

LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

1. Perhitungan Neraca Massa Reaktor

Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun

: 12626,2626 kg/jam

Operasi : 330 hari/tahun

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Tabel A.1 Berat Molekul Komponen-Komponen yang Terlibat

Komponen	Rumus Kimia	Berat Molekul (kg/kgmol)
Ethanol	C_2H_5OH	46,069
Asetaldehid	CH_3CHO	44,053
1,3 Butadiene	C_4H_6	54,092
Air	H_2O	18,015
Hidrogen	H_2	2,016

1. Perhitungan neraca massa pada Reaktor

A. Neraca massa pada Reaktor 1

Tugas : Tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi Ethanol (C_2H_5OH) membentuk

Asetaldehid (CH_3CHO)



Gambar A.1 Arus Massa Reaktor 1

Stoikiometri Reaksi: Konversi = 90%



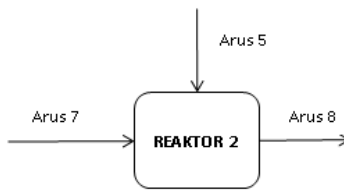
Tabel A.1 Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2
C_4H_6		
H_2O	716,8150	716,8150
C_2H_5OH	39.827,8443	3.982,7844
CH_3CHO		34.276,4640
H_2		1.568,5958
Total	40.544,6592	40.544,6592

B. Neraca massa pada Reaktor 2:

Tugas : Mereaksikan Ethanol (C_2H_5OH) dan Asetaldehid (CH_3CHO) menjadi 1,3

Butadiene (C_4H_6)



Gambar A.2 Arus Massa Reaktor 2

Stoikiometri Reaksi: Konversi = 30%



Tabel A.2 Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Keluar (Kg/jam)
	Arus 2+3	Arus 4
C ₄ H ₆		12.626,2626
H ₂ O	716,8150	9.127,0095
C ₂ H ₅ OH	35.845,0598	25.091,5419
CH ₃ CHO	34.276,4640	23.993,5248
H ₂	1.568,5958	1.568,5958
Total	72.406,9346	72.406,9346

2. Perhitungan Neraca Panas Reaktor

Satuan : kilo Joule (kJ)

Temperatur referensi (T_{ref}) : 25⁰C (298 K)

Data yang digunakan:

Kapasitas Panas Cairan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

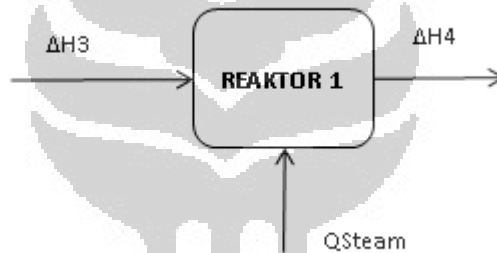
Tabel A.5 Data Konstanta Cp gas dalam (kJ/Kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
1,3 Butadiene	18,835	2,0473E-01	6,2485E-05	-1,7148E-07
Air	33,933	-8,4186E-03	2,9906E-05	-1,7825E-08
Ethanol	27,091	1,1055E-01	1,0957E-04	-1,5046E-07
Asetaldehid	34,14	4,0020E-02	1,5634E-04	-1,6445E-07
Hidrogen	25,399	2,0178E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08

(Carl L. Yaws, 1999)

A. Neraca Panas di Sekitar Reaktor 1

Tugas Tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi Ethanol (C_2H_5OH) membentuk Asetaldehid (CH_3CHO)



Gambar A.3 Aliran panas Reaktor 1

a. Menghitung panas reaksi pada Reaktor 1

Neraca panas umum di Reaktor:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{accumulation} \\ \text{of energy} \\ \text{within the} \\ \text{system} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of flow} \\ \text{of heat to} \\ \text{the system} \\ \text{from the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of work} \\ \text{done by} \\ \text{the system} \\ \text{on the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of energy} \\ \text{added to the} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow into the} \\ \text{system} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{energy leaving} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow out of} \\ \text{the system} \end{array} \right\}$$

(Pers. 8.2, Fogler., H. Scott, 3rd Ed)

Diasumsikan steady state maka akumulasi = 0 sehingga,

$$0 = Q - W + F_{in}E_{in} - F_{out}E_{out}$$

$$0 = Q - W + F_{A0} \sum_{i=1}^n \theta_i (H_{i0} - H_i) - \Delta H_{Rx}(T) F_{A0} X$$

Panas pembentukan standar (ΔH_{rx}^0 298K)

- $\Delta H_{Reaktan}$

$$\Delta H_R = \int_{298 K}^{598 K} C_{p_{Reaktan}} dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi reaktan :

Tabel A.3. Perhitungan $\Delta H_{Reaktan}$

Komponen	$\Delta H^0_{Reaktan}$ (kJ/kmol)
C ₂ H ₅ OH (g)	-234.810
Total	-234.810

- ΔH_{Produk}

$$\Delta H_R = \int_{298 K}^{598 K} C_{p_{Produk}} dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi reaktan:

Tabel A.4 Perhitungan ΔH_{Produk}

Komponen	ΔH^0_{Produk} (kJ/kmol)
CH ₃ CHO (g)	-166360
H ₂ (g)	0000
Total	-166360

Sehingga:

$$\Delta H_{Reaksi} = 68.450 \text{ kJ/Jam}$$

b. Menghitung panas umpan masuk Reaktor 1

- Panas umpan masuk arus 3 (ΔH_3)

598 K

$$\Delta H3 = \int_{298 K}^{598 K} C_p dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi:

Tabel A.5 Perhitungan $\Delta H3$

Komponen	$\int C_p.dT$ (kJ/kmol)	n (kmol)	$\Delta H3$ (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	26012,3407	873,2585	22715497,5187
H ₂ O	10436,8248	31,6726	330561,2515
Total			23046058,7702

c. **Menghitung panas keluar Reaktor**

- Panas umpan masuk arus 4 ($\Delta H4$)

598 K

$$\Delta H4 = \int_{298 K}^{598 K} C_p dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi:

