

Pemodelan Proses Pemisahan Oksigen Terlarut Dari Air Melalui Kontaktor Membran Serat Berongga

Sutrasno Kartohardjono dan Yuliusman

Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Indonesia

Email: sutrasno@che.ui.edu

Abstrak

Koefisien perpindahan massa di dalam kontaktor membran biasanya diekspresikan sebagai korelasi perpindahan massa dan sebagai fungsi dari geometri kontaktor dan kondisi operasi. Korelasi ini sangat penting terutama dalam perancangan kontaktor membran serat berongga. Studi ini bertujuan untuk mencari kondisi optimum proses perpindahan massa gas melalui kontaktor gas-cair membran serat berongga melalui pendekatan rekayasa. Biaya pemompaan fluida dan biaya membran akan menjadi variabel utama dalam penentuan kondisi optimum kontaktor membran serat berongga yang digunakan. Kondisi optimum dalam studi ini dilakukan dua tahap, pertama menentukan jumlah serat optimum di dalam kontaktor dan selanjutnya mengoptimasikan diameter selongsong kontaktor berdasarkan nilai total biaya per massa gas yang dipindahkan yang minimum. Biaya membran mendominasi biaya total pada diameter selongsong kontaktor yang besar, sementara biaya pemompaan mendominasi biaya total pada diameter selongsong yang kecil. Diameter optimum selongsong kontaktor turun dengan naiknya harga membran.

Kata kunci: Serat berongga, perpindahan massa dan kontaktor.

Abstract

Mass transfer coefficient in the membrane contactor is usually presented in terms of mass transfer correlation and as a function of module geometry and operating conditions. This correlation is important mainly in the design of the hollow fibre membrane contactor. This study aimed to introduce an engineering approach to determine the optimum conditions of sealed end hollow fibre membrane contactors. The pumping and the membrane costs will be the main variables in obtaining the optimal condition in the contactors. The optimum conditions were obtained in two steps: firstly to optimize the number of fibers in the module and secondly to optimize module shell or fiber diameter based on minimal total cost per mass-transferred. The total cost is dominated by the membrane cost at higher contactor shell diameter and is dominated by pumping cost at smaller contactor shell diameter. Meanwhile, the optimum contactor shell diameter decrease with increasing the cost of membrane.

Keywords: Hollow fiber, mass transfer and contactor.

1. Pendahuluan

Koefisien perpindahan massa di dalam kontaktor membran biasanya diekspresikan sebagai korelasi perpindahan massa dan sebagai fungsi dari geometri kontaktor dan kondisi operasi. Korelasi ini sangat penting terutama dalam perancangan kontaktor membran serat berongga [1]. Umumnya kinerja proses membran dibatasi oleh besarnya gaya penggerak potensial kimia untuk perpindahan massa [2]. Gaya penggerak ini dapat dimaksimumkan

dengan cara memanipulasikan baik tekanan atau suhu umpan dan juga tekanan aliran permeat. Dalam pervaporasi misalnya, dapat dilakukan dengan cara mengendalikan tekanan permeat dan suhu umpan. Sementara untuk proses osmosa balik dan pemisahan gas dilakukan dengan cara mengendalikan tekanan umpan. Dalam proses perpindahan gas melalui kontaktor membran serat berongga melalui proses vakum biasanya dilakukan dengan cara mengendalikan tekanan umpan dan permeat.

Manipulasi tekanan umpan dan permeat di dalam kontaktor membran serat berongga dapat memerlukan energi dan biaya yang signifikan. Jika merancang kontaktor membran serat berongga biaya energi ini harus diseimbangkan dengan biaya lain yaitu biaya untuk membran itu sendiri. Studi ini bertujuan untuk mencari kondisi optimum proses perpindahan massa gas melalui kontaktor gas-cair membran serat berongga. Biaya pemompaan fluida dan biaya membran akan menjadi variabel utama dalam penentuan kondisi optimum kontaktor membran serat berongga yang digunakan.

