
VERIFIKASI MODEL NON KESEIMBANGAN MENARA DISTILASI PADA CAMPURAN HIDROKARBON BINER

Arief Budiman, Joko Sugeng, Rimbo Biworondoko, Sutijan
Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik, UGM
Jl. Grafika 2, Yogyakarta, 55281 Indonesia
e-mail : abudiman@ugm.ac.id

Naskah diterima 4 Mei 2004, dinilai 11 Mei 2004, dan disetujui 18 Agustus 2004

Abstrak

Model keseimbangan pada menara distilasi merupakan model yang banyak dipakai untuk simulasi perhitungan menara distilasi. Model ini menganggap bahwa gas-cairan yang keluar dari satu pelat berada pada kondisi keseimbangan, sehingga sangat populer karena sederhana dan tidak memerlukan perhitungan matematik yang rumit. Bagaimanapun, saat ini para chemical engineers semakin sadar bahwa aliran gas dan cair yang meninggalkan pelat tidak pada kondisi keseimbangan satu sama lain. Proses pemisahan sebenarnya lebih banyak tergantung pada kecepatan perpindahan massa dari fase uap ke fase cair. Pada tulisan terdahulu penulis mengusulkan model non-keseimbangan pada menara distilasi. Dari model tersebut akan dapat dipredikasi unjuk kerjanya, tetapi belum dilakukan uji validasi. Tujuan dari tulisan ini adalah melakukan verifikasi model yang diusulkan dengan hasil percobaan di laboratorium. Alat yang digunakan adalah menara distilasi jenis sieve tray dengan 10 pelat, termasuk kondenser dan reboiler. Percobaan dilakukan pada berbagai variasi reflux ratio, komposisi umpan dan distilat, dan hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa data percobaan mendekati data hasil simulasi model yang diajukan, sehingga dapat disimpulkan bahwa model non-keseimbangan yang diusulkan dapat memperkirakan unjuk kerja menara distilasi.

Kata Kunci: Distilasi, Sieve Tray, Model Non-keseimbangan.

Abstract

The equilibrium stage model is the most popular model for simulating of distillation processes. This model is simple in concepts, so elegant from the mathematical view of point. Recently, however, chemical engineers have long been aware that the streams leaving a real tray are not in equilibrium. In fact, the achieved separation actually depends on the rates of mass transfer from the vapour to the liquid phases and these rates depend on the extent to which the vapor and liquid stream are not in equilibrium with each other. In the previous paper, the author have proposed a non-equilibrium model for distillation simulation. The aim of this paper is to discuss the verification of the proposed model with the lab-scale experiment of hydrocarbon mixtures. Ten plates of sieve-tray column including condenser and reboiler is used in this study. The studied variables comprise the reflux ratios, feed composition and distillate rates. The simulation results from the non-equilibrium model shows reasonably good agreement with the experiments, so it is capable for predicting actual distillation column performance.

Key Words : Distillation, Sieve Tray, Non Equilibrium Model.

1. Pendahuluan

Distilasi adalah suatu proses pemisahan campuran cairan berdasarkan sifat volatilitas menjadi hasil atas destilat dan hasil bawah atau *bottom*. Proses ini telah berkembang pesat utamanya di lingkungan industri perminyakan (*petroleum refinery*) karena banyak diperlukan untuk pemisahan minyak mentah (*crude oil*) menjadi fraksi-fraksinya (Porter, 1995).

Disamping merupakan unit operasi yang banyak dipakai dalam industri, distilasi juga merupakan pengguna energi yang sangat banyak, sehingga Ognisty, 1995; Budiman dan Ishida, 2001). Hal ini sejalan dengan trend kenaikan bahan bakar yang terus meningkat dari tahun ke tahun.

