

BAB IX

KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asetaldehida dapat disimpulkan :

Pra Rencana Pabrik Pembuatan Asetaldehida Kapasitas 50.000 ton/tahun dibuat untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan luar negeri.

Berdasarkan ketersediaan bahan baku, lingkungan, sarana transportasi, area pemasaran, dan bahan penunjang maka Pabrik Asetaldehida akan didirikan di Kawasan kebakkramat kabupaten karanganyar, Jawa Tengah .

Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 180 orang.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka pabrik Asetaldehida dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian :

- a. *Total Capital Investment* = US \$ 35.810.626,11
- b. Hasil penjualan per tahun = US \$ 440.000.000
- c. Biaya produksi per tahun = US \$ 401.864.693,72
- d. *Pay Out Time* = 1,7 tahun
- Rate of Return on Investment* = 52,18 %
- f. *Break Event Point (BEP)* = 34,77 %
- g. *Service Life* = 11 tahun

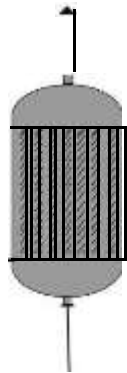
REAKTOR-01 (R-01)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi antara asam asetat dan hidrogen menjadi asetaldehid dan produk samping

Tipe : *Multitubular Fixed Bed Reactor*

Operasi : Kontinyu

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur = 315^o C
Tekanan = 3,95 atm
Laju alir massa, W = 41883,6664kg/jam
BM rata-rata, BM_{av} = 41,4613kg/mol
Densitas Campuran = 242,6654kg/m³
Viskositas Campuran = 0,0654kg/m.s

Data Katalis :

Nama katalis = Molybdenum, Palladium, SiO₂ (Silicon Oksida)
Porositas (Φ) = 0,2
Diameter katalis (d_p) = 0,85 mm
= 0,00085 m
Densitas katalis = 2853,303965 kg/m³

Reaksi pertama :



Reaksi kedua :



Reaksi ketiga :



Reaksi keempat :



Reaksi kelima :



Reaksi keenam :



PERHITUNGAN PADA FEED REAKTOR

Volumetric Flowrate Umpan, Q_f

$$Q_f = \frac{M}{\rho}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir Volumetrik } (Q_f) &= 172,5984 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0479 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Konsentrasi mula-mula,

C Reaksi pertama :

Konsentrasi umpan CH_3COOH , $[\text{CA}_0]$

$$\text{Umpan masuk } \text{CH}_3\text{COOH}, (F_{A0}) = 473,98 \text{ kmol/jam} = 0,132 \text{ kmol/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir Volumetrik (Qf)} &= 172,59 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Konsentrasi CH}_3\text{COOH [CAo]} &= \frac{Fa}{Qf} \\ &= 2,7461 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Konsentrasi umpan H₂, [CBo]

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk (Fao) Laju} &= 6378,3501 \text{ kmol/jam} \\ \text{alir Volumetrik (Qf)} &= 172,59 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Konsentrasi H}_2 \text{ [CBo]} &= \frac{nB}{f} \end{aligned}$$

$$= 36,9549 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi 2 :

Konsentrasi umpan H₂, [CBo]

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk H}_2 \text{ (Fbo)} &= 6378,3501 \text{ kmol/jam} \\ \text{Konsentrasi H}_2 \text{ [CBo]} &= \frac{Fa}{f} \end{aligned}$$

$$= 36,9549 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi umpan C₂H₄O , [CCo]

$$\begin{aligned} \text{Umpan masuk C}_2\text{H}_4\text{O (FCo)} &= 157,6491361 \text{ kmol/jam} \\ \text{Konsentrasi C}_2\text{H}_4\text{O [CCo]} &= \frac{nB}{Qf} \end{aligned}$$

$$= 0,913386835 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi 3 :

a) Konsentrasi umpan CH₃COOH, [CAo]

$$\text{Umpan masuk CH}_3\text{COOH, (Fao)} = 473,98 \text{ kmol/jam} = 0,132 \text{ kmol/s}$$

$$\text{Laju alir Volumetrik (Qf)} = 1.647,2432 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Konsentrasi CH}_3\text{COOH [CAo]} = \frac{Fa_o}{Qf}$$

$$= 2,7461304 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi 4 :

a) Konsentrasi umpan CH_3COOH , $[\text{CAo}]$

$$\text{Umpan masuk } \text{CH}_3\text{COOH} (\text{FAo}) = 473,9778 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konsentrasi } \text{CH}_3\text{COOH} [\text{CAo}] = \frac{F_{a_o}}{Q_f}$$

$$= 2,746130354 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi 5 :

a) Konsentrasi umpan CO_2 , $[\text{CGo}]$

$$\text{Umpan masuk } \text{CO}_2 (\text{FGo}) = 2,318369648 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konsentrasi } \text{CO}_2 [\text{CGo}] = \frac{F_{a_o}}{Q_f}$$

$$= 0,013432159 \text{ kmol/m}^3$$

b) Konsentrasi umpan H_2 , $[\text{CBo}]$

$$\text{Umpan masuk } \text{H}_2 (\text{Fbo}) = 6378,3501 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konsentrasi } \text{H}_2 [\text{CBo}] = \frac{nB_o}{Q_f}$$

$$= 36,9549 \text{ kmol/m}^3$$

Reaksi 6 :

c) Konsentrasi umpan $\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}$, $[\text{CEo}]$

$$\text{Umpan masuk } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} (\text{FEo}) = 39,41228402 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Konsentrasi } \text{C}_2\text{H}_5\text{OH} [\text{CEo}] = \frac{F_{a_o}}{Q_f}$$

$$= 0,228346709 \text{ kmol/m}^3$$

Kinetika Reaksi

Reaksi 1 :



Mencari harga k_1

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Arrhennius

$$k_1 = A_i e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\sigma_A = 5,7987 \text{ \AA} = 5,7987 \times 10^{-8} \text{ cm} \quad (\text{Welty, 2008})$$

$$\sigma_B = 19,6547 \text{ \AA} = 1,9655 \times 10^{-7} \text{ cm}$$

Berat Molekul

$$M_A = 60,0500 \text{ k}$$

g/kmol

$$M_B = 2,0200 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ A}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$T = 588 \text{ K}$$

$$\Delta H_f 298 \text{CH}_3\text{COOH} = -0,43484 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f 298 \text{H}_2 \Delta H_f = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$298 \text{H}_2\text{O E} = -0,238714672 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{CH}_3\text{COOH} = \Delta H_f 298 - RT$$

$$= (-0,43484/\text{kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K})$$

$$= -4.889,0668 \text{ kJ/kmol}$$

$$(0 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K})$$

$$-4.888,6320 \text{ kJ/kmol}$$

E H₂O

$$= \Delta H_{f, 298} - RT$$

$$(-0,238714672 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K})$$

$$-4.888,8707 \text{ kJ/kmol}$$

$$E = (E_{\text{CH}_3\text{COOH}} + E_{\text{H}_2} + E_{\text{H}_2\text{O}}) = -14.666,5696 \text{ kJ/kmol}$$

$$-E/RT = 14.666,5696 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(588 \text{ K}) = 3,0001$$

Maka:

$$k_1 = \frac{\sigma_A^+ \sigma_B^-}{2} \frac{N}{10^3} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_1 = \frac{3,4568 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kmol.s}}{2} \left(\frac{1}{18} + \frac{1}{32} \right)$$

$$k_1 = 345,6764 \text{ cm}^3/\text{mol.s}$$

$$k_1 = 0,34568 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_{A0} = 2,7461 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{B0} = 36,9549 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = 1,55 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = 20,79 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_C = 1,24 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_D = 1,24 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_a = 0,43724908$$

$$k_1 = 3,4568 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

Menghitung laju reaksi:

$$-r_1 = k_1 [C_A][C_B]$$

$$-r_2 = - \frac{dC_A}{dt} = \frac{dC_B}{dt}$$

$$k_1 C_A C_B$$

$$k_1 [C_{AO}(1 - X)][C_{BO} - C_{AO} X]$$

dimana :

$$\Theta = \frac{C_{BO}}{C_{AO}} = \frac{36,95 \text{ kmol/m}^3}{2,74 \text{ kmol/m}^3} = 13,48$$

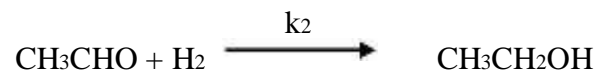
$$-r_2 = k_1 [C_{AO}(1 - X)][C_{BO} - C_{AO} X]$$

$$= k_1 C_{AO} [(1 - X)(\Theta - X)]$$

$$-r_2 = 3,4568 \times 10^{-3} \{(2,74)(1 - 0,45)(13,48 - 0,45)\}$$

$$= 0,1829 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Reaksi 2 :



Mencari harga k₂

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Archennius

$$K_2 = A_2 \cdot e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\sigma_c = 3,5419 \text{ \AA} = 3,5419 \times 10^{-8} \text{ cm} \quad (\text{Welty, 2008})$$

$$\sigma_B = 19,6547 \text{ \AA} = 19,6547 \times 10^{-8} \text{ cm}$$

Berat Molekul

$$M_c = 44,0500 \text{ kg/kmol}$$

$$M_B = 2,0200 \text{ kg/kmol}$$

$$N = \text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ A}$$

$$8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

Menentukan Energi Aktivasi

$$\Delta H_f^{298} \text{ CH}_3\text{CHO} = -0,16636 \Delta H_f \text{ kJ/kmol}$$

$${}_{298} H_2 = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} E \text{ CH}_3\text{CHO} &= \Delta H_f^{298} - RT \\ &= (-0,16636 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= -4888.79836 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E \text{ H}_2 &= \Delta H_f^{298} - RT \\ &= (0 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= -4888.632 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$-9777.43036 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} -E/RT &= -9777.43036 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(588 \text{ K}) \\ &= 2,0000 \end{aligned}$$

