

MENENTUKAN SUHU MINIMAL PADA CONDENSOR DAN REBOILER DENGAN MENGGUNAKAN KESETIMBANGAN

oleh Lilis Harmiyanto *)

ABSTRAK

Di dalam proses distilasi untuk memisahkan gas-gas dengan cairannya perlu pengaturan suhu minimal operasi pada tekanan operasi yang dikehendaki agar mendapatkan produk yang optimal kemurniannya.

Dengan menggunakan rumus-rumus kesetimbangan ini maka dalam pemisahan gas dengan liquidnya dalam distilasi dapat dilakukan Di dalam kolom yaitu pada kondisi operasi suhu Reboiler dan diluar kolom pada suhu kondisi operasi condensor.

Untuk penentuan kondisi operasi condensor dengan menghitung suhu dew point suatu campuran sedangkan untuk menentukan kondisi operasi reboiler dengan menghitung suhu bubble point dari campuran tersebut.

I. PENDAHULUAN

a. Latar Belakang

Di dalam proses pengolahan minyak bumi pengaturan kondisi operasi dalam peralatan sangatlah penting karena dengan pengaturan ini dimaksudkan untuk mendapat kualitas produk yang maksimal selain kuantitas yang diharapkan tercapai. Di dalam pembahasan ini akan dibahas salah satu peralatan proses yang sangat penting Di dalam proses distilasi, dari sekian banyak peralatan proses akan dibahas adalah condensor dan reboiler dimana dua peralatan tersebut berfungsi sebagai alat pemisah dua fase yang tercampur. Untuk memisahkan campuran tersebut salah satunya cara dengan memisahkan berdasarkan perbedaan titik didih.

Di dalam pemisahan secara distilasi, makin besar perbedaan titik didih dari masing-masing komponen-komponennya maka pemisahan akan

lebih baik dimana akan didapatkan kemurnian produk yang makin tinggi.

Di dalam operasi kondensor dan reboiler diperlukan pengendalian suhu atau tekanan, bila pengaturan ini tidak tepat maka akan didapatkan produk yang kemurniannya rendah. Sehingga pengaturan kondisi operasi dapat dilakukan dengan mengatur suhu pada tekanan operasi yang ditetapkan atau pengaturan tekanan pada suhu yang telah ditetapkan.

Di dalam penyajian ini akan membahas tentang pengaturan kondisi operasi suhu pada tekanan yang telah ditetapkan pada peralatan Condensor dan Reboiler sehingga akan didapatkan produk top kolom yang kemurniannya sesuai yang diharapkan dan suhu minimal yang dapat diketahui untuk dasar operasi Condensor dan juga untuk mendapatkan kemurnian produk botom kolom yang optimal serta suhu terendah

yang harus dioperasikan pada peralatan Reboiler.

b. Tujuan Penulisan

1. Menentukan kondisi operasi pada peralatan Condensor
2. Menentukan kondisi operasi pada peralatan Reboiler

c. Batasan Masalah

Penyusunan makalah ini akan dibatasi pada :

1. Pengaturan suhu condensor pada tekanan yang ditentukan.
2. Pengaturan suhu reboiler pada tekanan yang ditentukan.

II. DASAR TEORI

a. Komposisi Kimia

Hidrokarbon berasal dari kata hydrogen dan karbon. Gas hidrokarbon berarti gas yang molekulnya tersusun dari atom hydrogen (H) dan atom Karbon (C). Contoh gas hidrokarbon :

CH_4	= Methana
C_2H_6	= Ethana
C_3H_8	= Propan
$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	= Normal Butan
$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	= Iso Butan

Gas bumi (*Natural gas*) terdiri dari campuran bermacam-macam gas hidrokarbon dan non hidrokarbon. Hidrokarbon cair adalah zat cair yang molekulnya terdiri dari atom hidrogen dan atom karbon juga.

