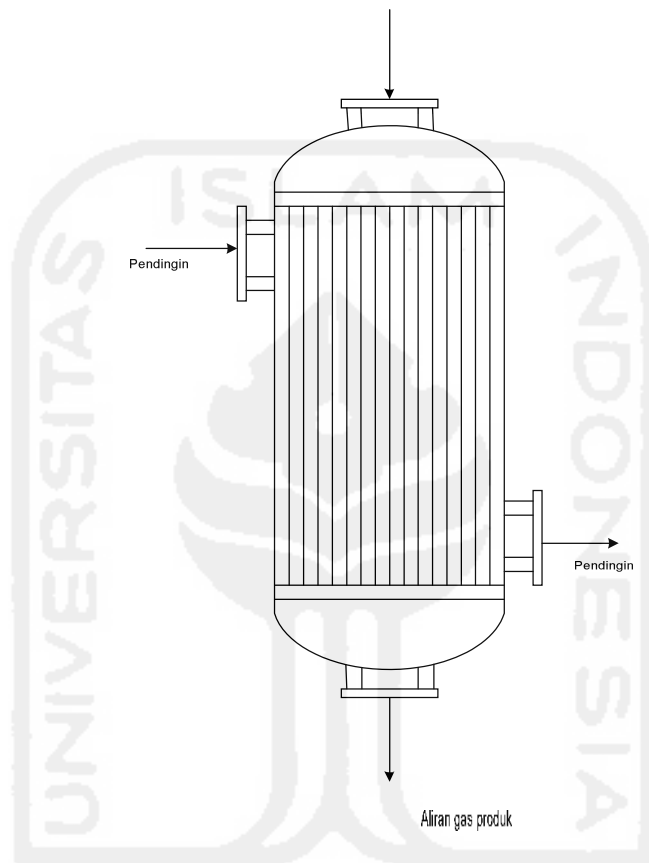
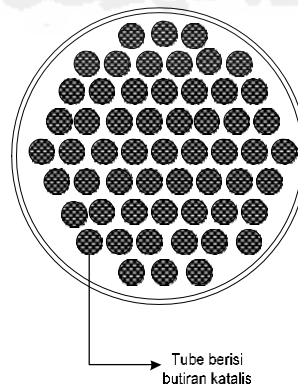


LAMPIRAN A

REAKTOR



Gambar 1. Reaktor tampak depan



Gambar 2. Reaktor tampak atas

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara Karbon monoksida dan klorin untuk membentuk fosgen konversi 90%

Bentuk : Reaktor Katalitik Fixed Bed

Multitube Fase : Gas

Tekanan : 1,35 atm. Suhu : 77 – 175°C

Katalis : Karbon aktif

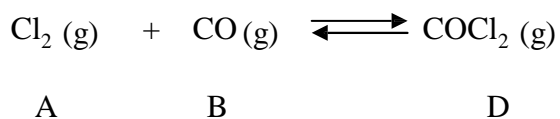
A. Uraian proses

Reaksi klorin dan karbon monoksida menjadi fosgen pada suhu di bawah 200°C adalah irreversible (searah) dengan katalis padat yaitu karbon aktif. Reaksi terjadi pada permukaan padatan katalis sedangkan reaktan masuk reaktor pada fase gas. Kondisi operasi reaktor ini adalah *non-isothermal*, *non-adiabatis*, suhu gas didalam reaktor 77 – 175°C dan tekanan 1,35 atm. Konversi reaktan menjadi fosgen sebesar 90%.

B. Menyusun Persamaan Reaksi :

a. Persamaan Reaksi

Ditinjau reaksi :



Reaksi Pembentukan fosgen dirumuskan sebagai :

$$(-r_A) = k (C_A)^{3/2} (C_B)$$

Reaksi dekomposisi fosgen dirumuskan sebagai : $(r_A) = k' (C_A)^{1/2} (C_B)$

(Leidler, 1980)

C_A = konsentrasi Cl_2 keluar reactor

C_B = konsentrasi CO keluar reaktor

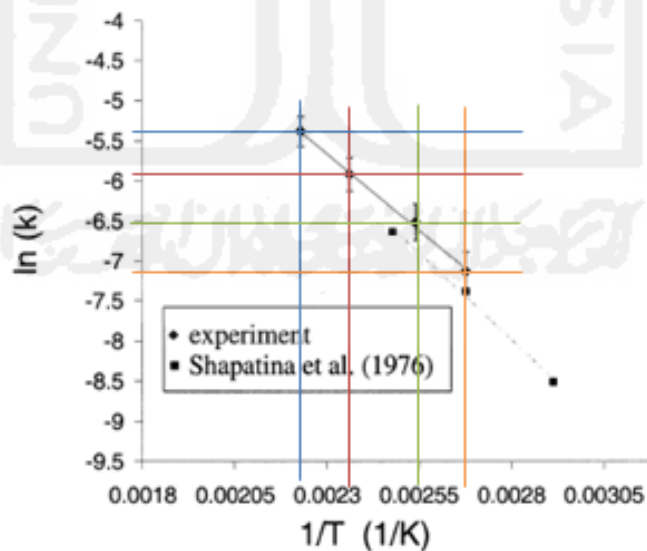
k = konstanta kinetika reaksi pembentukan fosgen

k' = konstanta kinetika reaksi dekomposisi fosgen

Reaksi berjalan pada suhu 125-150°C sehingga reaksi berjalan searah atau tidak ada reaksi dekomposisi fosgen menjadi karbon monoksida dan klorin. Sehingga hanya berlaku rumus reaksi pembentukannya saja.

(Ullman, 1985)

b. Konstanta Kinetika Reaksi



Gambar 6.3 Grafik konstanta kinetika reaksi

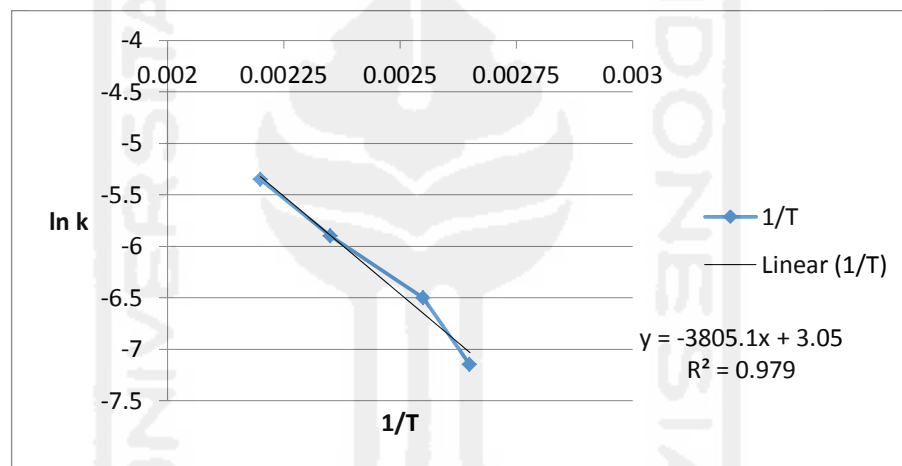
Sumber: *jurnal microfabricated phosgene*

Apabila data konstanta kecepatan reaksi diatas diplotkan kedalam table 6.1

Tabel 6.1 konstanta kinetika reaksi

	ln (k)	1/T
1	-5.35	0.0022
2	-5.9	0.00235
3	-6.5	0.00255
4	-7.15	0.00265

Dari grafik 6.1 dan table 6.1 dicari dengan persamaan harga k dengan cara regresi linier, seperti terlihat pada gambar 6.2



Gambar 6.2 grafik persamaan regresi linier konstanta kinetika reaksi pembentukan fosgen

Sehingga diperoleh persamaan reaksi $y = bx + a$ dengan $a = 3,05$ dan $b = -3805$, dan x adalah suhu ($1/T$) dalam satuan Kelvin.

C. Menghitung neraca massa komponen pada reaktor.

- Waktu operasi = 330 hari/tahun
- Kapasitas = 30.000 ton/tahun

$$= \frac{30000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 3787,8788 \text{ kg/jaam}$$

Perbandingan umpan masuk reaktor adalah

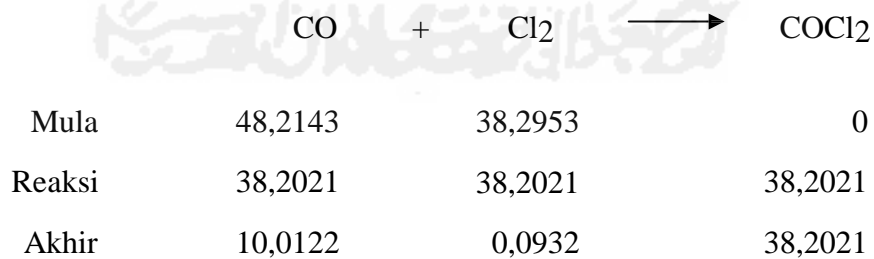
- Umpan masuk reaktor

Tabel 6.2 Umpan masuk reaktor

Komponen	%massa	kg/jam	kmol/jam
CO	0,3024	1350,0000	48,2143
Cl ₂	0,6752	3013,7195	42,4467
COCl ₂	0,0173	77,0263	0,7780
H ₂	0,0051	22,9690	11,4845
Total	1,0000	4463,71477	102,9235

- Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi searah dengan konversi 90%. Secara stoikiometri



· Komposisi gas keluar reaktor

COCl_2 = Produk hasil reaksi 38,2021 kmol/jam

CO = CO mula-mula – CO bereaksi
= 10,0122 kmol/jam

Cl_2 = Cl_2 mula-mula - Cl_2 bereaksi
= 0,0932 kmol/jam

H_2 = H_2 masuk = H_2 keluar = 11,4845 kmol/jam

Tabel 6.3 Hasil Keluaran Reaktor

Komponen	% massa	kg/jam	kmol/jam
CO	0,0628	280,3418	10,0122
Cl_2	0,0675	301,3720	4,2447
COCl_2	0,8645	3859,0320	38,9801
H_2	0,0051	22,9690	11,4845
Total	1	4463,71477	64,7215

D. Menghitung neraca massa komponen pada reaktor.

Menghitung panas reaksi

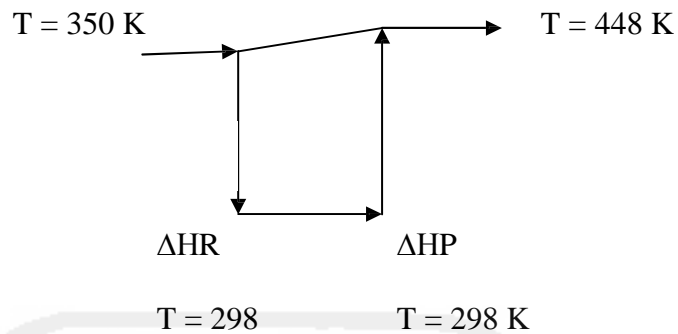
$$Q = \Delta H^\circ R + \Delta H_R^\circ 298 + \Delta H^\circ P$$

Keterangan : Q = panas reaksi total

$\Delta H^\circ R$ = panas gas masuk reaktor

$\Delta H^\circ P$ = panas gas keluar reaktor

$\Delta H_R^\circ 298$ = panas reaksi standar pada 298 K



Data ΔH_f untuk masing masing komponen pada 298 K adalah

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
CO	-110.5	-110500
Cl ₂	0	0
COCl ₂	-219.1	-219100

$$\begin{aligned}
 \Delta H_R^{\circ} 298 &= \Delta H^{\circ}R - \Delta H^{\circ}P \\
 &= \Delta H_f \text{ COCl}_2 - (\Delta H_f \text{ CO} + \Delta H_f \text{ Cl}_2) \\
 &= -219100 - (-110500 + 0) \\
 &= -108600 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

$\Delta H_R^{\circ} 298$ bernilai negative sehingga reaksi ini bersifat eksotermis

E. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor jenis *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat.
2. Menggunakan katalis karbon aktif yang berumur panjang.
3. Ukuran karbon aktif (4 mm) lebih sesuai untuk reaktor *fixed bed* yang

mempunyai batasan ukuran katalis 2 – 5 mm.

