

**STUDI OPTIMASI OPERASI DESORPSI OKSIGEN
TERLARUT DARI DALAM AIR MELALUI
KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG
MENGUNAKAN METODE GAS PENYAPU**

SKRIPSI

Oleh

JOHANNIS GILBERT
0404060357



**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:

**STUDI OPTIMASI OPERASI DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI
DALAM AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT
BERLUBANG MENGGUNAKAN 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, 9 Juli 2008

JOHANNIS GILBERT

NPM 0404060357

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul:

**STUDI OPTIMASI OPERASI DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI
DALAM AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT
BERLUBANG MENGGUNAKAN METODE GAS PENYAPU**

dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia, dan disetujui untuk diajukan pada sidang ujian skripsi.

Depok, 9 Juli 2008

Dosen Pembimbing

Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc. Ph.D

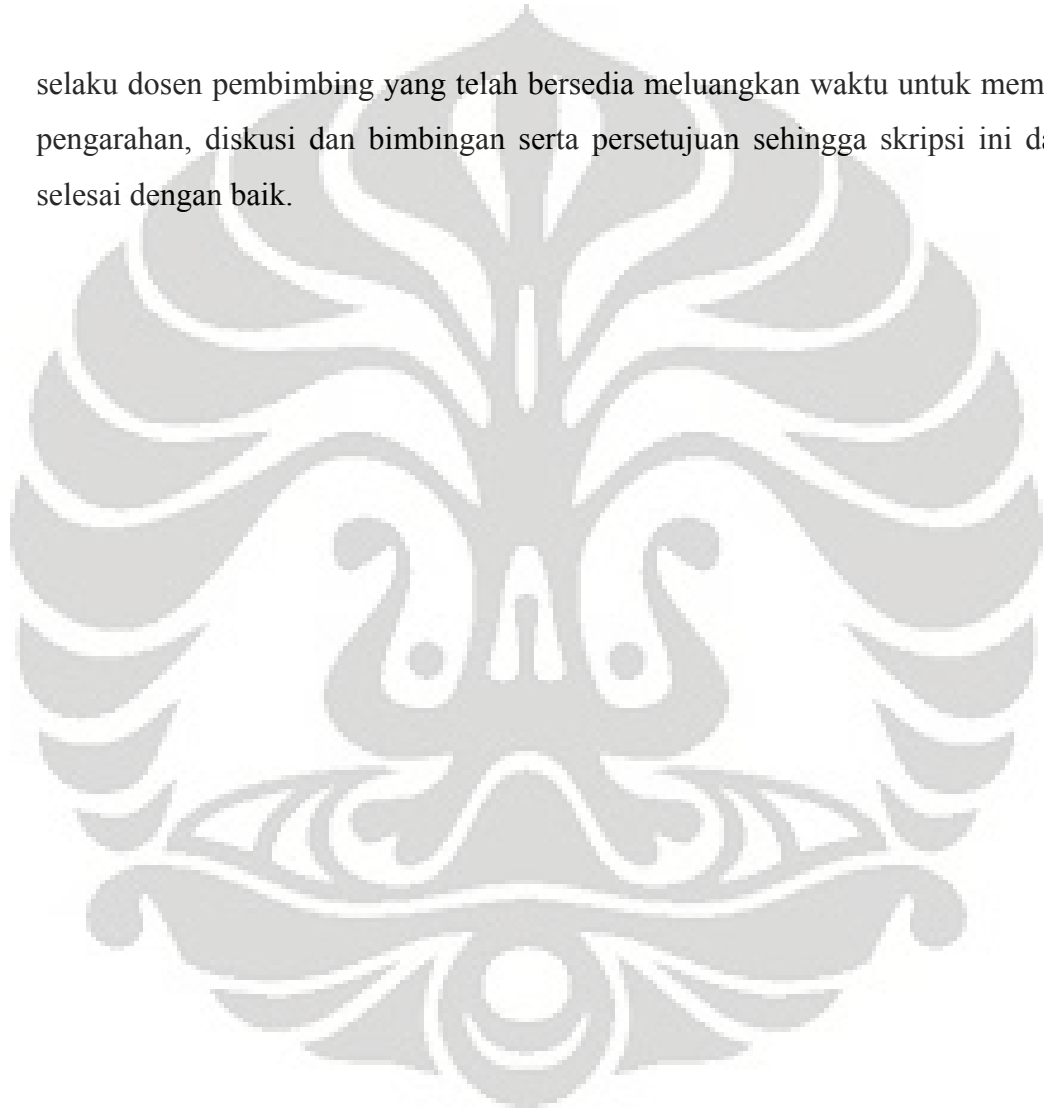
NIP: 131 803 508

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.



Johannis Gilbert
NPM 04 04 06 035 7
Departemen Teknik Kimia

Dosen Pembimbing
Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc, Ph.D

**STUDI OPTIMASI OPERASI DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI
DALAM AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG
MENGUNAKAN METODE GAS PENYAPU**

ABSTRAK

Pemisahan oksigen terlarut dari dalam air sangat diperlukan untuk beberapa industri khususnya industri pembangkit tenaga listrik, semikonduktor dan industri obat dan makanan. Proses pemisahan secara konvensional telah dibuktikan memiliki banyak kekurangan sehingga proses perpindahan massa yang terjadi tidak dapat optimal. Proses pemisahan alternatif untuk desorpsi oksigen terlarut adalah dengan menggunakan kontaktor membran serat berlubang. Kontaktor membran memberikan luas permukaan perpindahan massa yang lebih besar daripada kolom konvensional dan memiliki keunggulan karena tidak terdapatnya kontak antar fasa sehingga mengurangi kemungkinan terjadinya *foaming* dan *flooding*.

Luas permukaan membran adalah faktor yang penting di dalam penggunaan modul kontaktor membran serat berongga ini; luas permukaan membran yang besar memberikan luas permukaan kontak antar fasa yang besar sehingga proses perpindahan massa semakin baik. Penggunaan luas permukaan membran yang besar melibatkan lebih banyak jumlah serat membran yang digunakan, sehingga hal ini dapat menyebabkan perbedaan tekanan dalam selongsong modul yang tinggi dan biaya pemompaan fasa cair menjadi besar sekali. Terdapat kondisi optimum pada sistem membran kontaktor ini, yaitu saat jumlah biaya pemompaan fasa cair dan biaya membran untuk sejumlah perpindahan massa tertentu pada jenis diameter serat yang sama adalah yang paling rendah.

Setiap variasi diameter serat membran, diameter selongsong modul dan debit air memiliki jumlah serat tertentu yang harus digunakan. Jumlah serat ini meningkat dengan bertambah besarnya diameter selongsong dan debit air untuk diameter serat membran yang sama. Penggunaan diameter serat membran yang lebih besar menurunkan jumlah serat yang digunakan dalam selongsong yang sama. Jumlah serat terhitung sebelumnya akan digunakan untuk menghitung biaya pemompaan dan biaya membran yang akan digunakan dalam uji sensitivitas untuk penentuan kondisi optimum modul. Kondisi optimum modul direpresentasikan dalam diameter selongsong tertentu yang besarnya bertambah seiring dengan penggunaan diameter serat membran yang semakin besar. Penggunaan diameter selongsong modul yang optimum ini diharapkan dapat mengurangi biaya operasi desorpsi oksigen terlarut dari dalam air.

Kata kunci: kontaktor membran, jumlah serat membran, uji sensitivitas, jumlah biaya, kondisi optimum.

Johannis Gilbert
NPM 04 04 06 035 7
Chemical Engineering Department

Counsellor
Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc, Ph.D

**OPTIMIZATION STUDY FOR DISSOLVED OXYGEN FROM WATER
DESORPTION PROCESS THROUGH HOLLOW FIBER MEMBRANE
CONTACTOR USING SWEEP GAS METHODE**

ABSTRACT

Dissolved oxygen desorption from water is needed in a few industries especially in the steam power generator plant, semiconductor and food and drugs industries. Conventional separation processes have been proved to be un-efficient so that the mass transfer process can not be optimal. Alternative separation process for dissolved oxygen removal is the application of hollow fiber membrane contactor. Membrane contactor gives higher surface area for mass transfer than conventional column and has the advantage of not having dispersed phases so that the possibility of foaming and flooding to be happened can be reduced.

The membrane surface area is an important factor in using hollow fiber membrane contactor; large surface area gives large area for phases to be contacted therefore the separation process is better. The use of large membrane surface area include the use of many number of fibers, so it can cause high pressure drop along the module shell which lead to high pumping cost. There is an optimum condition in this membrane contactor system. This condition is defined as a condition at which the total cost for pumping and membrane for a specified mass transfer reach the lowest point for a given fiber diameter.

Every variation of membrane fiber diameter, module diameter and water flowrate has a certain number of fiber to be used. This number of fiber is increased with the increase of module diameter and so with water flowrate for a certain membrane fiber diameter. The use of wider fiber diameter decrease the number of fiber used in the same module. The previous calculated number of fiber will be used to calculate the pumping cost and the membrane cost which are used in a sensitivity test to determine the module optimum condition. The module optimum condition is represented as a specific optimum value of module diameter which value will increase as the use of membrane fiber diameter is increased. By using this optimum modul diameter, a decreased operation cost for dissolved oxygen removal from water can be obtained.

Keywords: membrane contactor, membrane fiber number, sensitivity test, total cost, optimum condition.

DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	ii
PENGESAHAN	iii
UCAPAN TERIMA KASIH.....	iv
ABSTRAK.....	v
ABSTRACT.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR LAMPIRAN.....	x
DAFTAR SIMBOL	xi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN MASALAH.....	3
1.3 TUJUAN PENELITIAN.....	3
1.4 BATASAN MASALAH.....	3
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN.....	4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1. PROSES DESORPSI.....	5
2.2 MEMBRAN	6
2.3 KONTAKTOR MEMBRAN.....	8
2.3.1 Kontaktor membran gas-cair.....	9
2.3.2 Kontaktor membran serat berlubang.....	9
2.3.3 Kelebihan dan kekurangan kontaktor membran serat berlubang.....	11
2.4 APLIKASI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG.....	12
2.5 DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG	14
2.5.1 Studi perpindahan massa pada kontaktor membran serat berlubang dalam pemisahan oksigen terlarut dari air	14
2.5.2 Studi sensitivitas dalam penentuan konfigurasi optimum modul membran	18

BAB III METODOLOGI PENELITIAN	22
3.1 PENDAHULUAN	22
3.2 PROSEDUR PENELITIAN	22
3.2.1 Studi literatur	22
3.2.2 Perumusan persamaan untuk penentuan jumlah serat dalam modul membran	23
3.2.3 Penyelesaian persamaan.....	25
3.2.4 Uji sensitivitas untuk penentuan konfigurasi modul membran optimum	25
3.2.5 Analisis data dan penulisan laporan.....	26
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN	27
4.1 PENDAHULUAN	27
4.2 STUDI PERPINDAHAN MASSA.....	27
4.2.1 Batasan-batasan penyelesaian persamaan.....	27
4.2.2 Karakteristik persamaan.....	28
4.2.3 Penyelesaian persamaan.....	29
4.3 STUDI OPTIMASI.....	31
4.3.1 Biaya Pemompaan	32
4.3.2 Biaya Membran.....	33
4.3.3 Total Biaya.....	33
4.3.4 Kondisi Optimum.....	35
BAB V KESIMPULAN.....	37
5.1 KESIMPULAN.....	37
5.2 SARAN.....	37
DAFTAR PUSTAKA	38
LAMPIRAN 1.....	40
LAMPIRAN 2.....	44
LAMPIRAN 3.....	56
LAMPIRAN 4.....	61
LAMPIRAN 5.....	79
LAMPIRAN 6.....	82

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1	Modul kontaktor membran	4
Gambar 2. 1	Profil konsentrasi zat terlarut A dalam fasa cair dan tekanan parsial A di antara fasa cair dan gas (Coulson dan Richardson, 1991)	5
Gambar 2. 2	Profil konsentrasi oksigen terlarut saat melewati membran hidrofobik.....	6
Gambar 2. 3	Alur perpindahan pada kontaktor membran	7
Gambar 2. 4	(a) Profil <i>dead-end</i> (b) Profil <i>cross flow</i>	8
Gambar 2. 5	Kontaktor membran serat berlubang Liqui-Cel (Gabelman dan Hwang, 1999).....	10
Gambar 2. 6	Modul kontaktor membran dengan 40 jumlah serat (fraksi kepadatan = 0,25).....	11
Gambar 2. 7	Hubungan diameter serat dengan indeks kinerja (Wickramasinghe et al, 1991)	21
Gambar 3. 1	Sistem penyisihan oksigen terlarut melalui kontaktor membran serat berlubang menggunakan metode gas penyapu	23
Gambar 4. 1	Solusi persamaan perpindahan massa	29
Gambar 4. 2	Profil jumlah serat untuk variasi diameter selongsong & laju alir ($df = 0,10$ cm)	30
Gambar 4. 3	Profil luas permukaan membran untuk variasi diameter selongsong dan laju alir ($df = 0,10$ cm)	30
Gambar 4. 4	Profil biaya pemompaan	32
Gambar 4. 5	Profil biaya membran	33
Gambar 4. 6	Profil total biaya untuk tiga jenis diameter serat membran	34
Gambar 4. 7	Profil indeks kinerja	34
Gambar 4. 8	Profil diameter selongsong optimum untuk setiap diameter serat membran	35

DAFTAR LAMPIRAN

	Halaman
Lampiran 1 Karakteristik Persamaan Perpindahan Massa	40
Lampiran 2 Jumlah Serat dan Luas Permukaan Membran Setiap Konfigurasi	44
Lampiran 3 Contoh Perhitungan Penyelesaian Persamaan Perpindahan Massa	56
Lampiran 4 Profil Biaya – Biaya dan Indeks Kinerja	61
Lampiran 5 Contoh Perhitungan Biaya	79
Lampiran 6 Konfigurasi Optimum Modul	82

DAFTAR SIMBOL

Simbol	Keterangan	Satuan
a_f	Biaya Membran	US\$/m ² tahun
A_{flow}	Luas Penampang	cm ²
A_M	Luas Permukaan Membran	cm ²
b_f	Biaya Pemompaan	US\$/kWjam
C^*	Konsentrasi Zat Terlarut Pada Lapisan Pembatas	ppm
C_0	Konsentrasi Masukkan Zat Terlarut	ppm
C_1	Konsentrasi Keluaran Zat Terlarut	ppm
D	Difusivitas Zat	cm ² /s
d_f	Diameter Serat Membran	cm
d_p	Diameter Selongsong Membran	cm
d_e	Diameter Ekuivalen	cm
f	Faktor Friksi	
H	Konstanta Henry	M/atm
K_L	Koefisien Perpindahan Massa Overall	cm/s
k_L	Koefisien Perpindahan Massa Fasa Cair	cm/s
k_G	Koefisien Perpindahan Massa Fasa Gas	cm/s
k_M	Koefisien Perpindahan Massa Membran	cm/s
l_f	Panjang Serat/Modul Membran	cm
N	Fluks Perpindahan Massa	g/m ² jam
n	Jumlah Serat	unit serat
P	Tekanan Parsial Zat Terlarut	atm
ΔP	Perbedaan Tekanan	atm
Q_L	Debit Fasa Cair	L/jam atau cm ³ /s
Re	Bilangan Reynold	
Sc	Bilangan Schmidt	
Sh	Bilangan Sherwood	
ν	Viskositas Kinematik	cm ² /s
v_L	Laju Alir Linear	cm/s

ρ	Massa Jenis Zat	g/cm^3
φ	Fraksi Kepadatan	
η	Indeks Kinerja	US\$/gram



BAB I PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Air yang akan digunakan dalam proses-proses industri harus memiliki kandungan oksigen yang rendah. Oksigen memang adalah salah satu senyawa paling penting dalam keberlangsungan hidup makhluk hidup di dunia. Akan tetapi oksigen memiliki dampak negatif dalam beberapa proses industri. Oksigen bersifat korosif pada kondisi tertentu, terutama pada kelembapan dan suhu tinggi dan oleh karena itu penggunaan air untuk industri semikonduktor, farmasi, makanan dan pembangkit listrik harus menggunakan air proses (*ultra pure water*) yang memiliki kadar oksigen terlarut sangat rendah. Selain sifat korosifnya, kadar oksigen yang tinggi juga dapat menyebabkan terbentuknya senyawa tertentu yang tidak diinginkan pada produk sehingga memiliki nilai jual yang lebih rendah.

Untuk keperluan yang berbeda-beda, oksigen terlarut dalam air harus dipisahkan sampai kadar tertentu. 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 A et al, 1998). Pada industri semikonduktor, konsentrasi oksigen terlarut harus diturunkan hingga ke level kurang dari 10 ppb (mg/m³) untuk mencegah pembentukan silika oksida (lapisan oksida) dalam sistem *water-immersion*. 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. (Gabelman A dan Hwang ST, 1999).

Proses pemisahan yang telah dilakukan adalah dengan cara mengkontakkan air yang memiliki kandungan oksigen terlarut dengan fasa gas atau cair yang akan menerima oksigen terlarut tersebut (desorpsi oksigen). Proses pemisahan konvensional untuk sistem gas/cair dan cair/cair biasanya dilakukan dengan mengkontakkan kedua fasa tersebut di dalam berbagai tipe menara, kolom

atau *mixer-settler*. Kelemahan pada operasi konvensional ini, khususnya pada sistem gas/cair, adalah seringnya terjadi banjir (*flooding*) bila laju alir gas terlalu besar dibanding laju alir fasa cairnya dan *uploading* bila laju alir gas terlalu kecil dibanding dengan laju alir fasa cair. Selain itu kolom konvensional yang mengkontakkan langsung kedua fasa ini memungkinkan timbulnya masalah lain yaitu terbentuknya emulsi (*foaming*) yang akan menurunkan luas permukaan kontak perpindahan massa (Gabelman dan Hwang, 2006).

Teknologi pemisahan yang saat ini sedang berkembang untuk mengatasi permasalahan yang ada pada kolom konvensional adalah dengan teknologi kontakor membran. Modul kontakor membran serat berlubang mulai banyak digunakan sebagai peralatan kontakor gas/cair karena dapat memberikan luas permukaan kontak yang besar. Karena fungsinya yang sebagai kontakor mencegah dispersi antara fasa gas dan cair, maka permasalahan seperti *foaming*, *flooding* dan *uploading* dapat dihindari. Keunggulan lainnya adalah kontakor 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. Kelemahan yang paling sering ada dalam teknologi membran adalah terjadinya *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 berlubang adalah modul yang paling banyak digunakan dalam desorpsi oksigen terlarut dari air. Selain itu modul membran ini sering diterapkan secara luas sebagai kontakor 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.

Transfer massa oksigen terlarut dari air di dalam kontakor membran gas/cairan terjadi dalam tiga tahap penting yaitu: perpindahan oksigen terlarut

dalam air, difusi oksigen terlarut melalui membran, dan difusi oksigen terlarut ke dalam aliran udara yang divakumkan/di-*sweeping* dengan gas pembawa. Beberapa penelitian pendahulu di Departemen Teknik Kimia UI mengenai desorpsi oksigen terlarut dari dalam air ini dilakukan oleh Peter dan Farida Agustyani yaitu dengan memvariasikan jumlah serat membran dan laju alir yang digunakan tetapi jumlah serat ditentukan secara sembarang. Hasil uji perpindahan massa dari penelitian ini adalah korelasi perpindahan massa yang direpresentasikan dengan korelasi bilangan Sherwood. Pada penelitian ini akan diteliti mengenai konfigurasi optimum modul yang diperlukan untuk transfer massa tertentu untuk setiap laju alir air dan diameter serat yang berbeda. Konfigurasi modul membran optimum yang dimaksud adalah kondisi operasi yang memberikan jumlah biaya operasi, jumlah biaya pemompaan dan biaya membran, paling rendah (Wickramasinghe, S.R. et al., 1991).

1.2 RUMUSAN MASALAH

Masalah yang akan dibahas dalam penelitian ini adalah penentuan konfigurasi kontaktor membran serat berlubang yang optimum melalui uji sensitivitas biaya-biaya operasi.

1.3 TUJUAN PENELITIAN

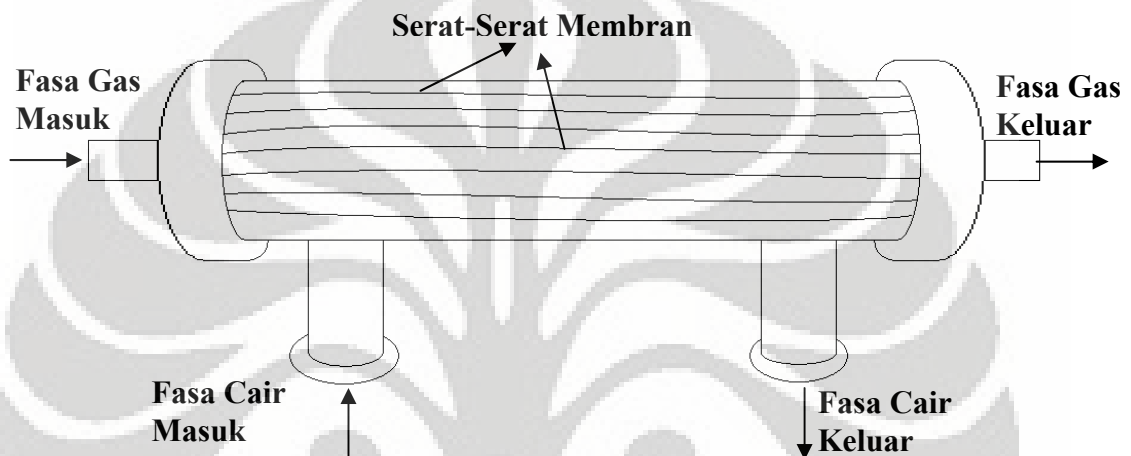
Tujuan penelitian ini adalah menentukan diameter selongsong yang optimum untuk setiap diameter serat membran yang digunakan.

1.4 BATASAN MASALAH

Berikut adalah batasan masalah dalam penelitian ini:

1. Modul membran yang dijadikan batasan sistem adalah kontaktor membran serat berlubang yang berwujud seperti alat penukar panas tipe *shell and tube* dengan membran berpori.
2. Fasa cair (air) mengalir di dalam selongsong sedangkan fasa gas (gas nitrogen) mengalir di dalam lumen (dalam serat membran) seperti terlihat pada gambar 1.1.

3. Proses pemisahan oksigen dilakukan dengan mengasumsikan konsentrasi oksigen antar fasa cair dan gas adalah nol.
4. Variabel proses yang divariasikan adalah laju alir, diameter serat, diameter selongsong, dan biaya membran.
5. Variabel tetap dalam penelitian ini adalah konsentrasi masuk dan keluar oksigen terlarut, panjang serat dan sifat-sifat fisik air dan oksigen terlarut (densitas, difusivitas, dsb) pada 30°C.



Gambar 1. 1 Modul kontaktor membran

1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan yang digunakan adalah sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah dan sistematika penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi dasar teori dasar permasalahan.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Bab ini berisi tentang metode yang digunakan dalam penelitian ini.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini berisi mengenai hasil dari penelitian ini dan pembahasannya.

BAB V KESIMPULAN

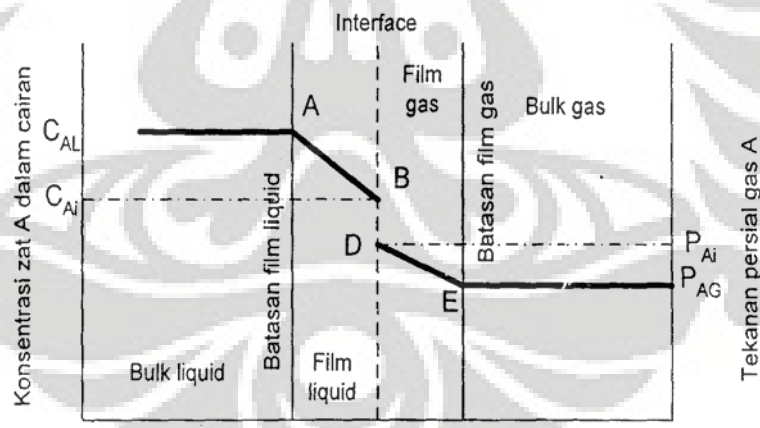
Bab ini menyimpulkan penelitian ini.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. PROSES DESORPSI

Proses desorpsi adalah proses terjadinya perpindahan massa satu atau lebih spesies dari fasa cair menuju fasa gas, proses ini merupakan kebalikan dari proses absorpsi dimana zat terlarut dalam fasa gas akan dipindahkan ke fasa cair. Faktor yang mempengaruhi proses desorpsi adalah difusivitas dan kelarutan dari spesies yang akan berpindah ke dalam fasa gas.

Teori dua film mengatakan, molekul berpindah di bagian *bulk* masing-masing fasa secara konveksi dan perbedaan konsentrasi antara keduanya diabaikan kecuali pada sekitar interphase antar fasa. Pada bagian lain dari interphase, perpindahan molekul tersebut hilang dan terdapat lapisan tipis yang menyebabkan perpindahan molekul terjadi secara difusi molekuler. Lapisan tipis tersebut akan lebih tebal dari sublayer laminar, karena memiliki tahanan yang sama dengan tahanan seluruh layer.



Gambar 2. 1 Profil konsentrasi zat terlarut A dalam fasa cair dan tekanan parsial A di antara fasa cair dan gas (Coulson dan Richardson, 1991)

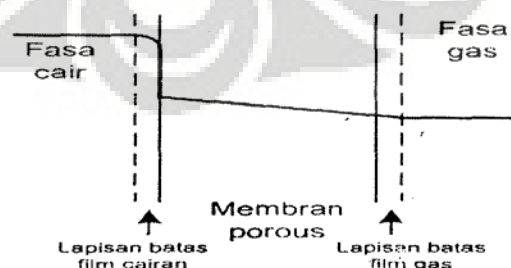
Perbedaan konsentrasi dan kesetimbangannya juga mempengaruhi arah perpindahan massa tersebut, sehingga laju perpindahan molekul dikontrol oleh laju difusi melalui dua lapisan film (gas dan cairan), dimana hanya pada lapisan batas film tersebut yang memiliki tahanan.

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

Salah satu gas mudah menguap yang dapat didesorpsi adalah oksigen (O_2) terlarut yang terdapat dalam air dengan kadar rata-rata 8,5 ppm (1 atm; $25^\circ C$). Selama ini proses penyisihan oksigen dan air menggunakan kolom desorpsi dengan vakum maupun dengan sweep gas atau dengan deaerasi menggunakan zat aditif. Akan tetapi proses-proses ini memerlukan biaya investasi dan operasional yang sangat besar disamping itu juga kolom desorpsi membutuhkan ruang yang cukup besar. Hal ini menyebabkan biaya untuk penyisihan oksigen dan air menjadi besar. Untuk mengatasi masalah tersebut digunakan cara alternatif yaitu dengan teknologi membran. Membran digunakan sebagai media kontak antara fasa cair yang mengandung oksigen terlarut dengan gas penyapu atau udara vakum, sekaligus sebagai media pemisah antara air dengan gas penyapu atau udara vakum sehingga oksigen terlarut yang ada di dalam air akan terdifusi ke dalam gas penyapu atau udara vakum tanpa harus terjadi dispersi antar fasa.

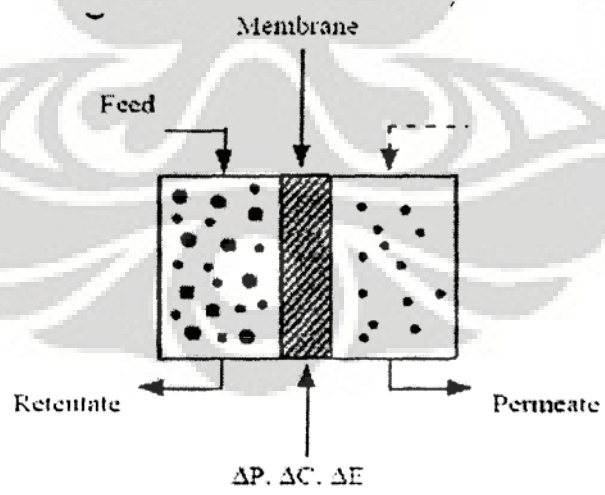
2.2 MEMBRAN

Membran merupakan suatu penghalang di antara dua fasa yang selektif; molekul tertentu dapat menembus membran sementara molekul lainnya tidak. Hal ini disebabkan adanya perbedaan ukuran pori membran dengan molekul tersebut. Gambar berikut adalah profil konsentrasi oksigen melewati membran.



Gambar 2. 2 Profil konsentrasi oksigen terlarut saat melewati membran hidrofobik

Konsentrasi oksigen terlarut pada fasa cair akan mengalami penurunan yang cukup signifikan karena adanya tahanan pada cairan. Sedangkan penurunan konsentrasi oksigen pada membran dan fasa gas 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 gas. Sistem membran berpori biasanya mengkondisikan nilai tahanan fasa cair jauh lebih besar daripada nilai tahanan membran maupun nilai tahanan fasa gas. Laju perpindahan molekul pada membran ditentukan oleh permeabilitasnya di dalam membran dan dikarenakan adanya gaya penggerak. 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.

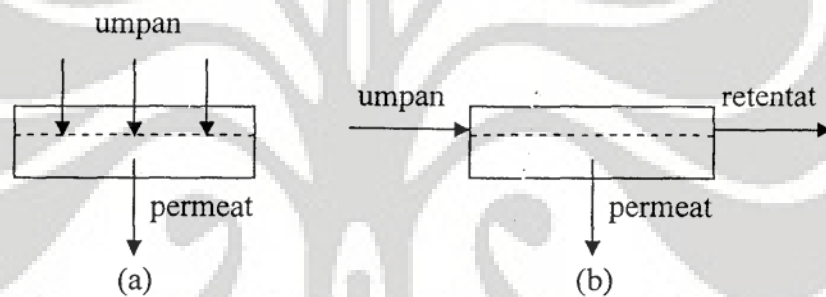


Gambar 2.3 Alur perpindahan pada kontaktor membran

Pada Gambar 2.3 terdapat alur perpindahan dengan modul membran, dengan umpan yang dimasukkan ke dalam membran akan menghasilkan dua

aliran, yang pertama yaitu permeat yang merupakan aliran yang mengandung fraksi umpan yang dapat melewati membran, dan yang kedua adalah retentat yang merupakan fraksi umpan yang tertahan oleh membran.