2. Landasan Teori

Wickramasinghe dkk. [3] mengusulkan 3 pilihan untuk mendefinisikan kontaktor membran terbaik yaitu:

- Kontaktor yang memberikan nilai perpindahan massa per biaya terbaik
- Kontaktor yang memberikan nilai perpindahan massa per volume kontaktor terbaik
- Kontaktor yang memberikan nilai perpindahan massa per daya yang diperlukan untuk menggerakkan fluida terbaik.

Definisi pertama merupakan metoda yang sering digunakan untuk membuat kontaktor secara komersial. Jika biaya total didominasi oleh biaya modal untuk membran, modul kontaktor terbaik adalah yang memberikan nilai perpindahan massa terbaik. Definisi yang kedua umumnya digunakan untuk oksigenasi darah [4,5,6], atau dapat juga digunakan untuk pemisahan dimana nilai ruang sangat penting atau mahal seperti di anjungan lepas pantai. Sementara itu definisi ketiga akan dapat dicapai pada laju alir yang rendah. Pada laju alir rendah, daya yang diperlukan untuk menggerakkan fluida sebanding dengan kuadrat kecepatan fluida di sepanjang serat, sementara pada laju alir yang tinggi, daya ini bervariasi dengan kecepatan pangkat tiga.

Wickramasinghe dkk. [7] mengembangkan model untuk menentukan kondisi optimum kontaktor membran serat berongga untuk proses absorpsi dan desorpsi gas dimana cairannya mengalir di dalam serat membran. Kondisi optimum ini diperoleh dengan meminimalkan biaya per perpindahan massa yang terjadi. Perpindahan massa bergantung pada laju fluida di dalam kontaktor, sementara biayanya menyangkut biaya pembelian membran dan untuk pemompaan fluida.

Biaya pemompaan naik dengan bertambahnya penurunan tekanan yang terjadi di dalam kontaktor. Biasanya penurunan tekanan di dalam kontaktor dapat dikurangi dengan menggunakan luas membran yang besar, akan tetapi kemudian biaya pembelian membran akan meningkat. Oleh karenanya jumlah biaya ini harus menjadi pertimbangan dalam menentukan kondisi optimum. Indeks kinerja, η , dapat digunakan untuk menentukan kondisi optimum dengan cara meminimalkannya.

$$\eta = \frac{\text{Biaya Total}}{\text{Perpindahan Massa} \times \text{Waktu}} \quad (1)$$

Biaya total adalah penjumlahan dari biaya membran dan biaya pemompaan yang digunakan untuk cairan atau gas, dimana kedua biaya pemompaan tersebut akan sangat signifikan pada laju alir gas yang besar [8]. Jadi pada rentang waktu tertentu Persamaan (1) dapat disusun ulang menjadi,

$$\eta = \frac{\text{Biaya Membran} + \text{Biaya Pemompaan}}{\text{Perpindahan Massa}} \quad (2)$$

Selanjutnya indeks kinerja, η , untuk kontaktor gas-cair membran serat berongga melalui proses vakum dimana cairan mengalir di sisi selongsong dan gas mengalir di dalam serat serta dengan mengabaikan biaya pemompaan fasa gas (jauh lebih kecil dibandingkan biaya pemompaan fasa cair) dapat diekspresikan seperti pada persamaan (3).

$$\eta = \frac{a_f \pi n_f d_f l + b_f Q_L \Delta P}{Q_L c_L [x_0 - x_1]} \quad (3)$$

dimana

$$\Delta P = \frac{2f l \rho_L v_L^2}{d_e} \quad (4)$$

Dalam persamaan di atas a_f dan b_f adalah harga membran per luas per usia membran dan biaya energi per satuan energi. n_f , d_f dan l adalah jumlah, diameter dan panjang serat membran yang terdapat di dalam kontaktor. Q_L dan ΔP adalah laju alir dan penurunan tekanan cairan yang terjadi di dalam kontaktor. c_L , x_0 dan x_1 adalah konsentrasi dan fraksi mol gas yang terdapat di dalam cairan pada kondisi awal dan akhir. Sementara itu f , ρ_L , v_L dan d_e masing-masing adalah faktor friksi, densitas cairan, laju alir cairan dan diameter ekuivalen kontaktor.