4. *Pressure Drop* gas pada *fixed bed* lebih kecil dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
5. Kehilangan katalis termasuk kecil jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed*.
6. Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
7. Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor *fluidized bed* sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif murah.

(Charles G Hill, p 425-431)

Kondisi operasi reaktor :

- a. Non isothermal dan non adiabatik
- b. $P = 1,35 \text{ atm}$
- c. $T = 350-448 \text{ K}$

F. Menentukan kondisi umpan

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam reaktor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap increment panjang reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut :

1. Menghitung berat molekul umpan

Berat molekul umpan merupakan berat molekul campuran gas yang dapat dihitung dengan persamaan :

$$BM \text{ campuran} = \sum (B_{mi} \cdot y_i)$$

Dengan :

B_{mi} = berat molekul komponen i, kg/kmol

y_i = fraksi mol gas i

Komponen	B _{Mi}	Massa	Mol	y _i	y _i .B _{Mi}
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)		
CO	28,0000	1350,0000	48,2143	0,4720	13,2164
Cl ₂	71,0000	3013,7195	42,4468	0,4156	29,5041
COCl ₂	99,0000	0,0173	0,0002	0,0000	0,0002
H ₂	2,0000	22,9690	11,4845	0,1124	0,2249
Total		4386,7057	102,1457	1,0000	42,9456

Diperoleh $B_{m,avg}$ umpan = 42,9456 kg/kmol

2. Menghitung volume reactor dan densitas umpan

$$PV = nRT$$

$$n = \frac{102,1457 \text{ kmol/jam}}{3600} = 28,3738 \text{ mol/dtk}$$

$$R = \frac{82,0567 \text{ atm.cm}^3/\text{mol.}^\circ\text{K}}{101325} = 0,00081 \text{ atm.cm}^3/\text{kmol K}$$

$$P = 1,35 \text{ atm} = 19,845 \text{ psi}$$

$$T = 77 \text{ }^\circ\text{C} = 350 \text{ K}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{28,3738 \times 0,00081 \times 350}{1,35} = 603623,1635 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{RT}$$

$$\rho = 0.002 \text{ gr/cm}^3 = 2.0186 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung viskositas umpan μ

Untuk menghitung viskositas umpan digunakan persamaan yang diperoleh dari

$$\text{Yaws, 1999, yaitu } \mu_i = A + BT + CT^2$$

μ_{gi} = viskositas gas, mikropoise

T = suhu umpan, K

Komponen	A	B	C
CO	35.086	5.0651E-01	-1.3314E-04
Cl ₂	-3.571	4.8700E-01	-8.5300E-05
COCl ₂	-37.045	5.1974E-01	-1.9479E-05
H ₂	27.758	2.1200E-01	-3.2800E-05

Komponen	y _i	η gas	μ_{gas}	μ_{gas}	μ_{gas}
		mikropoise	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam
CO	0.4720	1.9605E+02	1.9605E-05	0.070579746	1.70803E-05
Cl ₂	0.4156	1.5643E+02	1.5643E-05	0.05631471	1.36282E-05
COCl ₂	0.0000	1.4248E+02	1.4248E-05	0.051292016	1.24127E-05
H ₂	0.1124	9.7940E+01	9.7940E-06	0.0352584	8.53253E-06
Total	1.0000	592.9024	0.0001	0.2134	0.0001

Komponen	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	$y_i \cdot \mu_{\text{gas}}$	η gas
	(kg/s.m)	(kg/jam.m)	lb/ft.jam	mikropoise
CO	0.000009	0.0333	0.000008	92.5408
Cl2	0.000007	0.0234	0.000006	65.0046
COCl2	0.000000	0.0000	0.000000	0.0002
H2	0.000001	0.0040	0.000001	11.0116
Total	0.000016	0.0567	0.000014	157.5456

$\mu_{\text{gi campuran}} = 0.0000157 \text{ kg/m.s}$

4. Menghitung konduktivitas panas umpan (K_G)

K_G dihitung menggunakan persamaan dari Yaws, 1999, yaitu :

$$K_G = A + BT + CT^2$$

K_G = konduktivitas gas, W/m.K

T = suhu umpan, K

$$K_G = \sum(K_G \cdot x_i)$$

Komponen	A	B	C
CO	0.0015	8.2713E-05	-1.9171E-08
Cl2	-0.00194	3.83E-05	-6.35E-09
COCl2	-0.0044	3.82E-05	1.93E-08
H2	0.03951	4.59E-04	-6.49E-08

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i .k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
CO	0.4720	0.001804971	0.000851973
Cl ₂	0.4156	-0.001795376	-0.00074607
COCl ₂	0.0000	-0.004221047	-7.2029E-09
H ₂	0.1124	0.04125906	0.004638854
Total	1.0000	0.0370	0.0047

k campuran = 4,7447E-03 W/m.K
 = 0.0171 kJ/jam.m.K
 = 0.0041 kkal/jam.m.K
 = 0.00001133 kal/dtk.cm.K

5. Menentukan kapasitas panas umpan (C_p)

Komponen	A	B	C	D	E
CO	29.556	-6.5807E-03	2.0130E-05	-1.2227E-08	2.2617E-12
Cl ₂	27.213	3.0426E-02	-3.3353E-05	1.5961E-08	-2.7021E-12
COCl ₂	20.747	1.7972E-01	-2.3242E-04	1.4224E-07	-3.3087E-11
H ₂	25.399	2.0178E+00	-3.8549E-05	3.1880E-08	-8.7585E-12
delta	25.72875	0.555341325	-0.00007105	4.44635E-08	-1.05715E-11

Komponen	yi	BM	Cp	Cp	Cpi = yi.Cp
		(kg/kmol)	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K
CO	0.4720	28.0000	29.22838701	1.043870965	0.492722597
Cl2	0.4156	71.0000	34.42013699	0.484790662	0.201455279
COCl2	0.0000	99.0000	60.77957821	0.613935133	1.04763E-06
H2	0.1124	2.0000	728.1421703	364.0710851	40.93337528
TOTAL	1.0000	200.0000	852.5703	366.2137	41.6276

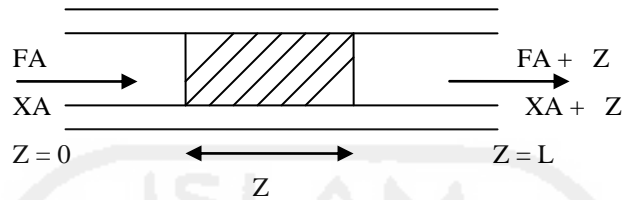
Komponen	Fi	Fi.Cpi	Cp.yi
	(kg/jam)	Kjoule/jam.K	Kjoule/kmol.K
CO	1350.0000	665.1755063	13.79623272
Cl2	3013.7195	607.1297072	14.30332483
COCl2	0.0173	1.80781E-08	0.000103716
H2	22.9690	940.1972928	81.86675056
TOTAL	4386.7057	2212.5025	109.9664

$$\begin{aligned}
 \text{Cp campuran} &= 109,9664 \text{ kJoule/kmol K} \\
 &= 2212,5025 \text{ kJoule/jam K} \\
 &= 41,6276 \text{ kJoule/kg K}
 \end{aligned}$$

G. Penyusunan Model Matematis

Neraca massa pada elemen volume tube

Profil aliran gas dalam tube



1. Menentukan profil perubahan konversi terhadap panjang tube reaktor

Neraca masa dalam elemen volum ΔV ,

Laju input – laju output – laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0, maka

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A)\Delta W = 0$$

$\Delta W = \Delta V_t \rho$, maka

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A)\Delta V_t \rho = 0$$

Dimana :

$$\Delta V_t = Nt \cdot A \cdot \Delta Z \quad A = \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$\rho_B = \rho \cdot (1 - \varepsilon)$$

$$Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) = 0$$

$$\frac{Fa|_z - Fa|_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) = 0}{\Delta Z}$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta Z} = (-r_A).Nt.\frac{\pi}{4}.Dit^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} -\frac{F_A|_{z+\Delta z} - F_A|_z}{\Delta Z} = (-r_A).Nt.\frac{\pi}{4}.Dit^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

$$\frac{-dF_A}{dZ} = (-r_A).Nt.\frac{\pi}{4}.Dit^2.\rho.(1-\varepsilon)$$

dimana : $F_A = F_{A0} (1 - X_A)$

$$dF_A = dF_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -dF_{A0}dX$$

maka $\frac{F_{A0}.dX}{dZ} = (-r_A).Nt.\frac{\pi}{4}.Dit^2.\rho.(1-\varepsilon)$

Persamaan (1) profil perubahan konversi terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-r_A).Nt.\frac{\pi}{4}.Dit^2.\rho.(1-\varepsilon)}{F_{A0}}$$

Dalam hubungan ini :

r_A = kecepatan reaksi (kgmol/kg katalis jam)

W = berat katalis, gr

ε = porositas bed, = 0.5

F_{A0} = Lajualiran, kmol / J

T = suhu, K

Nt = jumlah tube

Dit = diameter dalam, cm

Z = panjang tube dihitung dari atas, cm

X = konversi

Untuk reaksi yang berlangsung pada fase gas, maka berlaku :

$$P_i = \frac{F_i}{F_t} \times P_t$$

Dimana : P_i = tekanan parsial komponen i, atm

P_t = tekanan total, atm

F_i = laju alir mol komponen i, kmol/j

F_t = laju alir mol total, kmol/j

2. Persamaan profil perubahan temperature terhadap panjang reaktor

Reaktor fixed bed multitube menyerupai alat penukar kalor, dimana cairan mengalir di dalam tube – tube yang berisi katalisator dan media pendingin mengalir diluarnya (shell) secara lawan arah (Counter Current).

Laju panas masuk – Laju panas keluar - panas yang diserap pendingin = 0

$$H_{in} - H_{out} - Q = 0$$

Jika $dQ = U (T - T_s) dA$

$$\Delta H = \Sigma (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{A0} dX$$

$$dA = \pi D dt dZ$$

$$\Sigma (F_i C_{pi}) dT - (\Delta H_r) F_{A0} dX - U (T - T_s) dA = 0$$

$$\Sigma (F_i C_{pi}) dT = (\Delta H_r) F_{A0} dX + U (T - T_s) \pi D dt dZ$$

$$\frac{\Sigma (F_i C_{pi}) dT}{dZ} = (\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX}{dZ} + U (T - T_s) \pi D dt$$

Untuk semua tube :

Persamaan (2) profil perubahan temperature terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta Hr)F_{A0} \frac{dX}{dZ} + U(T - T_s)\pi \cdot Dit \cdot Nt}{\sum F_i \cdot Cp_i}$$

Panas reaksi pada suhu T dapat dihitung dengan persamaan :

$$\Delta Hr = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (\sum Cp) dT$$

$$\Delta Hr = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (\sum Cp) dT$$

$$\Delta Hr \text{ total} = \Delta Hr_{298} + \int_{298}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\Delta Hr \text{ total} = (\Delta Hr_{298} + A(T-298) + B/2 (T^2-298^2) + C/3 (T^3-298^3) + D/4 (T^4-298^4) + E/5 (T^5-298^5))$$

3. Menentukan persamaan profil perubahan temperature pendingin terhadap panjang reaktor

Laju pendingin input – laju pendingin output + panas dari tube + akumulasi = 0

Pada keadaan steady state akumulasi = 0 maka :

$$W_s \cdot Cp_s \left. \frac{dT_s}{dz} \right|_{z+\Delta z} - W_s \cdot Cp_s \left. \frac{dT_s}{dz} \right|_z + U (T - T_s) \pi Dit Nt \Delta Z = 0$$

$$\frac{W_s \cdot Cp_s (dT_s|_{z+\Delta z} - dT_s|_z)}{\Delta Z} = - U (T - T_s) \pi Dit Nt$$

Persamaan (3) profil perubahan temperature pendingin terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{- U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot Dit \cdot Nt}{W_s \cdot Cp_s}$$

Dengan hubungan :

W_s = jumlah pendingin.,lb/jam

C_{p_s} = kapasitas panas pendingin, lb/jam ft

4. Menentukan persamaan profil perubahan tekanan di sepanjang reaktor

Pressure drop pada reaktor fixed bed multi tube dapat diturunkan dari persamaan

ergun (Hill, 1977)

$$\frac{P_o - P_z}{Gt} \cdot \rho \cdot \frac{IDt}{H} \cdot \frac{\varepsilon^3}{1 - \varepsilon} = \frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75$$

$$\frac{P_o - P_z}{H} = \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

Dimana : $H = \Delta Z$ (panjang tube)

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{P_o - P_z}{\Delta z} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

Persamaan (4) profil perubahan tekanan terhadap panjang tube reaktor

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \cdot \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \left[\frac{150(1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu_{camp}}} + 1,75 \right]$$

Dimana : ρ = densitas campuran gas (kg/m^3)

μ = viskositas campuran gas (kg/m.jam)

ε = porositas katalis.

