

SIMULASI PEMISAHAN SISTEM BINER DENGAN DISTILASI BATCH SEDERHANA

N. Soewarno¹⁾ N. K. Sari²⁾, Kuswandi³⁾, R. Handogo⁴⁾

^{1), 3), 4)} Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri ITS Surabaya

²⁾ Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri UPN "Veteran" Jatim

Abstract

A simulation on separating binary system has been studied to investigate the temperature and liquid compositions profiles in the bottom changing with time. By having temperature and liquid compositions profiles in the bottom, one can find whether the binary mixture forms azeotropes or zeotropes mixtures. Antoine equation has used to calculate saturated vapour pressure at atmospheric pressure. The activity coefficient was calculated using UNIQUAC. Forward finite-difference was used to get the calculated value of the bottom still composition at a given time starting from a given initial composition of binary system. Several initial values of the composition binary system had been chosen to complete liquid compositions in the bottom. The results showed that the temperature profiles of acetone-n-butanol and ethanol-n-butanol binary system have differences characteristic from acetone-ethanol binary system. Those can be seen from activity coefficient profile. The results showed that the binary system formed zeotropes mixture, without having any azeotropes mixtures of its components. The results simulation on separation binary system has been validated with hydrocarbon binary system benzene-toluene mixture.

Kata kunci : Azeotropik, distilasi batch sederhana, sistem biner, zeotropik.

Pendahuluan

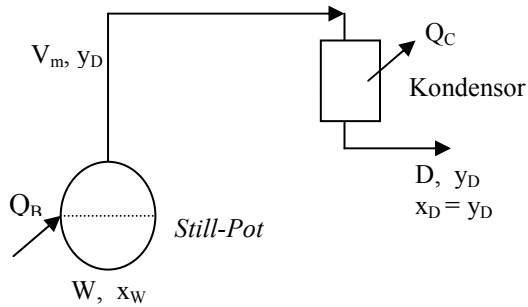
Pada awalnya distilasi batch sederhana digunakan untuk memisahkan sistem biner yaitu campuran HCl-H₂O, H₂SO₄-H₂O, NH₃-H₂O. Adapun asumsi yang digunakan adalah liquidida tercampur sempurna pada *still-pot*, kondensasi menggunakan total kondensor dan *relative volatility* (α) dianggap konstan (Rayleigh, 1902) dan kemudian ditulis ulang dalam buku panduan *Separation Process Principles* oleh Henley dan Seader (1998). Pemisahan sistem biner etanol-air secara eksperimen dengan distilasi batch sederhana dan secara simulasi dengan program Basic. Dalam menghitung koefisien aktifitas (γ) menggunakan persamaan Margules, Van Laar, Wilson, NRTL dan UNIQUAC. Hasil penelitian dibuat dalam kurva kesetimbangan temperatur, komposisi liquidida dan komposisi uap. Dari persamaan yang digunakan diperoleh *mean deviation* antara hasil eksperimen dan hasil simulasi untuk temperatur dan komposisi uap dari persamaan UNIQUAC yang paling kecil (Schweitzer, 1996).

Pemisahan sistem biner dari campuran benzene-etanol-air dengan menggunakan bermacam-macam model antara lain: *regular solution* model, biner NRTL model dan terner

LLE NRTL model. Dari ketiga model yang digunakan diperoleh temperatur azeotropik yang berbeda-beda. Jika hasil simulasi yang diperoleh dari ketiga model yang digunakan, kemudian dibandingkan dengan data eksperimen maka hasil yang mendekati adalah biner NRTL model (Fidkowski dkk., 1990). Dari penelitian sistem biner yang telah dilakukan oleh peneliti terdahulu, dalam penelitian ini dilakukan simulasi pemisahan sistem biner dengan distilasi batch sederhana. Dalam menghitung koefisien aktifitas menggunakan persamaan UNIQUAC. Metoda yang digunakan menggunakan metoda *rigorous* dengan model *Differential-Algebraic-Equations* (DAEs) untuk sistem biner. Dari hasil simulasi yang diperoleh kemudian divalidasi dengan sistem biner hidrokarbon yaitu sistem biner benzene-toluene.

Model DAEs

Persamaan yang berlaku untuk pemisahan sistem terner pada distilasi batch sederhana dapat dijabarkan dari pengurangan kecepatan aliran dalam *still pot* dan kecepatan aliran keluar seperti ditunjukkan pada Gambar 1.



