

DISTILASI EKSTRAKTIF PADA PEMISAHAN ASETON DAN METANOL

Yansen Hartanto^{1*}, Herry Santoso¹, Sandy Wijaya¹, Andrew Mardone¹

¹Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Katolik Parahyangan
Jalan Ciumbuleuit No. 94 Bandung 40141

*Email: yansen_hartanto@unpar.ac.id

Abstrak

Distilasi merupakan proses pemisahan yang banyak digunakan pada industri kimia. Akan tetapi pemisahan ini tidak bisa digunakan untuk campuran azeotropik. Untuk memisahkan campuran ini distilasi harus dimodifikasi dengan penambahan komponen lain (entrainer) seperti distilasi azeotropik heterogen dan distilasi ekstraktif. Selain itu distilasi juga bisa dilakukan dengan menggunakan dua tekanan yang berbeda seandainya titik azeotrop dipengaruhi oleh tekanan. Pada penelitian ini digunakan campuran aseton dan metanol di mana kedua komponen ini banyak dijumpai pada industri kimia karena banyak digunakan sebagai pelarut. Distilasi yang dikaji pada penelitian ini yaitu distilasi ekstraktif dan entrainer yang digunakan yaitu air. Penelitian ini bertujuan untuk menentukan variabel desain yang optimum seperti jumlah tahap kolom distilasi, lokasi umpan masuk dan lokasi entrainer masuk menggunakan Aspen Plus. Fungsi objektif yang diminimumkan yaitu penjumlahan biaya kapital dan biaya operasi yang dikenal dengan Total Annual Cost (TAC). Dari hasil penelitian ini diperoleh bahwa kondisi optimum diperoleh saat jumlah tahap kolom distilasi pertama sebesar 70, umpan masuk pada tahap ke-61, dan entrainer masuk pada tahap ke-30. Sedangkan desain optimum kolom distilasi kedua yaitu jumlah tahap 26 dan umpan masuk pada tahap ke-13.

Kata Kunci: distilasi, azeotropik, entrainer, TAC.

Abstract

Distillation is a widely used separation process in the chemical industry. However, this separation can not be used for azeotropic mixtures. To separate this mixture, distillation should be modified by the addition of other components (entrainers) such as heterogeneous azeotropic distillation and extractive distillation. This separation can also be carried out using two different pressures in case the azeotropic point is affected by the pressure. In this study a mixture of acetone and methanol is used in which these two components are found in many chemical industries because it is widely used as a solvent. The enhanced distillation studied in this research is extractive distillation using water as entrainer. This study aims to determine the optimum design variabls such as the number of stages of the distillation column, the location of the inlet feed and the entry entrainer location using Aspen Plus. The minimized objective function is the sum of capital costs and operating costs known as Total Annual Cost (TAC). From this study it was found that the optimum conditions were obtained when the number of first distillation column stages was 70, the feed entered at the 61st stage, and the entrainer entered at the 30th stage. While the optimum design of the second distillation column is the number of stages of 26 and the incoming feed at the 13th stage.

Keywords: distillation, azeotropic, entrainer, TAC.

1. PENDAHULUAN

Distilasi adalah proses pemisahan yang paling banyak digunakan pada industri kimia. Proses pemisahan ini didasarkan oleh perbedaan kemudahan menguap relatif antara komponen yang akan dipisahkan (Perry dan Green, 2008). Distilasi biasa tidak bisa digunakan untuk memisahkan campuran yang membentuk titik azeotrop. Distilasi harus dimodifikasi terlebih dahulu untuk memisahkan campuran azeotrop. Modifikasi distilasi bisa dilakukan dengan menambahkan komponen lain yang dikenal dengan entrainer. Distilasi termodifikasi dengan penambahan entrainer ini dikenal dengan distilasi azeotropik heterogen dan distilasi ekstraktif. Distilasi juga bisa dilakukan menggunakan dua kolom yang dioperasikan pada tekanan berbeda. Hal ini bisa dilakukan jika tekanan berpengaruh secara signifikan terhadap titik azeotrop (Smith, 2005).

Campuran azeotrop yang banyak dijumpai dalam industri kimia yaitu campuran aseton dan metanol. Kedua komponen tersebut merupakan zat yang banyak digunakan sebagai pelarut (Gil dkk., 2009). Berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Luyben (2008), distilasi ekstraktif merupakan cara pemisahan yang paling baik dibandingkan dengan metode yang lain. Entrainer yang digunakan yaitu air karena zat yang paling murah jika dibandingkan entrainer yang lain (Gil dkk., 2009).