H. Menentukan jenis dan ukuran tube

Diameter reactor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator di bandingkan dengan pipa kosong (h_w/h) telah diteliti oleh Colburn's, yaitu:

D_p/D_t	0.05	0.10	0.15	0.20	0.25	0.30
h_w/h	5.50	7.00	7.80	7.50	7.00	6.60

(Smith, ChemKinetikEng, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 0.15$, karena menghasilkan perpindahan panas yang paling besar.

Dimana : h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis.

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong.

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

Sehingga $D_t = 5$ cm.

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart :

Ukuran tube ditentukan dengan cara memilih pada table 10, Apendix D.Q

Kern halaman 843 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Ukuran pipa (IPS)	=	1.25	in	3.175	cm
OD	=	1.66	in	4.2164	cm
ID	=	1.38	in	3.5052	cm
Flow area per pipe	=	1.50	in ²	9.6774	cm ²
Schedule number	=	40			
Surface per lin ft	=	0.435	ft ² /ft		

(Kern, hal. 844)

Aliran dalam pipa adalah aliran turbulen maka $N_{re} = 4200$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= 4200 && (\text{nilai RE yg biasa dipakai di fase gas}) \\ \mu &= 0,000157 && \text{g/cm.dtk} \\ D_t &= 2,6667 && \text{Cm} \\ G \text{ (umpan total)} &= 4386,7057 && \text{kg/jam} \\ &= 1218,5294 && \text{gr/dtk} \end{aligned}$$

Menghitung kecepatan massa per satuan luas (G_t)

$$G_t = \frac{\mu N_{Re}}{D_t} = 0,2481 \text{ gr/cm}^2 \text{ s} = 8932,8352 \text{ kg/m}^2 \text{ jam}$$

Mencari luas penampang total (A_t)

$$A_t = \frac{G}{G_t} = 4910,7653 \text{ cm}^2 = 0,4911 \text{ m}^2$$

Mencari luas penampang segitiga (A_0)

$$A_0 = \frac{\pi}{4} ID^2 = 9.6448 \text{ cm}^2 = 0.00096 \text{ m}^2$$

N_t (jumlah pipa maximal)

$$N_{tmax} = \frac{A_t}{A_0} = 509,1596 \text{ buah}$$

$$\rho_b = 0,9450 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_g = 0,0020187 \text{ g/cm}^3$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$D_p = 0,4 \text{ cm}$$

Katalis Karbon Aktif

$$\text{bentuk} = \text{bola}$$

$$Re = 4200$$

$$F_d = 0.4 \quad (\text{fig.69 brown P.76})$$

$$V_{min} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)gDp}{3 \cdot \rho_g \cdot f d}} = 759,7296 \text{ cm/detik}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g} = 603623,1635 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$At = \frac{Q}{V_{min}} = 772,2280 \text{ cm}^2$$

$$Nt_{min} = \frac{At}{A_o} = 80,0664 \text{ buah}$$

Diambil $Nt = 450$ buah

I. Menentukan diameter shell dan jumlah tube

T	=	370	K
μ_s	=	20,0054	gr/cm jam
	=	0,00556	gr/cm det
	=	1,3443	lb/ft.jam
CPs	=	0,2958	Cal/gr K
	=	136,4071	btu/lb.F
	=	1,2384	J/gr K
Ks	=	1,1636	Btu/ft.jam.F

Menghitung bilangan Reynold di shell (Res)

IDs	=	diameter dalam shell	=	41,0682	in
B	=	baffle spacing (0.25*IDs) kern,1965	=	30,8012	in
PT	=	pitch tube	=	2,08	in
C'	=	jarak antar tube (clearance)	=	3,6105	in
Ws	=	laju aliran pendingin	=	15087,2224	kg/jam

J. Menentukan susunan tube

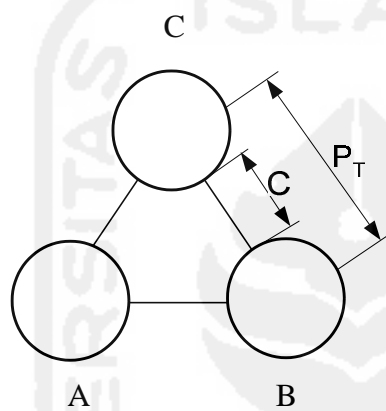
Direncanakan tube disusun dengan pola triangular pitch, dengan alasan :

1. Turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di

antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya.

2. Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan fluida yang mengalir dalam shell pada susunan segi empat.

(Agra, S.W., Perpindahan Panas, p 7-73)



Susunan tube = triangular

$$\text{Pitch tube (PT)} = 1.25 \times \text{ODt} = 2.075 \text{ in} = 5.2705 \text{ cm}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{PT} - \text{ODt} = 3.6105 \text{ in} = 9.1707 \text{ cm}$$

untuk menghitung diameter shell, dicari luas penampang shell total (A total)

luas shell = Luas segitiga

$$\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot Pt^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} x ID_s^2 = 2 \cdot Nt \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot Pt^2 \cdot 0.866 \right)$$

Jadi :

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Nt \cdot P_T^2 \cdot 0.866}{\pi}}$$

$$= 104,3133 \text{ cm}$$

$$= 41,0682 \text{ in}$$

$$= 1,0431 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Pendingin

Jenis = Downterm A

T = 200 - 750 F = (366.3 - 671.89 K) = 15 C - 400 C

BM = 165 kg/kmol

Cp = 0.1152 + 0.0003402 T.cal/gr.K y = 0.003x + 1.45

Densitas (ρ) = 1.3644 - 9.7073.10⁻⁴ T.g/cm³

Viskositas (μ) = 35.5898 - 6.04212 T(g/cm.J)

Kond. thermal (k) = 1.512 - 0.0010387 T.cal/g.cm.K

Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$W_p = \frac{Q_h}{C_p \times \Delta T}$$

Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan – persamaan yang digunakan untuk menentukan panjang reactor :

Persamaan neraca massa pada elemen volume:

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-ra) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon)}{F_{A0}}$$

Persamaan neraca panas pada elemen volume :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(\Delta H_f) \cdot (-ra) \cdot Nt \cdot \frac{\pi}{4} \cdot IDt^2 \cdot \rho \cdot (1 - \varepsilon) + U \cdot (T - Ts) \cdot \pi \cdot ODt}{\sum(Fi - Cpi)}$$

Persamaan neraca panas pendingin :

$$\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot (T - T_s) \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt}{W_s \cdot C_{ps}}$$

Persamaan pressure drop

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{Gt}{IDt \cdot \rho} \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \left[\frac{150 \cdot (1 - \varepsilon)}{Dp \cdot \frac{Gt}{\mu \cdot camp}} + 1.75 \right]$$

Persamaan-persamaan diferensial diatas diselesaikan secara simultan menggunakan metode Runge Kutta orde 4. Perhitungan dihentikan ketika konversi sudah mencapai 90%.

Δz	0.0500		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	350.0000	410.0000
	0.00400	350.3085	409.38826
	0.00712	350.5514	408.78560
	0.01026	350.7958	408.19128
0.05	0.00656	350.50969	408.80275
	0.00970	350.7538	408.20784
	0.01286	350.9995	407.62122
	0.01603	351.2468	407.04281
0.10	0.01289	351.00263	407.63769
	0.01606	351.2499	407.05916

	0.01924	351.4987	406.48880
	0.02244	351.7491	405.92655
0.15	0.01927	351.50189	406.50504
	0.02247	351.7523	405.94267
	0.02569	352.0044	405.38836
	0.02892	352.2581	404.84206
0.20	0.02572	352.00763	405.40439
	0.02895	352.2613	404.85796
	0.03220	352.5167	404.31948
	0.03546	352.7737	403.78890
0.25	0.03223	352.52000	404.33529
	0.03549	352.7770	403.80459
	0.03877	353.0357	403.28173
	0.04207	353.2962	402.76667
0.30	0.03880	353.03915	403.29734
	0.04210	353.2996	402.78215
	0.04541	353.5618	402.27471
	0.04874	353.8257	401.77495
0.35	0.04544	353.56524	402.29010
	0.04877	353.8292	401.79023
	0.05212	354.0949	401.29800
	0.05548	354.3624	400.81335

0.40	0.05215	354.09844	401.31319
	0.05551	354.3660	400.82842
	0.05889	354.6353	400.35120
	0.06228	354.9064	399.88146
0.45	0.05892	354.63892	400.36619
	0.06232	354.9101	399.89634
	0.06573	355.1831	399.43394
	0.06916	355.4580	398.97892
0.50	0.06577	355.18686	399.44873
	0.06920	355.4618	398.99360
	0.07264	355.7386	398.54582
	0.07611	356.0174	398.10533
0.55	0.07268	355.74244	398.56042
	0.07614	356.0212	398.11983
	0.07963	356.3019	397.68648
	0.08313	356.5846	397.26033
0.60	0.07966	356.30585	397.70090
	0.08316	356.5886	397.27465
	0.08668	356.8733	396.85555
	0.09022	357.1600	396.44357
0.65	0.08672	356.87728	396.86979
	0.09026	357.1640	396.45770

	0.09381	357.4528	396.05268
	0.09738	357.7437	395.65468
0.70	0.09385	357.45692	396.06674
	0.09742	357.7478	395.66864
	0.10101	358.0408	395.27752
	0.10463	358.3359	394.89334
0.75	0.10105	358.04499	395.29140
	0.10466	358.3401	394.90712
	0.10829	358.6374	394.52974
	0.11194	358.9368	394.15920
0.80	0.10833	358.64170	394.54345
	0.11198	358.9412	394.17282
	0.11565	359.2428	393.80899
	0.11934	359.5467	393.45194
0.85	0.11569	359.24726	393.82254
	0.11938	359.5512	393.46539
	0.12309	359.8573	393.11497
	0.12681	360.1658	392.77124
0.90	0.12312	359.86190	393.12836
	0.12685	360.1704	392.78454
	0.13060	360.4812	392.44737
	0.13437	360.7943	392.11680

0.95	0.13064	360.48584	392.46060
	0.13441	360.7990	392.12995
	0.13820	361.1146	391.80587
	0.14201	361.4325	391.48832
1.00	0.13824	361.11934	391.81895
	0.14205	361.4373	391.50132
	0.14588	361.7577	391.19018
	0.14973	362.0806	390.88551
1.05	0.14592	361.76263	391.20311
	0.14977	362.0855	390.89836
	0.15364	362.4109	390.60003
	0.15753	362.7389	390.30809
1.10	0.15368	362.41598	390.61282
	0.15757	362.7439	390.32080
	0.16149	363.0745	390.03513
	0.16542	363.4076	389.75578
1.15	0.16153	363.07963	390.04778
	0.16547	363.4128	389.76835
	0.16942	363.7486	389.49521
	0.17340	364.0870	389.22833
1.20	0.16947	363.75387	389.50773
	0.17345	364.0924	389.24077

	0.17745	364.4335	388.98003
	0.18147	364.7774	388.72547
1.25	0.17749	364.43898	388.99241
	0.18152	364.7829	388.73779
	0.18556	365.1296	388.48932
	0.18963	365.4792	388.24698
1.30	0.18561	365.13524	388.50158
	0.18968	365.4848	388.25917
	0.19377	365.8372	388.02286
	0.19788	366.1925	387.79260
1.35	0.19381	365.84294	388.03499
	0.19793	366.1983	387.80468
	0.20207	366.5565	387.58040
	0.20623	366.9177	387.36213
1.40	0.20211	366.56241	387.59242
	0.20628	366.9237	387.37409
	0.21046	367.2879	387.16174
	0.21467	367.6552	386.95533
1.45	0.21051	367.29395	387.17365
	0.21472	367.6613	386.96719
	0.21895	368.0317	386.76665
	0.22321	368.4052	386.57201