Contoh hidrokarbon cair :

C_5H_{12}	= Pentan
C_6H_{14}	= Hexan
C_7H_{16}	= Heptan
C_8H_{18}	= Oktan

Kondensat minyak bumi adalah zat cair yang terdiri dari campuran

beberapa macam hidrokarbon cair. Pada kondisi tekanan dan suhu atmosfer hidrokarbon dengan jumlah atom karbon 5 (C_5H_{12}) atau lebih besar berupa cairan, sedangkan hidrokarbon dengan jumlah atom C_4 atau lebih kecil berupa gas.

b. Pengertian Kesetimbangan

Konsep Kesetimbangan fase uap-cair banyak dipakai dalam pengoperasian peralatan proses, misalnya separator dan kolom distilasi/fraksinasi. Suatu komponen yang berada dalam fase uap bersetimbang dengan cairannya, apabila komposisi komponen itu di fase uap dan fase cair tetap, tidak berubah oleh waktu. Bila fluida yang terdiri dari fase uap dan cair dimasukkan dalam suhu bejana, maka fase uap akan terpisah dan berada diatas, sedangkan fase cair berada dibawah. Dalam waktu tertentu akan dicapai kondisi setimbang yakni kondisi dimana kecepatan penguapan sama dengan kecepatan pengembunan.

Pada kondisi ini perbandingan antara mole fraksi uap dan cairan tetap. Misalkan dalam bejana terdapat campuran C_2 dan C_3 baik dalam fase cair maupun fase uap. Mole fraksi C_2 dan C_3 dalam fase uap dinyatakan dalam Y_{C_2} dan Y_{C_3} dan dalam fase cair X_{C_2} dan X_{C_3} . Apabila kondisi berada dalam kesetimbangan maka :

$$Y_{\text{C}_2}/X_{\text{C}_2} = P^{\circ}_{\text{C}_2}/P = K_{\text{C}_2}$$

$$Y_{\text{C}_3}/X_{\text{C}_3} = P^{\circ}_{\text{C}_3}/P = K_{\text{C}_3}$$

K = Konstanta Kesetimbangan.

Bila suhu atau tekanan operasi atau kedua-duanya berubah, maka dalam waktu tertentu akan dicapai kesetimbangan yang baru.

Kesetimbangan dari suatu komponen dipengaruhi oleh tekanan dan suhu. Apabila bejana tadi dipanaskan sampai pada suhu tertentu, maka beberapa molekul C_3 dan C_4 dari fase cair menguap sehingga molekul-molekul uap bertambah jumlahnya. Pada suatu saat penguapan tersebut akan berhenti, yakni bila sudah dicapai kondisi kesetimbangan yang baru.

c. Tekanan Partial

Apabila Di dalam suatu ruangan terdapat campuran gas maka masing-masing gas akan mempunyai tekanan, yang besarnya sama dengan tekanan yang ditimbulkan oleh gas tersebut apabila hanya gas itu yang berada Di dalam ruangan tersebut. Tekanan gas itu disebut Tekanan Partial. Menurut Hukum Dalton mengatakan bahwa tekanan total dari gas/uap yang terdiri dari beberapa komponen sama dengan jumlah dari tekanan partial dari masing-masing komponen dalam campuran zat cair tersebut. Bila dalam ruangan ada gas A dan gas B dan tekanan totalnya adalah P, maka :

$$P_A = Y_A \cdot P$$

$$P_B = Y_B \cdot P$$

$$P = P_A + P_B$$

$$P_A = \text{Tekanan partial gas A}$$

$$P_B = \text{Tekanan partial gas B}$$

$$P = \text{Tekanan total.}$$

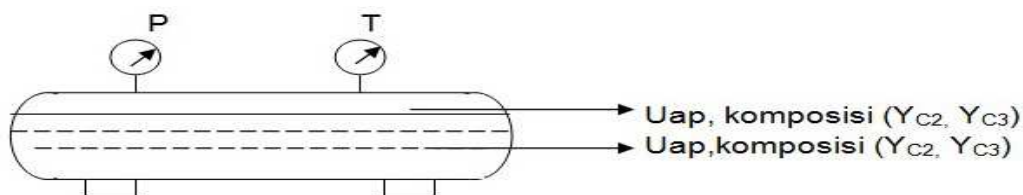
Bila Di dalam ruangan ada n gas, maka tekanan total :

