan/acuan penelitian kedepannya. Terutama pada literatur yang membahas tentang desorpsi oksigen terlarut dalam air. Sumber utama literatur berasal dari jurnal-jurnal ilmiah dan skripsi peneliti terdahulu baik dari dalam negeri maupun luar negeri. Dari studi literatur ini diharapkan akan diperoleh data yang dapat digunakan dalam membantu penelitian dan dapat dijadikan pembandingan hasil penelitian yang tujuannya untuk dapat melihat tingkat efektivitas dari proses desorpsi oksigen dengan menggunakan HFMC lewat metode gas penyapu, karena penelitian



sebelumnya (selama ini) metode yang kerap digunakan ialah dengan memakai kondisi vakum.

3.2.2. Persiapan Alat dan Bahan

Alat dan bahan yang akan digunakan untuk penelitian ini tidak terlalu rumit dan tergolong sederhana, namun untuk menghindari kesalahan-kesalahan prosedur yang terjadi saat penelitian perlu dilakukan adanya persiapan dan pengaturan awal dari masing-masing alat dan bahan. Alat-alat dan bahan-bahan yang digunakan untuk penelitian ini antara lain :

- a. Tangki reservoir air
- b. Pompa sentrifugal, dengan spesifikasi :
 - o kecepatan putar : 2900 rpm
 - o Q min : 40 L/min
 - o Q max : 45 L/min
 - o H max : 40-42 m
 - o Op. Voltage : 220 volt
 - o P : 100 Watt

Digunakan untuk mengalirkan air dari reservoir menuju modul membran

- c. Membran serat berongga propilen, MEMCOR CMF-S S10T oleh MEMCOR Australia; sebagai komponen utama dalam pembuatan modul
- d. DO-meter, model 3100 produksi Insite IG; untuk mengukur kadar oksigen terlarut dan temperatur air dalam reservoir
- e. Pipa akrilik (*flexi glass*); sebagai selongsong kontaktor membran
- f. Manometer digital; untuk mengukur perbedaan tekanan air sebelum dan sesudah melewati modul
- g. Rotameter, dengan rentang laju alir 100-1000 L/hr, skala 1 – 100; untuk mengukur laju sirkulasi air
- h. Pipa PVC, sebagai penghubung antara tangki air dengan kontaktor membran sehingga air mengalir melalui pipa ini
- i. Gas nitrogen dalam tabung



- j. Lem Epoksi Araldite, sebagai perekat pada pembuatan kontaktor membran
- k. Air, sebagai umpan yang akan *distripping*

3.2.3. Pengolahan Data Jumlah Serat dari Hasil Permodelan

Pada tahap ini akan diambil data dari hasil simulasi/permodelan yang dilakukan dari penelitian Gilbert. Data yang diambil merupakan persamaan *Sherwood number* yang telah didapatkan dari eksperimen terhadap modul dengan besaran diameter yang berbeda. Setelah didapatkan persamaannya, lalu dilakukan pengolahan data dalam program Microsoft Excel untuk mendapatkan data & grafik performa membran yang menggunakan persamaan Sherwood yang didapatkan.

Dari data dan grafik ini lalu akan diujicobakan ke model untuk modul dengan jumlah serat yang sudah ditentukan (30, 40, dan 50 buah serat). Modul membran itu dikonfigurasi dari :

- a. variasi laju alir : 100 – 300 L/jam
- b. variasi jumlah serat yang dipadatkan : 30, 40, dan 50 buah serat dengan ukuran diameter serat membran yang sama yaitu 0,2 cm

Dari hasil eksperimen awal ditemukan bahwa rentangan temperatur terletak pada suhu antara 25-35°C dan output air hasil desorpsi memiliki kadar oksigen antar 5,5 ppm – 6,3 ppm dari input yang berkadar 6,0 – 6,5 ppm.

3.2.4. Pembuatan Modul dari Data Hasil Permodelan

Setelah mendapatkan data tentang kondisi konfigurasi modul masing-masing, maka tahap selanjutnya ialah pembuatan modul kontaktor membran serat berongga (HFMC) dengan memakai data jumlah serat dan konfigurasi modul yang sudah ditentukan. Membran serat berongga yang digunakan dalam penelitian ini adalah polipropilen berpori mikro MEMCOR CMF-S S10T yang diproduksi oleh MEMCOR Australia. Ukuran seratnya 0,2 sentimeter (diameter luar), tebal dinding 130 mikrometer, dan ukuran pori nominalnya 0,2 mikrometer. Panjang kontaktor yang digunakan adalah 40 cm dan kontaktor dibuat menyerupai bentuk selongsong dan tabung (*shell and tube*) dengan selongsong terbuat dari pipa

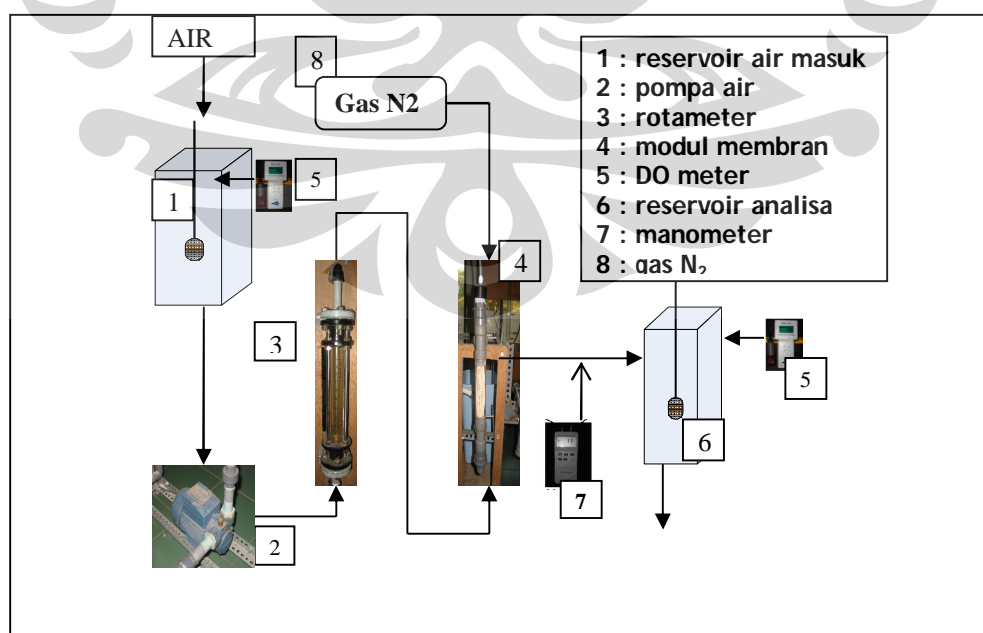


akrilik dan tabung merupakan kumpulan serat-serat yang direkatkan dengan lem epoksi. Dua jenis konfigurasi modul yang bisa digunakan yaitu modul dengan ujung serat bebas dan ujung serat terikat, pada penelitian ini modul dikonfigurasi dengan ujung serat bebas.

Membran serat berongga yang dipakai berbahan polipropilen yang sifatnya hidrofobik karena spesi yang ingin ditransfer ialah oksigen terlarut, sedangkan airnya (pelarut oksigen itu) diharapkan tidak ikut terserap melalui pori membran. Terserapnya air ke dalam pori membran harus dicegah karena dapat menurunkan koefisien perpindahan massa oksigen terlarut secara drastis. Hal ini dikarenakan air yang masuk ke dalam pori membran akan menurunkan luas permukaan kontak antara oksigen terlarut dengan udara yang *men-sweeping* pada pori membran.

3.2.5. Perangkaian Alat

Setelah pembuatan HFMC selesai maka perlu untuk merangkainya dengan alat-alat lain. Rangkaian alat berikut digunakan untuk sistem sekali jalan (*once-through process*) yang mana tidak akan ada sirkulasi dalam sistem. Jadi air yang akan diproses akan selalu baru dan berkadar oksigen antara 6,0 – 6,5 ppm (tidak ada aliran balik) dimana aliran air yang keluar dari kontaktor membran tidak akan dikembalikan lagi ke dalam reservoir dan akan masuk reservoir analisa.



Gambar 3. 1 Skema Perangkaian Alat



3.2.6. Pengujian Perpindahan Massa

Uji perpindahan massa dilakukan untuk menguji bagaimana kinerja sebenarnya dari modul yang dijalankan. Pengambilan data dilakukan pada setiap konfigurasi modul, yang akan diukur pada aliran keluaran. Yang akan diukur adalah nilai DO yang tercatat oleh DO meter, nilai DO merupakan nilai dari jumlah oksigen terlarut yang masih ada di dalam air itu. Karena sistem yang dijalankan pada modul adalah *once-through process* maka tidak perlu adanya penungguan agar kondisi *steady*.