Konservasi energi bertujuan untuk mengurangi kebutuhan energi. Untuk pabrik yang sudah berdiri bisa dilakukan dengan *me-review* perancangan menara distilasi dan dilanjutkan dengan audit energi berdasarkan data proses. Untuk rencana pendirian pabrik baru, rancangan menara distilasi yang hemat energi sudah bisa dirancang sejak awal (Budiman, 2003). Dari kondisi tersebut jelaslah diperlukan pemahaman yang baik tentang analisis dan sintesis, termasuk perancangan menara distilasi.

Pada tulisan terdahulu, penulis (Budiman, 1999) telah membahas perancangan menara distilasi dengan model non-keseimbangan. Tujuan dari tulisan ini adalah melakukan verifikasi model yang diusulkan dengan hasil percobaan di laboratorium pada berbagai parameter utama seperti *reflux ratio* dan kecepatan destilat. Kedekatan hasil simulasi model dengan percobaan diperlukan untuk membuktikan bahwa model yang diusulkan mempunyai kemampuan untuk memperkirakan unjuk kerja menara distilasi, sehingga hasil analisis dan sintesis yang dilakukan mempunyai akurasi yang tinggi.

2. Fundamental

Model Keseimbangan

Metode perhitungan untuk perancangan menara distilasi yang banyak digunakan selama ini adalah metode yang berdasarkan pada kondisi ideal, seperti metoda *Ponchon Savarit* dan *McCabe-Thiele*. Metoda ini beranggapan bahwa kontak yang terjadi antara uap-cair di setiap pelat berada pada kondisi keseimbangan fase (King, 1971). Persamaan yang biasa digunakan untuk menyelesaikan problem ini adalah MESH, dengan $M = \text{mass balance}$ (neraca massa), $E = \text{equilibrium}$ (keseimbangan), $S = \text{summation of mole fraction}$ (penjumlahan fraksi mol), $H = \text{enthalpy}$.

Dalam perkembangannya, semakin disadari bahwa kondisi sebenarnya pada sistem

Distilasi tidak berada dalam keadaan keseimbangan fase. Waktu kontak uap-cair yang relatif singkat kadang belum memungkinkan terjadinya keseimbangan fase, sehingga diperlukan metode lanjut untuk memperbaiki metode-metode perhitungan dan perancangan yang sudah ada. Konsep selanjutnya untuk merevisi keadaan ideal tersebut adalah dengan memasukkan harga efisiensi menara yang nilainya berkisar 30 - 70 % (McCabe *et.al.*, 1985). Pada kenyataannya konsep inipun masih belum dapat memberikan gambaran tentang kondisi sesungguhnya pada menara distilasi.

Model Non-keseimbangan

Model ini dimaksudkan untuk memperbarui metode perhitungan yang memasukkan unsur efisiensi pada menara distilasi. Pada model keseimbangan dianggap bahwa tidak ada perpindahan panas dan perpindahan massa saat terjadi kontak gas-cair untuk keperluan perhitungan cepat, model ini sudah dapat digunakan. Seandainya diinginkan perhitungan rinci, model keseimbangan belum dapat memberikan gambaran yang benar tentang unjuk kerja menara distilasi. Karena itu, dikembangkan model non-keseimbangan atau dikenal dengan *mass transfer model*, yang memperhatikan adanya perpindahan panas dan perpindahan massa secara simultan melewati *interface* pada saat terjadi kontak gas-cair. Banyak tulisan tentang model ini, terutama pada kolom dengan bahan isian (Krishnamurthy dan Taylor, 1985; Kooijman dan Taylor, 1995).

3. Metodologi

Percobaan menggunakan menara distilasi skala laboratorium dijalankan untuk mempelajari unjuk kerja campuran hidrokarbon biner. Variasi yang dilakukan meliputi komposisi umpan, *reflux ratio* dan kecepatan destilat. Hasil percobaan selanjutnya dibandingkan dengan hasil simulasi model. Penyimpangan hasil percobaan dan simulasi akan menentukan tingkat akurasi model non-keseimbangan yang diusulkan.

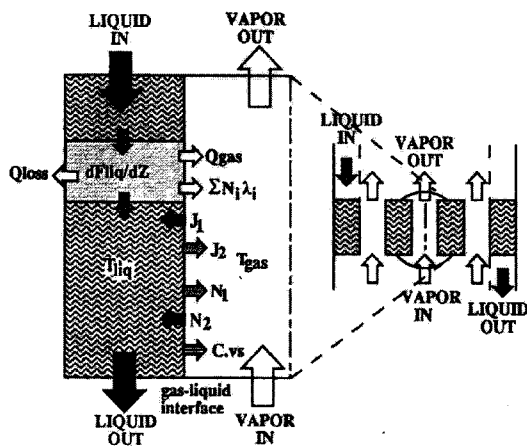
Pemodelan

Pada artikel terdahulu penulis (Budiman, 1999) telah mempelajari model non-keseimbangan untuk kolom jenis *sieve tray*. Anggapan yang dipakai adalah fase gas mengontrol kecepatan dalam proses penguapan maupun pengembunan pada tiap-tiap pelat, sehingga neraca massa, neraca panas, fluks difusi dan fluks konvektif dipakai untuk menghitung proses keseimbangan, penguapan dan pengembunan pada suatu pelat. Secara fisis model

Non-keseimbangan ini dapat dilihat pada gambar 1
Fluks massa dalam lapisan gas (N_i) dapat dituliskan sebagai penjumlahan fluks massa secara difusi (J_i) dan fluks massa secara konveksi.

$$N_i = J_i + C v_s \cdot y_i \quad (2)$$

$$Sh_i = \frac{J_i D_o}{CD_i(y_{i, \text{int}} - y_{i, \text{out}})} = \left[3.66 + \frac{0.0668 (\pi / 4Gz)^{-1}}{1 + 0.04 (\pi / 4Gz)^{-2/3}} \right] \exp(-0.1098 Re \cdot Sc) \quad (3)$$



Gambar 1. Model Non-keseimbangan pada Satu Plate

Dengan D_o adalah diameter lubang pada fase uap. Bilangan *Graetz* (Gz), *Reynold* (Re) dan *Schmidt* (Sc) dapat dihitung dengan persamaan :

$$Gz = \frac{\pi D_o^2 v_s}{4 D_i z} \quad (4)$$

$$Re \cdot Sc = \frac{v_s}{D} D_o \quad (5)$$

Pada persamaan (3), (4), dan (5) D_i adalah koefisien difusi efektif dari komponen i dan dapat dihitung dengan persamaan Wilke.

$$D_i = \frac{1 - y_i}{\sum_{j=1, j \neq i}^{N_c} \frac{y_j}{D_{ij}}} \quad (6)$$

dengan D_{ij} adalah koefisien difusi pasangan i - j yang dapat dihitung dari persamaan Fuller (Cussler, 2000) :

$$D_{ij} = \frac{10^{-3} T^{1.75}}{P \left[(T_c / P_c)_i^{1/3} + (T_c / P_c)_j^{1/3} \right]^3} \sqrt{\frac{1}{M_i} + \frac{1}{M_j}} \quad (7)$$

Dengan P adalah tekanan (atm), T_c dan P_c adalah suhu kritis (K) dan tekanan kritis (atm). M_i dan M_j adalah berat molekul komponen i dan j , serta T adalah suhu cairan pada kondisi tersebut.

Algoritma Simulasi

Simulasi model non-keseimbangan diatas dilakukan dari puncak ke bagian bawah menara. Mula-mula komposisi cairan pada pelat 1 diberi harga tertentu. Setelah kondisi pada pelat 1 diketahui (F_{liq1} dan F_{gas1}), neraca massa dan neraca panas pada pelat 2 dapat dihitung. Selanjutnya dari definisi fluks massa, jumlah perubahan masing-masing komponen dapat diketahui. Kemudian kecepatan aliran cairan dan gas masuk pada batas bawah dapat dihitung. Dengan diketahuinya fraksi mol pada kedua fase, suhu di fase uap dan cair yang merupakan *dew-point* dan *bubble-point temperature* dapat pula dihitung. Pada reboiler, perhitungan dilakukan dengan menganggap terjadi keseimbangan. Komposisi menara bagian bawah dihitung dengan neraca massa pada reboiler. Jika komposisi hasil bawah berdasarkan keseimbangan dan neraca massa mempunyai harga yang hampir sama, perhitungan dihentikan. Jika belum, maka perhitungan diulang dari pelat 1 dengan menggunakan nilai awal yang berbeda. Demikian seterusnya sampai nilai toleransi tercapai.

Verifikasi Model dengan Data Laboratorium

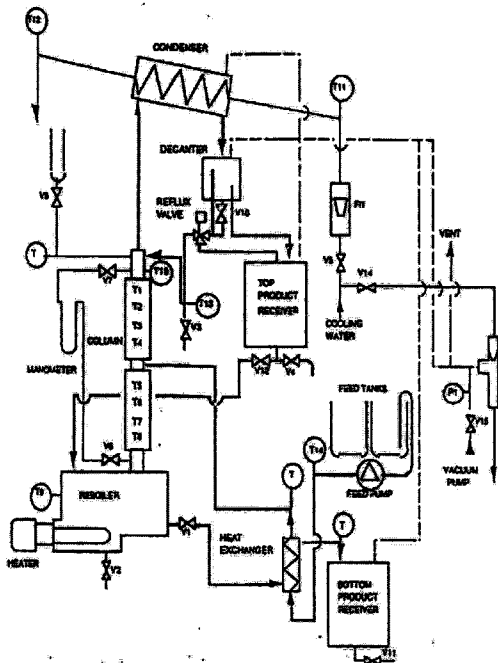
Untuk memastikan bahwa model yang diusulkan di atas dapat mewakili kondisi nyata menara distilasi, perlu dilakukan verifikasi model dengan data yang diambil di laboratorium. Rangkaian alat terdiri dari satu set alat *Continous Distillation Column* yang dikontrol dengan sebuah komputer PC menggunakan software *Genesis Control Series* (Armfield, 1996). Menara terdiri dari 8 sieve tray dan masing-masing tray mempunyai 200 buah *hole* dengan diameter *hole* sebesar 0.0015 m. Tinggi cairan dalam tiap pelat sebesar 0.01 m. Pelat 1 adalah kondenser total, pelat 10 adalah reboiler dan umpan masuk menara pada pelat 6. Skema rangkaian alat dapat dilihat pada Gambar 2.

Bahan yang digunakan untuk melakukan verifikasi model non-keseimbangan ini adalah campuran hidrokarbon *n-hexane* dan *n-heptane*. Percobaan dimulai dengan mengisi tangki umpan dengan 5 liter campuran *n-hexane* dan *n-heptane*.

Sedangkan kanreboiler diisi dengan 10 liter campuran *n-hexane* dan mol *n-heptane* yang mempunyai perbandingan fraksi mol mendekati kondisi keseimbangan saat proses sudah berjalan dengan maksud untuk mempercepat tercapainya kondisi *steady state* pada proses distilasi.

Setelah komputer dan *power control console* dihidupkan, reboiler dijalankan pada nilai panas tertentu dengan mengatur tombol yang ada. Selanjutnya air pendingin dialirkan ke kondenser dengan kecepatan 3.5 liter/menit dengan harapan semua uap yang ada dapat terembunkan. Mula-mula menara distilasi dioperasikan pada *reflux* total selama 30 menit untuk memastikan kondisinya sudah *steady state*. Setelah itu, umpan dimasukkan pada pelat ke 6. Pada aliran *bottom*, panas yang dibawa dipakai untuk memanasi aliran umpan pada *preheater*.

Kondisi *steady state* tercapai apabila pada beban reboiler, kecepatan umpan, *reflux ratio* dan kecepatan destilat memberikan nilai-nilai suhu di tiap pelat yang konstan (tidak berubah lagi terhadap waktu). Setelah kondisi *steady state* tercapai suhu-suhu yang ditunjukkan oleh alat dicatat, kemudian diambil hasil atas dan hasil bawah. Selanjutnya hasil yang diperoleh dianalisis



Gambar 2. Rangkaian Alat Percobaan

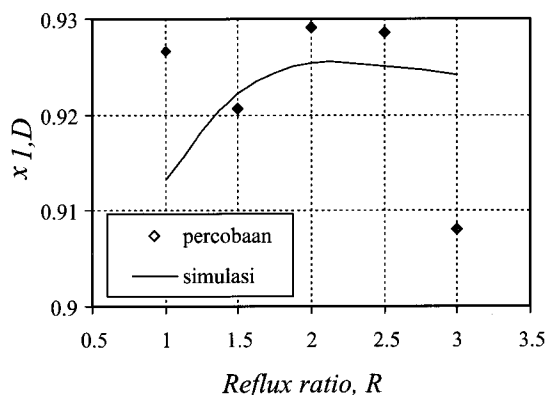
4. Hasil dan Pembahasan Kasus Utama

Sebagai kasus utama digunakan campuran biner *n-hexane* (1) dan *n-heptane* (2) dengan

kecepatan 0,0093 mol/detik dan fraksi mol yang sama, $x_1 = 0.5$ dan $x_2 = 0.5$. Umpan dimasukkan menara pada pelat 5 dan kecepatan hasil atas/distilat diset pada kecepatan $D = 0,3F$.

sama, $x_1 = 0.5$ dan $x_2 = 0.5$. Umpan dimasukkan menara pada pelat 5 dan kecepatan hasil atas/distilat diset pada kecepatan $D = 0,3F$.

Gambar 3 menunjukkan unjuk kerja hasil atas komponen 1 ($x_{1,D}$) pada berbagai *reflux ratio*. Blok data/titik yang dihubungkan satu sama lain merupakan data $x_{1,D}$ hasil simulasi, sedangkan blok data/titik yang tidak dihubungkan merupakan data $x_{1,D}$ hasil percobaan laboratorium. Jika dibandingkan antara data $x_{1,D}$ hasil simulasi dengan data $x_{1,D}$ hasil percobaan, terlihat bahwa pada *reflux ratio*, $R = 1,5$ sampai dengan $R = 2,5$ data simulasi sangat dekat dengan data percobaan. Sedangkan pada $R = 1.0$ dan $R = 3.0$, data percobaan menjauh dari data simulasi. Hal ini disebabkan karena pada operasi *reflux ratio* kecil, $R = 1.0$ kecepatan gas dan cairan juga akan kecil, sehingga terjadi *weeping*. Pada $R = 3.0$, kecepatan gas jauh lebih besar dibandingkan dengan kecepatan cairan, sehingga cairan dari pelat atas tidak dapat jatuh dengan sempurna ke pelat dibawahnya akibat tertahan oleh kecepatan gas yang besar. Kondisi ini dikenal dengan *entrainment*. Dari hasil hitungan diperoleh tingkat kesalahan sebesar 0,84 %. Hal lain yang perlu dicatat adalah adanya nilai $x_{1,D}$ optimum baik dari data simulasi maupun data percobaan, yaitu saat $R = 2.0$.

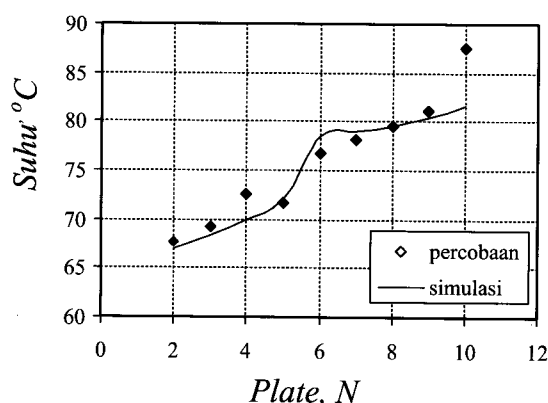


Gambar 3. Unjuk Kerja Hasil Atas pada Berbagai Reflux Ratio ($D = 0,3F$)

Untuk melihat seberapa jauh penyimpangan data simulasi dengan data laboratorium dari distribusi suhu cairan keluar pelat sepanjang menara, ditampilkan kondisi pada $R = 1,5$ seperti yang terlihat pada gambar 4.

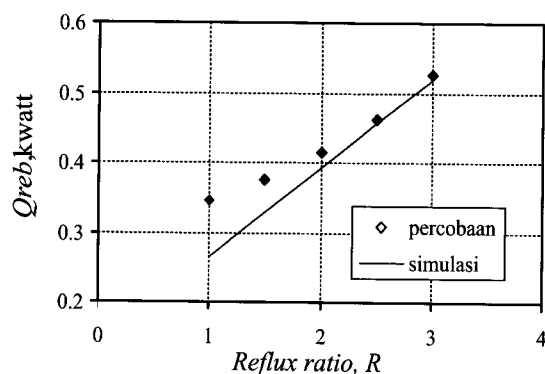
Secara umum dapat dilihat bahwa suhu cairan naik dari pelat atas (kondenser) ke pelat

dan suhu tertinggi terdapat pada plat terakhir (reboiler). Hal ini disebabkan karena pada proses destilasi, reboiler merupakan *heat source*, sedangkan kondenser merupakan *heat sink*. Jika dibandingkan antara data suhu hasil simulasi dengan data suhu hasil percobaan, terlihat bahwa kedua data tersebut sangat berdekatan dan dari hasil perhitungan didapat tingkat kesalahan sebesar 1,92 %.



Gambar 4. Distribusi Suhu sepanjang Menara pada $R= 1,5$ & $D=0,3f$

Reboiler pada proses destilasi merupakan sumber panas yang bebannya tergantung seberapa banyak cairan yang diuapkan. Sedangkan jumlah cairan tersebut sangat tergantung seberapa besar operasi *reflux ratio*. Akibatnya jumlah beban reboiler akan naik seiring dengan kenaikan *reflux ratio*. Hubungan *reflux ratio* dengan beban reboiler pada kasus yang ditinjau ($D = 0,3F$) dapat dilihat pada Gambar 5.



Gambar 5. Hubungan *Reflux Ratio* dengan Beban Reboiler pada $D=0,3f$

Jika dibandingkan antara data beban reboiler, Q_{reb} hasil simulasi dengan Q_{reb} hasil percobaan, terlihat bahwa pada *reflux ratio* lebih besar dari pada 2, nilainya berimpit. Sedangkan

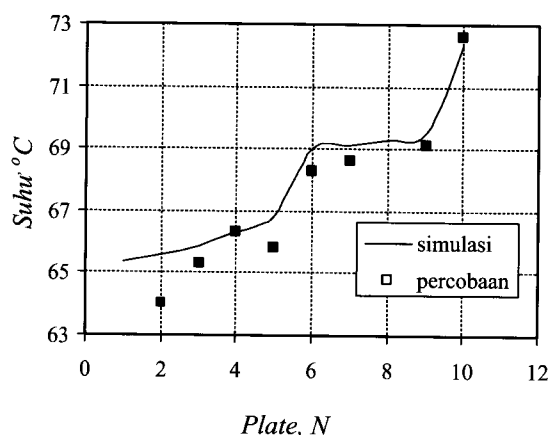
pada *reflux ratio* lebih kecil dari pada 2, terdapat sedikit penyimpangan. Tingkat penyimpangan rata-rata dari data tersebut besarnya 8,93 %. Perlu dicatat bahwa angka tersebut didapat dengan menganggap efisiensi reboiler sebesar 57 %.

Pengaruh Perubahan Komposisi Umpan

Untuk mengetahui tingkat kesalahan data simulasi dengan data percobaan, selanjutnya akan dilakukan percobaan dengan merubah komposisi umpan dari $x_1=0,5$ dan $x_2=0,5$ menjadi $x_1=0,8$ dan $x_2=0,2$. Demikian pula kecepatan distilat dinaikkan dari $D=0,3F$ menjadi $D=0,4F$. Sementara itu kecepatan umpan besarnya hampir sama dengan kasus sebelumnya, yaitu 0,0097 mol/det.

Gambar 6 menunjukkan distribusi suhu cairan sepanjang menara pada operasi $R=2,0$. Jika dibandingkan dengan kasus sebelumnya pada Gambar 4, terlihat bahwa terjadi penurunan rentang suhu dari (65-85 °C) menjadi (65-75 °C). Hal ini disebabkan karena terjadinya penurunan komposisi komponen berat dari $x_2= 0,5$ menjadi $x_2= 0,2$. Tingkat penyimpangan data simulasi dengan data percobaanpun dapat dilihat pada Gambar 6 dan besarnya 0,17 %.

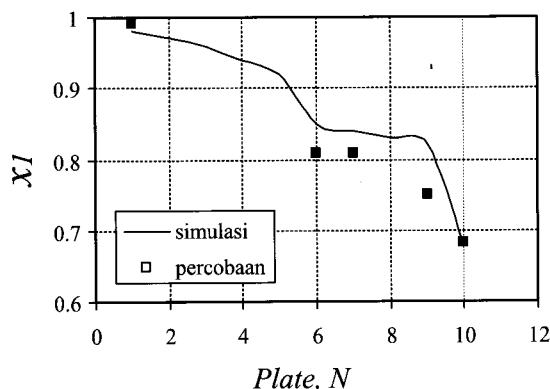
Distribusi konsentrasi komponen ringan x_1 sepanjang menara pada $R= 2,0$ dapat dilihat pada Gambar 7. Karena kesulitan saat pengambilan sampel, dari percobaan hanya dapat dicatat pada pelat 1, 6, 7, 9, dan 10. Dari data percobaan yang



Gambar 6. Distribusi Suhu sepanjang Menara pada $R= 2,0$, $D=0,4f$

ada terlihat bahwa nilainya sangat dekat dengan data hasil simulasi dan tingkat kesalahannya sebesar 3,49 %. Secara umum dari data hasil simulasi terlihat bahwa pada pelat ke 1, x_1 mempunyai harga yang paling besar. Sedangkan harga x_1 paling rendah ada pada reboiler (plat 10). Perlu dicatat bahwa pada pelat 5 ke 6 (*feed plate*) terjadi penurunan x_1 yang tajam. Hal ini

disebabkan karena pada pelat 5, $x_1=0,9193$ bercampur dengan $x_1 = 0,8$ dari umpan.

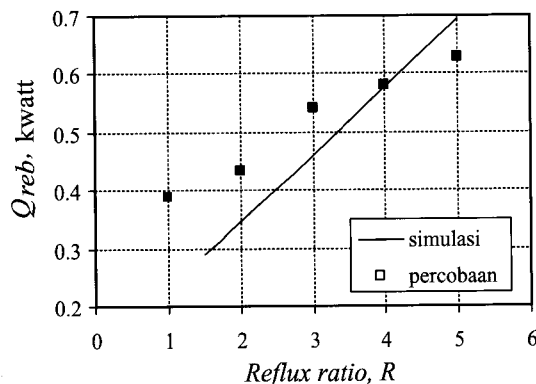


Gambar 7. Distribusi Mol Fraksi sepanjang Menara pada $R= 2.0$ & $D=0.4f$

Gambar 8 menunjukkan besarnya beban reboiler, Q_{reb} pada berbagai *reflux ratio*. Jika dibandingkan dengan kasus sebelumnya pada Gambar 5, terlihat bahwa kedua kasus tersebut mempunyai kecenderungan yang sama, Q_{reb} naik dengan kenaikan *reflux ratio*. Tingkat kesalahan rata-rata juga dapat dilihat pada gambar tersebut dan setelah dilakukan perhitungan hasilnya sebesar 13,21%.

5. Kesimpulan

Model non-keseimbangan menara distilasi telah dikembangkan. Untuk menguji keakuratan model tersebut telah dilakukan verifikasi dengan data di laboratorium. Saat operasi menara distilasi pada *reflux ratio* kecil mengakibatkan terjadinya *entrainment*, sedangkan pada *reflux ratio* besar



Gambar 8. Hubungan Reflux Ratio dengan Beban Reboiler pada $D=0.4F$

Mengakibatkan terjadinya *flooding/entrainment*. Data percobaan menunjukkan bahwa terdapat harga *reflux ratio*

dicari dengan simulasi model non-keseimbangan yang diusulkan. Verifikasi data hasil simulasi model non-keseimbangan dengan data hasil percobaan mempunyai harga yang tidak jauh berbeda, sehingga model yang diusulkan dapat dipakai untuk memprediksi unjuk kerja menara distilasi.

Ucapan Terima Kasih

Ucapan terima kasih disampaikan kepada Menristek RI yang telah memberi dana lewat program Riset Unggulan Terpadu Internasional (RUTI II). Juga kepada Prof. Masaru Ishida (*Tokyo Institute of Technology*), partner kerjasama yang selalu memberikan masukan berharga.

Daftar Pustaka

- [1] Armfield, (1996), "Instruction Manual Continuous Distillation Column", Armfield Ltd., England.
- [2] Budiman, A., (1999), "Perancangan Menara Distilasi Dengan Model Non Keseimbangan", *Seminar Nasional Dasar-dasar dan Aplikasi Perpindahan Panas dan Massa*, PAU IT, UGM, Maret 1999, 190-195.
- [3] Budiman, A., (2003), "Energy saving Improvement for Binary Mixture in Distillation Column", RUTI II, 1st year-Report.
- [4] Budiman, A. and Bayu, H.T., (2002), "Exergy Analysis of Heat Integrated Distillation Column", *International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation and Environmental Aspect of Energy System*, ECOS-2002, Berlin, Germany.
- [5] Budiman, A. and Ishida, M (2001), "Behavior of a Middle Component in a Multi Component Distillation Column", *6th World Conference of Chemical Engineering*, Sept 2001, Melbourne, Australia.
- [6] Cussler, E.L., (2000), *Diffusion Mass Transfer in Fluid Systems*, 2nd, Cambridge University Press, USA.
- [7] Ito, A. and Asano, K., (1982), "Thermal Effect in Non-Adiabatic Binary Distillation; Effect of Partial Condensation of Mixed Vapor on The Rates of Heat and Mass Transfer and Prediction of H.T.U.", *Chem.Eng.Sci.*, 37, 1007-1014.
- [8] King, C.J., (1971), *Separation Processes*, 2nd. ed., McGraw-Hill, New York.

- [9] Kooijman, H.A. and Taylor, R., (1995), "Modelling Mass Transfer in Multicomponent Distillation", *Chem.Eng. J*, 57, 177-188.
- [10] Krishnamurthy, R. and Taylor, R., (1985), "A Nonequilibrium Model Stage Model of Multicomponent Separation Processes, Part I: Model Description and Method of Solution", *AIChE J*, 31, 3, 449-455.
- [11] McCabe, W.L., Smith, J.C., and Harriott, P., (1985), *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4th. ed., McGraw-Hill, New York.
- [12] Ognisty, T.P., (1995), "Analyze Distillation Column With Thermodynamics", *Chem.Eng. Prog.*, 91, 2, 40-46.
- [13] Porter, K.E., (1995), "Why Research is Needed in Distillation", *Trans.I.Chem.E.*, 73, Part A, 357-362.