$$P = P_A + P_B + P_C + \dots P_n$$

a. Hukum Raoult

Semua zat cair mempunyai tekanan uap. Tekanan uap zat cair ini timbul akibat terlepasnya molekul-molekul zat cair yang berada dipermukaan sehingga terbentuk molekul-molekul uap. Besarnya tekanan uap suatu zat cair dipengaruhi oleh suhu zat cair tersebut. Apabila dalam suatu ruangan hanya ada satu zat cair murni, maka tekanan uap yang ditimbulkan disebut tekanan uap murni dari zat tersebut. Apabila Di dalam ruangan terdapat campuran beberapa cairan maka tekanan uap partial dan masing-masing cairan dapat dihitung berdasarkan hukum Raoult, yakni sebagai berikut :

Misalkan dalam tangki bertekanan terdapat ethan dan propan cair dalam kondisi bersetimbang dengan uapnya. Fase cair komposisi X_{C2} dan X_{C3} , sedangkan fase uap komposisinya Y_{C2} dan Y_{C3} .



Gambar Kesetimbangan uap – cair

Fase uap : **Hukum Dalton :**

$$P_{\text{uap}} = Y_{C2} \cdot P + Y_{C3} \cdot P$$

Fase cair : **Hukum Raoult :**

$$P_{\text{cair}} = X_{C2} \cdot P_{C2}^{\circ} + X_{C3} \cdot P_{C3}^{\circ}$$

Dalam kondisi setimbang

$$P_{\text{uap}} = P_{\text{cair}}$$

Untuk komponen :

$$C_2 \rightarrow Y_{C2} \cdot P = X_{C2} \cdot P_{C2}^{\circ}$$

$$Y_{C2}/X_{C2} = P_{C2}^{\circ}/P = K_{C2}$$

$$C_3 \rightarrow Y_{C3} \cdot P = X_{C3} \cdot P_{C3}^{\circ}$$

$$Y_{C3}/X_{C3} = P_{C3}^{\circ}/P = K_{C3}$$

Apabila tangki berisi sebanyak i komponen $K_i = P_{C_i}^{\circ}/P = Y_i/X_i$

Dimana :

- K_i = konstante kesetimbangan berdasarkan konsep tekanan uap
- $P_{C_i}^{\circ}$ = tekanan uap murni komponen i
- P = tekanan total
- Karena hukum Raoult untuk tekanan uap diasumsi bahwa uap mengikuti persamaan gas ideal, maka K_i adalah konstanta kesetimbangan ideal. Konsep konstanta kesetimbangan dinamis dapat diaplikasikan dalam beberapa hal antara lain :
 - Untuk menentukan titik gelembung (bubble point)
 - Untuk menentukan titik embun (dew point)

Untuk perhitungan pemisahan komponen berdasarkan penurunan tekanan operasi (flash calculation).

III. PENENTUAN BUBBLE POINT

Bubble point (boiling point) adalah suhu dimana cairan dalam suatu system mulai mendidih. Atau bubble point adalah suhu dimana system semua komponen dalam fase cair, kecuali satu titik gelembung yang berada dalam fase uap. Satu titik gelembung itu dianggap tidak

berpengaruh terhadap jumlah mole fraksi cairannya. Jumlah mole fraksi semua komponen adalah 1 (satu), baik fase cair maupun uap. Mendidih adalah berubah fase, secara ideal berlangsung secara setimbang. Dari persamaan kesetimbangan dimuka :

$$K_i = Y_i/X_i, \text{ dapat ditulis } Y_i = K_i \cdot X_i$$

Jumlah mole fraksi uap = 1

$$\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$$

Dimana :

X_i = Fraksi mole komponen i dalam cairan

K_i = Konstanta kesetimbangan komponen i , pada suhu dan tekanan tertentu.