3.2.7. Pengujian Hidrodinamika

Penurunan tekanan dapat terjadi karena adanya friksi pada membran. Nilai friksi tersebut dapat diperoleh dan persamaan:

$$f = \frac{\varepsilon \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \Delta P}{4 \cdot d_o \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2} \quad (3.1)$$

Nilai friksi yang akan dihitung terdiri dari:

1. Friksi modul nilai friksi ini diperoleh dengan menghitung nilai friksi pada tiap laju sirkulasi yang dilakukan.
2. Friksi literatur: nilai friksi ini diperoleh dan literatur pada laju alir yang digunakan pada penelitian.
3. Rasio friksi : nilai friksi ini diperoleh dan perbandingan antara nilai friksi modul hasil percobaan dengan nilai friksi literatur.

$$f_{ratio} = \frac{f_{modul}}{f_{literatur}} \quad (3.2)$$

3.2.8. Pengolahan Data dan Analisis Hasil

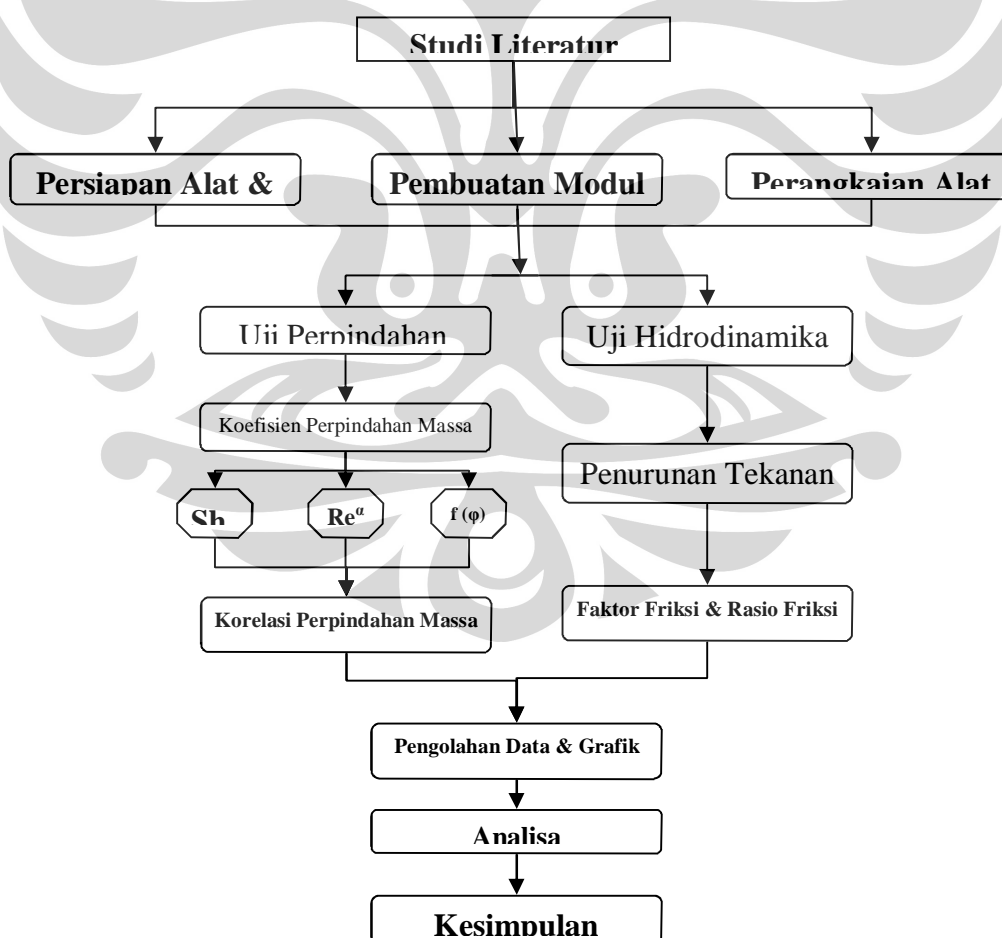
Dari data perubahan konsentrasi oksigen terlarut dalam air akan dapat dibandingkan antara hasil eksperimen laboratorium dengan hasil permodelan. Ini



bisa dilakukan dengan cara memplotnya dalam bentuk grafik dan melihat penyimpangan yang terjadi. Koefisien perpindahan massa yang terjadi dengan mengasumsikan bahwa tahanan perpindahan massa hanya terjadi pada fasa cair. Asumsi ini dapat dibuat dengan alasan bahwa tahanan yang diberikan oleh fasa cair jauh lebih besar dari tahanan fasa gas dan pori membran sehingga difusi gas pada fasa gas dan pori jauh lebih besar dibandingkan difusi gas pada fasa cair. Dari data ini kemudian dibuat korelasi perpindahan massa sebagai fungsi karakteristik aliran cairan yang terjadi di dalam kontaktor membran serat berongga.

Korelasi perpindahan massa yang dihasilkan dan hasil studi hidrodinamika seperti penurunan tekanan, bilangan Reynold, dan faktor friksi akan menunjukkan performa perpindahan massa secara keseluruhan.

3.3 DIAGRAM ALIR PENELITIAN



Gambar 3. 2 Skema Penelitian



BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

Penelitian ini dilakukan dengan tujuan untuk mengetahui performa dari kontaktor membran serat berongga yang digunakan untuk melakukan desorpsi oksigen dari air dengan metode gas penyapu. Jumlah serat di dalam kontaktor dan laju alir fluida di dalam kontaktor divariasikan untuk melihat dan menganalisis pengaruh dari kedua variabel tadi dalam hal perpindahan massa maupun hal hidrodinamikanya. Parameter perpindahan massa dilihat dari perubahan konsentrasi oksigen terlarut air, saat sebelum melewati kontaktor membran dan saat setelah keluar kontaktor membran. Sedangkan properti hidrodinamika yang dijadikan parameter performa membran ialah penurunan tekanan dan faktor friksi yang terjadi.

4.1 STUDI PERPINDAHAN MASSA

Dari eksperimen diambil data berupa penurunan kadar oksigen terlarut dalam air yang diukur dengan menggunakan DO-meter. 4 variasi laju alir yang dilakukan : 200, 250, 300, dan 350 L/jam, dari data perubahan kadar oksigen ini dapat dicari koefisien perpindahan massa untuk masing-masing kontaktor yang jumlah seratnya : 30, 40, dan 50 serat. Dari jumlah serat ini didapatkan nilai fraksi kepadatan membran (ϕ) yang mana akan berpengaruh secara langsung terhadap performa perpindahan massanya. Metode yang digunakan pada eksperimen ini ialah gas penyapu, yang mana ada gas yang dialirkan sepanjang membran saat air dijalankan (*axial flow*), agak berbeda dengan metode lain yang misalkan seperti metode vakum.



4.1.1 Koefisien perpindahan massa

Membran yang digunakan berbahan polipropilen dengan diameter luar 0,2 cm dan memiliki panjang 40 cm, serat-serat membran ini dimasukkan ke dalam modul yang memiliki diameter 1 inci (2,54 cm) dengan jumlah serat yang berbeda-beda untuk tiap modul (ada 3 modul).

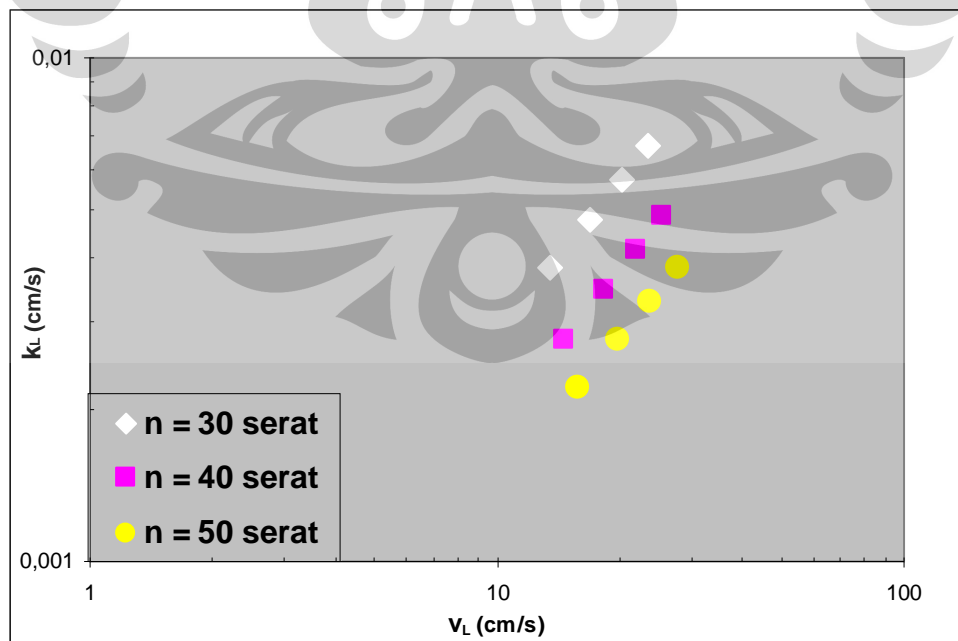
Performa perpindahan massa dapat dilihat dari 2 parameter yaitu :

- Koefisien perpindahan massanya (k_L) dan
- Luas permukaan spesifik (a)

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

Kontaktor konvensional seperti *packed column* memiliki nilai koefisien perpindahan massanya sekitar 0,0004 cm/s (Perry, 1999), sedangkan nilai koefisien perpindahan massa (k_L) pada eksperimen ini yaitu antara : 0,0022-0,0066 cm/s, atau bisa dikatakan 5-15 kali lebih besar dari nilai koefisien perpindahan massa kontaktor konvensional.