Secara umum jenis aliran umpan melalui membran dapat dibedakan menjadi dua yaitu aliran *dead-end* dan aliran *cross-flow*. Aliran *dead-end* mengakomodasi 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. Jenis aliran yang kedua adalah aliran *cross-flow* yakni jenis aliran dimana aliran umpan sejajar dengan permukaan membran. Aliran ini sering digunakan di industri karena lebih fleksibel dan pencucian membran tidak terlalu sering.



Gambar 2. 4 (a) Profil *dead-end* (b) Profil *cross flow*

2.3 KONTAKTOR MEMBRAN

Kontaktor membran digunakan sebagai sarana untuk mempertemukan dua fasa dalam rangka memisahkan zat yang terlarut dari satu fasa ke fasa yang lain. Dengan desain kontaktor yang baik maka koefisien perpindahan massa dapat bertambah dan juga dapat menurunkan pressure drop. Fungsi utama membran dalam kontaktor adalah:

1. Mengakomodasikan permukaan kontak antar fluida tetap berada di mulut pori membran dengan kombinasi efek tegangan permukaan dan perbedaan tekanan fasa.
2. Memperbesar luas permukaan kontak dengan membran yang sama sehingga perpindahan massanya menjadi besar.

Proses pemisahan ditentukan dari koefisien distribusi dan komponen dalam dua fasa sedangkan membran hanya sebagai alat penghubung. Secara umum membran meningkatkan luas area per volume yang memungkinkan semakin besarnya perpindahan massa yang mungkin. Kolom kontaktor konvensional seperti *packed* dan *tray column* memiliki luas area per volume sekitar 30 sampai 300 m^2/m^3 , tetapi kontaktor membran memiliki luas area per volumenya antara 1600 sampai dengan 6600 m^2/m^3 . Kelebihan yang lain dari kontaktor membran adalah dapat mencegah *flooding* dan dispersi antar fasa. Kontaktor membran dapat memberikan perpindahan massa lebih baik, akan tetapi ketidakstabilan sistem ini dapat menjadi masalah, misalnya saja jika tekanan yang diberikan melebihi kemampuan membran, maka membran akan rusak dan fluida akan bercampur.

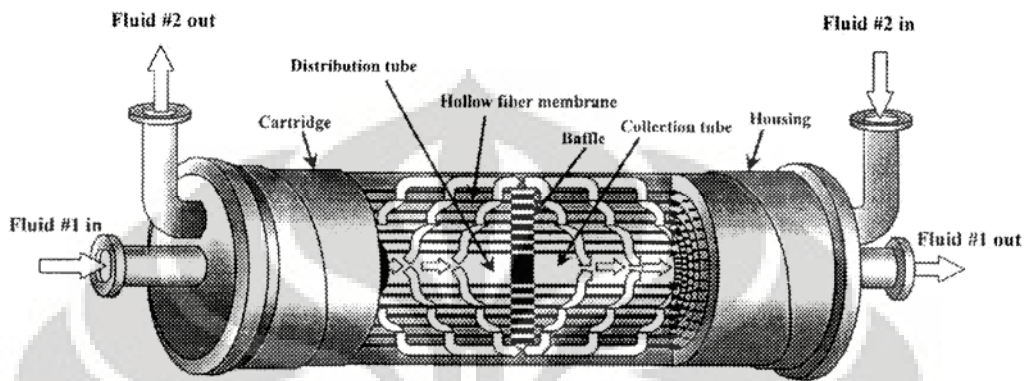
2.3.1 Kontaktor membran gas-cair

Dalam bidang medis, kontaktor membran gas-cair biasanya digunakan untuk proses oksigenasi darah. Proses oksigenasi darah dilakukan dengan mengalirkan oksigen murni atau udara pada salah satu sisi membran serat berlubang dan darah dialirkan pada sisi yang lain. Dalam hal ini tekanan parsial oksigen akan didifusikan ke dalam darah dan CO_2 akan didifusikan dari darah ke fasa gas.

2.3.2 Kontaktor membran serat berlubang

Kontaktor membran serat berlubang (*hollow fiber membrane contactor*) adalah suatu alat yang dapat melakukan perpindahan massa gas-cair atau cair-cair tanpa adanya dispersi dari satu fasa ke fasa lain (Gabelman dan Hwang, 1999). Pada kontaktor membran yang dihasilkan oleh perusahaan membran ternama Liqui Cel, modul membran diisi dengan membran serat berlubang. Struktur serat didalam modul berbentuk asimetrik dengan diameter dalam sekitar 42 mikron dan diameter luar sekitar 85 mikron. Jutaan serat ini dibentuk menjadi bundel dan dilipat setengah dengan konfigurasi kerapatan pengepakan yang tertinggi hingga mencapai 30.000 m^2/m^3 . Distributor air umpan berupa tube 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 berlubang mempunyai diameter 10-20 cm yang terdapat dalam shell silinder dengan panjang kurang lebih 137 cm dan diameter 15-30 cm. Keseluruhan dan penggabungan ini disebut *permeator*.



Gambar 2. 5 Kontaktor membran serat berlubang Liqui-Cel (Gabelman dan Hwang, 1999)

Pada kontaktor komersial ini terdapat baffle yang fungsinya untuk menyebarkan aliran air dan meningkatkan turbulensi aliran air. Oksigen terlarut dalam air berdifusi masuk melalui pori-pori membran. Oksigen berdifusi ke membran karena adanya gaya penggerak yang berupa perubahan konsentrasi pada fasa cair dan fasa gas. Setelah itu oksigen yang berada di dalam membran akan ditarik oleh vakum sehingga berdifusi keluar dari membran menuju udara vakum. Kontaktor membran ini juga dapat dikombinasikan dengan metode gas penyapu untuk memperbesar gaya penggerak perpindahan massa sistem.

Kontaktor membran serat berlubang menggunakan membran yang tidak selektif dan non-dispersif sehingga tidak mempengaruhi koefisien partisi yang menjadikan 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 antar fasa gas-cair berada tetap tidak bergerak pada mulut pori. Berikut adalah contoh kontaktor membran serat berlubang yang dibuat di laboratorium Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia:



Gambar 2. 6 Modul kontaktor membran dengan 40 jumlah serat (fraksi kepadatan = 0,25)

2.3.3 Kelebihan dan kekurangan kontaktor membran serat berlubang

Kelebihan kontaktor membran dibandingkan kolom dan alat perpindahan massa konvensional lain adalah sebagai berikut (Gabelman dan Hwang, 1999):

- Tersedianya luas permukaan yang tetap, tak terganggu pada laju alir tinggi maupun rendah karena laju alir kedua fluida tidak bergantung satu sama lainnya (independen).
- Tidak terjadi pembentukan emulsi karena tidak ada dispersi fluida.
- Koefisien perpindahan massa sangat tinggi.
- Kontaktor membran tidak seperti kontaktor konvensional yang memerlukan perbedaan densitas di antara fluida, kontaktor membran dapat mengakomodasikan fluida pada densitas yang sama dan dapat beroperasi pada orientasi apapun.
- Untuk pengontakkan yang dilakukan kontaktor membran dalam skala besar, peningkatan kapasitas dapat dicapai dengan mudah dengan penambahan modul membran karena operasi menggunakan membran bersifat linear.
- Sistem pemisahan gas menggunakan membran dapat dimodifikasi dan diperbanyak.
- Mungkin dilakukan untuk operasi yang bersih, hal ini akan sangat menguntungkan dalam proses seperti fermentasi.

- Luas antarfasa dapat ditentukan dan konstan, sehingga performansi lebih mudah diprediksi dibanding kontaktor konvensional fasa terdispersi.
- Penggunaan pelarut relatif rendah, hal ini berguna pada penggunaan pelarut yang mahal.
- Tidak seperti kolom fasa terdispersi dengan agitasi mekanik, kontaktor membran tidak memiliki bagian-bagian yang bergerak.

Kontaktor membran juga memiliki beberapa kekurangan yaitu:

- Membran mengakibatkan adanya tahanan lain dalam perpindahan massa yaitu tahanan membran itu sendiri tetapi karena tahanan membran kecil maka terkadang bisa diabaikan.
- Kontaktor membran adalah subjek untuk *bypassing* pada sisi selongsong yang mengakibatkan kehilangan efisiensi. Seringkali *bypassing* tidak masalah dalam laboratorium tapi menjadi masalah pada kontaktor yang lebih besar untuk skala besar. Untuk mengatasi masalah ini dilakukan improvisasi disain.
- Mudah terjadi pengotoran (*fouling*) pada membran. Masalah ini biasa terjadi pada membran dengan gaya penggerak tekanan bukan konsentrasi.
- Membran memiliki umur pemakaian yang relatif pendek sehingga diperlukan biaya penggantian membran secara periodik.
- Membran hanya beroperasi pada rentang temperatur yang tidak terlalu tinggi karena dapat menyebabkan rusaknya membran khususnya untuk membran berbahan polimer.
- Penggunaan epoksi (*araldite*) untuk mengamankan kumpulan serat ke dalam tabung, akan mudah rusak oleh pelarut organik.
- Membran tidak tahan terhadap kondisi yang terlalu asam atau basa khususnya membran polimer.

2.4 APLIKASI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG

Berikut adalah beberapa aplikasi kontaktor membran serat berlubang:

- Oksigenasi air
Pada air limbah BOD (Bacterial Oxygen Demand) dapat diturunkan dengan penambahan oksigen. Kadar DO yang tinggi dapat meningkatkan

perkembangan bakteri aerob, dimana bakteri aerob dapat menguraikan limbah dan dapat menurunkan kadar BOD.

- Deoksigenasi air

Pada industri makanan oksigen menyebabkan pertumbuhan bakteri aerob yang dapat mengurangi daya tahan pada makanan. Oleh karena itu untuk meningkatkan daya tahan makanan sedapat mungkin kadar oksigen dalam makanan harus sangat kecil bahkan diusahakan dalam kondisi vakum.

- Absorpsi gas

Pemisahan zat asam (H_2S dan CO_2) dari gas alam menggunakan membran yaitu dengan melewatkan gas alam di dalam tube dan zat asam yang terkandung di dalam gas alam berdifusi melewati membran poli mikro hidrofobik menuju pelarut yang berada di dalam selongsong, sehingga H_2S terpisah dan gas alam.

- Oksigenasi darah

Oksigen murni dialirkan melalui lumen dan tekanan parsial oksigen akan berdifusi melalui membran pori mikro hidrofobik ke dalam darah yang mengalir di dalam selongsong sedangkan CO_2 yang terkandung di dalam darah akan didifusikan ke fasa gas yang berada di lumen. Karena membrannya bersifat hidrofobik maka laju pengontrolannya adalah lapisan interfasa di cairan.

- Bioreaktor membran untuk pengolahan limbah

Oksigen dari lumen (*tube*) berdifusi melalui membran poli mikro hidrofobik menuju air yang berada di dalam selongsong (*shell*), sehingga konsentrasi oksigen di dalam *shell* akan semakin besar. Karena membrannya bersifat hidrofobik maka laju pengontrolannya adalah lapisan interfasa di cairan.

- Humidifikasi udara

Air berdifusi dari *shell* melalui membran poli mikro hidrofobik menuju fasa gas yang berada di dalam lumen (*tube*), sehingga konsentrasi air di udara di dalam tube akan semakin kecil. Karena membran bersifat hidrofobik maka laju pengontrolannya adalah lapisan interfasa di cairan. Penelitian yang dilakukan oleh Stefano Bergero dan Anna Chiari mengungkapkan bahwa

kontaktor membran serat berlubang sangat efisien dalam proses humidifikasi dan dehumidifikasi (Bergero S dan Chiari A, 2000)

2.5 DESORPSI OKSIGEN TERLARUT DARI AIR MELALUI KONTAKTOR MEMBRAN SERAT BERLUBANG

Desorpsi merupakan proses mengurangi kandungan zat terlarut dalam suatu larutan. Seperti telah disebutkan sebelumnya desorpsi dapat digunakan untuk mengurangi kandungan oksigen terlarut dari dalam air. Beberapa metode dapat diterapkan dalam penggunaan kontaktor membran serat berlubang untuk proses desorpsi:

1. Menggunakan teknologi vakum

Biasanya untuk mendapatkan hasil yang optimum vakum diaplikasikan pada kedua ujung modul. Pada konfigurasi ini nilai oksigen terlarut dalam air dapat dibuat sekecil mungkin dengan menurunkan tekanan pada bagian permeat sistem (Ito A et al, 1998). Kekurangan proses vakum adalah gas selain oksigen dapat ikut terambil atau dihilangkan pada saat yang sama.

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

Gas penyapu (*sweep gas*) yang biasanya digunakan untuk proses pemisahan oksigen dalam air adalah gas nitrogen. Cara ini cukup efisien tetapi dapat menjenuhkan air dengan kandungan gas penyapu tersebut.

3. Dengan kombinasi dari kedua cara diatas.

Dengan cara ini aliran gas penyapu sedikit digunakan untuk meningkatkan gaya penggerak separasi dan bagian sisi gas dipertahankan dalam keadaan vakum. Proses ini menghasilkan tingkat separasi cukup tinggi. Keuntungan lainnya adalah dapat menghilangkan salah satu zat terlarut dengan menambahkan kandungan zat tertentu pada saat yang bersamaan.

2.5.1 Studi perpindahan massa pada kontaktor membran serat berlubang dalam pemisahan oksigen terlarut dari air

Gaya penggerak yang sangat mempengaruhi perpindahan oksigen dengan menggunakan metode gas penyapu atau udara vakum di dalam kontaktor adalah

gradien konsentrasi oksigen di fasa cair dan di fasa gas. Perpindahan massa oksigen terlarut dari air pada sisi selongsong kontaktor menuju sisi gas di dalam serat membran melalui tiga langkah yaitu:

1. Perpindahan oksigen di fasa cair dimana oksigen berdifusi menuju permukaan membran.
2. Difusi oksigen melalui dinding serat membran, dimana oksigen berdifusi ke dalam pori-pori berisi gas melalui dinding membran berpori mikro hidrofobik.
3. Difusi oksigen ke fasa gas dari permukaan dalam dinding serat membran dimana oksigen mencapai dinding/permukaan lain dari membran dan berdifusi ke dalam gas di sekitarnya.

Perpindahan oksigen terlarut dari fasa cair ke fasa gas dikontrol oleh koefisien perpindahan massa dan gaya penggerak perpindahan massa. Pada kontaktor membran gas-cair, 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 berbeda-beda. Pada membran serat berlubang berpori mikro, gaya penggerak untuk perpindahan oksigen dalam proses vakum di dalam kontaktor adalah gradien konsentrasi oksigen di fasa cair dan di fasa gas yang berada dalam kondisi vakum. Pada proses ini pori memberikan area permukaan kontak antara vakum dengan fasa cair. Jika ukuran pori sangat kecil yaitu kurang dari 0.1 μm , pori tersebut dapat tetap kering dan hanya terisi gas.

Pada kesetimbangan, tekanan parsial dalam fasa gas adalah, P , yang berhubungan dengan konsentrasi oksigen dalam fasa interface, C^* , sedangkan H adalah konstanta hukum Henry.

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

Untuk kondisi tunak, untuk proses satu kali lewat, persamaan fluks oksigen, N dapat ditulis sebagai berikut:

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

K_L adalah koefisien perpindahan massa keseluruhan, yang berhubungan dengan tahanan (resistansi) 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):

$$\frac{1}{K_L} = \frac{1}{Hk_G} + \frac{1}{Hk_M} + \frac{1}{k_L} \quad (2.3)$$

Dari hasil studi yang telah dilakukan oleh beberapa peneliti, kinerja perpindahan massa dalam desorpsi oksigen ternyata dikendalikan oleh tahanan perpindahan massa yang ada di fasa cair (Gabelman dan Hwang, 1999). Gas dipindahkan melalui dinding serat membran yang berpori mikro melalui difusi gas dikarenakan pori-pori membran kering dan terisi oleh gas. Dengan demikian gas berpindah dengan cara mengalir melalui dinding serat 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:

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

Perpindahan massa gas dibatasi oleh laju difusi oksigen dari dalam air ke fasa gas yang berada di dalam membran (dalam tube). Persamaan untuk menggambarkan kinerja perpindahan panas sangat diperlukan dalam merancang kontaktor membran dan sering kali digambarkan dengan korelasi empiris. Koefisien perpindahan massa biasanya dianalisa menggunakan korelasi perpindahan massa. Korelasi perpindahan massa digunakan untuk mengetahui jenis aliran yang mempunyai koefisien perpindahan massa yang paling baik. Untuk aliran di luar dan melewati serat berlubang korelasinya adalah sebagai berikut:

$$Sh = a Re^b Sc^c \quad (2.5)$$

Sh, Re dan Sc adalah, secara berurutan, bilangan Sherwood, Reynolds dan Schmidt. Bilangan ini merupakan bilangan yang tidak bersatuan. a,b dan c merupakan konstanta yang nilainya bergantung pada kondisi sistem. Fraksi kepadatan membran (ϕ) yang dirumuskan sebagai berikut:

$$\phi = n \left(\frac{dp}{df} \right)^2 \quad (2.6)$$

memberikan kontribusi terhadap korelasi bilangan Sherwood, terutama pada besarnya konstanta a. Fraksi kepadatan ini merupakan fungsi dari jumlah serat yang terpakai dalam suatu modul membran dan besarnya fraksi ini meningkat seiring dengan bertambahnya jumlah serat yang digunakan (Costello MJ, Fane AG, Hogan PA, Schofield RW, 1992).

Dari studi mekanika fluida dan perpindahan panas diperlihatkan bahwa bilangan Sherwood untuk perpindahan massa analog dengan bilangan Nusselt pada perpindahan panas konvektif. Sementara itu bilangan Schmidt mempunyai hubungan yang sama dengan bilangan Prandtl yang sering digunakan pada perpindahan panas dan momentum. Bilangan-bilangan Sherwood, Reynolds dan Schmidt didefinisikan sebagai:

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

$$Re = \frac{v_L d_e}{\nu} \quad (2.8)$$

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

k_L adalah koefisien perpindahan massa di fasa cair, v_L adalah kecepatan air, ν adalah viskositas kinematik air, difusivitas oksigen pada fasa cair dilambangkan dengan D. Diameter ekivalen dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$d_e = \frac{d_p^2 - n d_f^2}{d_p + n d_f} \quad (2.10)$$

d_p adalah diameter selongsong (pipa), n adalah jumlah serat dalam modul dan d_f adalah diameter serat.

2.5.2 Studi sensitivitas dalam penentuan konfigurasi optimum modul membran

Untuk keperluan-keperluan tertentu membran dapat dimanufaktur untuk memberikan transfer massa maksimal tetapi dalam penggunaannya di industri membran didesain untuk memberikan nilai biaya minimum per massa yang dipindahkan (Wickramasinghe, S.R. et al., 1991). Wickramasinghe menjelaskan bahwa pada diameter serat yang lebih kecil maka biaya pompa akan besar karena besarnya penurunan tekanan sedangkan pada diameter serat yang lebih besar dari rentang tersebut maka biaya membran akan besar. Untuk mengamati kondisi optimum ini maka dipakai istilah indeks kinerja, η , yang dimaksudkan sebagai:

$$\eta = \frac{\text{Total Biaya}}{\text{Massa Dipindahkan} \times \text{Waktu}} \quad (2.11)$$

Kondisi optimum didapat untuk harga η yang kecil / minimum. Total biaya dimaksudkan sebagai biaya membran dijumlahkan dengan biaya pemompaan. Biaya pemompaan adalah biaya untuk memompa fasa cair dan mengkompresi fasa gas. Berikut adalah persamaan turunan dari persamaan (2.11):

$$\eta = \frac{\left[\frac{\text{Biaya Membran}}{\text{Luas Permukaan} \times \text{Umur}} \times \text{Luas Membran} + \left\{ \frac{\text{Biaya}}{\text{Energi}} \times \text{Tenaga Feed} \right\}_{\text{Cair}} \right]}{\text{Massa Dipindahkan}} \quad (2.12)$$

Pada persamaan (2.12), biaya pengkompresian fasa gas dapat tidak diperhitungkan karena hanya menggunakan gas pembawa yang tekanannya tidak terlalu besar untuk skala laboratorium dan diasumsikan sudah termasuk dalam biaya pemompaan fasa cair. Untuk kasus dimana fasa cair mengalir di dalam selongsong, maka persamaan (2.12) dituliskan sebagai:

$$\eta = \frac{\{a_f \cdot A_M + b_f \cdot (Q_L \cdot \Delta P)\}}{Q_L \cdot (C_0 - C_1)} \quad (2.13)$$

Pada rumus ini a_f adalah biaya membran per luas per waktu, b_f adalah biaya pemompaan, $Q_L \cdot (C_0 - C_1)$ merepresentasikan jumlah massa yang dipindahkan, A_M menunjukkan luas permukaan membran yang tersedia, $a_f \cdot A_M$ menunjukkan biaya membran per waktu, $b_f \cdot (Q_L \cdot \Delta P)$ menunjukkan biaya pemompaan fasa

cair, dimana ΔP dapat disubstitusikan dengan persamaan fanning untuk perbedaan tekanan isothermal dalam *tube* sebagai berikut: $\Delta P = \frac{2f\rho l_f (v_L)^2}{de}$

Persamaan (2.13) mempunyai beberapa besaran yang perlu disubstitusikan dengan nilai atau persamaan yang relevan. Besaran-besaran itu adalah: jumlah serat (n), faktor friksi (f), kecepatan fasa cair (v_L), dan diameter ekivalen (d_e). Panjang serat (l_f) ditentukan sembarang. Batasan-batasan yang dimaksud dapat diselesaikan secara matematis menggunakan persamaan-persamaan berikut:

a. Batasan umpan-umpan dalam modul kontaktor membran.

Persamaan yang membatasi laju alir linear fasa cair adalah:

$$v_L = \frac{Q_L}{\frac{\pi}{4}(d_p^2 - nd_f^2)} \quad (2.14)$$

Faktor utama yang berpengaruh dalam perpindahan massa pada rumus di atas adalah diameter selongsong, diameter serat dan jumlah serat yang digunakan (Yoon SH et al, 2004).

b. Batasan perpindahan massa.

Korelasi yang dipakai untuk menggambarkan koefisien perpindahan massa pada kontaktor membran serat berlubang adalah korelasi bilangan Sherwood. Korelasi bilangan Sherwood untuk setiap konfigurasi membran/sistem aliran yang digunakan berbeda-beda. Perbedaan ini terletak pada rentang bilangan reynold, fraksi kekosongan dan diameter selongsong sistem. (Lipnizki F dan Field RW, 2001). Korelasi bilangan sherwood empiris yang digunakan dalam penelitian ini adalah korelasi yang didapatkan dari penelitian sebelumnya, yaitu:

$$Sh = 0,0106\phi^{-1,4169} Re^{0,99} \quad (2.15)$$

Selain persamaan di atas, persamaan (2.7) menghubungkan bilangan tak berdimensi Sherwood dengan koefisien perpindahan massa overall, k_L , (Mulder M, 2000). Dan persamaan umum yang digunakan sebagai persamaan perpindahan massa pembatas dalam penentuan indeks kinerja adalah sebagai berikut:

$$K_L = \frac{Q_L}{A_M} \ln \left(\frac{C_0 - C^*}{C_1 - C^*} \right) \quad (2.16)$$

Dimana K_L adalah sama dengan k_L , koefisien perpindahan massa dalam fasa cair, karena yang mempengaruhi perpindahan massa adalah tahanan pada fasa cair, Q_L adalah debit fasa cair, C_0 adalah konsentrasi oksigen terlarut mula-mula, C_1 adalah konsentrasi oksigen terlarut akhir, C^* adalah konsentrasi oksigen dalam permukaan antar fasa gas dan cairan, dan faktor $\ln \left(\frac{C_0 - C^*}{C_1 - C^*} \right)$ adalah representasi dari perubahan konsentrasi zat terlarut dalam proses perpindahan massa. Percobaan yang pernah dilakukan oleh Leiknes T dan Semmens MJ menyatakan bahwa asumsi C^* sama dengan 0 memberikan hasil perhitungan yang tidak berbeda jauh dari hasil percobaan (Leiknes T dan Semmens MJ, 2000). A_M adalah luas permukaan membran yang dirumuskan dengan rumus berikut:

$$A_M = n \pi d_f l \quad (2.17)$$

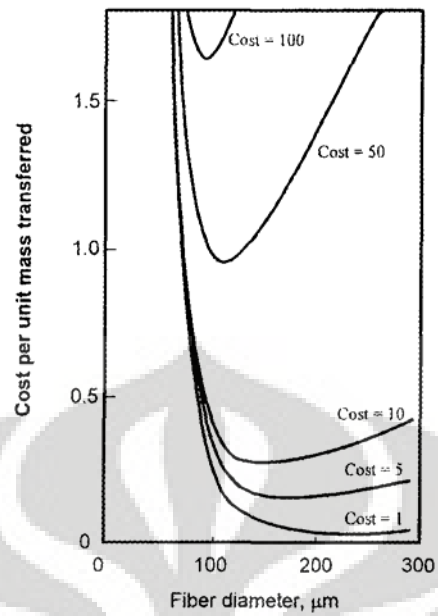
c. Batasan Faktor Friksi:

Karena fasa cair berada dalam modul dan mengalir secara laminar, maka faktor friksinya dirumuskan sebagai:

$$f = \frac{16}{\text{Re}} = 16 \left(\frac{\nu}{d v_L} \right) \quad (2.18)$$

Pada persamaan (2.18), ν adalah viskositas kinematik dan v_L adalah kecepatan linear fasa cair. Secara teoritis nilai faktor friksi ini nilainya akan menurun seiring dengan bertambahnya jumlah serat yang digunakan dalam membran pada nilai bilangan Reynold yang sama. (Matsuda N dan Kiyotaka S, 1999).

Dengan semua nilai variabel yang telah disebutkan di atas telah terhitung, maka nilai η dapat diketahui. Berikut adalah hubungan diameter serat dengan indeks kinerja:



Gambar 2. 7 Hubungan diameter serat dengan indeks kinerja (Wickramasinghe et al, 1991)

Pada gambar di atas didapat sebuah hubungan antara diameter serat dengan indeks kinerja. Dengan melihat kecenderungan pembentukan lembah pada setiap kurva maka dapat dipilih diameter tertentu yang paling optimum dalam proses transfer massa di industri.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1 PENDAHULUAN

Penelitian ini bertujuan untuk mencari konfigurasi optimum modul membran serat berlubang dalam operasi desorpsi oksigen terlarut dari dalam air menggunakan gas penyapu. Konfigurasi optimum yang dimaksud adalah nilai diameter selongsong yang tepat untuk penggunaan setiap serat membran berongga. Nilai diameter selongsong yang tepat ini dapat diketahui dengan uji sensitivitas biaya-biaya yang diperlukan dalam operasi desorpsi sejumlah oksigen terlarut dalam air. Uji sensitivitas dapat dilakukan bila jumlah serat yang tepat yang diperlukan untuk desorpsi sejumlah oksigen terlarut dapat ditentukan. Perhitungan jumlah serat ini dilakukan dengan menggunakan metode numerik. Setelah jumlah serat membran yang dibutuhkan didapatkan dan uji sensitivitas dilakukan, maka kondisi konfigurasi optimum tersebut dapat ditentukan.

3.2 PROSEDUR PENELITIAN

Secara garis besar, penelitian yang dilakukan dibagi menjadi lima bagian besar, yaitu studi literatur, perumusan persamaan untuk penentuan jumlah serat dalam modul membran, penyelesaian persamaan, uji sensitivitas untuk penentuan konfigurasi modul membran optimum, serta analisis hasil.

3.2.1 Studi literatur

Pada studi literatur akan dikumpulkan literatur mengenai teori-teori serta referensi mengenai kontaktor membran serat berongga baik dari buku, jurnal, maupun artikel. Dari hasil studi literatur ini diharapkan diperoleh informasi yang dapat digunakan sebagai referensi dalam penelitian yang dilakukan terutama dalam hal perpindahan massa serta penurunan tekanan fluida yang terjadi di dalam kontaktor membran serat berlubang.

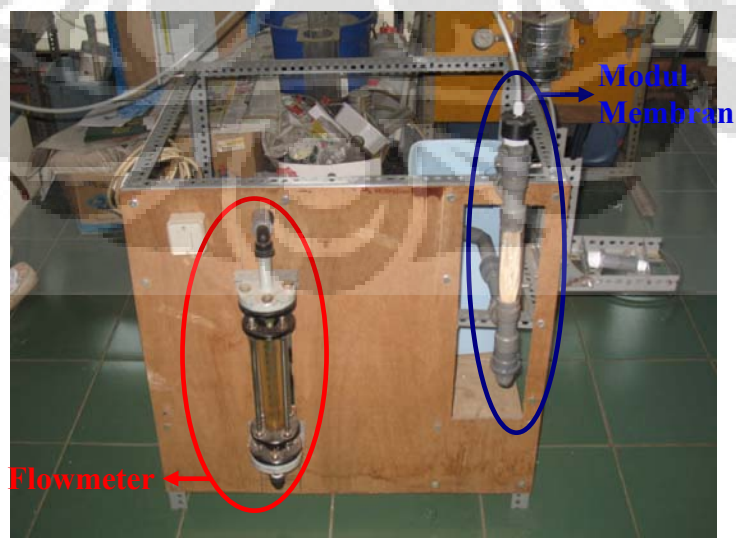
3.2.2 Perumusan persamaan untuk penentuan jumlah serat dalam modul membran

Perpindahan massa pada sistem operasi desorpsi oksigen terlarut dari dalam air menggunakan modul kontaktor membran serat berlubang ini dapat direpresentasikan dalam sebuah bilangan tidak berdimensi Sherwood. Bilangan Sherwood secara teoritis merupakan hubungan antara koefisien perpindahan massa sistem dengan dimensi fisik sistem dan juga dengan sifat difusivitas zat yang terpindahkan dalam sistem, dan dapat dituliskan secara matematis seperti pada persamaan (2.7).

Bilangan tidak berdimensi Sherwood ini juga dapat didefinisikan sebagai persamaan empirik dari profil aliran sistem:

$$Sh = a Re^b \quad (3.1)$$

Penelitian terdahulu berhasil mengembangkan sebuah persamaan empirik yang akan digunakan dalam penelitian kali ini. Persamaan empirik yang dimaksud adalah persamaan (2.15). Persamaan (2.15) ini dihasilkan dari uji perpindahan massa desorpsi oksigen terlarut dari dalam air melalui modul kontaktor membran serat berlubang dengan menggunakan gas penyapu. Sistem yang digunakan untuk mendapatkan data uji perpindahan massa adalah tiga buah modul membran berdiameter 1 inci yang masing-masingnya memiliki jumlah serat membran yang berbeda; berjumlah 30, 40 dan 50 serat. Adapun sistem yang dipakai dalam penelitian sebelumnya dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 3. 1 Sistem penyisihan oksigen terlarut melalui kontaktor membran serat berlubang menggunakan metode gas penyapu

Nilai bilangan Sherwood yang dihasilkan dari persamaan teoritis dan dari persamaan empirik dapat diasumsikan sama, sehingga dapat dibuat sebuah hubungan antara bilangan Sherwood teoritis dengan bilangan Sherwood yang empirik seperti di bawah ini:

$$Sh_{empirik} = Sh_{teoritis} \quad (3.2)$$

Atau

$$Sh_{empirik} - Sh_{teoritis} = 0 \quad (3.3)$$

Sehingga persamaan perpindahan massa menjadi:

$$0,0106\phi^{-1,4169} Re^{0,99} - \frac{k_L \cdot d_e}{D} = 0 \quad (3.4)$$

Pada persamaan (3.4) terdapat beberapa besaran yang dipengaruhi oleh jumlah serat yang digunakan dalam selongsong membran. Oleh karena itu persamaan tersebut dapat dikatakan sebagai fungsi dari jumlah serat. Dengan menggunakan hubungan ini, maka dapat dicari jumlah serat yang harus digunakan untuk batasan sistem tertentu; seperti besarnya desorpsi oksigen terlarut yang terjadi, laju alir fasa cair yang digunakan, dimensi dari modul dan serat membran yang digunakan dan sifat kimia dan fisika zat yang digunakan dalam sistem.

Persamaan (3.4) dapat dijabarkan, dengan mensubstitusi besaran-besaran di atas dengan persamaan-persamaan yang relevan, menjadi sebuah persamaan berikut:

$$\left(0.0106 \cdot \left(n \left(\frac{d_f}{d_p} \right)^2 \right)^{-1.4169} \right) \cdot \left(\frac{\frac{Q_L}{4} \frac{dp^2 - ndf^2}{dp + ndf}}{\mu / \rho} \right)^{0.99} - \frac{\left(\frac{Q_L}{n\pi d_f l} \cdot \ln \left(\frac{C_o - C^*}{C_i - C^*} \right) \right) \cdot \left(\frac{d_p^2 - nd_f^2}{d_p + nd_f} \right)}{D} = 0 \quad (3.5)$$

Pada persamaan 3.5, terlihat dengan jelas pengaruh dari jumlah serat, n , terhadap beberapa besaran dan keseluruhan persamaan. Fungsi ini adalah sebuah persamaan aljabar non-linear. Untuk menyelesaikan persamaan aljabar non-linear ini diperlukan batasan-batasan yang jelas, seperti konsentrasi oksigen terlarut masukan dan keluaran, laju alir fasa cair, dimensi modul dan serat membran. Setelah batasan-batasan permasalahan ditentukan, maka persamaan permasalahan tersebut dapat diselesaikan dengan menggunakan salah satu dari metode numerik untuk menyelesaikan persamaan aljabar non-linear.

3.2.3 Penyelesaian persamaan

Pada tahap ini persamaan 3.5 akan diselesaikan dengan menggunakan metode numerik. Penyelesaian yang dimaksud adalah pencarian akar-akar persamaan yang merupakan nilai dari jumlah serat yang tepat bagi setiap variabel-variabel bebas yang ditentukan dalam operasi sistem. Metode numerik yang digunakan adalah metode *bisection*. Rentang variabel bebas yang ditentukan adalah sebagai berikut:

1. Diameter selongsong

Diameter selongsong (d_p) divariasikan dengan interval 0.5 cm dari 7 cm s.d. 25 cm.

2. Diameter serat

Diameter serat (d_f) divariasikan dengan interval 0.01 cm dari 0.03 cm dan 0.2 cm.

3. Laju alir fasa cair (air)

Laju alir akan divariasikan untuk $Q_L = 100$ L/jam, 200 L/jam dan 300 L/jam.

Hasil penyelesaian akan ditabulasikan ke dalam hubungan jumlah serat dengan diameter selongsong yang digunakan. Setiap penggunaan diameter serat membran dan laju alir fasa cair yang berbeda akan ditabulasikan ke dalam hubungan grafik yang berbeda.

3.2.4 Uji sensitivitas untuk penentuan konfigurasi modul membran optimum

Dalam tahap ini jumlah serat yang didapatkan dari tahap sebelumnya akan digunakan dalam menentukan biaya pemompaan fluida cair dan biaya membran untuk tiap konfigurasi yang ada.

Jenis biaya yang pertama, biaya pemompaan, merupakan fungsi dari perbedaan tekanan, yang nilainya berbeda-beda untuk setiap nilai variabel bebas. Perbedaan tekanan ini ditentukan dengan persamaan fanning seperti tertulis di bawah ini:

$$\Delta P = \frac{2fL_f \rho(v_L)^2}{d_e} \quad (3.8)$$

Setelah nilai perbedaan tekanan dihitung, maka besarnya energi yang dibutuhkan untuk pemompaan selama setahun (330 hari kerja @24 jam) dapat ditentukan. Jumlah kebutuhan energi inilah yang akan digunakan untuk perhitungan biaya pemompaan yang dimaksud. Besarnya biaya pemompaan ditabulasikan ke dalam hubungan biaya pemompaan terhadap diameter selongsong yang digunakan. Setiap penggunaan diameter serat membran dan laju alir fasa cair yang berbeda akan ditabulasikan ke dalam hubungan grafik yang berbeda.

Jenis biaya yang kedua adalah biaya serat membran. Biaya ini dihitung dari jumlah luas membran yang digunakan dalam operasi. Luas membran ini akan sangat bergantung pada diameter serat membran, dimensi panjang serat membran, dan jumlah serat membran yang digunakan, atau secara matematis dapat dituliskan sebagai berikut:

$$A_M = n\pi d_f l \quad (2.18)$$

Biaya membran dihitung untuk setiap unit luasan, misal untuk setiap m². Dalam penelitian ini akan digunakan tiga buah harga membran yang berbeda, yaitu US\$20, US\$30 dan US\$40. Biaya ini juga akan ditabulasikan dengan cara yang sama dengan biaya pemompaan.

Jumlah dari kedua biaya ini akan membentuk sebuah kurva yang memiliki nilai minimum. Nilai minimum inilah yang akan dijadikan titik optimum operasi untuk setiap variabel bebas yang ditentukan. Titik optimum ini mungkin saja tidak terlihat dalam penggunaan rentang batasan yang ada. Titik-titik optimum inilah yang akan ditabulasikan ke dalam hubungan diameter selongsong membran terhadap diameter serat membran yang digunakan.

3.2.5 Analisis data dan penulisan laporan

Tahap ini adalah tahap akhir dari penelitian ini. Pada tahap ini hubungan antara setiap variabel terikat dan variabel bebas akan dianalisa. Analisa dilakukan dengan memperhatikan persamaan-persamaan yang digunakan dalam penentuan kondisi optimum pada penelitian ini. Setelah analisa dilakukan, maka laporan akhir dapat disusun.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 PENDAHULUAN

Penelitian ini bertujuan untuk mencari kondisi optimum konfigurasi modul kontakor membran serat berlubang untuk operasi desorpsi oksigen terlarut dari dalam air dengan metode gas penyapu nitrogen. Kondisi optimum yang dimaksud adalah kondisi operasi yang memiliki total biaya terendah, yaitu jumlah biaya pemompaan fluida cair dan biaya serat membran, untuk sejumlah massa yang terpindahkan dalam selang waktu tertentu. Kondisi optimum konfigurasi modul kontakor membran serat berlubang ini dipengaruhi oleh variabel-variabel tertentu, seperti diameter serat membran, jumlah serat membran, diameter selongsong membran, laju alir air, difusivitas dan viskositas kinematik oksigen dalam air dan harga serat membran yang digunakan. Oleh karena itu kondisi optimum yang ditemukan akan sangat tergantung pada rentang nilai variabel-variabel bebas yang ditetapkan. Pada penelitian ini kondisi optimum yang dimaksud akan ditunjukkan dalam nilai diameter selongsong yang optimum untuk diameter serat membran tertentu; nilai variabel bebas lainnya akan dibuat konstan.

4.2 STUDI PERPINDAHAN MASSA

Tahap penyelesaian persamaan permasalahan merupakan studi perpindahan massa karena menggunakan hubungan-hubungan perpindahan massa untuk menentukan jumlah serat membran yang tepat. Penentuan jumlah serat yang tepat ini menggunakan metode numerik pencarian akar persamaan *bisection* untuk setiap batasan nilai variabel bebas yang digunakan.

4.2.1 Batasan-batasan penyelesaian persamaan

Batasan-batasan yang digunakan untuk menyelesaikan persamaan (3.5) adalah jumlah desorpsi oksigen terlarut yang terjadi (DO masukan dan keluaran), konsentrasi antar fasa oksigen (C^*), laju alir fasa cair (Q_L), diameter selongsong (d_p) dan diameter serat membran (d_f), panjang serat membran (l), viskositas

kinematik (ν) dan difusivitas (D) oksigen dalam air dan massa jenis air. Nilai-nilai batasan-batasan tersebut adalah sebagai berikut:

$$DO_{\text{masuk}} = 6 \text{ ppm}$$

$$DO_{\text{keluar}} = 4 \text{ ppm}$$

$$C^* = 0 \text{ ppm}$$

$$Q_L = 100, 200 \text{ dan } 300 \text{ L/jam}$$

$$D_p = 7 - 25 \text{ cm (dengan interval } 0.5 \text{ cm)}$$

$$df = 0.03 - 0.2 \text{ cm (dengan interval } 0.01 \text{ cm)}$$

$$l_f = 40 \text{ cm}$$

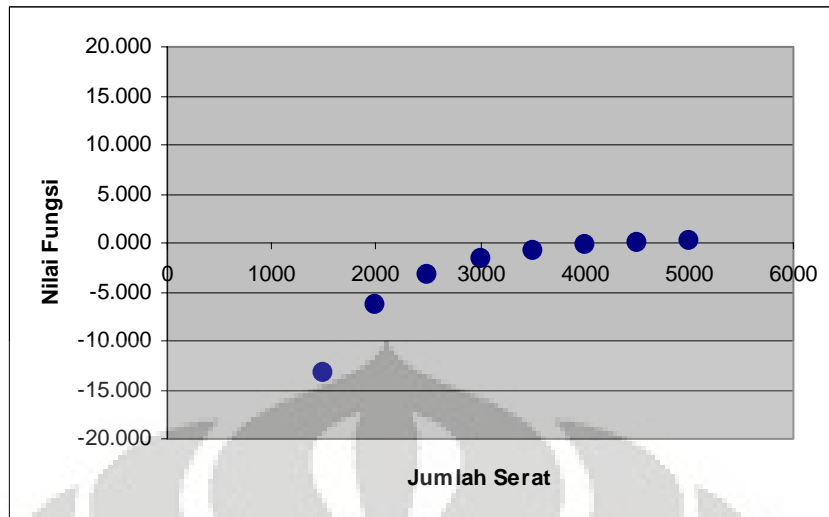
$$\nu = 0.00816614723 \text{ cm}^2/\text{s} - \text{viskositas kinematik oksigen dalam air pada suhu } 30^\circ\text{C}$$

$$D = 0.000021778 \text{ cm}^2/\text{s} - \text{Difusivitas oksigen dalam air pada suhu } 30^\circ\text{C}$$

Konsentrasi oksigen terlarut masuk (6 ppm) diambil berdasarkan data penelitian yang memakai air keran Departemen Teknik Kimia Universitas Indonesia yang memiliki konsentrasi oksigen terlarut sama dengan 6 ppm. Penentuan konsentrasi oksigen terlarut keluar sebesar 4 ppm (*stripping* 2 ppm) merupakan batasan yang ditentukan secara bebas untuk keperluan studi awal optimasi ini. Dengan batasan-batasan ini maka jumlah serat membran yang optimum untuk digunakan dalam suatu operasi desorpsi oksigen terlarut dapat ditentukan.

4.2.2 Karakteristik persamaan

Persamaan (3.5) adalah persamaan aljabar non-linear. Untuk memastikan bahwa persamaan permasalahan tersebut memiliki penyelesaian dalam rentang batasan yang telah disebutkan di atas, maka perlu dilakukan substitusi nilai jumlah serat dalam rentang tertentu ke dalam persamaan permasalahan. Gambar 4.1 di bawah ini merupakan karakteristik persamaan perpindahan massa untuk diameter serat 0.10 cm dan laju alir air 300L/jam:

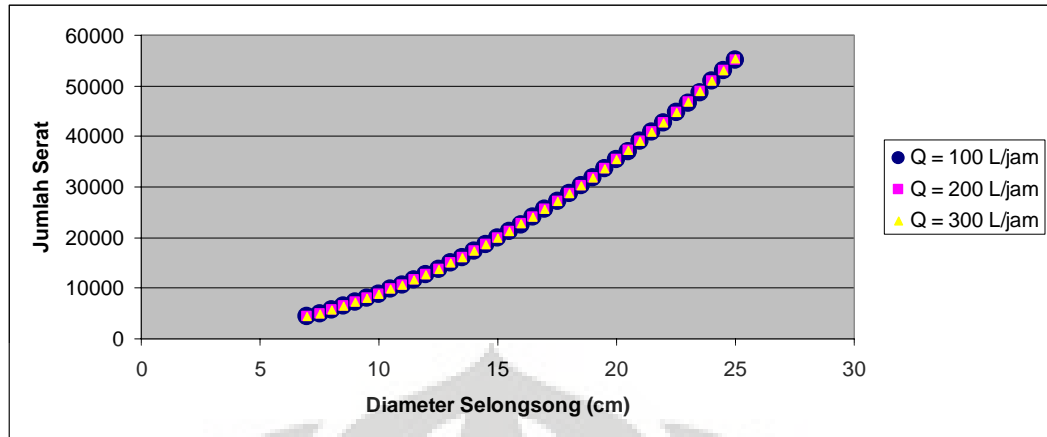


Gambar 4. 1 Solusi persamaan perpindahan massa

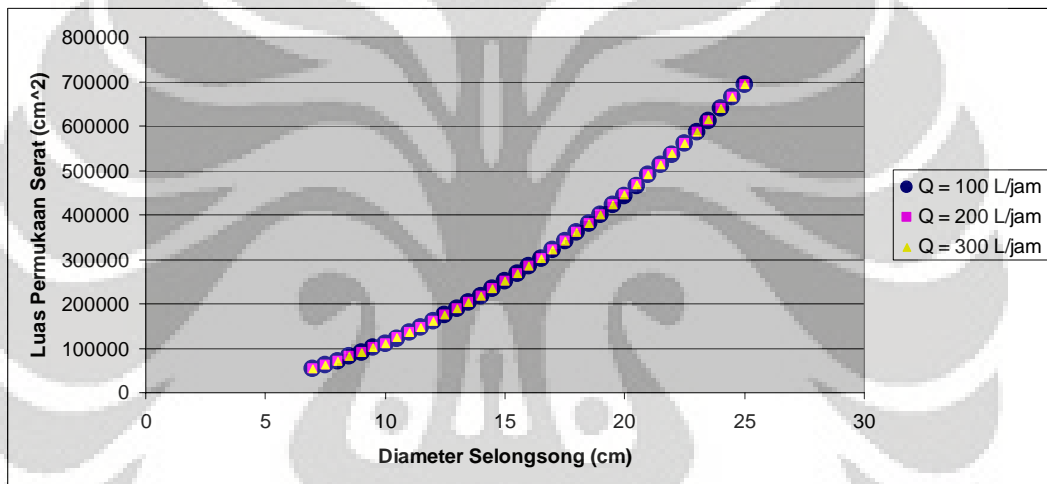
Untuk setiap konfigurasi, dalam rentang batasan yang telah disebutkan sebelumnya, terdapat titik potong seperti pada konfigurasi yang dijadikan contoh ini ($df = 0.1 \text{ cm}$, $Q_L = 300 \text{ L/jam}$). Titik perpotongan dengan sumbu-x inilah yang menjadi solusi penyelesaian persamaan.

4.2.3 Penyelesaian persamaan

Metode numerik pencarian akar *bisection* digunakan dalam menyelesaikan persamaan perpindahan massa tersebut. Metode ini diterapkan di perangkat lunak Microsoft Excel 2003. Jumlah iterasi yang dipakai untuk menyelesaikan setiap konfigurasi yang ada adalah 50 buah. Jumlah serat yang dipakai sebagai penyelesaian persamaan permasalahan adalah jumlah serat yang dihasilkan pada iterasi ke-50. Adapun hasil penyelesaian dari konfigurasi $df = 0,1 \text{ cm}$ dapat dilihat gambar 4.2.



Gambar 4. 2 Profil jumlah serat untuk varisasi diameter selongsong & laju alir ($df = 0,10$ cm)



Gambar 4. 3 Profil luas permukaan membran untuk variasi diameter selongsong dan laju alir ($df = 0,10$ cm)

Gambar 4.2 di atas menjelaskan pengaruh diameter selongsong dan laju alir terhadap jumlah serat membran yang digunakan. Untuk diameter serat membran yang sama, jumlah serat membran yang perlu digunakan untuk mencapai jumlah desorpsi oksigen terlarut yang konstan akan meningkat seiring dengan bertambah besarnya diameter selongsong membran. Dengan bertambahnya jumlah serat membran yang digunakan maka bertambah besar pula luas permukaan membran. Hal yang sama juga ditunjukkan oleh perubahan laju alir fasa cair; seiring dengan bertambahnya laju alir fasa cair maka jumlah serat membran yang diperlukan untuk mempertahankan jumlah desorpsi oksigen terlarut yang konstan akan bertambah. Pertambahan jumlah serat membran yang digunakan karena perubahan laju alir memang tidak begitu besar jika

dibandingkan dengan pengaruh perubahan diameter selongsong terhadap jumlah serat membran yang digunakan, oleh karena itu grafik yang menghubungkan jumlah serat membran dan diameter selongsong untuk ketiga jenis laju alir air terlihat menjadi satu, karena perbedaan jumlah serat yang hanya sedikit.

Perpindahan massa pada modul kontaktor membran serat berongga ini sangat dipengaruhi oleh turbulensi aliran air. Sifat aliran air yang turbulen memungkinkan untuk oksigen terlarut bergerak menembus permukaan membran serat berongga secara tegak lurus (Treybal, 1980). Dengan demikian, semakin turbulen aliran air, maka semakin banyak juga oksigen terlarut yang berdifusi ke dalam membran. Sifat turbulensi fasa cair pada modul membran ini ditentukan oleh laju alir linear air, yang merupakan fungsi jumlah serat membran dan diameter selongsong. Semakin besar diameter selongsong yang digunakan, maka akan semakin besar juga luas penampang aliran air; meskipun dengan bertambahnya diameter selongsong akan meningkatkan jumlah serat membran yang digunakan untuk desorpsi oksigen terlarut yang konstan, pengaruhnya terhadap luas penampang aliran air sangat kecil sehingga perubahan diameter selongsong mendominasi perubahan luas penampang aliran air. Luas penampang aliran air yang besar akan menyebabkan laju alir linear air yang lebih kecil, sehingga menghasilkan bilangan reynold yang lebih kecil, dan dengan demikian lebih sedikit penetrasi zat terlarut ke dalam permukaan membran akibat kurangnya turbulensi aliran.

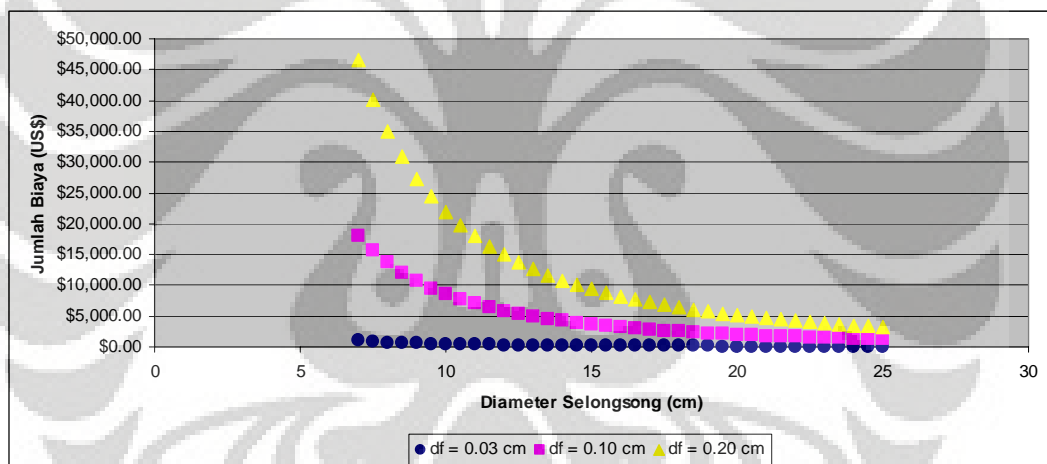
4.3 STUDI OPTIMASI

Jumlah serat membran optimum terhitung untuk setiap variasi konfigurasi modul membran yang ada akan digunakan dalam uji sensitivitas untuk menentukan kondisi optimum. Kondisi optimum didefinisikan sebagai kondisi yang memerlukan total biaya terendah untuk sejumlah perpindahan massa dalam kurun waktu tertentu. Total biaya yang dimaksud adalah jumlah dari biaya pemompaan dan biaya serat membran yang digunakan. Biaya pemompaan dipengaruhi oleh perbedaan tekanan yang terjadi di dalam selongsong sepanjang modul membran. Biaya membran dipengaruhi oleh luas permukaan serat membran yang digunakan dalam suatu modul yang dapat dihitung dari jumlah

serat membran yang digunakan. Jumlah dari kedua biaya inilah yang akan digunakan untuk mengidentifikasi kondisi optimum dari rentang batasan permasalahan yang ada. Analisa dan evaluasi berikut ini difokuskan pada kontaktor yang memiliki konfigurasi: diameter serat = 0,1 cm, debit air = 300 L/jam dan biaya membran = US\$ 40/m² tahun.

4.3.1 Biaya Pemompaan

Biaya pemompaan merupakan fungsi dari perbedaan tekanan sepanjang modul membran. Nilai biaya ini menurun seiring pertambahan diameter selongsong membran untuk diameter serat membran yang sama. Diameter selongsong yang kecil, pada penelitian ini, memberikan nilai laju alir linear fasa cair yang lebih besar, sehingga berdasarkan persamaan fanning akan menghasilkan perbedaan tekanan yang besar juga.

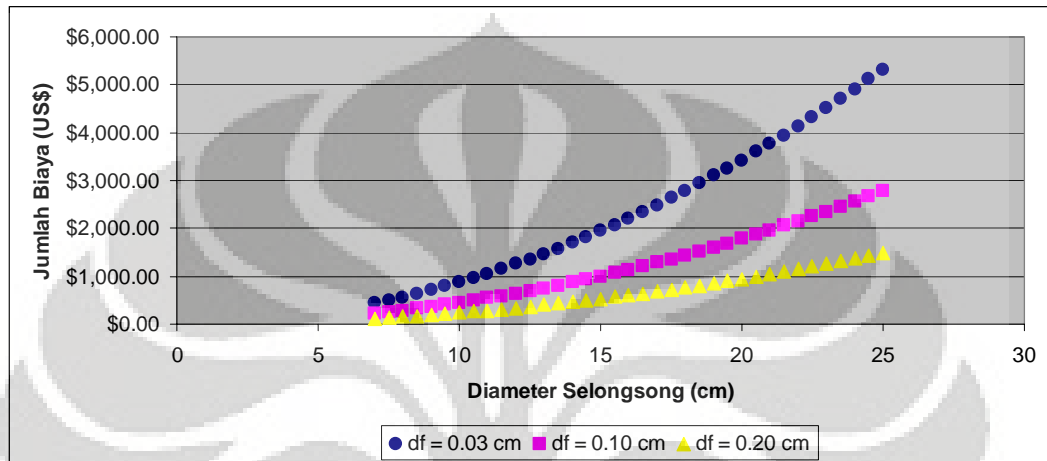


Gambar 4. 4 Profil biaya pemompaan

Penggunaan diameter serat membran yang lebih besar akan menghasilkan perbedaan tekanan yang besar di dalam modul membran untuk penggunaan diameter selongsong yang sama. Diameter serat membran yang lebih besar, pada nilai diameter selongsong yang sama, akan menghasilkan laju alir fasa cair yang lebih besar sehingga akan meningkatkan nilai perbedaan tekanan sepanjang modul membran. Gambar 4.4 menghubungkan antara variasi diameter selongsong terhadap biaya pemompaan untuk tiga jenis serat membran yang digunakan dengan menggunakan laju alir air 300L/jam.

4.3.2 Biaya Membran

Biaya membran ditentukan oleh luas permukaan membran yang digunakan. Variasi harga membran yang digunakan dalam penelitian adalah US\$20/m² – US\$40/m² (Kartohardjono, 2005). Berikut ini adalah profil biaya membran untuk tiga buah diameter serat membran (0,03 cm, 0,10 cm dan 0,20 cm), dengan menggunakan harga membran US\$40/m²:

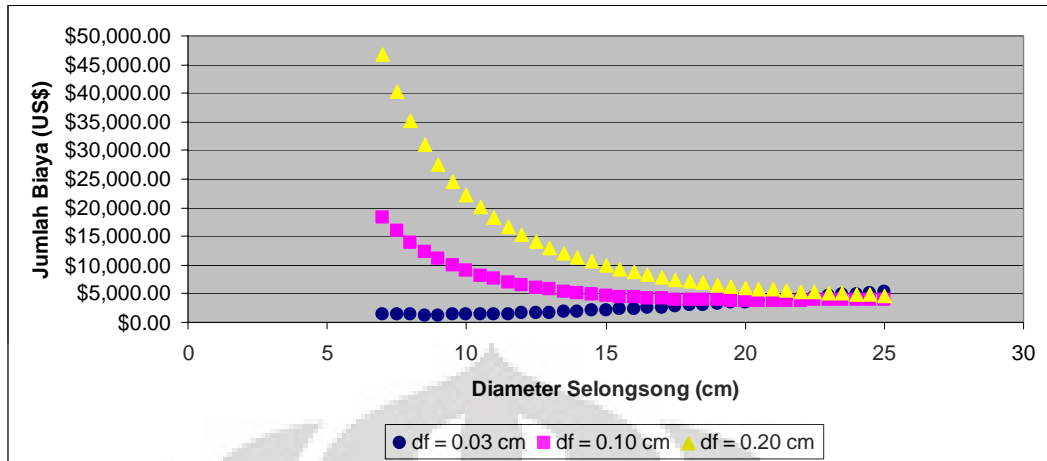


Gambar 4. 5 Profil biaya membran

Luas permukaan membran yang dihitung sangat bergantung pada diameter serat membran dan jumlah serat membran yang dipakai dalam modul membran. Jumlah serat membran yang diperlukan akan meningkat seiring bertambah besarnya diameter selongsong membran. Penggunaan serat membran berdiameter lebih besar mengakibatkan penggunaan jumlah serat membran yang sedikit, sehingga biaya membran menjadi kecil.

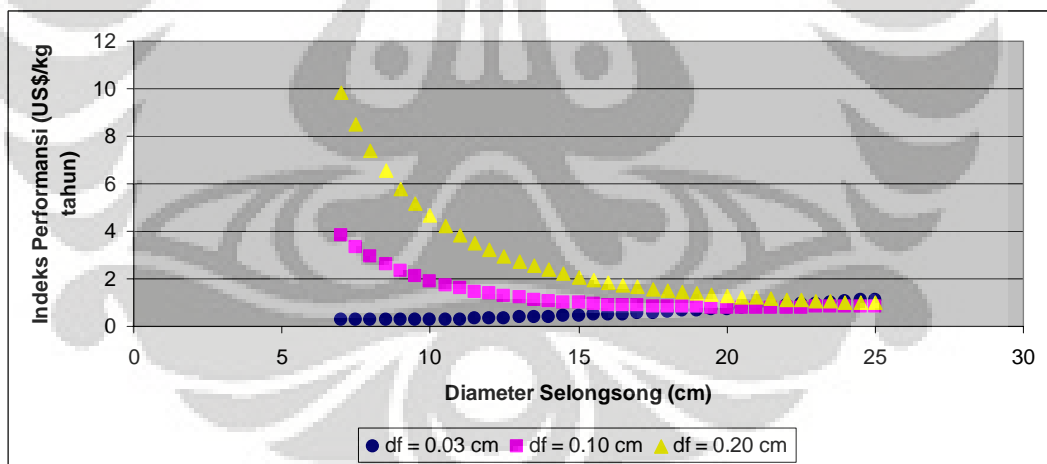
4.3.3 Total Biaya

Profil total biaya untuk tiga diameter serat yang berbeda dapat dilihat pada gambar 4.6 berikut:



Gambar 4. 6 Profil total biaya untuk tiga jenis diameter serat membran

Gambar 4.6 di atas adalah profil total biaya untuk tiga jenis diameter serat membran yang digunakan, yaitu $df = 0,03$ cm, $0,10$ cm dan $0,20$ cm. Total biaya untuk setiap diameter serat memiliki nilai terendah pada suatu diameter selongsong tertentu. Kondisi optimum adalah kondisi dengan total biaya terendah untuk sejumlah perpindahan massa tertentu yang direpresentasikan dalam indeks kinerja. Berikut ini adalah profil indeks kinerja untuk tiga jenis diameter serat membran yang digunakan.



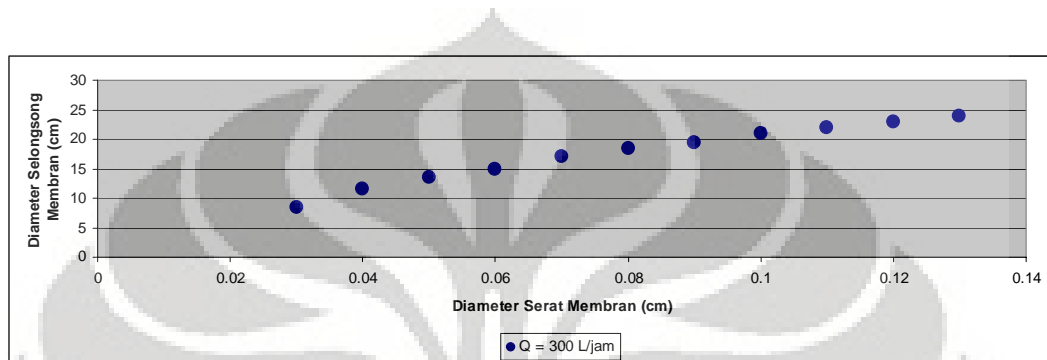
Gambar 4. 7 Profil indeks kinerja

Diameter selongsong pada indeks kinerja terendah inilah yang akan digunakan sebagai diameter optimum untuk sejumlah massa yang dipindahkan. Pada tabel di atas, dapat dilihat bahwa diameter selongsong optimum untuk serat membran berdiameter $0,03$ cm adalah $8,5$ cm, untuk serat membran berdiameter $0,10$ cm adalah 21 cm , sedangkan untuk serat membran berdiameter $0,20$ cm

tidak memiliki diameter selongsong optimum pada rentang batasan nilai diameter selongsong 7 – 25 cm.

4.3.4 Kondisi Optimum

Profil diameter selongsong optimum untuk setiap diameter serat membran yang digunakan adalah sebagai berikut:



Gambar 4. 8 Profil diameter selongsong optimum untuk setiap diameter serat membran

Serat membran berdiameter 0,14 – 0,20 cm tidak memiliki kondisi optimum pada rentang diameter selongsong yang digunakan. Dari grafik dapat diketahui bahwa, diameter selongsong optimum yang harus digunakan untuk setiap penggunaan diameter serat membran yang bertambah akan meningkat. Titik optimum yang digunakan adalah titik yang menunjukkan jumlah biaya pemompaan dan biaya membran yang paling rendah. Kesimpulan lain yang dapat diambil adalah titik optimum merupakan titik yang memiliki kesamaan atau selisih terkecil antara biaya pemompaan dan biaya membran. Titik ini akan bergerak ke arah nilai diameter selongsong yang lebih besar untuk setiap perbesaran diameter serat membran yang digunakan.

Pergerakan ini disebabkan karena dengan penambahan diameter serat yang digunakan, untuk diameter selongsong yang sama, maka diameter ekuivalen modul akan mengecil yang mengakibatkan kenaikan biaya pemompaan. Pengaruh penambahan diameter serat membran terhadap biaya membran adalah kebalikannya dari biaya pemompaan, yaitu biaya membran yang digunakan akan semakin kecil seiring penambahan diameter serat membran. Biaya membran yang mengecil ini didasarkan pada fakta bahwa penggunaan serat berdiameter lebih besar mengakibatkan jumlah serat yang dibutuhkan akan semakin sedikit pada

diameter selongsong yang sama. Karena itu dengan meningkatnya diameter serat membran yang digunakan, diameter selongsong membran harus ditingkatkan supaya terdapat titik pertemuan, atau titik dengan selisih terkecil, antara biaya pemompaan dengan biaya membran.



BAB V KESIMPULAN

5.1 KESIMPULAN

Kesimpulan yang dapat ditarik dari penelitian ini adalah:

1. Jumlah serat yang digunakan untuk mendesorpsi 2 ppm oksigen terlarut dari dalam air meningkat seiring dengan penambahan diameter selongsong untuk diameter serat membran yang sama.
2. Profil biaya pemompaan air untuk setiap jenis diameter serat membran yang sama akan menurun sepanjang penambahan diameter selongsong modul.
3. Profil biaya membran untuk setiap jenis diameter serat membran yang sama akan meningkat seiring penambahan diameter selongsong modul.
4. Titik optimum didapati pada jumlah biaya terendah untuk sejumlah perpindahan massa tertentu.
5. Kondisi optimum direpresentasikan dalam diameter selongsong modul yang optimum untuk setiap diameter serat membran yang digunakan.
6. Nilai diameter selongsong modul yang optimum meningkat seiring dengan penambahan diameter serat membran.

5.2 SARAN

Berikut adalah saran yang dapat digunakan untuk penelitian yang serupa:

1. Dalam memperhitungkan biaya pemompaan, biaya kompresi atau biaya pengadaan (tabung selama kurun waktu studi) untuk fasa gas sebaiknya ikut diperhitungkan.
2. Aspek biaya-biaya sebaiknya dilihat juga dari segi biaya yang lain selain biaya pemompaan dan biaya membran; contoh: biaya air, biaya selongsong, dan lain sebagainya.
3. Pengaruh ukuran diameter selongsong yang lebih besar terhadap kapasitas kontaktor sebaiknya ikut diperhitungkan.

DAFTAR PUSTAKA

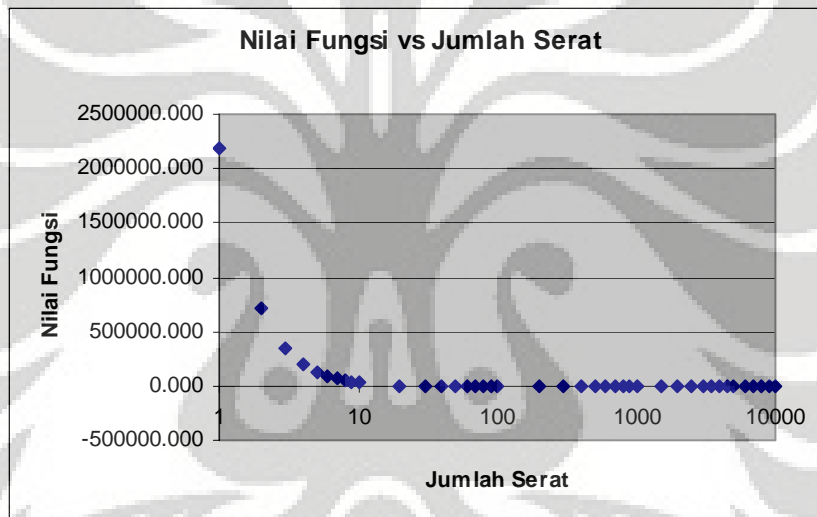
- Ahmed T, Semmens MJ, Voss MA. Energy loss characteristics of parallel flow bubbleless hollow fiber membrane aerators. *Journal of Membrane Science* 1999 Dec 3; 171: 87-96.
- Agustyani F. (2006). Pengaruh Jumlah Serat, Temperatur dan Konfigurasi Modul terhadap Efektivitas Kontaktor Membran Serat Berlubang pada Pemisahan Oksigen Terlarut dari dalam Air, Skripsi, Depok, Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
- Bergero S, Chiari A. Experimental and theoretical analysis of air humidification/dehumidification processes using hydrophobic capillary contactors. *Applied Thermal Engineering* 2000 Nov 4; 21: 1119-1135.
- Bird RB, Stewart WE, Lightfoot EN. *Transport Phenomena*. New York (USA): John Wiley & Sons, Inc.; 1960.
- 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, Hwang ST. Hollow fibre membrane contactors. *Journal of Membrane Science* 1999 Jan 13; 159: 61-106.
- Ito A, Yamagiwa K, Tamura M, Furusawa M. Removal of dissolved oxygen using non-porous hollow-fiber membranes. *Journal of Membrane Science* 1998 Feb 19; 145: 111-117.
- Kartohardjono S. Shell side mass transfer and fluid hydrodynamics in sealed end hollow fiber membrane gas-liquid contactor, Ph.D dissertation, Australia, University of New South Wales; page 247.
- Leiknes T, Semmens MJ. Vacuum degassing using microporous hollow fiber membranes. *Separation and Purification Technology* 2000; 22-23: 287-294.

- Lipnizki F, Field RW. Mass transfer performance for hollow fibre modules with shell-side axial feed flow: using an engineering approach to develop a framework. *Journal of Membrane Science* 2001 May 23; 193: 195-208.
- Matsuda N, Sakai K. Blood flow and oxygen transfer rate of an outside blood flow membrane oxygenator. *Journal of Membrane Science* 1999 Jul 13; 170: 153-158.
- Mulder M. *Basic Principle of Membrane Technology*. Dordrecht (Netherlands): Kluwer Academic Publishers; 2000.
- Peter. (2006). *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.
- Treybal RE. *Mass-Transfer Operations*. Malaysia: McGraw-Hill. 1980
- Vladislavljevic GT, Mitrovic MV. Pressure drops and hydraulic resistances in a three-phase hollow fiber membrane contactor with frame elements. *Chemical Engineering and Processing* 2000 Feb 15; 40: 3-11.
- Vladislavljevic GT. Use of polysulfone hollow fiber for bubbleless membrane oxygenation/deoxygenation of water. *Separation and Purification Technology* 1999 Feb 28; 17: 1-10.
- Wickamasinghe SR, Semmens MJ, Cussler EL. Better hollow fiber contactors. *Journal of Membrane Science* 1991 Apr 8; 62: 371-388.
- Wu J, Chen V. Shell side mass transfer performance of randomly packed hollow fiber modules. *Journal of Membrane Science* 1999 Dec 27; 172: 59-74.
- Yoon SH, Kim HS, Yeom IT. Optimization model of submerged hollow fiber membrane modules. *Journal of Membrane Science* 2004 Jan 20; 234: 147-156.

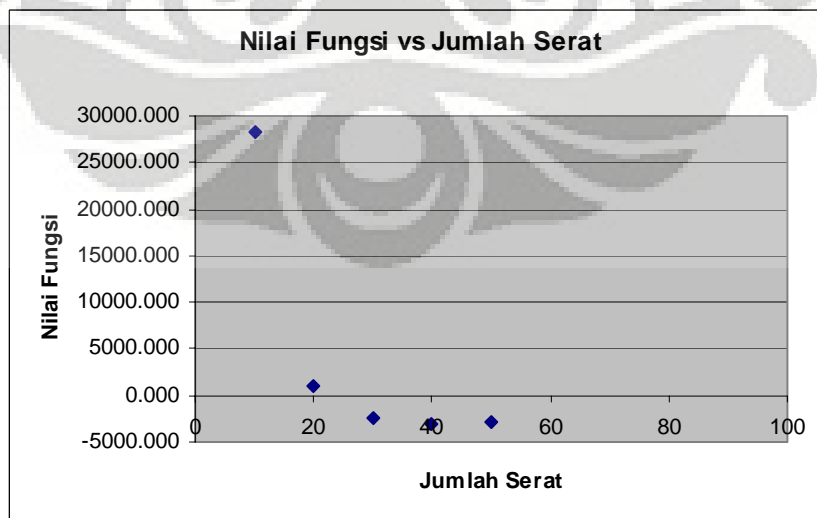
LAMPIRAN 1

KARAKTERISTIK PERSAMAAN PERPINDAHAN MASSA

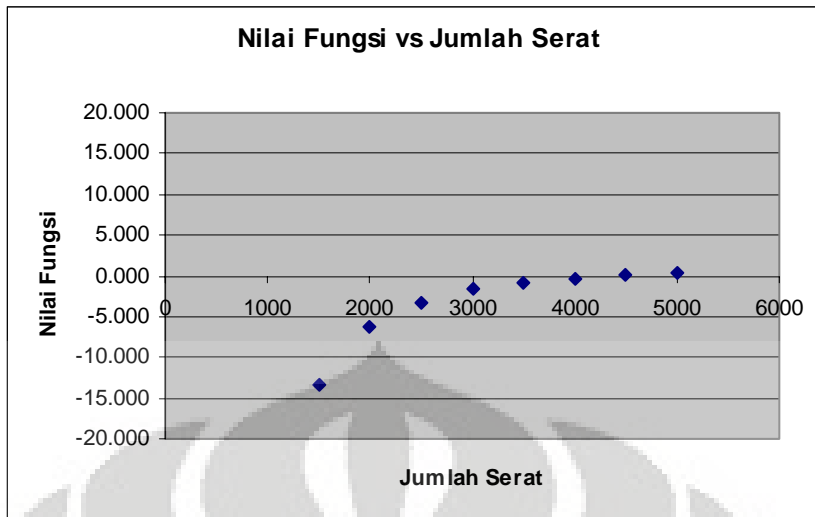
Persamaan 3.7 adalah persamaan aljabar non-linear. Untuk memastikan bahwa persamaan permasalahan tersebut memiliki penyelesaian dalam rentang batasan yang telah disebutkan di atas, maka perlu dilakukan substitusi nilai jumlah serat dalam rentang tertentu ke dalam persamaan permasalahan. Adapun grafik-grafik dan tabel di bawah ini merupakan karakteristik persamaan perpindahan massa untuk diameter serat 0.10 cm dan laju alir air 300L/jam:



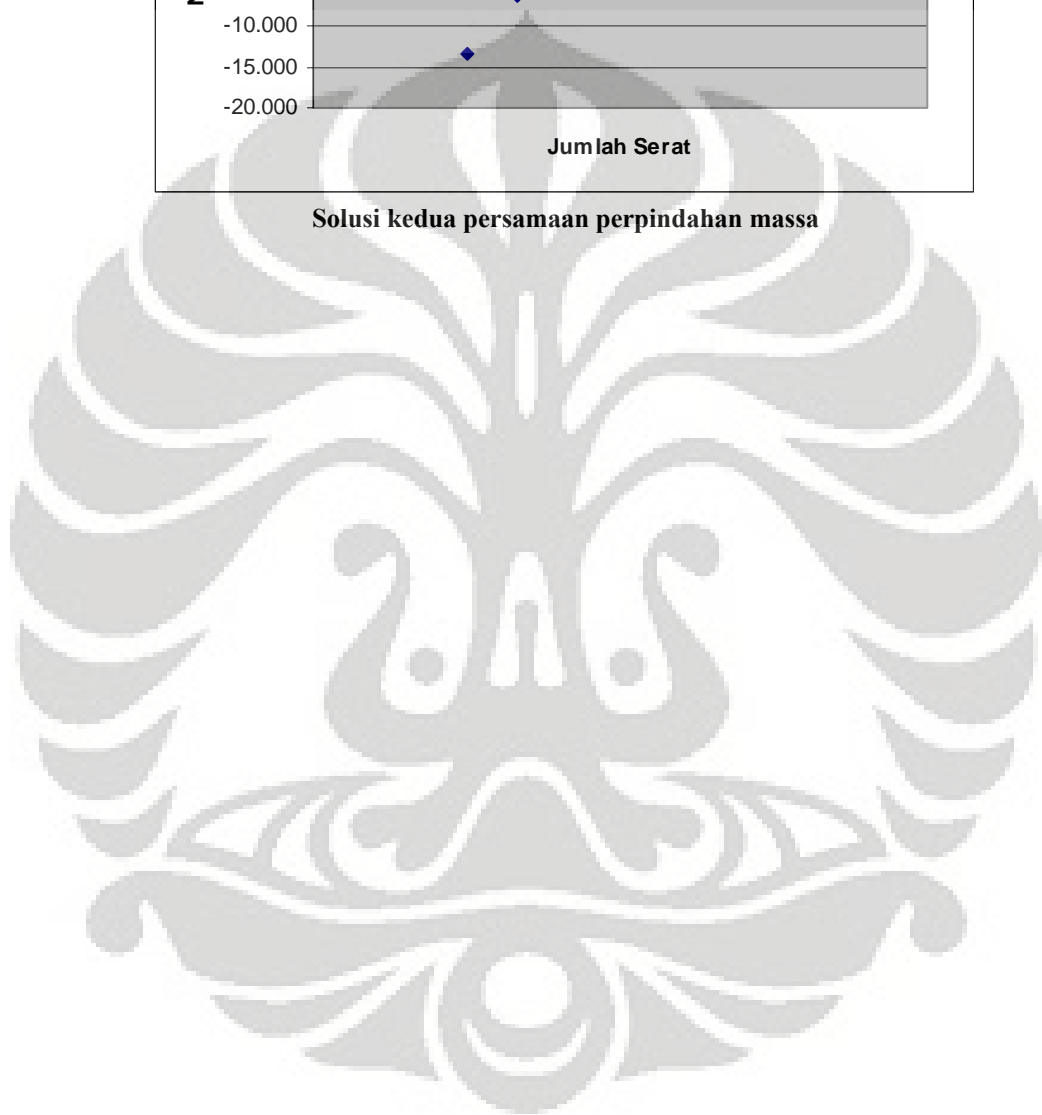
Profil persamaan perpindahan massa



Solusi pertama persamaan perpindahan massa



Solusi kedua persamaan perpindahan massa



N	f(Sh)	df (cm)	dp (cm)	C ₀	C ₁	Q _L	l	Sh _{empirik}	Sh _{teoritis}	φ
1	2195493.699	0.1	7	6	4	83.333	40	3047835.326	852341.627	0.0002
2	705601.469	0.1	7	6	4	83.333	40	1125767.460	420165.991	0.0004
3	348976.481	0.1	7	6	4	83.333	40	625193.604	276217.123	0.0006
4	206013.858	0.1	7	6	4	83.333	40	410335.470	204321.612	0.0008
5	133914.070	0.1	7	6	4	83.333	40	295158.989	161244.918	0.0010
6	92417.513	0.1	7	6	4	83.333	40	224993.152	132575.640	0.0012
7	66384.570	0.1	7	6	4	83.333	40	178522.119	112137.549	0.0014
8	49030.559	0.1	7	6	4	83.333	40	145873.164	96842.606	0.0016
9	36929.346	0.1	7	6	4	83.333	40	121904.639	84975.293	0.0018
10	28193.511	0.1	7	6	4	83.333	40	103699.862	75506.351	0.0020
20	1072.958	0.1	7	6	4	83.333	40	34562.709	33489.752	0.0041
30	-2521.777	0.1	7	6	4	83.333	40	17530.898	20052.675	0.0061
40	-3032.144	0.1	7	6	4	83.333	40	10612.060	13644.204	0.0082
50	-2888.122	0.1	7	6	4	83.333	40	7097.040	9985.162	0.0102
60	-2601.323	0.1	7	6	4	83.333	40	5063.733	7665.057	0.0122
70	-2305.897	0.1	7	6	4	83.333	40	3782.258	6088.154	0.0143
80	-2038.094	0.1	7	6	4	83.333	40	2923.605	4961.699	0.0163
90	-1805.079	0.1	7	6	4	83.333	40	2321.092	4126.171	0.0184
100	-1605.092	0.1	7	6	4	83.333	40	1882.751	3487.843	0.0204
200	-629.126	0.1	7	6	4	83.333	40	446.023	1075.149	0.0408
300	-328.100	0.1	7	6	4	83.333	40	183.816	511.917	0.0612
400	-199.184	0.1	7	6	4	83.333	40	96.494	295.678	0.0816
500	-132.600	0.1	7	6	4	83.333	40	58.110	190.710	0.1020
600	-93.888	0.1	7	6	4	83.333	40	38.244	132.132	0.1224
700	-69.470	0.1	7	6	4	83.333	40	26.785	96.255	0.1429
800	-53.124	0.1	7	6	4	83.333	40	19.644	72.768	0.1633
900	-41.672	0.1	7	6	4	83.333	40	14.927	56.599	0.1837
1000	-33.357	0.1	7	6	4	83.333	40	11.667	45.024	0.2041
1500	-13.341	0.1	7	6	4	83.333	40	4.494	17.834	0.3061
2000	-6.379	0.1	7	6	4	83.333	40	2.274	8.653	0.4082
2500	-3.277	0.1	7	6	4	83.333	40	1.338	4.614	0.5102
3000	-1.682	0.1	7	6	4	83.333	40	0.866	2.548	0.6122
3500	-0.784	0.1	7	6	4	83.333	40	0.600	1.384	0.7143
4000	-0.247	0.1	7	6	4	83.333	40	0.436	0.683	0.8163
4500	0.089	0.1	7	6	4	83.333	40	0.329	0.240	0.9184
5000	0.304	0.1	7	6	4	83.333	40	0.256	-0.049	1.0204

Dari tabel di atas dapat dilihat bahwa nilai fungsi akan memotong sumbu-x di dua titik. Kedua titik ini dapat dilihat pada grafik di atas. Untuk setiap konfigurasi, dalam rentang batasan yang telah disebutkan sebelumnya, terdapat masing-masing dua titik potong seperti pada konfigurasi yang dijadikan contoh ini ($df = 0.1$ cm, $Q_L = 300$ L/jam). Titik-titik perpotongan dengan sumbu-x inilah yang menjadi solusi penyelesaian persamaan. Karena terdapat dua titik potong dengan sumbu-x, maka secara langsung dapat dikatakan bahwa kedua jumlah

serat ini dapat digunakan untuk mendesorpsi jumlah oksigen terlarut yang sama dari air. Akan tetapi jumlah serat yang dihitung dari titik potong pertama sangat kecil jumlahnya dan menghasilkan luas permukaan membran yang kecil juga. Secara teoritis, perpindahan massa akan lebih baik kalau memiliki luas permukaan kontak yang lebih besar. Karena itu dipilihlah titik perpotongan dengan sumbu-x yang kedua, yang memberikan nilai luas permukaan membran yang lebih besar.

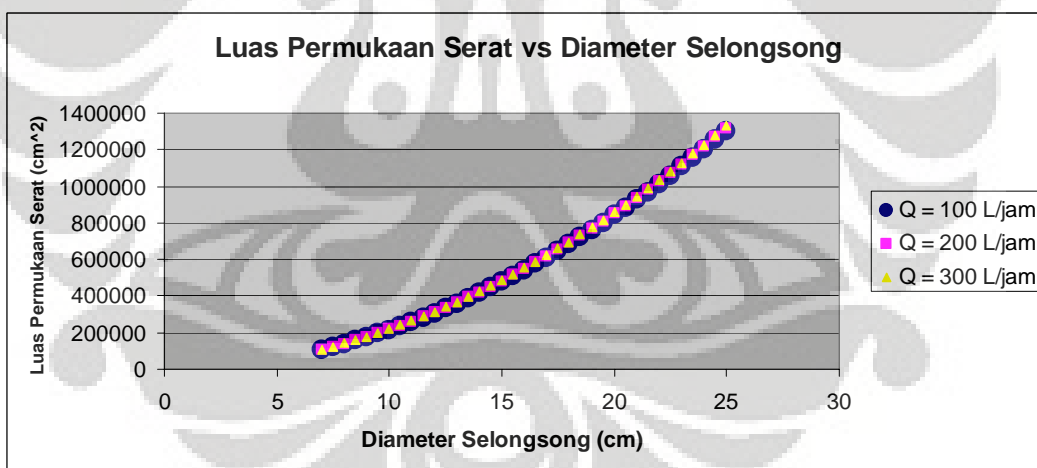
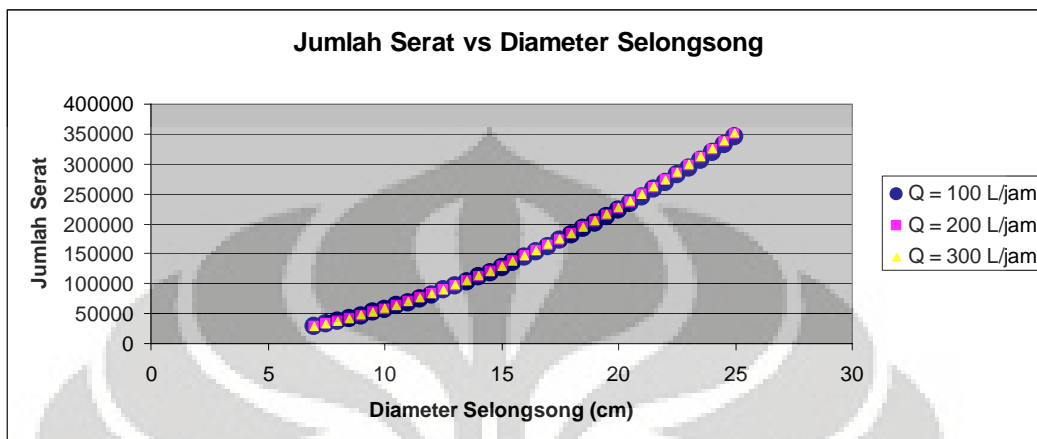


LAMPIRAN 2

JUMLAH SERAT DAN LUAS PERMUKAAN MEMBRAN SETIAP KONFIGURASI

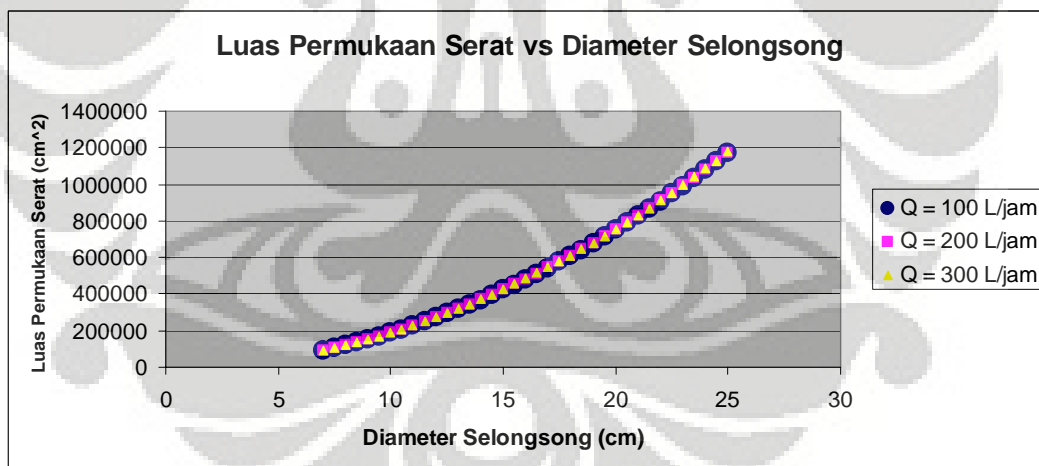
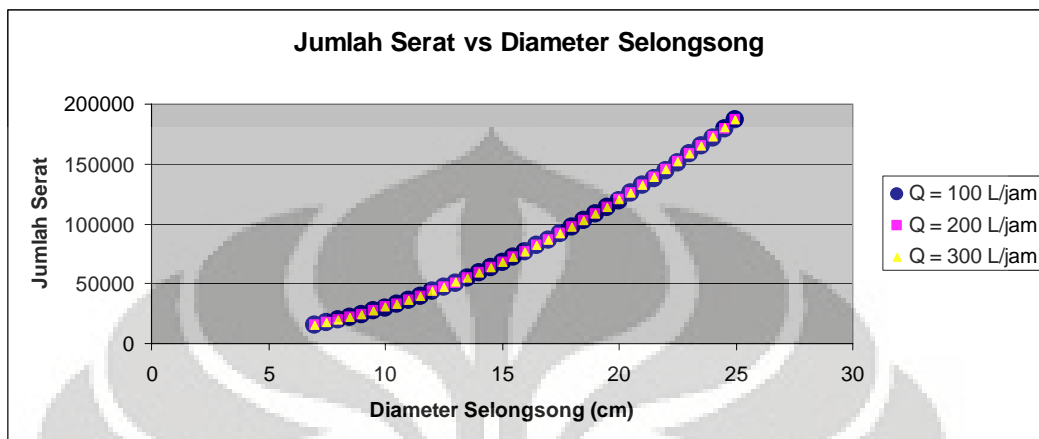
I. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,03 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	28266	106506	28554	107591	28719	108213
2	7.5	32382	122014	32714	123265	32904	123983
3	8	36772	138558	37152	139987	37369	140807
4	8.5	41437	156133	41867	157754	42114	158684
5	9	46375	174739	46859	176563	47136	177610
6	9.5	51585	194374	52127	196413	52437	197584
7	10	57068	215034	57670	217302	58016	218604
8	10.5	62824	236719	63490	239229	63872	240668
9	11	68850	259427	69583	262190	70004	263775
10	11.5	75147	283155	75951	286185	76413	287923
11	12	81715	307903	82593	311212	83097	313110
12	12.5	88553	333668	89509	337269	90057	339335
13	13	95661	360449	96697	364355	97292	366595
14	13.5	103037	388245	104158	392469	104801	394891
15	14	110683	417054	111892	421609	112585	424221
16	14.5	118597	446875	119897	451773	120643	454582
17	15	126780	477706	128174	482961	128974	485974
18	15.5	135230	509546	136723	515172	137579	518396
19	16	143948	542394	145542	548403	146456	551847
20	16.5	152932	576249	154632	582654	155606	586325
21	17	162184	611110	163992	617923	165029	621829
22	17.5	171702	646974	173623	654211	174723	658358
23	18	181487	683842	183523	691514	184690	695911
24	18.5	191537	721712	193693	729833	194928	734487
25	19	201853	760584	204131	769167	205437	774085
26	19.5	212435	800455	214839	809514	216217	814704
27	20	223282	841325	225815	850873	227267	856343
28	20.5	234393	883193	237060	893243	238588	899001
29	21	245769	926058	248573	936624	250180	942677
30	21.5	257410	969919	260354	981015	262041	987370
31	22	269314	1014775	272403	1026414	274172	1033080
32	22.5	281482	1060626	284719	1072821	286572	1079805
33	23	293915	1107470	297302	1120234	299242	1127545
34	23.5	306610	1155306	310152	1168654	312181	1176298
35	24	319569	1204134	323269	1218079	325389	1226065
36	24.5	332790	1253953	336653	1268509	338865	1276843
37	25	346274	1304762	350303	1319942	352610	1328633



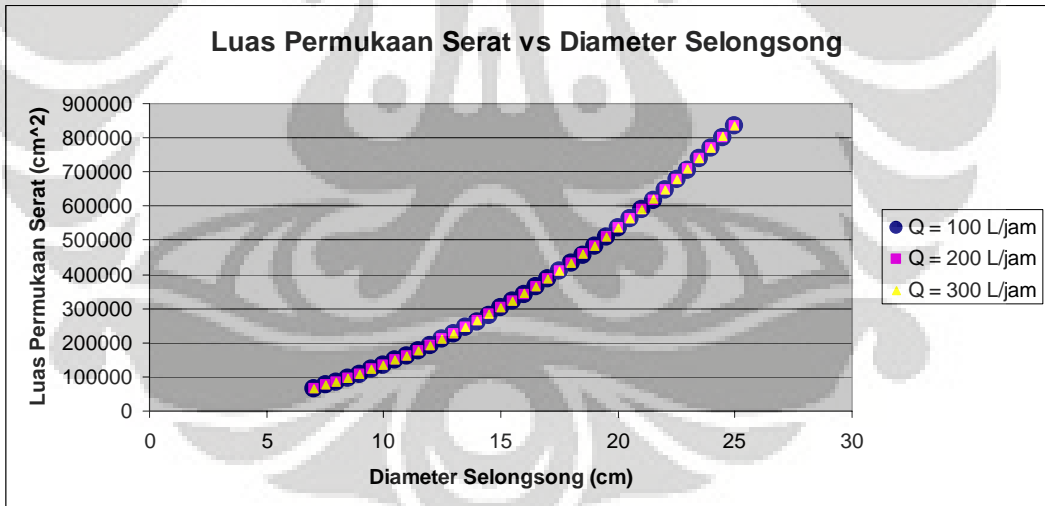
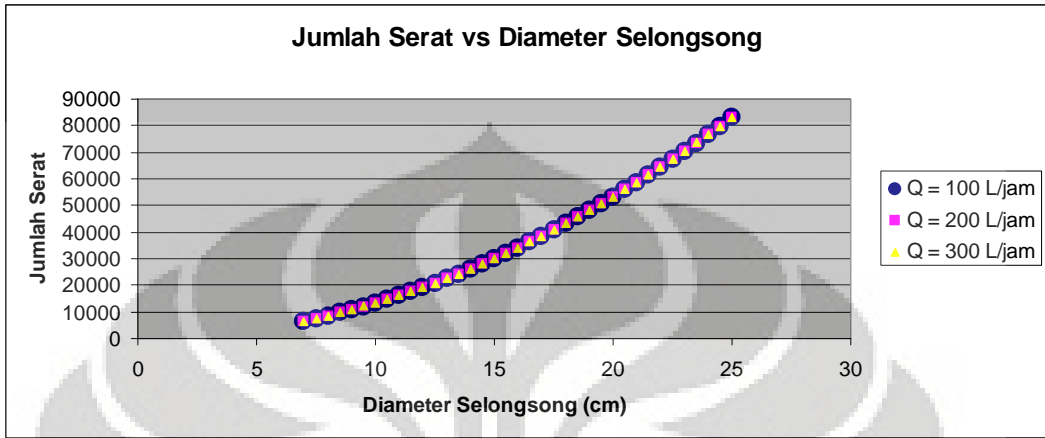
II. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,05 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	14765	92724	14803	92965	14826	93106
2	7.5	16941	106388	16985	106666	17011	106827
3	8	19265	120987	19316	121303	19345	121487
4	8.5	21739	136520	21796	136878	21829	137086
5	9	24361	152987	24425	153389	24462	153623
6	9.5	27132	170388	27203	170837	27245	171097
7	10	30051	188722	30131	189220	30177	189509
8	10.5	33119	207988	33207	208538	33258	208857
9	11	36335	228187	36432	228791	36488	229142
10	11.5	39700	249318	39806	249979	39867	250363
11	12	43213	271380	43328	272101	43395	272519
12	12.5	46875	294374	47000	295157	47072	295612
13	13	50685	318299	50820	319147	50898	319639
14	13.5	54642	343154	54788	344070	54873	344601
15	14	58748	368940	58905	369926	58996	370498
16	14.5	63003	395656	63171	396714	63269	397329
17	15	67405	423302	67585	424436	67690	425094
18	15.5	71955	451878	72148	453089	72260	453792
19	16	76653	481383	76859	482675	76978	483425
20	16.5	81500	511817	81718	513192	81846	513990
21	17	86494	543180	86726	544641	86861	545489
22	17.5	91636	575472	91882	577021	92026	577921
23	18	96925	608692	97187	610332	97338	611285
24	18.5	102363	642840	102639	644575	102800	645581
25	19	107949	677917	108240	679747	108409	680810
26	19.5	113682	713921	113989	715851	114167	716971
27	20	119563	750853	119886	752884	120074	754063
28	20.5	125591	788712	125931	790848	126129	792088
29	21	131767	827499	132124	829742	132332	831043
30	21.5	138091	867213	138466	869565	138683	870930
31	22	144563	907853	144955	910318	145183	911748
32	22.5	151182	949420	151592	952000	151831	953497
33	23	157948	991914	158378	994611	158627	996176
34	23.5	164862	1035334	165311	1038151	165571	1039787
35	24	171924	1079681	172392	1082621	172664	1084327
36	24.5	179133	1124953	179621	1128018	179904	1129798
37	25	186489	1171151	186998	1174345	187293	1176199



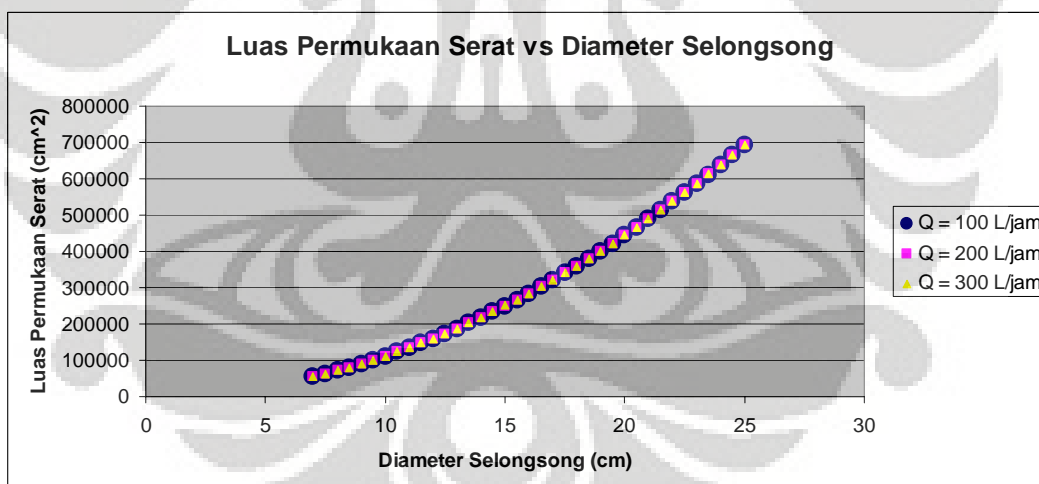
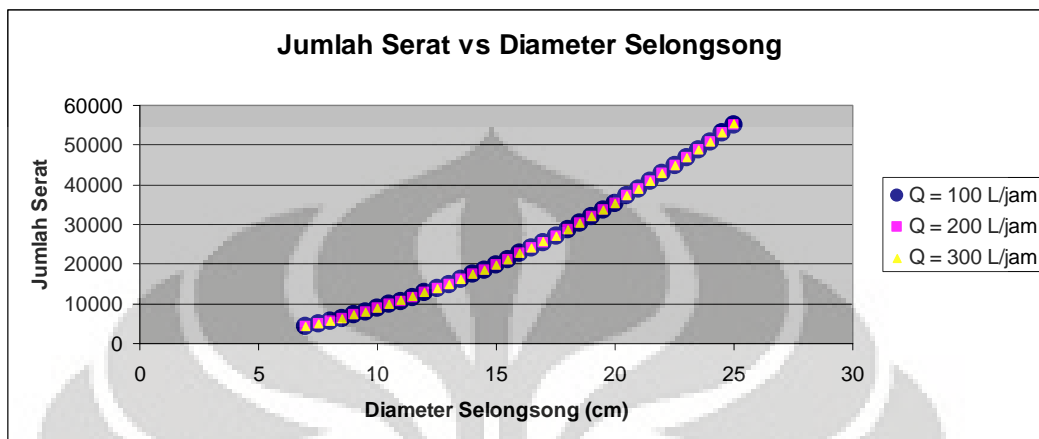
III. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,08 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	6540	65713	6548	65796	6553	65844
2	7.5	7506	75416	7515	75512	7521	75568
3	8	8538	85787	8549	85896	8555	85959
4	8.5	9636	96824	9648	96947	9656	97019
5	9	10801	108527	10815	108666	10823	108746
6	9.5	12032	120897	12047	121051	12056	121141
7	10	13329	133932	13346	134103	13356	134203
8	10.5	14693	147634	14712	147823	14723	147933
9	11	16123	162001	16143	162209	16155	162329
10	11.5	17619	177034	17641	177261	17655	177393
11	12	19181	192732	19206	192980	19220	193124
12	12.5	20810	209096	20837	209365	20852	209522
13	13	22505	226126	22534	226417	22550	226586
14	13.5	24266	243820	24297	244134	24315	244317
15	14	26093	262180	26126	262518	26146	262715
16	14.5	27986	281205	28022	281568	28043	281779
17	15	29946	300894	29984	301283	30007	301509
18	15.5	31971	321249	32013	321665	32037	321906
19	16	34063	342268	34107	342712	34133	342969
20	16.5	36221	363952	36268	364424	36296	364698
21	17	38446	386301	38495	386802	38524	387094
22	17.5	40736	409315	40789	409846	40820	410155
23	18	43092	432992	43148	433555	43181	433882
24	18.5	45515	457334	45574	457929	45609	458275
25	19	48004	482341	48066	482968	48102	483333
26	19.5	50558	508012	50624	508673	50663	509058
27	20	53179	534347	53249	535043	53289	535447
28	20.5	55866	561346	55939	562078	55982	562503
29	21	58620	589009	58696	589777	58740	590224
30	21.5	61439	617336	61519	618142	61566	618610
31	22	64324	646327	64408	647171	64457	647662
32	22.5	67275	675982	67363	676866	67414	677379
33	23	70293	706301	70385	707225	70438	707761
34	23.5	73376	737283	73472	738248	73528	738809
35	24	76526	768930	76626	769936	76684	770522
36	24.5	79741	801240	79846	802289	79906	802899
37	25	83023	834213	83132	835307	83195	835942



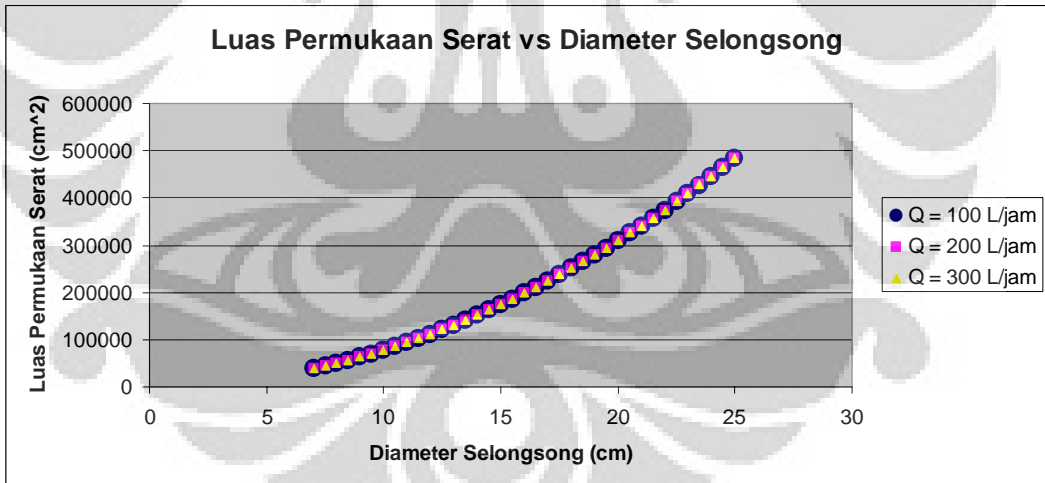
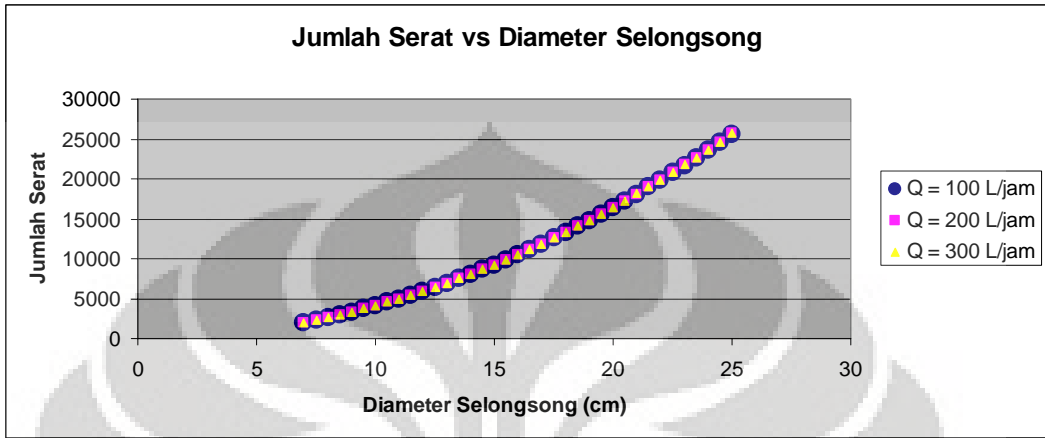
IV. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,10 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	4338	54484	4342	54536	4344	54566
2	7.5	4979	62534	4984	62593	4986	62627
3	8	5664	71137	5669	71205	5672	71244
4	8.5	6393	80294	6399	80370	6402	80414
5	9	7166	90004	7173	90090	7177	90139
6	9.5	7983	100267	7991	100363	7995	100418
7	10	8844	111084	8853	111190	8858	111251
8	10.5	9749	122454	9759	122571	9764	122638
9	11	10699	134376	10709	134505	10715	134579
10	11.5	11692	146852	11703	146993	11710	147074
11	12	12729	159881	12742	160034	12749	160123
12	12.5	13811	173462	13824	173628	13832	173725
13	13	14936	187596	14950	187776	14959	187881
14	13.5	16105	202283	16121	202477	16130	202590
15	14	17319	217523	17335	217732	17345	217853
16	14.5	18576	233315	18594	233539	18604	233670
17	15	19877	249659	19896	249900	19908	250039
18	15.5	21223	266556	21243	266813	21255	266962
19	16	22612	284006	22634	284280	22646	284439
20	16.5	24045	302008	24068	302299	24082	302469
21	17	25522	320562	25547	320871	25561	321051
22	17.5	27044	339668	27070	339996	27085	340187
23	18	28609	359327	28636	359674	28653	359876
24	18.5	30218	379538	30247	379905	30264	380119
25	19	31871	400301	31902	400688	31920	400914
26	19.5	33568	421616	33601	422024	33620	422262
27	20	35309	443483	35343	443913	35363	444163
28	20.5	37094	465902	37130	466354	37151	466617
29	21	38923	488873	38961	489347	38983	489623
30	21.5	40796	512396	40835	512894	40859	513183
31	22	42713	536471	42754	536992	42778	537295
32	22.5	44673	561097	44717	561643	44742	561960
33	23	46678	586276	46723	586846	46750	587178
34	23.5	48727	612006	48774	612602	48802	612948
35	24	50819	638288	50869	638910	50897	639272
36	24.5	52956	665122	53007	665770	53037	666147
37	25	55136	692507	55190	693183	55221	693575



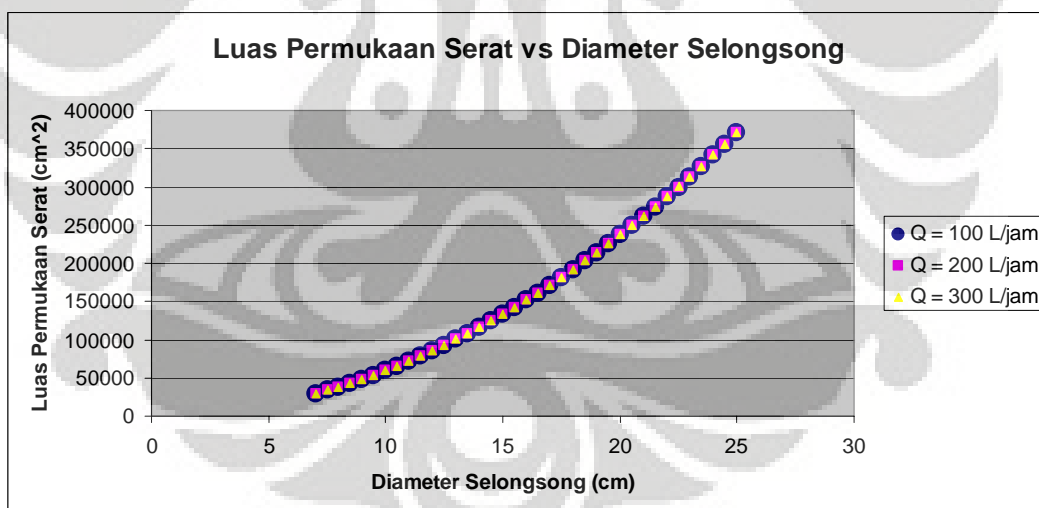
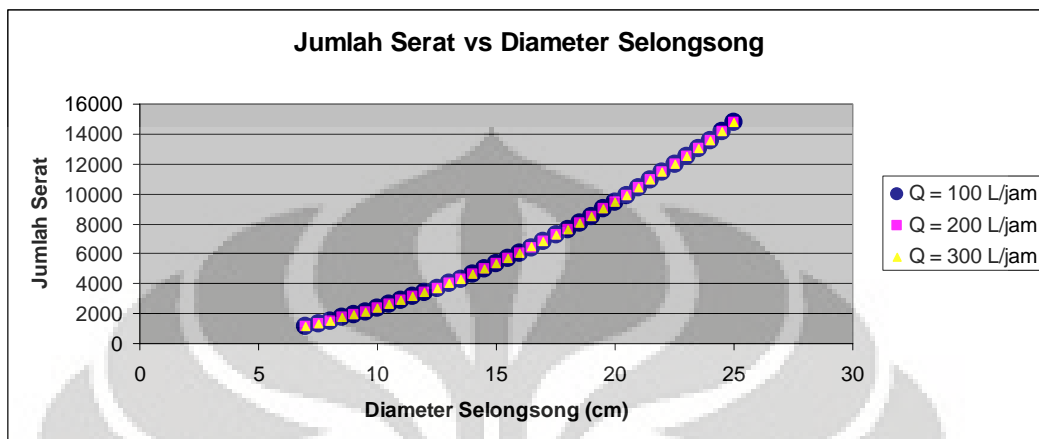
V. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,15 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	2015	37960	2016	37982	2017	37994
2	7.5	2313	43571	2314	43596	2315	43611
3	8	2631	49569	2633	49598	2633	49614
4	8.5	2970	55953	2972	55986	2973	56004
5	9	3329	62723	3331	62760	3332	62781
6	9.5	3709	69880	3711	69921	3713	69944
7	10	4109	77423	4112	77468	4113	77494
8	10.5	4530	85352	4533	85401	4535	85430
9	11	4972	93667	4975	93721	4976	93753
10	11.5	5434	102368	5437	102427	5439	102462
11	12	5916	111455	5919	111520	5921	111558
12	12.5	6419	120928	6422	120999	6425	121040
13	13	6942	130787	6946	130863	6948	130908
14	13.5	7486	141032	7490	141115	7493	141163
15	14	8050	151663	8055	151752	8058	151804
16	14.5	8635	162680	8640	162775	8643	162831
17	15	9240	174082	9245	174185	9249	174244
18	15.5	9866	185871	9872	185980	9875	186044
19	16	10512	198045	10518	198162	10522	198230
20	16.5	11179	210606	11185	210730	11189	210802
21	17	11866	223552	11873	223683	11877	223760
22	17.5	12573	236884	12581	237023	12585	237104
23	18	13302	250601	13309	250749	13314	250835
24	18.5	14050	264704	14058	264861	14063	264952
25	19	14819	279193	14828	279358	14833	279454
26	19.5	15609	294068	15618	294242	15623	294343
27	20	16419	309329	16428	309512	16434	309618
28	20.5	17249	324975	17259	325167	17265	325279
29	21	18100	341006	18111	341208	18117	341326
30	21.5	18972	357424	18983	357635	18989	357759
31	22	19863	374227	19875	374448	19882	374578
32	22.5	20776	391415	20788	391647	20795	391782
33	23	21709	408989	21721	409232	21729	409373
34	23.5	22662	426949	22675	427203	22683	427350
35	24	23636	445294	23650	445559	23658	445713
36	24.5	24630	464025	24644	464301	24653	464461
37	25	25644	483141	25660	483429	25669	483596



VI. Jumlah serat dan luas permukaan untuk diameter serat 0,20 cm

No	dp (cm)	QL = 100 L/jam		QL = 200 L/jam		QL = 300 L/jam	
		n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)	n	Am (cm ²)
1	7	1157	29065	1158	29077	1158	29084
2	7.5	1328	33362	1329	33376	1329	33384
3	8	1511	37956	1512	37972	1512	37981
4	8.5	1706	42846	1706	42863	1707	42874
5	9	1912	48031	1913	48051	1913	48063
6	9.5	2130	53513	2131	53535	2132	53548
7	10	2360	59290	2361	59315	2362	59330
8	10.5	2602	65364	2603	65391	2604	65407
9	11	2856	71733	2857	71763	2858	71781
10	11.5	3121	78398	3122	78431	3123	78450
11	12	3398	85359	3399	85395	3400	85416
12	12.5	3687	92616	3688	92655	3689	92678
13	13	3988	100169	3989	100211	3990	100236
14	13.5	4300	108017	4302	108063	4303	108089
15	14	4624	116162	4626	116211	4627	116239
16	14.5	4960	124602	4962	124654	4964	124685
17	15	5308	133338	5310	133394	5312	133427
18	15.5	5668	142369	5670	142430	5671	142465
19	16	6039	151697	6041	151761	6043	151798
20	16.5	6422	161320	6425	161388	6426	161428
21	17	6817	171239	6820	171311	6821	171354
22	17.5	7223	181453	7227	181530	7228	181575
23	18	7642	191964	7645	192045	7647	192092
24	18.5	8072	202770	8075	202856	8077	202906
25	19	8514	213871	8518	213962	8520	214015
26	19.5	8968	225269	8972	225364	8974	225420
27	20	9433	236962	9437	237062	9440	237121
28	20.5	9910	248950	9915	249056	9917	249118
29	21	10399	261234	10404	261346	10406	261410
30	21.5	10900	273814	10905	273931	10908	273999
31	22	11413	286690	11418	286812	11421	286883
32	22.5	11937	299861	11942	299989	11945	300063
33	23	12473	313328	12479	313462	12482	313539
34	23.5	13021	327090	13027	327230	13030	327311
35	24	13581	341148	13587	341294	13590	341379
36	24.5	14152	355502	14158	355654	14162	355742
37	25	14735	370151	14742	370309	14745	370401



LAMPIRAN 3

CONTOH PERHITUNGAN PENYELESAIAN PERSAMAAN PERPINDAHAN MASSA

Berikut ini adalah tabel penyelesaian persamaan perpindahan massa untuk konfigurasi:

Serat berdiameter = 0,03 cm

Selongsong berdiameter = 7 cm

Debit air = 100 L/jam = 27,778 cm³/s

Penyelesaian menggunakan metode numerik bisection:



No	n1	n2	n average	fSh{n average}	dp (cm)	df (cm)	l (cm)
1	1	54444.44444	27222.72222	-0.003523098	7	0.03	40
2	27222.72222	54444.44444	40833.58333	0.021922058	7	0.03	40
3	27222.72222	40833.58333	34028.15278	0.013626892	7	0.03	40
4	27222.72222	34028.15278	30625.4375	0.006618519	7	0.03	40
5	27222.72222	30625.4375	28924.07986	0.002021433	7	0.03	40
6	27222.72222	28924.07986	28073.40104	-0.000619985	7	0.03	40
7	28073.40104	28924.07986	28498.74045	0.000731771	7	0.03	40
8	28073.40104	28498.74045	28286.07075	6.38552E-05	7	0.03	40
9	28073.40104	28286.07075	28179.73589	-0.000276049	7	0.03	40
10	28179.73589	28286.07075	28232.90332	-0.000105596	7	0.03	40
11	28232.90332	28286.07075	28259.48703	-2.07455E-05	7	0.03	40
12	28259.48703	28286.07075	28272.77889	2.1586E-05	7	0.03	40
13	28259.48703	28272.77889	28266.13296	4.28032E-07	7	0.03	40
14	28259.48703	28266.13296	28262.81	-1.01568E-05	7	0.03	40
15	28262.81	28266.13296	28264.47148	-4.8639E-06	7	0.03	40
16	28264.47148	28266.13296	28265.30222	-2.21781E-06	7	0.03	40
17	28265.30222	28266.13296	28265.71759	-8.94859E-07	7	0.03	40
18	28265.71759	28266.13296	28265.92528	-2.33406E-07	7	0.03	40
19	28265.92528	28266.13296	28266.02912	9.7315E-08	7	0.03	40
20	28265.92528	28266.02912	28265.9772	-6.80449E-08	7	0.03	40
21	28265.9772	28266.02912	28266.00316	1.46352E-08	7	0.03	40
22	28265.9772	28266.00316	28265.99018	-2.67048E-08	7	0.03	40
23	28265.99018	28266.00316	28265.99667	-6.03481E-09	7	0.03	40
24	28265.99667	28266.00316	28265.99991	4.30019E-09	7	0.03	40
25	28265.99667	28265.99991	28265.99829	-8.67307E-10	7	0.03	40
26	28265.99829	28265.99991	28265.9991	1.71644E-09	7	0.03	40
27	28265.99829	28265.9991	28265.9987	4.24568E-10	7	0.03	40
28	28265.99829	28265.9987	28265.99849	-2.21369E-10	7	0.03	40
29	28265.99849	28265.9987	28265.9986	1.01599E-10	7	0.03	40
30	28265.99849	28265.9986	28265.99854	-5.9885E-11	7	0.03	40
31	28265.99854	28265.9986	28265.99857	2.08572E-11	7	0.03	40
32	28265.99854	28265.99857	28265.99856	-1.95139E-11	7	0.03	40
33	28265.99856	28265.99857	28265.99856	6.71713E-13	7	0.03	40
34	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-9.42108E-12	7	0.03	40
35	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-4.37475E-12	7	0.03	40
36	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-1.85146E-12	7	0.03	40
37	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-5.89889E-13	7	0.03	40
38	28265.99856	28265.99856	28265.99856	4.0884E-14	7	0.03	40
39	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-2.74558E-13	7	0.03	40
40	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-1.16879E-13	7	0.03	40
41	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-3.79696E-14	7	0.03	40
42	28265.99856	28265.99856	28265.99856	1.47105E-15	7	0.03	40
43	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-1.82632E-14	7	0.03	40
44	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-8.46545E-15	7	0.03	40
45	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-3.41394E-15	7	0.03	40
46	28265.99856	28265.99856	28265.99856	-1.05471E-15	7	0.03	40
47	28265.99856	28265.99856	28265.99856	0	7	0.03	40

No	Sh1{n average}	Sh2{n average}	Re{n average}	Sc	KL{n average} (cm/s)
1	0.146441675	0.149964773	5.260793285	375	0.000109802
2	0.055343052	0.033420994	3.517201787	375	7.32019E-05
3	0.085733596	0.072106704	4.215830925	375	8.78419E-05
4	0.110396707	0.103778187	4.680699483	375	9.76018E-05
5	0.126622478	0.124601045	4.953821923	375	0.000103343
6	0.136022536	0.136642522	5.102695026	375	0.000106474
7	0.131203427	0.130471656	5.027156542	375	0.000104885
8	0.133582226	0.133518371	5.064644138	375	0.000105674
9	0.134794564	0.135070613	5.08359838	375	0.000106073
10	0.134186457	0.134292053	5.074103558	375	0.000105873
11	0.133883859	0.133904605	5.069369435	375	0.000105773
12	0.133732922	0.133711336	5.067005685	375	0.000105724
13	0.13380836	0.133807932	5.068187284	375	0.000105748
14	0.133846102	0.133856259	5.068778291	375	0.000105761
15	0.133827229	0.133832093	5.06848277	375	0.000105755
16	0.133817794	0.133820012	5.068335023	375	0.000105751
17	0.133813077	0.133813972	5.068261153	375	0.00010575
18	0.133810719	0.133810952	5.068224218	375	0.000105749
19	0.13380954	0.133809442	5.068205751	375	0.000105749
20	0.133810129	0.133810197	5.068214985	375	0.000105749
21	0.133809834	0.13380982	5.068210368	375	0.000105749
22	0.133809982	0.133810009	5.068212676	375	0.000105749
23	0.133809908	0.133809914	5.068211522	375	0.000105749
24	0.133809871	0.133809867	5.068210945	375	0.000105749
25	0.13380989	0.133809891	5.068211234	375	0.000105749
26	0.13380988	0.133809879	5.068211089	375	0.000105749
27	0.133809885	0.133809885	5.068211161	375	0.000105749
28	0.133809887	0.133809888	5.068211198	375	0.000105749
29	0.133809886	0.133809886	5.068211179	375	0.000105749
30	0.133809887	0.133809887	5.068211189	375	0.000105749
31	0.133809887	0.133809887	5.068211184	375	0.000105749
32	0.133809887	0.133809887	5.068211186	375	0.000105749
33	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
34	0.133809887	0.133809887	5.068211186	375	0.000105749
35	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
36	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
37	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
38	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
39	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
40	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
41	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
42	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
43	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
44	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
45	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
46	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749
47	0.133809887	0.133809887	5.068211185	375	0.000105749

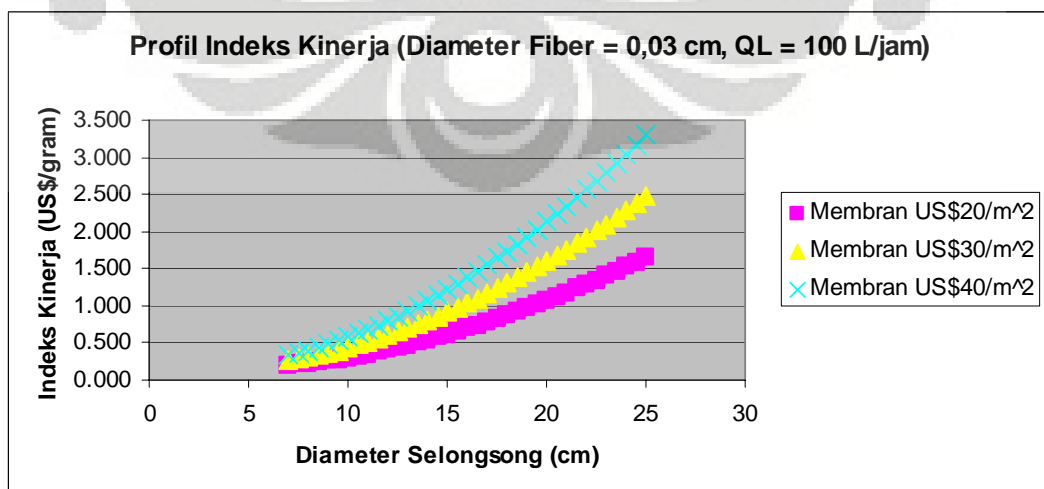
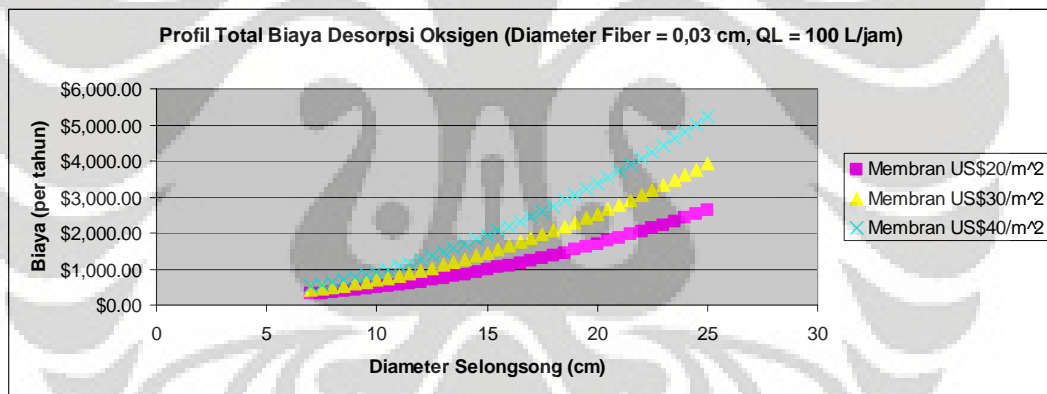
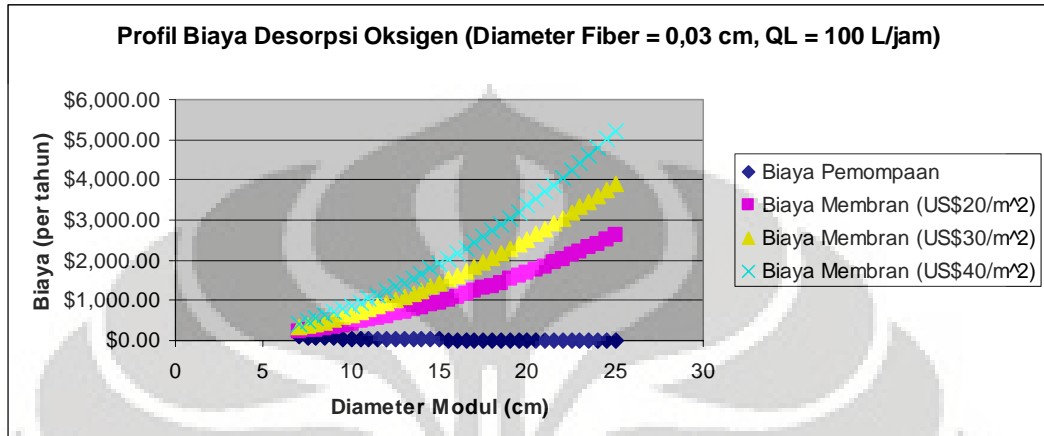
No	QL (cm ³ /det)	Am{n average} (cm ²)	C0 (ppm)	C1 (ppm)	de{n average} (cm)	v (cm ² /s)
1	27.77777778	102575.2173	6	4	0.029743954	0.0081661
2	27.77777778	153860.942	6	4	0.009942939	0.0081661
3	27.77777778	128218.0797	6	4	0.017876888	0.0081661
4	27.77777778	115396.6485	6	4	0.023156146	0.0081661
5	27.77777778	108985.9329	6	4	0.026257848	0.0081661
6	27.77777778	105780.5751	6	4	0.027948519	0.0081661
7	27.77777778	107383.254	6	4	0.02709067	0.0081661
8	27.77777778	106581.9146	6	4	0.027516396	0.0081661
9	27.77777778	106181.2448	6	4	0.027731649	0.0081661
10	27.77777778	106381.5797	6	4	0.027623821	0.0081661
11	27.77777778	106481.7471	6	4	0.027570058	0.0081661
12	27.77777778	106531.8309	6	4	0.027543215	0.0081661
13	27.77777778	106506.789	6	4	0.027556633	0.0081661
14	27.77777778	106494.2681	6	4	0.027563345	0.0081661
15	27.77777778	106500.5285	6	4	0.027559989	0.0081661
16	27.77777778	106503.6588	6	4	0.027558311	0.0081661
17	27.77777778	106505.2239	6	4	0.027557472	0.0081661
18	27.77777778	106506.0064	6	4	0.027557053	0.0081661
19	27.77777778	106506.3977	6	4	0.027556843	0.0081661
20	27.77777778	106506.2021	6	4	0.027556948	0.0081661
21	27.77777778	106506.2999	6	4	0.027556896	0.0081661
22	27.77777778	106506.251	6	4	0.027556922	0.0081661
23	27.77777778	106506.2754	6	4	0.027556909	0.0081661
24	27.77777778	106506.2877	6	4	0.027556902	0.0081661
25	27.77777778	106506.2816	6	4	0.027556905	0.0081661
26	27.77777778	106506.2846	6	4	0.027556904	0.0081661
27	27.77777778	106506.2831	6	4	0.027556905	0.0081661
28	27.77777778	106506.2823	6	4	0.027556905	0.0081661
29	27.77777778	106506.2827	6	4	0.027556905	0.0081661
30	27.77777778	106506.2825	6	4	0.027556905	0.0081661
31	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
32	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
33	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
34	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
35	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
36	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
37	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
38	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
39	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
40	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
41	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
42	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
43	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
44	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
45	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
46	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661
47	27.77777778	106506.2826	6	4	0.027556905	0.0081661

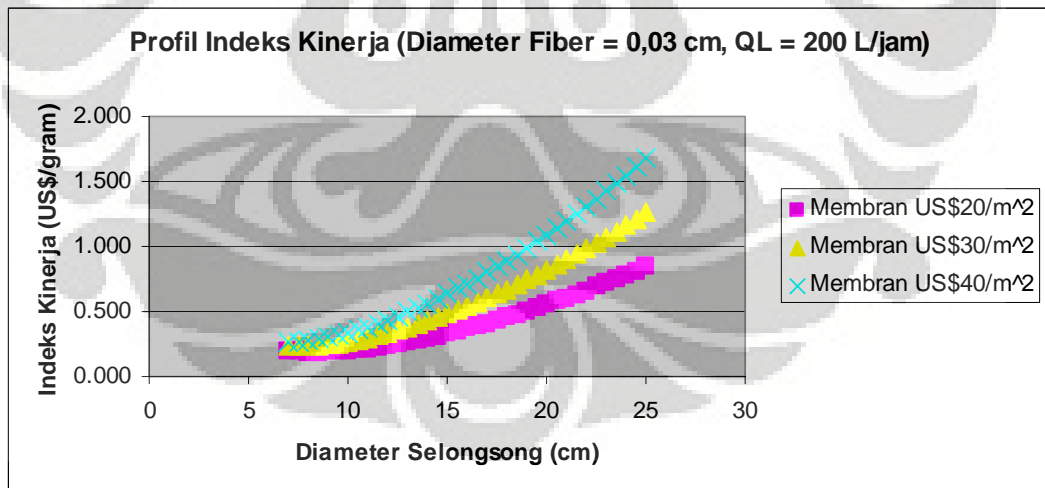
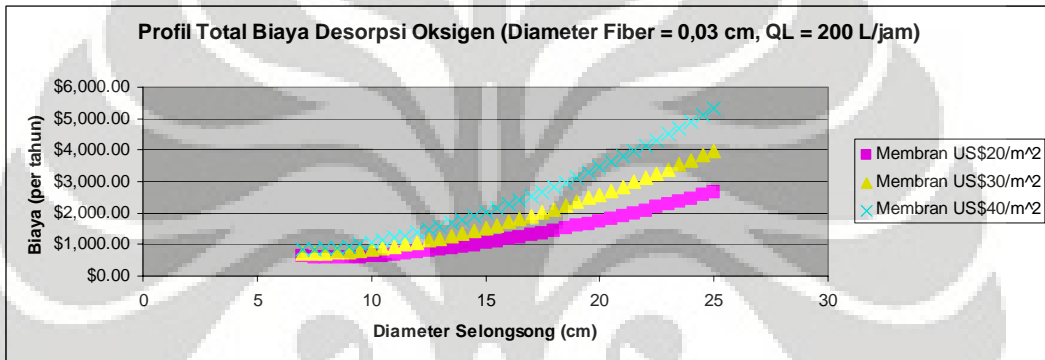
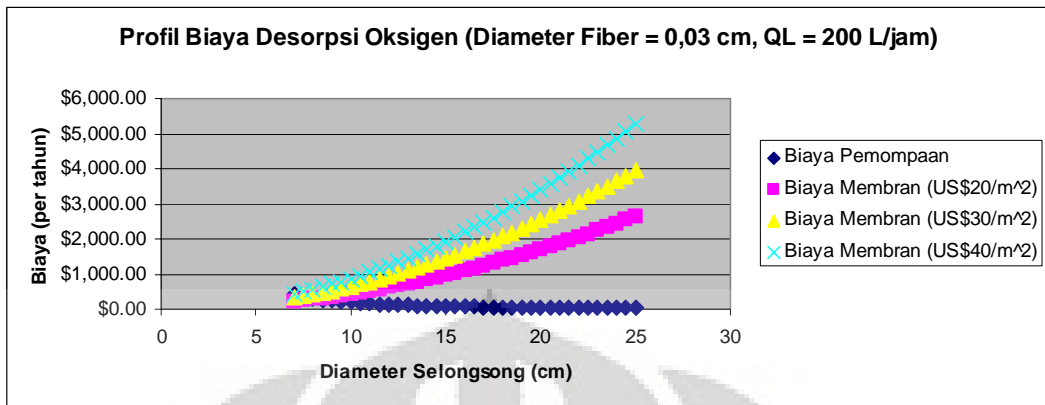
No	D (cm ² /s)	φ{n average}	vL{n average} (cm/s)	A flow{n average} (cm ²)
1	0.000021778	0.500009184	1.444340985	19.23214675
2	0.000021778	0.750004592	2.88868197	9.616073375
3	0.000021778	0.625006888	1.92578798	14.42411006
4	0.000021778	0.562508036	1.650675411	16.82812841
5	0.000021778	0.53125861	1.540630384	18.03013758
6	0.000021778	0.515633897	1.49093263	18.63114216
7	0.000021778	0.523446253	1.515374148	18.33063987
8	0.000021778	0.519540075	1.503054033	18.48089102
9	0.000021778	0.517586986	1.496968794	18.55601659
10	0.000021778	0.51856353	1.500005242	18.5184538
11	0.000021778	0.519051803	1.50152809	18.49967241
12	0.000021778	0.519295939	1.502290674	18.49028171
13	0.000021778	0.519173871	1.501909285	18.49497706
14	0.000021778	0.519112837	1.501718663	18.49732474
15	0.000021778	0.519143354	1.501813968	18.4961509
16	0.000021778	0.519158612	1.501861625	18.49556398
17	0.000021778	0.519166241	1.501885455	18.49527052
18	0.000021778	0.519170056	1.50189737	18.49512379
19	0.000021778	0.519171963	1.501903327	18.49505043
20	0.000021778	0.51917101	1.501900349	18.49508711
21	0.000021778	0.519171487	1.501901838	18.49506877
22	0.000021778	0.519171248	1.501901093	18.49507794
23	0.000021778	0.519171367	1.501901466	18.49507335
24	0.000021778	0.519171427	1.501901652	18.49507106
25	0.000021778	0.519171397	1.501901559	18.49507221
26	0.000021778	0.519171412	1.501901605	18.49507163
27	0.000021778	0.519171405	1.501901582	18.49507192
28	0.000021778	0.519171401	1.50190157	18.49507206
29	0.000021778	0.519171403	1.501901576	18.49507199
30	0.000021778	0.519171402	1.501901573	18.49507203
31	0.000021778	0.519171402	1.501901575	18.49507201
32	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
33	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
34	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
35	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
36	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
37	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
38	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
39	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
40	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
41	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
42	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
43	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
44	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
45	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
46	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202
47	0.000021778	0.519171402	1.501901574	18.49507202

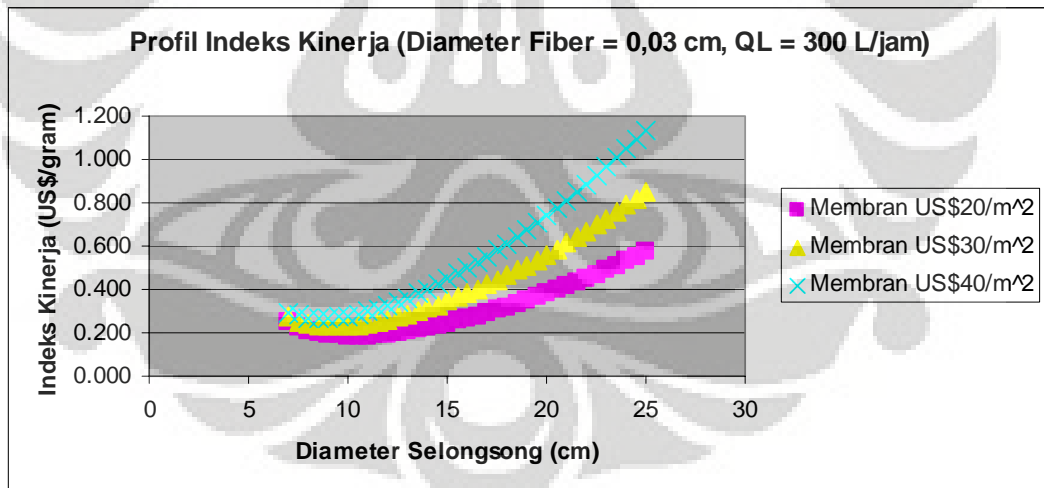
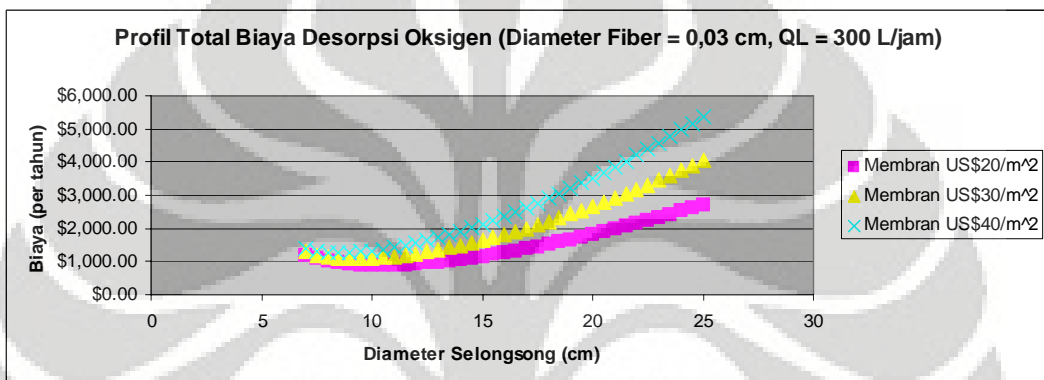
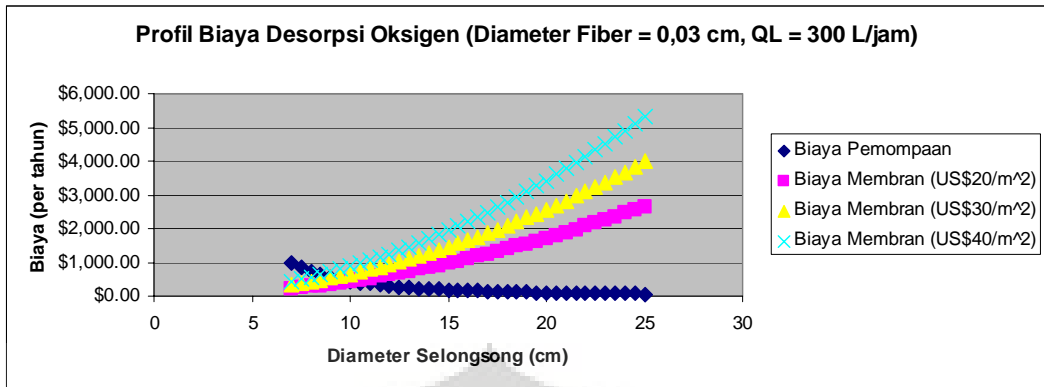
LAMPIRAN 4

PROFIL BIAYA-BIAYA DAN INDEKS KINERJA

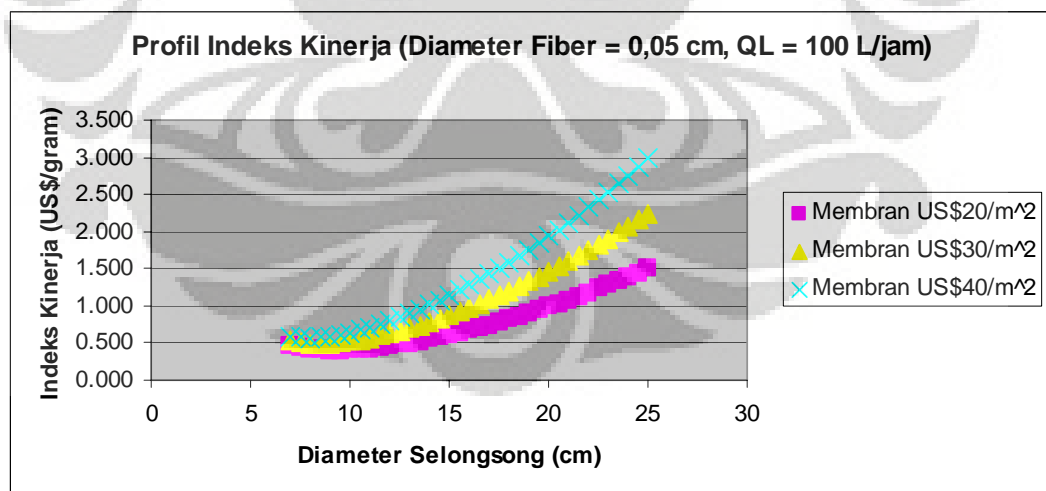
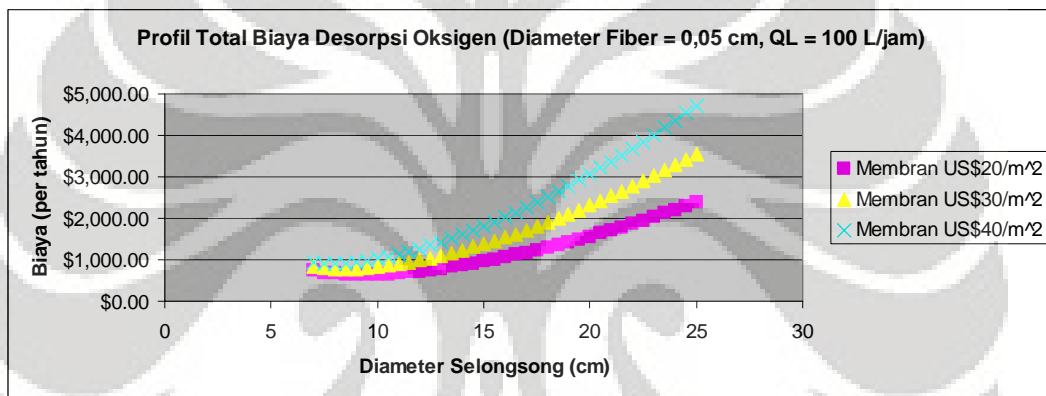
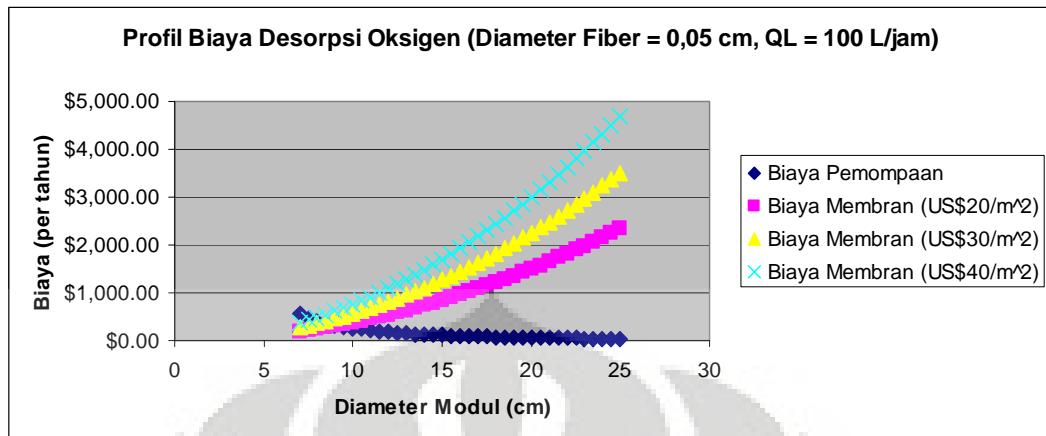
I. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,03 cm:

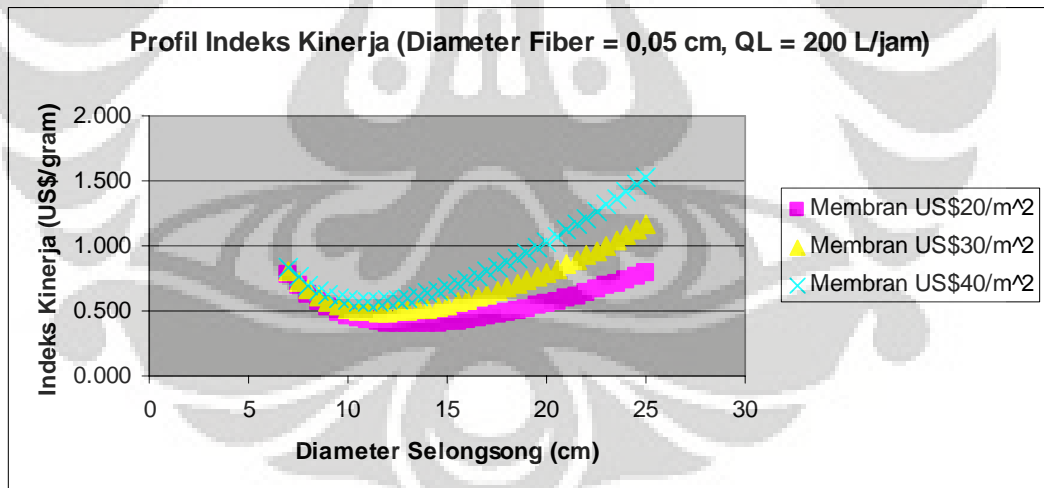
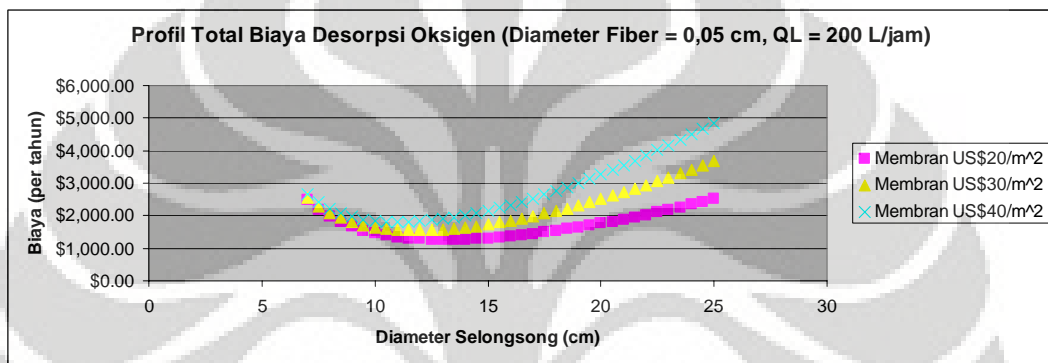
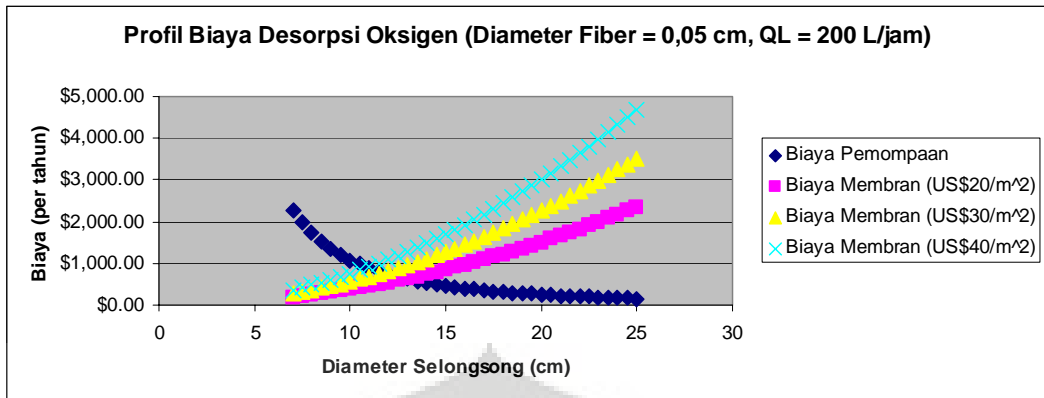


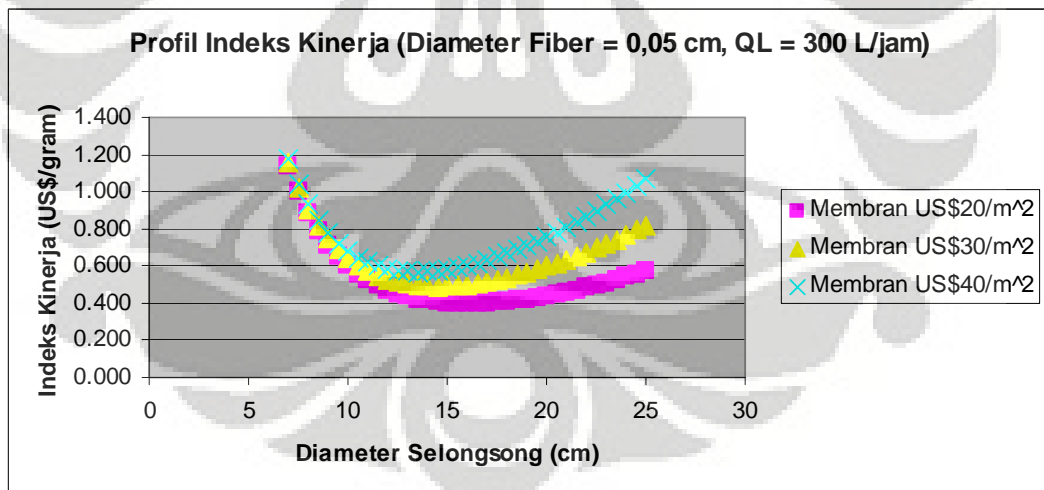
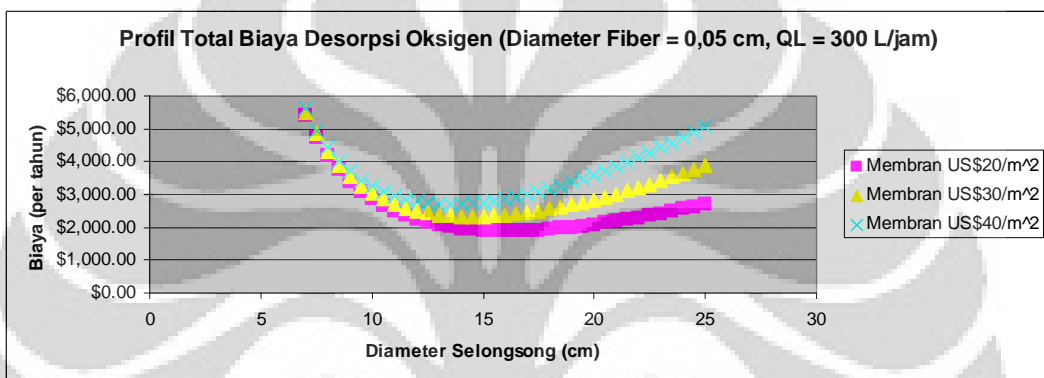
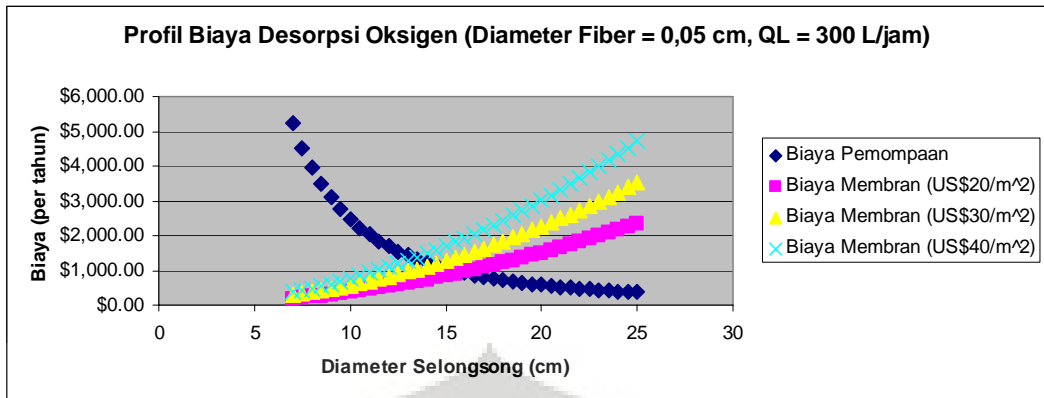




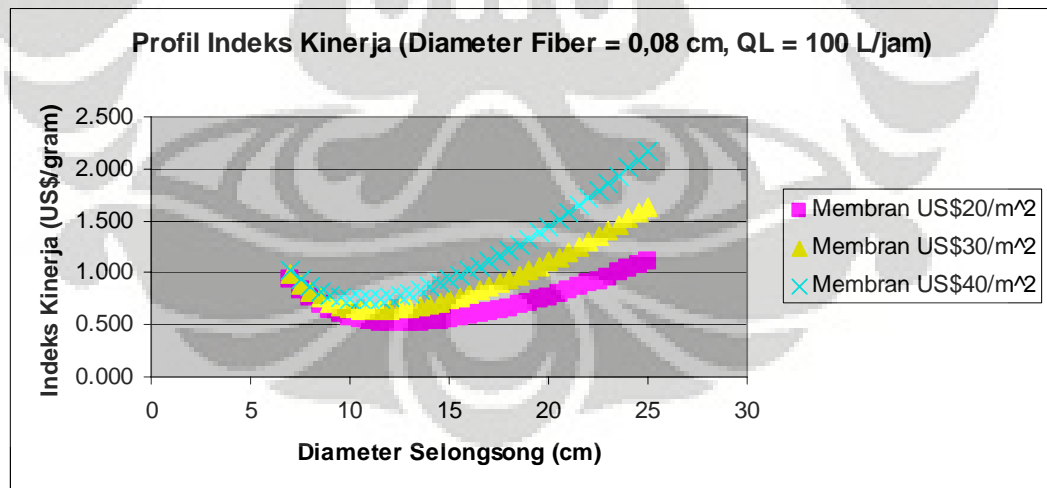
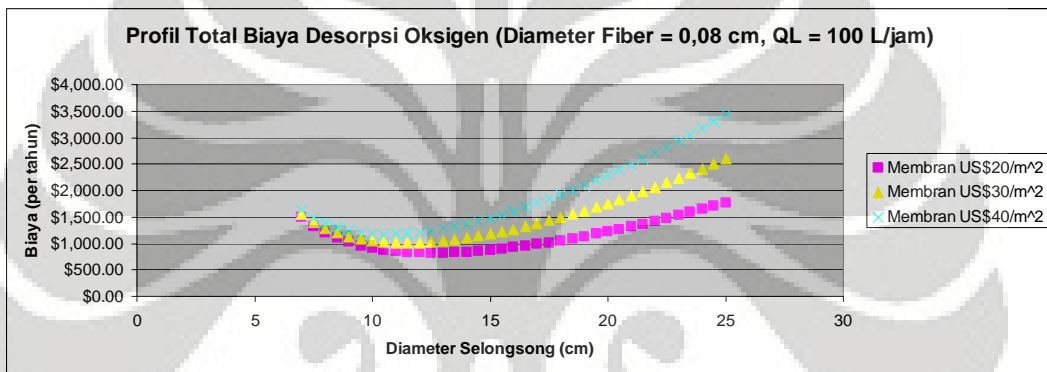
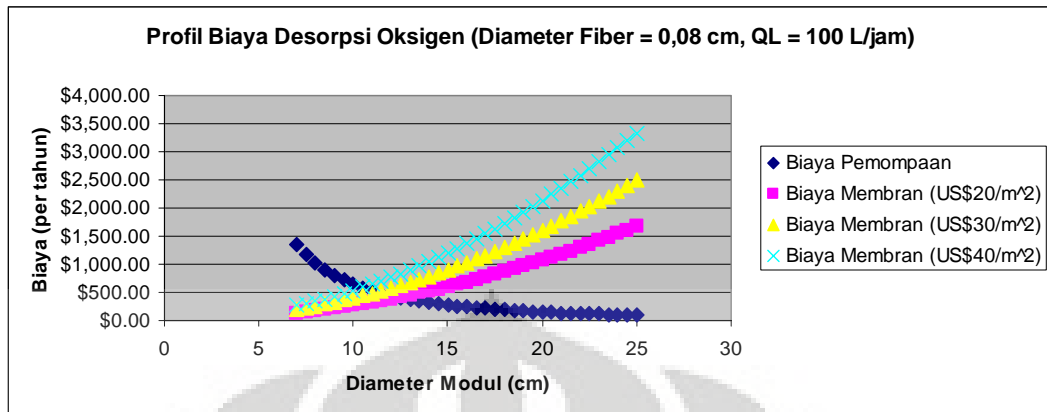
II. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,05 cm:

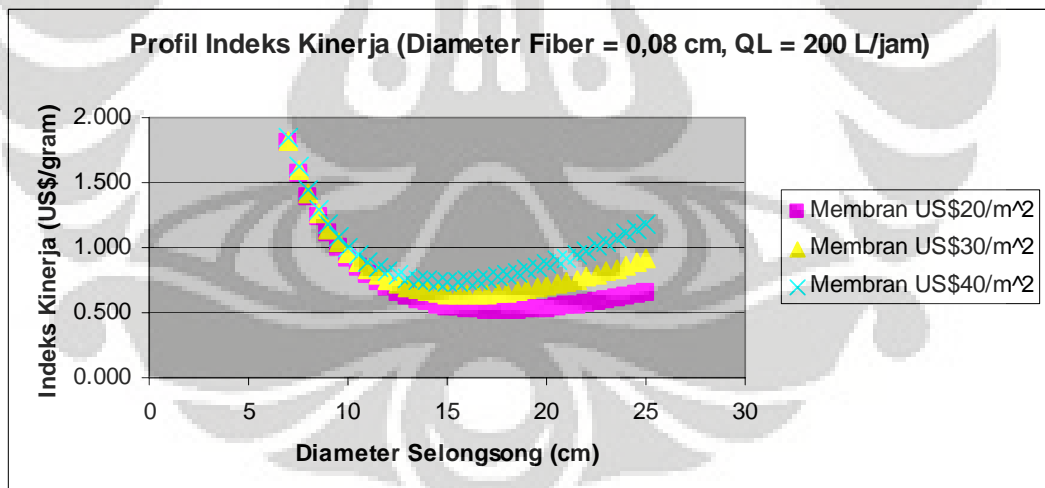
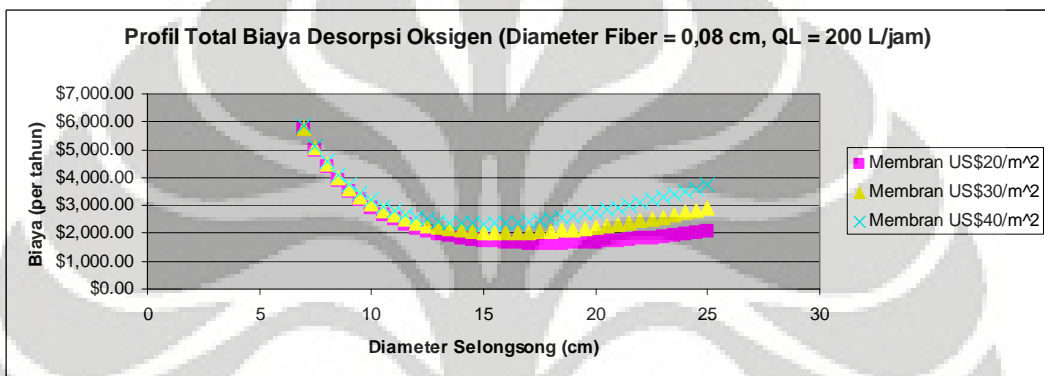
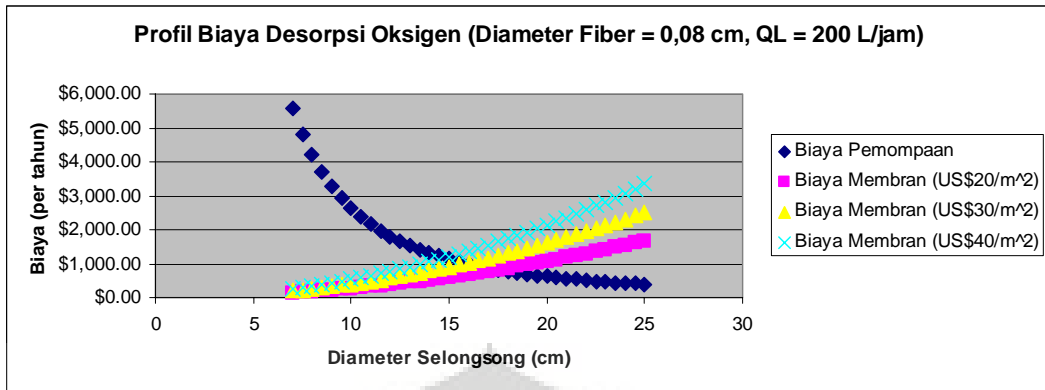


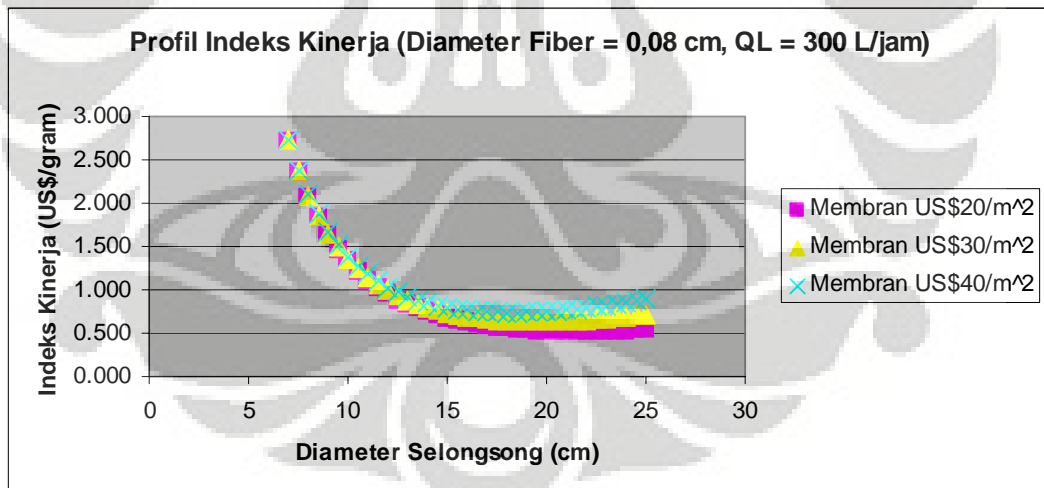
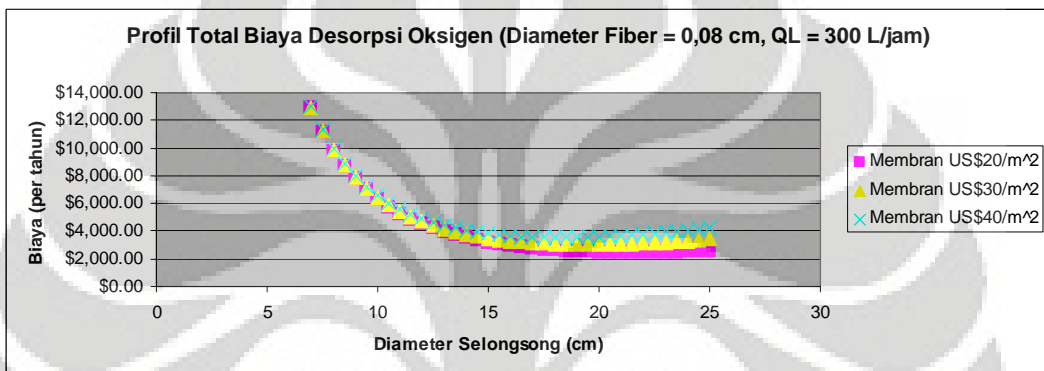
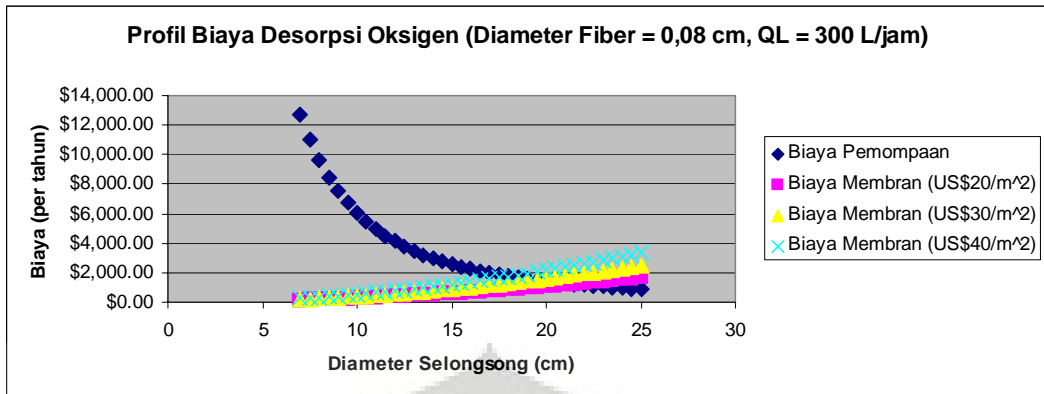




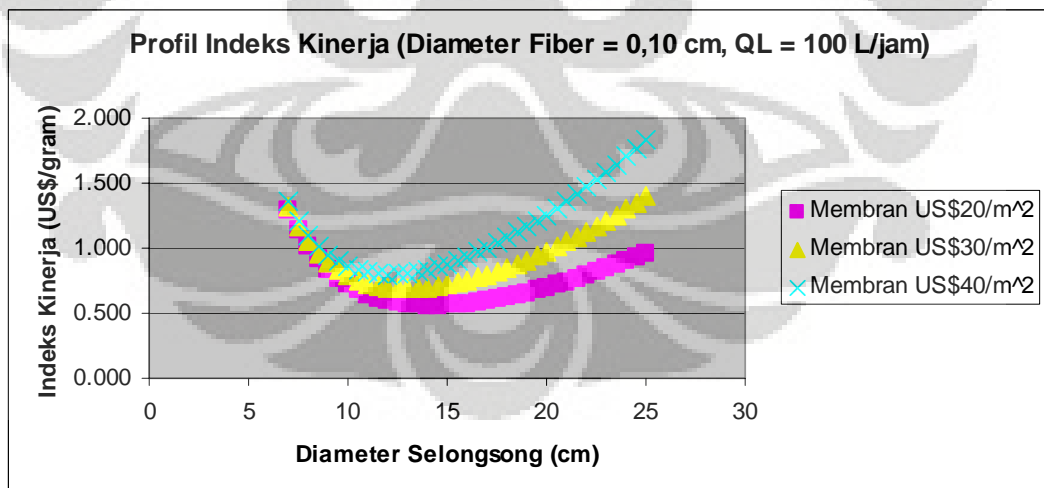
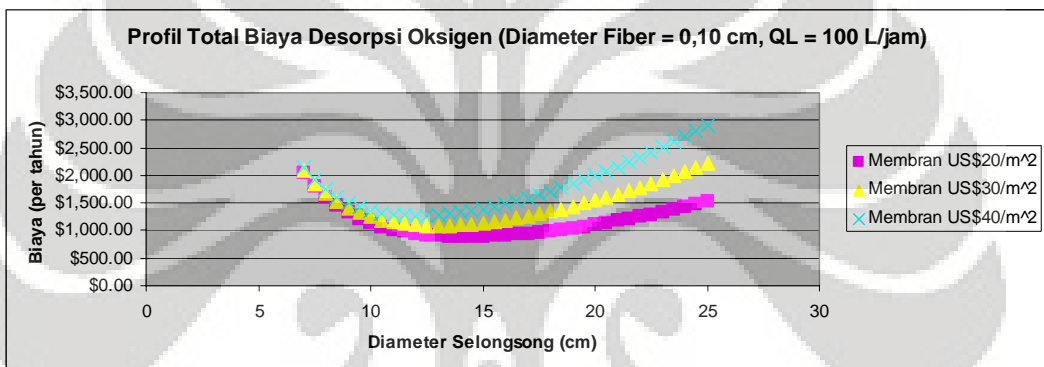
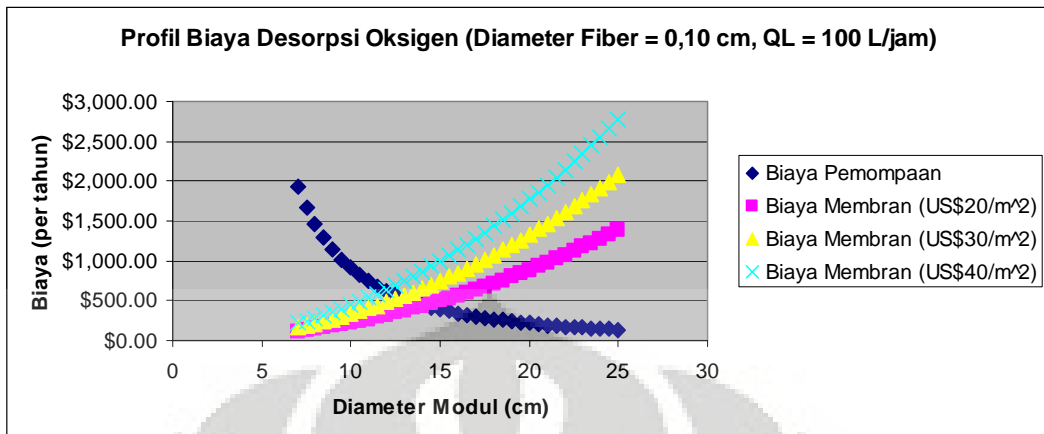
III. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,08 cm:

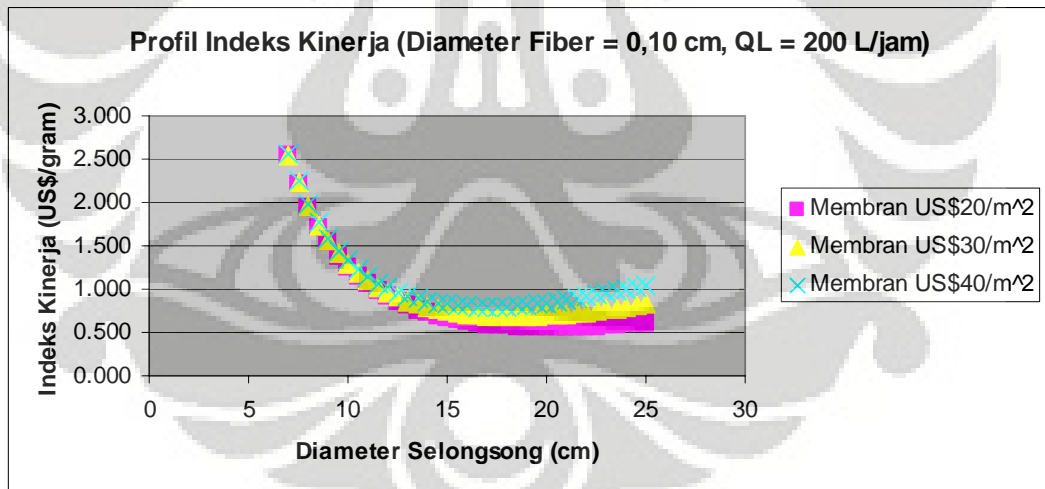
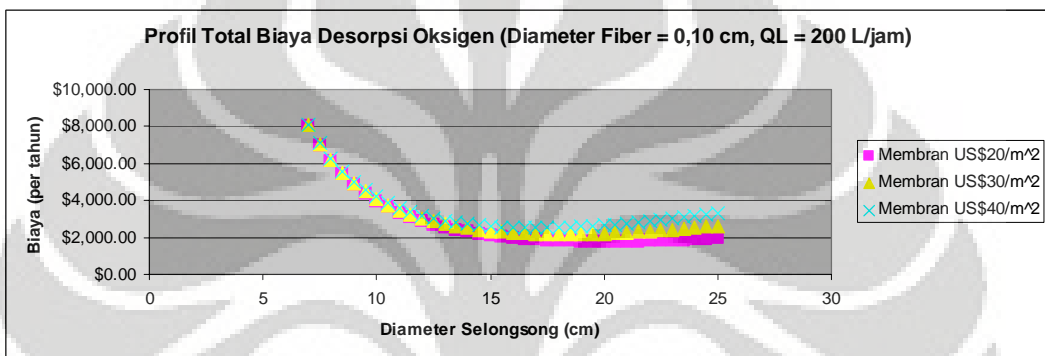
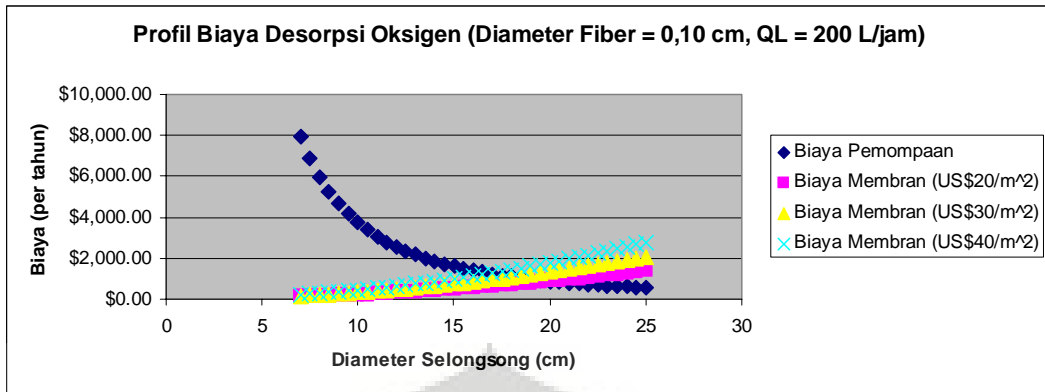


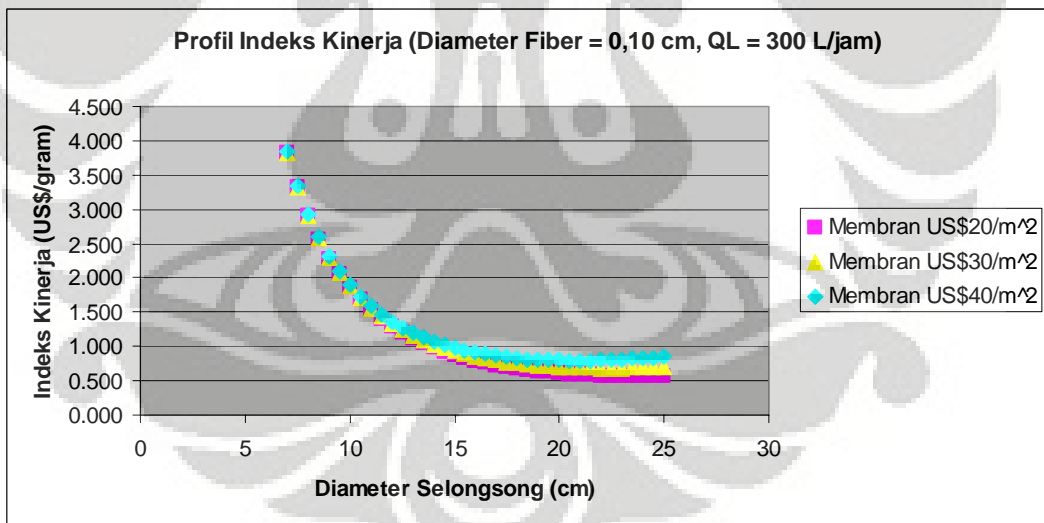
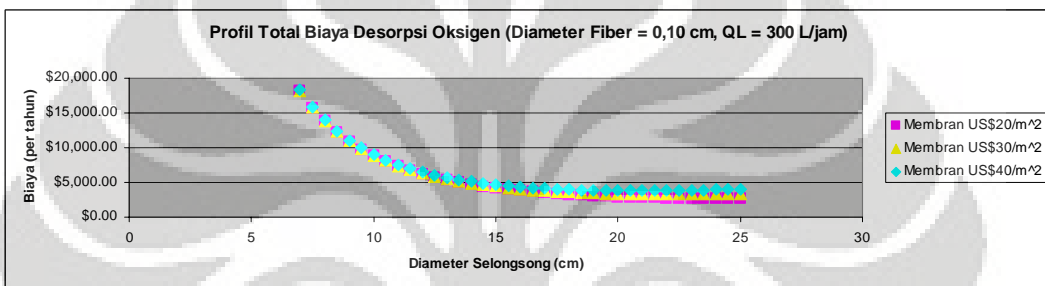
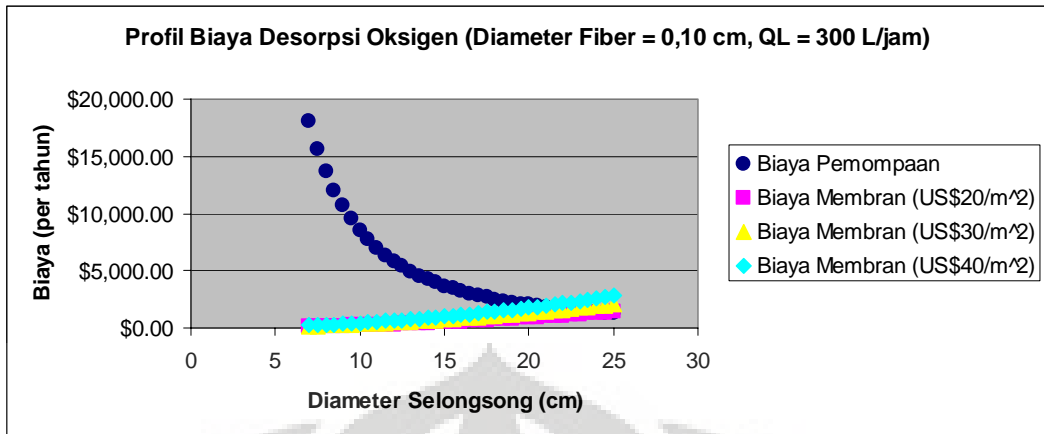




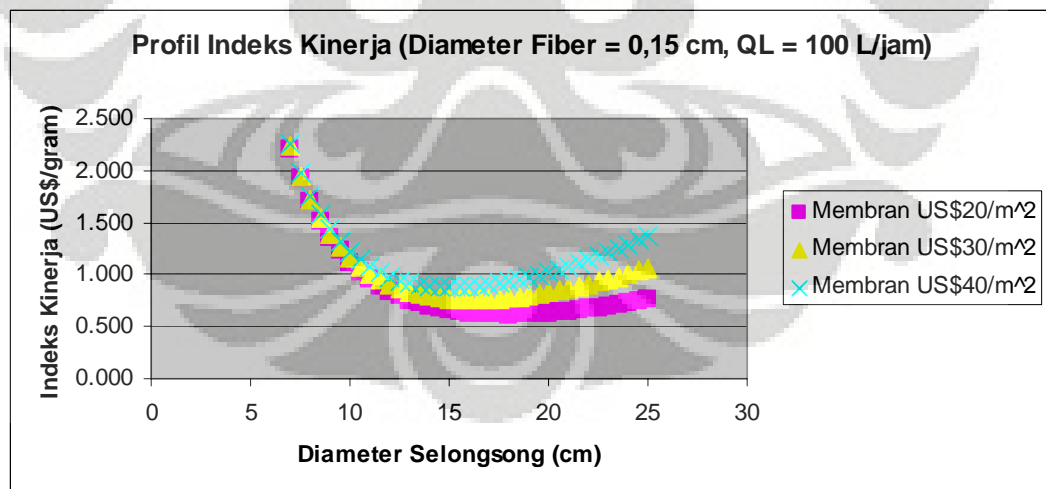
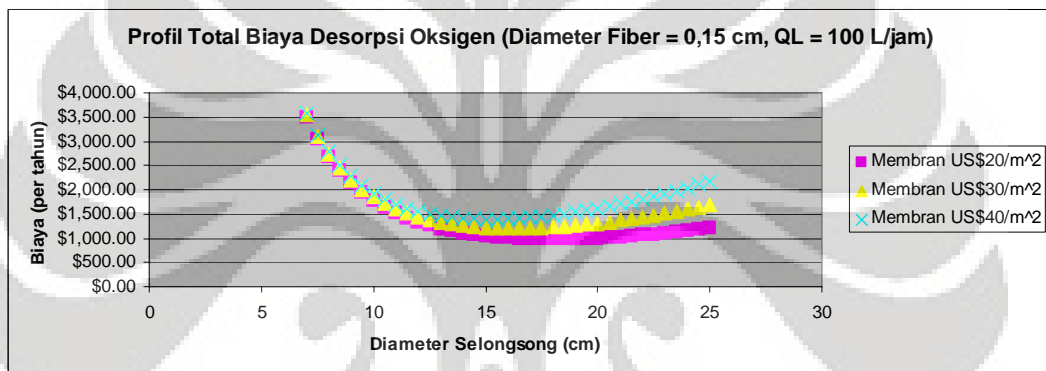
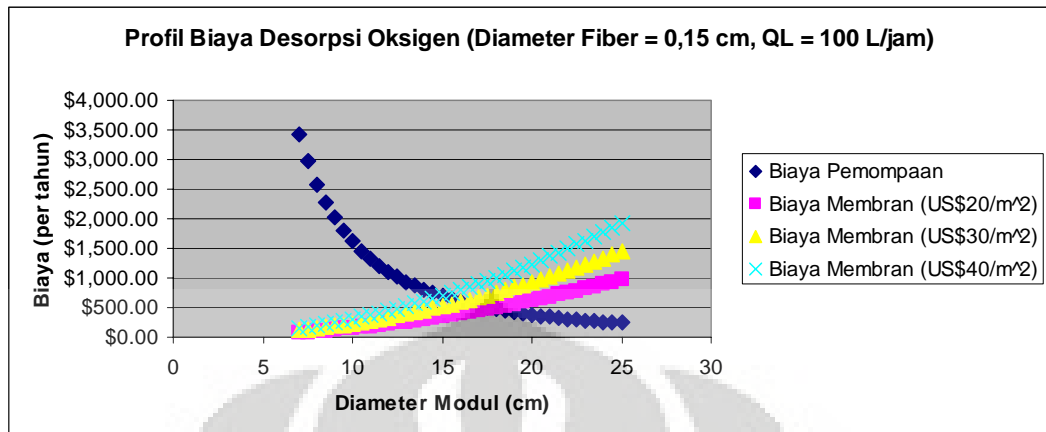
IV. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,10 cm:

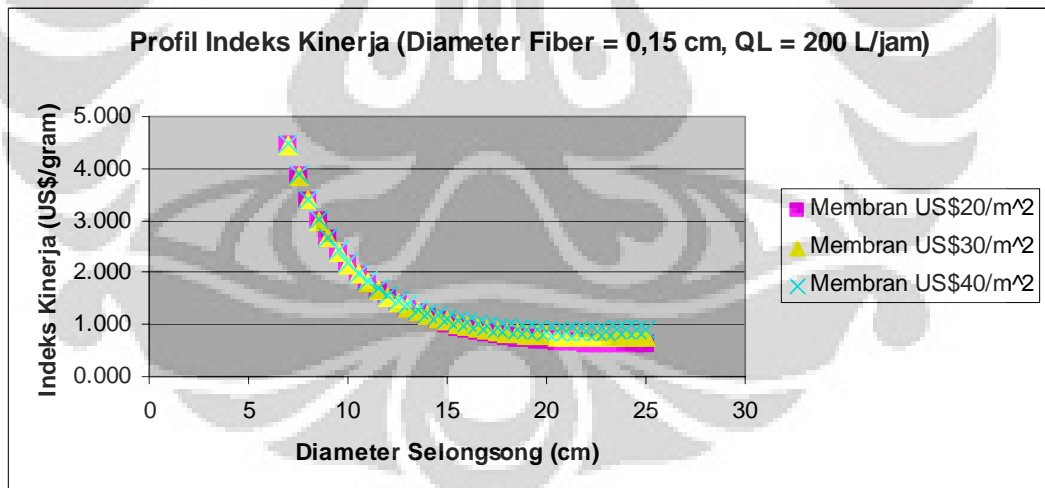
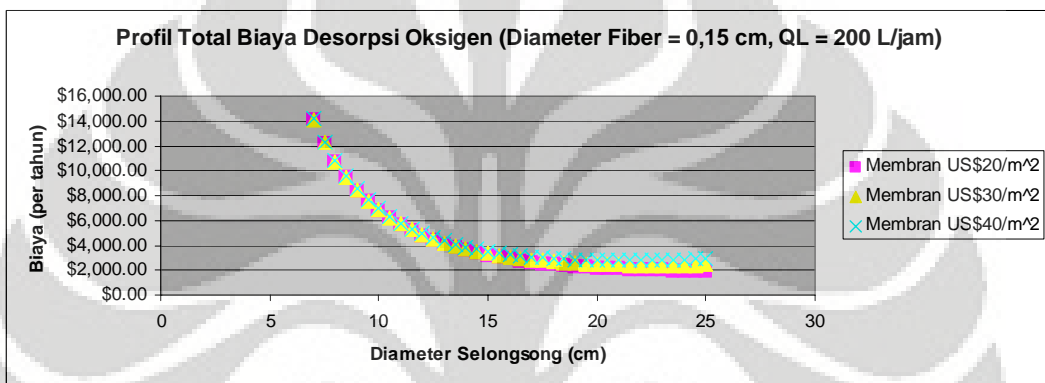
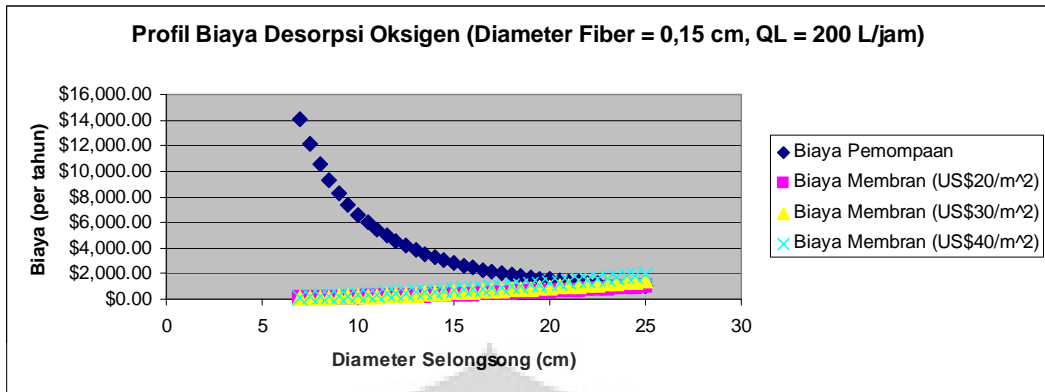


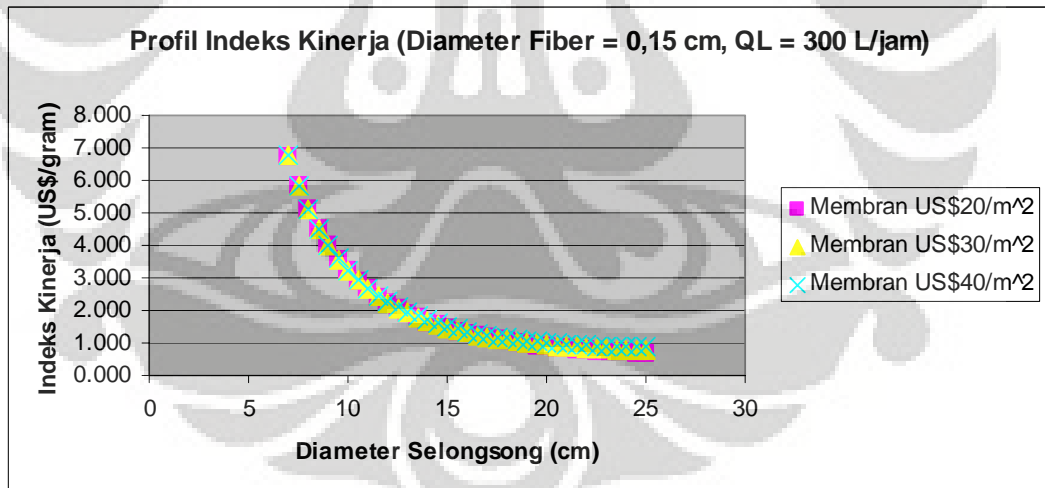
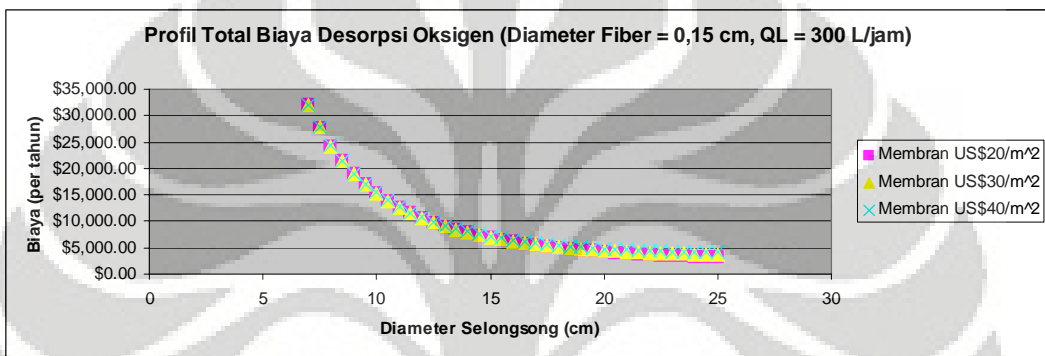
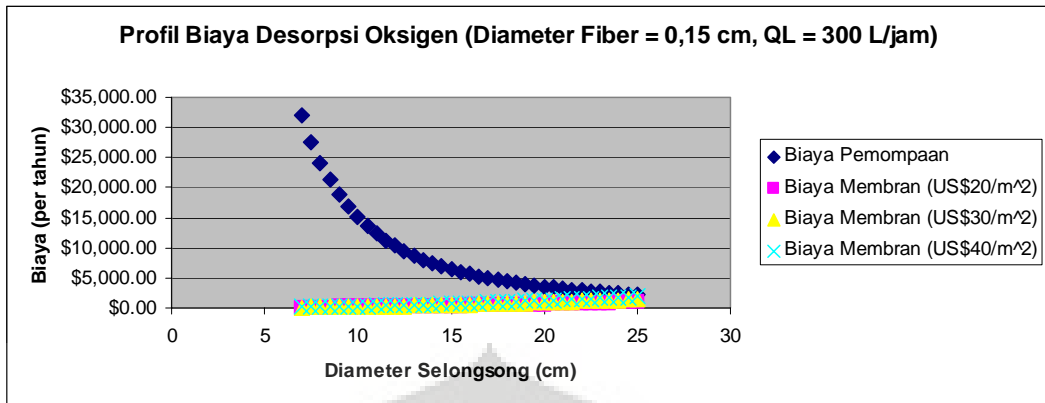




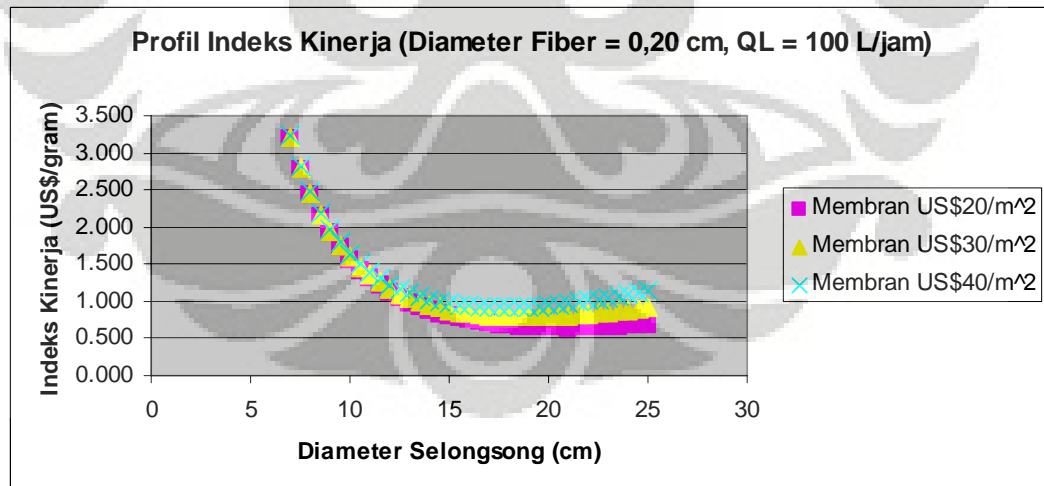
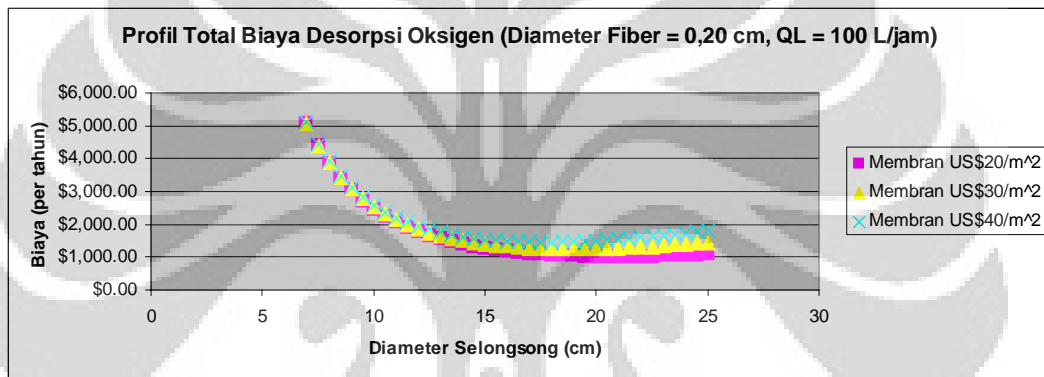
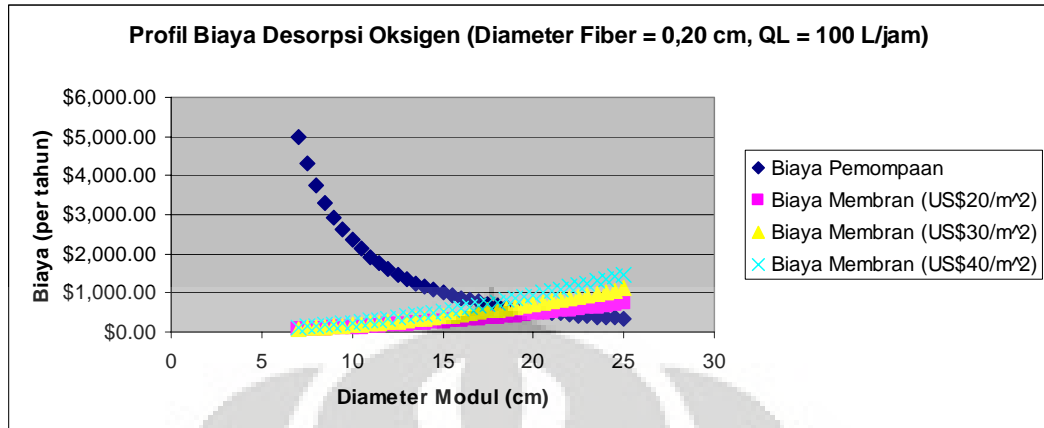
V. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,15 cm:

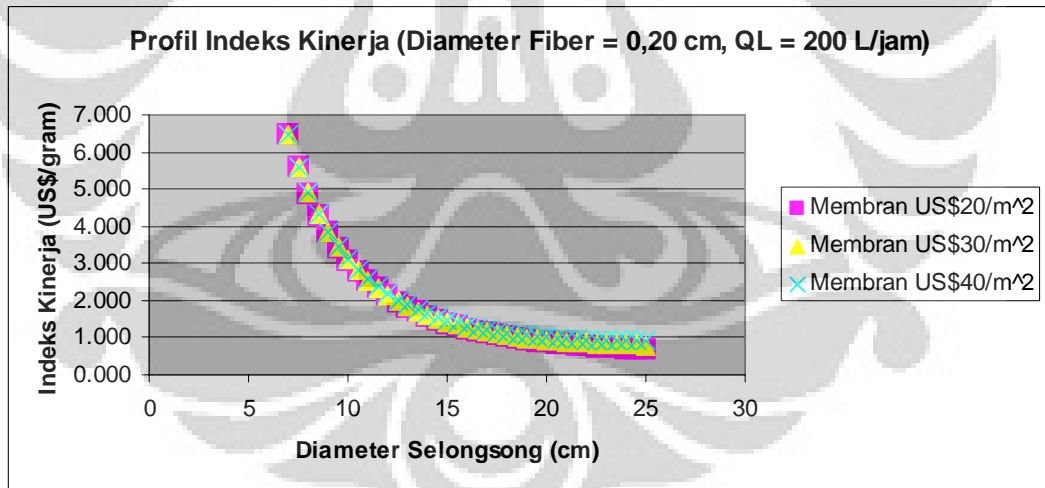
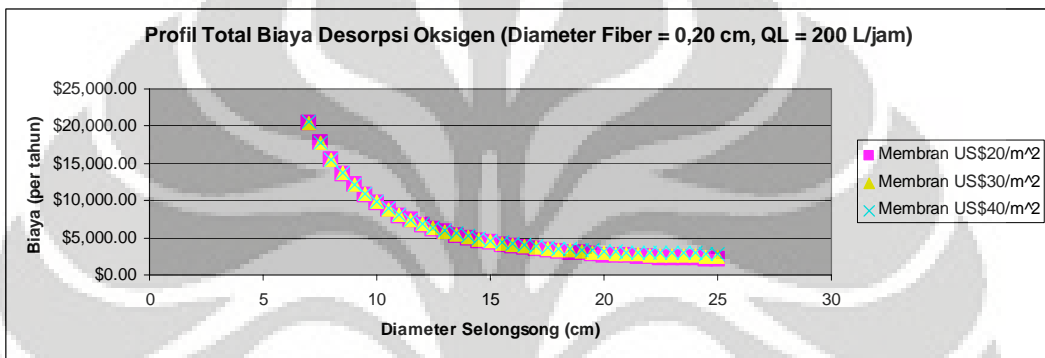
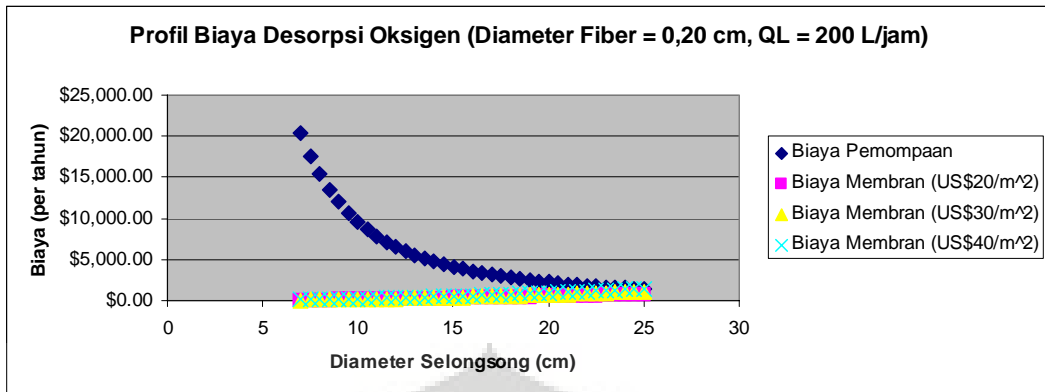


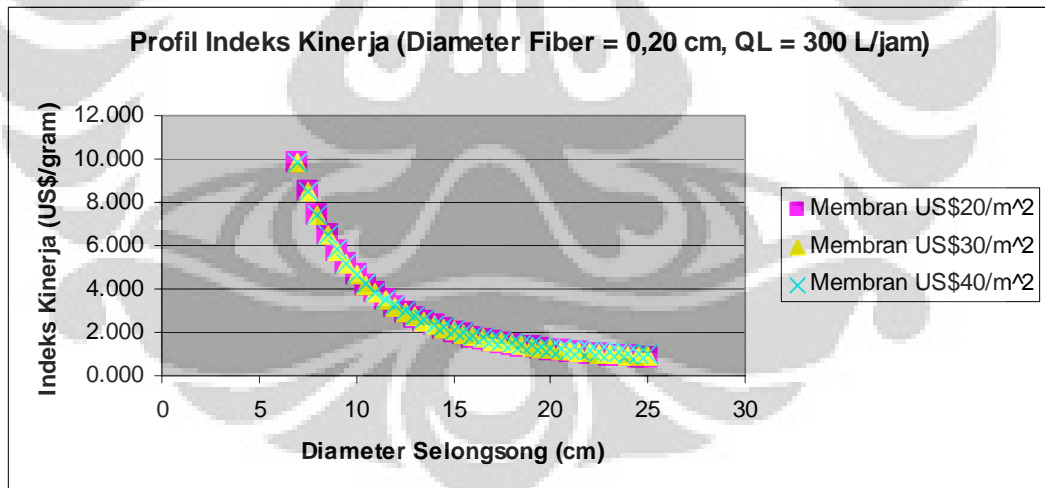
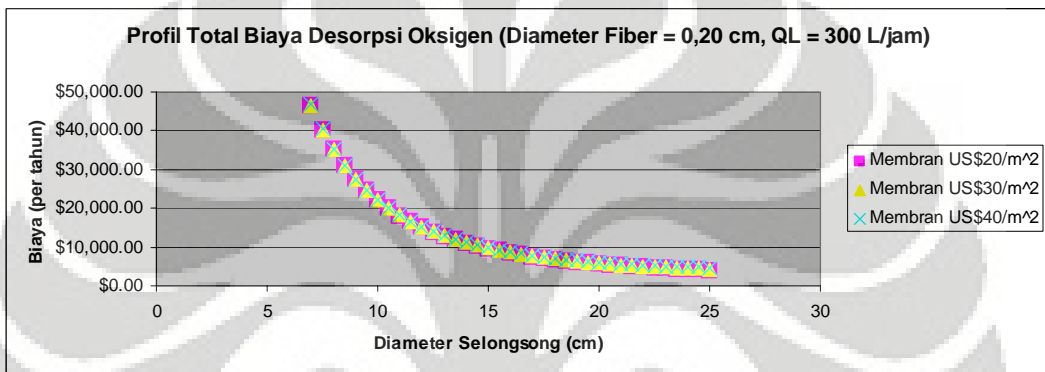
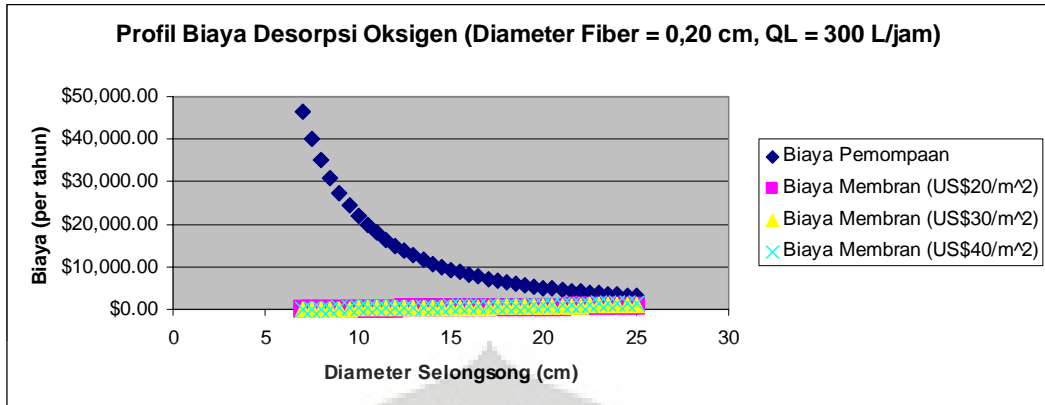




VI. Profil biaya dan indeks kinerja untuk serat berdiameter 0,2 cm:







LAMPIRAN 5

CONTOH PERHITUNGAN BIAYA

I. Contoh perhitungan biaya pemompaan:

Berikut ini adalah perhitungan biaya pemompaan untuk penggunaan:

Serat berdiameter = 0,03 cm

Selongsong berdiameter = 7 cm

Debit air = 100 L/jam = 27,778 cm³/s

Biaya pemompaan dari jumlah energi yang dibutuhkan untuk memompa air pada konfigurasi ini. Jumlah energi yang dibutuhkan berkaitan dengan debit air dan perbedaan tekanan pada selongsong. Perbedaan tekanan dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\Delta P = \frac{2fL_f \rho (v_L)^2}{d_e}$$

Pada persamaan di atas ρ adalah massa jenis air dan f adalah faktor friksi yang dihitung dengan rumus berikut:

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

Dengan $Re = \frac{v_L d_e}{\nu}$, dan ν adalah viskositas kinematik oksigen dalam air pada suhu 30°C. v_L juga merupakan fungsi dari jumlah serat, debit air, diameter serat dan selongsong yang dirumuskan sebagai berikut:

$$v_L = \frac{Q_L}{\frac{\pi}{4}(d_p^2 - nd_f^2)}$$

Sedangkan d_e adalah diameter ekuivalen:

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

Sehingga:

$$v_L = \frac{27,778 \text{ cm}^3 / \text{s}}{\frac{3,14}{4} ((7)^2 \text{ cm}^2 - (28266) \cdot (0,03)^2 \text{ cm}^2)} = 1,502 \text{ cm} / \text{s}$$

$$d_e = \frac{(7)^2 \text{ cm}^2 - (28266)(0,03)^2 \text{ cm}^2}{(7) \text{ cm} + (28266)(0,03) \text{ cm}} = 0,028 \text{ cm}$$

$$\text{Re} = \frac{1,502 \text{ cm} / \text{s} \cdot 0,028 \text{ cm}}{0,00816614723 \text{ cm}^2 / \text{s}} = 5,15$$

$$f = \frac{16}{5,15} = 3,107$$

$$\Delta P = \frac{2(3,107)(40) \text{ cm}(0,995647) \text{ g/cm}^3 (1,502)^2 \text{ cm}^2 / \text{s}^2}{(0,028) \text{ cm}} = 19920,44 \text{ g} / \text{cm} \text{ s}^2$$

Dengan diketahuinya nilai perbedaan tekanan maka dapat dihitung jumlah energi yang dibutuhkan, yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Energi} &= Q_L \cdot \Delta P \\ &= (27,778) \text{ cm}^3 / \text{s} \cdot (19920,44) \text{ g} / \text{cm} \text{ s}^2 \\ &= 553349,9823 \text{ g cm}^2 / \text{s}^3 = 0,055335 \text{ watt} \end{aligned}$$

Jumlah biaya pemompaan dihitung dalam kurun waktu satu tahun dimana terdiri dari 330 hari:

$$\begin{aligned} \text{Energi}_{\text{tahunan}} &= \frac{(0,055335) \text{ Watt} (3600) \text{ detik/jam} (24) \text{ jam/hari} (330) \text{ hari/tahun}}{1000 \text{ Watt/kW}} \\ &= 1577,71152 \text{ kWjam/tahun} \end{aligned}$$

Biaya pemompaan dihitung dengan asumsi bahwa harga 1 kWjam listrik adalah Rp. 569 dan US\$ 1 = Rp. 9400

$$\text{Biaya pemompaan} = \frac{1577,71152 \text{ kWjam} / \text{tahun} \cdot \text{Rp} 569/\text{kWjam}}{\text{Rp} 9400 / \text{US\$}} = \text{US\$} 95.502$$

II. Contoh perhitungan biaya membran:

Biaya membran ditentukan oleh luas permukaan membran yang dipakai. Dengan harga membran US\$20/m²tahun, maka konfigurasi di atas akan menghabiskan biaya sebesar:

$$\begin{aligned}\text{biaya membran} &= A_M \cdot \text{US\$20/m}^2\text{tahun} \\ &= \frac{(28266) \cdot (3,14) \cdot (0,03)\text{cm} \cdot (40)\text{cm}}{10000 \text{cm}^2/\text{m}^2} \cdot \text{US\$20/m}^2\text{tahun} \\ &= \text{US\$213,01/tahun}\end{aligned}$$

III. Jumlah biaya:

Jumlah biaya untuk konfigurasi ini adalah:

$$\begin{aligned}\text{Jumlah biaya} &= \text{biaya pemompaan} + \text{biaya membran} \\ &= 95,502 + 213,01 = \text{US\$ 308,51/tahun}\end{aligned}$$

IV. Indeks Kinerja

Indeks kinerja adalah biaya yang dibutuhkan untuk mendesorpsi satu satuan massa zat terlarut. Oleh karena itu nilai indeks kinerja pada konfigurasi ini adalah:

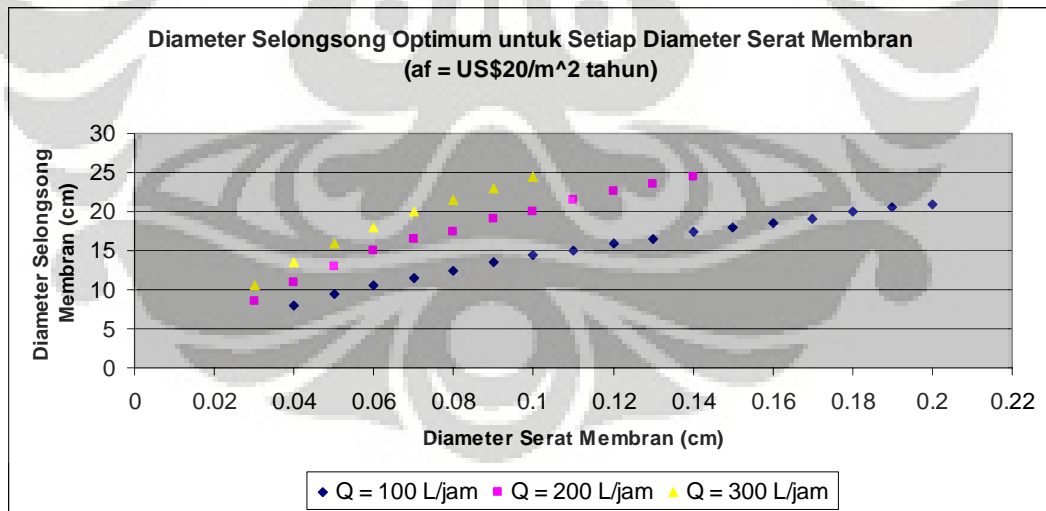
$$\begin{aligned}\text{Indeks Kinerja} &= \frac{\text{Jumlah Biaya}}{\text{Massa Dipindahkan}} \\ &= \frac{\text{US\$308,51/tahun}}{27,778 \text{cm}^3/\text{s} \cdot \frac{1\text{m}^3}{1000000 \text{cm}^3} \cdot (6-4) \text{g/m}^3 \cdot (3600) \text{detik/jam} (24) \text{jam/hari} (330) \text{hari/tahun}} \\ &= \text{US\$ 0,195/gram}\end{aligned}$$

LAMPIRAN 6

KONFIGURASI OPTIMUM MODUL

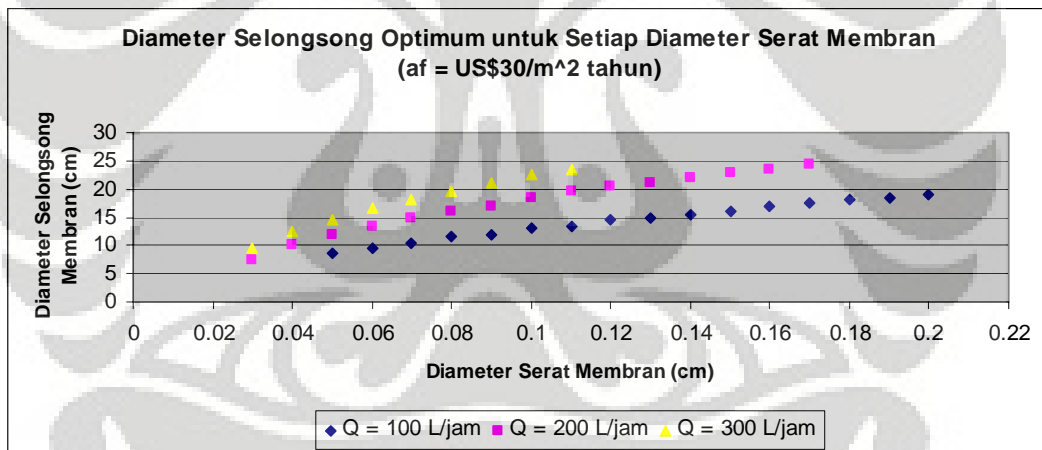
I. Untuk harga serat membran US\$20/m² tahun:

No.	d _f (cm)	Untuk QL = 100 L/jam d _p (cm)	Untuk QL = 200 L/jam d _p (cm)	Untuk QL = 300 L/jam d _p (cm)
1	0.03		8.5	10.5
2	0.04	8	11	13.5
3	0.05	9.5	13	16
4	0.06	10.5	15	18
5	0.07	11.5	16.5	20
6	0.08	12.5	17.5	21.5
7	0.09	13.5	19	23
8	0.1	14.5	20	24.5
9	0.11	15	21.5	
10	0.12	16	22.5	
11	0.13	16.5	23.5	
12	0.14	17.5	24.5	
13	0.15	18		
14	0.16	18.5		
15	0.17	19		
16	0.18	20		
17	0.19	20.5		



II. Untuk harga serat membran US\$30/m² tahun:

No.	d _f (cm)	Untuk QL = 100 L/jam	Untuk QL = 200 L/jam	Untuk QL = 300 L/jam
		d _p (cm)	d _p (cm)	d _p (cm)
1	0.03		7.5	9.5
2	0.04		10	12.5
3	0.05	8.5	12	14.5
4	0.06	9.5	13.5	16.5
5	0.07	10.5	15	18
6	0.08	11.5	16	19.5
7	0.09	12	17	21
8	0.1	13	18.5	22.5
9	0.11	13.5	19.5	23.5
10	0.12	14.5	20.5	
11	0.13	15	21	
12	0.14	15.5	22	
13	0.15	16	23	
14	0.16	17	23.5	
15	0.17	17.5	24.5	
16	0.18	18		
17	0.19	18.5		
18	0.2	19		



III. Untuk harga serat membran US\$40/m² tahun:

No.	d _f (cm)	Untuk QL = 100 L/jam	Untuk QL = 200 L/jam	Untuk QL = 300 L/jam
		d _p (cm)	d _p (cm)	d _p (cm)
1	0.03			8.5
2	0.04		9.5	11.5
3	0.05	8	11	13.5
4	0.06	9	12.5	15
5	0.07	10	14	17
6	0.08	10.5	15	18.5
7	0.09	11.5	16	19.5
8	0.1	12	17	21
9	0.11	12.5	18	22
10	0.12	13.5	19	23
11	0.13	14	19.5	24
12	0.14	14.5	20.5	
13	0.15	15	21.5	
14	0.16	15.5	22	
15	0.17	16	23	
16	0.18	16.5	23.5	
17	0.19	17	24.5	
18	0.2	17.5		