1.50	0.21900	368.03788	386.77846
	0.22326	368.4115	386.58376
	0.22754	368.7882	386.39494
	0.23184	369.1681	386.21197
1.55	0.22759	368.79456	386.40665
	0.23189	369.1745	386.22362
	0.23622	369.5578	386.04642
	0.24058	369.9443	385.87502
1.60	0.23627	369.56432	386.05803
	0.24063	369.9509	385.88658
	0.24501	370.3408	385.72090
	0.24942	370.7341	385.56098
1.65	0.24506	370.34752	385.73242
	0.24947	370.7409	385.57245
	0.25390	371.1376	385.41821
	0.25836	371.5378	385.26969
1.70	0.25395	371.14454	385.42964
	0.25841	371.5448	385.28107
	0.26290	371.9486	385.13819
	0.26741	372.3560	385.00099
1.75	0.26295	371.95575	385.14954
	0.26746	372.3632	385.01229

	0.27200	372.7742	384.88069
	0.27656	373.1889	384.75472
1.80	0.27205	372.78154	384.89196
	0.27662	373.1963	384.76595
	0.28121	373.6148	384.64556
	0.28583	374.0371	384.53076
1.85	0.28126	373.62232	384.72957
	0.28588	374.0447	384.84516
	0.29053	374.4708	384.95754
	0.29520	374.9009	385.06665
1.90	0.29058	374.47858	384.95101
	0.29525	374.9087	385.05997
	0.29996	375.3428	385.16558
	0.30468	375.7808	385.26776
1.95	0.30001	375.35075	385.15875
	0.30474	375.7889	385.26078
	0.30950	376.2311	385.35931
	0.31428	376.6774	385.45425
2.00	0.30955	376.23927	385.35217
	0.31434	376.6856	385.44695
	0.31915	377.1362	385.53807
	0.32400	377.5909	385.62545

2.05	0.31921	377.14458	385.53061
	0.32405	377.5994	385.61782
	0.32892	378.0585	385.70120
	0.33382	378.5219	385.78067
2.10	0.32898	378.06714	385.69340
	0.33388	378.5306	385.77270
	0.33881	378.9985	385.84800
	0.34377	379.4709	385.91921
2.15	0.33887	379.00741	385.83986
	0.34383	379.4798	385.91089
	0.34882	379.9568	385.97775
	0.35384	380.4383	386.04034
2.20	0.34888	379.96589	385.96925
	0.35390	380.4475	386.03166
	0.35895	380.9337	386.08971
	0.36403	381.4246	386.14330
2.25	0.35901	380.94305	386.08083
	0.36409	381.4340	386.13424
	0.36920	381.9298	386.18309
	0.37434	382.4304	386.22730
2.30	0.36926	381.93940	386.17383
	0.37440	382.4401	386.21784

	0.37957	382.9456	386.25711
	0.38477	383.4561	386.29152
2.35	0.37963	382.95546	386.24744
	0.38483	383.4660	386.28166
	0.39006	383.9816	386.31092
	0.39533	384.5023	386.33513
2.40	0.39013	383.99173	386.30085
	0.39539	384.5125	386.32484
	0.40068	385.0384	386.34368
	0.40601	385.5695	386.35725
2.45	0.40075	385.04875	386.33317
	0.40607	385.5799	386.34652
	0.41143	386.1164	386.35449
	0.41682	386.6582	386.35696
2.50	0.41149	386.12704	386.34354
	0.41688	386.6690	386.34579
	0.42230	387.2163	386.34243
	0.42776	387.7690	386.33335
2.55	0.42237	387.22716	386.33102
	0.42782	387.7800	386.32171
	0.43330	388.3385	386.30656
	0.43882	388.9025	386.28544

2.60	0.43337	388.34963	386.29467
	0.43888	388.9138	386.27331
	0.44443	389.4836	386.24587
	0.45001	390.0591	386.21222
2.65	0.44450	389.49501	386.23350
	0.45008	390.0707	386.19960
	0.45569	390.6521	386.15936
	0.46133	391.2394	386.11266
2.70	0.45575	390.66382	386.14648
	0.46140	391.2513	386.09952
	0.46707	391.8446	386.04597
	0.47278	392.4440	385.98569
2.75	0.46713	391.85661	386.03256
	0.47284	392.4561	385.97202
	0.47858	393.0617	385.90461
	0.48435	393.6734	385.83020
2.80	0.47864	393.07391	385.89066
	0.48442	393.6857	385.81598
	0.49022	394.3038	385.73415
	0.49605	394.9280	385.64505
2.85	0.49028	394.31623	385.71963
	0.49612	394.9406	385.63025

	0.50198	395.5713	385.53343
	0.50788	396.2084	385.42904
2.90	0.50204	395.58407	385.51833
	0.50794	396.2213	385.41365
	0.51387	396.8650	385.30125
	0.51983	397.5151	385.18097
2.95	0.51393	396.87790	385.28555
	0.51989	397.5282	385.16497
	0.52588	398.1850	385.03636
	0.53190	398.8485	384.89957
3.00	0.52594	398.19819	385.02004
	0.53196	398.8618	384.88294
	0.53801	399.5320	384.73749
	0.54409	400.2089	384.58353
3.05	0.53807	399.54534	384.72053
	0.54415	400.2224	384.56626
	0.55025	400.9062	384.40331
	0.55639	401.5968	384.23153
3.10	0.55031	400.91973	384.38570
	0.55645	401.6105	384.21359
	0.56261	402.3080	384.03248
	0.56881	403.0124	383.84219

3.15	0.56267	402.32168	384.01418
	0.56886	403.0262	383.82356
	0.57508	403.7377	383.62358
	0.58133	404.4560	383.41408
3.20	0.57514	403.75146	383.60458
	0.58138	404.4700	383.39474
	0.58766	405.1954	383.17518
	0.59395	405.9277	382.94574
3.25	0.58771	405.20925	383.15547
	0.59401	405.9418	382.92568
	0.60033	406.6813	382.68581
	0.60668	407.4277	382.43569
3.30	0.60038	406.69516	382.66536
	0.60672	407.4418	382.41488
	0.61309	408.1953	382.15395
	0.61949	408.9558	381.88238
3.35	0.61314	408.20921	382.13274
	0.61953	408.9699	381.86080
	0.62594	409.7375	381.57803
	0.63238	410.5120	381.28424
3.40	0.62598	409.75129	381.55605
	0.63242	410.5260	381.26188

	0.63887	411.3075	380.95648
	0.64534	412.0959	380.63966
3.45	0.63891	411.32118	380.93370
	0.64538	412.1097	380.61650
	0.65187	412.9051	380.28766
	0.65837	413.7071	379.94700
3.50	0.65190	412.91850	380.26407
	0.65840	413.7207	379.92301
	0.66492	414.5296	379.56992
	0.67145	415.3450	379.20458
3.55	0.66494	414.54274	379.54549
	0.67147	415.3583	379.17975
	0.67802	416.1804	378.80155
	0.68457	417.0089	378.41068
3.60	0.67803	416.19317	378.77629
	0.68459	417.0218	378.38501
	0.69115	417.8566	377.98085
	0.69771	418.6976	377.56359
3.65	0.69116	417.86889	377.95472
	0.69772	418.7100	377.53705
	0.70429	419.5571	377.10606
	0.71087	420.4100	376.66153

3.70	0.70430	419.56877	377.07906
	0.71087	420.4218	376.63412
	0.71745	421.2805	376.17541
	0.72402	422.1446	375.70273
3.75	0.71744	421.29143	376.14753
	0.72402	422.1557	375.67443
	0.73058	423.0252	375.18712
	0.73715	423.8997	374.68539
3.80	0.73057	423.03525	375.15835
	0.73714	423.9099	374.65620
	0.74369	424.7893	374.13939
	0.75024	425.6732	373.60772
3.85	0.74367	424.79832	374.10972
	0.75022	425.6823	373.57762
	0.75675	426.5706	373.03041
	0.76327	427.4627	372.46788
3.90	0.75672	426.57842	372.99983
	0.76324	427.4707	372.43688
	0.76974	428.3665	371.85837
	0.77621	429.2656	371.26408
3.95	0.76969	428.37305	371.82688
	0.77617	429.2723	371.23217

	0.78263	430.1743	370.62145
	0.78906	431.0789	369.99450
4.00	0.78258	430.17937	370.58906
	0.78901	431.0841	369.96170
	0.79541	431.9908	369.31787
	0.80177	432.8992	368.65736
4.05	0.79534	431.99421	369.28457
	0.80171	432.9028	368.62366
	0.80804	433.8125	367.94583
	0.81434	434.7229	367.25087
4.10	0.80797	433.81406	367.91164
	0.81426	434.7247	367.21628
	0.82052	435.6355	366.50357
	0.82673	436.5461	365.77328
4.15	0.82043	435.63510	366.46850
	0.82664	436.5458	365.73783
	0.83280	437.4558	364.98936
	0.83892	438.3643	364.22289
4.20	0.83270	437.45318	364.95342
	0.83882	438.3619	364.18657
	0.84488	439.2687	363.40150
	0.85088	440.1730	362.59800

4.25	0.84476	439.26383	363.36471
	0.85076	440.1683	362.56085
	0.85670	441.0697	361.73834
	0.86258	441.9673	360.89699
4.30	0.85658	441.06234	361.70072
	0.86246	441.9602	360.85902
	0.86827	442.8536	359.99826
	0.87401	443.7420	359.11826
4.35	0.86813	442.84371	359.95983
	0.87387	443.7324	359.07950
	0.87954	444.6154	358.17971
	0.88513	445.4919	357.26029
4.40	0.87938	444.60277	358.14050
	0.88498	445.4797	357.22076
	0.89049	446.3495	356.28119
	0.89592	447.2115	355.32161
4.45	0.89032	446.33413	356.24122
	0.89576	447.1966	355.28134
	0.90110	448.0505	354.30126
	0.90636	448.8952	353.30080
4.50	0.90092	448.03232	354.26057

Resume :

konversi (X)	=	0.90		
suhu gas masuk (Tin)	=	350	K =	77.0000 C
suhu gas keluar (Tout)	=	448.03	K =	175.0323 C
Z (panjang pipa tube)	=	4.75	M =	187.0079 in
tekanan masuk (P in)	=	1.35	atm	
tekanan keluar (P out)	=	1.35	atm	
diameter shell (IDS)	=	1.04	m =	41.0682 in
suhu pendingin keluar (Ts out)	=	410	K =	137.0000 C
suhu pendingin masuk (Ts in)	=	354.26	K =	81.2606 C

K. Mechanical Design

1. Tube

IPS	=	1,25	in
OD	=	1,66	in
Sc. Number	=	40	
ID	=	1,380	in
Flow area per pipe	=	0,435	in ²
Surface per lin ft :			
Outside	=	0,435	ft ² /ft
Inside	=	0,362	ft ² /ft

Weight per lin ft	=	2,2800	lb steel
Panjang pipa	=	187	in
Susunan pipa	=	Triangular pitch	
Jumlah pipa	=	450	buah
Pitch (jarak antara 2 pusat pipa)	=	2,075	in
Clearance (jarak antara 2 pipa)	=	3,6105	in

Cek SC yang dipilih

Untuk sc number 40

ID = 1,38 in

ODt = 1,66 in

Ketebalan = 0,14 in

Tebal tube = 0,12595 in

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Dari table 13.1, halaman 251 Brownell, 1959 diperoleh

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2

Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

1. Shell

a. Tekanan design (maksimal over design 20%)

Tekanan operasi = 1,35 atm

= 19,85 psi

$$= 1,3679 \text{ bar}$$

$$\text{Tekanan design} = 23,8140 \text{ psi}$$

$$= 9,1140 \text{ psig}$$

b. Bahan konstruksi shell

Dipilih material Stainless steel SA 167 grade 3 (Brownell, table 13.1 halaman 253)