Tabel A.6 Perhitungan $\Delta H4$

Komponen	$\int C_p.dT$ (kJ/kmol)	n (kmol)	$\Delta H4$ (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	26012,3407	87,3258	2271549,7519
H ₂ O	10436,8248	31,6726	330561,2515
CH ₃ CHO	21157,3603	785,9326	16628260,2077
H ₂	8750,4140	785,9326	6877236,0207
Total			26107607,2317

d. **Menghitung steam yang dibutuhkan**

$$Q_{steam} = (\Delta H4 + \Delta H_{Reaksi}) - (\Delta H3)$$

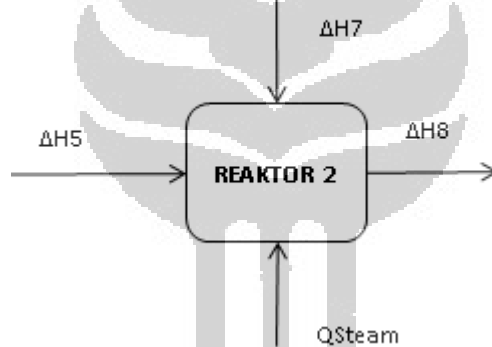
$$= 3129998,4615 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.7 Energi Total Reaktor 1

Energi	Masuk	Keluar
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
ΔH_3	23046058,7702	
ΔH_4		26107607,2317
Q reaksi		68.450
Q steam	3129998,4615	
Total	26176057,2317	26176057,2317

B. Neraca Panas di Sekitar Reaktor 2

Tugas Mereaksikan Ethanol (C_2H_5OH) dan Asetaldehid (CH_3CHO) menjadi 1,3 Butadiene (C_4H_6)



Gambar A.4 Aliran panas Reaktor 2

- Menghitung panas reaksi pada Reaktor 2

Neraca panas umum di Reaktor:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{accumulation} \\ \text{of energy} \\ \text{within the} \\ \text{system} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of flow} \\ \text{of heat to} \\ \text{the system} \\ \text{from the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of work} \\ \text{done by} \\ \text{the system} \\ \text{on the} \\ \text{surroundings} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of energy} \\ \text{added to the} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow into the} \\ \text{system} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{rate of} \\ \text{energy leaving} \\ \text{system by mass} \\ \text{flow out of} \\ \text{the system} \end{array} \right\}$$

(Pers. 8.2, Fogler., H. Scott, 3rd Ed)

Diasumsikan steady state maka akumulasi = 0 sehingga,

$$0 = Q - W + F_{in}E_{in} - F_{out}E_{out}$$

$$0 = Q - W + F_{A0} \sum_{i=1}^n \theta_i (H_{i0} - H_i) - \Delta H_{Rx}(T) F_{A0} X$$

Panas pembentukan standar ($\Delta H_{rx, 298K}^0$)

- $\Delta H_{\text{Reaktan}}$

$$\Delta H_R = \int_{298 K}^{623 K} C_{p\text{Reaktan}} dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi reaktan :

Tabel A.8. Perhitungan $\Delta H_{\text{Reaktan}}$

Komponen	$\Delta H^0_{\text{Reaktan}}$ (kJ/kmol)
C ₂ H ₅ OH (g)	-234.810
CH ₃ CHO (g)	-166.360
Total	-401.170

- ΔH_{Produk}

$$\Delta H_R = \int_{298 K}^{623 K} C_{p\text{Produk}} dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi reaktan:

Tabel A.9 Perhitungan ΔH_{Produk}

Komponen	$\Delta H^0_{\text{Produk}}$ (kJ/kmol)
C ₄ H ₆ (g)	110.160
H ₂ O (g)	-241.800
Total	-131.640

Sehingga:

$$\Delta H_{\text{Reaksi}} = 269.530 \text{ kJ/Jam}$$

- Menghitung panas umpan masuk Reaktor 2

- Panas umpan masuk arus 5 (ΔH_5)

$$\Delta H_3 = \int_{298 K}^{623 K} C_p dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi

Tabel A.10 Perhitungan ΔH_5

Komponen	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	n (kmol)	ΔH_5 (kJ/jam)
H ₂ O	11346,7973	31,6726	359382,4367
C ₂ H ₅ OH	28704,1423	87,3258	2506613,6193
CH ₃ CHO	23307,3019	785,9326	18317969,4778
H ₂	9485,1011	785,9326	7454650,6446
Total			28638616,1785

- Panas umpan masuk arus 7 (ΔH_7)

$$\Delta H_3 = \int_{298 K}^{623 K} Cp dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi:

Tabel A.11 Perhitungan ΔH_7

Komponen	$\int Cp.dT$ (kJ/kmol)	n (kmol)	ΔH_7 (kJ/jam)
C ₂ H ₅ OH	28704,1423	8,0000	229633,1386
Total			229633,1386

- Menghitung panas keluar Reaktor

- Panas umpan keluar arus 8 (ΔH_8)

$$\Delta H_4 = \int_{298 K}^{623 K} Cp dT$$

Berikut hasil perhitungan perubahan entalpi:

Tabel A.12 Perhitungan ΔH_8

Komponen	$\int C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	n (kmol)	ΔH_8 (kJ/jam)
C ₄ H ₆	36249,1997	235,7798	8546828,8397
H ₂ O	11346,7973	503,2322	5710073,5159
C ₂ H ₅ OH	28704,1423	550,1529	15791665,8018
CH ₃ CHO	23307,3019	550,1529	12822578,6345
H ₂	9485,1011	785,9326	7454650,6446
Total			50325797,4365

- Menghitung *steam* yang dibutuhkan

$$Q_{\text{steam}} = (\Delta H_8 + \Delta H_{\text{Reaksi}}) - (\Delta H_5 + \Delta H_7)$$

$$= 21727078,1194 \text{ kJ/jam}$$

Tabel A.13 Energi Total Reaktor 2

Energi	Masuk	Keluar
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
ΔH_5	28638616,1785	
ΔH_7	229633,1386	
ΔH_8		50325797,4365
Q reaksi		269.530
Q steam	21727078,1194	
Total	50595327,4365	50595327,4365

3. Perhitungan Perancangan Reaktor

A. Reaktor 1

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi dehidrogenasi Ethanol
(C_2H_5OH) membentuk Asetaldehid (CH_3CHO)

Tekanan operasi : 1 atm

Temperatur operasi : $325^{\circ}C$

Konversi : 90%

Tipe Reaktor : Reaktor Fixed Bed Multitube

Fase reaksi : gas-gas

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Dasar pemilihan reaktor :

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat..
- Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal.
- Pressure drop lebih kecil dibandingkan fluidized bed reactor
- Umur katalis panjang
- Tidak diperlukan pemisahan katalis keluar reaktor.
- Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe shell dan tube.