Korelasi perpindahan massa di dalam kontaktor membran untuk cairan yang mengalir di bagian selongsong dapat dinyatakan dalam bentuk umum sebagai,

$$Sh = a Re^b Sc^{0,33} \quad (5)$$

atau

$$Sh = k_L \frac{d_e}{D} \quad (6)$$

Dimana

$$a = f(\varphi) \quad (7)$$

$$Re = \frac{v_i d_e}{\nu} \quad (8)$$

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad (9)$$

$$\varphi = n_f \left(\frac{d_f}{d_i} \right)^2 \quad (10)$$

$$d_e = \frac{d_p^2 - n_f d_f^2}{d_p + n_f d_f} \quad (11)$$

$$v_i = \frac{Q_L}{A_{flow}} = \frac{4Q_L}{\pi(d_p^2 - n_f d_f^2)} \quad (12)$$

$$k_L = \frac{Q_L \ln \frac{x_0}{x_1}}{A_m} \quad (13)$$

Sh and Re adalah bilangan Sherwood dan bilangan Reynolds, a and b konstanta yang diperoleh dari hasil, k_L , D dan v

adalah koefisien perpindahan massa, koefisien difusi gas dan viskositas kinematik di fasa cair.

3. Formulasi dan penyelesaian numerik

Dari hasil eksperimen proses pemisahan oksigen terlarut dari dalam air melalui kontaktor membran serat berongga terdahulu diperoleh korelasi perpindahan massa yang terdapat di dalam kontaktor yaitu,

$$Sh = 0,0138 \varphi^{-0,43} Re^{0,81} Sc^{0,33} \quad (14)$$

Substitusi Persamaan (7) dan (13) ke Persamaan (14) kemudian disusun ulang menjadi,

$$0,0138 \varphi^{-0,43} Re^{0,81} Sc^{0,33} - \frac{d_e Q_L \ln \frac{x_0}{x_1}}{DA_m} = 0 \quad (15)$$

Persamaan (15) adalah fungsi objektif yang harus diselesaikan untuk mendapatkan nilai jumlah serat yang terdapat di dalam kontaktor membran n_f . Dari Persamaan (15) diketahui bahwa φ , Re , d_e dan A_m merupakan fungsi dari jumlah serat yang terdapat di dalam kontaktor, n_f dan persamaan tersebut dapat diselesaikan dengan metoda biseksi (*bisection method*) untuk mendapatkan nilai n_f . Indeks kinerja selanjutnya dapat dihitung menggunakan Persamaan (3) yang selanjutnya dapat digunakan untuk menentukan kondisi optimum proses pemisahan oksigen terlarut dari dalam air seperti diameter selongsong dan serat.

4. Hasil dan Pembahasan

Meminimalkan biaya per perpindahan massa akan digunakan untuk menentukan kondisi optimum dari kontaktor membran serat berongga untuk memisahkan oksigen terlarut dari air melalui proses vakum. Korelasi empirik yang diperoleh dari eksperimen sebelumnya digunakan untuk menentukan besarnya perpindahan massa yang terjadi di dalam kontaktor.

Besaran parameter-parameter dan sifat fisika yang digunakan untuk menentukan

kondisi optimum adalah: $l=40$ cm, $x_0=6$ ppm, $x_1=3$ ppm, $Q_L=100$ L/Jam, $D=2.28 \times 10^{-5}$ cm²/s, $v_t=0.01$ cm²/s, and $b_f=0.05$ US\$/kWh. Beberapa asumsi yang digunakan agar proses perhitungan menjadi valid adalah:

- Korelasi perpindahan oksigen di dalam kontaktor di dapat dari eksperimen seperti diberikan pada Persamaan (15)
- Biaya pemompaan cairan jauh lebih besar dibanding biaya pemompaan untuk gas sehingga biaya pemompaan hanya diperhitungkan untuk biaya pemompaan cairan
- Korelasi perpindahan massa di dalam kontaktor diasumsikan independen terhadap diameter serat.

