

ANALISA JUMLAH *STAGE* TEORITIS PADA KOLOM DISTILASI PABRIK *PLASTICIZER*

Yufrida Amalia, Fannania Setyo Erdiyanti , Heny Dewajani
Jurusan Teknik Kimia
yufridaamalia@gmail.com, [henyhp@gmail.com]

ABSTRAK

Proses *finishing* merupakan salah satu proses yang dilakukan di pabrik *plasticizer* dan bertujuan untuk mendapatkan hasil produk yang bebas dari pengotor. Pada proses ini digunakan *steam distillation* untuk memisahkan *crude ester* (produk) dari garam-garam hasil reaksi, sisa *octanol*, dan air. Selama ini di pabrik tersebut belum ada yang melakukan analisa jumlah *stage* secara teori pada kolom distilasi yang digunakan. Perhitungan jumlah *stage* diperoleh dari grafik menggunakan metode McCabe Thiele. Selanjutnya dibandingkan antara hasil secara teori dengan keadaan aktual pada pabrik. Jumlah *stage* pada kolom distilasi secara teoritis telah sesuai dengan kondisi aktual pabrik yaitu sebanyak 8 *stage*. Letak *stage* umpan secara teoritis pada *stage* ke- 5 tetapi pada kondisi aktual di pabrik terletak pada *stage* pertama.

Kata kunci: *distilasi, stage, McCabe Thiele*

ABSTRACT

The finishing process is one of the processes carried out at the plasticizer factory and aims to get a product that is free of impurities. In this process steam distillation is used to separate the crude ester (product) from the reaction salts, remaining octanol and water. So far, in the factory, no one has analyzed the number of stages in theory on the distillation column used. Calculation of the number of stages is obtained from the graph using the McCabe Thiele method. Furthermore, it is compared between the theoretical results and the actual conditions at the factory. The number of stages in the distillation column is in accordance with the actual conditions of the plant as many as 8 stages. The location of the stage is theoretically on the 5th stage but in the actual conditions at the factory is located on the first stage.

Keywords: *distillation, stage, McCabe Thiele*

1. PENDAHULUAN

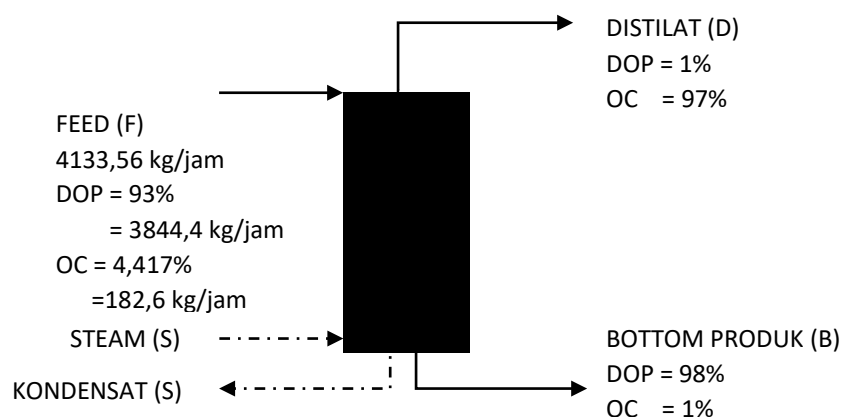
Proses untuk memproduksi *plasticizer* meliputi reaksi, netralisasi, dan *finishing*. Pada proses reaksi terjadi proses esterifikasi antara PA (*Phthalate Anhydrate*) dan 2-EH (*2-Ethyl Hexanol*) untuk menghasilkan DOP (*Diocthyl Phthalate*) sedangkan esterifikasi antara PA (*Phthalate Anhydrate*) dengan INA (*Isononyl Alcohol*) untuk menghasilkan DINP (*Diisononyl Phthalate*). Fungsi DOP dan DINP adalah untuk membuat barang – barang (plastik) menjadi lebih lentur dan mudah dibengkokkan atau dilipat (fleksibel). Proses *finishing* merupakan salah satu proses yang penting untuk mendapatkan hasil produk yang bebas dari pengotor. Jenis proses pemisahan yang digunakan pada pabrik ini yaitu *steam distillation*, dimana *crude ester* (produk) dipisahkan dari sisa-sisa 2-EH (*2 Ethyl Hexanol*) dan air. Distilasi kolom

merupakan proses pemisahan secara difusi berdasarkan volatilitas dari komponen-komponen (campuran) akibat perbedaan titik didih masing-masing komponen. Proses distilasi tergantung kepada karakteristik tekanan uap suatu komponen campuran cairan [1].

Jumlah *stage* aktual yang diperlukan untuk pemisahan ditentukan oleh efisiensi *stage* dan *packing*. Semua faktor yang menyebabkan penurunan efisiensi *stage* juga akan mengubah kinerja kolom. Efisiensi *stage* dipengaruhi oleh foaling, korosi, dan laju dimana ini terjadi bergantung pada sifat liquid yang diproses [2]. Selama ini pada pabrik *plastisizer* ini belum pernah dilakukan analisa jumlah *stage* secara teoritis yang digunakan pada kolom distilasi.

2. METODOLOGI PENELITIAN

Data komposisi bahan, suhu operasi, entalpi *feed*, *distilat* dan *bottom product* diperoleh dari pabrik [3]. Perhitungan jumlah *stage* diperoleh dari grafik dengan menggunakan metode McCabe Thiele [4]. Perhitungan diawali dengan menghitung fraksi *feed*, *distilat* dan *bottom product*. Selanjutnya menghitung entalpi pada masing-masing aliran, membuat garis kesetimbangan dan operasi, membuat *q-line*, serta membuat garis *stage* yang didapat dari menghubungkan antara kurva kesetimbangan dengan garis operasi X_D dan berakhir pada X_F . Grafik hasil perhitungan jumlah *stage* kemudian dibandingkan dengan kondisi aktual yang ada di pabrik. Langkah-langkah untuk menghitung jumlah *stage* yang digunakan yaitu sbb:



Gambar 1. Diagram neraca massa pada kolom distilasi

2.1 Persamaan untuk menghitung fraksi *feed* (x_f) dan fraksi distilat (x_d)

$$x_f = \frac{\frac{4,417}{130,22}}{\frac{4,417}{130,22} + \frac{93}{390,54}} = 0,126$$

$$x_d = \frac{\frac{97}{130,22}}{\frac{97}{130,22} + \frac{1}{390,54}} = 0,03$$

2.2 Perhitungan neraca massa total dan neraca massa komponen

Perhitungan neraca massa total pada kolom distilasi dinyatakan dalam persamaan (1), sebagai berikut:

Input = Output

$$F = D + B \quad (1)$$

$$4133,56 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = D + B$$

$$4133,56 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} - D = B \quad (2)$$

Perhitungan neraca massa komponen pada kolom distilasi dinyatakan dalam persamaan (3), sebagai berikut:

Input = Output

$$F x_f = D x_d + B x_b \quad (3)$$

$$4133,56 \times 0,216 = 0,99D + (4133,56 - D) \times 0,03$$

$$D = 413,4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Sehingga dari persamaan (2),

$$B = 3720 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

2.3 Perhitungan entalpi (H) dan kapasitas panas (Cp)

Entalpi pada suhu 165°C

$$h_f = \frac{491530 \frac{\text{kcal}}{\text{jam}}}{4133,56 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} = 118,912 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{0,239 \text{ kcal}} = 497,527 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_d = \frac{274150 \frac{\text{kcal}}{\text{jam}}}{413,4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} = 663,2 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{0,239 \text{ kcal}} = 2785,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_b = \frac{340112 \frac{\text{kcal}}{\text{jam}}}{3720 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} = 91,42 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ kJ}}{0,239 \text{ kcal}} = 384 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Entalpi pada suhu 183°C

$$H_s = 2780,66 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$h_s = 776,54 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{V \text{ average}} = 180 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 756 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{L \text{ average}} = 102,5 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}} = 430,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

sehingga,

$$H_{V \text{ average}} - H_{L \text{ average}} = 756 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 430,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 1830,1563 \frac{\text{kJ}}{\text{kgmol}}$$

Cp av pada suhu 165°C

$$C_{p \text{ average}} = 0,755 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} = 17,64 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}^\circ\text{C}}$$

Suhu masuk kolom= 165°C (T_F)

Perhitungan q pada kolom distilasi dinyatakan dalam persamaan (4), sebagai berikut:

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \quad (4)$$

Dimana penjabaran untuk rumus di atas seperti pada persamaan (5),(6) dan (7), berikut ini:

$$H_V - H_F = (H_V - H_L) + (H_L - H_F) \quad (5)$$

$$H_L - H_F = C_{pL} \times (T_B - T_F) \quad (6)$$

$$H_L - H_F = 17,64 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}^\circ\text{C}} \times (283 - 165)^\circ\text{C}$$

$$H_L - H_F = 2081,52 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \quad (7)$$

$$q = \frac{(H_V - H_L) + C_{pL} \times (T_B - T_F)}{H_V - H_L}$$

$$q = \frac{(1830,1563) + 17,64 \times (283 - 165)}{1830,1563}$$

$$q = 2,14$$

Perhitungan *slope operating line* menggunakan persamaan (8)

$$\text{slope} = \frac{q}{q-1} \quad (8)$$

$$= \frac{2,14}{1,14} = 1,87$$

$$\text{arc tan } 1,87 = \alpha^\circ\text{C}$$

$$\alpha = 61,86^\circ\text{C}$$

Perhitungan *Intercept operating line* menggunakan persamaan (9)

$$\text{Intercept} = \frac{x_D}{R+1} \quad (9)$$

$$= \frac{0,99}{0,02 + 1} = 0,97$$

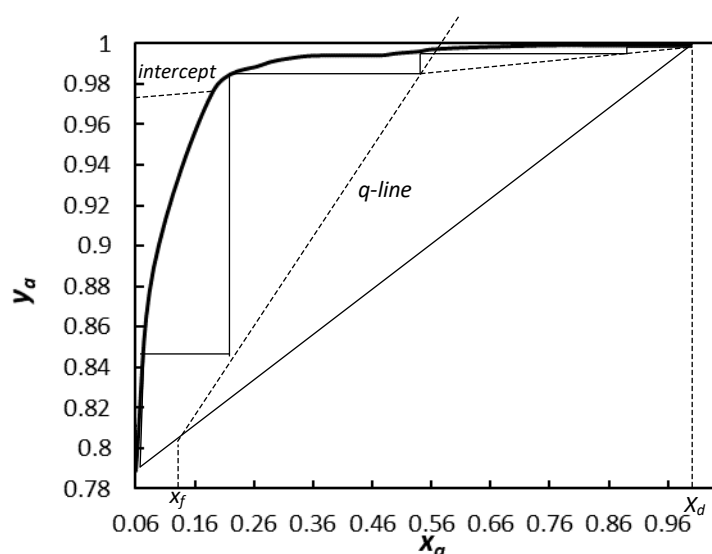
Tabel 1. Data kesetimbangan Oktanol-DOP pada tekanan 1 atm

T (°C)	P (mmHg)		x _a	y _a
	OC	DOP		
188	760	0.7	0.999	0.999
190	900	0.7	0.84	0.999
195	1000	1	0.76	0.999
200	1200	1.3	0.63	0.998
205	1350	2	0.56	0.997
210	1400	3	0.54	0.996
215	1500	3.5	0.50	0.995
220	1600	4.2	0.47	0.994
225	2000	4.5	0.38	0.994
230	2300	5	0.33	0.993
240	2800	8	0.27	0.989
260	4000	18	0.19	0.976
300	7800	84	0.09	0.889
320	10000	160	0.06	0.789

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Umpan dari menara distilasi merupakan *crude DOP* yang masih bercampur dengan garam-garam hasil reaksi, sisa *octanol*, dan air. Dari campuran komponen tersebut dipisahkan menggunakan kolom destilasi yang didasarkan pada perbedaan titik didih. Jika umpan mengandung lebih dari dua komponen tidak dapat ditentukan komposisi produk atas

dan produk bawahnya secara langsung. Akan tetapi, hal tersebut dapat diketahui dengan menentukan dua komponen kunci (*key components*) [5]. Data-data berupa fraksi zat *volatile*, data kesetimbangan pada Tabel 1 dan *flow rate* dari masing-masing aliran diperlukan untuk menghitung jumlah *stage* menggunakan metode McCabe Thiele. Berdasarkan perhitungan di atas didapatkan fraksi *feed* (x_f) sebesar 0,126, fraksi distilat (x_d) sebesar 0,99, dan fraksi *bottom product* (x_b) sebesar 0,03. Sedangkan untuk laju alir umpan sebesar 4133,56 kg/h, distilat 413,4 kg/h, dan produk bawah 3720 kg/h. Komponen yang mudah menguap (*light key*) yaitu *Octanol* dan komponen yang menjadi produk bawah (*heavy key*) berupa *Diocthyl Phthalate*. Dari data kesetimbangan tersebut selanjutnya diplotkan ke dalam grafik sebagai kurva kesetimbangan. Jumlah *stage* dapat diketahui berdasarkan jumlah segitiga di dalam grafik pertemuan antara kurva kesetimbangan dengan *operating line*, *enriching line*. Selain data kesetimbangan, entalpi (ΔH) dari masing-masing komponen serta kapasitas panasnya (c_p) juga diperlukan untuk menentukan sudut garis operasinya. Menurut hasil perhitungan di atas didapatkan q sebesar 2,14 yang artinya umpan dikategorikan sebagai umpan *cold liquid feed* dimana kondisi umpan memiliki perbedaan suhu yang cukup besar dengan suhu didihnya. Nilai q sendiri merupakan panas yang dibutuhkan untuk menguapkan 1 mol umpan saat memasuki kolom distilasi dalam 1 molar panas latent dari umpan yang menguap [6]. Garis *enriching* dibuat dengan menghubungkan antara *intercept* dengan titik fraksi distilatnya (x_d).



Gambar 2. Perhitungan jumlah *stage* dengan metode McCabe Thiele sistem Oktanol-DOP

Dari perhitungan yang telah dilakukan, didapatkan jumlah *stage* secara teoritis sebanyak 8 buah terlihat pada Gambar 2 dimana jumlah perhitungan ini telah sesuai dengan kondisi aktual pada menara distilasi pada pabrik. Sedangkan untuk *stage* umpan dari perhitungan teoritis menunjukkan bahwa umpan masuk pada *stage* ke-5, karena pada *stage* ke-5 merupakan titik pertemuan antara *enriching line* dan *operating line*. Hal ini berbeda dengan kondisi aktual di pabrik, dimana umpan pada kondisi aktual memasuki kolom distilasi pada *stage* ke-1. *Stage* umpan sendiri ditentukan oleh garis operasi (*q-line operation*) dimana garis operasi dipengaruhi oleh temperature didih dari *light key*, adanya perbedaan yang terlalu besar antara titik didih *octanol* pada fraksi 0,125 dan suhu umpan masuk kolom dapat mempengaruhi sudut dari garis operasi sendiri [6]. Selain itu adanya asumsi yang tidak

memperhitungkan komponen yang memiliki kadar sangat kecil juga menjadi faktor kurang tepatnya *stage* umpan perhitungan.

4. KESIMPULAN DAN SARAN

Jumlah *stage* pada kolom distilasi secara teoritis telah sesuai dengan kondisi aktual pabrik yaitu sebanyak 8 *stage*, namun letak *stage* umpan secara teoritis dan aktual kurang sesuai yakni secara teoritis pada *stage* ke- 5 tetapi pada kondisi aktual di pabrik terletak pada *stage* pertama. Jika terjadi perbedaan yang signifikan antara teori dengan kondisi aktual maka akan menimbulkan ketidakefisienan desain peralatan distilasi sehingga menyebabkan peningkatan biaya pembelian alat tersebut. Jumlah *stage* aktual yang diperlukan untuk pemisahan ditentukan oleh efisiensi *stage* dan *packing* sehingga untuk penelitian selanjutnya perlu dilakukan evaluasi efisiensi *stage* untuk mengetahui kinerja dari kolom distilasi tersebut.

REFERENSI

- [1] Ermawati, R., 2011, *Konversi Limbah Plastik Sebagai Sumber Energi Alternative*, Jurnal Riset Industri, Vol. 5, No. 3, 257-263.
- [2] Komariah, Leily Nurul, dkk., 2009, *Tinjauan Teoritis Perancangan Kolom Distilasi Untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri*, Jurnal Teknik Kimia, Vol. 16, No. 4, 19-27.
- [3] Kaisha, Mitsubishi Kakoki, 1984, *Chemical List for Equipment and Machinery*, Tokyo, Japan.
- [4] Mc.Cabe, dkk, 1993, *Unit Operation of Chemical Engineering*, Fifth Edition, McGraw Hill Book.Co., United States of America.
- [5] Gustini, Dini dan Antika, Neli Ulpah, 2013, *Evaluasi Kinerja Ethylene Fractionator Unit Cold Selection di Ethylene Plant*, Politeknik Negeri Bandung.
- [6] Geankoplis, Christie John, 2003, *Transport Process and Separation Process Principles*, Fourth Edition, Pretience Hall international Inc, New Jersey.