Neraca Massa Umpan

Tabel A.14 Neraca Massa Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)	Fraksi mol
C_2H_5OH	40230,14571	0,9860	46,069	873,258	0,9650
H_2O	570,5816726	0,0140	18,015	31,673	0,0350
TOTAL	40800,72739	1,0000		904,931	1,0000

1) Menentukan Faktor koreksi Z umpan

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pr, Tr dan ω campuran diperoleh dari Smith Van Ness, hal 95 :

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad Pr = \frac{P}{P_c} \quad \omega = -1 - \log(P_r^{sat}) Tr$$

Komponen	Frakasi mol	Pc	Tc	Pr	Tr	ω
C ₂ H ₅ OH	0,96500	60,674612	513,9	0,0165	1,1639	1,0753
H ₂ O	0,03500	217,660795	647,1	0,0046	0,9244	1,1609
CH ₃ CHO	0,000	54,77295	466	0,0183	1,2836	1,2316
H ₂	0,000	12,957997	33,19	0,0772	18,0220	19,0502
TOTAL	1,00000	346,06635	1660,19000	0,11651	21,39388	22,51800

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness, maka digunakan generalized virial koefisien

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,080 \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139$$

$$\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + (B^1 \cdot \omega) = 3,210$$

$$Z = 1 + \left(\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} \right) = 1,0455$$

2) Menghitung densitas umpan dan kecepatan volumetrik

Komponen	Fiout(kg/jam)	Xi	rho	rho x Xi	Fv =m/ρ
C ₂ H ₅ OH	4023,0146	0,9650	938,1138	905,2798	42,8841
H ₂ O	570,5817	0,0350	366,8436	12,8395	15,5538
CH ₃ CHO	34622,6909	0,0000	897,0615	0,0000	385,9567
H ₂	1584,4402	0,0000	41,0523	0,0000	385,9567
TOTAL	40800,7274	1,0000	2243,0712	918,1193	830,3513

3) Menentukan viskositas umpan

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)
C ₂ H ₅ OH	-6,44060	1,1176E+03	1,3721E-02	-1,5465E-05	0,0126
H ₂ O	-10,21580	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05	0,0736
CH ₃ CHO	-6,61710	6,8123E+02	1,9979E-02	-2,5563E-05	0,0021
H ₂	-7,01540	4,0791E+01	2,3714E-01	-4,0830E-03	0,0000
TOTAL					0,0884

4) Menentukan densitas campuran dan viskositas campuran

Komponen	Fi	Xi	rho	rho x Xi	μ (cP)	μ.Xi
C ₂ H ₅ OH	4023,01457	9,65E-01	9,38E+02	9,05E+02	0,0126	1,22E-02
H ₂ O	570,58167	3,50E-02	3,67E+02	1,28E+01	0,0736	2,58E-03
CH ₃ CHO	34622,69093	0,00E+00	8,97E+02	0,00E+00	0,0021	0,00E+00
H ₂	1584,44022	0,00E+00	4,11E+01	0,00E+00	0,0000	0,00E+00
TOTAL	40800,72739	1,00E+00	2,24E+03	9,181E+02	0,0884	1,48E-02

5) Menentukan konduktivitas thermal umpan

Komponen	A	B	C	K
C ₂ H ₅ OH	-0,0056	4,3620E-05	8,5033E-08	0,0510
H ₂ O	0,0005	4,7093E-05	4,9551E-08	0,0464
CH ₃ CHO	-0,0018	2,1187E-05	8,0192E-08	0,0396
H ₂	0,0395	4,5918E-04	-6,4933E-08	0,2909
TOTAL				0,4279

$$K = 0,4279 \text{ W/m.K} = 1540,3224 \text{ J/jam m.K}$$

6) Persamaan Differensial Neraca Massa pada Elemen Volume

Massa A masuk – Massa A keluar + massa A bereaksi = Acc

Pada keadaan akumulasi = 0

Maka :

$$FA_0 = FA_{x+\Delta x} - (-rA)\rho_B.Nt.\Delta V.(1 - \varepsilon)$$

$$FA_Z = \frac{FA_{Z+\Delta Z} - (rA).\rho_B.Nt.\frac{\pi}{4}.(ID)^2.\Delta Z.(1 - \varepsilon)}{\Delta Z}$$

$$\frac{FA_Z - FA_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-rA).\rho_B.Nt.\frac{\pi}{4}.(ID)^2.(1 - \varepsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{dFA}{dZ} = -(-rA).\rho_B.Nt.\frac{\pi}{4}.(ID)^2.(1 - \varepsilon)$$

dimana : $FA = FA_0(1 - XA)$

$$\frac{dFA}{dX_T} = FA_0.D(1 - XA)$$

$$dFA = -FA_0.dX_T$$

$$X_T = \sum (Xi)$$

Maka :

$$\frac{-FA_0 \cdot dX_T}{dZ} = -(-r_A) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\frac{dX_T}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)}{FA_0}$$

Kinetika Reaksi :

$$Fv = \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 44,409 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 44,409 \text{ L/jam}$$

$$C_{A0} = n_A / Fv$$

$$= 0,00002 \text{ kmol/L}$$

Reaksi :



m C_{A0}

r $C_{A0} \cdot x \quad C_{A0} \cdot x \quad C_{A0} \cdot x$

s $C_{A0} - C_{A0} \cdot x \quad C_{A0} \cdot x \quad C_{A0} \cdot x$

reaksi dehidrogenasi etanol untuk membentuk asetaldehid merupakan reaksi orde 1 dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan :

$$x = 0,90$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt}$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{dX_A}{(1 - X_A)} = k \cdot dt$$