Jadi cairan dalam kondisi bubble point apabila memenuhi persamaan :

$$\sum K_i \cdot X_i = 1$$

Cara penentuan bubble point suatu zat cair yang terdiri dari beberapa komponen adalah dengan metode trial & error. Langkah-langkah perhitungan sebagai berikut :

1. Asumsikan suhu bubble point pada tekanan yang diketahui.
2. Baca K_i masing-masing komponen pada suhu dan tekanan tersebut.
3. Kalikan masing-masing K_i dengan mole fraksinya ($K_i \cdot X_i$)
4. Jumlahkan hasil dari langkah 3 ($\sum K_i \cdot X_i$). Apabila jumlahnya = 1,00 berarti suhu yang diasumsikan tadi benar, sedangkan apabila tidak ulangi langkah 1 s/d 4.

Aplikasi dari bubble point ini adalah penentuan suhu operasi dari Reboiler dalam system distilasi pada tekanan kolom distilasi bagian bawah.

Contoh :
Bottom produk dari kolom Debutanizer komposisinya adalah sebagai berikut :
n-C₄ = 1%, i-C₅ = 43,6%, n-C₅ = 31,8% dan n-C₆ = 23,6%. Tekanan operasi

kolom 145 Psia. Hitung bubble point dari reboiler.

Penyelesaian :

Perhitungan dengan membuat tabel :
Asumsi I Bubble point = 280°F

Komposisi	Xi	Ki	Ki.Xi
		145 psia, 280°F	
n-C ₄	0,010	2,30	0,0230
i-C ₅	0,436	1,40	0,6104
n-C ₅	0,318	1,2	0,3816
n-C ₆	0,236	0,65	0,1534
	$\Sigma Xi = 1,000$		$\Sigma Ki.Xi = 1,1684$

Asumsi II : bubble point = 260°F

Komposisi	Xi	Ki	Ki.Xi
		145 psia, 260°F	
n-C ₄	0,010	2,10	0,0210
i-C ₅	0,436	1,20	0,5232
n-C ₅	0,318	1,05	0,3339
n-C ₆	0,236	0,52	0,1227
	$\Sigma Xi = 1,000$		$\Sigma Ki.Xi = 1,0008$

$\Sigma Ki. Xi = 1,0008$ mendekati = 1,000 asumsi II betul
Jadi suhu reboiler = 260°C.

IV. PENENTUAN DEW POINT

Dew point atau suhu pengembunan adalah suhu dimana dalam system semua komponen berupa uap, kecuali satu titik berupa embun (cairan). Atau suhu dimana uap dalam kondisi akan segera mengembun pada tekanan tertentu. Pada kondisi ini jumlah mole fraksi cairan sama dengan satu atau :

$$\Sigma Xi = 1 \quad \Sigma Xi = \Sigma Yi/Ki = 1$$

Aplikasi penentuan dew point ini adalah dalam kolom fraksinasi, yakni untuk menentukan kondisi operasi dari kondensor, sehingga uap yang keluar dari puncak kolom dapat dicairkan di kondensor. Cara penentuan dew point uap/gas yang terdiri dari beberapa komponen adalah dengan metode trial & error. Langkah-langkah perhitungan sebagai berikut :

1. Asumsikan suhu dew point pada tekanan kolom bagian atas.

2. Baca K_i masing-masing komponen pada suhu dan tekanan tersebut.
3. Bagi masing-masing mole fraksi dengan K_i (Y_i/K_i)
4. Jumlahkan hasil dari langkah 3 ($\sum Y_i/K_i$). Apabila jumlahnya = 1,00 berarti suhu yang diasumsikan tadi sudah benar, sedangkan apabila tidak diulangi langkah 1 s/d 4.

Contoh :

Top produk dari kolom debutanizer komposisinya sebagai berikut :

$C_3 = 47,7\%$, $i C_4 = 22,6\%$, $n C_4 = 28,3\%$, $i C_5 = 1,4\%$. Tekanan operasi top kolom 142 psia. Hitung dew point dari uap hidrokarbon pada kondensor.

Perhitungan :

Perhitungan dilakukan dengan membuat tabel.

Komposisi	Y_i	Asumsi I : $T = 120^\circ\text{F}$		Asumsi II : $T = 130^\circ\text{F}$	
		K_i	Y_i/K_i	K_i	Y_i/K_i
C_3	0,477	1,60	0,2981	1,90	0,2511
$i C_4$	0,226	0,72	0,3139	0,80	0,2825
$n C_4$	0,283	0,54	0,5241	0,65	0,4289
$i C_5$	0,014	0,24	0,0583	0,28	0,0500
	$\Sigma = 1,000$		$\Sigma = 1,1944$		$\Sigma = 1,0125$

Penyelesaian selanjutnya dengan ekstrapolasi, untuk menentukan suhu pada : $\sum Y_i/X_i = 1$

Jadi dari perhitungan tersebut diatas adalah sebagai suhu minimum condensor harus dioperasikan dan suhu minimum reboiler yang harus dioperasikan

Composite K Values for Reservoir Fluids.

Component	Temperature F.	Pressure - psia									
		100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000
METHANE	-20	16.0	8.08	5.50	4.23	3.55	3.09	2.75	2.50	2.32	2.19
	0	17.8	9.06	6.18	4.72	3.89	3.34	2.95	2.68	2.44	2.28
	20	20.3	10.6	7.28	5.59	4.59	3.90	3.43	3.19	2.81	2.58
	40	23.1	11.8	7.95	6.16	5.04	4.30	3.70	3.30	3.00	2.72
	60	25.0	12.8	8.7	6.62	5.42	4.60	4.03	3.60	3.28	2.99
	80	26.9	14.3	9.9	7.78	6.44	5.50	4.81	4.38	3.90	3.65
	100	28.7	14.5	10.0	7.90	6.60	5.60	4.90	4.40	4.00	3.70
	120	33.0	16.5	11.5	8.95	7.30	6.15	5.25	4.90	4.50	4.10
ETHANE	-20	1.31	.708	.519	.438	.391	.366	.354	.345	.343	.347
	0	1.95	1.05	.755	.610	.538	.492	.466	.448	.439	.439
	20	2.50	1.32	.939	.760	.657	.590	.560	.539	.522	.518
	40	3.25	1.75	1.28	1.01	.890	.800	.740	.690	.668	.665
	60	3.95	2.12	1.52	1.21	1.05	.940	.862	.808	.770	.750
	80	4.60	2.48	1.70	1.41	1.20	1.08	.985	.918	.863	.821
	100	5.82	3.04	2.19	1.68	1.41	1.24	1.12	1.05	.980	.930
	120	6.40	3.32	2.31	1.81	1.52	1.36	1.22	1.14	1.08	1.01
PROPANE	-20	.269	.149	.111	.093	.083	.077	.076	.076	.079	.082
	0	.443	.244	.178	.144	.128	.116	.112	.112	.114	.119
	20	.600	.328	.245	.204	.179	.166	.159	.157	.157	.159
	40	.840	.458	.342	.289	.258	.241	.230	.223	.220	.220
	60	1.09	.596	.440	.370	.328	.305	.293	.285	.278	.277
	80	1.33	.730	.530	.430	.375	.345	.326	.312	.305	.300
	100	1.75	.930	.670	.550	.480	.430	.408	.385	.373	.365
	120	2.18	1.15	.810	.660	.575	.520	.489	.455	.438	.410
i-BUTANE	-20	.097	.058	.046	.039	.036	.034	.034	.033	.034	.035
	0	.145	.085	.067	.058	.054	.052	.051	.051	.052	.054
	20	.238	.124	.094	.081	.074	.071	.070	.070	.071	.074
	40	.298	.170	.133	.117	.108	.102	.100	.100	.100	.104
	60	.419	.242	.186	.159	.144	.136	.132	.130	.130	.135
	80	.561	.330	.248	.200	.180	.169	.161	.158	.155	.156
	100	.79	.441	.325	.270	.239	.218	.206	.195	.190	.189
	120	.990	.550	.386	.319	.282	.256	.242	.231	.227	.222
n-BUTANE	-20	.058	.035	.028	.024	.022	.021	.021	.022	.024	.026
	0	.090	.053	.041	.036	.033	.032	.032	.033	.034	.037
	20	.145	.082	.064	.054	.049	.046	.045	.046	.047	.050
	40	.203	.125	.097	.086	.079	.076	.074	.074	.074	.076
	60	.295	.171	.132	.116	.107	.101	.097	.096	.096	.098
	80	.418	.233	.178	.149	.136	.129	.125	.121	.120	.120
	100	.55	.311	.261	.194	.176	.162	.155	.150	.148	.148
	120	.750	.415	.305	.249	.221	.203	.189	.182	.180	.178
i-PENTANE	-20	.017	.010	.0079	.0068	.0062	.0060	.0061	.0065	.0073	.0085
	0	.030	.018	.015	.013	.012	.012	.012	.013	.014	.015
	20	.049	.030	.024	.021	.020	.019	.019	.020	.022	.024
	40	.076	.046	.038	.034	.032	.032	.032	.032	.034	.036
	60	.122	.072	.056	.049	.046	.045	.045	.046	.047	.049
	80	.168	.098	.077	.066	.061	.058	.057	.056	.057	.058
	100	.238	.135	.104	.090	.081	.076	.073	.072	.072	.074
	120	.334	.187	.139	.128	.106	.099	.096	.094	.092	.093
n-PENTANE	-20	.013	.0079	.0062	.0053	.0049	.0047	.0048	.0051	.0056	.0065
	0	.021	.013	.011	.010	.0096	.0095	.0099	.011	.011	.012
	20	.037	.023	.020	.017	.016	.016	.016	.016	.017	.019
	40	.056	.035	.029	.026	.024	.025	.025	.026	.028	.029
	60	.088	.055	.044	.039	.037	.035	.035	.035	.036	.037
	80	.126	.075	.060	.052	.048	.046	.045	.043	.046	.046
	100	.182	.105	.081	.071	.064	.060	.058	.058	.058	.059
	120	.255	.145	.110	.094	.084	.079	.077	.075	.075	.076
HEXANE	-20	.0027	.0020	.0019	.0019	.0020	.0022	.0024	.0027	.0030	.0034
	0	.0056	.0037	.0034	.0034	.0036	.0039	.0041	.0046	.0052	.0058
	20	.011	.0068	.0054	.0047	.0044	.0044	.0045	.0048	.0054	.0062
	40	.016	.011	.0087	.0081	.0080	.0080	.0083	.0086	.0091	.0098
	60	.027	.017	.013	.012	.012	.012	.012	.012	.013	.013
	80	.041	.025	.020	.018	.017	.016	.016	.017	.017	.018
	100	.066	.038	.029	.026	.024	.023	.023	.023	.024	.025
	120	.096	.055	.042	.036	.033	.030	.030	.030	.031	.032

DAFTAR PUSTAKA

Ernest E. Ludwig, 1964, “ *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol. I*”, Gulf Publishing Co., Houston, Texas

Max Well, JB., 1973, “*Data Book on Hydrocarbon to Process Engineering*”, D. Van Konstrand Company Inc., Toronto.

Nelson WL., 1958, “*Petroleum Refinery Engineering*”, Mc. Graw Hill Inc, New York
Donald L. Katz, “*Handbook of Natural Gas Engineering*”, McGraw-Hill Book Company, New York, 1960.

C. George Segeler, “*Gas Engineera Hanbook*”, Industrial Press Inc, New York, 1965
Smith, JM. HC. Van ness *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamica*.

*) *Penulis adalah Pejabat Fungsional Widyaiswara Madya Pusdiklat Migas Cepu.*