

Tinjauan Parameter Utama pada Pressure Swing Distillation

Arief Budiman* dan Sutijan

Process System Engineering Research Group, Jurusan Teknik Kimia FT-UGM
Jl. Grafika 2 Kampus UGM Yogyakarta 55281

Abstract

Separation of components constituting an azeotropic mixture cannot be performed using a classical distillation columns. One of the methods to answer this problem is achieved by using pressure swing distillation. This configuration is referred to two-column distillation operating in series at different pressure to give the ability to overcome the azeotropic barrier. The main objective of this paper is to study main parameters in pressure swing distillation column. The operating condition such as number of plate, feed plate, bottom rate, pressure and recycle rate are selected to evaluate.

Keywords: azeotropic mixture, azeotropic distillation, pressure swing distillation

Pendahuluan

Secara umum, setiap industri kimia mempunyai unit pemisahan produk, hasil samping maupun bahan baku yang tidak bereaksi. Walaupun banyak teknologi pemisahan digunakan, tetapi pemisahan dengan menara distilasi masih disukai khususnya pada pemisahan campuran non ideal (Eliceche dan Sargent, 1981).

Distilasi adalah operasi pemisahan campuran dalam fase cair menjadi komponen-komponennya berdasarkan perbedaan volatilitas. Semakin besar perbedaan volatilitasnya maka larutan akan semakin mudah untuk dipisahkan. Untuk campuran non azeotrop pemisahan relatif mudah dilakukan, tetapi untuk campuran azeotrop timbul beberapa kesulitan terkait dengan sifat yang unik pada titik azeotrop. Akibatnya problem sintesa pada campuran azeotrop adalah problem yang sangat kompleks (Widagdo dan Seider, 1996).

Beberapa tulisan tentang pemisahan campuran non ideal telah dipublikasikan terutama pada campuran azeotrop (Bauer dan Stichlmair, 1995; Li dkk., 2007). Diskusi dan pembahasan ditekankan pada metoda analisis, pemilihan *entrainer*, perancangan, *column sequencing*, dan pengendalian prosesnya. Perancangan menara destilasi terutama membahas penggunaan kolom ekstraktif untuk memisahkan campuran azeotrop dengan titik didih minimum (Levy dkk., 1985; Knapp dan Doherty, 1992; Knight dan Doherty, 1989; Laroche dkk., 1991; Laroche dkk., 1992; Schuele, 1999; Sutijan dan Sulistyio, 2004).

Salah satu konfigurasi untuk memurnikan campuran azeotrop adalah dengan *pressure swing distillation*. Pada prinsipnya konfigurasi tersebut dilakukan dengan mengoperasikan dua buah menara

secara seri (menara 1 dan 2) dengan tekanan yang berbeda. Selanjutnya *recovery* produk dilakukan dengan mengembalikan hasil atas menara 2 dengan tekanan tinggi ke umpan menara 1 yang mempunyai tekanan rendah. Pada tulisan ini *recovery* dilakukan dengan mengembalikan hasil atas menara 2 ke umpan menara 2 juga. Konfigurasi ini akan berguna jika suatu pabrik etanol dengan kadar 95%, misalnya, akan dilakukan pemurnian untuk mendapatkan produk etanol 100%, dengan tanpa merubah konfigurasi pabrik yang ada.

Landasan Teori

Azeotrop adalah bahasa Yunani yang berarti “*to boil unchanged*”, sehingga pada titik ini komposisi gas dan cairan mempunyai nilai yang sama. Akibatnya pemurnian tidak bisa dilakukan lebih dari kemurnian pada titik azeotrop tersebut hanya dengan menggunakan distilasi biasa.

Lecat (1918) mengklasifikasikan campuran azeotrop berdasarkan tingkat penyimpangan dengan hukum Raoult.

Pada keadaan seimbang gas-cair, nilai K_i didefinisikan:

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} = \frac{\gamma_i^L f_i^L}{\phi_i^V P} \quad (1)$$

Dalam hal ini y_i , x_i = fraksi mol fase gas, cair komponen i pada kesetimbangan. Sementara itu γ_i^L adalah koefisien aktifitas yang merupakan penyimpangan dari kondisi ideal (*nonideality*) pada fase cair dan ϕ_i^V adalah koefisien aktifitas pada fase gas. Sementara itu, f_i^L adalah fugasitas cairan murni komponen i .

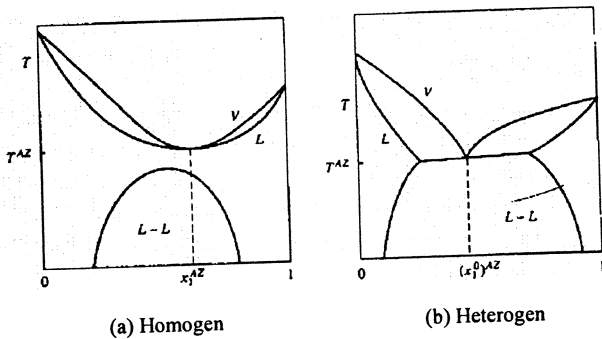
Pada tekanan rendah $\phi_i^V = 1$ dan $f_i^L = P_i^s =$ tekanan uap komponen i , sehingga persamaan (1) dapat ditulis:

*Alamat korespondensi: Tel.: +62-274-902171, Fax: +62-274-902170, E-mail: abudiman@chemeng.ugm.ac.id

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} = \gamma_i^L \frac{P_i^s}{P} \quad (2)$$

Jika $\gamma_i^L < 1,0$ akan terjadi penyimpangan negatif terhadap hukum Raoult dan terbentuk *maximum-boiling azeotrope*. Demikian sebaliknya, jika $\gamma_i^L > 1,0$ akan terjadi penyimpangan positif dan terbentuk *minimum-boiling azeotrope*. Jika penyimpangan cukup besar ($\gamma_i^L \gg 1,0$) akan terjadi pemisahan fase dan *minimum-boiling heterogeneous azeotrope* mempunyai fase gas pada kesetimbangan dengan dua fase cair.

Gambar 1 menunjukkan diagram fase campuran azeotrop sistem biner pada tekanan konstan. Campuran homogen (*homogenous azeotrope*) terjadi saat *vapor-liquid envelope* tidak bersinggungan dengan *liquid-liquid envelope* dan sebaliknya jika kedua *envelope* tersebut bersinggungan disebut dengan *heterogenous azeotrope*. Untuk campuran homogen, saat komposisi $x_1 = x_1^{AZ}$ seperti terlihat pada Gambar 1a, komposisi uap nilainya juga sama $y_1 = x_1^{AZ}$ dan campuran mendidih pada T^{AZ} . Demikian pula untuk campuran heterogen (Gambar 1b), saat komposisi $x_1^0 = (x_1^0)^{AZ}$, komposisi $y_1 = (x_1^0)^{AZ}$. Perlu dicatat, $(x_1^0)^{AZ}$ terpisah menjadi dua fase cair, sehingga terdapat tiga kesetimbangan fase dengan komposisi yang berbeda.

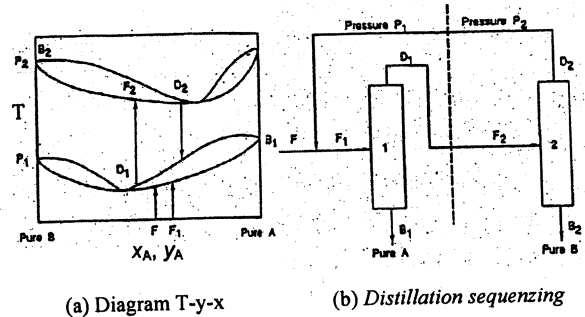


Gambar 1. Diagram fase sistem biner campuran azeotrop pada P konstan

Titik azeotrop mempunyai karakteristik yang unik, karena pemisahan tidak dapat dilakukan hanya dengan satu menara distilasi biasa. Secara umum teknik pemisahan campuran azeotrop meliputi (i) *salted distillation*, dengan penambahan garam ionik yang akan terurai pada campuran dan merubah komposisi azeotrop, (ii) *extractive distillation*, dengan penambahan komponen ketiga (*entrainer*) yang berfungsi untuk merubah volatilitas relatif, dan (iii) *pressure swing distillation*, yang mengoperasikan dua buah kolom secara seri dengan perbedaan tekanan, seperti terlihat pada Gambar 2.

Pada campuran azeotrop tertentu, perubahan tekanan mempunyai efek yang cukup besar terhadap

komposisi kesetimbangan uap-cair campuran azeotrop, seperti terlihat pada Gambar 2a. Penurunan tekanan dari P_2 ke P_1 , mengakibatkan terjadinya penurunan komposisi azeotrop, x_A . Sementara itu operasi *pressure swing distillation* dapat dilihat pada Gambar 2b. Umpan total F_1 (campuran umpan segar dan distilat menara 2) masuk menara 1 yang beroperasi pada tekanan P_1 . Hasil bawah menara 1 merupakan produk A yang hampir murni, sedangkan hasil atas masuk menara 2 yang beroperasi pada tekanan tinggi. Selanjutnya, produk B yang hampir murni diambil sebagai hasil bawah menara 2.



Gambar 2. Pressure swing distillation untuk minimum-boiling azeotrop

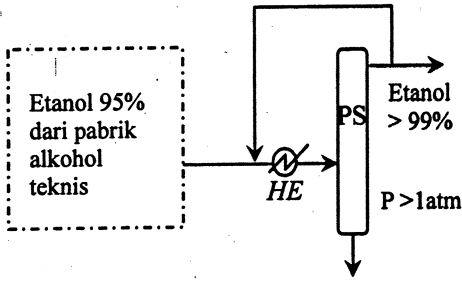
Metodologi

Model kesetimbangan yang mengambil asumsi terjadi kesetimbangan pada tiap *plate* digunakan untuk menyelesaikan kasus yang ditinjau. Selanjutnya perhitungan dilakukan dengan bantuan *Software ASPEN Plus Ver 12.1*.

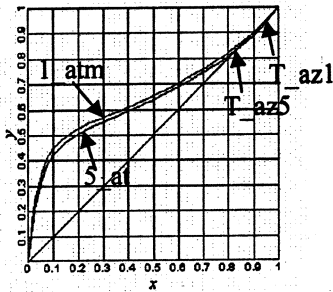
Sebagai studi kasus ditinjau *pressure swing distillation*, dimana menara 1 merupakan menara yang ada pada pabrik etanol, seperti terlihat pada Gambar 3. Keluar dari pabrik, etanol dengan kecepatan 1500 kg/jam dan konsentrasi 95% berat dimasukkan ke menara PS pada *plate* ke 4. Menara PS beroperasi pada tekanan 5 atm. Kondenser yang digunakan adalah kondenser total dan *plate* ke-18 adalah reboiler. Selanjutnya hasil atas menara PS dicampur dengan umpan dari menara tersebut. Hasil yang berupa etanol murni diambil sebagai hasil bawah dengan kecepatan 450 kg/jam.

Sebelum meninjau studi kasus, marilah kita tinjau dahulu diagram *x-y* etanol-air pada tekanan 1 dan 5 atmospher (Gambar 3b). Terlihat bahwa kenaikan tekanan, mengakibatkan terjadinya penurunan titik azetrop dari $T_{az1} = 95,54\%$ ke T_{az5} yang nilainya lebih rendah, sehingga umpan dari menara sebelumnya yang nilainya 95% telah melewati titik azeotrop pada menara PS yang bertekanan 5 atm..

Perlu dicatat bahwa konfigurasi ini cocok seandainya pabrik alkohol teknis (etanol 95%) akan dimodifikasi untuk menghasilkan alkohol murni. Dengan hanya penambahan satu menara distilasi, tanpa harus merubah konfigurasi pabrik yang ada, sudah dihasilkan alkohol murni yang selanjutnya dapat digunakan sebagai campuran untuk membuat gasohol.



a. Etanol 99% dari dari alkohol teknis

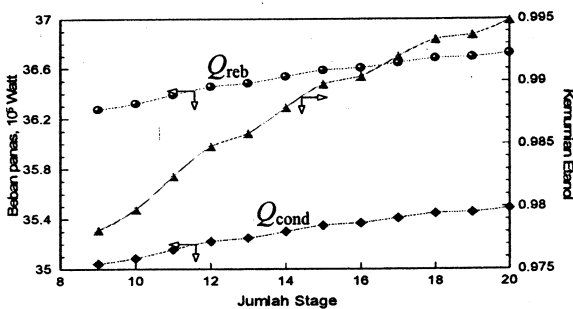


b. Diagram xy etanol-air

Gambar 3. Studi kasus etanol-air

Hasil dan Pembahasan

Jumlah Plate. Gambar 4 menunjukkan pengaruh jumlah *plate* terhadap kemurnian etanol. Terlihat bahwa semakin banyak jumlah *plate*, kemurnian etanol akan semakin besar. Hal ini disebabkan karena semakin banyak jumlah *plate* maka kesetimbangan yang terjadi semakin banyak akibatnya kemurnian hasil etanol semakin besar pula. Kemurnian etanol lebih besar 99% dapat dicapai mulai *plate* ke-16.

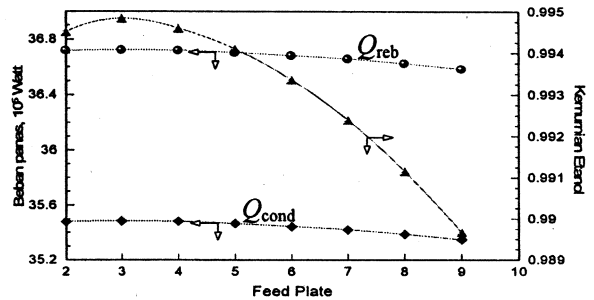


Gambar 4. Pengaruh jumlah *plate* terhadap kemurnian etanol

Dari gambar 4 pada koordinat *y* sebelah kiri terlihat semakin banyak jumlah *plate* maka beban kondenser dan reboiler akan semakin besar. Hal ini disebabkan karena semakin banyak jumlah *plate*, menara distilasi akan semakin tinggi sehingga dibutuhkan jumlah dan tekanan uap yang lebih besar, akibatnya beban reboiler akan semakin besar pula.

Feed Plate. Hubungan antara posisi *feed plate* dengan kemurnian hasil dapat dilihat pada Gambar 5. Dari gambar tersebut terlihat bahwa semakin ke bawah posisi *feed plate* maka kemurnian yang didapat

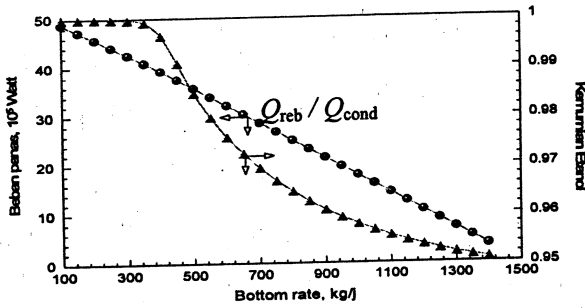
semakin kecil. Hal ini sesuai dengan teori yang menyatakan bahwa posisi *feed plate* akan optimal jika dimasukkan pada *plate* dengan komposisi yang hampir sama dengan komposisi umpan yang dimasukkan ke menara distilasi. Pada data percobaan distribusi komposisi tiap *plate* didapat komposisi yang hampir sama dengan komposisi *feed plate* adalah pada *plate* ke-3. Sehingga jika *feed plate* tinggi dari *plate* ke-3, kemurnian akan menurun. Jadi didalam percobaan ini kondisi optimal jika umpan dimasukkan pada *feed plate* ke-3.



Gambar 5. Pengaruh letak *feed plate* terhadap kemurnian etanol

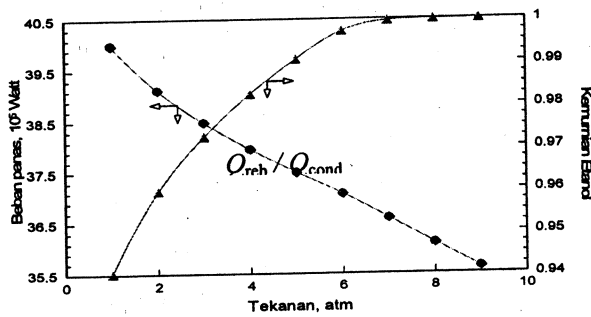
Pengaruh *feed plate* terhadap beban panas tidak terlalu signifikan. Hal ini dapat terlihat koordinat *y* sebelah kiri. Perlu dicatat bahwa yang mengendalikan besarnya beban panas adalah komposisinya. Entalpi air lebih besar daripada entalpi etanol sehingga pada jumlah massa yang sama untuk memanaskan atau mendinginkan komponen air akan membutuhkan panas yang lebih besar daripada komponen etanol. Sebagai akibatnya beban kondenser dan beban reboiler akan naik dengan kenaikan kemurnian etanol.

Bottom Rate. Pada operasi distilasi etanol air di atas titik azeotrop, etanol 99% akan dihasilkan sebagai produk bawah (*bottom product*). Hubungan antara kecepatan *bottom* dengan kemurnian hasil dapat dilihat pada Gambar 6. Dari gambar tersebut terlihat bahwa semakin kecil kecepatan *bottom* maka akan semakin besar kemurnian etanol. Pada produk bawah di bawah 400 kg/jam kemurnian etanol relatif tidak ada perubahan. Hal ini terjadi karena jumlah etanol murni dalam umpan tetap sehingga jika kecepatan produk bawah diperbesar maka pengotor yang dalam kasus ini adalah air akan memberi kontribusi yang lebih besar lagi, sebagai akibatnya kemurnian etanol menurun. Pada koordinat *y*, sebelah kiri Gambar 5, terlihat beban panas reboiler dan kondenser akan semakin besar dengan jumlah produk bawah yang semakin besar. Dengan *reflux ratio* yang sama, jumlah cairan yang diumpungkan lagi lewat *reflux* akan tergantung pada jumlah produk atas, padahal semakin besar kecepatan produk bawah maka akan semakin kecil jumlah produk atas. Sebagai akibatnya jumlah uap yang harus dikondensasi atau dicairkan akan semakin sedikit. Hal ini akan membuat beban reboiler dan kondenser akan menurun.



Gambar 6. Pengaruh *bottom rate* terhadap kemurnian etanol

Tekanan. Seperti yang dikemukakan di depan, prinsip dari distilasi *pressure swing* adalah memanfaatkan penurunan titik azeotrop pada kenaikan tekanan operasi. Seperti yang terlihat pada Gambar 7, semakin besar tekanan operasi maka kemurnian etanol akan semakin tinggi. Kemurnian etanol 99% dapat dicapai mulai pada tekanan 5 atm.

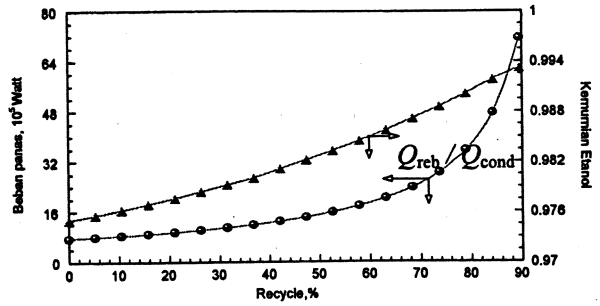


Gambar 7. Pengaruh tekanan terhadap kemurnian etanol

Koordinat *y* sebelah kiri Gambar 7, memperlihatkan pengaruh tekanan operasi terhadap beban panas. Semakin besar tekanan operasi, beban panas reboiler dan kondenser akan semakin kecil. Hal ini disebabkan karena sifat fisis dari etanol dan air. Semakin besar tekanan, entalpi yang dibutuhkan untuk menguapkan atau mendinginkan akan semakin kecil sebagai akibatnya beban kondenser dan reboiler akan semakin kecil dengan kenaikan tekanan operasi.

Recycle. Pada operasi distilasi *pressure swing* ini, produk atas *directed* atau diumpankan lagi ke dalam menara. Besarnya jumlah cairan yang diumpankan kembali akan mempengaruhi kemurnian dan beban panasnya. Pada Gambar 8, terlihat pengaruh persentase produk atas yang diumpankan kembali ke menara. Terlihat bahwa semakin besar persentase *recycle* maka kemurnian etanol akan semakin besar pula. Prinsip dari *recycle* hampir sama dengan *reflux*. Semakin besar jumlah produk atas yang diumpankan kembali maka kesetimbangan yang terjadi dalam menara distilasi akan lebih sempurna, sehingga kemurnian etanol akan semakin besar.

Koordinat *y* sebelah kiri pada Gambar 8, memperlihatkan pengaruh besarnya *recycle* terhadap beban



Gambar 8. Pengaruh *recycle* terhadap kemurnian etanol

panas. Semakin besar *recycle*, beban panas reboiler dan kondenser akan semakin besar. Hal ini disebabkan karena semakin besar produk atas yang diumpankan kembali maka semakin besar pula jumlah uap yang harus dikondensasi sebagai akibatnya beban kondenser akan semakin besar.

Kesimpulan

1. Semakin banyak jumlah *plate*, semakin besar kemurnian dan beban panasnya
2. Pada *feed plate* optimum dihasilkan produk yang optimum tetapi beban panasnya menjadi besar.
3. Semakin kecil *bottom rate*, semakin tinggi kemurnian etanol dan semakin besar beban panasnya.
4. Semakin besar tekanan operasi, semakin tinggi kemurnian hasil dan semakin turun beban panasnya.
5. Semakin besar *recycle*, semakin besar kemurnian etanol dan beban panasnya.

Ucapan Terimakasih

Ucapan terima kasih disampaikan kepada Sdr. Dani Endar atas bantuannya mengevaluasi beberapa kasus, sehingga tulisan ini bisa terselesaikan.

Daftar Notasi

- K_i = koefisien kesetimbangan gas-cair.
- P = tekanan total, atm.
- P_i^s = tekanan uap murni, atm.
- x_i, y_i = fraksi mol fase cair, gas komponen *i*.
- γ_i^L, ϕ_i^V = koefisien aktifitas pada fase cair, gas.
- f_i^L = fugasitas cairan murni komponen *i*.

Daftar Pustaka

Bauer, M. H. and Stichlmair, J., 1995, Synthesis and Optimization of Distillation Sequences for the Separation of Azeotropic Mixture, *Comp. Chem. Engg.* 19, suppl., pp. S15-S20.
 Eliceche, A. M. and Sargent, R. W. H., 1981, Synthesis and Design of Distillation System, *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, 61.

- Knapp, J. P. and Doherty, M. F., 1992, A New Pressure-Swing Distillation Process for Separating Homogeneous Azeotropic Distillation, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 31, 346-357.
- Knight, J. R. And Doherty, M. F., 1990, *Systematic Approaches to the Synthesis of Separation Schemes for Azeotropic Mixtures*, FCAPD, 417-433.
- Laroche, L., Bekiaris, N., Andersen, H. W. and Morari, M., 1991, Homogeneous Azeotropic Distillation: Comparing Entrainers, *Can. J. Chem. Eng.*, 69, 1302-1318
- Laroche, L., Bekiaris, N., Andersen, H. W. and Morari, M., 1992, The Curious Behaviour of Homogeneous Azeotrope Distillation: Implications for Entrainer Selection", *AIChE J.*, 38, 1309-1328.
- Lecat, M., 1918, L'azeotropisme, *Donnees Experimentales, Bibliographie, Bruxelles.*
- Levy, S. G., van Dongen, D. B., Doherty, M. F., 1985, Design and Synthesis of Homogeneous Azeotropic Distillation: 2. Minimum Reflux Calculations for Nonideal and Azeotropic Columns, *Ind. Eng. Chem. Fundam.*, 34, 463
- Li, C., Zhang, X., He, X., and Zhang, S., 2007, Design of Separation Process of Azeotropic Mixtures Based on the Green Chemical Principles, *Cleaner Prod. J.*, 15, 690-698.
- Schuele, A., 1999, Extractive Distillation: Initial Design Method, M.Sc. Dissertation, UMIST, Manchester, UK.
- Sutijan dan Sulisty, H., 2004, Perilaku Kolom Ekstraktif Pada Destilasi Ekstraktif untuk Pemisahan Campuran Azeotrop dengan Entrainer Bertitik Didih Tidak Maksimum, *Media Teknik*, 3, XXVI, 44-50.
- Widagdo, S. and Seider, W.D., 1996, Azeotropic Distillation-Journal Review, *AIChE J.*, 42, 96-129.

Naskah diterima 12 Maret 2007

Dinilai 18 Maret 2007

Disetujui 4 April 2007

jrp070306