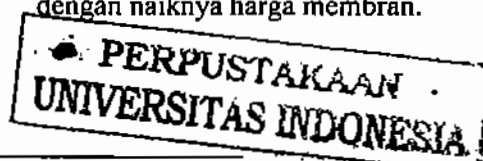
Gambar 1 memperlihatkan pengaruh diameter selongsong d_p kontaktor terhadap jumlah serat n_f dan fraksi kepadatan membrannya ϕ . Jumlah serat naik dan fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor turun dengan naiknya diameter selongsong kontaktor. Naiknya diameter selongsong kontaktor akan menyebabkan naiknya diameter ekuivalen kontaktor d_e , dan sesuai dengan Persamaan (5) dan (6) koefisien perpindahan massa k_L akan turun. Selanjutnya berdasarkan Persamaan (13) turunnya nilai koefisien perpindahan massa disebabkan naiknya luas permukaan serat membran yang digunakan bila variabel lainnya yang ada di persamaan tersebut tetap. Bertambahnya luas permukaan serat membran berarti pula bertambahnya jumlah serat yang terdapat di dalam kontaktor. Namun demikian fraksi kepadatan membran di dalam kontaktor turun dengan bertambah besarnya diameter selongsong walaupun jumlah seratnya naik karena fraksi kepadatan membran berbanding terbalik dengan kuadrat diameter selongsong dan hanya berbanding lurus dengan jumlah serat seperti diperlihatkan pada Persamaan (10).

Gambar 2 memperlihatkan pengaruh diameter selongsong d_p kontaktor terhadap Luas permukaan membran A_m dan penurunan tekanan air ΔP di dalam

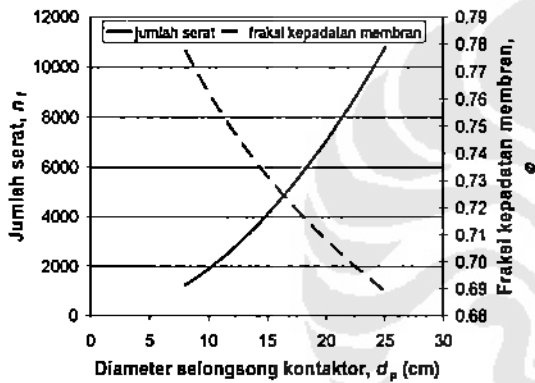
kontaktor. Luas permukaan membran naik dan penurunan tekanan berkurang dengan naiknya diameter selongsong kontaktor. Seperti dijelaskan sebelumnya bahwa kenaikan diameter selongsong akan menyebabkan turunnya koefisien perpindahan massa di dalam kontaktor sehingga luas permukaan membran akan bertambah sesuai dengan Persamaan (10). Naiknya diameter selongsong juga akan menyebabkan kecepatan linear cairan di dalam kontaktor turun seperti dinyatakan dalam Persamaan (12) yang selanjutnya akan menyebabkan berkurangnya penurunan tekanan cairan tersebut di dalam kontaktor seperti dinyatakan dalam Persamaan (4). Jadi bisa dilihat disini bahwa kenaikan luas permukaan membran diikuti dengan berkurangnya penurunan tekanan yang terjadi di dalam kontaktor.

Kenaikan membran berarti juga akan mengakibatkannya bertambah besarnya investasi yang diperlukan bagi penyediaan membran, dilain pihak berkurangnya penurunan tekanan yang terjadi juga menyebabkan berkurangnya biaya operasi yang diperlukan untuk memompa cairan ke dalam kontaktor. Oleh karenanya dalam menentukan kondisi optimum oprasi kontaktor membran serat berongga akan sangat dipengaruhi oleh harga membran persatuan luas per satuan waktu dan juga harga energi yang bisa diekivalenkan dengan harga biaya listrik per kWh.

Gambar 3 memperlihatkan efek diameter selongsong kontaktor terhadap biaya membran, biaya pemompaan dan biaya total dimana harga membran \$20, \$30 dan \$40/m²-th [9] dan biaya listrik 0.05 \$/kWh. Pada gambar tersebut biaya membran diwakili oleh m20, m30 dan m40, biaya pemompaan yang independen terhadap biaya membran diwakili oleh p dan biaya total diwakili oleh t20, t30 dan t40 untuk biaya membran \$20, \$30 dan \$40/m²-th. Dari Gambar 3 terlihat bahwa biaya membran naik dan biaya pemompaan turun dengan naiknya diameter selongsong kontaktor. Sementara untuk diameter selongsong yang sama biaya membran naik dengan naiknya harga membran.

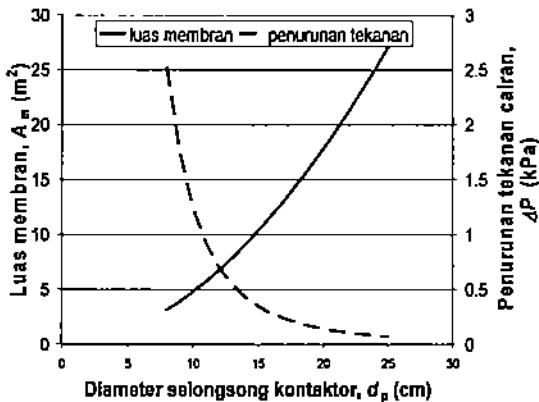


Gambar 4 memperlihatkan variasi indeks kinerja η terhadap diameter selongsong kontaktor d_p . Dengan naiknya harga membran per satuan luas per tahun a_i , akan meningkatkan biaya membran pada diameter selongsong kontaktor yang sama seperti diperlihatkan pada Gambar 3. Akan tetapi biaya total yang terdiri dari biaya membran dan biaya pemompaan akan turun seiring dengan turunnya diameter selongsong sebelum biaya pemompaan cairan menjadi sangat dominan. Nilai optimum indeks kinerja terletak pada diameter selongsong antara 10 – 13 cm untuk tingkat pemisahan seperti telah disebutkan pada awal seksi ini.



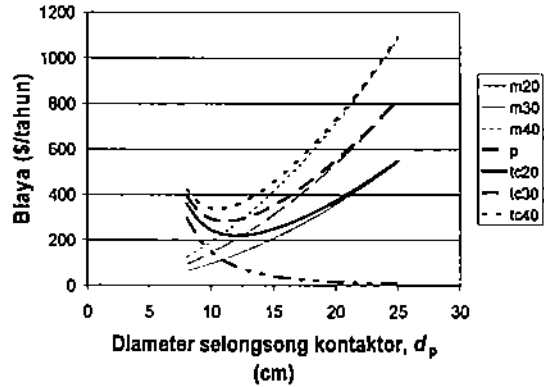
Gambar 1.

Variasi Jumlah Serat, n_r dan Fraksi Kepadatan Membran di Dalam Kontaktor, ϕ Terhadap Diameter Selongsong Kontaktor, d_p .



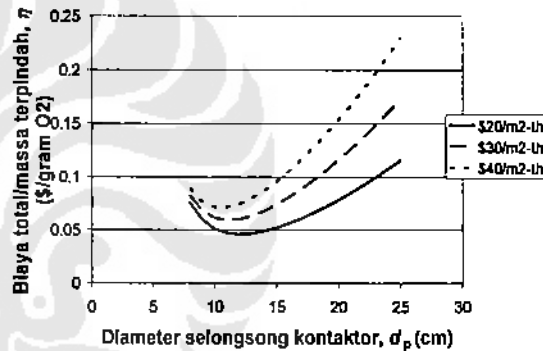
Gambar 2.

Variasi Penurunan Tekanan Cairan, ΔP dan Fraksi Kepadatan Membran, ϕ Terhadap Diameter Selongsong Kontaktor, d_p .



Gambar 3.

Variasi Biaya Membran (m_{20} , m_{30} dan m_{40}), Biaya Pemompaan (p) dan Biaya total (t_{c20} , t_{c30} dan t_{c40}) Terhadap Diameter Selongsong Kontaktor, d_p .



Gambar 4.

Variasi Total Biaya Per Perpindahan Massa, η Terhadap Diameter Selongsong Kontaktor, d_p .

5. Kesimpulan

Studi ini telah dilakukan untuk mengevaluasi diameter selongsong optimum kontaktor membran serat berongga sebagai fungsi harga membran per satuan luas per tahun. Kondisi optimum dalam studi ini dilakukan dua tahap, pertama menentukan jumlah serat optimum di dalam kontaktor dan selanjutnya mengoptimasikan diameter selongsong kontaktor berdasarkan nilai total biaya per massa gas yang dipindahkan yang minimum. Biaya membran mendominasi biaya total pada diameter selongsong kontaktor yang besar, sementara biaya pemompaan mendominasi biaya total pada diameter selongsong yang kecil.

Diameter optimum selongsong kontaktor turun dengan naiknya harga membran.

Daftar Notasi

a	Area per volume [m^2m^{-3}]
a_f	Harga membran per satuan luas per tahun [$\$m^{-2}th^{-1}$]
A_m	Luas membran [m^2]
b_f	Harga energi [$\$kWh^{-1}$]
c_l	Konsentrasi cairan [kgm^{-3}]
d_e	Diameter ekuivalen [m]
d_f	Diameter serat [m]
d_p	Diameter selongsong kontaktor [m]
D	Koefisien difusivitas [m^2det^{-1}]
f	Factor friksi
k_l	Koefisien perpindahan massa di fasa cair [$mdet^{-1}$]
l_m	Panjang serat [m]
n_f	Jumlah serat
Q_L	Laju alir air [m^3det^{-1}]
Re	Bilangan Reynolds
Sc	Bilangan Schmidt
Sh	Bilangan Sherwood
t	waktu [det]
v_l	Kecepatan linear air [$mdet^{-1}$]
x_0	Konsentrasi oksigen terlarut dalam air yang masuk kontaktor [kgm^{-3}]
x_1	Konsentrasi oksigen terlarut dalam air yang keluar dari kontaktor [kgm^{-3}]
ΔP	penurunan tekanan [Pa]
η	index kinerja
φ	fraksi kepadatan membran
μ	viskositas [Pa.det]
ν	viskositas kinematik [m^2det^{-1}]
ρ	densitas cairan [kgm^{-3}]

Daftar Acuan

- [1]. Gabelman, A., and Hwang, S.T., Hollow fibre membrane contactors, *Journal of Membrane Science*, 159 (1999), 61-106.
- [2]. Marriot, J., and Sorensen, E., The optimal design of membrane systems,

Chemical Engineering Science, 58 (2003), 4991 – 5004.

- [3]. Wickramasinghe, S.R., Semmens, M.J., and Cussler, E.L., Hollow fibre modules made with hollow fibre fabric, *Journal of Membrane Science*, 84 (1993), 1-14.
- [4]. Wickramasinghe, S.R., Garcia, J.D., and Han, Binbing, Mass and momentum transfer in hollow fibre blood oxygenators, *Journal of Membrane Science*, 208 (2002), 247-256.
- [5]. Matsuda, N., and Sakai, K., Blood flow and oxygen transfer rate of an outside blood flow membrane oxygenator, *Journal of Membrane Science*, 170 (2000), 153 –158.
- [6]. Catapano, G., Papenfuss, H.D., Wodetzki, A., and Baurmeister, U., Mass and momentum transport in extra-luminal flow (ELF) membrane devices for blood oxygenation, *Journal of Membrane Science*, 184 (2001), 123-135.
- [7]. Wickramasinghe, S.R., Semmens, M.J., and Cussler, E.L., Better hollow fibre contactors, *Journal of Membrane Science*, 62 (1991), 371-388.
- [8]. Semmens, M.J., Qin, R., Zander, A., Using a microporous hollow fibre membrane to separate VOCs from water, *Journal AWWA*, (1989), 162-167.
- [9]. Hao, J., Rice, P.A., and Stern, S.A., Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂-selective polymer membranes, Part I. Process design and economics of membrane stages without recycle streams. *Journal of Membrane Science*, 209 (2002), 177-206.

Acknowledgement

Studi ini dibiayai oleh Hibah Bersaing Dikti tahun anggaran 2007 dengan Kontrak No. 277H/DRPM-UI/N1.4/2007.