Jika dilihat dalam bentuk grafik dapat dilihat hubungan antara koefisien perpindahan massa k_L dengan laju alir air linear v_L :



Gambar 4.1 Variasi koefisien perpindahan massa terhadap kecepatan air linear



Dari gambar dapat diambil kesimpulan bahwa koefisien perpindahan massa untuk masing-masing serat akan semakin besar dengan meningkatnya laju alir linear. Bila laju alir linear semakin besar berarti aliran semakin tinggi nilai *Re* (*Reynold number*)-nya / alirannya semakin turbulen, dan apabila alirannya semakin turbulen maka kemampuan difusi oksigen ke dalam membran akan semakin meningkat sehingga bisa dikatakan bahwa koefisien perpindahan massanya semakin tinggi. Selain hal itu jika grafiknya diperhatikan terlihat bahwa dalam kecepatan alir linear yang sama, jumlah serat menentukan performa perpindahan massa, semakin banyak serat yang terbungel berakibat performa perpindahan massa yang paling rendah, hal ini tentu saja karena alasan bilangan Reynoldnya yang semakin laminar.

4.1.2 Korelasi perpindahan massa

Persamaan dasar yang digunakan pada proses ini yaitu :

$$Sh = f(\varphi) \cdot Re^{\alpha} \cdot Sc^{\beta} \quad (4.1)$$

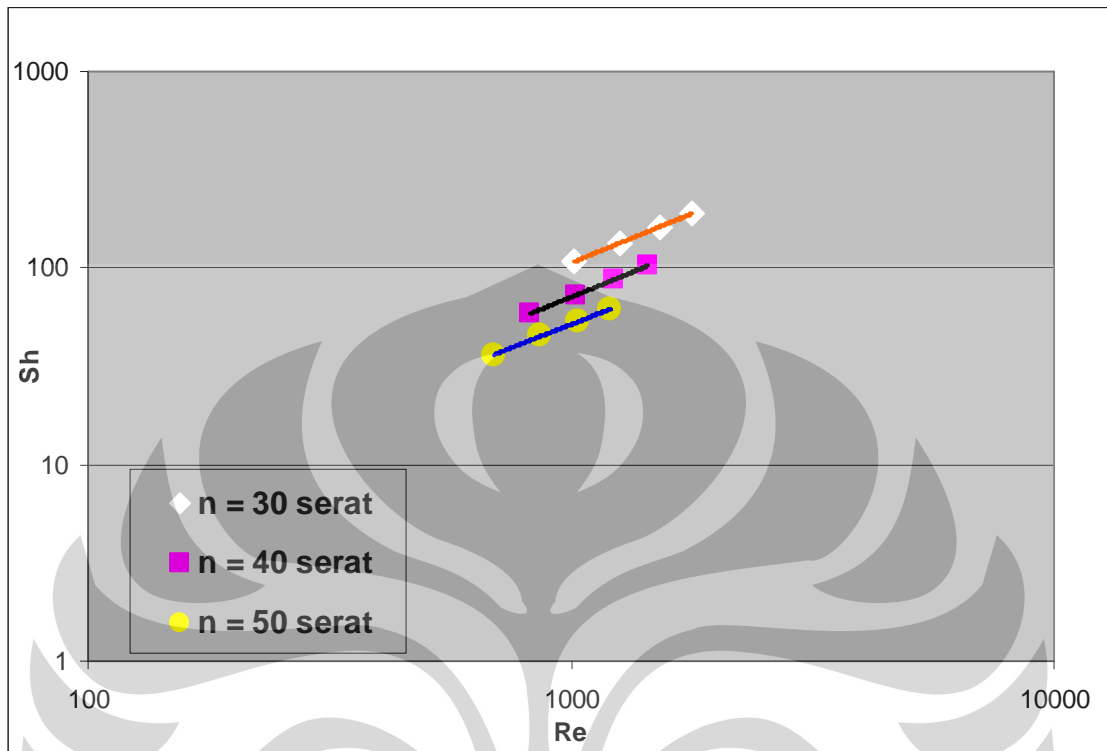
Dari persamaan ini terlihat bahwa *Sh* (bilangan Sherwood) berperan sebagai simbol perpindahan massa dan sangat dipengaruhi oleh nilai bilangan Reynold secara eksponensial. Karena nilai bilangan Schmidt yang ada selalu tetap dan stabil pada berbagai jumlah serat dan hanya dipengaruhi difusivitas oksigen yang mana 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 mempengaruhi *Sh*. Sehingga persamaannya menjadi :

$$Sh = f(\varphi) \cdot Re^{\alpha} \quad (4.2)$$

dengan $f(\varphi)$ merupakan fungsi geometri dari modul kontaktor dan α merupakan fungsi dari jenis aliran cairan di dalam kontaktor karena melambangkan jenis aliran sesuai bilangan Reynoldnya. Pada gambar 4.2, terlihat bahwa plot bilangan Sherwood (*Sh*) terhadap bilangan Reynold (*Re*) menunjukkan sifat yang sama



dengan nilai koefisien perpindahan massanya, dimana bila dalam jumlah serat yang sama terlihat nilai Sh semakin besar bila nilai Re -nya semakin tinggi.

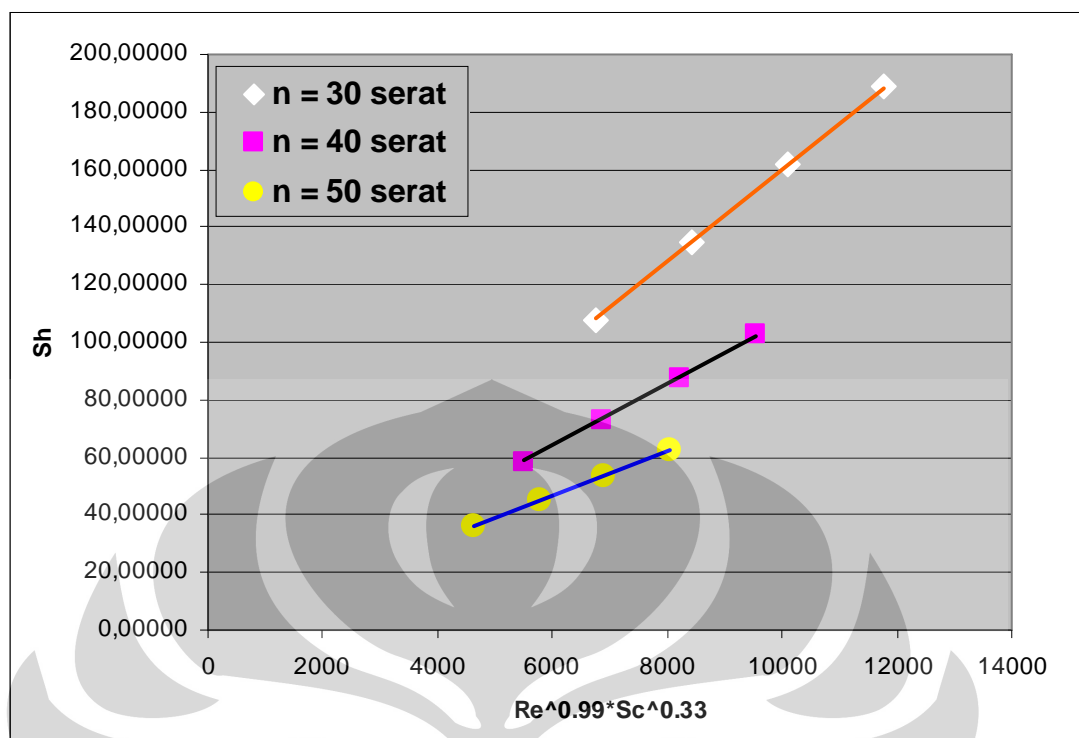


Gambar 4.2 Variasi bilangan Sherwood (Sh) terhadap bilangan Reynold (Re)

Setelah didapatkan grafik ini lalu dibuat regresi secara eksponensial sehingga diketahui persamaan garis dari fungsi Re . Dari persamaan itu dapat dicari eksponen Re atau dari persamaan (4.1) disebut α , dan dari hasil perhitungan didapatkan $A = 0,99$. Sedangkan dalam studi ini, Sc (bilangan Schmidt), tidak bervariasi sehingga eksponennya (B) diambil 0,33 dari literatur (Gabelman dan Hwang, 1999). Sehingga persamaannya menjadi :

$$Sh = f(\varphi) \cdot Re^{0,99} \cdot Sc^{0,33}$$

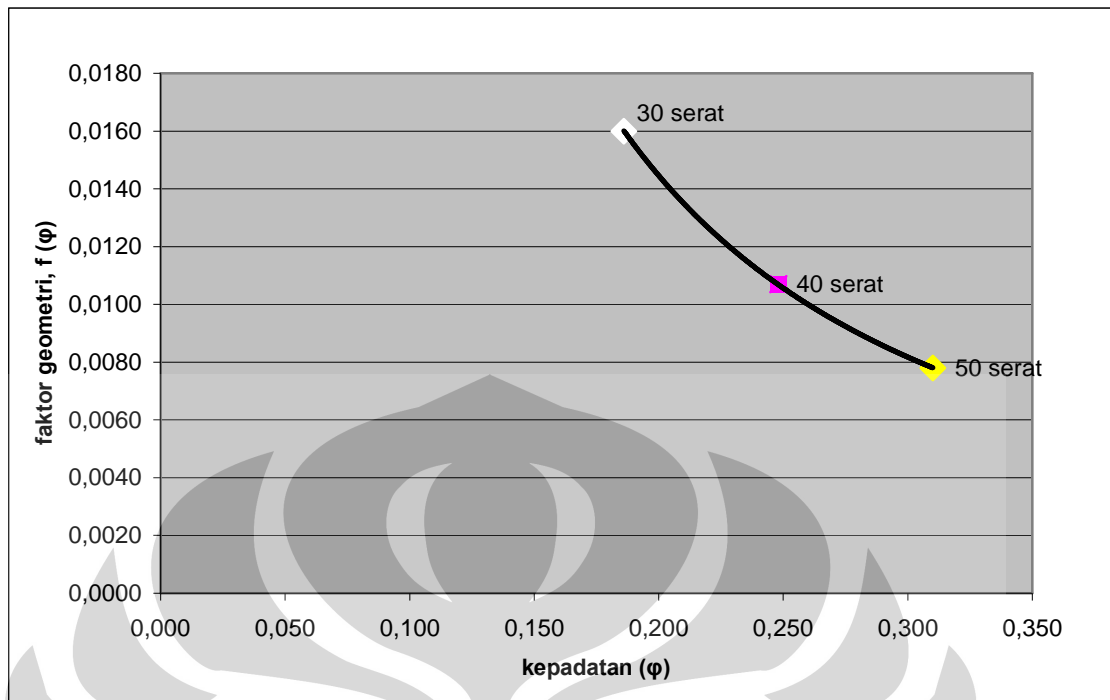
Sehingga bila diplotkan ke dalam grafik seperti diperlihatkan pada gambar 4.3 :