Diintegrasikan menjadi :

$$-\ln(1-X_A) = k.t$$

$$k = \frac{-\ln(1 - 0,99)}{1}$$

$$= 4,6052 \text{ /jam}$$

$$-r_A = k.CA$$

$$= 9,2103 \times 10^{-5} \text{ kmol/L.jam}$$

Keterangan:

FAo = laju reaksi masuk reaktor, kmol/jam

T = temperature, K

Nt = jumlah tube

ID = diameter dalam

ρ_B = densitas katalis, gram/cm³

ϵ = porositas katalis dalam bed, $\epsilon=0,35$

Z = panjang tube dihitung dari atas

(-rA) = kecepatan reaksi

7) Menentukan Volume reaktor berisi katalis

Porosity = 0,8000

$$V_R = \frac{V_G}{\epsilon} = \frac{24,4353}{0,8000} = 30,5443 \text{ ft}^3 = 864,918 \text{ liter}$$

8) Menentukan Kebutuhan Katalis

$$\text{Volume katalis} = V_R - V_G = 6,1089 \text{ ft}^3$$

$$\text{Berat Katalis} = 297,4638 \text{ lb} = 134,9296 \text{ kg}$$

9) Menentukan design tube

• Panjang Tube

Asumsi : Dipilih spesifikasi pipa tube sebagai berikut (Tabel 10, Kern)

Sch	40	
L	16 ft	
OD	1 in	0,0254 m
ID	0,902 in	0,0229 m
BWG	18	
A't	0,639 in ²	0,5768 ft ²
At	0,2618 ft ²	0,0798 m ²

• **Menentukan jumlah tube**

$$N_t = \frac{L}{A_t} = 40,45233 = 48 \text{ buah}$$

(distandarkan sesuai tabel 9, Kern)

Sehingga panjang tube :

$$L_t = L_{\text{total}}/N_t = 0,2206 \text{ ft} = 0,0672 \text{ m}$$

10) Menghitung Diameter dalam Tube (IDt)

Direncanakan tube disusun dengan pola *Triangular Pitch*

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

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$C'' = P_T - \text{OD}$$

$$= 0,250$$

Tinggi segitiga

$$t = P_T \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,250 \text{ in} \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,0825 \text{ in} = 0,0902 \text{ ft} = 0,0275 \text{ m}$$

Luas segitiga (*triangular Pitch*)

$$A = \frac{1}{2} \times P_T \times t$$

$$= 0,6766 \text{ in}^2 = 0,0047 \text{ ft}^2 = 0,0014 \text{ m}^2$$

Dengan $N_t = 48$ buah, maka

Luas tube = $N_t \times$ Luas segitiga

$$= 32,4760 \text{ in}^2 = 0,2255 \text{ ft}^2 = 0,051 \text{ m}^2$$

11) Menentukan Spesifikasi Shell

$$D_b = \text{OD} \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)}$$

Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson hal. 649 diperoleh :

$$K_1 = 0,175$$

$$n_1 = 2,285$$

sehingga diperoleh $D_b = 0,2964 \text{ m}$

$C_{ts} = 1,3781 \text{ m}$

Diameter Shell = $D_b + C_{ts} = 1,6745 \text{ m}$

Jarak antara Baffle = $0,3021 \text{ m}$

Flow area shell = $0,1012 \text{ m}$

Menggunakan figure 28, Kern diperoleh $D_e = 0,72 \text{ in}$

Dirt Factor

Shell = $0,0007 \text{ m}^2\text{K/W}$

Tube = $0,0007 \text{ m}^2\text{K/W}$

Rd min = $0,0014 \text{ m}^2\text{K/W}$

11) Menghitung Pressure drop bagian shell

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \phi}$$

$L = 3,2280 \text{ ft}$

$5(N+1) = 12(L/B) = 420,7011 \text{ ft}$

$D_s = 5,4937 \text{ ft}$

$D_e = 0,06 \text{ ft}$

Sehingga diperoleh nilai $\Delta P_s = 0,4636 \text{ psi}$

Maka, desain shell memenuhi, dimana tekanan yang diijinkan maksimal 2 psi.

12) Menghitung tebal shell

Dipilih jenis bahan konstruksi *carbon steel SA 283 grade C*,

dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Memiliki allowable stress cukup besar
- Bahan tahan terhadap suhu tinggi
- Harga lebih ekonomis

Diketahui :

Tekanan yang diijinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,80

Faktor korosi (c) = 0,125

IDs = 65,9251 in

Ri (0,5 IDs) = 32,9625 in

Tekanan operasi = 14,7 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan perancangan = 120% x tekanan operasi = 17,64 psi

Untuk menghitung tebal shell digunakan persamaan 13.1 *Brownell and Young* :

$$ts = \frac{P \times Ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + 0,125$$

Sehingga diperoleh tebal shell 0,1825 in.

Untuk perancangan digunakan tebal shell standar $\frac{1}{4}$ in, sehingga :

$$OD = 65,9251 + (2 \times \frac{1}{4}) = 66,43 \text{ in}$$

OD standar dapat dicari dari tabel 5.7 *Brownell and Young*, sehingga :

$$OD = 72 \text{ in}$$

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times ts) = 71,625 \text{ in} = 5,9687 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell and Young* diperoleh :

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

13) Menghitung dimensi reaktor

a. Menghitung tinggi head (H)

Direncanakan bentuk *head* adalah *elliptical dished head* dengan bahan yang sama dengan bahan shell. Untuk menghitung tebal *head* dapat dilihat pada hal. 85 *Brownell & Young* :

$$H = ID / icr = 23,8750 \text{ in} = 0,3994 \text{ m}$$

dari tabel 5.8 Hal. 93 Brownell & Young didapatkan nilai $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$.

Dipilih nilai $sf = 2$

$$OA = H + sf = 25,8750 \text{ in} = 0,6572 \text{ m}$$

b. Menghitung tebal head (th)

Tebal head dihitung dengan persamaan 7.56, dan 7.57, Brownell & Young.

$$V = \frac{2+k^2}{6} \quad (\text{pers.7.56})$$

$$t_A = \frac{P.D.V}{2.f.\varepsilon - 0,2 P} + c \quad (\text{pers. 7.57})$$

Keterangan :

t_A = tebal dishead head

V = faktor instensifikasi tekanan

k = rasio axis major ke minor

dari perhitungan diperoleh nilai $V = 1$

kemudian nilai V dimasukkan kedalam persamaan 7.57 *brownell and Young* sehingga diperoleh nilai $t_A = 0,1874 \text{ in}$. Digunakan tebal standar yaitu $\frac{1}{4} \text{ in}$.

c) Menghitung volume head

$$V_H = 0,0323 \text{ ft}$$

d) menghitung tinggi reaktor (H_R)

Tinggi reaktor = panjang tube + 2 x tinggi head + 2 x tinggi ruang kosong

Diperoleh tinggi reaktor = 16,9029 ft

e) Menghitung volume reaktor total (V_t)

Volume total = volume shell + 2 volume head

Diperoleh volume total = $90,3390 \text{ ft}^3 = 25518,1147 \text{ liter}$

B. Reaktor 2

Fungsi : mereaksikan ethanol dan asetaldehid membentuk 1,3 Butadiene

Tekanan operasi : 1 atm

Temperatur operasi: 350°C

Konversi : 30%

Tipe Reaktor: Reaktor Fixed Bed Multitube

Fase reaksi : gas-gas

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA 283 grade C*

Dasar pemilihan reaktor :

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalis padat.
- Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal.
- Pressure drop lebih kecil dibandingkan fluidized bed reactor
- Umur katalis panjang
- Tidak diperlukan pemisahan katalis keluar reaktor.
- Pengendalian suhu relatif mudah karena dipakai tipe shell dan tube.

Neraca Massa Umpan

Tabel A.15 Neraca Massa Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Berat	BM (kg/kmol)	Massa (kmol/jam)	Fraksi mol
C ₄ H ₆	0	0,0000	54,092	0,000	0,0000
H ₂ O	570,5816726	0,0078	18,015	31,673	0,0133
C ₂ H ₅ OH	36207,13114	0,4961	46,069	785,933	0,3289
CH ₃ CHO	34622,69093	0,4744	44,053	785,933	0,3289
H ₂	1584,440218	0,0217	2,016	785,933	0,3289
TOTAL	72984,84396	1,0000		2389,470531	1,0000

1). Menentukan Faktor koreksi Z umpan

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pr, Tr dan ω campuran diperoleh dari Smith Van Ness, hal 95 :

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad Pr = \frac{P}{P_c} \quad \omega = -1 - \log(P_r^{\text{sat}}) Tr$$

Komponen	Fraksi mol	Pc	Tc	Pr	Tr	ω
C ₄ H ₆	0,0000	42,2097	425,2000	0,0237	1,4655	1,3821
H ₂ O	0,0133	217,6608	647,1000	0,0046	0,9630	1,2513
C ₂ H ₅ OH	0,3289	60,6746	513,9000	0,0165	1,2126	1,1621
CH ₃ CHO	0,3289	54,7730	466,0000	0,0183	1,3372	1,3249
H ₂	0,3289	12,9580	33,1900	0,0772	18,7752	19,8882
TOTAL	1,00000	346,0664	1660,1900	0,1165	22,2880	25,0085

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness, maka digunakan generalized virial koefisien

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}} = 0,080 \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} = 0,139$$

$$\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + (B^1 \cdot \omega) = 3,556$$

$$Z = 1 + \left(\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} \right) = 1,0483$$

2. Menghitung densitas umpan dan kecepatan volumetrik

Komponen	Fiout(kg/jam)	Xi	rho	rho x Xi	Fv =m/ρ
C ₄ H ₆	12753,8006	0,0000	1057,297689	0	120,6264
H ₂ O	9065,7277	0,0133	352,1263378	4,667457612	257,4567
C ₂ H ₅ OH	25344,9918	0,3289	900,4778383	296,1806486	281,4616
CH ₃ CHO	24235,8836	0,3289	861,0725262	283,2196512	281,4616
H ₂	1584,4402	0,3289	39,40531207	12,96099736	402,0880
TOTAL	72984,8440	1,0000	3210,3797	597,0288	1343,0942

3) Menentukan viskositas umpan

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)
C ₄ H ₆	0,37720	7,9658E+01	-5,8889E-03	2,9221E-06	0,0093
H ₂ O	-10,21580	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05	0,0637
C ₂ H ₅ OH	-6,44060	1,1176E+03	1,3721E-02	-1,5465E-05	0,0079
CH ₃ CHO	-6,61710	6,8123E+02	1,9979E-02	-2,5563E-05	0,0010
H ₂	-7,01540	4,0791E+01	2,3714E-01	-4,0830E-03	0,0000
TOTAL					0,0820

4) Menentukan densitas campuran dan viskositas campuran

Komponen	Fi	Xi	rho	rho x Xi	μ (cP)	$\mu \cdot Xi$
C ₄ H ₆	12753,8006	0,0000	1057,2977	0,0000	0,0093	0,0000
H ₂ O	9065,7277	0,0133	352,1263	4,6675	0,0637	0,0008
C ₂ H ₅ OH	25344,9918	0,3289	900,4778	296,1806	0,0079	0,0026
CH ₃ CHO	24235,8836	0,3289	861,0725	283,2197	0,0010	0,0003
H ₂	1584,4402	0,3289	39,4053	12,9610	0,0000	0,0000
TOTAL	72984,8440	1,0000	3210,3797	597,0288	0,0820	0,0038

5) Menentukan konduktivitas thermal umpan

Komponen	A	B	C	K
C ₄ H ₆	-0,0009	7,1537E-06	1,6202E-07	0,0665
H ₂ O	0,0005	4,7093E-05	4,9551E-08	0,0491
C ₂ H ₅ OH	-0,0056	4,3620E-05	8,5033E-08	0,0546
CH ₃ CHO	-0,0018	2,1187E-05	8,0192E-08	0,0425
H ₂	0,0395	4,5918E-04	-6,4933E-08	0,3004
TOTAL				0,5132

$$K = 0,5132 \text{ W/m.K} = 1847,6917 \text{ J/jam m.K}$$

6) Persamaan Differensial Neraca Massa pada Elemen Volume

Massa A masuk – Massa A keluar + massa A bereaksi = Acc

Pada keadaan akumulasi = 0

Maka :

$$FA_0 = FA_{x+\Delta x} - (-rA)\rho_B.Nt.\Delta V.(1 - \varepsilon)$$

$$FA_Z = FA_{Z+\Delta Z} - (rA).\rho_B.Nt.\frac{\pi}{4}.(ID)^2.\Delta Z.(1 - \varepsilon)$$

$$\frac{\quad}{\Delta Z}$$

$$\frac{FA_Z - FA_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-rA).\rho_B.Nt.\frac{\pi}{4}.(ID)^2.(1 - \varepsilon)$$

$$\lim_{AZ \rightarrow 0} \frac{\Delta Z}{dZ} \frac{dFA}{dZ} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)$$

dimana : $FA = FA_0(1 - XA)$

$$\frac{dFA}{dX_T} = FA_0 \cdot D(1 - XA)$$

$$dFA = -FA_0 \cdot dX_T$$

$$X_T = \sum (X_i)$$

Maka :

$$\frac{-FA_0 \cdot dX_T}{dZ} = -(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)$$

$$\frac{dX_T}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot \rho_B \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2 \cdot (1 - \epsilon)}{FA_0}$$

Kinetika Reaksi :

$$Fv = \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 1.333,9782 \text{ L/jam}$$

$$C_{ao} = n_a / Fv$$

$$= 0,0007 \text{ kmol/L}$$

Reaksi :



m C_{ao}

C_{ao}

C_{ao}

r $C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} \cdot x$

s

$C_{ao} - C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} - C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} \cdot x$

$C_{ao} + C_{ao} \cdot x$

reaksi etanol dan asetaldehid membentuk 1,3 Butadiene merupakan reaksi orde 1

dimana kecepatan reaksi dinyatakan dengan :

$$x = 0,30$$

$$-rA = k \cdot C_A$$

$$C_A = C_{Ao}(1 - X_A)$$

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt}$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_{A0} \frac{dX_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{dX_A}{(1 - X_A)} = k \cdot dt$$

Diintegrasikan menjadi :

$$-\ln(1 - X_A) = k \cdot t$$

$$k = \frac{-\ln(1 - 0,30)}{1}$$

$$= 0,3567 \text{ /jam}$$

$$-r_A = k \cdot C_A$$

$$= 2,4967 \times 10^{-4} \text{ kmol/L.jam}$$

Keterangan:

F_{A0} = laju reaksi masuk reaktor, kmol/jam

T = temperature, K

N_t = jumlah tube

ID = diameter dalam

ρ_B = densitas katalis, gram/cm³

ϵ = porositas katalis dalam bed, $\epsilon=0,35$

Z = panjang tube dihitung dari atas

$(-r_A)$ = kecepatan reaksi

7) Menentukan Volume reaktor berisi katalis

Porosity = 0,8000

$$V_R = \frac{V_G}{\epsilon} = \frac{39,5244}{0,8000} = 49,4054 \text{ ft}^3 = 1399,006 \text{ liter}$$

8) Menentukan Kebutuhan Katalis

Volume katalis = $V_R - V_G = 9,8811 \text{ ft}^3$

Berat Katalis = 481,1481 lb = 218,2488 kg

9) Menentukan design tube

• Panjang Tube

Asumsi : Dipilih spesifikasi pipa tube sebagai berikut (Tabel 10, Kern)

Sch	40	
L	20 ft	
OD	1 in	0,0254 m
ID	13,25 in	0,0229 m
BWG	18	
A't	0,639 in ²	0,5768 ft ²
At	0,2618 ft ²	0,0798 m ²

• Menentukan jumlah tube

$$Nt = \frac{L}{At} = 65,4317 = 66 \text{ buah}$$

(dilandaskan sesuai tabel 9, Kern)

Sehingga panjang tube :

$$L_t = L_{total}/Nt = 0,2595 \text{ ft} = 0,0791 \text{ m}$$

10) Menghitung Diameter dalam Tube (IDt)

Direncanakan tube disusun dengan pola *Triangular Pitch*

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

$$= 1,25 \text{ in}$$

$$C'' = P_T - OD$$

$$= 0,250$$

Tinggi segitiga

$$t = P_T \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,250 \text{ in} \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,0825 \text{ in} = 0,0902 \text{ ft} = 0,0275 \text{ m}$$

Luas segitiga (*triangular Pitch*)

$$A = \frac{1}{2} \times P_T \times t$$

$$= 0,6766 \text{ in}^2 = 0,0047 \text{ ft}^2 = 0,0014 \text{ m}^2$$

Dengan $N_t = 48$ buah, maka

Luas tube = $N_t \times$ Luas segitiga

$$= 44,6544 \text{ in}^2 = 0,3101 \text{ ft}^2 = 0,051 \text{ m}^2$$

11) Menentukan Spesifikasi Shell

$$D_b = OD \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\left(\frac{1}{n_1} \right)}$$

Dari Tabel 12.4 Coulson & Richardson hal. 649 diperoleh :

$$K_1 = 0,249$$

$$n_1 = 2,207$$

sehingga diperoleh $D_b = 0,3183 \text{ m}$

$$C_{ts} = 1,4767 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Shell} = D_b + C_{ts} = 1,7950 \text{ m}$$

$$\text{Jarak antara Baffle} = 4,7568 \text{ m}$$

$$\text{Flow area shell} = 1,7077 \text{ m}^2$$

Menggunakan figure 28, Kern diperoleh $D_e = 0,72 \text{ in}$

Dirt Factor

$$\text{Shell} = 0,0006 \text{ m}^2\text{K/W}$$

$$\text{Tube} = 0,0001 \text{ m}^2\text{K/W}$$

$$R_{d \text{ min}} = 0,0014 \text{ m}^2\text{K/W}$$

12) Menghitung Pressure drop bagian shell

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S \times \phi}$$

$$L = 5,2212 \text{ ft}$$

$$5(N+1) = 12(L/B) = 43,2137 \text{ ft}$$

$$D_s = 5,8892 \text{ ft}$$

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh nilai $\Delta P_s = 0,0002$ psi

Maka, desain shell memenuhi, dimana tekanan yang diijinkan maksimal 2 psi.

13) Menghitung tebal shell

Dipilih jenis bahan konstruksi *carbon steel SA 283 grade C*,

dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Memiliki allowable stress cukup besar
- b. Bahan tahan terhadap suhu tinggi
- c. Harga lebih ekonomis

Diketahui :

Tekanan yang diijinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,80

Faktor korosi (c) = 0,125

IDs = 70,6705 in

Ri (0,5 IDs) = 33,3353 in

Tekanan operasi = 14,7 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan perancangan = 120% x tekanan operasi = 17,64 psi

Untuk menghitung tebal shell digunakan persamaan 13.1 *Brownell and Young* :

$$ts = \frac{P \times Ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + 0,125$$

Sehingga diperoleh tebal shell 0,1867 in.

Untuk perancangan digunakan tebal shell standar $\frac{1}{4}$ in, sehingga :

$$OD = 70,6705 + (2 \times \frac{1}{4}) = 71,17 \text{ in}$$

OD standar dapat dicari dari tabel 5.7 *Brownell and Young*,

sehingga :

$$OD = 72 \text{ in}$$

$$ID = OD \text{ standar} - (2 \times ts) = 71,625 \text{ in} = 5,9687 \text{ ft}$$

Dari tabel 5.7 *Brownell and Young* diperoleh :

$$icr = 4 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 72 \text{ in}$$

14) Menghitung dimensi reaktor

d. Menghitung tinggi head (H)

Direncanakan bentuk *head* adalah *elliptical dished head* dengan bahan yang sama dengan bahan shell.

Untuk menghitung tebal *head* dapat dilihat pada hal. 85 *Brownell & Young* :

$$H = ID / icr = 23,8750 \text{ in} = 0,3994 \text{ m}$$

dari tabel 5.8 Hal. 93 *Brownell & Young* didapatkan nilai $sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4} \text{ in}$. Dipilih nilai $sf = 2$

$$OA = H + sf = 25,8750 \text{ in} = 0,6572 \text{ m}$$

e. Menghitung tebal head (th)

Tebal head dihitung dengan persamaan 7.56, dan 7.57, *Brownell & Young*.

$$t_A = \frac{P \cdot D \cdot V}{2 \cdot f \cdot \epsilon - 0,2 P} + c \quad (\text{pers. 7.57})$$

$$V = \frac{2+k^2}{6} \quad (\text{pers. 7.56})$$

Keterangan :

t_A = tebal dishead head

V = faktor instensifikasi tekanan

k = rasio axis major ke minor

dari perhitungan diperoleh nilai $V = 1$

kemudian nilai V dimasukkan kedalam persamaan 7.57 *brownell and Young* sehingga diperoleh nilai $t_A = 0,1874 \text{ in}$.

Digunakan tebal standar yaitu $\frac{1}{4} \text{ in}$.

c) Menghitung volume head

$$V_H = 0,0323 \text{ ft}$$

d) menghitung tinggi reaktor (H_R)

Tinggi reaktor = panjang tube + 2 x tinggi head + 2 x tinggi ruang kosong

$$\text{Diperoleh tinggi reaktor} = 23,4424 \text{ ft} = 7,1453 \text{ m}$$

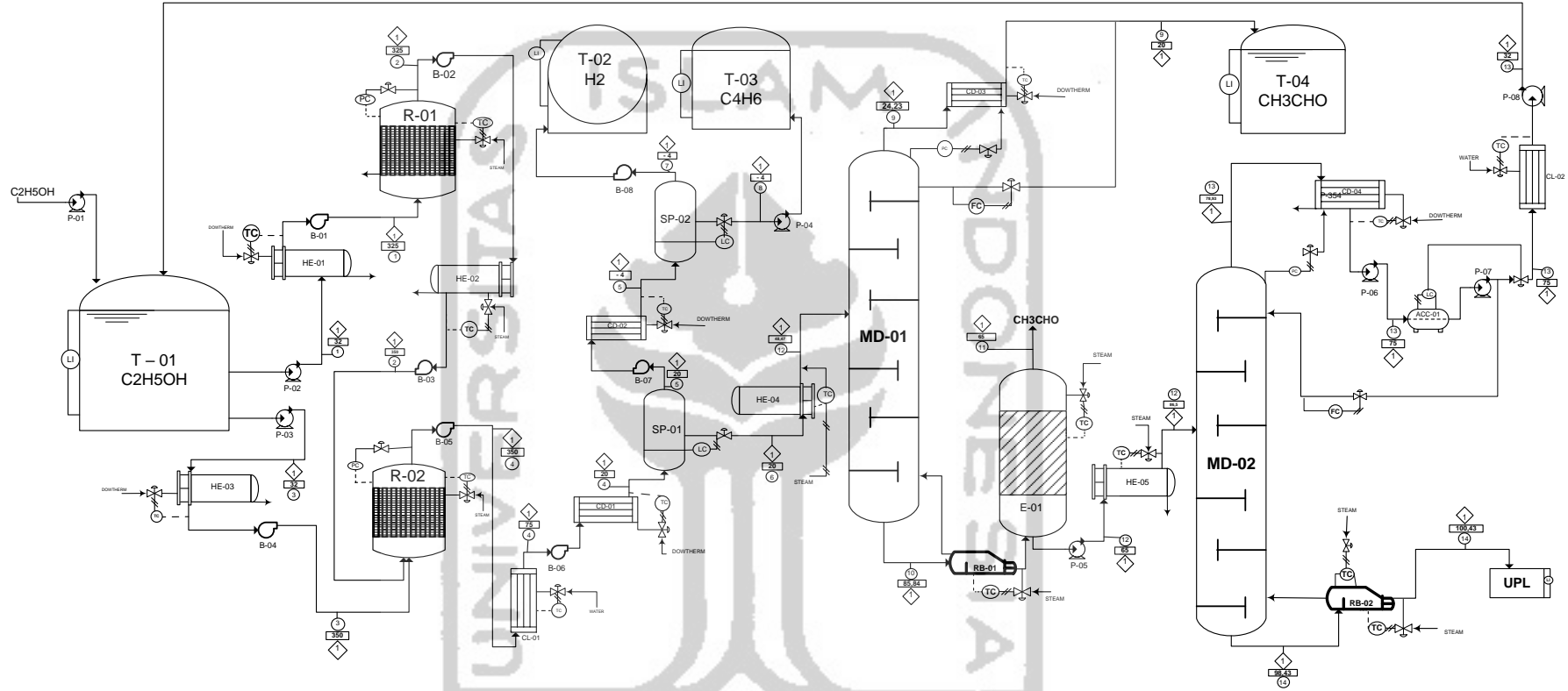
f) Menghitung volume reaktor total (V_t)

Volume total = volume shell + 2 volume head

$$\text{Diperoleh volume total} = 146,0835 \text{ ft}^3 = 41362,62 \text{ liter}$$



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENE DARI ETANOL DAN ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL
KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN



KOMPONEN	NOMOR ARUS (Kg/Jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C4H6				12.626,26	12.626,26			12.626,26						
H2O	716,81	716,81	9.127,01		9.127,01			0,00	9.127,01		9.127,01	401,59	8.725,42	
C2H5OH	39.827,84	3.982,78	31.862,28	25.091,54		25.091,54			250,92	24.840,63		24.840,63	23.747,64	1.092,99
CH3CHO		34.276,46		23.993,52		23.993,52			23.753,59	239,94		239,94		
H2		1.568,60		1.568,60		1.568,60								
TOTAL	40.544,66	40.544,66	31.862,28	72.406,93	14.194,96	58.212,08	1.568,60	12.626,26	24.004,50	34.207,57	239,94	33.967,64	24.149,23	9.818,41

ALAT	KETERANGAN
T	Tangki
HE	Heater
R	Reaktor
CL	Cooler
CD	Condenser
SP	Separator
MD	Menara Distilasi
E	Evaporator
RB	Reboiler
ACC	Accumulator
P	Pompa
B	Blower

SIMBOL	KETERANGAN
(FC)	Flow Control
(LC)	Level Controller
(LI)	Level Indikator
(TC)	Temperature Controller
(N)	Nomor Arus
(S)	Suhu
(C)	Tekanan, atm
(V)	Control Valve
(E)	Electric Connection
(P)	Piping
(U)	Udara Tekan

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENE DARI ETANOL DAN
 ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETANOL
 KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
 1. TEGAR RAMADHAN BP (15521177)
 2. WAHDAH NUR S (15521247)

Dosen pembimbing:
 1. Ir. BACHRUN SUTRISNO M.Sc
 2. ACHMAD CHAFIDZ M.S.,S.T.,M.Sc

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Tegar Ramadhan Bunga Prastya

No. MHS : 15521177




Nama Mahasiswa : Wahidah Nur S

No. MHS : 15521247

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK 1,3 BUTADIENE DARI ETHANOL DAN ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL KAPASITAS 100.000 TON TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019

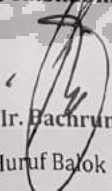
Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	17/04/2019	Pertemuan dan Pembagian	
2	25/04/2019	Konsultasi Judul	
3	3/09/2019	Konsultasi Bab 1 sampai Bab 3	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5-11-2019

Pembimbing,


Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy




KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Tegar Ramadhan Bunga Prasty
No. MHS : 15521177
2. Nama Mahasiswa : Wahidah Nur S
No. MHS : 15521247

Judul Prarancangan)* : **PRARANCANGAN FABRIK 1,3 BUTADIENE DARI ETHANAL DAN ASEFALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANAL KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019


Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
4	15/10/2019	Bimbingan Perhitungan utilitas	
5	29/10/2019	Bimbingan Perhitungan ekonomi dan raskah tugas akhir	
6	5/11/2019	Pengesahan tugas akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 5-11-2019

Pembimbing,


Bachrun Sutrisno, Ir.,M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Tegar Ramadhan Bunga Prastyia

No. MHS : 15521177

Nama Mahasiswa : Wahidah Nur S

No. MHS : 15521247

Judul Prarancangan)* : **PRARANCANGAN PABRIK 1.3 BERTAHAP DARI ETHANOL DAN ASETALDEHID DENGAN PROSES DEHIDROGENASI ETHANOL KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN**

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019

Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	17/04/19	Pertemuan Perdana	<i>[Signature]</i>
2	23/04/19	Penentuan Judul	<i>[Signature]</i>
3	3/05/19	Kapasitas Produksi	<i>[Signature]</i>
4	9/05/19	Proses produksi	<i>[Signature]</i>
5	23/05/19	Flow Diagram	<i>[Signature]</i>
6	28/06/19	NM dan NP	<i>[Signature]</i>
7	21/06/19	Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
8	11/07/19	NM dan NP	<i>[Signature]</i>
9	24/07/19	Perancangan alat besar	<i>[Signature]</i>
10	29/07/19	Perancangan alat besar	<i>[Signature]</i>
11	14/08/19	Perancangan alat besar	<i>[Signature]</i>
12	29/08/19	Perancangan alat besar dan kecil	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 6-10-2019

Pembimbing,

[Signature]
Achmad Chalidz M. S., S.T., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

