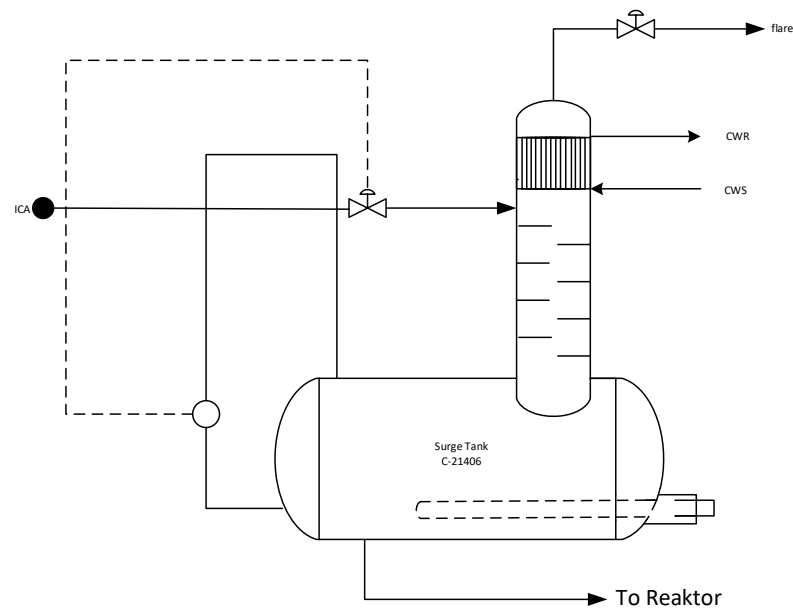


BAB X

TUGAS KHUSUS

X.1. Judul

EFISIENSI DEGASSING COLOUM ICA PADA PROSES PURIFIKASI ICA DI UCC2 NEW POLYETHYLENE PLANT PT. CHANDRA ASRI PASIFIC TBK



Gambar X. 1 Alat Degassing Coloum ICA

Komposisi:

Tabel X. 1 Komposisi ICA yang masuk pada *Degassing Coloum*

senyawa	Pengotor	In, ppmv	Out, ppmv
Isopentane	Air	20	< 0,1
	CO ₂	10	< 0,25
	CO	5	< 0,1
	O ₂	1	< 0,1

X.2. Perhitungan

X.2.1. Data yang diketahui

Flow makeup ICA = 89,64 kg/h

Flow recycle = 2101,18 kg/h

Tekanan Awal = 10 kg/cm^2
Tekanan Bottom = $1,40 \text{ kg/cm}^2$
Tekanan distilat = $1,39 \text{ kg/cm}^2$
Suhu awal = 30°C

X.2.2. Perhitungan Neraca Massa

Tabel X. 2 Neraca Massa degassing column

Komponen	BM	Input		Output Distillat		Output Bottom	
	(kg/kmol)	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h	kmol/h	kg/h
N ₂	28,01	0.04	1.10	0.04	1.10	0.00	0.00
CO	28,01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂	32,00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ (LK)	44,01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	18,02	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01
C ₅ H ₁₂ (HK)	72,15	30.35	2189.71	0.02	1.10	30.33	2188.61
Sub Total (kg/h)		30.39	2190.82	0.05	2.19	30.33	2188.62
Total (kg/h)		2190,82		2190,82			
Total (kmol/h)		30,39		30,39			

Tabel X. 3 Neraca massa Kondensor dan Reboiler

Komponen	BM	Komposisi Kondensor (kmol/jam)		Komposisi Reboiler (kmol/jam)	
	(kg/kmol)	Uap (V)	Liquid (L)	Uap (V)	Liquid (L)
N ₂	28.01	5.02	4.98	0.00	0.00
CO	28.01	0.00	0.00	0.00	0.00
O ₂	32.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO ₂ (LK)	44.01	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	18.02	0.00	0.00	0.00	0.00
C ₅ H ₁₂ (HK)	72.15	1.95	1.94	6.97	37.31
Sub Total (kmol/jam)		6.97	6.92	6.97	37.31

X.2.3. Perhitungan Kondisi Operasi

Kontanta Antoine

$$\log P_i^{sat} = A + \frac{B}{T} + C \log(T) + DT + ET^2$$

Tabel X. 4 Konstanta antoine pada masing masing komponen

Komp.	A	B	C	D	E
N ₂	23,8572	-4.77E+02	-8.67E+00	2.01E-02	-2.41E-11
CO	51,815	-7.88E+02	-2.27E+01	5.12E-02	4.66E-11
O ₂	20,670	-5.27E+02	-6.71E+00	1.29E-02	-9.88E-13
CO ₂	35,019	-1.51E+03	-1.13E+01	9.34E-03	7.76E-10
H ₂ O	29,861	-3.15E+03	-7.30E+00	2.42E-09	1.81E-06
C ₅ H ₁₂	29,296	-2.18E+03	-7.88E+00	-4.65E-11	3.90E-06

Sehingga nantinya dengan tekanan yang sudah ditentukan dapat diketahui pada temperatur berapa komponen teruapkan atau terkondensasi.

A. Kondisi Umpan

$$T = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$$

$$P = 9,98 \text{ Kg/cm}^2 = 9,79 \text{ bar}$$

Tabel X. 5 Perhitungan Bubble Point (kondisi umpan)

Komp.	kmol/jam	X _{i,f}	log(P ₁ ^{sat})	P ₁ ^{sat} (mmHg)	P ₁ ^{sat} (bar)	K _{i,f}	Y _i (K _i .X _i)
N ₂	0.034	0,00	6,87	7470277,89	9959,55	1017,63	1.31
CO	0.00	0,00	8,33	211443745,44	281901,81	28803,59	0.01
O ₂	0.00	0,00	6,21	1611426,24	2148,39	219,51	0.00
CO ₂ (LK)	0.00	0,00	4,73	54049,09	72,06	7,36	0.00
H ₂ O	0.00	0,00	1,50	31,86	0,04	0,00	0.00
C ₅ H ₁₂ (HK)	30.35	1,00	2,91	818,75	1,09	0,11	0.11
Total	30.39	1,00				Goal Seek	1,43

B. Kondisi operasi aliran distilat

$$\begin{aligned} T &= 2,20\text{ }^{\circ}\text{C} &= 275,36\text{ }^{\circ}\text{K} \\ P &= 1,38\text{ Kg/cm}^2 &= 1,36\text{ bar} \end{aligned}$$

Tabel X. 6 Perhitungan Dew Point (kondisi Distilat sebelum masuk kondensor)

Komp.	kmol/jam	$Y_{i,d}$	$\log(P_1^{sat})$	P_1^{sat} (mmHg)	P_1^{sat} (bar)	$K_{i,d}$	X_i ($X_{i,d}/K_i$)
N ₂	0,04	0.72	6.52	3290318.64	4386.73	3227.29	0,00
CO	0,00	0.00	7.59	38767213.12	51685.37	38024.56	0,00
O ₂	0,00	0.00	5.95	896532.39	1195.28	879.36	0,00
CO ₂ (LK)	0,00	0.00	4.44	27747.00	36.99	27.22	0,00
H ₂ O	0,00	0.00	0.73	5.37	0.01	0.01	0,00
C ₅ H ₁₂ (HK)	0,02	0.28	2.46	285.16	0.38	0.28	1,00
Total	0,05	1,00				Goal Seek	1,00

C. Kondisi aliran bottom

$$\begin{aligned} T &= 36,83^{\circ}\text{C} &= 309,99^{\circ}\text{K} \\ P &= 1,4\text{ Kg/cm}^2 &= 1,37\text{ bar} \end{aligned}$$

Tabel X. 7 Perhitungan Bubble Point (kondisi Bottom Cair Jenuh)

Komp.	kmol/jam	$X_{i,b}$	$\log(P_1^{sat})$	P_1^{sat} (mmHg)	P_1^{sat} (bar)	$K_{i,b}$	Y_i ($X_{i,b}K_i$)
N ₂	0,00	0,00	6,96	9155324,77	12206,10	8890,07	0,00
CO	0,00	0,00	8,51	325525316,39	433998,06	316094,07	0,00
O ₂	0,00	0,00	6,27	1857696,13	2476,72	1803,87	0,00
CO ₂ (LK)	0,00	0,00	4,80	62639,98	83,51	60,83	0,00
H ₂ O	0,00	0,00	1,67	46,72	0,06	0,05	0,00
C ₅ H ₁₂ (HK)	30,33	1,00	3,01	1026,79	1,37	1,00	1,00
Total	30,33	1,00				Goal Seek	1,00

X.2.4. Perhitungan Neraca Panas

$$C_p \Delta T = A(T - T_o) + \frac{B}{2}(T^2 - T_o^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_o^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_o^4)$$

Tabel X. 8 Data *Properties* untuk menentukan Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D
N2	76.45	-3.52E-01	-2.67E-03	5.01E-05
CO	125.60	-1.70220E+00	1.07070E-02	4.18540E-06
O2	46.43	3.95060E-01	-7.05220E-03	3.98970E-05
CO2 (LK)	- 3981.02	5.25110E+01	-2.27080E-01	3.28660E-04
H2O	92.05	-3.99530E-02	-2.11030E-04	5.34690E-07
C5H12 (HK)	91.47	4.48520E-01	-1.68590E-03	3.13420E-06

(Yaws,1999)

Sehingga nantinya diperoleh nilai kapasitas panas ($C_p \Delta T$) dari masing masing komponen yang selanjutnya digunakan untuk menentukan nilai Entalpi (ΔH).

Tabel X. 9 Menentukan kapasitas panas dan entalpi pada umpan

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	kJ/kmol	K	K	kJ/jam
N2	0.04	5448.62	303.15	298.15	213.06
CO	0.00	3477.05			0.02
O2	0.00	3060.26			0.00
CO2 (LK)	0.00	1061.62			0.01
H2O	0.00	377.49			0.23
C5H12 (HK)	30.35	795.55			24144.36
Total	30.39	14220.59			24357.68

Tabel X. 10 Menentukan kapasitas panas dan entalpi distilat pada kondisi masuk kondensor

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	kJ/kmol	K	K	kJ/jam
N2	0.04	-21380.02	275.36	298.15	-836.02
CO	0.00	-14067.68			0.00
O2	0.00	-11891.99			0.00
CO2 (LK)	0.00	-3563.75			0.00
H2O	0.00	-1729.10			0.00
C5H12 (HK)	0.02	-3542.13			-53.78
Total	0.05	-56174.67			-889.80

Tabel X. 11 Menentukan kapasitas panas dan entalpi distilat pada kondisi keluar kondensor

Komponen	n	Cp dT	T in	T reff	ΔH
	kmol/jam	J/kmol	K	K	kJ/jam
N2	4.98	-21380.02	275.36	298.15	-106558.10
CO	0.00	-14067.68			-0.27
O2	0.00	-11891.99			-0.05
CO2 (LK)	0.00	-3563.75			-0.14
H2O	0.00	-1729.10			0.00
C5H12 (HK)	1.94	-3542.13			-6854.33
Total	1.94	-34794.65			-113412.88

Tabel X. 12 Menentukan kapasitas panas dan entalpi *bottom* pada kondisi keluar Reboiler

Komponen	n kmol/jam	Cp dT kJ/mol	T in K	T reff K	ΔH kJ/jam
N2	0.00	32969.11	325.068	298.15	0.00
CO	0.00	20521.20			0.01
O2	0.00	18675.15			0.01
CO2 (LK)	0.00	7579.55			0.00
H2O	0.00	2027.17			1.23
C5H12 (HK)	30.33	4372.71			132642.79
Total	30.33	86144.90			132644.03

Nilai entalpi (ΔH) dari setiap komponen pada kondisi umpan, distilat, bottom maka Menghitung Panas penguapan (H_v)

$$\Delta H_v = A \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

(Yaws, 1999)

Tabel X. 13 Menentukan jumlah panas penguapan

Komponen	A	Tc	n	Hv (kJ/mol)	ΔH_v (kJ/jam)
N2	9.43	126.1	0.533	-48686.637	-244,558.1571
CO	8.003	132.920	0.318	-20857.699	-0.4060
O2	8.040	154.580	0.201	-9893.286	-0.0382
CO2 (LK)	18.260	304.190	0.240	4312.383	0.1680
H2O	52.053	647.130	0.321	124868.039	0.0000
C5H12 (HK)	37.692	460.430	0.395	69268.723	135,092.6384
Total					-109465.79

Menentukan Neraca Panas Kondensor

$$Q_c = \Delta H_v - \Delta H_L - \Delta H_D$$

Q_c = Panas Kondensor (kJ/jam)

ΔH_D = Panas distilat (kJ/jam)

ΔH_L = Panas reflux (kJ/jam)

ΔH_v = Jumlah panas penguapan (kJ/jam)

(Coulson dan Richardson, 2005)

$$Q_c = (-109465.79 \text{ kJ/jam}) - (-113412.88 \text{ kJ/jam}) - (-889.80 \text{ kJ/jam})$$

$$Q_c = 3057,2845 \text{ kJ/jam}$$

Persamaan Neraca Panas

$$Q_{reboiler} = (\Delta H_{Distilat} + \Delta H_{Bottom} + Q_{condensor}) - \Delta H_{feed}$$

$$Q_{reboiler} = ((-889.80 + 132644.03 + 3057,2845) - 24357.68) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{reboiler} = 110453,8302 \text{ kJ/jam}$$

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
(kJ/jam)		(kJ/jam)	
ΔH_{feed}	24357.68	$\Delta H_{Distilat}$	-889.80
$Q_{reboiler}$	110453.83	ΔH_{Bottom}	132644.03
		$Q_{condensor}$	3057.28
Total	134811.51	Total	134811.51

X.3. Hasil dan pembahasan

Hasil analisis menunjukkan bahwa kolom degassing dapat dioperasikan dengan efisiensi energi yang lebih tinggi melalui optimasi suhu pada reboiler dan kondensor. Pada kondisi awal, suhu reboiler sebesar 56°C dan kondensor sebesar 54°C memerlukan jumlah steam yang cukup besar untuk memanaskan reboiler dan mempertahankan suhu operasional. Namun, berdasarkan perhitungan optimasi, suhu operasi yang lebih rendah, yakni 36,83°C untuk reboiler dan 36,62°C untuk kondensor, dapat dicapai tanpa mengurangi performa pemisahan. Perhitungan ini didasarkan pada pendekatan termodinamika yang mempertimbangkan keseimbangan massa dan energi secara lebih detail dibandingkan dengan metode konvensional.

Keunggulan dari pendekatan perhitungan ini adalah kemampuan untuk mengidentifikasi potensi pengurangan kebutuhan energi secara presisi. Dengan penurunan suhu operasi, konsumsi steam pada reboiler berkurang secara signifikan, sehingga tidak hanya menurunkan biaya energi tetapi juga mengurangi tekanan operasional pada sistem utilitas. Hal ini memberikan manfaat ganda, yaitu efisiensi energi yang lebih baik dan perpanjangan umur peralatan. Selain itu, suhu kondensor yang lebih rendah juga mengurangi beban pendinginan, yang berdampak langsung pada efisiensi kerja sistem pendingin.



Secara keseluruhan, optimasi ini menunjukkan bahwa sistem dapat mencapai hasil yang sama dengan konsumsi energi yang lebih rendah, yang tidak hanya berdampak pada penghematan biaya tetapi juga meningkatkan keberlanjutan lingkungan. Pendekatan ini juga membuktikan keandalan metode perhitungan dalam mengidentifikasi titik operasi optimal untuk proses-proses serupa di masa depan.