Beberapa penelitian mengenai distilasi ekstraktif menggunakan air pada pemisahan campuran aseton dan metanol sudah pernah dilakukan. Penelitian oleh Langston dkk. (2005) menghasilkan konfigurasi distilasi ekstraktif yang menghasilkan produk dengan kemurnian yang telah memenuhi spesifikasi ASTM (99%). Akan tetapi penelitian tersebut masih menggunakan model termodinamika yang sederhana seperti model koefisien aktivitas Wilson. Penelitian oleh Luyben (2008) juga sudah menghasilkan spesifikasi produk yang sesuai dengan ASTM tetapi menggunakan umpan ekuimolar antara aseton dan metanol. Penelitian oleh Gil dkk. (2009) menggunakan umpan campuran aseton-metanol yang berada pada titik azeotrop untuk meminimumkan biaya energi dan peralatan pada distilasi ekstraktif. Kemurnian produk juga sudah memenuhi spesifikasi dan optimasi juga sudah dilakukan. Akan tetapi fungsi objektif yang dilakukan hanya memperhitungkan biaya utilitas yang terlihat dari beban kondensor dan reboiler.

Penelitian ini merupakan pengembangan dari sejumlah penelitian yang telah dilakukan. Umpan yang digunakan berada pada titik azeotrop, model termodinamika menggunakan model yang kompleks yaitu UNIQUAC, dan fungsi objektif yang digunakan yaitu *Total Annual Cost* (TAC) dimana biaya peralatan juga diperhitungkan disamping dengan biaya utilitas. Kemurnian produk aseton dan metanol juga dijaga agar memenuhi spesifikasi ASTM. Tujuan penelitian ini yaitu mendapatkan desain optimum seperti jumlah tahap kolom distilasi, lokasi umpan masuk dan lokasi entrainer masuk pada kolom distilasi. Kondisi optimum diperoleh saat nilai TAC seminimum mungkin.

2. METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini terdiri dari 2 tahap, yaitu validasi model dan optimasi desain.

2.1 Validasi Model

Penelitian diawali dengan membuat model distilasi ekstraktif pada Aspen Plus menggunakan data yang diberikan oleh Gil dkk (2009). Hal ini dilakukan untuk membandingkan hasil yang diperoleh dengan hasil dari literatur sebagai validasi model distilasi ekstraktif sebelum penelitian dilanjutkan ke tahap optimasi desain. Jika hasil penelitian ini sudah memberikan hasil yang sama dengan literatur maka penelitian bisa dilanjutkan ke tahap optimasi.

Data yang digunakan dalam pembuatan model distilasi ekstraktif ini disajikan dalam Tabel 1.

Tabel 1 Data Distilasi Ekstraktif (Gil dkk, 2009)

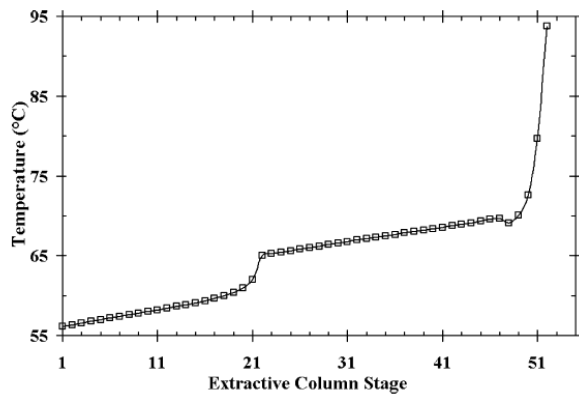
Variabel Desain	Kolom Pertama
Jumlah Tahap	52
Lokasi umpan masuk	48
Lokasi entrainer masuk	22
Rasio refluks	5
Kondensor	Total
Tekanan bagian atas (atm)	1
Pressure drop tiap tahap (atm)	0,01
Laju distilat (kmol/h)	76

Spesifikasi umpan yang terdiri dari campuran aseton-metanol serta aliran entrainer (air) disajikan dalam Tabel 2.

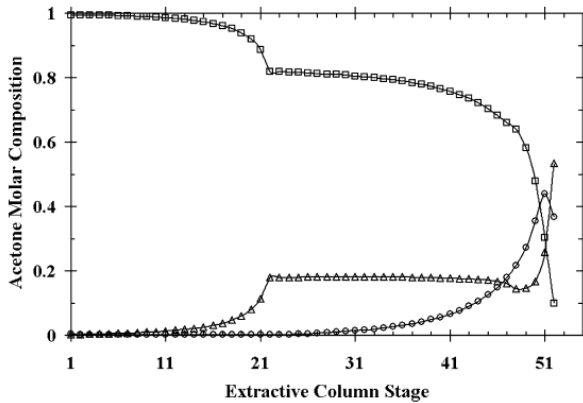
Tabel 2 Spesifikasi Umpan (Gil dkk, 2009)

Aliran	Umpan	Entrainer
Laju molar umpan, kmol/jam	100	200
Temperatur, °C	64	47
Tekanan, atm	1	1
Komposisi, fraksi mol		
Aseton	0,7775	0
Metanol	0,2225	0
Air	0	1

Data yang digunakan untuk validasi yaitu profil temperatur dan komposisi sepanjang kolom yang disajikan dalam Gambar 1 dan Gambar 2. Dari validasi ini diharapkan menghasilkan profil temperatur dan komposisi yang sama dengan literatur yang menyatakan bahwa model distilasi ekstraktif pada penelitian ini sudah valid.