Perimbangan karena reactor berisi gas beracun yang sangat korosif, dengan suhu operasi 77 C sampai 175° C

c. Tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c$$

Brownell Eq 13.1 page 254

Dimana :

Ts = tebal dinding shell (in)

P = tekanan design (psi)

r=(IDs/2) = radius dalam shell (in)

E = efisiensi sambungan

f = allowable working stress (psi)

c = factor korosi (in)

Dari table 13.1 halaman 251 Brownell diperoleh

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2

Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Dengan IDs = 41,0682 in

Tebal shell (ts) = 0,1587 in

Dipilih tebal dinding standar = 0,25 in

ODs = IDs + 2 (tebal shell)

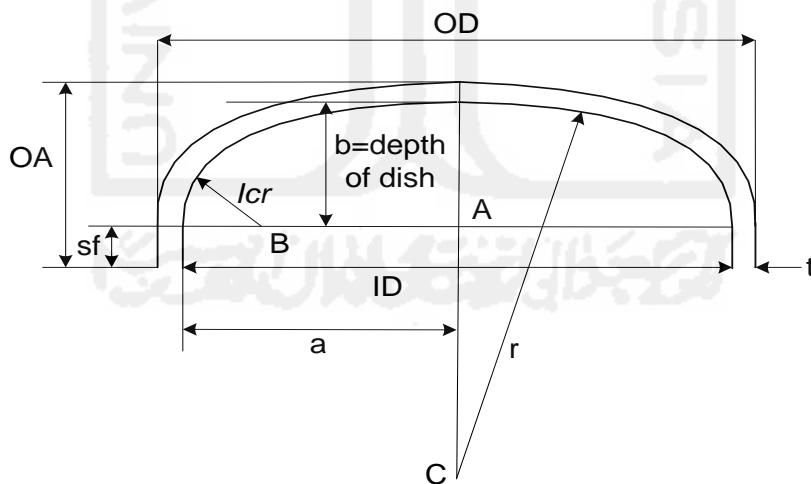
= 41.5682 in

Dari table 5.7 Brownell, dipilih OD standar = 48 in

2. Head Reaktor

- a. Bentuk head : elliptical, digunakan untuk tekann operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis, Coulson halaman 818

Digunakan untuk vessel dengan tekanan 15-200 psig, Brownell and Young



- b. Bahan Konstruksi Head

Dipilih material Stainless Steel SA 167 Grade 3, pertimbangannya adalah reaktor berisi gas beracun, dan suhu operasi antara 20 sampai dengan 650

F

c. Tebal Head (tH)

Untuk *elipstical dished head*, tebal head dihitung dengan persamaan 13.1

(Brownell and Young, 1959)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c$$

Dimana :

P = Tekanan Perancangan, Psi

f = Tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, psi

C = *Joint efficiency*, in

E = *Corrosion Allowance*, in

Dipilih material carbon steel SA grade C dari table table 13.1, halaman

251 Brownell

Tekanan yang diijinkan (f) = 17000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85 (double welded butt joint, table 13.2

Brownell)

Faktor korosi (c) = 0,125 in

Tebal head reaktor = 0,1586 in

Dipilih tebal head standar = 0,25 in

d. Tinggi Head

Dari tabel 5.6 brownell hal 88 dengan tH 0.25 in didapat sf $1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2}$ in

Perancangan digunakan sf = 0.5 in

hH = th + b + sf

= 8,2281 in

$$= 0.6857 \text{ ft}$$

$$= 0.2090 \text{ in}$$

3. Tinggi Reaktor

$$\text{HF} = \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head}$$

$$= 195,2360 \text{ in}$$

$$= 16,2697 \text{ ft}$$

$$= 4,9590 \text{ in}$$

4. Volume Reaktor (VR)

a. Volume head (VH) = $0.000049 \times \text{ID}^3 \dots$ (Eq 5.11, halaman 88 Brownell 1959)

$$= 3.3940 \text{ in}^3$$

$$= 0.0556 \text{ m}^3$$

$$\text{volume bed} = (\text{volume katalis}) / ((1 - \epsilon)) = 2,9451 \text{ m}^3$$

b. Volume total reaktor (VR)

$$\text{Volume total reaktor} = \text{Volume bed} + 2 \times \text{Volume head}$$

$$\text{Volume total reaktor} = 3,056 \text{ m}^3$$

5. Diameter

Direncanakan diameter pipa masuk dan keluar sama, karena debit aliran sama

$$\text{Umpan masuk } G = 4386,7057 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,2185 \text{ kg/detik}$$

$$\rho_{\text{avg}} = 2,0186 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Optimum} &= 226 G^{0.5} \rho^{-0.35} \quad (\text{Coulson, 161}) \\
 &= 195,0976 \text{ mm} \\
 &= 1,95 \text{ m} \\
 &= 7,68 \text{ inc}
 \end{aligned}$$

Diameter Standar yang dipakai = 10 SN 60

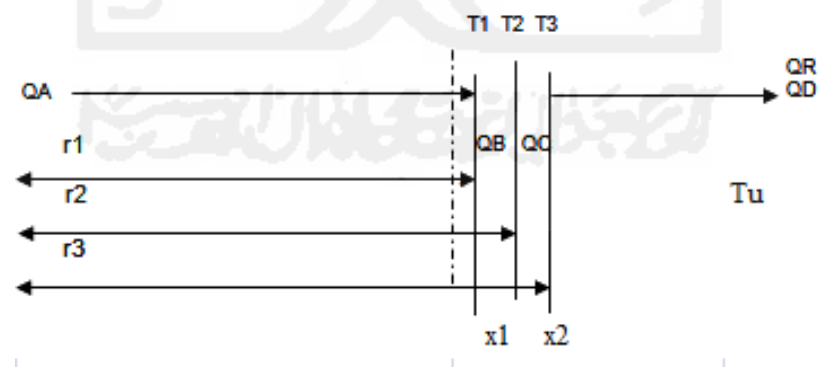
OD = 10.75

ID = 9.75

Isolator

Asumsi ;

1. Keadaan steady state
2. Suhu udara luar 30 °C
3. Suhu dingin luar isolator 50° C



r_1 = jari jari dalam shell

r_2 = jari jari luar shell

r_3 = jari jari luar setelah diisolasi

x_1 = tebal dinding shell

x_2 = tebal isolator

T_1 = suhu dinding dalam shell = 175°C = 448 K

T_2 = suhu dinding luar shell

T_3 = suhu dinding isolator shell = 50°C = 323 K

T_4 = suhu udara luar = 30°C = 303 K

q_1 = konveksi bahan ke dinding shell

q_2 = konduksi dalam shell keluar shell

q_3 = konduksi luar shell ke permukaan luar isolator

q_4 = konveksi dan radiasi permukaan luar isolator ke udara

interpolasi	nilai kis	interpolasi	nilai ks
	32 0.087	212 26	
	122 x	355.94043 x	
	212 0.111	1112 21	
	x = 0.099	x = 25.2003	
interpolasi	nilai v	interpolasi	nilai k
	400 0.0000259	400 0.03365	
	401.4834527 x	401.4834527 x	
	450 0.00003171	450 0.03707	
	x = 0.00002607	x = 0.033751468	
interpolasi	nilai Pr	interpolasi	nilai μ
	400 0.689	400 0.00002286	
	401.4834527 x	401.4834527 x	
	450 0.683	450 0.00002484	
	x = 0.688821986	x = 0.00002292	

Keadaan steady state $Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$

$$r_3 = r_2 + x$$

$$r_1 \quad \quad \quad 20,5341 \text{ in} \quad \quad \quad 0.5216 \text{ m}$$

$$r_2 \quad \quad \quad 24 \text{ in} \quad \quad \quad 0.6096 \text{ m}$$

$$L = \quad \quad \quad 4,75 \text{ m} \quad \quad \quad 4,75 \text{ m}$$

$$15,58 \text{ ft}$$

Konduksi

$$Q_B = (2.\pi.k.s.L) . (T_1 - T_2) = 8357,9406 \text{ x } (T_1 - T_2) \dots\dots\dots \text{ a}$$

$$Q_C = (2.\pi.k.is.L) . (T_2 - T_3) = 5,1111 \text{ x } (T_2 - T_3) / \ln(0,6858 + x / 0,6858) \dots\dots\dots \text{ b}$$

Konveksi

Bilangan Gr pada L =

$$Gr = 7,9175 \times 10^{10}$$

$$Gr Pr = 5,4561 \times 10^{10} \text{ turbulen}$$

$$h = 1.31 * (\Delta T)^{1/3}$$

$$hc = 3.5559 \text{ W/m C}$$

$$Q_D = hc . A . (T_3 - T_4)$$

$$Q_D = hc.2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4) = 2121,4422 \text{ x } (0.6858 + x) \dots\dots\dots \text{ c}$$

Radiasi

$$Q_R = \epsilon \sigma A (T_3^4 - T_u^4)$$

$$Q_R = \epsilon . \sigma . 2 . \pi . r_3 . L . (T_3^4 - T_u^4) = 3986,5482 \text{ x } (0.6858 + x) \dots\dots\dots \text{ D}$$

Kemudian ditrial dengan menggunakan persamaan a, b, c,dan d sehingga didapat:

$$T_2 = 444,4788 \text{ K}$$

$$x = 0.1529 \text{ m}$$

sehingga :

$$Q_D = 1617,6332$$

$$Q_R = 3039,8060$$

$$Q_C = 3084,5912$$

$$Q = Q_D + Q_R = 4657,4392$$

$$\text{Jadi tebal isolasi } x = 15.2916\text{cm}$$

$$T_2 = 444 \text{ K}$$

Bahan asbestos, dengan sifat-sifat (Holman, 1988)

$$\rho = 36 \text{ lb/ft}^3 = 577.0176678 \text{ kg/m}^3$$

$$k = 0.117 \text{ btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$c_p = 0.25 \text{ btu/lb F}$$

$$\text{epsilon} = 0.96$$

Data yang diperlukan

$$\text{Diameter shell, } D = 1.03667 \quad M = 3.400289154 \text{ ft}$$

$$\text{tebal plat dinding shell, } x_1 = 1.25 \quad \text{In} = 0.104166667 \text{ ft}$$

$$\text{suhu dinding shell, } T_1 = 175 \quad C = 448 \text{ K}$$

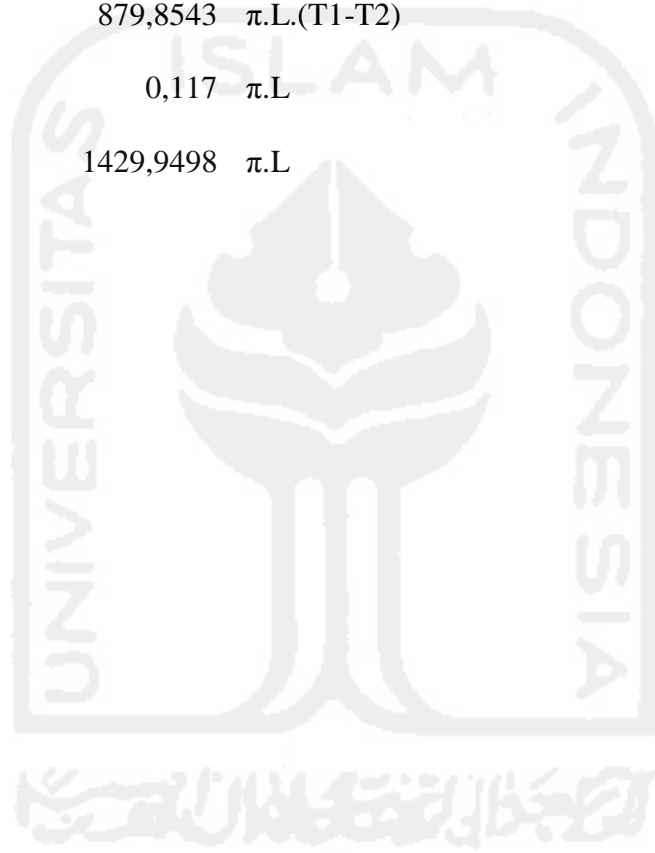
suhu isolator dalam, T3 = 50 C = 323 K
 suhu isolator luar, T4 = 30 C = 303 K
 Bahan dinding shell = Stainless Steel K = 25.2003 btu/j/ft2/F

hr 39,0946 btu/j/R/ft2 1.1820

q2 879,8543 $\pi.L.(T1-T2)$

q3 0,117 $\pi.L$ 3.6086

q4 1429,9498 $\pi.L$ 3.6086



LAMPIRAN B
CONDENSER PARSIAL

Kode : CP

Fungsi : mendinginkan dan mengembunkan COCl_2 99,8 % dan Cl_2
0,16% dari hasil reaktor