Gambar 4.3 Variasi bilangan Sherwood (Sh) terhadap bilangan Reynold (Re) dan Schmidt (Sc) dalam persamaan $Re^{0,99} \cdot Sc^{0,33}$

Ketergantungan Sh terhadap Re yang dilambangkan dengan A sebesar 0,99 yang menunjukkan bahwa perpindahan massa secara difusi (oksigen) terjadi pada daerah laminar ($Re < 2000$), (Costello, 1992).

Dari gambar 4.3, juga dilakukan regresi linear sehingga bisa didapatkan fungsi kepadatan dan faktor geometri. Faktor geometri merupakan variabel yang dipengaruhi oleh tingkat kepadatan modul membran. Dari hasil perhitungan didapatkan bahwa nilai $f(\phi)$ sebesar 0,016 (30 serat) – 0,0107 (40 serat)– 0,0078 (50 serat), yang menunjukkan bahwa semakin banyak padat modulnya, nilai faktor geometri menurun. Bila ditampilkan secara grafik seperti berikut :



Gambar 4.4 Variasi $f(\phi)$ terhadap ϕ

Hal ini menunjukkan bahwa adanya peranan faktor geometri terhadap performa perpindahan massa. Jadi bukan hanya nilai bilangan Reynold yang berpengaruh, namun sifat geometris dari modul punya pengaruh juga. Pengaruh ini akan terlihat bila dilibatkan dalam persamaan perpindahan massa yang awal Pers. (4.1).

Dari gambar 4.4 bisa didapatkan persamaan berikut

$$f(\phi) = 0.0015 \phi^{-1,4061}$$

Bila dimasukkan ke persamaan awal menjadi :

$$Sh = f(\phi) \cdot (Re^{0,99}) \cdot (Sc^{0,33})$$

$$Sh = (0,0015 \phi^{-1,4061}) \cdot (Re^{0,99}) \cdot (Sc^{0,33})$$

Dari gambar 4.3 dapat dilihat bahwa nilai faktor geometri berkurang dengan naiknya fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor dan koefisien perpindahan massa (k_L), secara teoritis akan mengalami penurunan juga dengan naiknya fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor untuk laju alir yang sama. Sebaliknya bila nilai fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor semakin rendah maka performa perpindahan massa meningkat (bilangan Sherwood-nya meningkat). Hal



ini bisa diakibatkan karena semakin kontak yang terjadi antara serat dengan air semakin baik karena pergerakan serat di dalam kontaktor juga semakin dinamis.

Efek ini dikenal sebagai *renewal effect* yang dapat menyebabkan peningkatan koefisien perpindahan massa di dalam kontaktor membran serat berongga (Lipnizki & Field, 2001). Fenomena ini menjelaskan bahwa pada kontaktor dengan fraksi kepadatan membran rendah, maka aliran transversal dan *surface renewal effect* lebih berpengaruh terhadap kemampuan perpindahan massa, dibandingkan dengan efek *channeling* yang lebih dominan pada kondisi fraksi kepadatan membran yang tinggi (Wu & Chen, 2000). Jika ditinjau dari sudut pandang yang lain, ketergantungan geometri dari profil lapisan antarmuka dapat juga meningkatkan koefisien perpindahan massa dari kontaktor dengan fraksi kepadatan membran yang lebih rendah.

Peningkatan koefisien perpindahan massa ini berbanding lurus terhadap kondisi lapisan perpindahan massa dimana lapisan tahanan perpindahan massanya jadi semakin tipis dengan naiknya derajat kurvatur, misalnya dengan menurunkan diameter luas serat dimana kondisi-kondisi lainnya tetap. Hal ini diperkuat dengan kondisi serat yang bergerak di dalam kontaktor untuk menciptakan lapisan perpindahan massa yang baru.

Semakin cepat aliran air linier maka aliran 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 pada laju alir linear yang tinggi, efek *renewal surface* menjadi lebih besar yang dapat menyebabkan koefisien perpindahan massa meningkat.

Jadi dari studi perpindahan massa ini bisa didapatkan persamaan perpindahan massa yang bisa dijadikan model eksperimen ini yaitu :

$$Sh \text{ model} = f(\varphi)(Re^{0.99})$$

$$Sh \text{ model} = (0,0015 \varphi^{-1,4061}) \cdot (Re^{0.99}) \cdot (Sc^{0,33})$$

Namun persamaan ini kembali dapat disederhanakan, karena kita bisa mengasumsikan bahwa nilai bilangan Schmidt yang ada selalu tetap dan stabil pada berbagai jumlah serat. Hal ini bisa terjadi karena nilai bilangan Schmidt



hanya dipengaruhi difusivitas oksigen yang mana hanya akan berubah bila ada perubahan suhu yang drastis, dan dalam eksperimen tidak didapati perbedaan suhu yang terlalu drastis, maksimal 1-2°C.

Nilai bilangan Schmidt pada eksperimen ini = 374,9723221

Sehingga, $Sc^{0,33} = 7,21107$ dan nilai ini dianggap sudah terkandung dalam faktor geometri.

Jadi persamaannya berubah menjadi

$$Sh \text{ model} = f(\varphi)(Re^{0.99})$$

$$Sh \text{ model} = (0.0106 \varphi^{-1.4169})(Re^{0.99})$$

Dengan korelasi ini kita dapat membangun modul kontaktor serat berongga berikutnya dengan parameter diameter membran dan diameter selongsong yang sama, namun tingkat kepadatannya bisa dirubah dengan tujuan untuk memaksimalkan performa perpindahan massanya. Dari persamaan ini juga, kita dapat membandingkan antara hasil yang diolah dari model dengan hasil yang didapat dari eksperimen. Perlu diketahui bahwa ada dua persamaan yang dapat digunakan dalam mencari nilai Sh, yaitu :

1. Sh hasil permodelan

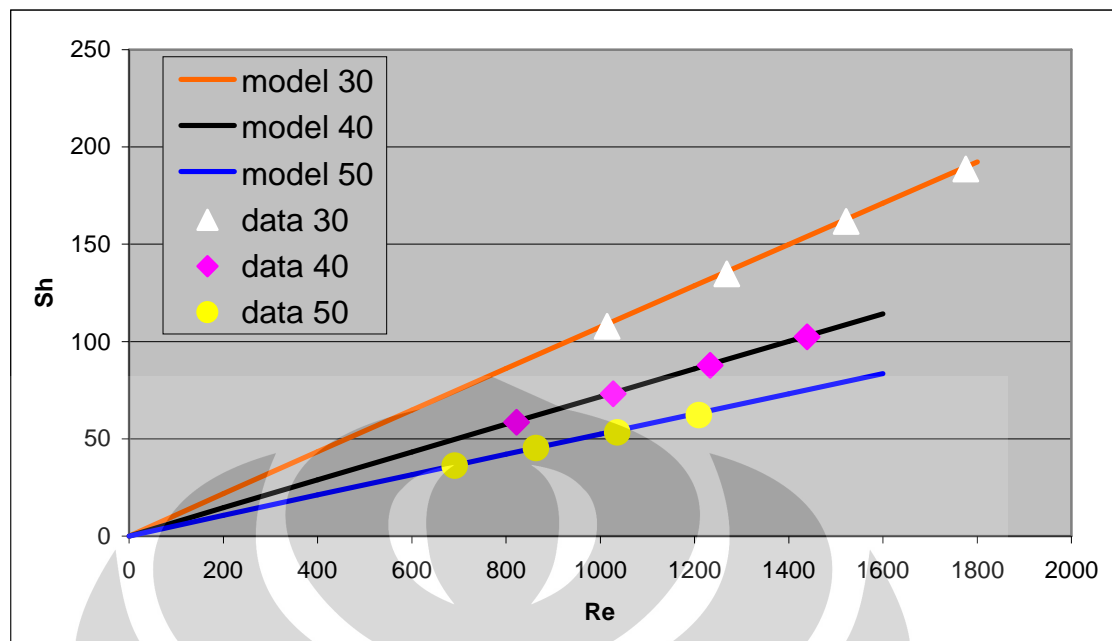
$$Sh = (0.0106 \varphi^{-1.4169})(Re^{0.99})$$

2. Sh literatur / yang didapat dari hasil eksperimen

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

dengan k_L : koefisien perpindahan massa fasa cair
 d_e : diameter ekuivalen
 D : difusivitas oksigen pada fasa cair

Jika hasil hasil plot **Sh** literatur dengan **Sh** model digabungkan dapat dilihat sebagai berikut :



Gambar 4.5 Variasi bilangan Sherwood (Sh) percobaan dan Sh pemodelan terhadap bilangan Reynold

Dari gambar ini dapat terlihat bahwa nilai Sh eksperimen (data) mendekati nilai Sh permodelan yang menunjukkan bahwa percobaan yang dilakukan hampir sesuai dengan pemodelan. Jadi persamaan perpindahan massa dari model dapat digunakan secara umum dalam eksperimen desorpsi oksigen dengan rentang fraksi kepadatan (ϕ) antara 0,186 – 0,31.

Persamaan bilangan Sherwood ini merupakan fungsi tidak langsung dari nilai perubahan kadar oksigen terlarut di air, oleh karenanya representasi bilangan Sherwood berarti melambangkan adanya perubahan nilai kadar oksigen terlarut di air. Hal ini bisa terlihat dari persamaan berikut :

$$\text{Karena : } Sh = \frac{k_L \cdot d_e}{D} \quad \text{dan} \quad kL = \frac{Q^2}{A_m} \times \ln \left(\frac{C_0 - C^*}{C - C^*} \right) \quad (4.3)$$

Dengan :

- k_L : koefisien perpindahan massa fasa cair
- d_e : diameter ekivalen
- D : difusivitas oksigen pada fasa cair
- Q : debit aliran air
- A_m : luas permukaan membran
- C_0 : konsentrasi oksigen terlarut awal sebelum melewati membran
- C : konsentrasi oksigen terlarut setelah melewati membran
- C^* : konsentrasi oksigen di daerah *interface*



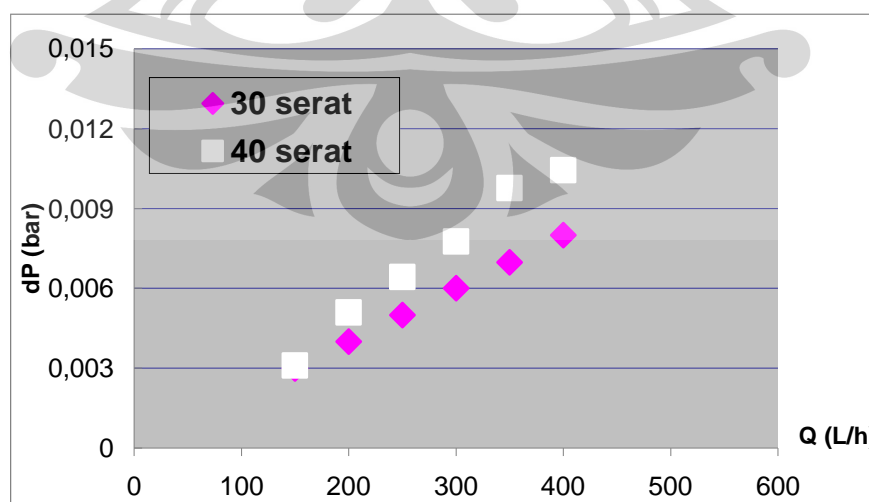
Dari kedua persamaan itu terlihat bahwa semakin besar perubahan kadar oksigen terlarut yang terjadi maka akan semakin besar nilai koefisien perpindahan massa dan tentunya akan terpengaruh ke nilai bilangan Sherwoodnya yang semakin besar. Dengan kata lain perubahan DO berbanding lurus dengan perubahan nilai bilangan Sherwood.

4.2 STUDI HIDRODINAMIKA

Untuk studi ini, yang diperlukan adalah data perubahan tekanan (*pressure drop*) yang terjadi di sepanjang kontaktor dan temperatur air. Data penurunan tekanan diperoleh dari pembacaan manometer digital, sedangkan temperatur diukur dengan memakai DO meter. Dalam eksperimen, dilakukan variasi laju alir yang berbeda dengan studi perpindahan massa yaitu dari 150-400 L/jam dengan kenaikan 50 L/jam. Dari data-data ini dapat dicari nilai faktor friksi dan rasio friksi untuk tiap variasi jumlah serat di dalam kontaktor.

4.2.1 Penurunan Tekanan (ΔP)

Laju alir air di dalam kontaktor sangat mempengaruhi nilai penurunan tekanan di sepanjang kontaktor. Penurunan tekanan minimum yang diperbolehkan dan *valid* untuk eksperimen ini harus di atas penurunan tekanan dengan analogi pipa kosong dan halus.



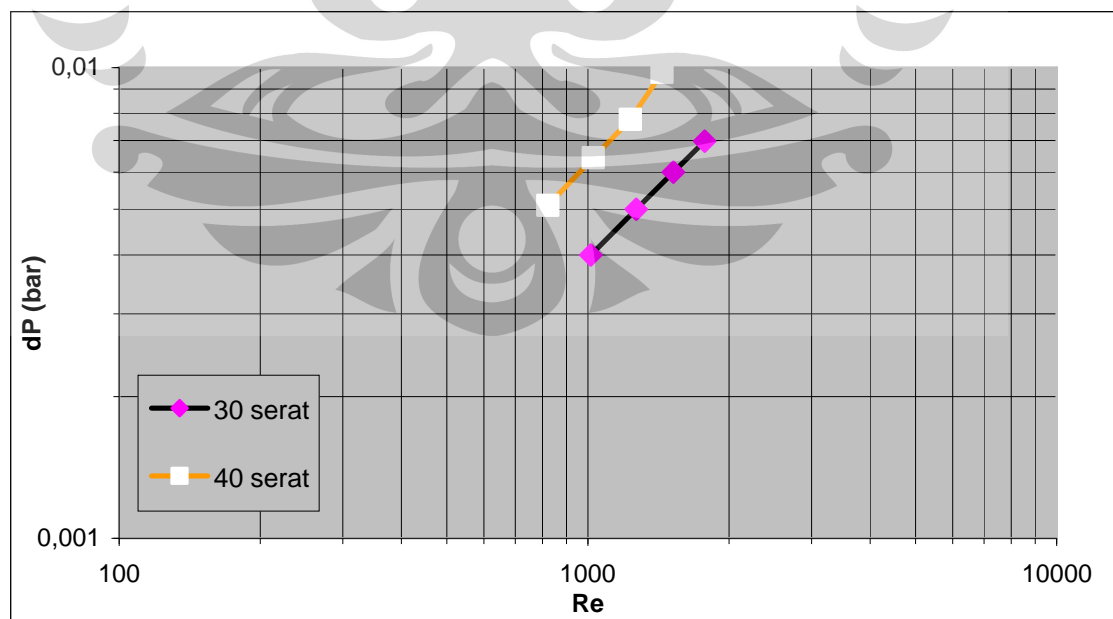
Gambar 4. 6 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap laju alir volumetrik (Q)



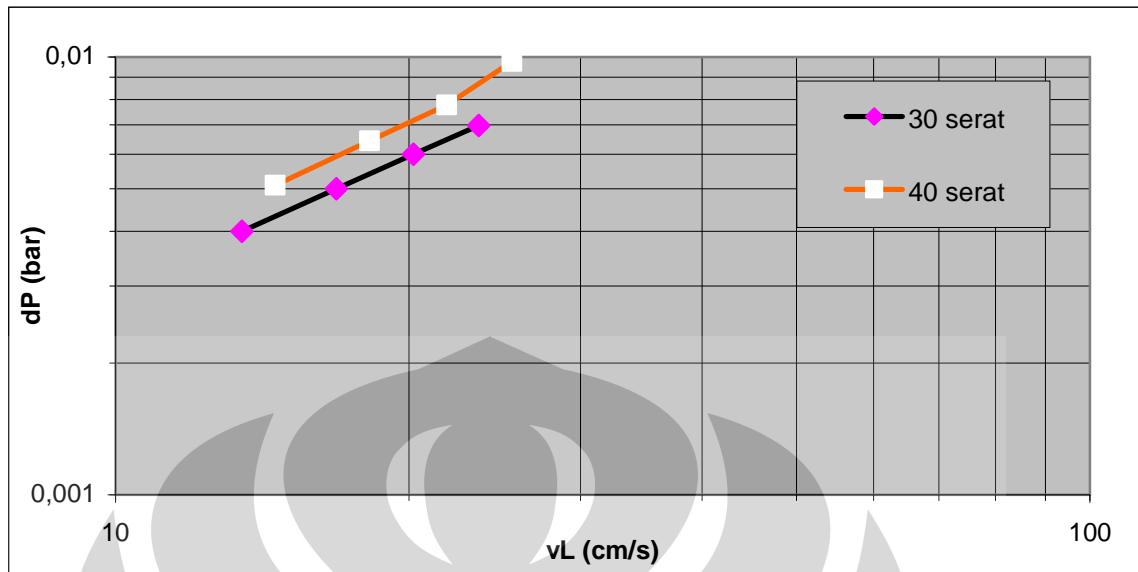
Dari gambar ini dapat dilihat bahwa semakin besar laju alir maka akan semakin besar pula penurunan tekanan yang terjadi, dan juga semakin banyak serat maka akan semakin besar penurunan tekanan yang terjadi pada laju alir yang sama.

Hal ini dapat terjadi dikarenakan saat fluida bergerak semakin cepat maka akan semakin membutuhkan energi untuk melesat dan bila hal itu terjadi tentu saja profil tekanan yang terjadi sepanjang lintasan akan berubah semakin kecil (gradiennya negatif / menunjukkan penurunan tekanan) karena $P \approx E$. Dengan bertambahnya laju alir linier maka dibutuhkan energi untuk mengalir yang semakin besar dan penurunan tekanan tak dapat dihindari. Selain itu, apabila alirannya makin turbulen, arus Eddy yang terjadi menyebabkan tumbukan antar partikel fluida maupun antara partikel fluida dengan dinding pipa dan serat yang terjadi akan semakin sering dan nilainya semakin besar sehingga berujung pada penurunan tekanan yang terjadi semakin besar. Begitu pula dengan jumlah serat, dengan meningkatnya jumlah serat maka gaya gesek yang timbul antar air dengan tiap-tiap serat semakin besar, akibatnya terjadi penurunan tekanan yang lebih besar dalam parameter laju alir yang sama.

Pengaruh dari sifat aliran yang laminar / turbulen terhadap perubahan tekanan yang terjadi dalam modul kontaktor dapat dilihat pada kedua grafik berikut :



Gambar 4. 7 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap bilangan Reynold (Re)



Gambar 4.8 Variasi penurunan tekanan (ΔP) terhadap laju alir linear (vL)

Dari gambar 4.7 menunjukkan bahwa ada hubungan antara *pressure drop* dengan bilangan Reynold yang terjadi. Dari grafik dapat disimpulkan bahwa semakin besarnya bilangan Reynold maka akan semakin besar pula penurunan tekanan yang terjadi.

4.2.2 Faktor friksi

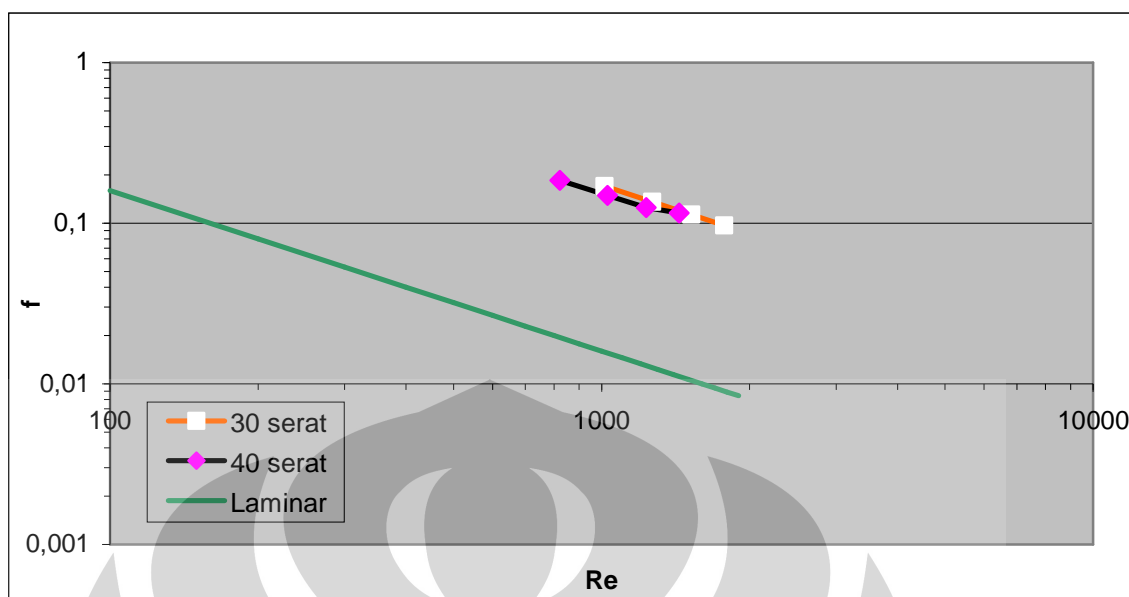
Pada studi mengenai faktor friksi digunakan persamaan Fanning, yaitu :

$$f = \frac{\varepsilon \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \Delta P}{4 \cdot d_o \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2}$$

Faktor friksi yang ditinjau ada 2 yaitu faktor friksi modul dan faktor friksi literatur. Faktor friksi modul didapat dengan menggunakan persamaan Fanning, sedangkan faktor friksi literatur digunakan persamaan

$$f = \frac{16}{Re}$$

Yang hanya berlaku untuk pipa kosong yang halus dan pada jenis aliran yang laminar. Ini dipakai karena saat pengujian didapati aliran maksimum hanya mencapai bilangan Reynold sebesar 1800-an berarti jenis alirannya masih tergolong laminar.



Gambar 4.9 Variasi fator friksi kontaktor (f) membran terhadap bilangan Reynold (Re)

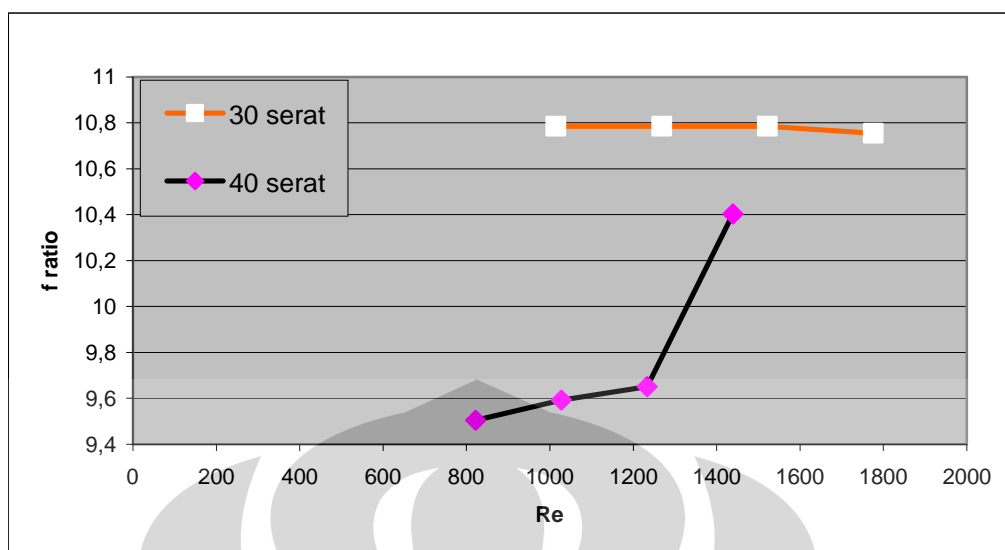
Dari gambar 4.9 terlihat bahwa nilai faktor friksi modul lebih besar dari nilai faktor friksi literatur, hal ini tentu saja karena ada penghilangan faktor gesekan tambahan antara air dengan dinding kontaktor. Lalu dari gambar juga dapat dilihat bahwa nilai Re berbanding terbalik dengan nilai faktor friksi pada jumlah serat yang sama. Kecenderungan lainnya ialah bahwa pada bilangan Reynold yang sama, faktor friksi menurun dengan naiknya jumlah serat di dalam kontaktor karena semakin banyak jumlah serat maka semakin kecil diameter ekuivalennya dan sesuai dengan persamaan Fanning dimana semakin kecil diameter ekuivalen maka semakin kecil pula faktor friksinya.

4.2 3 Rasio friksi

Menunjukkan perbandingan antara friksi modul terhadap friksi literatur. Friksi modul ditentukan dengan persamaan Fanning, sedangkan friksi teoritis / literatur ditentukan lewat persamaan :

$$f = \frac{16}{Re}$$

Dari gambar terlihat bahwa nilai faktor friksi turun dengan meningkatnya jumlah serat di dalam kontaktor pada bilangan Reynold yang sama.



Gambar 4.10 Variasi rasio friksi (*f ratio*) kontaktor membran serat berongga terhadap bilangan Reynold (*Re*)

Dari hasil eksperimen didapati bahwa faktor friksi aliran air di dalam kontaktor bisa lebih besar 9,5 – 10,7 kali lebih besar dari faktor friksi literatur/teoritis. Nilai faktor friksi yang dimaksud merupakan perbandingan antara faktor friksi eksperimen dengan faktor friksi teoritis, dan apabila nilainya di atas 1 berarti menunjukkan bahwa ada penambahan friksi yang terjadi antara air dengan serat selain antara air dengan dinding kontaktor. Dari gambar juga terlihat bahwa rasio friksi semakin besar dengan semakin besarnya bilangan Reynold, hal ini karena semakin cepatnya aliran maka pergerakan serat semakin dinamis sehingga gesekan tambahan antara air dengan serat akan semakin besar.



BAB V

KESIMPULAN

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

- 1) Dari studi perpindahan massa, bisa diambil kesimpulan bahwa :
 - Koefisien perpindahan massa berbanding lurus dengan bilangan Reynoldnya
 - Tingkat kepadatan modul menentukan faktor geometris dari modul dan nilainya berbanding lurus dengan performa perpindahan massa
 - Nilai variabel bilangan Schmidt dapat ditiadakan bila sistem yang teruji tidak mengalami operasi dengan rentang temperatur yang terlalu besar
- 2) Dari studi hidrodinamika, bisa diambil kesimpulan bahwa :
 - Tingkat kepadatan modul berbanding lurus dengan besar penurunan tekanan yang terjadi
 - Semakin tinggi nilai bilangan Reynoldnya, penurunan tekanan yang terjadi akan semakin besar walaupun nantinya akan mencapai titik puncak
 - Faktor friksi aliran air di dalam kontaktor bisa lebih besar 9,5 – 10,7 kali lebih besar dari faktor friksi literatur/teoritis
- 3) Efektivitas proses perpindahan oksigen ditunjukkan oleh nilai dari parameter perubahan kadar DO (ΔDO), bilangan Sherwood (Sh), penurunan tekanan (ΔP), dan faktor friksi (f_r) untuk masing-masing jumlah serat dan tingkat efektivitas paling tinggi direpresentasikan dalam tabel berikut :

Jumlah Serat	ΔDO (ppm)	Sh	ΔP (bar)	f_r
30 serat	0,3	186,8534076	0,00697975	0,09688795
40 serat	0,3	101,4301792	0,009763978	0,086587263
50 serat	0,3	61,56144247	0,003005	0,017302473

- 4) Korelasi perpindahan massa dari persamaan bilangan Sherwood yang berhasil dibangun yaitu :

$$Sh = (0.0106\varphi^{-1.4169})(Re^{0.99})$$



Dengan korelasi ini kita dapat membangun modul kontaktor serat berongga berikutnya dengan parameter diameter membran dan diameter selongsong yang sama, namun tingkat kepadatannya bisa dirubah dengan tujuan untuk memaksimalkan performa perpindahan massanya.





DAFTAR PUSTAKA

- Agustyani, Farida (2007). *Pengaruh Jumlah Serat, Temperatur, dan Konfigurasi Modul Terhadap Efektivitas Kontaktor Membran Serat Berlubang Pada Pemisahan Oksigen Terlarut dari dalam Air*, Skripsi, Depok, Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
- Ahmed, T., M.J. Semmens (2004). "Used of Sealed End Hollow Fibre for Bubbleless Membrane Aeration : Experimental Studies". *Journal of Membrane Science*, 69, hal 1-10.
- Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN. *Transport Phenomena*. New York (USA): John Wiley & Sons, Inc.; 1960.
- Bhaumik, D., S. Majumdar, Q. Fan, K, Sirkar (2003). "Hollow Fiber Membrane Degassing in Ultrapure Water and Microbiocontamination". *Journal of Membrane Science*, 235, hal 31-41.
- Costello MJ, Fane AG, Hogan PA, Schofield RW. The effects of shell side hydrodynamics on the performance of axial flow hollow fibre modules, *Journal of Membrane Science* 1992 Oct 1; 80: 1-11.
- Coulson JM, Richardson JF. *Chemical Engineering*. 4th ed. New York (USA) : Pergamon Press, Inc.; 1993, vol 1.
- Gabelman, A., S.T. Hwang (1999). "Hollow Fiber Membrane Contactors". *Journal of Membrane Science*, 159, hal 61-106.
- Ito, A., K. Yamagiwa, M. Tamura, M. Furusawa (1998). "Removal of Dissolved Oxygen using Non-porous Hollow Fibre Membrane", *Journal of Membrane Science*, 145, hal 111-117.
- Kartohardjono, S. (2004). "Pemindahan oksigen terlarut dari air melalui kontaktor membran tak berpori via proses degassing vakum". *Jurnal Seminar Nasional Fundamental dan Aplikasi Teknik Kimia*.
- Leiknes, TorOve, Michael J. Semmens (2000). "Vacuum Degassing using Microporous Hollow Fiber Membranes ". *Separation and Purification Technology Journal*, 22-23, hal 28-294.



- Li, K., I. Chua, W.J. Ng, W.K. Teo (1995). "Removal of Dissolved Oxygen in Ultrapure Water Production Using Membrane Reactor". *Chemical Engineering Science*, 50, (22), 3547-3556.
- Lipnizki, Frank, Robert W. Field (2001). "Mass Transfer Performance for Hollow Fiber Modules with Shell Side Axial- Feed Flow : Using an Engineering Approach to Develop a Framework". *Journal of Membrane Science*, 193, hal 195-208.
- Matsuda, Noriaki, Kiyotaka Sakai (2000). "Blood Flow and Oxygen Transfer Rate of an Outside Blood Flow Membrane Oxygenator". *Journal of Membrane Science*, 170, 153-158.
- Mulder M., *Basic Principles of Membrane Technology*, 2nd Edition (Dordrecht : Kluwer Academic Publishers, 1997).
- Perry, R. Fl., Green D. M. Howe (eds.), *Perry 's Chemical Engineerings' Handbook*, (McGraw Hill. 1999).
- Peter (2007). *Pemisahan Oksigen Terlarut dari Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berlubang dengan Variasi Jumlah Serat, Konfigurasi Modul, dan Temperatur Air Umpan*, Skripsi, Depok, Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
- Sengupta, et al., Large-scale Application of Membrane Contactors for Gas Transfer From or To Ultrapure Water (Elsevier, Separation and Purification Technology 14, 1998) hal 189-200
- Vladislavjevic GT. Use of polysulfone hollow fiber for bubbleless membrane oxygenation/deoxygenation of water. *Separation and Purification Technology* 1999 Feb 28; 17: 1-10.
- Wickramasinghe, S.R., M.J. Semmens, E.L. Cussler (1991). "Better Hollow Fiber Contactor", *Journal of Membrane Science*, 62, 371-388.
- Wu, Jasmin, Vicki Chen (2000). "Shell-side Mass Transfer Performance of Randomly Packed Hollow Fiber Modules". *Journal of Membrane Science*, 172, hal 59-74.
- Yoon, S.H., Hyung-Soo Kimb, Ik-Tae Yeomb (2004). "Optimization Model of Submerged Hollow Fiber Membrane Modules". *Journal of Membrane Science*, 234, hal 147—156.



LAMPIRAN

A. DATA PENELITIAN

A.1 Studi Perpindahan Massa

N = 30 serat

RUN I				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6	5,7	28,3	29,5
300	6	5,7	28,3	29,8
250	6	5,7	29,4	30,3
200	6	5,7	30	31

RUN II				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,1	5,8	28,4	28,9
300	6,1	5,8	28,7	29,4
250	6,1	5,8	29,1	30
200	6,2	5,9	29,6	30,6

RUN III				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6	5,9	28,8	29,8
300	6	5,9	29,2	29,7
250	6	5,9	29,7	30,5
200	6	5,9	30,2	31,2

N= 40 serat

RUN I				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	5,9	27,8	28,4
300	6,2	5,9	28,2	28,9
250	6,2	5,9	28,7	29,6
200	6,2	5,9	29,1	30,1



N = 50 serat

RUN I				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,3	6,2	26,1	26,7
300	6,3	6,2	26,5	27,2
250	6,3	6,2	26,9	27,8
200	6,3	6,2	27,4	28,4

RUN II				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,3	6,2	26	26,5
300	6,4	6,3	26,2	26,9
250	6,5	6,4	26,7	27,5
200	6,5	6,4	27,3	28,3

RUN III				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6,1	27,2	27,8
300	6,3	6,2	27,6	28,3
250	6,4	6,3	28,1	28,8
200	6,4	6,3	28,5	29,5

RUN IV				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6,1	27,8	28,3
300	6,2	6,1	28,1	28,8
250	6,2	6,1	28,5	29,4
200	6,3	6,2	29	30

RUN V				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,3	6,1	25,8	26,2
300	6,3	6,1	26,2	26,9
250	6,3	6,1	26,6	27,5
200	6,3	6,1	27,1	27,5

RUN VI				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	5,9	26,7	27,2
300	6,2	5,9	27	27,7
250	6,3	6	27,4	28,3
200	6,3	6	27,9	28,8



RUN VII				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6	27	27,6
300	6,3	6,1	27,5	28,2
250	6,3	6,1	27,9	28,8
200	6,2	6	28,4	29,5

RUN VIII				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6,1	27,6	28,2
300	6,3	6,2	28	28,6
250	6,3	6,2	28,3	28,9
200	6,3	6,2	28,6	29,5

RUN IX				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,3	6,2	26,5	27,1
300	6,3	6,1	26,9	27,7
250	6,4	6,2	27,3	28,2
200	6,4	6,2	27,2	28,3

RUN X				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6	27,4	27,9
300	6,2	6	27,7	28,4
250	6,3	6,1	28,1	28,8
200	6,3	6,1	28,6	29,7

RUN XI				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,3	6	26,2	26,8
300	6,3	6	26,6	27
250	6,3	6	28,1	28,8
200	6,4	6,1	27,7	28,9

RUN XII				
Q (L/jam)	DO awal (ppm)	DO akhir (ppm)	T awal (°C)	T akhir (°C)
350	6,2	6	27,4	27,9
300	6,2	6	27,8	28,5
250	6,3	6,1	28,2	29
200	6,3	6,1	28,7	29,8



A.2 Studi Hidrodinamika

30 serat		40 serat		50 serat	
Q (L/h)	dP (mbar)	Q (L/h)	dP (mbar)	Q (L/h)	dP (mbar)
150	2,98975	150	3,09731175	150	0,79761045
200	4	200	5,09731175	200	1,46427711
250	5	250	6,43064509	250	2,13094378
300	6	300	7,76397842	300	2,79761045
350	6,97975	350	9,76397842	350	3,005
400	8	400	10,4306451	400	3,63
500	9,967	500	15,0973118	500	4,79761045
600	11,956	600	17,0973118	600	6,79761045
700	13,943	700	23,0973118	700	8,79761045

$dP = \text{pressure drop}$

B. CONTOH PERHITUNGAN

B.1 Perhitungan Koefisien Transfer Perpindahan Massa (kL)

Persamaan yang digunakan ialah

$$kL = \frac{Q}{A_m} \times \ln \left(\frac{C_0 - C^*}{C - C^*} \right)$$

Dengan :

Q : debit aliran air (cm³/s)

A_m: luas penampang membran (cm²)

C₀ : konsentrasi oksigen terlarut dalam air pada awal (ppm)

C : konsentrasi oksigen terlarut dalam air pada akhir (ppm)

C* : konsentrasi oksigen *initial* dalam serat (ppm)

Misalkan, pada saat pengujian membran 30 serat, debit air 350 L/h, dan diketahui DO awal = 6 ppm, DO akhir = 5,7 ppm, konsentrasi oksigen *initial* bisa ditiadakan karena nilainya terlalu kecil.



$$\rightarrow Q = 350 \frac{l}{h} \cdot 1000 \frac{cm^3}{l} \cdot \frac{1 h}{3600 s} = 97,222 \frac{cm^3}{s}$$

$$\rightarrow Am = \pi \cdot N \cdot d_f \cdot L = 3,14 \times 30 \times 0,2 \text{ cm} \times 40 \text{ cm} = 753.6 \text{ cm}^2$$

$$kL = \frac{Q}{A_m} \times \ln \left(\frac{C_0 - C^*}{C - C^*} \right)$$

$$\rightarrow = \frac{97.222 \text{ cm}^3}{753.6 \text{ cm}^2 \cdot s} \times \ln \left(\frac{6 - 0}{5,7 - 0} \right) = 0,006617 \frac{cm}{s}$$

B.2 Perhitungan Bilangan Sherwood

Ada dua persamaan yang dapat digunakan dalam mencari nilai Sh, yaitu :

■ Sh hasil permodelan

$$Sh = f(\varphi)(Re)^{0.99}$$

$$Sh = (0.0106 \varphi^{-1.4169})(Re)^{0.99}$$

■ Sh literatur / yang didapat dari hasil eksperimen

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

dengan k_L : koefisien perpindahan massa fasa cair

d_e : diameter ekuivalen

D : difusivitas oksigen pada fasa cair

Hubungan antara keduanya dapat dikatakan : Sh permodelan bergantung kepada Sh literatur / yang didapat dari hasil eksperimen.

Sebagai contoh mencari Sh pada kondisi $Q = 350 \text{ L/h}$, 30 serat, dan diketahui DO awal = 6 ppm, DO akhir = 5,7 ppm . Temperatur air pada 25°C , sehingga nilai difusivitasnya (D) bisa langsung dilihat pada Perry's Chemical Engineering Handbook dan ini merupakan lanjutan dari contoh soal sebelumnya.

Dari perhitungan koefisien perpindahan massa diketahui :



$$\rightarrow kL = 0,006617 \text{ cm/s}$$

$$\rightarrow d_e = \frac{d_p^2 - n \cdot d_f^2}{d_p + n \cdot d_f} = \frac{(2,54 \text{ cm})^2 - 30 \cdot (0,2 \text{ cm})^2}{2,54 \text{ cm} + 30 \cdot (0,2 \text{ cm})} = 0,61494 \text{ cm}$$

$$D_0 = 2,5 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\frac{D_i \cdot T_i}{\mu_i} = \frac{D_0 \cdot T_0}{\mu_0}$$

$$\rightarrow \frac{D_i \cdot 303,97 \text{ K}}{0,81306 \text{ cp}} = \frac{2,5 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s} \cdot 298 \text{ K}}{0,915 \text{ cp}}$$

$$D_i = 2,1778 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\rightarrow Sh = \frac{0,006617 \text{ cm} \times 0,61494 \text{ cm}}{2,1778 \cdot 10^{-5} \text{ cm}^2 \cdot \text{s}} \cdot \text{s} = 186,8534076$$

B.3 Perhitungan Bilangan Reynold

Bilangan Reynold diperlukan untuk melihat bagaimana afinitas ketergantungan bilangan Sherwood terhadap bilangan Reynoldnya, sehingga eksponen Reynold terhadap bilangan Sherwoodnya bisa dicapai.

$$Re = \frac{vL \cdot d_e}{\nu} \text{ dengan :}$$

vL = kecepatan linear air melewati modul kontaktor (cm/s)

d_e = diameter ekivalen (cm)

ν = viskositas kinematik (cm^2/s)

Sebagai contoh dari soal sebelumnya, bagaimana mencari Re pada kondisi Q = 350 L/h, 30 serat, dan diketahui DO awal = 6 ppm, DO akhir = 5,7 ppm ?

$$\rightarrow A_{flow} = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_p^2 \right) - \left(n \times \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_f^2 \right)$$

$$= \left(\frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (2,54)^2 \right) - \left(30 \times \frac{1}{4} \cdot 3,14 \cdot (0,2)^2 \right) = 4,122506 \text{ cm}^2$$



$$\rightarrow vL = \frac{Q}{A_{flow}} = \frac{97,222 \text{ cm}^3}{4,122506 \text{ cm}^2 \cdot s} = 23,583 \text{ cm/s}$$

$$\rightarrow v = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,0082745 \text{ g.cm}^3}{0,995647 \text{ g.cm.s}} = 0,00831 \text{ cm}^2/\text{s}$$

$$\rightarrow Re = \frac{vL \cdot de}{\nu} = \frac{23,583 \text{ cm.s} \times 0,61494 \text{ cm}}{0,00831 \text{ cm}^2 \cdot s} = 1775,9094$$

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

Nilai A didapatkan setelah ada plot grafik antara bilangan Sherwood dan bilangan Reynold, dan diperoleh slope untuk ketiga jumlah serat, dimana :

	a	b	b average
n = 30	0,1052	1	0,99
n = 40	0,0705	1	
n = 50	0,0651	0,9652	

Dari nilai b rata-rata, diplot kembali data antara bilangan Sh dengan Re yang sudah mengandung pangkat *b rata-rata*. Nilai dari $Sc^{0,33}$ 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 slopenya :

n (serat)	a	φ	df (cm)	Dp (cm)
30	0,1145	0,186	0,2	2,54
40	0,0765	0,248	0,2	2,54
50	0,0555	0,310	0,2	2,54

Dengan φ ialah packing fraction, misalkan untuk modul dengan 30 serat maka :

$$\varphi = \frac{N \cdot d_f^2}{d_p^2} = \frac{30 \cdot (0,2 \text{ cm})^2}{(2,54 \text{ cm})^2} = 0,186$$



Kemudian, diplot grafik dengan packing fraction (ϕ) pada sumbu x dan a pada sumbu Y, dan dari grafik dilakukan regresi *power*, dan didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned} a &= 0.0106 \phi^{-1.4169} \\ f(\phi) &= 0.0106 \phi^{-1.4169} \end{aligned}$$

Lalu dengan mensubstitusi nilai ϕ pada persamaan tersebut, maka akan diperoleh nilai Sh model, yaitu :

$$\begin{aligned} Sh \text{ model} &= f(\phi)(Re^{0.99}) \\ Sh &= (0.0106 \phi^{-1.4169})(Re^{0.99}) \end{aligned}$$

B.5 Perhitungan Friksi

Persamaan Fanning digunakan untuk melakukan penghitungan faktor friksi, yaitu

:

$$f = \frac{\varepsilon \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \Delta P}{4 \cdot d_o \cdot L_f \cdot \left(\frac{1}{2}\right) \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2}$$

Dengan :

L_f : panjang modul (cm)

v : viskositas kinematik (cm^2/s)

ρ : massa jenis (g/cm^3)

Sebagai contoh dari soal sebelumnya mencari f pada kondisi $Q = 350$ L/h, 30 serat, dan diketahui $\Delta P = 0,00697$ bar, panjang modul = 40 cm, dan dengan $v = 0,00831$ cm^2/s , $\rho = 0,995647$ g/cm^3 .

$$f = \frac{d_e \cdot \Delta P}{2 \cdot L_f \cdot \rho \cdot v^2} = \frac{0,61494 \text{ cm} \cdot 0,00697}{2 \cdot 40 \text{ cm} \cdot 0,995647 \text{ g} \cdot 0,00831^2 \text{ cm}^2} \text{ cm}^3 \cdot \text{s} = 0,17004583$$

Selain dari faktor friksi, dapat diketahui juga nilai rasio friksi, yaitu perbandingan nilai faktor friksi yang didapat dari eksperimen (modul) terhadap faktor friksi yang didapat dari teoritis. Persamaan yang digunakan untuk faktor friksi teoritis :

$$f = \frac{16}{Re}$$

Sebagai contoh f teoritis pada kondisi $Q = 350$ L/h, 30 serat, nilai $Re = 1775,09$



$$f = \frac{16}{1775,09} = 0,009$$

Rasio friksi merupakan :

$$f \text{ ratio} = \frac{f \text{ modul (eksperimen)}}{f \text{ teoritis (literatur)}}$$

Dan rangkuman dari 30-40 serat pada properti friksinya bisa dilihat pada tabel-tabel ini :

30 serat	Q (L/h)	f modul	f literatur	f ratio
	200	0,17004583	0,01576657	10,78521398
	250	0,136036664	0,012613256	10,78521398
	300	0,113363887	0,010511047	10,78521398
	350	0,09688795	0,009009469	10,7540139

40 serat	Q (L/h)	f modul	f literatur	f ratio
	200	0,184941292	0,019458975	9,50416409
	250	0,149323172	0,01556718	9,592178634
	300	0,125197164	0,01297265	9,650854996
	350	0,115676038	0,011119414	10,40306931