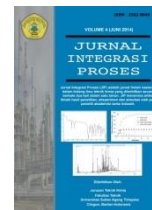




JURNAL INTEGRASI PROSES

Website: <http://jurnal.untirta.ac.id/index.php/jip>

Submitted : 29 April 2025

Revised : 27 May 2025

Accepted : 12 June 2025

OPTIMASI DISTILASI EKSTRAKTIF CAMPURAN METILAL-METANOL MENGGUNAKAN PELARUT DIMETILFORMAMIDA (DMF) DAN ETILEN GLIKOL

Yansen Hartanto^{1*}, Steven Valentino¹, Adithya Margif Reinhard Tangka¹, Herry Santoso²

¹Pusat Studi Konversi Energi Terbarukan, Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Rekayasa, Universitas Katolik Parahyangan, Bandung, 40141, Indonesia

²Pusat Studi Teknologi Air dan Pengolahan Limbah, Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Rekayasa, Universitas Katolik Parahyangan, Bandung, 40141, Indonesia

*Email: yansen_hartanto@unpar.ac.id

Abstrak

Dalam industri kimia tidak semua campuran dapat dipisahkan menggunakan distilasi biasa karena memiliki titik azeotrop. Salah satu campuran azeotrop, yaitu metilal-metanol yang dijumpai pada industri farmasi dan kosmetik. Penelitian ini meliputi perancangan dan optimasi distilasi ekstraktif menggunakan pelarut dimetilformamida (DMF) dan etilen glikol. Optimasi dilakukan secara bertahap dengan fungsi objektif yang digunakan, yaitu *Total Annual Cost* (TAC). Untuk pelarut DMF, desain optimal diperoleh saat jumlah tahap kolom pertama (N_1) = 21, letak masukan umpan kolom pertama (N_{F1}) = 11, letak masukan pelarut kolom pertama (N_{S1}) = 4, jumlah tahap kolom kedua (N_2) = 13 dan letak masukan umpan kolom kedua (N_{F2}) = 6. Untuk pelarut etilen glikol, desain optimal adalah jumlah tahap kolom pertama (N_1) = 20, letak masukan umpan kolom pertama (N_{F1}) = 7, letak masukan pelarut kolom pertama (N_{S1}) = 6, jumlah tahap kolom kedua (N_2) = 6 dan letak masukan umpan kolom kedua (N_{F2}) = 3. Setelah dilakukan optimasi, diketahui bahwa pelarut DMF merupakan pelarut yang lebih ekonomis dengan TAC sebesar \$27.099,86/tahun dibandingkan dengan pelarut etilen glikol yang menghasilkan TAC sebesar \$28.567,92/tahun.

Kata Kunci: Azeotrop; Distilasi ekstraktif; Optimasi; *Total annual cost*

Abstract

In the chemical industry, not all mixtures can be separated using ordinary distillation because they have an azeotropic point. One of the azeotropic mixtures is methylal-methanol, which is found in the pharmaceutical and cosmetic industries. This study includes designing and optimizing extractive distillation using dimethylformamide (DMF) and ethylene glycol solvents. Optimization is carried out sequentially with the objective function being total annual cost (TAC). For DMF solvent, the optimal design is obtained when the number of first column stages (N_1) = 21, the feed location of the first column (N_{F1}) = 11, the solvent location of the first column (N_{S1}) = 4, the number of second column stages (N_2) = 13 and the feed location of the second column (N_{F2}) = 6. For ethylene glycol solvent, the optimal design is the number of first column stages (N_1) = 20, the feed location of the first column (N_{F1}) = 7, the solvent location of the first column (N_{S1}) = 6, the number of second column stages (N_2) = 6 and the feed location of the second column (N_{F2}) = 3. After optimization, it is known that DMF solvent is a more economical solvent with a TAC of \$27,099.86/year compared to ethylene glycol solvent, which produces a TAC of \$28,567.92/year.