Tipe : *Shell and tube condenser*

Tujuan Perancangan

1. Menentukan tipe kondenser
2. Memilih bahan konstruksi
3. Menentukan spesifikasi condenser

Kondisi operasi : Tekanan = 9 atm

Suhu = 70 – 45 °C

1. Kestimbangan fase uap cair

$$F = V + L$$

$$F \cdot z_i = V \cdot y_i + L \cdot x_i$$

$$F \cdot z_i = V(x_i \cdot K_i) + (F - V) \cdot x_i$$

$$F \cdot z_i = x_i(V \cdot K_i + F - V)$$

$$x_i = \frac{z_i}{\left(\frac{V}{F} \cdot K_i + 1 - \frac{V}{F}\right)}$$

$$\Sigma y = 1$$

$$\Sigma x = 1$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

2. Kondisi umpan

Umpan keluar dari reaktor

Komponen	kg/jam
CO	280,3418
Cl ₂	301,3719
COCl ₂	3859,0320
H ₂	22,9689
Jumlah	4463,7148

Menentukan Dew point

Menggunakan persamaan Antoine

$$\log P^0 = A + \frac{B}{T} + C \log T + DT + ET^2$$

P^0 = tekanan uap murni, mmHg
 T = suhu, K

Dew Point $T_{dew} =$ 335.3731572 K 62.37315717 C

Komponen	V _i	y _i	P _{oi}	K _i	x _i = y _i / K _i
Cl ₂	4,2447	0,0982	18,8208	3,1312	0,0314
COCl ₂	38,9801	0,9018	5,5961	0,9310	0,9686
Total	43,2248	1,0000	24,4169	4,0622	1,0000

Bubble

Point T bub = 329.9426331 K 56.94263314 C

Komponen	Li	xi	Po i	Ki	yi = xi * Ki
Cl ₂	4,2447	0,0982	16,7365	2,7844	0,2734
COCl ₂	38,9801	0,9018	4,8484	0,8066	0,7274
Total	43,2248	1,0000	21,5848	3,5911	1,0008

3. Perhitungan kesetimbangan tiap interval

$$L = Y_1 / (1+(K_i*V/L))$$

Tv _{ap}	335.3731572			DP
Komponen	Y1	Poi	Ki	L1
Cl ₂	4,2447	18,8208	553,5526	0,0024
COCl ₂	38,9801	5,5961	0,9310	9,8364
Total	43,2248	24,4169	554,4837	9,8388
V/L trial	3,1824			
L Total	9,8388			
V	33,3860			
V/L calculated	3,3933			

Tvap	334.0155262				
Komponen	Y1	Poi	Ki	Lc1	L1'
Cl2	4,2423	18,2832	537,7418	0,0024	0,0039
COCl2	29,1437	5,4015	0,8986	9,8364	10,4186
Total	33,3860	23,6847	538,6404	9,8388	10,4225
V/L trial	2,0000				
L Total	10,4225				
V	22,9635				
V/L calculated	2,2033				

Tvap	332,6578952				
Komponen	Y1	Poi	Ki	Lc1	L1'
Cl2	4,2383	17,7567	522,2568	0,0063	0,0047
COCl2	18,7252	5,2121	0,8671	20,2550	7,5009
Total	22,9635	22,9688	523,1240	20,2613	7,5056
V/L trial	1,7257				
L Total	7,5056				
V	15,4579				
V/L calculated	2,0595				

Tvap	331.3002641				
Komponen	Y1	Poi	Ki	Lc1	L1'
Cl ₂	4,2336	17,2412	507,0940	0,0110	0,0759
COCl ₂	11,2243	5,0277	0,8365	27,7559	10,2943
Total	15,4579	22,2689	507,9304	27,7669	10,3702
V/L trial	0,1080				
L Total	10,3702				
V	5,0877				
V/L calculated	0,4906				

Tvap	329.9426331				
Komponen	Y1	Poi	Ki	Lc1	L1'
Cl ₂	4,1577	16,7365	492,2494	0,0870	0,9352
COCl ₂	0,9300	4,8484	0,8066	38,0502	0,9247
Total	5,0877	21,5848	493,0560	38,1371	1,8600

4. Perhitungan Entalpi cairan dan Entalpi vapor tiap-tiap interval

Head Load for the interval

Tvap (K)	Q (kcal/jam)	q = ΔH	Δtw*	Δtw (K)
335,37	214421,36	49590,28	5,0995	329,943
334,02	164831,08	53033,46	5,4536	324,843
332,66	111797,62	38375,59	3,9463	319,390
331,30	73422,03	53490,83	5,5006	315,443
329,94	19931,20			309,943
Total	584403,29	194490,16		

DIFF	Δtav	q/Δt	qcumulative
5,4305			
9,1724	7,13876	6946,62	49590,28
13,2684	11,0947	4780,09	102623,74
15,8570	14,5243	2642,17	140999,33
20,0000	17,8484	2996,95	194490,16
	ΣUA	17365,8	

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan pendingin} &= \frac{q}{C_p dT} \\ &= 9724,51 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

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

$$\text{Pendingin} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \Delta t \text{ weighted} &= Q / \Sigma U.A \\ &= \frac{194490,16 \text{ kcal/jam}}{17365,8 \text{ kcal/jam K}} \\ &= 11,1995 \text{ K} \end{aligned}$$

5. Perancangan condenser parsial

Referensi : Kern p.335

✓ Luas transfer panas

$$\text{Hot Fluid} = \text{Gas}$$

$$\text{Cold Fluid} = \text{Water}$$

$$\text{Range Ud} = 2 \text{ s/d } 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F} \quad (\text{Kern , p. 840})$$

$$\text{Ud dipilih} = 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F} = 49,69675881 \text{ kcal/jam/m}^2\text{/K}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas transfer panas (A)} &= Q / (\Delta t \text{ weighted} * \text{Ud}) \\ &= \frac{194490,16 \text{ Kcal/jam}}{11,1995 \text{ K} \times 49,69675881 \text{ kcal/jam/m}^2\text{/K}} \\ &= 385,5567 \text{ m}^2 \\ &= 4147,97 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

✓ Penentuan Jumlah Pipa

$$\text{OD} = 0.75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 13$$

$$\text{ID} = 0.56 \text{ in}$$

$$a't = 0.247 \text{ in}^2$$

$$a''t = 0.1466 \text{ ft}^2\text{/ft}$$

$$L = 16 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pipa} &= A / (L * a''t) \\ &= 1107 \text{ buah} \end{aligned}$$

$$\text{Diambil jumlah pipa} = 1100 \quad (\text{table 9 Kern p.841})$$

✓ Lay Out Condenser

Jenis HE : HE 4 – 8 $\frac{3}{4}$ in OD tube $\frac{15}{16}$ in triangular pitch

Shell

$$\text{ID Shell} = 39 \text{ in}$$

$$\text{Pass} = 4$$

$$\text{Bs} = 29,25 \text{ in (kern, 130)}$$

Tube

$$\text{OD} = 0.75 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 13$$

$$\text{ID} = 0.56 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = \frac{15}{16} \text{ in triangular pitch}$$

$$C = \text{Pt} - \text{OD} = 0.1875$$

$$L = 16 \text{ in}$$

$$\text{Nt} = 1128 \text{ buah}$$

$$\text{Pass} = 8$$

$$\begin{aligned} \text{Luas transfer panas dari pipa yang dipilih} &= a''t * L * \text{Nt} \\ &= 2580,16 \text{ ft}^2 \\ &= 239,8275 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= Q / dt \text{ weigdted} * A \\
 &= 50,040 \text{ kcal/jam/m}^2/\text{K} \\
 &= 50,34 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\text{Condensate sensible heat load} = 7266,442 \text{ kcal/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Submergence} &= \frac{7266,442 \text{ kcal/jam}}{194490,16 \text{ kcal/jam}} \\
 &= 0,0373 = 3,73 \%
 \end{aligned}$$

Shell Side, Hot Fluid	Tube Side, Cold Fluid (water)
Unsubmerged tubes = $Nt * (1 - \text{submerged})$ = 1058 buah	$a't = 0.247 \text{ in}^2$ $at = Nt * a't / 144 / n$ = $1060 * 0.247 / 144 / 8$ = $0,2358 \text{ ft}^2$
$Nt' = 1060 \text{ buah}$	$W = 9724,5 \text{ kg/jam}$ = 21420 lb/jam
$W = 4460,25 \text{ kg/jam}$ = $9824,33 \text{ lb/jam}$	$Gt = w/at$ = $\frac{21420 \text{ lb/jam}}{0,2358 \text{ ft}^2}$ = $200041 \text{ lb/jam ft}^2$
$G'' = W/L * Nt^{2/3}$ = $9824,33 / 16 * 1058^{2/3}$ = $5,91 \text{ lb/ft.hr}$	$Ttavg = 313 \text{ K}$
Asumsi $ho = 250 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$	$V = Gt/3600.rho$ = $16,94 \text{ ft/detik}$
$Tsavg = 330,5 \text{ K}$	$hi = 1100 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$
$tw = Tsavg + (ho/(hio+ho)) * (Tsavg - Ttavg)$	

$$= 313 + (250 / (1100 + 250))$$

$$(330,5 - 313)$$

$$= 317,08 \text{ K}$$

Dari Fig. 25 Kern

$$t_f = 0.5 * (T_{savg} + t_w)$$

$$= 0.5 * (330,5 + 317,08)$$

$$= 323,79 \text{ K}$$

Pada t_f fig 12.9 kern

$$S_g = 1,39$$

$$\mu = 0,049 \text{ cp}$$

$$k = 0.087 \text{ btu/hr.ft}^2 \text{ F/ft}$$

$$h = 980$$

$$h_{io} = 821,333 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

✓ **Clean Overall Coefficient**

$$U_c \text{ kondensasi} = h_{io} * h_o / (h_{io} + h_o)$$

$$= 821,333 * 980 / (821,333 + 980)$$

$$= 446,8393 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$= 404,58 \text{ kcal/jam/m}^2 \text{ K}$$

Clean Surface Required for Condensation

$$A_c, \text{ kondensasi} = Q / (U_c * dt \text{ weighted})$$

$$= \frac{194490,16}{404,58 \text{ kcal/jam/m}^2 \text{ K} \times 11,1995 \text{ K}}$$

$$= \frac{194490,16}{404,58 \text{ kcal/jam/m}^2 \text{ K} \times 11,1995 \text{ K}}$$

$$= 37,606 \text{ m}^2$$

$$= 404,58 \text{ ft}^2$$

Clean Surface Required for Subcooling

$$A_s, \text{ subcooling} = A_c * \text{submergence}$$

$$= 15,115 \text{ ft}^2$$

Total Surface Required

$$A_c = A_c \text{ kondensasi} + A_s \text{ subcooling}$$

$$= 419,6966 \text{ ft}^2$$

$$= 39,011 \text{ m}^2$$

$$U_c \text{ overall} = Q / (A_c * dt \text{ weighted})$$

$$= \frac{194490,16 \text{ Kcal/jam}}{39,011 \text{ m}^2 \times 11,1995 \text{ K}}$$

$$= 460,4116 \text{ kcal/jam/m}^2/\text{K}$$

$$= 463,4248 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$R_d = U_c - U_d / (U_c * U_d)$$

$$= 0.012$$

$$R_d \text{ min} = 0.002$$

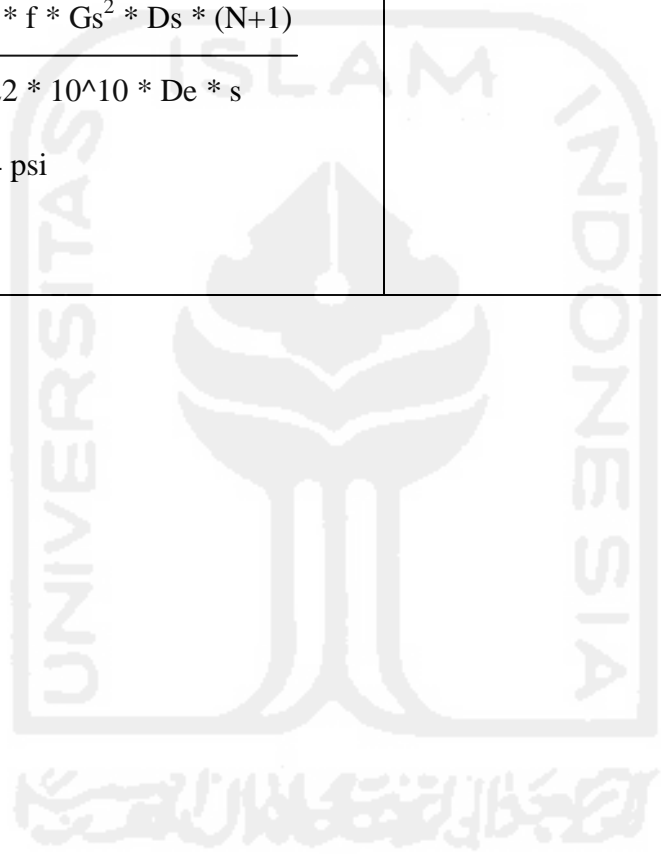
(Kern, p. 845)