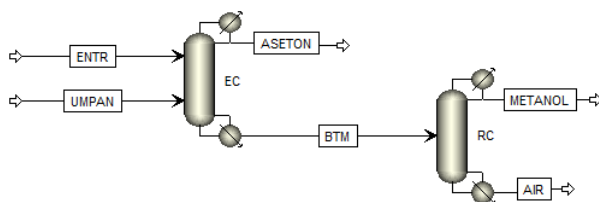
Gambar 1 Profil Temperatur (Gil dkk, 2009)



Gambar 2 Profil Komposisi (Gil dkk, 2009)

2.2 Optimasi Desain

Setelah validasi model, penelitian ini dilanjutkan dengan optimasi untuk mendapatkan desain yang optimum. Diagram aliran proses untuk distilasi ekstraktif disajikan dalam Gambar 3.



Gambar 3 Diagram Aliran Proses Distilasi Ekstraktif

Konfigurasi distilasi ekstraktif terdiri dari 2 kolom distilasi. Pada kolom distilasi pertama (*Extractive Column, EC*) air akan mengikat metanol sehingga aseton akan diperoleh sebagai distilat. Campuran air dan metanol kemudian akan dipisahkan pada kolom distilasi kedua (*Recovery Column, RC*). Pada EC terdapat 3 variabel desain yang digunakan dalam optimasi, yaitu jumlah tahap kolom EC (N_{EC}), lokasi umpan masuk (N_F), lokasi entrainer masuk (N_E). Pada RC hanya terdapat 2 variabel desain yaitu jumlah tahap kolom RC (N_{RC}) dan lokasi umpan masuk (N_B). Fungsi objektif yang diminimumkan yaitu *Total Annual Cost (TAC)* yang dihitung berdasarkan persamaan sebagai berikut.

$$TAC = \text{biaya energi} + \frac{\text{biaya peralatan}}{PBP} \quad (1)$$

Biaya energi terdiri dari beban utilitas pada boiler dan kondensor sedangkan biaya peralatan terdiri dari biaya kolom distilasi dan biaya alat reboiler dan kondensor. Menurut Luyben (2008), biaya peralatan dan biaya energi bisa dihitung dengan persamaan (2) hingga (8) sebagai berikut.

$$\text{Biaya kolom} = 17640 D_C^{1,066} L_C^{0,802} \quad (2)$$

$$\text{Biaya tray} = 229 D_C^{1,55} N_T \quad (3)$$

$$\text{Biaya energi} = 2,2789 \times 10^{-6} Q_t \quad (4)$$

$$A_R = 0,0042 \frac{Q_R}{U_R \Delta T_R} \quad (5)$$

$$A_C = 0,0042 \frac{Q_C}{U_C \Delta T_C} \quad (6)$$

$$Q_t = 7296 A_R^{0,65} + 7296 A_C^{0,65} \quad (7)$$

$$L_C = 0,73152 N_T \quad (8)$$

Di mana:

D_C : diameter kolom (m)

L_C : tinggi kolom (m)

N_T : jumlah tahap

Q_R : beban reboiler (kJ/jam)

Q_C : beban kondensor (kJ/jam)

A_R : luas area transfer panas reboiler (m^2)

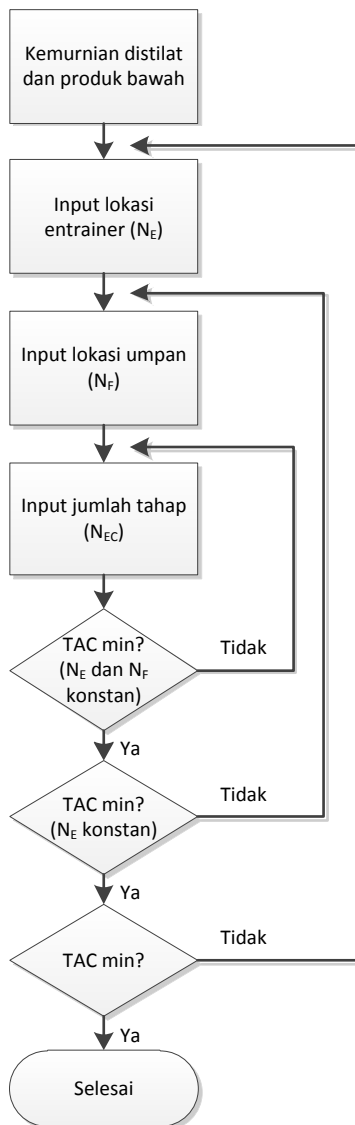
A_C : luas area transfer panas kondensor (m^2)

U_R : koefisien transfer panas reboiler (W/m^2K)

U_C : koefisien transfer panas kondensor (W/m^2K)

Metode optimasi yang digunakan yaitu *sequential optimization* seperti yang dipaparkan oleh Luyben (2008). Pada optimasi ini satu variabel diubah-ubah di mana variabel lain dijaga konstan. Setelah diperoleh TAC yang minimum, variabel yang semula dijaga konstan menjadi diubah hingga diperoleh kondisi optimum yang baru. Diagram alir optimasi disajikan untuk kolom distilasi pertama (*extractive column*) disajikan dalam Gambar 4. Variabel desain yang dioptimasi terdiri dari 3 variabel yaitu N_{EC} , N_F , dan N_E . Optimasi dilakukan dengan mengubah-ubah nilai N_{EC} untuk N_E dan N_F konstan hingga diperoleh nilai TAC yang minimum. Jika sudah dicapai, nilai N_F diubah-ubah untuk N_E yang konstan. Optimasi terakhir dilakukan dengan mengubah-ubah N_E untuk nilai N_{EC} dan N_F yang optimum. Jika semua variabel sudah dioptimasi, maka proses optimasi diulang kembali mulai dari variabel pertama. Hal ini terus dilakukan hingga diperoleh nilai TAC minimum yang konstan.

Untuk kolom distilasi kedua (*recovery column*) hanya terdapat 2 variabel desain yaitu N_{RC} dan N_B . Optimasi dilakukan dengan mengubah-ubah nilai N_{RC} terlebih dahulu baru dilanjutkan dengan mengubah nilai N_B .

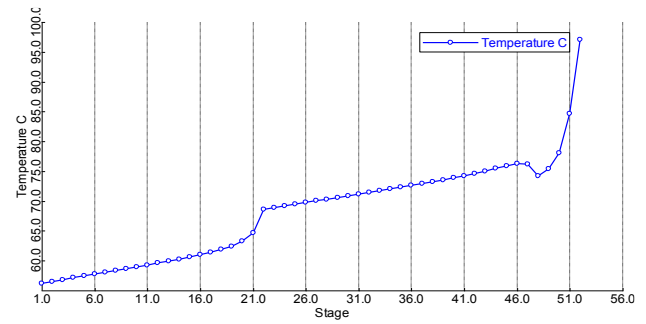


Gambar 3 Diagram Alir *Sequential Optimization*

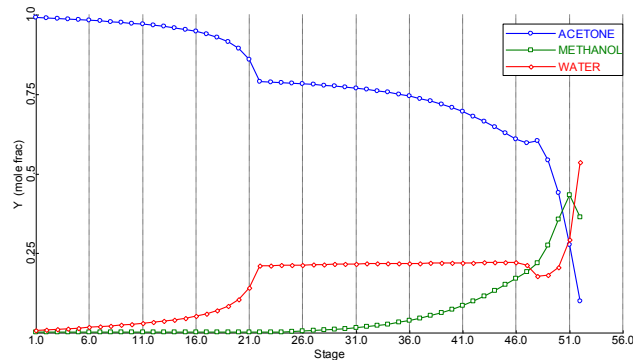
3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1. Validasi Model

Hasil penelitian ini yang berupa profil temperatur dan komposisi sepanjang kolom distilasi akan dibandingkan dengan hasil penelitian oleh Gil dkk (2009) seperti yang sudah disajikan dalam Gambar 1 dan Gambar 2. Jika profil temperatur dan komposisi menghasilkan profil yang sama dengan penelitian Gill dkk (2009) maka penelitian dapat dilanjutkan ke optimasi. Profil temperatur dan komposisi pada penelitian ini disajikan dalam Gambar 4 dan Gambar 5.



Gambar 4 Profil Temperatur pada Kolom Distilasi

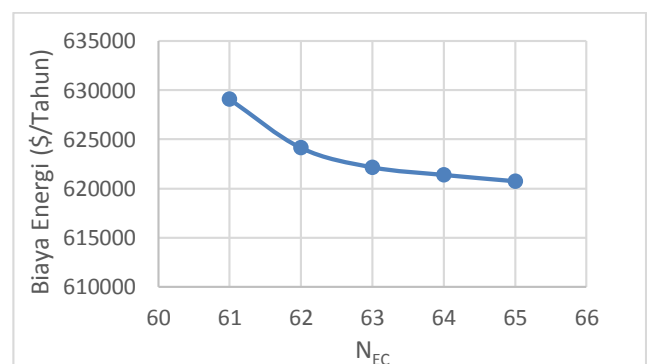


Gambar 5 Profil Komposisi pada Kolom Distilasi

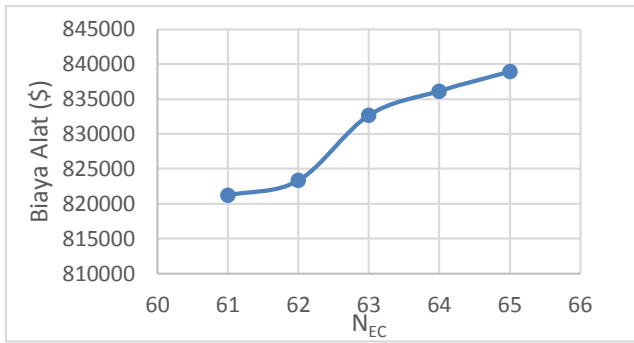
Dari Gambar 4 dan Gambar 5 di atas terlihat bahwa profil temperatur dan komposisi sudah mendekati hasil yang diperoleh Gil dkk (2009). Perbedaan yang diperoleh sangat kecil yang disebabkan oleh perbedaan versi dari Aspen Plus yang digunakan. Oleh karena itu penelitian bisa dilanjutkan ke optimasi.

3.2 Optimasi Desain

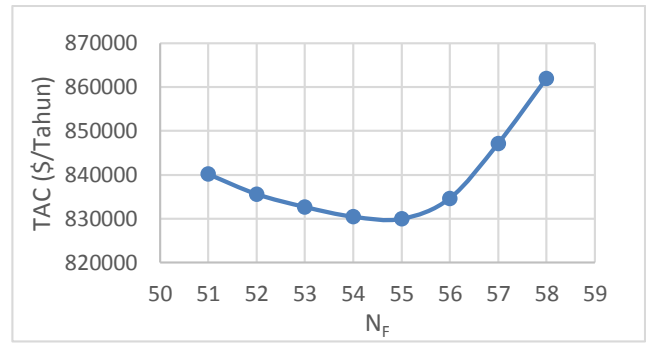
Optimasi dilakukan secara bertahap dimulai dari kolom pertama (EC) kemudian dilanjutkan optimasi kolom distilasi kedua (RC).



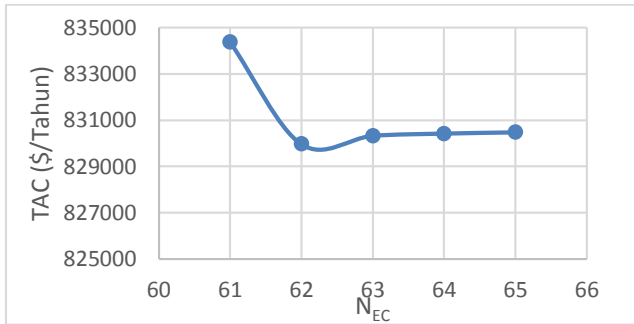
Gambar 6 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap Biaya Energi



Gambar 7 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap Biaya Alat

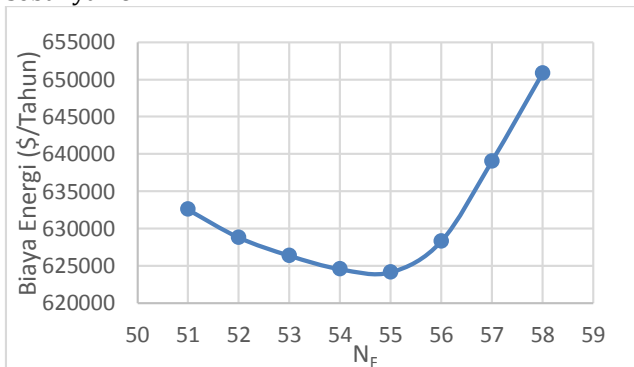


Gambar 11 Pengaruh Lokasi Umpam terhadap TAC

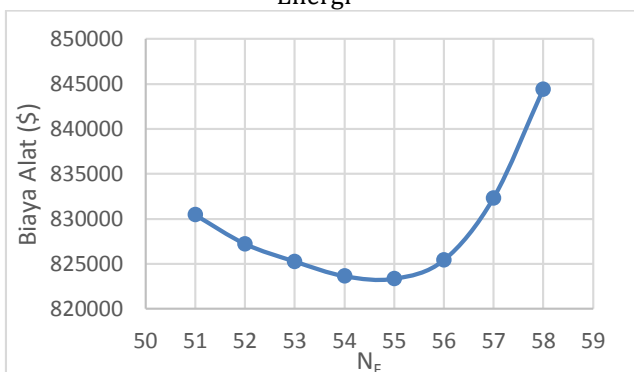


Gambar 8 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap TAC

Jumlah tahap kolom distilasi pertama (N_{EC}) divariasikan dari 61 hingga 65 tahap. Semakin besar jumlah tahap bisa terlihat bahwa biaya alat semakin tinggi akan tetapi biaya energi semakin rendah. Untuk TAC diperoleh kondisi optimum pada saat jumlah tahap sebanyak 62.

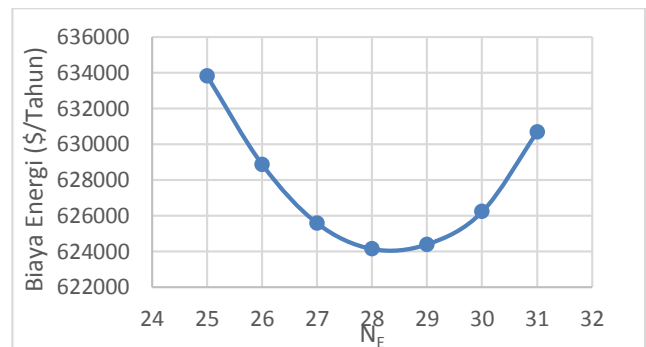


Gambar 9 Pengaruh Lokasi Umpam terhadap Biaya Energi

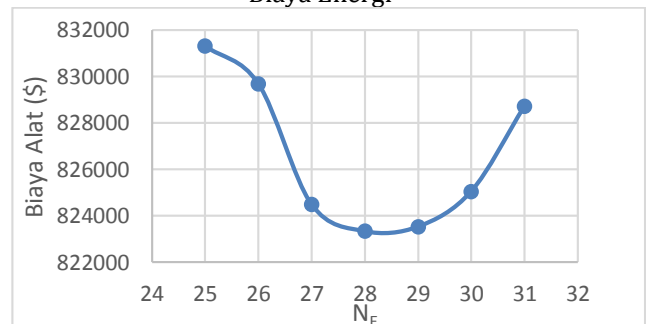


Gambar 10 Pengaruh Lokasi Umpam terhadap Biaya Alat

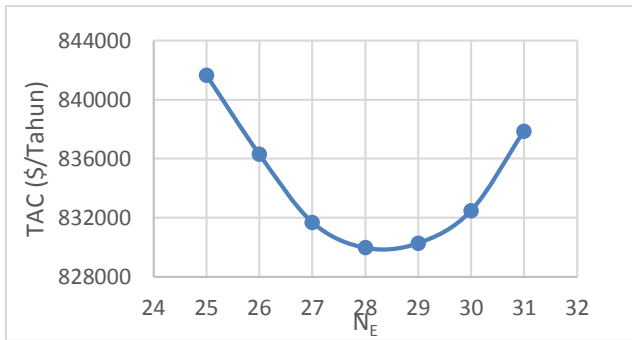
Optimasi lokasi umpam masuk dilakukan dengan memvariasikan lokasi umpam dari tahap 51 hingga tahap 58. Semakin rendah lokasi umpam masuk maka beban energi pada boiler semakin besar. Jika lokasi umpam masuk semakin tinggi maka letak antara umpam dan entrainer akan semakin besar sehingga kontak antara entrainer dan umpam semakin rendah sehingga diperlukan utilitas pada reboiler yang semakin besar. Hal ini mengakibatkan kondisi optimum terhadap biaya energi. Untuk biaya peralatan juga dihasilkan titik optimum seperti terlihat pada Gambar 10. Biaya alat di sini merupakan total dari biaya kolom distilasi dan biaya peralatan panas yang terlibat. Untuk biaya kolom tidak mengalami perubahan untuk jumlah tahap yang konstan. Sedangkan biaya peralatan penukar panas dipengaruhi oleh besarnya area transfer panas yang harus disediakan pada reboiler. Untuk TAC juga dihasilkan kondisi optimum saat umpam masuk pada tahap 55.



Gambar 12 Pengaruh Lokasi Entrainer terhadap Biaya Energi



Gambar 13 Pengaruh Lokasi Entrainer terhadap Biaya Alat



Gambar 14 Pengaruh Lokasi Entrainer terhadap TAC

Lokasi entrainer memberikan hasil yang serupa dengan lokasi umpan masuk di mana terdapat titik optimum pada biaya energi maupun biaya alat dan TAC. Lokasi entrainer tidak mempengaruhi biaya kolom distilasi tetapi mempengaruhi biaya peralatan penukar panas seperti reboiler dan kondensor. Kondisi optimum yang diperoleh setelah melakukan optimasi 3 variabel menggunakan *sequential optimization* ini yaitu TAC sebesar \$829.970/tahun.

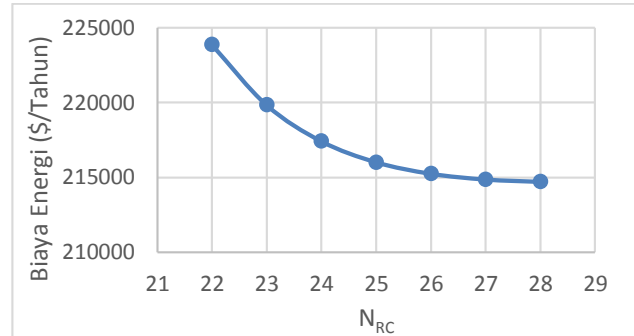
Sebelum penelitian dilanjutkan pada optimasi kolom distilasi kedua, pada penelitian ini dicoba untuk menggunakan metode optimasi yang lain seperti metode simplex untuk menguji apakah hasil *sequential optimization* sudah menghasilkan optimum global atau baru menghasilkan optimum lokal. Untuk optimasi ini dilakukan dengan bantuan perangkat lunak *Multisimplex* untuk melakukan optimasi tiga variabel secara simultan. Hasil optimasi dengan metode simplex disajikan dalam Tabel 3.

Tabel 3 Hasil Optimasi EC dengan Metode Simplex

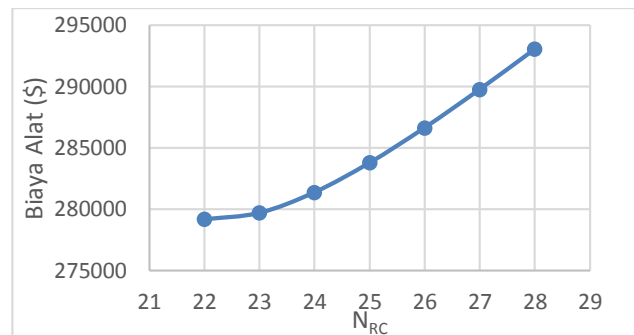
Trial	N_{EC}	N_F	N_E	TAC (\$/Tahun)
1	52	49	22	911.574
2	52	48	23	882.050
3	53	48	22	880.349
4	53	49	23	877.533
...				
44	70	61	30	824.646
45	66	59	29	826.363
46	70	61	31	824.896
47	71	62	31	825.247
48	69	60	30	824.726
49	68	60	31	825.763
50	70	61	30	824.646

Metode simplex dilakukan secara simultan untuk ketiga variabel. Dari tabel 3 terlihat bahwa kondisi optimum dicapai saat trial ke-44 dan ke-50. Nilai TAC yang dihasilkan juga lebih rendah jika dibandingkan dengan metode *sequential* yang menandakan bahwa optimasi pada kolom pertama masih menghasilkan kondisi optimum lokal.

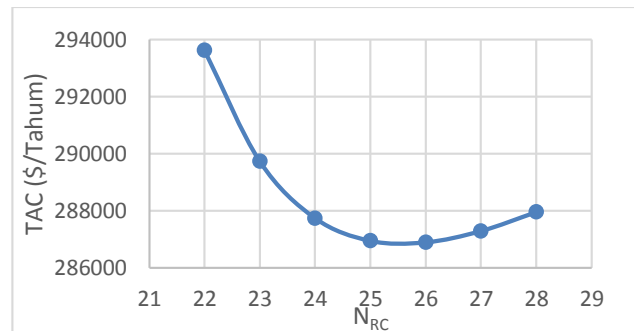
Optimasi kolom distilasi kedua (RC) dilakukan untuk menentukan jumlah tahap kolom (N_{RC}) dan lokasi umpan masuk (N_B) yang menghasilkan TAC minimum.



Gambar 15 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap Biaya Energi



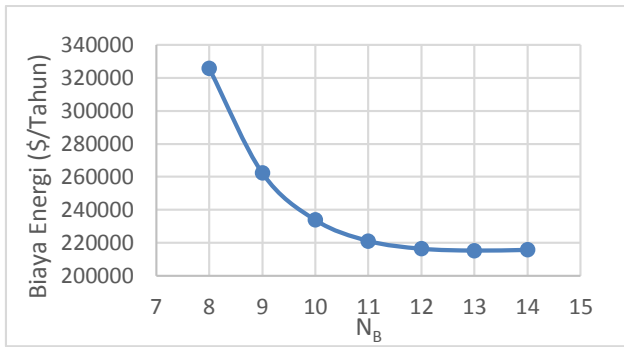
Gambar 16 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap Biaya Alat



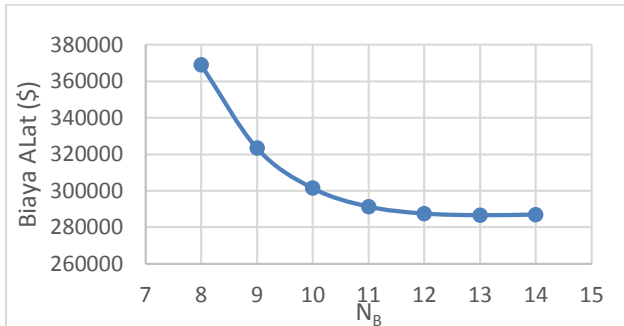
Gambar 17 Pengaruh Jumlah Tahap terhadap TAC

Pengaruh jumlah tahap terhadap biaya alat dan biaya energi memiliki kecenderungan yang sama dengan kolom pertama di mana biaya peralatan semakin tinggi dan biaya energi semakin rendah. TAC minimum diperoleh saat kolom distilasi memiliki 26 tahap.

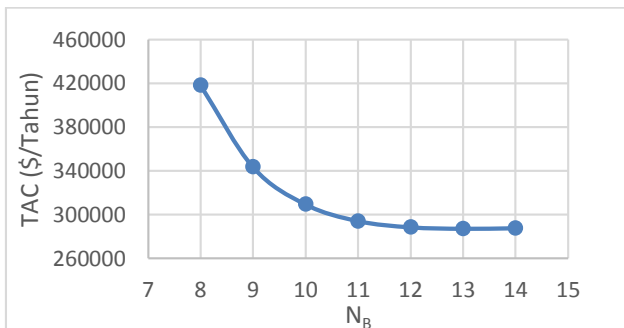
Untuk pengaruh lokasi aliran masukan terhadap biaya energi, biaya alat dan TAC disajikan dalam Gambar 18 hingga Gambar 20.



Gambar 18 Pengaruh Lokasi Umpan terhadap Biaya Energi



Gambar 19 Pengaruh Lokasi Umpan terhadap Biaya Alat



Gambar 20 Pengaruh Lokasi Umpan terhadap TAC

Dari Gambar 18 hingga Gambar 20 terlihat bahwa lokasi umpan menghasilkan kondisi optimum baik untuk biaya energi, biaya alat maupun TAC. Kondisi optimum ini dicapai saat umpan masuk pada tahap ke-13 walaupun nilai TAC yang diperoleh hanya sedikit berbeda dengan lokasi umpan masuk tahap ke-12 dan ke-14. TAC yang dihasilkan sebesar \$286.889/tahun.

Optimasi pada kolom kedua juga dilanjutkan dengan metode simplex seperti halnya dengan kolom pertama. Hasil optimasi kolom kedua menggunakan metode simplex disajikan dalam Tabel 4. Kondisi optimum yang diperoleh menghasilkan desain yang sama dengan metode *sequential* yaitu jumlah tahap kolom distilasi sebesar 26 dan umpan masuk pada tahap 13. TAC yang dihasilkan sama yaitu sebesar \$286.889/tahun. Hal ini menandakan bahwa metode *sequential* pada kolom kedua sudah menghasilkan optimum global.

Tabel 4 Hasil Optimasi RC dengan Metode Simplex

Trial	N_{RC}	N_B	TAC (\$/Tahun)
1	25	13	286.94
2	27	14	287.304
3	26	15	289.054
4	26	12	287.966
5	26	13	286.889
6	24	12	287.752
7	26	14	287.387
8	27	14	287.304
9	27	13	287.286
10	26	13	286.889

Perbandingan desain optimum penelitian ini dan penelitian yang dilakukan oleh Gil dkk. (2009) disajikan dalam Tabel 5.

Tabel 5 Perbandingan Hasil Desain

Variabel Desain	Penelitian Gil dkk. (2009)	Penelitian ini
Jumlah Tahap Kolom 1 (N_{EC})	52	70
Lokasi umpan kolom 1 (N_F)	48	61
Lokasi entrainer masuk (N_E)	22	30
Jumlah Tahap Kolom 2 (N_{RC})	26	26
Lokasi umpan kolom 2 (N_B)	14	13
TAC kolom 1 (\$/Tahun)	882.890	824.646
TAC kolom 2 (\$/Tahun)	380.764	286.889
TAC total (\$/Tahun)	1.263.654	1.111.535

Hasil optimasi yang diperoleh Gil dkk. (2009) memiliki TAC yang lebih tinggi dibandingkan dengan penelitian ini. Hal tersebut dimungkinkan karena fungsi objektif yang digunakan yaitu biaya energi saja. Sedangkan pada penelitian ini menggunakan TAC sebagai fungsi objektif.

4. KESIMPULAN

Sejumlah optimasi telah dilakukan di dalam penentuan desain optimum pemisahan distilasi ekstraktif aseton-metanol menggunakan air sebagai pelarut. Metode *sequential* bisa memberikan kondisi optimum lokal (sub-optimum). Metode simplex dengan bantuan *Multisimplex* bisa digunakan untuk optimasi secara simultan dan menghasilkan optimum global.

Biaya energi dan biaya alat merupakan komponen biaya yang harus diperhitungkan di dalam merancang dan optimasi distilasi ekstraktif. Desain optimum yang dihasilkan pada penelitian ini dengan TAC sebagai fungsi objektif yaitu jumlah tahap kolom distilasi

pertama sebanyak 70 tahap, umpan memasuki kolom distilasi pada tahap 61 dan entrainer masuk pada tahap 30. Untuk desain optimum kolom kedua yaitu saat jumlah tahap kolom distilasi 26 tahap dan umpan masuk pada tahap 13.

5. UCAPAN TERIMA KASIH

Ucapan terima kasih diberikan kepada Lembaga Penelitian dan Pengabdian Masyarakat (LPPM) Universitas Katolik Parahyangan (UNPAR) yang telah mendanai penelitian ini.

6. DAFTAR PUSTAKA

- Gil, I. D., Ortiz, P., Botia, D. C., & Sanchez, O. F. (2009). Extractive Distillation of Acetone/Methanol Mixture Using Water as Entrainer. American Chemical Society, 4858-4865.
- Kiss, A. A. (2013). Advanced Distillation Technologies Design, Control and Applications. The Atrium, Southern Gate, Chichester, West Sussex: John Wiley & Sons Ltd.
- Langston, P., Hilal, N., Shingfield, S., & Webb, S. (2005). Simulation and optimisation of extractive distillation with water as solvent, 345-351.
- Luyben, W. L. (2006). Distillation Design and Control Using Aspen Simulation. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Luyben, W. L. (2008). Comparison of Extractive Distillation and Pressure-Swing Distillation for Acetone-Methanol Separation. American Chemical Society, 2696-2707.
- Luyben, W. L. (2011). Principles and Case Studies of Simultaneous Design. New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Luyben, W. L., & Chien, I.-L. (2010). Design And Control Of Distillation Systems For Separating Azeotropes. New Jersey: John Wiley and Sons, Inc.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition. New York: The McGraw-Hill Companies, Inc.
- Smith, R., Chemical Process Design and Integration, 2005, John Wiley and Sons