Gambar 1. Sketsa aliran distilasi batch sederhana

$$V_m = - \frac{d}{dt} (W \cdot x_W) \quad (1)$$

$$V_m = - W \cdot \frac{dx_W}{dt} - x_W \cdot \frac{dW}{dt} \quad (2)$$

$$V_m = D \cdot y_D \quad (3)$$

$$D = - \frac{dW}{dt} \quad (4)$$

Pengurangan kecepatan aliran dalam kolom = kecepatan aliran keluar

$$W \cdot \frac{dx_W}{dt} + x_W \cdot \frac{dW}{dt} = - D \cdot y_D$$

$$\frac{dx_W}{dt} = (y_D - x_W) \frac{dW}{W dt} \quad (5)$$

Dalam pemisahan sistem terner, diasumsikan bahwa liquida bercampur sempurna dimana $x_w = x_i$ dan $y_D = y_i$, maka Persamaan (5) ditulis berikut (Henley dan Seader, 1998):

$$\frac{dx_i}{dt} = (y_i - x_i) \frac{dW}{W dt} \quad (6)$$

$$\frac{dx_i}{(y_i - x_i)} = \frac{dW}{W} \quad (7)$$

Dengan kondisi awal : $x = x_0$ dan $W = W_0$, kemudian Pers. (7) diintegalkan menjadi:

$$\int_{x_0}^x \frac{dx_i}{(y_i - x_i)} = \int_{W_0}^W \frac{dW}{W} = \ln \left(\frac{W}{W_0} \right) \quad (8)$$

$$\frac{dx_i}{(y_i - x_i)} = d \ln \left(\frac{W}{W_0} \right) \quad (9)$$

Didefinisikan *dimensionless* waktu (ξ) adalah sebagai berikut:

$$\xi = \ln \left(\frac{W_0}{W} \right) \quad (10)$$

Dimana, ξ = bilangan tak berdimensi yang tergantung pada waktu.

Persamaan (10) disubstitusi ke dalam Persamaan (9), sehingga diperoleh Pers.

$$\frac{dx_i}{(y_i - x_i)} = d\xi \quad (11)$$

Persamaan (11) merupakan model DAEs untuk distilasi batch sederhana sistem biner, dengan asumsi tidak membentuk dua phase liquida.

Persamaan (11) telah ditulis oleh Doherty dan Perkins (1978) sebagai berikut:

$$d\xi = \frac{-dx_i}{(x_i - y_i)} \quad (12)$$

Dengan *forward-finite-difference*, dari Persamaan (11) akan diperoleh komposisi liquida di *bottom* ($x_{i,j+1}$) sebagai fungsi $\Delta\xi$, sehingga didapat Persamaan (13):

$$dx_i = (y_i - x_i) d\xi$$

$$\Delta x_i = (y_i - x_i) \Delta \xi \quad (13)$$

$$x_{i,j+1} = x_{i,j} + (y_{i,j} - x_{i,j}) \Delta \xi \quad (14)$$

Dimana komposisi liquida mula-mula di *bottom* ($x_{i,j}$) dan $\Delta\xi$ ditentukan, sedangkan komposisi uap ($y_{i,j}$) dihitung menggunakan Persamaan BUBL T (Prausnitz, 2001). Pada tekanan rendah fase uap mendekati gas ideal, sehingga harga $\phi_i = \phi_i^{\text{sat}} = 1$, sehingga faktor *poyniting* dapat pula dianggap sama dengan satu, pengambilan asumsi bahwa $\phi_i = 1$ menimbulkan kesalahan yang kecil untuk kesetimbangan uap liquid tekanan rendah, sehingga diperoleh persamaan untuk menghitung komposisi uap (y_i):

$$\gamma_i = \frac{y_i \cdot P}{x_i \cdot P_i^{\text{sat}}} \quad (15)$$

Persamaan (15) ini dikenal juga sebagai persamaan *Raoult* yang dimodifikasi. Salah satu Persamaan yang digunakan untuk menghitung koefisien aktifitas (γ) adalah persamaan UNIQUAC. Konstanta kesetimbangan antara fase uap dan fase liquid didefinisikan sebagai berikut :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i \cdot P_i^{\text{sat}}}{P} \quad (16)$$

Prosedur iterasi untuk mencari temperatur *bubble* yaitu mencari harga temperatur jenuh dari komponen murni T_i^{sat} pada P (Prausnitz dkk., 2001).

$$T_i^{\text{sat}} = \frac{B_i}{A_i - \log P} - C_i \quad (17)$$

dimana A, B, C adalah konstanta *Antoine* untuk spesies i, untuk semua estimasi awal.

$$T = \sum_i x_i T_i^{\text{sat}} \quad (18)$$

Harga T sebagai harga awal akan digunakan untuk mengetahui tekanan uap jenuh suatu zat yang akan diestimasi dengan Persamaan *Antoine*.

$$\log(P_i^{\text{sat}}) = A_i - \frac{B_i}{C_i + T} \quad (19)$$

P_i^{sat} dapat dicari dari persamaan *Antoine*, dimana P_i^{sat} adalah untuk semua spesies termasuk j, yang mana ini merupakan spesies yang dipilih dari set (i).

Identify spesies j:

Mencari tekanan uap jenuh spesies j untuk komponen-1:

$$P_{\text{total}} = x_1 \gamma_1 P_1^{\text{sat}} + x_2 \gamma_2 P_2^{\text{sat}} \quad (20)$$

$$x_1 \gamma_1 P_1^{\text{sat}} = P - \sum x_j \gamma_j P_j^{\text{sat}} \quad (21)$$

$$P_1^{\text{sat}} = \frac{P - \sum x_j \gamma_j P_j^{\text{sat}}}{x_1 \gamma_1} \quad (22)$$

Untuk $j = 2$

Sedangkan harga T baru dicari menurut Persamaan (23):

$$T = \frac{B_j}{A_j - \log P_j^{\text{sat}}} - C_j \quad (23)$$

Kemudian dilakukan normalisasi antara T baru dengan T awal, dengan Persamaan (24):

$$\left| \frac{(T_{\text{baru}} - T_{\text{awal}})}{T_{\text{baru}}} \right| \leq e \quad (24)$$

Tabel 3. Interaksi biner UNIQUAC sistem biner aseton-n-butanol, aseton-etanol dan etanol-n-butanol

| Komponen | Aseton | n-Butanol | Etanol |
|-----------|---------|-----------|--------|
| Aseton | 0 | -198,659 | 98,752 |
| n-Butanol | 453,669 | 0 | 38,707 |
| Etanol | 94,242 | 75,355 | 0 |

Tabel 4. Interaksi biner UNIQUAC sistem biner benzene-toluene

| Komponen | r | q |
|-----------|--------|--------|
| Aseton | 2,5735 | 2,3359 |
| n-Butanol | 3,4542 | 3,0520 |
| Etanol | 2,1054 | 1,9720 |
| Benzene | 3,1878 | 2,4000 |
| Toluene | 3,9228 | 2,9680 |

Tabel 5. Volume dan luas permukaan molekuler aseton, n-butanol, etanol, benzene dan toluene.

| Komponen | Benzene | Toluene |
|----------|---------|----------|
| Benzene | 0 | -118,908 |
| Toluene | 131,371 | 0 |

Metode Penelitian

Penyelesaian model DAEs dengan metoda *Euler* menggunakan program Matlab versi 6.1. Dalam menentukan komposisi liquida sistem biner dengan menentukan komponen *volatile* besar dan komponen *non-volatile* kecil atau sebaliknya. Dimulai dari komposisi komponen *volatile* 0,8 dan komposisi komponen *non-volatile* 0,2 dengan interval antara Run sebesar 0,1. Sebagai contoh komposisi liquida sistem biner aseton-n-butanol seperti Tabel 1, hal yang sama untuk komposisi liquida sistem biner aseton-etanol, etanol-n-butanol dan benzene-toluene.

Tabel 1. Komposisi liquida sistem biner aseton-n-butanol

| Run | Komposisi Liquida (fraksi mol) | |
|-----|--------------------------------|-----------|
| | Aseton | n-butanol |
| 1 | 0,8 | 0,2 |
| 2 | 0,7 | 0,3 |
| 3 | 0,6 | 0,4 |
| 4 | 0,5 | 0,5 |
| 5 | 0,4 | 0,6 |
| 6 | 0,3 | 0,7 |
| 7 | 0,2 | 0,8 |

Untuk menghitung tekanan uap jenuh masing-masing komponen digunakan persamaan *Antoine*, data parameter *Antoine* seperti Tabel 2 (Prausnitz, 2001), dimana suhu (T) dalam satuan K dan tekanan uap jenuh (P^{sat}) dalam satuan Bar.

Tabel 2. Parameter *Antoine* aseton, n-butanol, etanol, benzene dan toluene.

| Komponen | Parameter Antoine | | |
|-----------|-------------------|---------|---------|
| | A | B | C |
| Aseton | 4,2184 | 4,6493 | 5,3365 |
| n-Butanol | 197,01 | 1395,14 | 1648,22 |
| Etanol | 228,06 | 182,739 | 230,918 |
| Benzene | 3,98523 | 1184,24 | 217,572 |
| Toluene | 4,05043 | 1327,62 | 217,625 |

Untuk menghitung koefisien aktivitas (γ) campuran menggunakan Persamaan UNIQUAC dimana harga parameter interaksi biner UNIQUAC (u_{ij}), seperti Tabel 3 dan Tabel 4 (Gmehling dan Onken, 1977). harga $z = 10$.

Data volume molekuler (r) dan luas permukaan molekuler (q) seperti Tabel 5 (Prausnitz, 2001).

Prosedur Simulasi Sistem Biner:

- Memasukkan harga, komposisi liquida mula-mula (x_i), *dimensionless* waktu ($\Delta\xi$, tekanan (P), data parameter *Antoine* (A, B, C)
- Menghitung harga temperatur uap jenuh (T_i^{sat}) dengan persamaan (17), kemudian menghitung temperatur (T_i) dengan persamaan (18).
- Menghitung harga tekanan uap jenuh (P_i^{sat}) dengan persamaan (19).
- Menghitung harga koefisien Aktivitas (γ_i) dengan persamaan UNIQUAC.
- Identify species j, dengan menghitung tekanan uap jenuh komponen-1 (P_1^{sat}) menggunakan persamaan (22).
- Menghitung harga temperatur yang baru (T_i baru) dengan persamaan (23).
- Menormalisasi temperatur yang baru (T_i baru), yaitu dengan cara membandingkan temperatur yang baru dengan temperatur yang lama dengan persamaan (24).
- Apabila memenuhi syarat sesuai dengan kesalahan yang kita tetapkan maka program dilanjutkan, jika tidak memenuhi kembali menghitung harga tekanan uap jenuh (P_i^{sat}).

Hasil dan Pembahasan

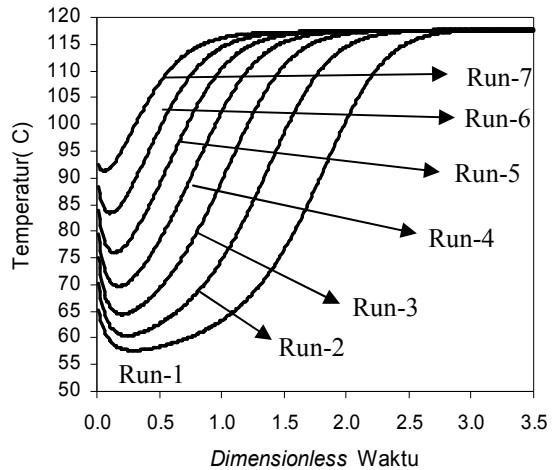
Dari hasil simulasi sistem biner yang akan ditinjau masalah profil temperatur dan profil komposisi liquida di *bottom* terhadap waktu. Profil temperatur hasil simulasi merupakan profil temperatur campuran. Profil temperatur di *bottom* menunjukkan hasil yang hampir sama dengan temperatur di distilat, karena proses distilasi batch sederhana beroperasi dalam kondisi total reflux.

Hasil Simulasi Aseton-n-Butanol

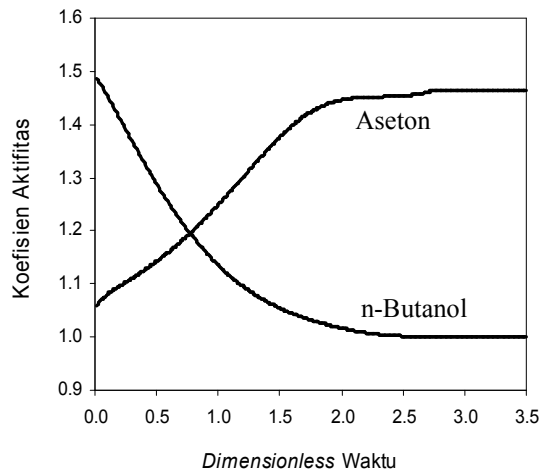
Gambar 2 menunjukkan profil temperatur aseton-n-butanol untuk Run-1 sampai Run-7 secara keseluruhan makin naik terhadap *dimensionless* waktu, karena komponen aseton diuapkan terlebih dahulu kemudian disusul komponen n-butanol.

Kecuali pada *dimensionless* waktu dari 0 sampai 0,25 profil temperatur turun. Hal ini disebabkan karena sifat karakteristik campuran aseton-n-butanol, ditunjukkan dari koefisien aktifitas aseton dan n-butanol seperti Gambar 3. Hal lain disebabkan karena n-butanol dalam campuran mempunyai sifat yang sangat tidak ideal dan sifat membentuk campuran azeotropik. Semakin besar komposisi n-butanol pada umpan masuk menunjukkan *slope* penurunan temperatur yang lebih curam dan lebih pendek, karena temperatur campuran aseton-n-butanol besar sehingga dibutuhkan waktu yang lebih pendek.

Semakin banyak komposisi aseton yang menguap maka profil temperatur naik, hingga saat tertentu komposisi aseton habis teruapkan dan profil temperatur konstan.

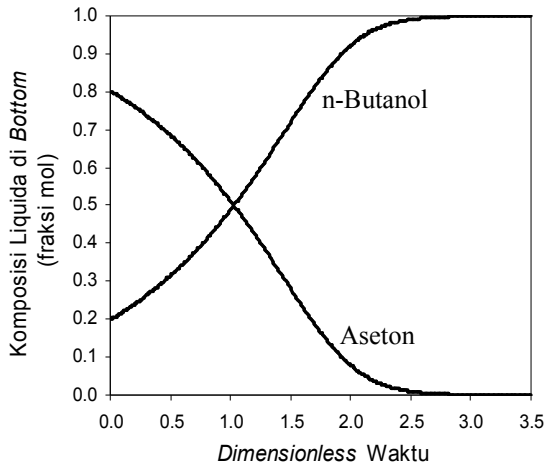


Gambar 2. Profil temperatur aseton-n-butanol untuk Run-1 sampai Run-7



Gambar 3. Profil koefisien aktifitas aseton-n-butanol Run-1

Gambar 3 menunjukkan profil koefisien aktifitas aseton naik dan n-butanol turun, saat *dimensionless* waktu 2,5 profil koefisien aktifitas konstan. Hal ini disebabkan karena pada awal proses distilasi batch sederhana komponen aseton diuapkan dengan porsi yang lebih besar sehingga profil koefisien aktifitas juga ikut naik. Pada saat profil koefisien aktifitas konstan, jumlah komponen aseton di distilat hampir sama komponen aseton di *bottom*, maka profil koefisien aktifitas aseton konstan ditunjukkan pada Pers. (15), hal yang sama juga untuk komponen n-butanol.



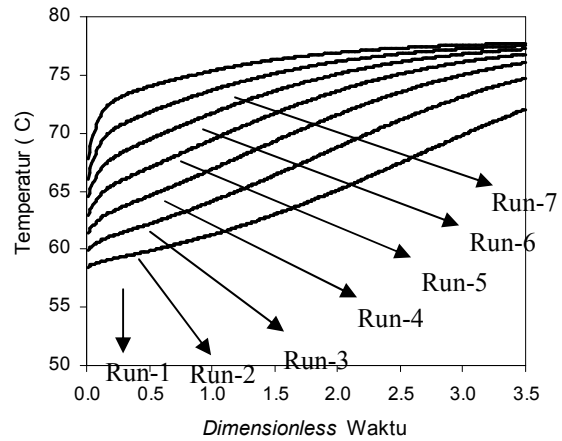
Gambar 4. Profil komposisi liquida di *bottom* aseton-n-butanol Run-1

Gambar 4 menunjukkan profil komposisi aseton menurun dan komposisi n-butanol menunjukkan profil naik dari komposisi awal. Karena komponen aseton merupakan komponen *volatile* sedangkan komponen n-butanol merupakan komponen *non-volatile*, pada saat proses distilasi batch sederhana komponen aseton dalam porsi yang lebih besar diuapkan dan sisanya adalah komponen n-butanol. Kedua komponen menunjukkan profil komposisi yang konstan pada saat *dimensionless* waktu menunjukkan nilai 2,5 karena komposisi aseton pada umpan masuk besar sehingga dibutuhkan waktu distilasi yang lebih kecil untuk memperoleh komposisi lebih murni dari komposisi awal.

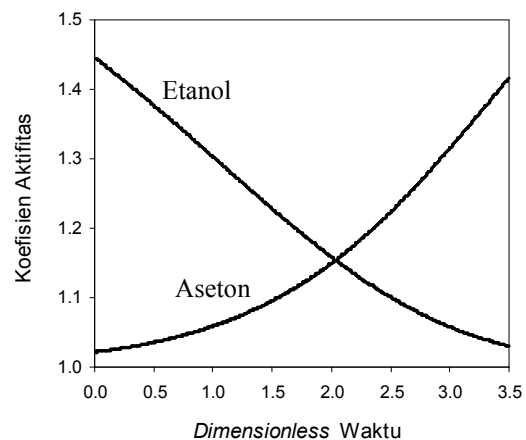
Hasil Simulasi Aseton-Etanol

Gambar 5 menunjukkan profil temperatur aseton-etanol untuk Run-1 sampai Run-7 secara keseluruhan makin naik terhadap *dimensionless* waktu. Untuk daerah *dimensionless* waktu 0 sampai 0,25 profil temperatur menunjukkan profil naik, karena karakteristik campuran aseton-etanol seperti yang ditunjukkan profil koefisien aktifitas. Hal lain disebabkan karena etanol dalam campuran mempunyai sifat membentuk campuran azeotropik kecil. Untuk daerah *dimensionless* waktu 3,5 profil temperatur belum konstan, karena campuran aseton-etanol mempunyai temperatur campuran yang lebih kecil dibandingkan sistem biner lainnya, sehingga dibutuhkan *dimensionless* waktu yang lebih besar untuk memperoleh profil temperatur yang konstan. Jika distilasi batch sederhana diteruskan sampai *dimensionless* waktu yang sangat besar

maka akan diperoleh nilai komposisi masing-masing campuran negatif, hal seperti ini tidak dikehendaki.



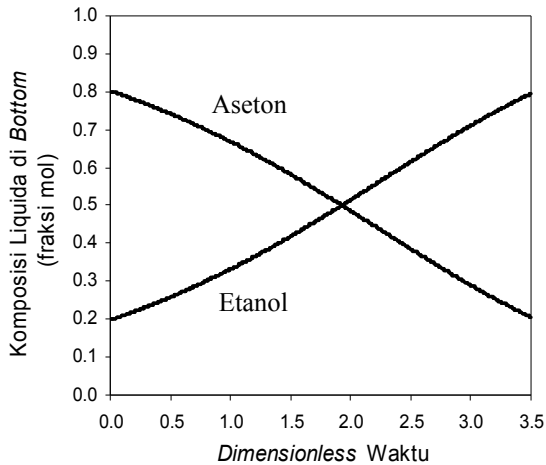
Gambar 5. Profil temperatur aseton-etanol Run-1 sampai Run-7



Gambar 6. Profil koefisien aktifitas aseton-etanol Run-1

Gambar 6 menunjukkan profil koefisien aktifitas aseton dan etanol naik saat *dimensionless* waktu 0 sampai 0,25. Akan berpengaruh pada profil temperatur, karena pada awal proses distilasi batch sederhana baik komponen aseton maupun komponen etanol menunjukkan profil naik sehingga profil temperatur naik.

Profil koefisien aktifitas aseton naik karena pada proses distilasi batch sederhana yang diuapkan dalam porsi yang lebih besar adalah komponen aseton, hal sebaliknya untuk komponen n-butanol mengikuti Persamaan (15).

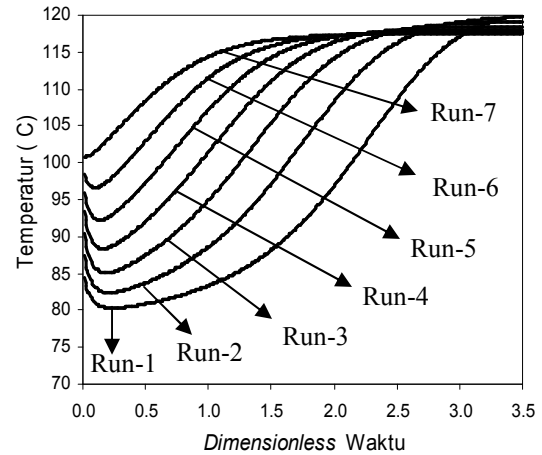


Gambar 7. Profil komposisi liquida di *bottom* aseton-etanol Run-1

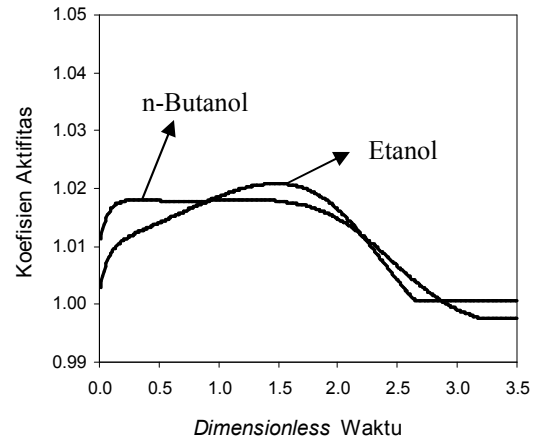
Dari Gambar 7 menunjukkan profil komposisi liquida di *bottom* Run-1, komposisi aseton menunjukkan profil menurun dari komposisi awal dan komposisi etanol menunjukkan profil naik dari komposisi awal. Karena komponen aseton merupakan komponen *volatile* sedangkan komponen etanol merupakan komponen *non-volatile*, pada saat proses distilasi batch komponen *volatile* dalam porsi yang lebih besar diuapkan dan sisanya adalah komponen *non-volatile*. Kedua komponen belum menunjukkan profil komposisi konstan, sehingga dibutuhkan *dimensionless* waktu yang lebih besar untuk memperoleh komponen etanol yang lebih murni.

Hasil Simulasi Etanol-n-Butanol

Dari Gambar 8 menunjukkan profil temperatur etanol-n-butanol untuk Run-1 sampai Run-7 secara keseluruhan makin naik terhadap *dimensionless* waktu kecuali pada *dimensionless* waktu dari 0 sampai 0,25 profil temperatur turun. Hal ini disebabkan karena komponen yang diuapkan dengan porsi yang lebih besar adalah komponen etanol, sehingga dibutuhkan temperatur yang lebih besar untuk menguapkan komponen n-butanol yang belum diuapkan. Semakin besar komposisi n-butanol pada umpan masuk menunjukkan slope penurunan temperatur yang lebih curam dan lebih pendek, karena temperatur campuran etanol-n-butanol besar sehingga dibutuhkan waktu yang lebih pendek. Semakin banyak komposisi etanol yang menguap maka profil temperatur menunjukkan kenaikan terus menerus, hingga saat tertentu komposisi etanol habis teruapkan dan profil temperatur menunjukkan konstan.



Gambar 8. Profil temperatur etanol-n-butanol untuk Run-1 sampai Run-7

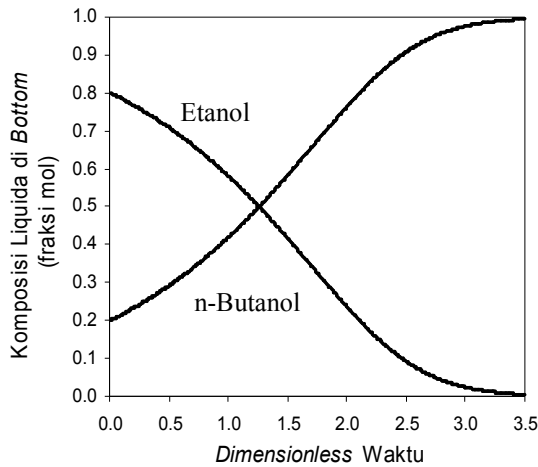


Gambar 9. Profil koefisien aktifitas etanol-n-butanol Run-1

Untuk daerah *dimensionless* waktu 0 sampai 0,25 profil temperatur menurun untuk semua run, karena hal ini disebabkan sifat karakteristik campuran etanol-n-butanol, ditunjukkan dari koefisien aktifitas etanol-n-butanol seperti Gambar 9 yang tidak monoton naik atau turun. Hal lain disebabkan karena campuran etanol-n-butanol dalam campuran mempunyai sifat ideal dan membentuk campuran zeotropik, sehingga profil koefisien aktifitas etanol-n-butanol yang ditunjukkan mendekati satu.

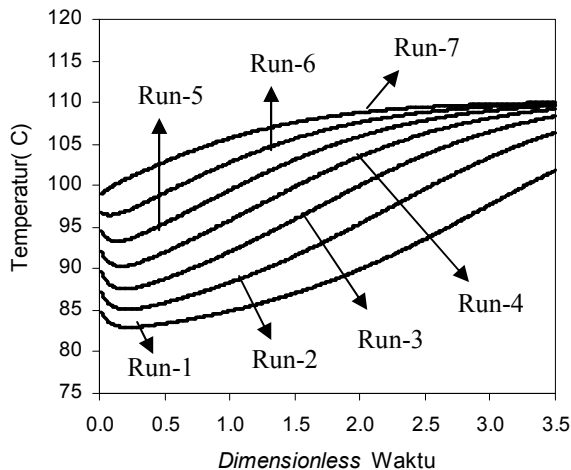
Dari Gambar 10 menunjukkan profil komposisi liquida di *bottom* Run-1, komposisi etanol menunjukkan profil menurun dari komposisi awal dan komposisi n-butanol menunjukkan profil naik dari komposisi awal. Karena komponen etanol merupakan komponen *volatile* sedangkan komponen n-butanol

merupakan komponen *non-volatile*, pada saat proses distilasi batch komponen *volatile* dalam porsi yang lebih besar diuapkan dan sisanya adalah komponen *non-volatile*. Kedua komponen menunjukkan profil komposisi yang konstan pada saat *dimensionless* waktu menunjukkan nilai 3,5 sehingga dibutuhkan *dimensionless* waktu yang lebih kecil untuk memperoleh komponen n-butanol yang lebih murni dari komposisi awal.



Gambar 10. Profil komposisi liquida di *bottom* etanol-n-butanol Run-1

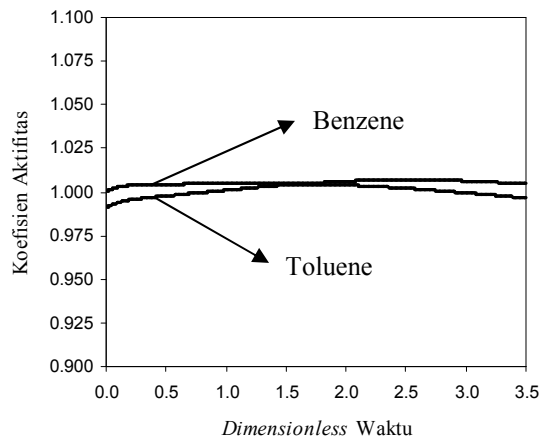
Validasi Hasil Simulasi



Gambar 11. Profil temperatur benzene-toluene untuk Run-1 sampai Run-7.

Gambar 11 menunjukkan profil temperatur benzene-toluene untuk Run-1 sampai Run-7 secara keseluruhan makin naik terhadap *dimensionless* waktu. Hal ini disebabkan karena komponen yang diuapkan

dengan porsi yang lebih besar adalah komponen benzene, sehingga dibutuhkan temperatur yang lebih besar untuk menguapkan komponen toluene yang belum diuapkan. Untuk daerah *dimensionless* waktu 0 sampai 0,25 profil temperatur menunjukkan profil naik, karena karakteristik campuran benzene-toluene seperti yang ditunjukkan profil koefisien aktifitas. Untuk daerah *dimensionless* waktu sama dengan 3,5 menunjukkan profil temperatur belum semua profil konstan, karena campuran benzene-toluene mempunyai temperatur campuran yang lebih besar dibandingkan sistem biner lainnya, sehingga dibutuhkan *dimensionless* waktu yang lebih besar untuk memperoleh profil temperatur yang konstan.

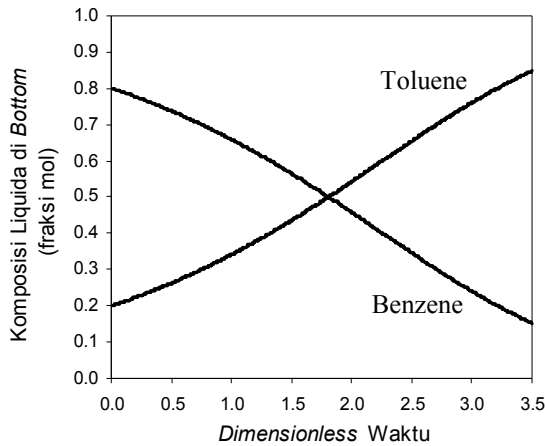


Gambar 12. Profil koefisien aktifitas benzene-toluene Run-1

Gambar 12 menunjukkan profil koefisien aktifitas benzene-toluene sama dengan satu, karena campuran benzene-toluene merupakan campuran hidrokarbon yang bersifat ideal, dipakai sebagai validasi sistem biner seperti aseton-n-butanol, aseton-etanol dan etanol-n-butanol.

Gambar 13 menunjukkan profil komposisi liquida di *bottom* Run-1, komposisi benzene menunjukkan profil menurun dari komposisi awal dan komposisi toluene menunjukkan profil naik dari komposisi awal. Karena komponen benzene merupakan komponen *volatile* sedangkan komponen toluene merupakan komponen *non-volatile*, pada saat proses distilasi batch komponen *volatile* dalam porsi yang lebih besar diuapkan dan sisanya adalah komponen *non-volatile*. Kedua komponen belum menunjukkan profil komposisi liquida di *bottom* konstan sehingga dibutuhkan *dimensionless* waktu yang lebih besar untuk memperoleh komponen toluene yang lebih murni

dari komposisi awal. Dari profil komposisi liquida di *bottom* campuran benzene-toluene digunakan validasi campuran aseton-n-butanol, aseton-etanol dan etanol-n-butanol.



Gambar 13. Profil komposisi liquida di *bottom* benzene-toluene Run-1

Kesimpulan

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan terdapat beberapa hal yang dapat disimpulkan diantaranya:

1. Profil temperatur sistem biner secara keseluruhan menunjukkan profil naik, kecuali sistem biner aseton-n-butanol dan etanol-n-butanol menunjukkan profil turun pada saat *dimensionless* waktu menunjukkan 0 sampai 0,25 ; karena komponen etanol dan n-butanol dalam campuran mempunyai sifat ideal dan membentuk campuran zeotropik.
2. Profil komposisi liquida di *bottom* untuk ketiga sistem biner menunjukkan bahwa setelah dilakukan simulasi pemisahan sistem biner membentuk campuran zeotropik, tanpa membentuk campuran azeotropik dari masing-masing komponen.
3. Simulasi sistem biner aseton-n-butanol, aseton-etanol dan etanol-n-butanol setelah divalidasi dengan sistem biner benzene-toluene memenuhi syarat, dimana koefisien aktifitas sama dengan satu.

Ucapan Terima Kasih

Peneliti mengucapkan terima kasih kepada Direktur Pembinaan Penelitian dan Pengabdian Masyarakat Direktorat Jenderal Pendidikan Tinggi, yang telah mendanai penelitian kami pada Hibah Pascasarjana nomor kontrak: 130/P21PT/DPPM/HTTP/IV/2004.

Daftar Notasi

| | |
|-----------------|--|
| A | : parameter <i>Antoine</i> |
| B | : parameter <i>Antoine</i> |
| C | : parameter <i>Antoine</i> |
| D | : distilat, mol s ⁻¹ |
| d | : diferensial |
| K | : konstanta kesetimbangan |
| P | : tekanan, Bar |
| q | : volume parameter UNIQUAC |
| r | : luasan parameter UNIQUAC |
| t | : waktu, s |
| u _{ji} | : parameter interaksi biner UNIQUAC, J mol ⁻¹ |
| u _{ji} | : parameter interaksi biner UNIQUAC, J mol ⁻¹ |
| V | : kecepatan aliran uap, mol s ⁻¹ |
| W | : kecepatan aliran liquida, mol s ⁻¹ |
| x | : komposisi liquida, fraksi mol |
| y | : komposisi uap, fraksi mol |

Huruf Yunani

| | |
|----------|------------------------------|
| γ | : koefisien aktivitas |
| ξ | : <i>dimensionless</i> waktu |

Superscripts

Sat : liquida jenuh

Subscripts

| | |
|---|--------------|
| B | : boiler |
| C | : kondensat |
| D | : distilat |
| i | : komponen i |

Daftar Pustaka

- Doherty, M. F. and J. D. Perkins, (1978), On the Dynamics of Distillation Processes: II. The Simple Distillation of Model Solutions, *Chem. Eng. Sci.*, 33, pp. 281-301.
- Fidkowski, Z. T., M. F. Doherty and M. F. Malone, (1990), Feasibility of Separations for Distillation of Non ideal Ternary Mixtures, *AIChE Journal*, 39, No. 8, 1303 - 1321.
- Gmehling, J. and U. Onken, (1977), "*Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection*", DECHEMA Chemistry Data Series, I, DECHEMA, Frankfurt.
- Henley, E. J. and J. D. Seader, (1998), "*Separation Process Principles*", pp. 586-712, John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Prausnitz, J. M., (2001), "*The Properties of Gases and Liquids*", ed. 5, pp. A.50 - A. 51, Mc. Graw-Hill, New York.
- Rayleigh, L., (1902), *Phil. Mag.* [vi.], No. 4 (23), pp. 521.
- Schweitzer, P. A. (1996), "*Handbook of Separation Techniques for Chem. Eng.*",

Edisi III, McGraw-Hill Companies, New
York.

j : indeks
W : bottom