$R_d > R_d \text{ min}$ sehingga HE bisa digunakan

Pressure Drop

Shell Side	Tube Side
$a_s = ID * C * B_s / 144 / P_t$ $= 39 * 0.1875 * 29.25 / 144 / 1$ $= 0,37134 \text{ ft}^2$	$P_{ada\ t} = 313 \text{ K}$ $= 104 \text{ F}$
$G_s = W/a_s$ $= \frac{9824,33 \text{ lb/jam}}{0,37134 \text{ ft}^2}$ $= 26456,5782 \text{ lb/jam ft}^2$	$\mu = 6,654E-04 \text{ Cp}$ $= 0,00161 \text{ lb/jam ft}$
$P_{ada\ Tin} = 343 \text{ K}$ $= 70 \text{ C}$	$D = ID / 12$ $= 0.56 / 12$ $= 0.0467 \text{ ft}$
$\mu = 0,019316 \text{ cp}$ $= 0.000467 \text{ lb/jam ft}$	$Re_t = D * G_t / \mu$ $= \frac{0.0467 \text{ ft} * 200041 \text{ lb/jamft}^2}{0,00161 \text{ lb/jam ft}}$ $= 5797350,7$
<p>Dari Fig.28 Kern</p> $d_e = 0.73 \text{ in}$ $D_e = 0.73 / 12$ $= 0.0608 \text{ ft}$ $Re_s = D_e * G_s / \mu$ $= 3446642,266$	<p>Dari Fig.26 Kern</p> $f = 0.002$ $d_{Pt} = \frac{f * G_t^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * D * s * \theta_t}$ $= 4,2 \text{ psi}$
<p>Dari Fig.29 Kern</p> $f = 0.0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ $N + 1 = 12 * L / B$ $= 6.564$	<p>Dari Fig.27 Kern</p> $(V^2/2g')(62.5/144) = 0,68357$ $d_{Pr} = (4n/s) * (V^2/2g)(62.5/144)$

$\rho = 62,4198 \text{ lb/ft}^3$ $s = 62,4198 / 62.5$ $= 0,9987$ $D_s = IDS/12$ $= 3.25 \text{ ft}$ $dP_s = \frac{0.5 * f * G_s^2 * D_s * (N+1)}{5.22 * 10^{10} * D_e * s}$ $= 0,0054 \text{ psi}$	$= 4,823 \text{ psi}$ $dP_T = dP_t + dP_r$ $= 9,0288 \text{ psi}$
--	---



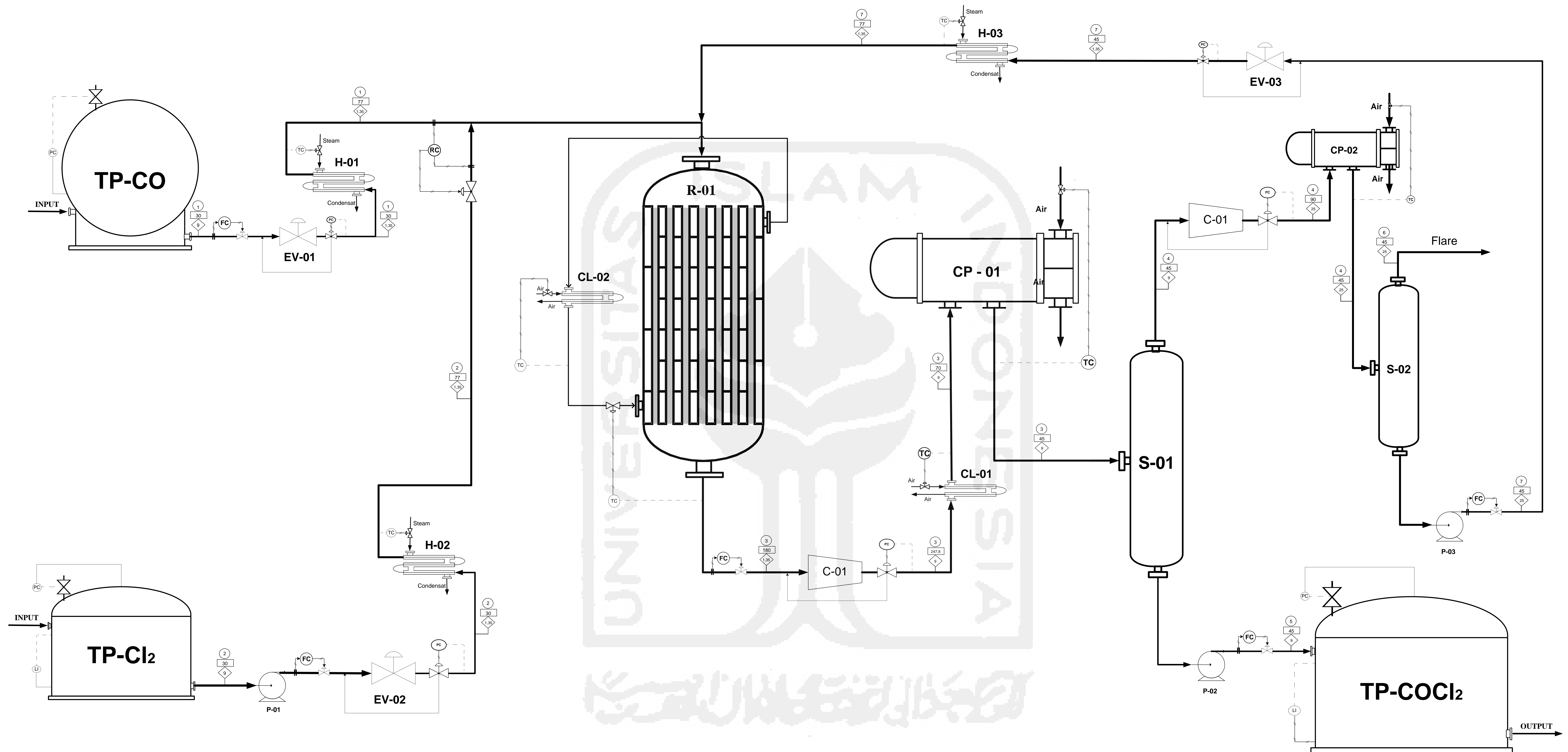
✓ **Kesimpulan**

Shell side			Tube side		
Fluida panas (keluaran reaktor)			Fluida dingin (Air)		
980			821.3333333		
h outside Btu/jam ft2 F					
	Uc =	494.380963	Btu/jam ft2 F		
	Ud =	50.34	Btu/jam ft2 F		
	Rd calc =	0.012	jam ft2 F/Btu		
	Rd req =	0.002	jam ft2 F/Btu		
0.005414635	Psi	ΔP perhitungan	9.028848303		Psi
2	Psi	ΔP diijinkan	10		Psi
			Nt =	1100	
ID	39	in	Length =	16	in
Bs	29.25	in	OD =	0.75	in
Passes	4		BWG =	13	
			Passes =	8	