Maka:

$$k_2 = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{10} \frac{N}{\text{cm}^2} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_2 = 410.2985 \text{ cm}^3 / \text{mol.s}$$

$$k_2 = 4.1030 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_{Co} = 0.9134 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 36.9549 \text{ kmol/m}^3$$

$$k_2 = 4.1030 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Menghitung laju reaksi:

$$-r_2 = k_2 [CA][CB]$$

$$-r_2 = 0,00661613 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Reaksi 3 :



Mencari harga k_3

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Archennius

$$k = A \cdot e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\sigma_A = 5,7987 \text{ \AA} = 5,7987 \times 10^{-8} \text{ cm (Welty, 2008) Berat Molekul}$$

$$M_A = 60,0500 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ A}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_f 298 \text{CH}_3\text{COOH} = -0.43484 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} E \text{ CH}_3\text{COOH} &= \Delta H_f 298 - RT \\ &= (-0.43484 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= 48.811,9309 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E \text{ O}_2 &= \Delta H_f 298 - RT \\ &= (0 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 423,15 \text{ K}) \\ &= -3.518,0691 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= (E \text{ C}_2\text{H}_4 + E \text{ O}_2)/2 \\ &= -4889,06684 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -E/RT &= -4889,06684 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(588 \text{ K}) \\ &= 1,0001 \end{aligned}$$

Maka ;

$$k_3 = \frac{\sigma_A}{2} \frac{N}{10^3} \left(\frac{1}{M} \right) e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_3 = 2.4893 \text{ cm}^3 / \text{mol.s}$$

$$k_3 = 2.4893 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_A = 2,74 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_a = 0,01$$

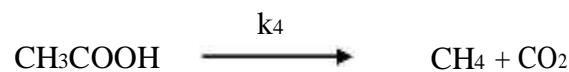
$$k_3 = 2.4893 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Menghitung laju reaksi:

$$-r_3 = k_3 [C_A]^2$$

$$-r_3 = 1,1 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Reaksi 4:



Mencari harga k_3

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Archennius

$$K_3 = A_3 \cdot e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\sigma_A = 2,74 \text{ \AA} = 0,27 \times 10^{-7} \text{ cm} \quad (\text{Welty, 2008})$$

Berat Molekul

$$M_A = 60,05 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ A}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_f 298 \text{C}_2\text{H}_4 = 52.330 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f 298 \text{O}_2 = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$E \text{ C}_2\text{H}_4 = \Delta H_f 298 - RT$$

$$(52.330 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 423,15 \text{ K})$$

$$48.811,9309 \text{ kJ/mol}$$

$$E_{O_2} = \Delta H_f^{298} - RT$$

$$(0 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 423,15 \text{ K})$$

$$-3.518,0691 \text{ kJ/kmol}$$

$$E = (E_{C_2H_4} + E_{O_2})/2$$

$$= 22.646,9309 \text{ kJ/kmol}$$

$$-E/RT = -131.118,0691 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(423,15 \text{ K})$$

$$= -6,4373$$

Maka ;

$$K_4 = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \frac{N}{10^3} \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_4 = 5,4844 \times 10^{-12} \text{ cm}^3 / \text{mol.s}$$

$$k_4 = 5,4844 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_{A0} = 2,741 \text{ kmol/m}^3$$

$$K_4 = 5,4844 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

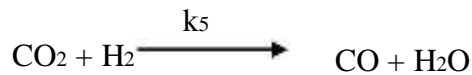
Menghitung laju reaksi:

$$-r_4 = k_4 [C_A]$$

$$-r_4 = 3,03 \times 10^{-7} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$-r_4 = 1,2605 \times 10^{-16} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

Reaksi 5 :



Diketahui laju reaksi :

$$-r_5 = k_5 \cdot P_G^\alpha \cdot P_B^\beta \quad (\text{Levenspiel, 1999})$$

Mencari harga k₅

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Archennius

$$k = A \cdot e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\Sigma_G = 0,7828A = 0,7828 \times 10^{-9} \text{ cm} \quad (\text{Welty, 2008})$$

$$\sigma_B = 19,6547A = 1,96547 \times 10^{-7} \text{ cm}$$

Berat Molekul

$$M_G = 44,0 \text{ kg/kmol}$$

$$M_B = 2,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ A}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H_f 298 \text{CO}_2 = -0,39351 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f 298 \text{H}_2 = 0 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} E_{\text{CO}_2} &= \Delta H_f 298 - RT \\ &= (-0,39351 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= -4889.02551 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E_{\text{H}_2} &= \Delta H_f 298 - RT \\ &= (0 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= -4888.632 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= (E_{\text{CO}_2} + E_{\text{H}_2})/2 \\ &= -9777.65751 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -E/RT &= -9777.65751 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(588 \text{ K}) \\ &= 2,0001 \end{aligned}$$

Maka ;

$$K_5 = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \cdot \frac{N}{10^3} \cdot \frac{1}{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_5 = 117.1752 \text{ cm}^3 / \text{mol.s}$$

$$k_5 = 1.1718 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_{Go} = 2,3184 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{Bo} = 6378,3501 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_a = 0,0058$$

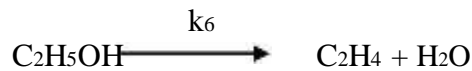
$$K_5 = 1.1718 \times 10^{-18} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Menghitung laju reaksi:

$$-r_5 = k_5 [CA][CB]$$

$$-r_5 = 1,71 \cdot 10^{-6} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Reaksi 6 :



Diketahui laju reaksi :

$$-r_6 = k_6 \cdot P_{Ea} \quad (\text{Leuvenspiel, 1999})$$

Mencari harga k_6

Harga k dihitung berdasarkan persamaan Archennius

$$K_6 = A_6 \cdot e^{-E/RT}$$

Partikel Tumbukan

$$\sigma_A = 39.4123 \text{ \AA} = 3.9412 \times 10^{-7} \text{ cm} \quad (\text{Welty, 2008}) \text{ Berat Molekul}$$

$$M_A = 46.0700 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{bilangan Avogadro} = 6,02 \times 10^{23} \text{ \AA}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol.K}$$

Menentukan Energi Aktivasi

$$\Delta H_f^{298} \text{ C}_2\text{H}_5\text{OH} = -0,23481 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} E_{\text{C}_2\text{H}_4} &= \Delta H_f^{298} - RT \\ &= (-0,23481 \text{ kJ/kmol}) - (8,314 \text{ kJ/kmol K} \times 588 \text{ K}) \\ &= -4888.86681 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= E_{\text{C}_2\text{H}_4} \\ &= -4888.86681 \text{ kJ/Kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} -E/RT &= 4888.86681 / (8,314 \text{ kJ/kmol.K})(588 \text{ K}) \\ &= 1,0000 \end{aligned}$$

Maka ;

$$K_6 = \frac{\sigma_A}{2} \frac{N}{10^7} \left(\frac{1}{M} \right) e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M, 2001})$$

$$k_6 = 131.2846 \text{ cm}^3 / \text{mol.s}$$

$$k_6 = 1.3128 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Diketahui dari perhitungan:

$$C_{E_0} = 39,4123 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_a = 1,2353$$

$$K_6 = 1.3128 \times 10^{-4} \text{ m}^3 / \text{kmol.s}$$

Menghitung laju reaksi:

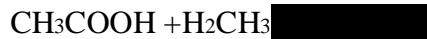
$$-r_6 = k_6 [CA]$$

$$-r_6 = 1,22 \times 10^{-3} \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Volume Reaktor

Reaksi :

Reaksi 1



$$-r_A = k \{ (C_{AO}) (1 - X) (\Theta - X) \}$$

$$V = F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{-r_A}$$

$$= F_{AO} \int_0^X \frac{dX}{k \{ (C_{AO}) (1 - X) (\Theta - X) \}}$$

$$= \frac{F_{AO}}{k} \int_0^{0,45} \frac{dX}{(1 - X)(\Theta - X)}$$

$$= \frac{F_{AO}}{k} \int_0^{0,45} \frac{dX}{(1 - X)(13,48 - X)}$$

$$= \frac{0,132}{0,0001} \int_0^{0,45} \frac{dX}{(1 - X)(13,48 - X)}$$

$$= 141,63 \left[\frac{1}{13,48} \ln \frac{1 - X}{13,48 - X} + \ln \frac{13,48 - X}{1 - X} \right]_0^{0,45}$$

$$199,62 \text{ m}^3$$

Perhitungan pada Desain Reaktor

Menentukan Desain Tube Reaktor

Mass flow rate (W) = 41.883,66643 kg/jam

Densitas (ρ) = 242,6654 kg/m³

$$\text{Volumetric flow rate (Q)} = 172,5984 \text{ m}^3/\text{jam}$$

1) Volume reaktor

$$\begin{aligned} V_r &= 199,62 \text{ m}^3 \\ V_g &= 43,15 \text{ m}^3 \\ V_k &= V_r - V_g = 154,49 \text{ m}^3 \\ \Phi &= \frac{43,15}{199,62} = 0,226 \end{aligned}$$

2) Menentukan Desain Tube Reaktor

Menentukan Diameter dan Panjang Tube Reaktor, D_T

$$d_k / D_T = 0,15 \text{ dimana } d_k = 0,00045 \text{ m} \quad (\text{J.M.Smith, 2001})$$

Diameter tube terkecil harus memenuhi rasio diameter katalis terhadap diameter *tube* dengan harga 0,15

$$D_T = 0,00045 / 0,15 = 0,3000 \text{ cm} = 0,0030 \text{ m} = 0,1181 \text{ inch}$$

Dipilih spesifikasi berdasarkan literatur Tabel 10-18, *Kern* :

BWG	18	
OD	1,50 inch	0,0381 m
ID	1,4 inch	0,0356 m
A	1,54 inch ²	0,0010m ²
Lt	8 m	

3) Menentukan jumlah *tube* dalam reaktor, N_t

$$\text{Porositas } (\Phi) = 0,226$$

$$\text{Densitas katalis } (\rho_k) = 2.853,304 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Diameter katalis} = 0,85 \text{ mm}$$

Sehingga fraksi dari solid/katalis adalah:

$$\epsilon_k = 1 - \Phi$$

$$\epsilon_k = 1 - 0,226$$

$$\epsilon_k = 0,774$$

Volume reaktor pada *tube* (V_{tr}):

$$V_{tr} = V_G / \Phi$$

$$43,15 / 0,226$$

$$190,862 \text{ m}^3$$

dimana $V_k = M_k / \rho_k$, M_k = massa *solid*, ρ_k = massa jenis *solid*
sehingga:

$$\epsilon_k = \frac{M_k}{\rho_k \times V_{tr}}$$

$$M_k = \epsilon_k \times \rho_k \times V_{tr}$$

$$M_k = 0,774 \times 2.853,304 \text{ kg/m}^3 \times 190,862 \text{ m}^3$$

$$\text{Jadi, berat katalis (} M_k \text{)} = 421.510,62 \text{ kg}$$

$$\text{Volume katalis (} V_k \text{)} = V_{tr} - V_G$$

$$190,862 \text{ m}^3 - 43,15 \text{ m}^3$$

$$147,712 \text{ m}^3$$

Menentukan Volume (V_k) dan Berat Katalis

(W_k) Menghitung Volume Katalis

$$= 0,226$$

$$V_k = V_r - V_g = 154,49 \text{ m}^3$$

Menghitung Berat Katalis

$$\rho_k = 2853,3039 \text{ kg/m}^3$$

$$W_k = \rho_k \cdot V_k$$

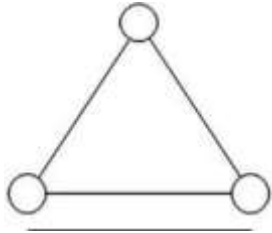
$$W_k = 2853,3039 \text{ kg/m}^3 \times 154,49 \text{ m}^3$$

$$421.510,62 \text{ kg}$$

$$421,51 \text{ ton}$$

Menentukan Desain Shell Reaktor

Diameter Shell Equivalent, D_s



Tube disusun secara *triangular pitch* dengan alasan :

Susunan *tube* lebih kuat

Koefisien perpindahan panas lebih baik

Lebih mudah dibersihkan secara kimiawi

Jumlah lubang tiap satuan lebih besar dari pada susunan square pitch

Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi terjamin.

$$\times 0,0381$$

$$\text{m } 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Tube pitch, } p_t = \text{OD} + C$$

$$(0,0381 + 0,0191) \text{ m}$$

$$0,0572 \text{ m}$$

Luas triangular pitch (A)

$$\frac{1}{2} p_t (p_t \cdot \sin 60)$$

$$\frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m} (0,0572 \text{ m} \cdot \sin 60)$$

$$0,0014 \text{ m}^2$$

Free area, (A_f):

A_f

$$= \frac{p_t \times (p_t \cdot \sin 60)}{p_t} = \sin 60$$

$$\frac{1}{2} \times 0,0572 \text{ m}^2 \cdot \left[\frac{1}{4} \times 0,0381 \text{ m}^2 \right]$$

$$0,0003 \text{ m}^2$$

Total free volume, (V_f):

$$V_f = 63,39 \text{ m}^3$$

Volume shell, (V_s):

$$V_s = V_{tr} + V_f$$
$$= 229,04 \text{ m}^3 + 63,39 \text{ m}^3$$
$$= 292,43 \text{ m}^3$$

Area shell, (A_s):

$$A_s = \frac{V_s}{L_t}$$
$$= 36,55 \text{ m}^2$$

Diameter shell, (D_s):

$$D_s = \left(\frac{A_s}{\pi} \right)^{0,5}$$
$$= 6,82 \text{ m}$$

Tinggi Head Reaktor, H_s

Head Reaktor berbentuk *ellipsoideal*

$$H_s = 0,25 \times D_s$$
$$= 0,25 \times 6,82 \text{ m}$$
$$= 1,71 \text{ m}$$

Tinggi Reaktor Total, H_r

$$H_r = \text{Panjang tube reaktor} + 2 \cdot \text{Tinggi Head reaktor}$$
$$= 8 \text{ m} + 2 (1,71) \text{ m}$$
$$= 11,41 \text{ m}$$

Volume Head Reaktor, V_{Hr}

$$V_{HR} = 2 \cdot \left[\frac{\pi}{24} \cdot D_s^3 \right]$$

$$= 2 \left[\frac{\pi}{24} \cdot (3,14/24) \cdot (6,82)^3 \right]$$

$$= 83,14 \text{ m}^3$$

Volume Total Reaktor, V_R

$$292,43 \text{ m}^3 + 83,14 \text{ m}^3$$

$$= 375,57 \text{ m}^3$$

Tebal Dinding Reaktor, t

$$t = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Peters, 1991})$$

Dimana

t = tebal tangki bagian silinder (in)

P = tekanandesign = 3,95 atm
= 58,0492 psia

D_s = diameter shell = 6,82m

r = jari-jari shell = 3,41 m

S = *working stress allowable* = 13.700 psia (Peters, 1991)

E = *welding joint efficiency* = 0,85 (Peters, 1991)

tebalkorosi yang diizinkan = 0,047625

m Maka :

$$t = \left(\frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \right) + C$$

$$= 0,065 \text{ m}$$

$$= 2,55 \text{ in}$$

Outside Diameter Reaktor, OD

$$OD = ID + 2.t$$

$$6,82 \text{ m} + 2 \cdot (0,065\text{m})$$

$$OD = 6,95\text{m}$$

Koefisien Heat Transfer Tube, h_i

Linear Velocity, u_t

$$G_t = \frac{W_t}{3.600 \times a'' \times N_t}$$

$$G_t = 0,4060 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$u_t = \frac{G_t}{\rho}$$

$$= 0,0017 \text{ m/s}$$

Bilangan Reynold, Re

$$= 1,4320 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot u_t \cdot ID}{\mu}$$

$$= 220,6770$$

Bilangan Prandtl, Pr

$$\text{Kapasitas panas, } C_p = 32,7875 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\text{Konduktivitas termal, } k_f = 0,7317 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k_f}$$

$$= 0,0021$$

Rasio Panjang Tube dan Inside Diameter, L/ID

$$\frac{L}{ID} = 225$$

Dari gambar 12.23 Coulson didapat $j_h = 0,0055$

Maka, koefisien heat transfernya adalah :

$$h_i = j_h \times Re \times Pr^{0,33} \times \frac{k_f}{ID}$$
$$597,7354 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

Menghitung Koefisien Heat Transfer pada Shell

Menghitung fluks massa shell (Gs)

$$G \text{ pendingin} = 13.825,7962 \text{ kg/jam}$$

$$G_s = G / A_s$$

$$106,357 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Menghitung tube pitch (pt)

$$Pt = 1,25 \text{ OD}$$

$$0,0476 \text{ m}$$

Menghitung diameter equivalen (De)

$$0,0542 \text{ m}$$

Menghitung bilangan Reynold (Re)

$$Re = (G_s \cdot De) / \mu$$

$$= 176.140,0068$$

$$Pr = 0,0236$$

$$j_h = 0,02 \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$h_o = j_h \times Re \times Pr^{0,33} \times (k/De)$$

$$856,6892 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Penentuan Pressure Drop sepanjang Reaktor

Dari *Fogler*, persamaan 4 – 22, diperoleh rumus yang digunakan untuk menghitung *pressure drop* adalah :

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot d_p} \left(\frac{1-\Phi}{\Phi^3} \right) \left[\frac{150 \cdot (1-\Phi) \cdot \mu}{d_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

Dimana,

$$G = \frac{W_T}{3600 \cdot (a'' \cdot N_T)}$$

$$= 0,4060 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G}{\rho \cdot g_c \cdot d_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi^3} \right) \left[\frac{150(1-\phi)\mu}{d_p} + 1,75 \cdot G \right]$$

$$-\frac{dP}{dL} = 120,2056 \text{ Pa} / \text{m}$$

$$-\frac{dP}{dL} = 0,1202 \text{ kPa} / \text{m}$$

$$\Delta P = - \frac{dP}{dL} \times L = 0,0095 \text{ atm}$$

$$= P$$

$$P_{out} - P_{desain} - \Delta P = 3,9405 \text{ atm}$$

15). Menghitung Tebal Jacket Reaktor

$$\text{Flowrate cooling water} = 13.825,7962 \text{ kg/Jam}$$

$$\text{Densitas cooling water} = 1,0240 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Residence time } (\tau) = 0,0001 \text{ jam}$$

$$\text{Tinggi Jacket (HL)} = \text{Tinggi gas dalam reaktor}$$

$$= 11,4119 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 6,9532 \text{ m}$$

$$\text{Volume cooling water} = \left(\frac{\text{m} \cdot \tau}{\rho} \right)$$

$$= \left(\frac{13.825,7962 \text{ kg/jam} \times 0,0001 \text{ jam}}{1,0240 \text{ kg/m}^3} \right)$$

$$= 0,9370 \text{ m}^3$$

Sehingga, tebal jacket pendingin :

$$\left(\pi D^2 H_L + \frac{1}{24} \pi D^3 \right) \left(\pi OD^2 H_L + \frac{1}{24} \pi OD^3 \right)$$

$$\begin{aligned}
V &= \\
0,9370 &= 36,52 (D^2 - OD^2) + 0,1308 (D^3 - OD^3) \\
0,9370 &= 36,52 D^2 - 1992,62 + 0,1308 D^3 - 52,7166 \\
0,2377 &= 36,52 D^2 + 0,1308 D^3
\end{aligned}$$

Dengan cara *trial and error*, didapatkan harga D sebesar 6,7832 m, maka :

$$\begin{aligned}
D &= \text{Outside diameter reaktor} + \text{tebal jaket} = 6,7832 \text{ m} \\
&= 6,9532 \text{ m} + \text{tebal jaket} \\
\text{Tebal jaket} &= 6,9532 - \\
6,7832 \text{ m} &= 0,1709 \text{ m}
\end{aligned}$$

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reaktor
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 Unit
Operasi	Continyu
Fungsi	Sebagai tempat terjadinya reaksi antara Hidrogen dan asam asetat

DATA DESIGN

Tipe	Multitubular Fixed Bed Reaktor
Temperatur	315 ^o C
Tekanan	3,95 atm
Diameter	5 m
Tinggi	8 m
Tebal Dinding	0,0622 m
Katalis	Palladium, Mollybdenum, Silicon oksida
Diameter Katalis	0,00085 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316

TUGAS KHUSUS

Nama : Kurniasih

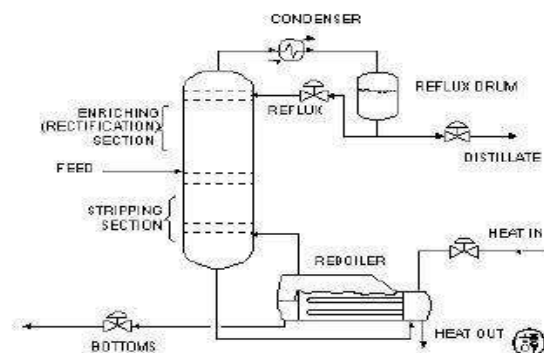
NIM : 03031181419155

KOLOM DISTILASI

1.1. Deskripsi umum

Destilasi adalah suatu metode pemisahan komponen larutan berdasarkan perbedaan titik didihnya dan tergantung pada distribusi dari substansi antara fase uap dan fase liquid, dengan semua komponen berada dalam kedua fase tersebut. Dalam praktek, destilasi dilaksanakan berdasarkan salah satu dari dua metode utama. Metode pertama didasarkan atas pembuatan uap dengan mendidihkan campuran zat cair yang akan dipisahkan dan mengembungkan uap tanpa ada zat cair yang kembali ke bejana didih atau dengan kata lain tanpa refluks. Metode kedua didasarkan pada pengembalian kondensat ke bejana didih dalam suatu kondisi tertentu sehingga zat cair yang dikembalikan ini mengalami kontak akrab dengan uap yang mengalir ke atas menuju kondenser. Masing-masing metode ini dapat dilaksanakan dengan proses *continue* maupun *batch*.

Proses pemisahan metode destilasi dioperasikan dengan menguapkan campuran dengan pertimbangan titik didih zat yang volatil. Campuran akan diuapkan di reboiler. Uap dikontakkan dengan cairan dari *feed* maupun *reflüks* dalam waktu relatif cukup pada temperatur dan tekanan tertentu sehingga mencapai keseimbangan fase sebelum campuran dipisahkan menjadi distilat dan residu.



Gambar 10.1. Komponen destilasi

1.2. Jenis distilasi

Klasifikasi distilasi dapat didasarkan beberapa kategori, yaitu proses, tekanan operasi, komponen *feed*, dan isian kolomnya. Klasifikasi dimaksudkan untuk penyesuaian jenis distilasi dengan penggunaannya. Berikut klasifikasi distilasi berdasarkan kategorinya.

Berdasarkan prosesnya diklasifikasi menjadi dua, yaitu distilasi kontinyu dan *batch*.

Berdasarkan tekanan operasinya diklasifikasi menjadi tiga, yaitu distilasi atmosferik (0,4 -5,5 atm absolut), distilasi vakum (≤ 300 mmHg pada bagian atas kolom), dan distilasi tekanan (≥ 80 psia pada bagian atas kolom).

Berdasarkan komponen penyusunnya, yaitu distilasi sistem biner dan multikomponen.

Berdasarkan isian kolomnya, yaitu *plate column* dan *packed column*.

1.3. Syarat-syarat Destilasi

Syarat-syarat yang harus dipenuhi dalam distilasi adalah sebagai berikut:

Syarat utama agar terjadinya proses destilasi adalah adanya perbedaan komposisi antara fase cair dan fase uap.

Destilasi dilakukan secara pengolahan secara fisika yang primer Campuran homogen

Zat yang di campurkan atau bercampur tidak boleh menghasilkan panas, warna, ataupun tanda-tanda reaksi kimia lainnya, karena destilasi ini merupakan pengolahan/pemisahan secara proses fisika bukan secara proses kimia

Zat yang titik didihnya rendah akan memiliki fraksi pada fase uap yang lebih banyak/baik dari pada fraksi pada fase cair, ataupun sebaliknya.

1.4. Jenis kolom distilasi dan pemilihannya

Kolom distilasi dapat diklasifikasi menjadi dua jenis, yaitu *plate column* dan *packed column*. Perbedaan dari kedua jenis kolom ini adalah isiannya, untuk *plate column* terdiri dari plat-plat, sedangkan *packed column* terdiri dari packing. Fungsi

dari isian ini adalah memperbesar luas permukaan kontak antara uap dan liquid sehingga pemisahan dapat tercapai. Pemilihan jenis kolom distilasi antara *plate* dan *packed column* perlu dilakukan dengan tujuan ekonomis operasional dan/atau harga alat. Pertimbangan pemilihan jenis kolom distilasi dapat dilihat pada tabel 1.

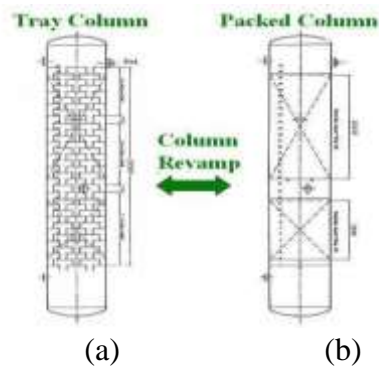
Tabel 1. Pertimbangan dan perbedaan jenis kolom distilasi

Pertimbangan	Jenis Kolom Distilasi	
	<i>Plate Column</i>	<i>Packed Column</i>
Kapasitas	Besar	Kecil
Untuk laju massa liquid sangat rendah	-	Tidak cocok
Prediksi efisiensi plate/HETP	Mendekati akurat	Kurang akurat
Hasil desain terhadap aktual	Mendekati akurat	Kurang akurat
Aplikasi produk dari sidestream	Cocok	Tidak cocok Sulit, namun lebih murah biaya
Pembersihan fouling	Lebih mudah	pemeliharaan jika untuk diameter kecil
Aplikasi untuk umpan korosif	Mahal biaya pemeliharaan	Murah biaya pemeliharaan
Penanganan <i>foaming</i>	Tidak cocok	Cocok
<i>Pressure drop</i>	Lebih tinggi	Lebih rendah, dipertimbangkan untuk distilasi vakum
Harga dan biaya	Mahal, sulit diinstalasi	Murah, tetapi hanya cocok diameter kolom kurang dari 0,6 m

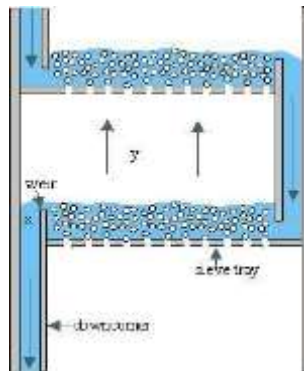
(Sumber : Sinnott, 2005)

Plate column umumnya didesain dengan aliran uap dan liquid secara *cross-current*, tetapi ada juga yang didesain tanpa *downcomer* (*non-cross-flow plate*)

dengan liquid mengalir melalui lubang-lubang besar pada pelat membentuk *shower*. Tipe *non-cross-flow plate* digunakan khusus distilasi yang memerlukan *pressure drop* yang rendah.



Gambar 10.2. Jenis kolom distilasi (a) *plate column*; (b) *packed column*
(Sumber: *raschig.de*)



Gambar 10.3. Aliran uap dan liquid pada distilasi jenis *plate column*

Plate column dengan aliran *cross-flow* dapat diklasifikasikan berdasarkan metode kontak antara uap dan liquidnya, yaitu *sieve plate* (*perforated plate*), *bubble-cap plate*, dan *valve plate* (*floating cap plate*).

Sieve plate

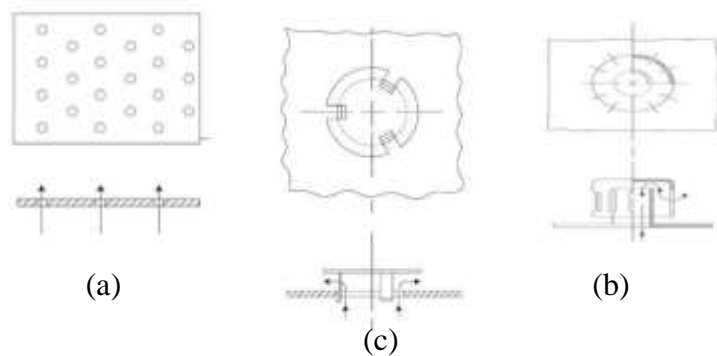
Plate column tipe ini adalah desain paling sederhana untuk aliran *cross-flow*. Plat didesain dengan lubang-lubang kecil tempat mengalirnya uap menuju liquid, namun liquid tidak mengalir melalui lubang tersebut. Apabila terjadi *weeping* pada celah, maka dapat mengurangi efisiensi pemisahan.

Bubble-cap plate

Berbeda dengan *sieve plate*, plat jenis ini didesain dengan uap mengalir melalui pipa pendek pada plat (*riser*) yang dilengkapi dengan *cap* tetapi ada celah antara *riser* dengan *cap*.

Valve plate

Celah-celah yang ada pada plat diganti dengan *movable flap* yang dapat terbuka ataupun menutup sesuai dengan laju alir uap. Apabila laju alir uap tinggi, maka *flap* terangkat dan terbuka, begitu juga sebaliknya untuk laju alir rendah.



Gambar 10.4. Jenis *plate column* aliran *cross-flow* (a) *sieve plate*; (b) *bubble-cap plate*; dan (c) *valve plate*
(Sumber : Sinnott, 2005)

Pertimbangan dalam memilih tipe *plate column* dapat dideskripsikan pada tabel 2.

Tabel 2. Pertimbangan pemilihan tipe *plate column*.

Pertimbangan	Tipe Plate Column		
	<i>Sieve Plate</i>	<i>Bubble-cap Plate</i>	<i>Valve Plate</i>
Biaya	Lebih murah	Lebih mahal	Lebih murah
Kapasitas untuk ukuran kolom yang sama	Paling besar	Paling kecil	Menengah

Operasional laju alir uap dan liquid	Kurang efisien dioperasikan dengan laju uap rendah karena dapat terjadi <i>weeping</i>	Dapat dioperasikan untuk laju uap rendah	Fleksibel untuk laju rendah maupun tinggi dan biaya operasional lebih rendah dibandingkan <i>bubble-cap plate</i>
<i>Pressure drop</i>	Paling rendah	Paling tinggi	Menengah

(Sumber : Sinnott, 2005)

Kesimpulan dari pemilihan tipe *plate column* ini adalah *sieve plate* paling murah dan dapat diaplikasikan, *valve plate* dapat dipertimbangkan jika spesifikasi *turn-down ratio* tidak cocok digunakan pada *sieve plate*, dan *bubble-cap plate* dapat dipertimbangkan (terakhir) untuk laju uap rendah dan *liquid seal*.

1.5. Batasan desain *sieve plate column*

Kolom distilasi *sieve plate column* didesain dengan pertimbangan batasan-batasan yang telah ditentukan agar mencapai efisiensi yang optimum. Batasan desain *sieve plate column* dapat dideskripsikan sebagai berikut. Komariah et.al. (2009) menyatakan bahwa *tray spacing* atau jarak antara tiap tray umumnya 3-9 inci untuk *sieve plate column*. Ukuran diameter lubang bervariasi sesuai dengan kebutuhan, namun secara komersial adalah $\frac{3}{4}$ dan 1 inci. Khusus plate dengan *self cleaning* pada lubang, diameternya direkomendasikan $\frac{3}{16}$ inci. Khusus fluida dengan *fouling* cukup tinggi dapat digunakan diameter lubang $\frac{1}{2}$ inci. Khusus distilasi vakum, diameter lubang yang sering digunakan adalah $\frac{1}{8}$ inci.

Tabel 3. Batasan desain *sieve plate column*

Pertimbangan	Batasan
<i>Plate</i>	
Lebar beam dan ring	50 mm
Lebar <i>support ring</i>	50-75 mm
Jarak antar-beam	0,6 m

Penggunaan <i>stacked plate (catridge plate)</i>	Diameter kolom < 1,2 m (4 ft)
Ukuran lubang	2,5-12 mm (5 mm umumnya)
<i>Hole pitch</i>	2,5-4,0 diameter
Struktur	
<i>Hydraulic load</i>	600 N/m ² pada plat
<i>Erection dan maintenance</i>	3000 N/m ² area <i>downcomer seal</i> 1.500 N
<i>Flooding velocity</i>	70-90% atau 80-85% untuk desain
Fraksional entrainment	<i>upper limit</i> 0,1
Weir	
<i>Crest</i>	Paling sedikit 10 mm pada laju liquid paling rendah
Tinggi <i>weir</i>	40-90 mm, direkomendasikan 40-50 mm (untuk tekanan atmosferik) 6-12 mm (untuk vakum)
Panjang <i>weir</i>	60-85% dari diameter kolom 200-250 mm (untuk <i>double pass</i>)
<i>Residence time</i>	Direkomendasikan 3 detik

(Sumber : Sinnott, 2005)

1.6. Faktor yang mempengaruhi kinerja kolom distilasi

Kinerja kolom distilasi ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

Kondisi *feed*

Kondisi ataupun komposisi *feed* mempengaruhi garis operasi dan jumlah stage pada distilasi sekaligus titik *feed tray*.

Kondisi refluks

Banyaknya *tray* dipengaruhi oleh jumlah refluks. Semakin sedikit kebutuhan *tray* maka semakin baik proses pemisahaannya. *Tray* minimum dibutuhkan pada saat aliran refluks total tanpa distilat, umumnya terjadi pada saat *start*

up. Apabila refluks ditingkat, maka jumlah kebutuhan *tray* menurun, tetapi menambah biaya operasi melalui kebutuhan steam dan air.

Kondisi aliran uap

Beberapa fenomena akibat aliran uap yang merugikan, antara lain *foaming*, *entrainment*, *weeping/dumping*, dan *flooding*.

Foaming, menyebabkan terjadi ekspansi volume liquid. Luas kontak antara uap dan liquid cukup, tetapi mengganggu aliran uap yang naik ke atas dan berdampak naiknya *pressure drop*.

Entrainment, merupakan fenomena terangkatnya liquid oleh uap menuju *tray* di atasnya sebagai dampak dari laju alir uap yang tinggi. Terjadinya *entrainment* berdampak menurunnya efisiensi pemisahan, kemurnian distilat terganggu, dapat menyebabkan *flooding* apabila jumlah liquid yang terangkat berlebihan.

Berbeda dengan *entrainment*, *weeping* disebabkan oleh aliran uap rendah. Uap tidak cukup menahan liquid yang ada pada *tray* sehingga dapat merembes melalui lubang-lubang perforasi. *Weeping* dapat menurunkan efisiensi pemisahan karena uap tertahan di bawah *tray*.

Flooding, terjadi akibat aliran uap terlalu tinggi sehingga liquid terangkat ke *tray* di atasnya. *Flooding* dideteksi melalui adanya penurunan tekanan diferensial di dalam kolom sekaligus penurunan efisiensi pemisahan secara signifikan.

1.7. Istilah – istilah Pada Kolom Distilasi

Downcomer adalah lubang tempat masuknya aliran dari atas berupa *liquid* (*plate* atas) ke *plate* bawah (kita memandang *plate* bawah ini sebagai acuan).

Downflow adalah lubang tempat keluaran *liquid* dari *plate* atas ke *plate* di bawahnya.

Weeping adalah *liquid* yang ada pada *plate* jatuh bebas ke *plate* bawahnya karena tekanan gas dari bawah kurang, disebabkan karena adanya *entrainment*, sehingga *plate* atas menerima kelebihan *liquid*.

Cap adalah penghalang / pengkontak antara liquid dan uap yang dipasang di setiap *tray*, bentuk seperti topi yang pinggirnya ada slot untuk mengatur besar kecilnya gas yang keluar keatas.

Tray / plate adalah lapisan atau level disetiap kolom, biassanya terbuat dari besi baja yang kuat menahan beban *liquid* atau *cap*.

Slot adalah tempat bukaan pada *cap* yang mempunyai macam-macam bentuk (trapesium, persegi, segitiga, dll) yang berfungsi mengatur bukaan gas yang keluar ke atas sehingga liquid dan gas berkontak secara normal.

Enriching adalah bagian *plate* yang berada diatas tempat masukan feed.

Exhausting / stripping adalah bagian *plate* yang berada dibawah tempat masukan feed.

Baffle adalah penghalang yang berada di tengah-tengah *tray* untuk membuat aliran lebih lama berada di *tray* (penerapanya hanya di *reverse flow*).

Weir adalah penghalang yang dipasang dipinggir dari *dowflow* untuk membuat agar volume *liquid* yang tertampung di *tray* banyak, sehingga efektif terjadinya kontak antara liquid dan gas.

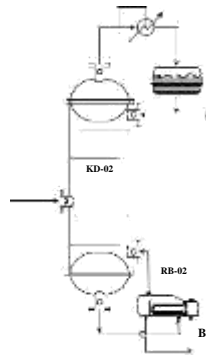
Cross Flow adalah aliran liquid datang dari atas (*downcomer*) lalu mengalir di sepanjang *tray* dan mengalir ke *plate* bawahnya di *downflow*. Disebut *cross flow* karena letak *downcomer* dan *downflow* di sisi bersebrangan. Jarak yang dilewati *liquid* .

1.8. Perhitungan Desain Kolom Destilasi di Pabrik Pembuatan Asetaldehida

Fungsi : Memisahkan Asetaldehid dari produk hasil reaksi

Tipe : *Sieve Tray Tower*

Gambar :



Menentukan kondisi operasi.

Dengan *Trial and Error*, didapatkan kondisi operasi ;

FEED

$$P = 0,09 \text{ atm} = 66,64 \text{ mmHg}$$

$$T = 50^{\circ} \text{ C} = 323,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Komponen	Pi (mmHg)	Xi	Ki = Pi/P	Yi = Xi. Ki
CH ₃ COOH	612,55	0,383	0,8060	0,3085
C ₂ H ₅ OH	2.483,65	0,058	3,2680	0,1881
C ₂ H ₄ O	0,001	0,2302	0,0000	0,0000
CH ₃ COCH ₃	3.731,28	0,0034	4,9096	0,0166
H ₂ O	2.011,29	0,3261	1,4997	0,4890
Total		1,000		1,000

TOP

$$P = 4,78 \text{ E-06 atm} = 0,004 \text{ mmHg}$$

$$T = 21^{\circ} \text{ C} = 294,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Komponen	Pi (mmHg)	Yi	Ki = Pi/P	Xi= Yi/Ki
CH ₃ COOH	12,44	0,0001	0,0164	0,0000
C ₂ H ₅ OH	46,934	0,0000	0,0618	0,0000
C ₂ H ₄ O	762,244	0,9999	1,0030	1,0029
CH ₃ COCH ₃	192,47	0,0005	0,2532	0,0001
H ₂ O	18,67	0,0000	0,0246	0,0000
Total		1,0000		1,0000

BOTTOM

$$P = 0,34 \text{ atm} = 255,4 \text{ mmHg}$$

$$T = 79^{\circ} \text{C} = 352,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Komponen	Pi (mmHg)	Xi	Ki = Pi/P	Yi=Xi.Ki
CH ₃ COOH	34.397,271	0,4972	45,26	0,0110
C ₂ H ₅ OH	777,83	0,0748	1,024	0,0731
C ₂ H ₄ O	29,70	0,0001	0,039	0,0030
CH ₃ COCH ₃	1.561,57	0,0044	2,06	0,0021
H ₂ O	341,193	0,424	0.449	0,9434
Total		1,0000		1,0000

Desain Kolom Destilasi

a. Menentukan Volatilitas Relatif, α

Komponen kunci :

Light Key : asetaldehid

Heavy Key : Asam asetat (air,aseton,etanol)

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Ludwig,E.q 8.13})$$

$$\alpha_D = K_{LK} / K_{HK}$$

$$= 61,3$$

$$\alpha_B = K_{LK} / K_{HK}$$

$$= 0,001$$

$$\alpha_{\text{Avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{Top}} \times \alpha_{\text{Bot}}} \quad (\text{Ludwig,E.q 8.11})$$
$$0,23$$

Menentukan *Minimum Stage*

Dengan menggunakan metode *Fenske*(R. Van Winkle; eq : 5.118 ; p 236)

$$N_M = \frac{\text{Log} \left[\frac{(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B}{\text{Log}(\alpha_{Avg})} \right]}{\text{Log}(\alpha_{Avg})}$$

$$N_M = 5,0197$$

c. Mencari Rasio Refluks Minimum

Komponen	Xf	Xd	α	Xf/(\mathbf{\alpha}-\theta)/\mathbf{\alpha}	XD/(\mathbf{\alpha}-\theta)/\mathbf{\alpha}
CH ₃ COOH	0.404015	6.57307E-05	1	-0.1951	-3.1739E-05
C ₂ H ₅ OH	0.035021	1.48823E-06	3.773	0.1883	7.99986E-06
C ₂ H ₄ O	0.267786	0.999908555	61.275	0.2819	1.052666733
CH ₃ COCH ₃	0.003593	5.04807E-08	15.472	0.0045	6.29819E-08
H ₂ O	0.289585	2.41757E-05	1.50	-0.2767	-2.3097E-05
Total	1,0000	1,0000		0.000	1.052619961

$$1 - q = \sum_1^n \frac{X_f}{(\alpha - \theta) / \theta} \quad q = 1$$

$$(L/D)_{m+1} = \sum_1^n \frac{X_D}{(\alpha - \theta) / \theta}$$

$$\theta = 1,183$$

$$(L/D)_{m1} = 2,9176 - 1$$

$$= 1,9176$$

$$(L/D) = 1,2 \times (L/D)_m$$

$$1,2 \times 1,9176$$

$$2,3$$

Theoretical Tray pada Actual Reflux – Metode Gilliland

$$\text{Diketahui : R} = L/D = 2,3$$

$$(L/D)_m = 1,9176$$

$$N_m = 5,0197$$

Dari grafik 5.18 hal hal. 243 Van Winkle(Gilland Corelation) diperoleh :

$$\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1} = 0,1162$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = \frac{N - 16,3503}{N + 1} = 0,8$$

$$21,0983$$

N teori = 22 stage

Menentukan lokasi feed di KD-01

Feed location ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

massa bottom (B) = 2.294,97 kg/jam

massa destilat (D) = 9.444,444 kg/jam

$$\log \frac{m}{p} = \frac{B \left(\frac{X}{D} \right)_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_B} \right]_2}{(X_{LK})_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_B} \right]_2} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$\log \frac{m}{p} = -0,621$$

$$\frac{m}{p}$$

$$m = 0,239p$$

$$N \text{ Teoritical} = m + p \quad (\text{RE.Treyball, 1981})$$

$$22 = 0,239 p + p$$

$$p = 17,75$$

$$m = 4,249$$

Dari perhitungan diketahui :

- m (Rectifying section) = 4 tray
- p (Striping section) = 18 tray

Jadi Feed masuk pada stage ke 4 dari puncak kolom destilasi

Desain kolom bagian atas (Rectifying section)

Data fisik untuk rectifying section

$$D = 6.944,5116 \text{ kg/jam}$$

$$L = R \cdot D$$

438,5039 kg/jam

0,1218 kg/det

$$V = L + D$$

438,5039 kg/jam + 6.944,512 kg/jam

7.383,0155 kg/jam

2,051 kg/det

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flow Rate (kg/det)	2,051	0,122
Density (kg/m ³)	0,1498	330,342
Volumetric Flow Rate (m ³ /det)	2,5898	0,006
Surface tension (N/m)	0,0201	

Diameter kolom

Liquid –Vapour Flow Factor (FLV)

$$F_{LV} = \frac{w_v}{w_L} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

0,0013

Ditentukan *tray spacing* = 0,45 m (asumsi dipilih sesuai dengan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 556* sebagai *initial estimate*)

Sehingga dari grafik 11.27 buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson* didapat nilai konstanta $K_1 = 0,08$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$(\sigma)^{0,2}$$

$$K_1^* = \left(\frac{\sigma}{20}\right)^{0,2} K_1$$
$$= 0,0201$$

e) Kecepatan *Flooding* (u_f)

$$u_f = K_1 * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 0,9446 \text{ m/s}$$

f) Desain untuk 85 % flooding pada maksimum flow rate (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 0,85 \cdot 0,9446 \text{ m/s}$$

$$= 0,8029 \text{ m/s}$$

Maksimum laju alir volumetric ($U_v \text{ maks}$)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho v} \cdot 3600 \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 13,695 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 17,0561 \text{ m}^2$$

Cross sectional area dengan 12 % downcomer area (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12 % berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 19,382 \text{ m}^2$$

Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{\pi}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 4,969 \text{ m}$$

Desain *plate*

Diameter kolom (D_c) = 4,969m

b) Luas area kolom (A_c)

$$A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$19,382 \text{ m}^2$$

Downcomer area (A_d)

$$A_d = \text{persen downcomer} \times A_c \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$0,12 (19,382 \text{ m}^2)$$
$$2,33 \text{ m}^2$$

Active area (A_a)

$$A_a = A_c - A_d$$
$$19,3822 \text{ m}^2 - 2,3 \text{ m}^2$$
$$17,056 \text{ m}^2$$

Hole area (A_h) ditetapkan 10 % dari A_a berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_h = 10 \% \cdot A_a$$
$$0,1 (17,056 \text{ m}^2)$$
$$1,7056 \text{ m}^2$$

Nilai weir length (I_w) ditentukan dari figure 11.31, Coulson vol 6

$$\text{Ordinat} = \frac{-A_d}{A_c} \times 100 = 12$$

$$\text{Absisnya} = \frac{-I_w}{D_c} = 0,78$$

Sehingga :

$$I_w = D_c \cdot 0,78$$
$$4,9689 \text{ m} \cdot 0,78$$
$$3,876 \text{ m}$$

Penentuan nilai weir height (h_w), hole diameter (d_h), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)

$$\text{Weir height (} h_w \text{)} = 50 \text{ mm}$$

nilai weir height direkomendasikan pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 571*

Hole diameter (dh) = 5 mm

ukuran tersebut merupakan *preferred size* sesuai rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 573*

Plate thickness = 3 mm (untuk Stainless steel)

Pengecekan

Check weeping

Maximum liquid rate (Lm,max)

$$L_{m,max} = \frac{L}{3600} = \frac{438,51 \text{ kg/jam}}{3600} = 1,218 \text{ kg/det}$$

Minimum liquid rate (Lm,min)

Minimum liquid rate pada 70 % liquid turn down ratio

$$\begin{aligned} L_{m,min} &= 0,7 L_{m, \max} && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 0,7 (1,218 \text{ kg/det}) \\ &= 0,85 \text{ kg/det} \end{aligned}$$

Weir liquid crest (how)

$$\text{how} = 750 \left| \frac{[L_m]^{2/3}}{\rho I_w} \right| \quad \text{(Coulson, 1999)}$$

$$\text{how, maks} = 750 \left| \frac{[L_{m, maks}]^{2/3}}{\rho I_w} \right|$$

0,0023 mm liquid

$$\text{how, min} = 750 \left| \frac{[L_{m, min}]^{2/3}}{\rho I_w} \right|$$

0,0011 mm liquid

Pada rate minimum

$$\begin{aligned} \text{hw} + \text{how} &= 50 \text{ mm} + 0,0023 \text{ mm liquid} \\ &= 50,0023 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed

6 K₂ = 30

Minimum design vapour velocity (\check{u}_h)

$$\check{u}_h = \frac{[K^2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 7,8894 \text{ m/s}$$

Actual minimum vapour velocity ($U_{v,\text{min actual}}$)

$$U_{v,\text{min actual}} = \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 8,1459 \text{ m/s}$$

Jadi minimum operating rate harus berada di atas nilai weep point.

Plate pressure drop

Jumlah maksimum vapour yang melewati holes (\check{U}_h)

$$\check{U}_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{Ah} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$\check{U}_h = 8,03 \text{ m}$$

Dari figure 11.34 Coulson ed 6, untuk :

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) =

0,8400 Dry plate drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{\check{u}_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Coulson..Eq.11.88})$$

$$= 2,1124 \text{ mm liquid}$$

Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 47,84 \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop (ht)

$$ht = hd + (hw + how) + hr \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$ht = 99,9541 \text{ mm liquid}$$

Ketentuan bahwa nilai ht mendekati asumsi 100 mm liquid telah terpenuhi. (Coulson, p.474)

Downcomer liquid backup

$$\text{Downcomer pressure loss (hap)} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$hap = hw - (10 \text{ mm})$$

$$= (50 - 10) \text{ mm}$$

$$= 40 \text{ mm}$$

Area under apron (Aap)

$$Aap = hap \cdot Iw \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 40 \times 10^{-3} \cdot 3,88 \text{ m}$$

$$= 0,1535 \text{ m}^2$$

Karena nilai Aap lebih kecil dari nilai Ad, maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (hdc)

Head loss in the downcomer (hdc)

$$hdc = 166 \left| \frac{Lm, \max}{\rho L Aap} \right|^2 \quad (\text{Coulson, 1999})$$

0,0963 mm Back up di downcomer (hb)

$$hb = (hw + how) + ht + hdc$$

$$139,956 \text{ mm } 0,139 \text{ m}$$

(Coulson, 1999)

hb harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2 (plate spacing + weir height)/2 = 0,5 m.

Ketentuan bahwa nilai hb harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (Coulson..p.474)

Check resident time (tr)

$$\begin{aligned}
 \text{tr} &= \frac{Adhb\rho_L}{Lm, maks} && \text{(Coulson, 1999)} \\
 &= 6,08 \text{ s}
 \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai tr harus lebih besar dari 3 s,
telah terpenuhi *Check Entrainment*

Persen flooding actual.

$$\begin{aligned}
 u_v &= \frac{U_v maks}{An} && \text{(Coulson, 1999)} \\
 &= 0,803 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{f} \times 100 && \text{(Coulson, 1999)} \\
 &= 85 \%
 \end{aligned}$$

Untuk nilai FLV = 0,001 dari figure 11.29 Coulson p.475

Didapat nilai $\psi = 3$

Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi.

Trial plate layout

Digunakan plate type cartridge, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

$$\text{Dari figure 11.32 Coulson ed 6 pada } \frac{Iw}{De} = 0,78$$

Di dapat nilai $\theta_c = 79^\circ$

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned}
 \theta &= 180 - \theta_c && \text{(Coulson, 1999)} \\
 &= 180 - 79 \\
 &= 101^\circ
 \end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strips (Lm)

$$\begin{aligned}
 Lm &= (Dc - hw) \times 3,14 \left| \frac{(\theta)}{(180)} \right| && \text{(Coulson, 1999)} \\
 &= 8,667 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (Aup)

$$\text{Aup} = hw \cdot Lm \quad \text{(Coulson, 1999)}$$

$$A_{up} = 50 \times 10^{-3} \times 8,667 \text{ m} = 0,433 \text{ m}^2$$

Mean length of calming zone (Lcz)

$$L_{cz} = (D_c - hw) \sin \left(\frac{\theta}{2} \right) \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 3,129 \text{ m}$$

Area of calming zone (Acz)

$$A_{cz} = 2 (L_{cz} \cdot hw) \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 0,313 \text{ m}^2$$

Total area perforated (Ap) (Coulson, 1999)

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 16,309 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 Coulson ed 6 di dapat nilai $I_p/dh = 2,8000$ untuk nilai $A_h/A_p = 0,1046$. Nilai I_p/dh harus berada dalam range 2,5 – 4.0. (Coulson..p.465)

Jumlah holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$A_{oh} = 3,14 \frac{dh^2}{4} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 7,07 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$\text{Jumlah holes} = 60.354,269$$

$$= 60.355 \text{ holes}$$

Ketebalan minimum kolom bagian atas.

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot D_a}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991})$$

Ketebalan dinding bagian silinder, t_{silinder}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991})$$

tebal dinding,

P= tekanan desain,

=0,09 atm

D= diameter, 4,9689

m

r= jari-jari, in 2,4845

m

= tekanan kerja yang diizinkan,

= 932,2260 atm (material carbon steel suhu -20 hingga 650 °F)

= efisiensi pengelasan =

0,85 (spot examined)

0,0635 m

Tebal dinding silinder :

$$T = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_c$$

= 0,01 m

Tebal dinding ellipsoidal head :

$$t = \frac{P \cdot D}{2S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_c$$

2,99 m

Sehingga :

OD = ID + $2t_{\text{silinder}}$

4,989 m

Desain kolom bagian bawah (Striping section)

a. Data fisik untuk rectifying section

$$q = 1$$

$$q = \frac{(L' - L)}{F} \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$V' = V + (q - 1) F \quad (\text{Treyball, 1981})$$

$$L' = F + L$$

$$= 6904,1278 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,92 \text{ kg/det}$$

$$V' = V$$

$$= 28615,4669 \text{ Kg/jam}$$

$$= 7,95 \text{ kg/det}$$

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flow Rate (kg/det)	7,95	1,92
Density (kg/m ³)	0,12	412,02
Volumetric Flow Rate (m ³ /det)	67,95	0,0047
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0386	

Diameter kolom

Liquid –Vapour Flow Factor (FLV)

$$FLV = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$FLV = 0,0041$$

Ditentukan *tray spacing* = 0,6 m (asumsi dipilih sesuai dengan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 556* sebagai *initial estimate*) Dari figure 11.27 buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson* didapat nilai konstanta $K_1 = 0,1$

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_1^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \quad K_1 = 0,0287$$

Kecepatan Flooding (u_f)

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 1,701 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85 % flooding pada maksimum flow rate (\hat{u})

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 1,45 \text{ m/s}$$

Maksimum volumetric flow rate ($U_v \text{ maks}$)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 67,95 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 47,01 \text{ m}^2$$

Cross section area dengan 12 % downcomer area (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12 % berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= \frac{1,3099 \text{ m}^2}{0,12} = 53,42 \text{ m}^2$$

Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{3,14}} \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 8,25 \text{ m}$$

Desain plate

Diameter kolom (D_c) = 8,25 m

b) Luas area kolom (A_c)

$$A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= \frac{(8,25)^2 \cdot 3,14}{4}$$

$$53,42 \text{ m}^2$$

Downcomer area (A_d)

$$A_d = \text{persen downcomer} \times A_c \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$0,12 (53,42 \text{ m}^2)$$

$$6,41 \text{ m}^2$$

Active are (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$53,42 \text{ m}^2 - 6,41 \text{ m}^2$$

$$47,01 \text{ m}^2$$

e) Hole area (A_h) ditetapkan 10% dari A_n berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_h = 10 \% \cdot A_n = 4,7012 \text{ m}^2$$

f) Nilai weir length (I_w) ditentukan dari figure 11.31, Coulson ed 6

$$\text{Ordinat} = \frac{A_d}{A_c \times 100} = 12$$

$$\text{Absis} = \frac{I_w}{D_c} = 0,77$$

Sehingga :

$$I_w = D_c \cdot 0,77$$

$$6,43 \text{ m}$$

Penentuan nilai weir height (h_w), hole diameter (d_h), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)

Weir height (h_w) = 50 mm (Coulson, 1999)

Hole diameter (d_h) = 5 mm (Coulson, 1999)

Plate thickness = 3 mm (Coulson, 1999)

Pengecekan

Check weeping

Maximum liquid rate ($L_{m,max}$)
 L

$$L_{m,max} = \frac{3600}{0,0005} \text{ (Coulson, p.473)}$$

Minimum liquid rate ($L_{m,min}$)

Minimum liquid rate pada 70 % liquid turn down ratio

$$L_{m,min} = 0,7 L_{m,max} \text{ (Coulson, 1999)}$$

Weir liquid crest (how)

$$h_w = 750 \left| \frac{L_{m,max}^2}{\rho I_w} \right|^{2,3} \text{ (Coulson, 1999)}$$

$$h_{w,maks} = 750 \left| \frac{L_{m,max}^2}{\rho I_w} \right|^{2,3}$$

1.0094E-08 mm liquid

$$h_{w,min} = 750 \left| \frac{L_{m,min}^2}{\rho I_w} \right|^{2,3}$$

= 4.9461E-09 mm liquid

Pada rate minimum

$$h_w + h_{w,min} = 50 \text{ mm}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed 6

$$K_2 = 30$$

Minimum design vapour velocity (\check{u}_h)

$$\check{u}_h = \frac{[K_2 - 0,90 (25,4 - dh)]}{(\rho v)^{1,2}} \text{ (Coulson, 1999)}$$

14,11 m/s

Actual minimum vapour velocity ($U_{v,min}$ actual)

$$U_{v,\min \text{ actual}} = \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$14,45 \text{ m/s}$$

Jadi minimum operating rate harus berada di atas nilai weep point.

Plate pressure drop

Jumlah maksimum vapour yang melewati holes (\dot{U}_h)

$$\dot{U}_h = \frac{U_{v, \text{maks}}}{Ah} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$8,0553 \text{ m/s}$$

Dari figure 11.34 Coulson ed 6, untuk :

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) =
0,8400 Dry plate drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Residual head (hr)

$$hr = 40,3384 \text{ mm liquid} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

Total pressure drop (ht)

$$ht = hd + (h_w + h_{ow}) + hr \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 94,63 \text{ mm liquid}$$

Ketentuan bahwa nilai ht harus mendekati 100 mm liquid telah terpenuhi.
(Coulson..p.474)

Downcomer liquid backup

Downcomer pressure loss (hap)

$$\begin{aligned} \text{hap} &= h_w - 10 \text{ mm} \quad (\text{Coulson, 1999}) \\ &= 50 - 10 \\ &\quad \text{mm} \end{aligned}$$

Area under apron (Aap)

$$\begin{aligned} \text{Aap} &= \text{hap} \cdot l_w \quad (\text{Coulson, 1999}) \\ &= 6,4346 \times 10^{-3} \cdot 0,257 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai Aap lebih kecil dari nilai Ad ($0,4716 \text{ m}^2$), maka nilai Aap yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (hdc)

Head loss in the downcomer (hdc)

$$\begin{aligned} \text{hdc} &= \frac{1}{166} \frac{[L_{m, \max}]^2}{\rho L A_{ap}} \quad (\text{Coulson, 1999}) \\ &= 1.6756 \text{E-}08 \text{ mm} \end{aligned}$$

- Back up di downcomer (hb)

$$\begin{aligned} \text{hb} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + \text{hdc} \quad (\text{Coulson, 1999}) \\ &= 134,626 \text{ mm} = 0,135 \text{ m} \end{aligned}$$

hb harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2 (plate spacing + weir height)/2 = 0,65 m,

Ketentuan bahwa nilai hb harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (Coulson..p.474)

Check resident time (tr)

$$\begin{aligned} \text{tr} &= \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho_L}{L_{m, \max}} \quad (\text{Coulson, 1999}) \\ &= 20,77 \text{ s} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai tr harus lebih besar dari 3 s, telah terpenuhi

Check Entrainment

Persen flooding actual.

$$\begin{aligned} u_v &= \frac{U_{v \text{ maks}}}{A_n} \quad (\text{Coulson, 1999}) \end{aligned}$$

$$= 1,45 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 85\% \end{aligned}$$

Untuk nilai $Fl_v = 0,0041$ dari figure 11.29 Coulson ed

6 Didapat nilai $\psi = 3.5$

Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi.

Trial plate layout

Digunakan plate type cartridge, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

$$\text{Dari figure 11.32 Coulson ed 6 pada } \frac{I_w}{D_c} = 0,7650$$

$$\text{Di dapat nilai } \theta_c = 85^\circ$$

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned} \theta &= 180 - \theta_c && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 180 - 85 \\ &= 95^\circ \end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strips (Lm)

$$\begin{aligned} L_m &= (D_c - hw) \times 3,14 \left| \frac{(\theta)}{(180)} \right| && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 14,447 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (Aup)

$$\begin{aligned} A_{up} &= hw \cdot L_m && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 30 \times 10^{-3} \times 8,6031 \text{ m} \\ &= 0,7223 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Mean length of calming zone (Lcz)

$$\begin{aligned} L_{cz} &= (D_c - hw) \sin \left| \frac{(\theta)}{2} \right| && \text{(Coulson, 1999)} \\ &= 5,216 \text{ m} \end{aligned}$$

Area of calming zone (Acz)

$$Acz = 2 (Lcz \cdot hw) \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$0,522 \text{ m}^2$$

Total area perforated (Ap)

$$Ap = Aa - (Aup + Acz) \quad (\text{Coulson, 1999})$$
$$= 45,768 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.33 Coulson ed 6 di dapat nilai $I_p/dh = 2,8000$
untuk nilai $Ah/Ap = 0,1027$

Nilai I_p/dh harus berada dalam range 2,5 – 4,0.

Jumlah holes

Area untuk 1 hole (Aoh)

$$Aoh = 3,14 \frac{dh^2}{4} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$3,14 \frac{(5 \times 10^{-3})^2}{4}$$
$$2,8 \times 10^{-5} \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah holes} = \frac{Ah}{Aoh} \quad (\text{Coulson, 1999})$$

$$= 166.356,27$$

$$= 166.356 \text{ holes}$$

Ketebalan minimum kolom bagian bawah

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P \cdot Da}{2 \cdot S \cdot E_j - 0,2 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991})$$

Ketebalan dinding bagian silinder, $t_{silinder}$

$$= \frac{P \cdot r}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991})$$

Keterangan :

= tebal dinding, in

= tekanan desain, psi

= 0,034 atm

= diameter, in

= 8,25 m

= jari-jari, in

= 4,12 m

= tekanan kerja yang diizinkan, psi

932,226 atm (material carbon steel suhu -20 hingga 650 °F)

E= efisiensi pengelasan

0,85 (spot examined)

Cc = korosi yang diizinkan, in

= 0,0613 m

Tebal dinding silinder :

$$t = \frac{P \cdot r}{E - 0,6 \cdot P} + Cc$$

0,011 m

Tebal dinding ellipsoidal head :

$$t = \frac{P \cdot D}{2S \cdot E - 0,2 \cdot P} + Cc$$

4,92 m

Sehingga :

$$OD = ID + 2t_{\text{silinder}}$$

8,271 m

Total Pressure Drop *Pressure*

drop per plate rectifying

section = 89,95 mm

$$291,214 \text{ Pa}$$

stripping section

= 84,626 mm

$$(84,626 \times 10^{-3} \text{ m}) \times (9,8 \text{ m/s}^2) \times (412.0185 \text{ kg/m}^3)$$

341,699 Pa

total pressure drop:

ΔP

1.315,45 Pa

0,0131 atm

Tinggi kolom destilasi

[N1. Tray spacing1 + N2. Tray spacing2]

13,65 m

x ID

x 8,25

2,0624 m

He = tinggi tutup ellipsoidal atas

x ID

x 4,9689

1,2422 m

(13,65 + 2,0624 + 1,2422) m

16,96 m

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Kolom Destilasi
Alat Kode	KD-01
Jenis	Tray Column
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Memisahkan asetaldehid dari produk samping

DATA DESAIN

	Top		Bottom	
Tekanan	4,78 E-06	atm	0,034	atm
Temperatur	21	°C	79	°C
KOLOM				
Tinggi kolom	16.9546 m			
Umpan Masuk	stage ke - 4.0000			
Total Tray	22.0000 tray			

	Top	Bottom
Diameter	4.9689M	8.2495 m
Tray spacing	0.4500M	0.6000 m
Jumlah tray	4.0000buah	18.0000 buah
Tebal silinder	0.0103M	0.0106 m
Tebal head	2.9868M	4.9168 m

PLATE

	Top	Bottom
Downcomer area	2.3258 m ²	6.4108 m ²

Active area	17.0561 m ²	47.0123 m ²
Hole Diameter	5.0000 mm	5.0000 mm
Hole area	1.7056 m ²	4.7012 m ²
Tinggi weir	50.0000 mm	50.0000 mm
Panjang weir	3.826 M	6.434 m
Tebal pelat	3.0000 mm	3.0000 mm
Pressure drop per tray	89,954 mmliquid	84,623 mmliquid
Tipe aliran cairan	Single pass	Single pass
Desain % flooding	85 %	85 %
Jumlah hole	60.355 Buah	166.357 buah