Keywords: Azeotrope; Extractive distillation; Optimization; *Total annual cost*

1. PENDAHULUAN

Distilasi adalah teknik pemisahan dua atau lebih campuran senyawa ke dalam fraksi komponennya dalam kemurnian yang tinggi berdasarkan perbedaan volatilitas relatif antarkomponen. Walaupun distilasi banyak digunakan dalam industri kimia, tetapi tidak semua campuran dapat dipisahkan menggunakan distilasi sederhana karena memiliki titik azeotrop atau memiliki perbedaan volatilitas yang cukup rendah (Zhao, 2022). Azeotrop merupakan suatu titik di mana cairan dan uap memiliki komposisi yang sama. Sifat azeotrop ini menyebabkan tidak terjadinya perubahan dalam komposisi cairan dan uap sepanjang *tray* atau *packing* dalam kolom distilasi sehingga tidak bisa diperoleh produk dengan kemurnian yang tinggi. Untuk mengatasi keterbatasan dari distilasi sederhana dikembangkan juga teknik distilasi yang dapat memisahkan campuran azeotrop, seperti distilasi perubahan tekan, distilasi ekstraktif, dan distilasi azeotropik heterogen (Luyben dan Chien, 2010).

Distilasi ekstraktif digunakan untuk memisahkan campuran azeotrop atau campuran dengan titik didih berdekatan yang tidak dapat dipisahkan menggunakan distilasi biasa. Pada pemisahan ini, pelarut/*entrainer* ditambahkan untuk meningkatkan perbedaan volatilitas relatif (Langston et al., 2005, Qin et al., 2013). Distilasi ekstraktif umum digunakan untuk memisahkan campuran azeotrop pada berbagai industri, seperti industri kimia, petrokimia, farmasi, dan industri pemurnian (Aquilon, et al., 2023). Salah satu contoh campuran azeotrop yang dapat dipisahkan dengan distilasi ekstraktif adalah campuran metilal-metanol. Campuran ini dapat ditemui dalam berbagai industri, seperti industri kosmetik, pembersih maupun farmasi karena metilal sendiri memiliki peran penting sebagai pelarut dalam industri-industri tersebut (Dong, et al., 2018).

Metilal (dimetoksimetana) banyak digunakan di berbagai industri karena kemampuan melarutkan yang baik, viskositas yang rendah, tegangan permukaan rendah, dan laju penguapan yang sangat tinggi. Zat ini dapat digunakan dalam produksi berbagai macam bahan, seperti aerosol, parfum, dan cat (Satoh dan Yukio, 2002). Metilal umumnya diproduksi dari reaksi metanol dengan formaldehid. Reaksi tersebut merupakan reaksi kesetimbangan sehingga produksi metilal dibatasi oleh kesetimbangan kimia. Produk reaktor akan mengandung metanol dan metilal yang membentuk titik azeotrop (Weidert et al., 2017).

Studi terkait pemisahan metilal dan metanol sudah pernah dilakukan oleh peneliti sebelumnya. Pada penelitian yang dilakukan oleh Carretier et al. (2003), pemisahan metilal-metanol dilakukan menggunakan proses membran pervaporasi dengan variasi kondisi operasi. Pemisahan menggunakan metode ini mengalami degradasi dan permeabilitas yang rendah. Penelitian lain dilakukan oleh Wang et al. (2012) yang menggunakan distilasi ekstraktif dengan pelarut dimetilformamida (DMF). Kemurnian metilal yang didapatkan sebesar 99,9% (b/b), namun umpan yang digunakan masih cukup jauh di bawah titik azeotrop yang umumnya dicapai jika ada pemisahan awal

menggunakan distilasi biasa. Penelitian lain yang dilakukan oleh Liu et al. (2012) mempelajari pemisahan metilal-metanol yang dilengkapi dengan integrasi proses antara distilasi katalitik dan distilasi ekstraktif pada satu kolom yang sama dan menggunakan air sebagai pelarut. Hasil kemurnian metilal yang didapatkan masih di bawah 99% (b/b) karena mengandung air sebagai pengotor pada aliran metilal. Penelitian yang dilakukan oleh Dong et al. (2018) mempelajari penggunaan *entrainer* etilen glikol pada distilasi ekstraktif. Umpan yang digunakan sudah mendekati titik azeotrop metilal-metanol dan diperoleh metilal dengan kemurnian tinggi (99,9% (b/b)). Studi juga dilakukan untuk melihat pengaruh rasio refluks, jumlah tahap dan jumlah pelarut. Tetapi belum dilakukan optimasi untuk meminimumkan biaya yang dibutuhkan.

Pada penelitian ini akan dilakukan optimasi distilasi ekstraktif menggunakan dua jenis *entrainer*/pelarut, yaitu etilen glikol dan dimetilformamida (DMF) dalam memisahkan campuran metilal-metanol dengan komposisi yang mendekati titik azeotrop (95% berat metilal). Fungsi objektif yang digunakan dalam optimasi yaitu *total annual cost* (TAC). Pemilihan kedua pelarut tersebut didasari oleh selektivitas dan kapabilitas yang lebih baik dibandingkan dengan pelarut lain, seperti etanolamina, sulfolan, dan *N-methyl-2-pyrrolidinone*/NMP (Dong et al., 2018), serta masih minimnya data-data untuk pelarut lainnya. Variabel desain distilasi ekstraktif seperti jumlah tahap dan lokasi umpan masuk akan dioptimasi untuk mendapatkan biaya yang paling rendah. Produk metilal yang dihasilkan diharapkan memiliki kemurnian 99,9% berat.

2. BAHAN DAN METODE

Penelitian ini dilaksanakan menggunakan bantuan simulator Aspen Plus v14. Model termodinamika yang digunakan yaitu NRTL karena mampu memodelkan distilasi ekstraktif campuran metilal-metanol dengan baik (Wang, et al. 2012). Model kolom distilasi yang digunakan adalah *Radfrac*. Penelitian ini terdiri dari dua tahapan, yaitu desain awal distilasi ekstraktif dan optimasi desain.

2.1 Desain Awal Distilasi Ekstraktif

Desain awal mengacu pada data yang diberikan oleh Wang et al. (2012) untuk pelarut DMF dan Dong, et al. (2018) untuk pelarut etilen glikol. Distilasi ekstraktif menggunakan dua kolom, yaitu kolom pertama yang disebut dengan *extractive distillation column* (EDC) dan kolom kedua yang disebut dengan *solvent recovery column* (SRC). Desain awal disajikan pada Tabel 1 dan Tabel 2. Pada tahap awal, kondisi umpan pada pelarut DMF yaitu laju alir 3.000 kg/jam, suhu 25 °C dan tekanan 1 bar. Komposisi umpan yang digunakan yaitu 86% (b/b) metilal dan sisanya metanol. Sedangkan pada pelarut etilen glikol menggunakan laju alir umpan 100 kg/jam pada suhu 25 °C dan tekanan 1 bar. Umpan mengandung metilal sebanyak 95% dan sisanya metanol.

Pada simulasi ini menggunakan beberapa asumsi yaitu:

1. Proses pemisahan berlangsung secara tunak (*steady state*).
2. Hilang tekanan dalam peralatan tidak diperhitungkan.
3. *Payback period* (PBP) yang digunakan 3 tahun.
4. Harga peralatan dan harga utilitas di dalam analisis ekonomi diperhitungkan pada tahun 2025.

2.2 Optimasi Desain

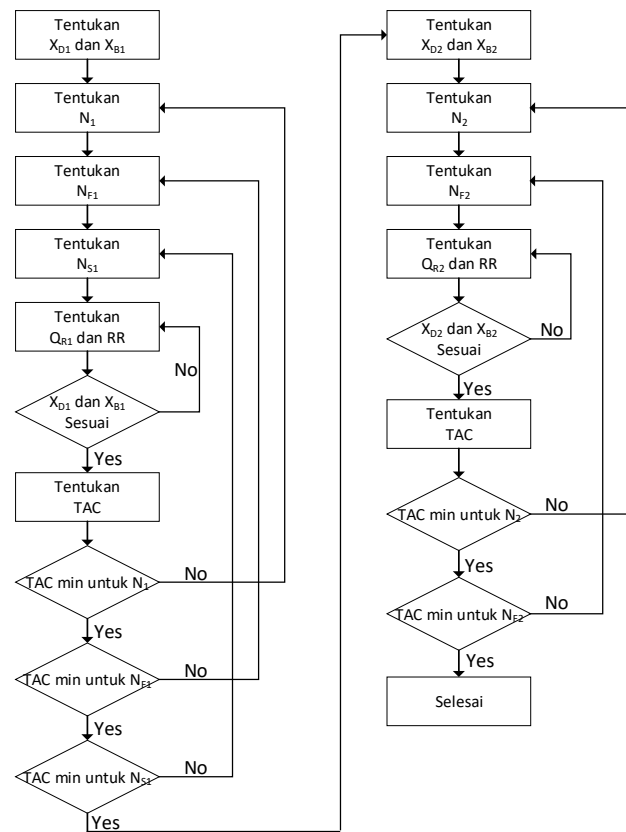
Optimasi dilakukan secara bertahap (*sequential optimization*) untuk mendapatkan biaya yang paling rendah. Fungsi objektif yang digunakan yaitu total dari biaya kapital dan biaya operasi yang dikenal dengan *total annual cost* (TAC). Variabel yang dioptimasi yaitu jumlah tahap EDC (N_1), lokasi umpan masuk EDC (N_{F1}), lokasi palarut masuk EDC (N_{S1}), jumlah tahap SRC (N_2) dan lokasi umpan masuk SRC (N_{F2}). Prosedur optimasi untuk EDC dan SRC disajikan pada Gambar 1.

Tabel 1. Desain awal distilasi ekstraktif dengan palarut DMF (Wang et al., 2012)

Kolom 1: EDC	
Jumlah tahap (N_1)	52
Lokasi umpan masuk (N_{F1})	42
Lokasi palarut masuk (N_{S1})	4
Beban <i>reboiler</i> (Q_{R1}), kW	782,6
Kemurnian metilal, % (b/b)	99,9
Kolom 2: SRC	
Jumlah tahap (N_2)	20
Lokasi umpan masuk (N_{F2})	9
Beban <i>reboiler</i> (Q_{R2}), kW	255,1
Kemurnian metanol, % (b/b)	97,7

Tabel 2. Desain awal distilasi ekstraktif dengan palarut etilen glikol (Dong, et al., 2018)

Kolom 1: EDC	
Jumlah tahap (N_1)	11
Lokasi umpan masuk (N_{F1})	7
Lokasi palarut masuk (N_{S1})	3
Beban <i>reboiler</i> (Q_{R1}), kW	23,55
Kemurnian metilal, % (b/b)	99,9
Kolom 2: SRC	
Jumlah tahap (N_2)	4
Lokasi umpan masuk (N_{F2})	3
Beban <i>reboiler</i> (Q_{R2}), kW	11,87
Kemurnian metanol, % (b/b)	96,4

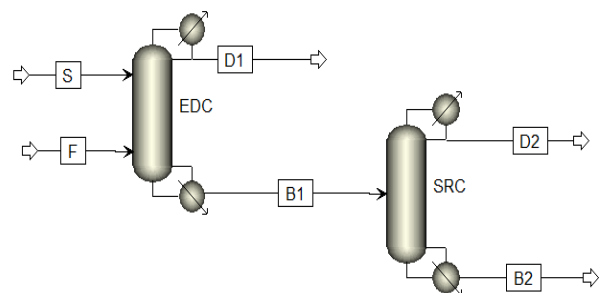


Gambar 1. Prosedur optimasi secara bertahap (*sequential optimization*)

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1 Desain Awal Distilasi Ekstraktif

Distilasi ekstraktif menggunakan dua kolom distilasi, yaitu *extractive distillation column* (EDC) dan *solvent recovery column* (SRC). Pada EDC terjadi distilasi sekaligus ekstraksi. Palarut akan melarutkan metanol dan menjadi produk bawah (B1), sehingga diperoleh distilat (D1) dengan kemurnian metilal yang tinggi. Pada SRC terjadi pemisahan antara metanol dan palarut. Metanol akan menjadi distilat (D2) sedangkan palarut akan menjadi produk bawah (B2). Diagram alir distilasi ekstraktif disajikan dalam Gambar 2.



Gambar 2. Diagram alir distilasi ekstraktif

Hasil desain awal berupa kemurnian produk serta beban *reboiler* pada penelitian ini disajikan dalam Tabel 3 dan Tabel 4.

Tabel 3. Hasil simulasi pada pelarut DMF

Variabel	Penelitian ini	Penelitian Wang et al. (2012)	%-error
%metilal	99,9	99,9	0
%metanol	97,7	97,7	0
Q _{R1} (kW)	735,3	782,6	6
Q _{R2} (kW)	254,2	255,1	0,3

Tabel 4. Hasil simulasi pada pelarut etilen glikol

Variabel	Penelitian ini	Penelitian Dong et al. (2018)	%-error
%metilal	99	99,9	0,9
%metanol	96,4	96,4	0
Q _{R1} (kW)	23,55	22,46	4,63
Q _{R2} (kW)	11,87	11,76	0,93

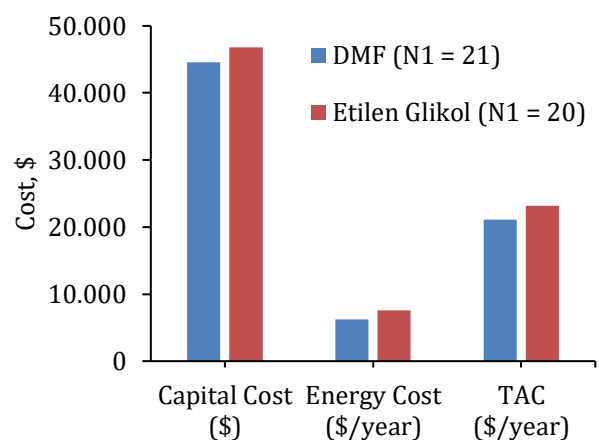
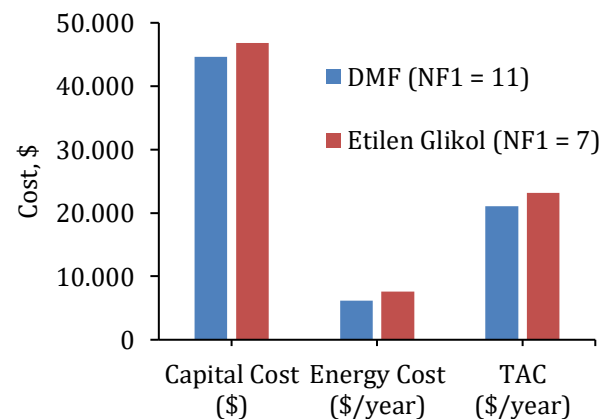
Dari Tabel 3 dan Tabel 4 terlihat jika hasil penelitian ini telah mendekati hasil yang diperoleh oleh penelitian Wang et al. (2012) dan penelitian Dong et al. (2018). Hal ini terlihat dari nilai %-error yang cukup rendah (< 10%). Hasil di atas masih menggunakan data yang diberikan oleh literatur sehingga laju alir umpan yang digunakan masih berbeda. Pada pelarut DMF menggunakan laju umpan sebesar 3.000 kg/jam sedangkan pada pelarut etilen glikol menggunakan laju umpan sebesar 100 kg/jam. Komposisi umpan yang digunakan juga masih berbeda. Pada pelarut DMF menggunakan 86% (b/b) metilal sedangkan pada pelarut etilen glikol menggunakan 95% (b/b) metilal. Untuk optimasi digunakan laju umpan yang sama yaitu 100 kg/jam dan komposisi umpan yang sama (95% (b/b) metilal dan 5% (b/b) metanol) Kemurnian metilal yang dihasilkan juga dibuat sama sebesar 99,9% (b/b).

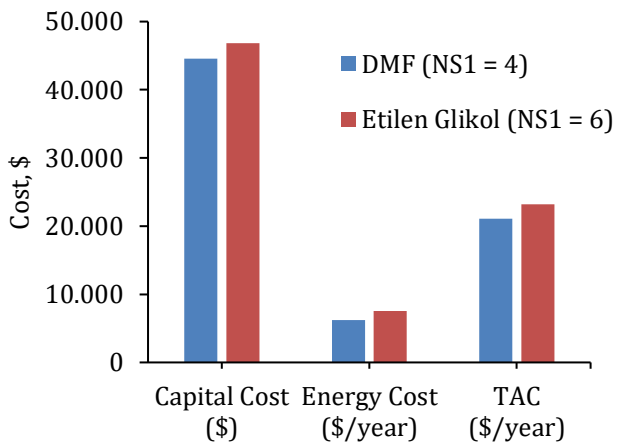
3.2 Optimasi Desain

Optimasi dilakukan secara bertahap dimulai dari kolom pertama (EDC), dilanjutkan dengan kolom kedua (SRC). Variabel desain yang dioptimasi meliputi jumlah tahap kolom EDC (N_1), lokasi umpan masuk kolom EDC (N_{F1}), lokasi pelarut masuk EDC (N_{S1}), jumlah tahap kolom SRC (N_2), dan lokasi umpan masuk kolom SRC (N_2). Prosedur lengkap optimasi disajikan dalam Gambar 1. Optimasi secara bertahap terus dilakukan untuk kelima variabel yang dioptimasi hingga diperoleh variabel desain yang bernilai konstan. Fungsi objektif yang digunakan dalam optimasi yaitu *total annual cost* (TAC). Penentuan TAC disajikan dalam Tabel 5. Hasil optimasi untuk kelima variabel disajikan dalam Gambar 3 s.d. Gambar 7.

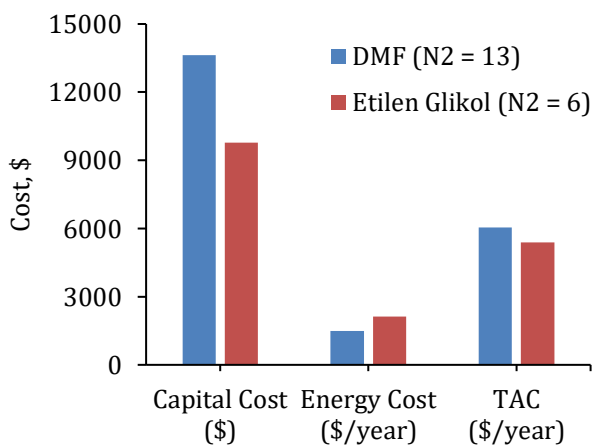
Tabel 5 Perhitungan TAC

Parameter	Nilai
<i>Condensers</i>	
Heat transfer coefficient	0,852 kW/K.m ²
Differential temperature	13,9 K
Capital cost	7296 (area in m ²) ^{0,65}
<i>Reboilers</i>	
Heat transfer coefficient	0,586 kW/K.m ²
Differential temperature	34,8 K
Capital cost	7296 (area in m ²) ^{0,65}
Column capital cost	17640[D in meters] ^{1,066} [L in meters] ^{0,802}
Energy cost	\$4,7/10 ⁶ kJ
Payback period (PBP)	3 years
TAC	$\frac{\text{capital cost}}{\text{PBP}} + \text{energy cost}$

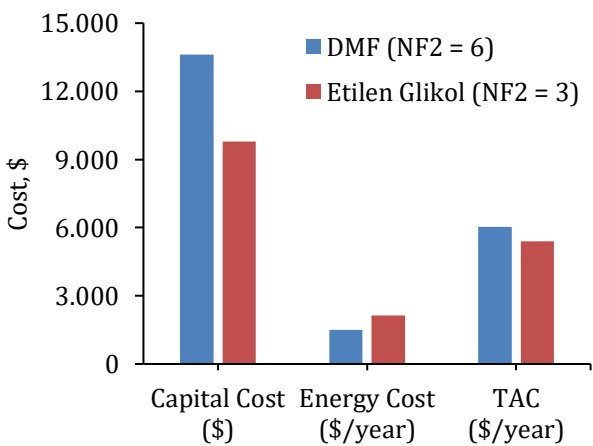
**Gambar 3.** Hasil optimasi jumlah tahap EDC (N_1)**Gambar 4.** Hasil optimasi lokasi umpan masuk EDC (N_{F1})



Gambar 5. Hasil optimasi lokasi pelarut masuk EDC (N_{s1})



Gambar 6. Hasil optimasi jumlah tahap SRC (N₂)



Gambar 7. Hasil optimasi lokasi umpan masuk SRC (N_{F2})

Jumlah tahap (N₁ dan N₂) berpengaruh terhadap biaya kapital dan biaya energi. Semakin besar jumlah tahap maka kolom distilasi akan semakin tinggi sehingga biaya kapital akan makin besar. Sementara naiknya jumlah tahap akan mempermudah proses pemisahan sehingga biaya energi akan lebih murah (Luyben dan Chien, 2010). Hasil optimasi untuk jumlah tahap disajikan dalam Gambar 3 dan Gambar 6. Jumlah tahap kolom EDC yang menghasilkan TAC minimum adalah 21 tahap untuk pelarut DMF dan 20 tahap untuk

pelarut etilen glikol. Sedangkan jumlah tahap SRC yang paling optimum yaitu 13 tahap untuk pelarut DMF dan 6 tahap untuk pelarut etilen glikol. Jumlah tahap merupakan variabel yang paling berpengaruh terhadap TAC jika dibandingkan dengan variabel yang lain.

Lokasi umpan masuk (N_{F1} dan N_{F2}) bisa mempengaruhi biaya kapital, khususnya biaya *reboiler* dan biaya energi. Semakin besar lokasi umpan masuk, maka umpan akan semakin mendekati *reboiler*. Mula-mula biaya kapital dan biaya energi bisa semakin turun seiring dengan turunnya lokasi umpan masuk. Tetapi jika umpan dimasukkan terlalu rendah maka beban panas di *reboiler* akan naik dan kebutuhan area perpindahan panas *reboiler* juga akan makin besar (Luyben dan Chien, 2010, Dong et al., 2018). Hasil optimasi untuk lokasi umpan masuk disajikan dalam Gambar 4 dan Gambar 7. Untuk pengaruh lokasi pelarut serupa dengan lokasi umpan masuk. Hanya saja pelarut diumpankan di bagian atas kolom sehingga biaya kondensor dan kebutuhan energi di kondensor yang sangat dipengaruhi oleh lokasi pelarut masuk. Hasil optimasi lokasi pelarut masuk disajikan dalam Gambar 5.

Dari Gambar 3 s.d. Gambar 7 terlihat perbandingan biaya untuk kedua pelarut yang dikaji. Biaya kapital, biaya energi dan TAC untuk pelarut DMF secara umum lebih rendah dibandingkan pelarut etilen glikol. Hal ini disebabkan oleh selektivitas dan kapasitas DMF yang lebih besar dibandingkan dengan etilen glikol. Walaupun DMF lebih murah tetapi pelarut tersebut bukanlah zat yang ramah terhadap lingkungan jika dibandingkan dengan etilen glikol. DMF lebih sulit terurai dibandingkan dengan etilen glikol serta bisa berbahaya bagi lingkungan jika dosisnya cukup tinggi (Dong et al., 2018). Dari penelitian ini terlihat bahwa *recovery* pelarut bisa dilakukan dengan mudah karena campuran metanol dan pelarut cukup mudah untuk dipisahkan. Pelarut yang didaur ulang memiliki kemurnian 99,9% (b/b) dan jumlah pelarut yang terbuang sangat kecil. Perbandingan TAC keseluruhan untuk EDC dan SRC pada kedua pelarut disajikan dalam Tabel 6.

Tabel 6. Perbandingan TAC untuk pelarut DMF dan etilen glikol

Pelarut	TAC (\$/tahun)		
	EDC	SRC	Total
DMF	21.059,54	6.040,32	27.099,86
Etilen Glikol	23.171,25	5.396,67	28.567,92

4. KESIMPULAN

Pemisahan campuran azeotrop metilal-metanol dengan distilasi ekstraktif dengan variasi dua jenis pelarut telah dilakukan. Metilal yang dihasilkan bisa mencapai kemurnian 99,9% (b/b). Konfigurasi distilasi ekstraktif dioptimasi untuk mendapatkan biaya yang seminimum mungkin. Jumlah tahap, lokasi umpan masuk, dan lokasi *entrainer* masuk mempengaruhi biaya kapital, biaya energi dan *total annual cost* (TAC). Pelarut DMF menghasilkan biaya yang lebih murah

dibandingkan dengan pelarut etilen glikol tetapi DMF bukanlah zat yang ramah lingkungan. Setelah optimasi diperoleh TAC sebesar \$27.099,86/tahun untuk pelarut DMF dan TAC sebesar \$28.567,92/tahun untuk pelarut etilen glikol. Desain optimum untuk pelarut DMF yaitu jumlah tahap kolom pertama (N_1) = 21, letak masukan umpan kolom pertama (N_{F1}) = 11, letak masukan pelarut kolom pertama (N_{S1}) = 4. jumlah tahap kolom kedua (N_2) = 13 dan letak masukan umpan kolom kedua (N_{F2}) = 6. Untuk pelarut etilen glikol, desain optimum yang diperoleh yaitu jumlah tahap kolom pertama (N_1) = 20, letak masukan umpan kolom pertama (N_{F1}) = 7, letak masukan pelarut kolom pertama (N_{S1}) = 6, jumlah tahap kolom kedua (N_2) = 6 dan letak masukan umpan kolom kedua (N_{F2}) = 3.

Penelitian distilasi ekstraktif metilal-metanol ini masih mungkin untuk dikembangkan. Studi tentang pelarut selain DMF dan etilen glikol dapat dilakukan. Integrasi proses seperti *dividing-wall column* (DWC) juga bisa dikaji pada distilasi ekstraktif ini di mana dua kolom distilasi (EDC dan SRC) bisa digabungkan menjadi satu kolom distilasi yang dilengkapi dengan sekat pemisah (*dividing-wall column*).

5. DAFTAR PUSTAKA

- Aquilon, A. F., Cargullo, D. M., Onayan, J., Sarno, J., Molino, V. M., & Lopez, E. C. R. (2023). Recent advances in extractive distillation. *Engineering Proceedings*, 56(1), 11.
- Carretier, E., Moulin, P., Beaujean, M., & Charbit, F. (2003). Purification and dehydration of methylal by pervaporation. *Journal of Membrane Science*, 217(1-2), 159-171.
- Dong, Y., Dai, C., & Lei, Z. (2018). Extractive distillation of methylal/methanol mixture using ethylene glycol as entrainer. *Fluid Phase Equilibria*, 462, 172-180.
- Langston, P., Hilal, N., Shingfield, S., & Webb, S. (2005). Simulation and optimisation of extractive distillation with water as solvent. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 44(3), 345-351.
- Liu, H., Gao, H., Ma, Y., Gao, Z., & Eli, W. (2012). Synthesis of high-purity methylal via extractive catalytic distillation. *Chemical Engineering & Technology*, 35(5), 841-846.
- Luyben, W.L., & Chien, I.L. 2010. Design and control of distillation systems for separating azeotropes. John Wiley & Sons, Inc. New Jersey.
- Qin, J., Ye, Q., Xiong, X., & Li, N. (2013). Control of benzene-cyclohexane separation system via extractive distillation using sulfolane as entrainer. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 52(31), 10754-10766.
- Satoh, S. & Yukio T. (2002). Process for producing methylal. U.S. Patent 6,379,507.
- Wang, Q., Yu, B., & Xu, C. (2012). Design and control of distillation system for methylal/methanol separation. Part 1: extractive distillation using DMF as an entrainer. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 51(3), 1281-1292.
- Weidert, J. O., Burger, J., Renner, M., Blagov, S., & Hasse, H. (2017). Development of an integrated reaction–distillation process for the production of methylal. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 56(2), 575-582.
- Zhao, Z. L. (2022). Industrial applications and types of distillation. *Pharmaceutical Analytical Chemistry*, 7(5), Article 164. <https://doi.org/10.35248/2471-2698.7.164>