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN

KAPASITAS 30000 TON/TAHUN

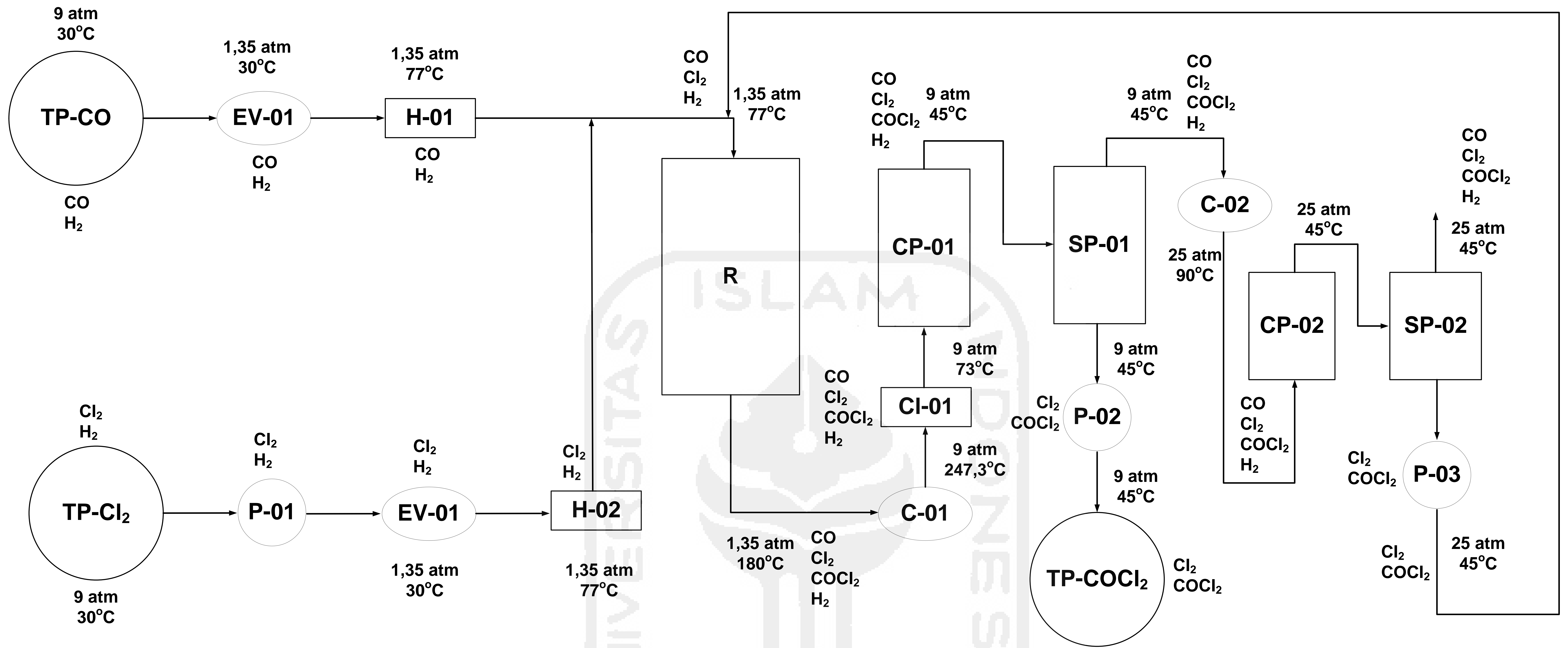


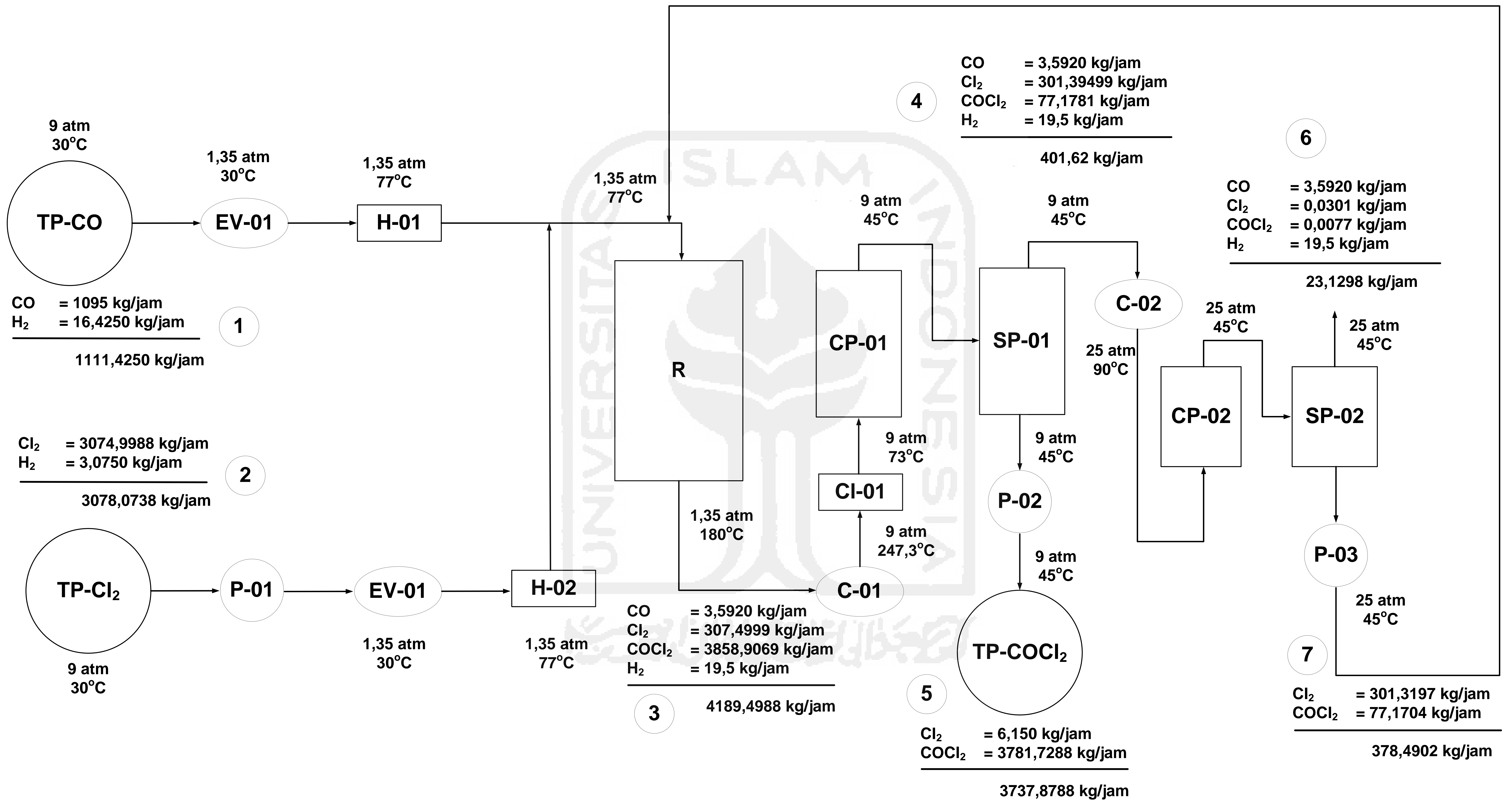
Komponen	No. Arus (kg/jam)							
	1	2	mix	3	4	5	6	7
CO	1350,0000	-	1350,0000	280,3418	280,3418	-	280,3418	-
Cl ₂	-	2718,9657	3013,7195	301,3720	295,3445	6,0274	0,5907	294,7538
COCl ₂	-	-	77,0263	3859,0320	77,1806	3781,8514	0,1544	77,0263
H ₂	20,2500	2,7190	22,9690	22,9690	22,9690	-	22,9690	-
Total	1370,2500	2721,6847	4463,7148	4463,7148	675,8359	3787,8788	304,0558	371,7801

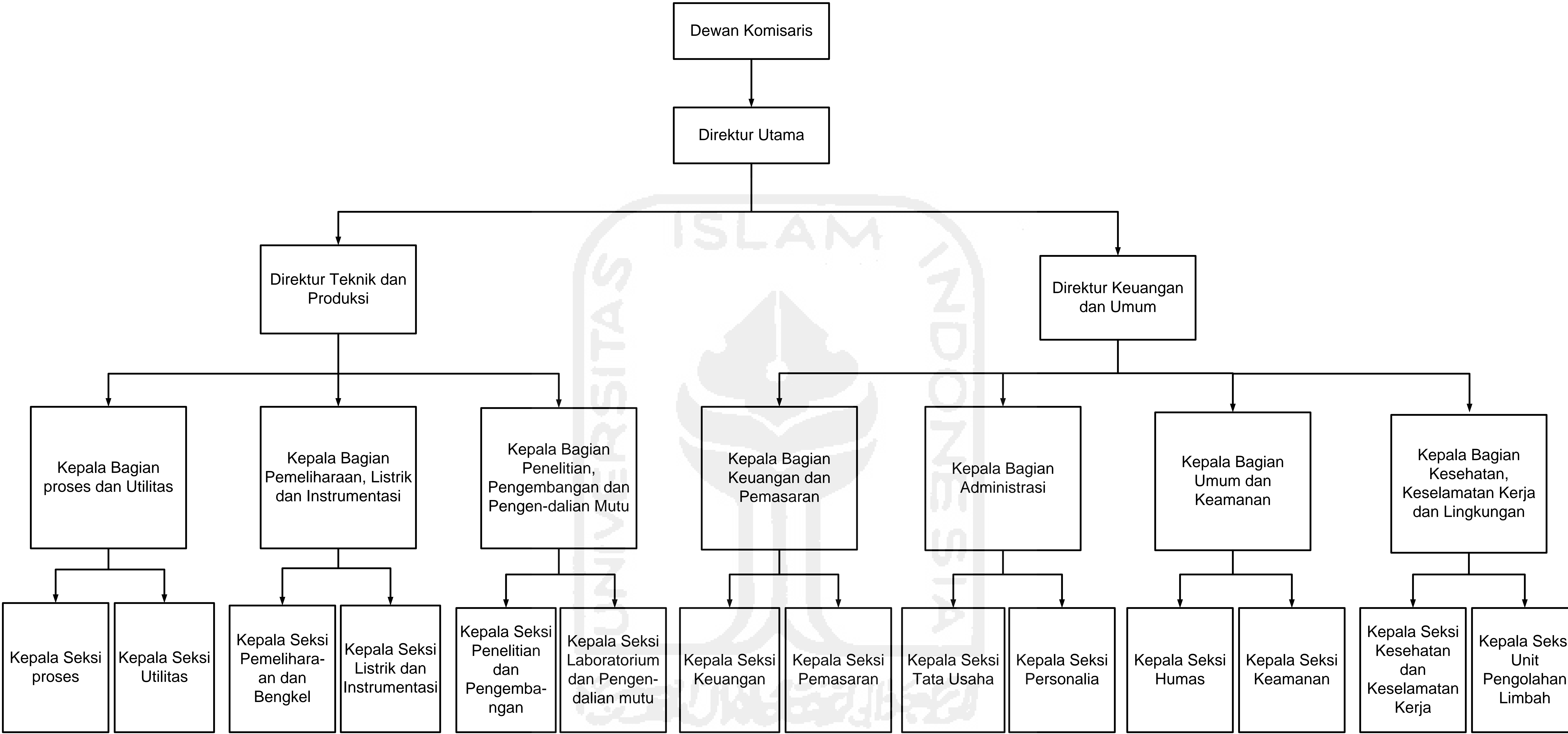
ALAT	KETERANGAN
C	Kompresor
H	Heater
CL	Cooler
R	Reaktor
P	Pompa
EV	Expansion Valve
TP	Tangki Penyimpanan
CP	Condensator Parsial
S	Separator
UPL	Unit pengolahan Limbah

SIMBOL	KETERANGAN
LC	Level Controller
LI	Level Indikator
PC	Pressure Controller
TC	Temperature Controller
Nomor Arus	
○	Suhu, C
◇	Tekanan, atm
⋈	Control Valve
—	Electric Connection
—	Piping
—	Vent
—	Udara Tekan

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
	PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK FOSGEN DARI KARBON MONOKSIDA DAN KLORIN KAPASITAS 30000 TON/TAHUN
Dikerjakan Oleh : 1. KHURIYATI A'MALINA (12521153) 2. DESTALIA WIDIANA (12521154)	
Dosen Pembimbing : DIANA, S.T., M.Sc	







LAMPIRAN D

Harga Alat

Nama Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2020		2020
Tngki CO	1	356,00	561,04	\$141.835,96	\$223.527,09
Tangki Cl ₂	1	356,00	561,04	\$299.431,46	\$471.890,52
Reaktor fix bed	1	517,23	561,04	\$679.025,57	\$736.542,70
Condensor Parsial 1	1	356,00	561,04	\$22.063,37	\$34.770,88
Separator	1	531,83	561,04	\$15.612,81	\$16.470,26
Heater 1	1	356,00	561,04	\$5.988,63	\$9.437,81
Heater 2	1	356,00	561,04	\$6.051,67	\$9.537,16
Cooler 1	1	356,00	561,04	\$6.303,82	\$9.934,54
Cooler 2	1	356,00	561,04	\$3.467,10	\$5.464,00
Heater 3	1	356,00	561,04	\$4.097,48	\$6.457,45
Expansion Valve 1	1	356,00	561,04	\$12.607,64	\$19.869,07
Expansion Valve 2	1	356,00	561,04	\$12.607,64	\$19.869,07
Expansion Valve 3	1	356,00	561,04	\$4.727,87	\$7.450,90
Compressor 1	1	356,00	561,04	\$14.971,57	\$23.594,53
Tangki COCl ₂	1	356,00	561,04	\$315.191,01	\$496.726,87
Pompa 1	1	324,00	561,04	\$24.606,74	\$42.609,16
Pompa 2	1	324,00	561,04	\$20.000,00	\$34.632,10
Pompa 3	1	324,00	561,04	\$10.000,00	\$17.316,05
Compressor 2	1	356,00	561,04	\$14.971,57	\$23.594,53
Condensor Parsial 2	1	356,00	561,04	\$22.063,37	\$34.770,88
Total	17				\$ 2.244.465,56



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

JURUSAN : TEKNIK KIMIA, TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO DAN TEKNIK MESIN

Kampus : Jl. Kaliurang Km. 14,5 Telp. (0274) 895287 / Facs. (0274) 895007 Sleman Yogyakarta 55584
http://www.uui.ac.id atau http://www.fit.uui.ac.id e-mail : fti@uui.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN TUGAS PRA RANCANGAN PABRIK

Nama Mahasiswa : Destalia Widiana
No. MHS : 12521154
Nama Mahasiswa : Khuriyati A'malina
No. MHS : 12521153

Judul Pra Rancangan Pabrik)* : PRA - RANCANGAN PABRIK FOSGEN DARI KARBON
MONOKSIDA DAN KLOORIN DENGAN KAPASITAS
TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 18 Februari 2016
Selesai Masa Bimbingan : 16 Agustus 2016

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	19 / 2 / 2016	Konsultasi Judul pra rancangan pabrik	
2.	15 / 3 / 2016	Pengumpulan data dan diagram alir (NM)	
3.	29 / 3 / 2016	Penentuan harga K dan jenis reaktor	
4.	27 / 5 / 2016	Alat besar (refisi)	
5.	8 / 6 / 2016	Penentuan alat kecil	
6.	8 / 6 / 2016	Alat kecil	
7.	22 / 6 / 2016	Refisi alat kecil	
8.	18 / 4 / 2016	Reaktor	
9.	20 / 5 / 2016	Alat besar	
10.	2 / 8 / 2016	Utilitas dan Ekonomi	
11.	7 / 8 / 2016	PEFD	
12.	9 / 8 / 2016	Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 15 Agustus 2016
Pembimbing,

Diana, ST, M. Sc

-)* Judul Tugas Pra Rancangan Pabrik Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Tugas Pra Rancangan Pabrik
 - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy