

REAKTOR (R-01)

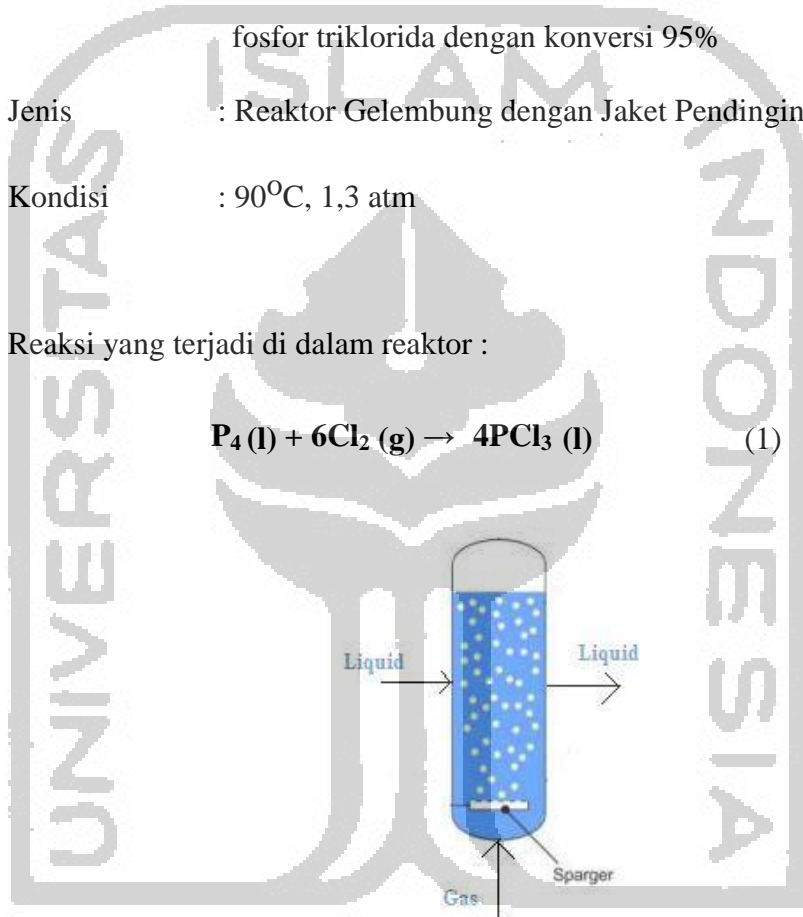
Tugas : Mereaksikan fosfor cair dengan gas klorin hingga terbentuk

fosfor triklorida dengan konversi 95%

Jenis : Reaktor Gelembung dengan Jacket Pendingin

Kondisi : 90°C, 1,3 atm

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



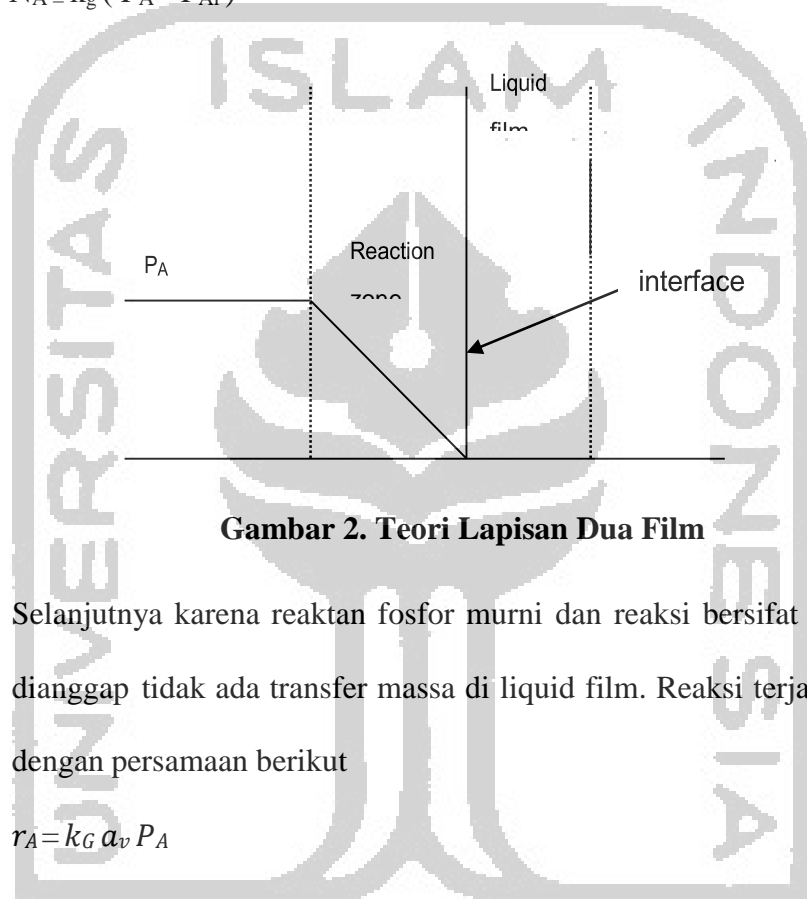
Gambar 1. Skema Reaktor Gelembung

Reaksi ini terjadi secara spontan di dalam fase cair. Oleh karena itu, pereaksi gas Cl_2 harus mendifusi dari gelembung ke dalam cairan fosfor sebelum terjadi reaksi. Suatu reaksi heterogen gas-cair dimana reaksi berlangsung secara spontan dan cepat sekali, reaksinya terjadi pada lapisan film cairan. Oleh karena itu, semua reaksi yang berlangsung dianggap

menggeser ke kanan dan reaksi balik dapat diabaikan (Levenspiel, 1972).

Mekanisme reaksi fosfor dengan gas klorin meliputi transfer massa gas Cl_2 dari bulk gas ke interface :

$$N_A = k_g (P_A - P_{Ai}) \quad (2)$$



Gambar 2. Teori Lapisan Dua Film

Selanjutnya karena reaktan fosfor murni dan reaksi bersifat spontan maka dianggap tidak ada transfer massa di liquid film. Reaksi terjadi di interface dengan persamaan berikut

$$r_A = k_G a_v P_A \quad (3)$$

Dengan, N_A = kecepatan *flux rate* per unit *gas-liquid interfacial* ($\text{kmol}/\text{m}^2 \text{ s}$)

P_A = tekanan parsial komponen A (atm)

k_G = koefisien transfer massa dari gas ke liquid interface
($\text{kmol}/\text{m}^2 \text{ atm s}$)

a_v = luas interface per volum reaktor (m^2/m^3)

Reaksi utama yang terjadi mengikuti persamaan (1). Sedangkan kemungkinan reaksi samping yang terjadi diantaranya :

- a. Reaksi pembentukan *phosphor oxychloride* dari fosfor triklorida dengan oksigen menurut persamaan berikut



- b. Reaksi pembentukan *phosphor pentachloride* dari fosfor triklorida dengan gas klorin menurut persamaan berikut



- Reaksi pembentukan asam fosfor dari fosfor triklorida dan air dengan persamaan sebagai berikut



Kondisi operasi reaktor yaitu

Suhu : 90 °C

Tekanan : 1,3 atm

Pada kondisi operasi reaktor tersebut reaksi (6) sampai (9) dianggap tidak berlangsung, sebab adanya gas oksigen yang terikut sangat kecil dan kebocoran dianggap tidak ada. Selain itu, H₂O yang terbawa oleh cairan fosfor ke dalam reaktor sangat kecil. Untuk reaksi (8) karena kondisi reaksi pembentukan PCl₅ berlangsung pada suhu tinggi (>180 °C) dan reaksi tersebut merupakan reaksi kesetimbangan, sehingga pada kondisi reaktor ini, reaksi dianggap tidak berlangsung.

Perhitungan Volum Reaktor

Susunan umpan masuk reaktor:

Tabel 1. Umpan Masuk Reaktor

No.	Komponen	kg/jam	BM	kmol/jam
1	P ₄ (l)	869,84	123,895	7,03
2	Cl ₂ (g)	3138,66	70,906	44,26

Asumsi yang diambil dalam perhitungan reaktor ini adalah:

1. Kondisi *steady state*
2. Aliran gas Cl₂ dalam reaktor *plug flow* dan aliran cairan P₄ *mixed flow*
3. Gas keluar reaktor dalam keadaan setimbang dengan cairan

Persamaan yang digunakan dalam perancangan reaktor ini adalah:

1. Menghitung nilai difusi gas klorin melalui laisan gas (D_{AG})

$$D_{AG} = \frac{10^{-4} \left(1,084 - 0,249 \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}} \right) T^{\frac{3}{2}} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{P_t (r_{AB})^2 \sigma_{AB}} \quad (8)$$

(Treyball, 1984)

$$\sigma_{AB} = f \left(\frac{kT}{\varepsilon_{AB}} \right) \quad (9)$$

$$r_{AB} = \frac{r_A + r_B}{2} \quad (10)$$

Dengan, D_{AG} = difusivitas gas di film gas, m²/s

M_A, M_B = berat molekul, kg/kmol

T = suhu, K

ϵ_{AB} = energy of molecular attraction = $\sqrt{\epsilon_A \epsilon_B}$

Pt = tekanan total, atm

r_{AB} = jari-jari atom rata-rata, nm

Nilai $\frac{\epsilon}{k}$ dan jari-jari atom dapat dilihat di Treyball, $\frac{\epsilon_{AB}}{k} = \sqrt{\frac{\epsilon_A}{k} \times \frac{\epsilon_B}{k}}$

lalu didapat nilai $\frac{kT}{\epsilon_{AB}}$

Nilai σ_{AB} dapat diperoleh dari grafik *collision function*

Nilai eps dan r Klorin

	Eps/k	r, nm
Cl ₂	316	0,4217

(Treyball,1980)

$$\frac{\epsilon_{AB}}{k} = \sqrt{\left(\frac{\epsilon_A}{k}\right)^2} = \sqrt{316 \times 316} = 316$$

$$\frac{kT}{\epsilon_{AB}} = \frac{363,15}{316} = 1,149$$

Dari grafik *collision function* diperoleh nilai $\sigma_{AB} = 0,7$.

$$r_{AB} = \frac{r_A \times 2}{2} = \frac{0,4217 \times 2}{2} = 0,4217 \text{ nm}$$

$$D_{AG} = \frac{10^{-4} \left(1,084 - 0,249 \sqrt{\frac{1}{70,906} + \frac{1}{70,906}} \right) \cdot (363,15)^{\frac{3}{2}} \sqrt{\frac{1}{70,906} + \frac{1}{70,906}}}{131.722,5 \cdot (0,4217)^2 \cdot 0,7}$$

$$= 7,440 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$$

Nilai difusivitas Cl_2 ini masih dalam kisaran harga difusivitas Cl_2 di dalam gas yaitu $10^{-5} \text{ m}^2/\text{detik}$. (Froment)

2. Menghitung hold up gas (ϵ) dengan persamaan Van Dierendonck (1970)

$$\epsilon = 1,2 \cdot \left(\frac{\mu_L \cdot u_{SG}}{\sigma_L} \right)^{1/4} \left[\frac{u_{SG}}{\left(\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L} \right)^{1/4}} \right]^{1/2} \quad (11)$$

(Froment, 1990)

$$U_{SG} = \frac{Q}{A} \quad (12)$$

$$A = \frac{\pi D_r^2}{4} \quad (13)$$

Dengan, ϵ = hold up gas

μ_L = viskositas pelarut, kg/m.s

u_{SG} = kecepatan superfisial gas, m/s

Q = debit gas masuk, m^3/s

σ_L = tegangan muka cairan, kg/s²

g = percepatan gravitasi, m/s^2

ρ_L = densitas larutan, kg/m^3

A = cross section reaktor, m^2

D_r = diameter reaktor, m

Nilai Dr ditrial sampai didapat nilai 2,965 m

$$Q = \frac{n.R.T}{P} = \frac{0,0123 \cdot 0,08206 \cdot 363,15}{1,3} = 0,2818 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$U_{SG} = \frac{Q}{A} = \frac{0,2818}{\pi/4 \cdot (2,965)^2} = 0,0408 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \varepsilon &= 1,2 \cdot \left(\frac{1,379 \times 10^{-3} \cdot 0,0408}{0,0643} \right)^{1/4} \left[\frac{0,0408}{\left(\frac{0,0643 \cdot 9,8}{1703,5022} \right)^{1/4}} \right]^{1/2} \\ &= 0,1126 \end{aligned}$$

Nilai hold up gas tersebut sesuai dengan kisaran dari Van Dierendonck yaitu $\varepsilon \leq 0,45$ untuk $0,03 < U_{SG} < 0,4$ m/s. (Froment, 1990)

3. Menghitung diameter gelembung

$$E\ddot{O}_b = \frac{d_b^2 \rho_L g}{\sigma_L} = c \left[\frac{u_{SG}}{\left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L} \right)^{1/4}} \right]^{-\left(\frac{1}{2}\right)} M^{-\left(\frac{1}{8}\right)} \quad (14)$$

$$d_b^2 = c \left[\frac{u_{SG}}{\left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L} \right)^{1/4}} \right]^{-\left(\frac{1}{2}\right)} M^{-\left(\frac{1}{8}\right)} \left[\frac{\sigma_L}{\rho_L g} \right] \quad (15)$$

(Froment, 1990)

$$M = \frac{d_L^2 \cdot \rho_L}{\mu_L^4 \cdot g} \quad (16)$$

$$M = \frac{d_L^2 \cdot \rho_L}{\mu_L^4 \cdot g} = \frac{0,0634^3 \cdot 1703,5022}{(1,3791 \times 10^{-3})^4 \cdot 9,8} = 1,2283 \times 10^{10}$$

$$d_b^2 = 6,25 \left[\frac{0,0408}{\left(\frac{0,0634 \times 9,8}{1703,5022} \right)^{\frac{1}{4}}} \right]^{-\left(\frac{1}{2}\right)} (1,22 \times 10^{10})^{-\left(\frac{1}{8}\right)} \left[\frac{0,0634}{1703,5022} \right]$$

$$= 2,3857 \times 10^{-6} m^2$$

$$d_b = \sqrt{2,3857 \times 10^{-6}} = 1,5478 \times 10^{-3} m$$

Dengan: EÖb = bilangan EÖtvÖs

d_b = diameter gelembung, m

c = konstanta untuk cairan murni = 6,25

Diameter gelembung pada umumnya berkisar antara 1,4 – 6 mm (Ulrich, 1984).

4. Luas kontak antar fase

$$a_v = \frac{6\varepsilon}{d_b} \quad (17)$$

(Froment, 1990)

Dengan, a_v = luas kontak antar fase, m^2

$$a_v = \frac{6 \times 0,1126}{1,5478 \times 10^{-3}} = 4,3642 \times 10^2 m^2/m^3$$

5. Koefisien transfer massa untuk fase gas

$$k_G RT = \frac{2 D_{AB} \pi^2}{3 db} \quad (18)$$

$$k_G = \frac{2 D_{AB} \pi^2}{3 db RT} \quad (19)$$

(Rase and Barrow, 1957)

Dengan, k_G = koefisien transfer massa di fase gas, $\text{kmol}/(\text{s m}^3 \text{ atm})$

R = konstanta universal = $0,08206 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/(\text{kmol} \cdot \text{K})$

$D_{AB} = D_{AG}$ = difusivitas A di fase gas, m^2/s

$$k_G = \frac{2 (7,4397 \times 10^{-6}) (3,14)^2}{3 (1,5478 \times 10^{-3}) (0,08206) (363,15)}$$

$$= 1,0602 \times 10^{-3} \text{ kmol}/(\text{s} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{atm})$$

Neraca massa Cl_2 (A) di elemen volum reactor pada fasa gas:

R.o.M Input – R.o.M Output (+/-) R.o.M Reaction = R.o.M Accumulation

$$Y_A F|_v - Y_A F|_{v+\Delta v} - r_A \Delta V = 0$$

$$F dY_A = (-r_A)(1 - \varepsilon) dV_r$$

$$F \frac{dP_a}{P_t} = -k_g a_v P_A A_r (1 - \varepsilon) dh$$

$$F \frac{dP_a}{P_t} = -k_g a_v P_A \frac{\pi}{4} (D_r)^2 (1 - \varepsilon) dh$$

Maka diambil $\frac{h}{D_r} = 3$, sehingga $D_r = \frac{h}{3}$, dan persamaan menjadi:

$$-\frac{F}{P_t} dP_a = k_g P_A (1 - \varepsilon) \frac{\pi}{4} \left(\frac{h}{3}\right)^2 dh$$

$$-\frac{36F}{P_t k_g (1 - \varepsilon) \pi} \int_{P_{Ain}}^{P_{Aout}} \frac{dP_a}{P_a} = \int_0^h h^2 dh$$

$$-\frac{36F}{P_t k_g (1 - \varepsilon) \pi} \ln \left(\frac{P_{Ain}}{P_{Aout}} \right) = \frac{1}{3} h^3$$

$$\frac{108F}{P_t k_g (1 - \varepsilon) \pi} \ln \left(\frac{P_{Ain}}{P_{Aout}} \right) = h^3$$

$$\left(\frac{108F}{P_t k_g (1 - \varepsilon) \pi} \ln \left(\frac{P_{Ain}}{P_{Aout}} \right) \right)^{1/3} = h \quad (21)$$

Neraca massa fosfor didalam reaktor (asumsi aliran cairan *mixed flow*)

$$LC_{Bin} - LC_{Bout} = -r_b V \quad (22)$$

$$-r_b = \frac{b}{a} (-r_a)$$

$$-r_A V = \frac{dC_a}{dt} = \frac{F}{P_t} [P_{Ain} - P_{Aout}]$$

$$\frac{F}{P_t} [P_{Ain} - P_{Aout}] = \frac{a}{b} L [C_{Bin} - C_{Bout}] \quad (23)$$

Dengan, Y_A = fraksi mol gas Cl_2

$(-r_A)$ = laju reaksi Cl_2 (mol Cl_2 /volume cairan.waktu)

k_G = koefisien transfer massa dari gas ke *liquid*

interface (kmol/m² atm s)

V_r = volume reaktor, (m³)

ϵ = *hold up* gas

A_r = luas penampang aliran, (m²)

h = tinggi reaktor, (m)

P_t = tekanan total, (atm)

P_{Ain} = tekanan parsial gas Cl₂ masuk, (atm)

P_{Aout} = tekanan parsial gas Cl₂ keluar, (atm)

Neraca massa di fase gas

Tabel 2. Neraca Massa di Fase Gas

Fase Gas	Initial	Change	Remaining
Cl ₂	Fao	faoXa	Fao(1-Xa)
PCl ₃	-		FaoXa
Total	Fao	faoXa	Fao

$$P_{Ain} = y_A P_T = \frac{F_{Ao}}{F_{Ao}} \times P_T$$

$$P_{Aout} = \frac{F_{Ao} (1 - X_a)}{F_{Ao}} \times P_T$$

$$h = \left(\frac{108F}{P_t k_g (1-\varepsilon)\pi} \ln \left(\frac{P_{Ain}}{P_{Aout}} \right) \right)^{1/3}$$

$$D_r = \frac{h}{3}$$

$$\text{Volum reaktor teoritis} = \frac{\pi}{4} D_r^2 h$$

Volum design = 1,2 x volum reaktor

dengan X_a = konversi gas Cl_2 = 0,95 berdasarkan Phosphorus Trihloride

Listing Background Document, 2000.

**Tabel 3. Tabel Stoikiometri Reaksi Pembentukan Fosfor
Triklorida**

Komponen (kmol/jam)	P_4	6 Cl_2	\rightarrow	4 PCl_3
Mula – mula	5,7622	36,3293		
Reaksi	5,7622	34,5734		23,0489
Sisa	0	1,7559		23,0489

$$P_{Ain} = y_A P_T = 1 \times 1,3 \text{ atm} = 1,3 \text{ atm}$$

$$P_{Aout} = \frac{1,7559 \text{ kmol/jam}}{26,8048 \text{ kmol/jam}} \times 1,3 \text{ atm} = 0,0920 \text{ atm}$$

$$h = \left(\frac{108F}{P_t k_g (1 - \varepsilon)\pi} \ln \left(\frac{P_{Ain}}{P_{Aout}} \right) \right)^{1/3}$$

$$h = \left(\frac{108 \left(36,3293 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times \frac{1}{3600\text{s}} \right)}{(1,3) \left(1,0091 \times 10^{-3} \frac{\text{kmol}}{\text{s atm m}^3} \right) (1 - 0,0971)\pi} \ln \left(\frac{1,3}{0,0920} \right) \right)^{1/3}$$

$$h = 9,1892 \text{ m}$$

$$d = \frac{h}{3} = \frac{9,1892}{3} = 3,0631 \text{ m}$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{\pi}{4} \cdot 3,0631^2 \cdot 9,1892 = 67,6809 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume design} = 1,2 \times \text{volum reaktor} = 1,2 \times 67,6809 = 81,2171 \text{ m}^3$$

Sehingga jika diameter tetap, $d = 3,0631 \text{ m}$ maka tinggi reaktor, $h = 11,0271 \text{ m}$

Perhitungan spesifikasi orifice dan bubble dynamic

Alat yang dipilih berupa *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch*, dengan pertimbangan:

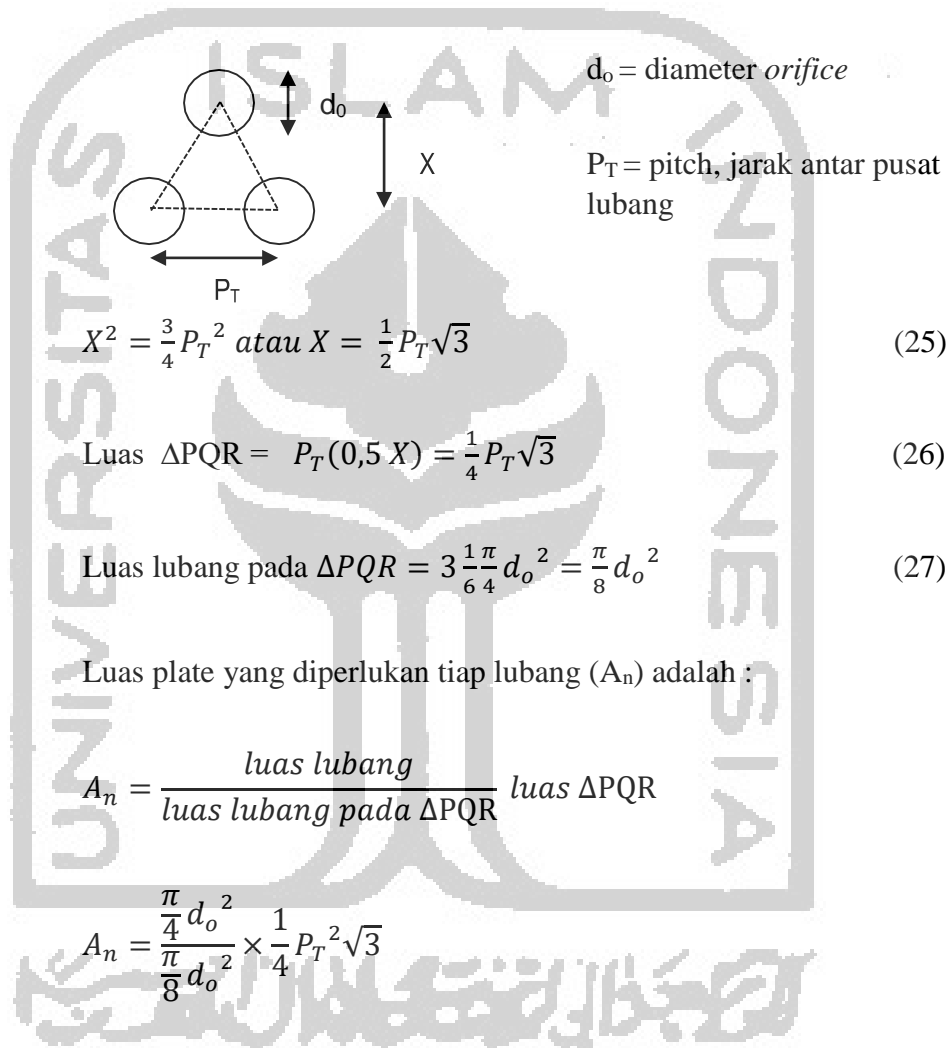
1. Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan *square pitch*
2. Ukuran reactor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin

Diameter *orifice* pada umumnya adalah 1,5-3 mm, jarak antar pusat lubang dibuat relative besar untuk menjaga agar tidak terjadi gangguan gelembung yang terbentuk dari *orifice* sebelumnya (Treyball, 1984). Pada

orifice dengan susunan *triangular pitch* akan diperoleh hubungan:

$$\left(\frac{1}{2}P_T\right)^2 + X^2 = P_T^2 \quad (24)$$

Gambar 3. Susunan *Triangular Pitch*



$$X^2 = \frac{3}{4}P_T^2 \text{ atau } X = \frac{1}{2}P_T\sqrt{3} \quad (25)$$

$$\text{Luas } \Delta PQR = P_T(0,5 X) = \frac{1}{4}P_T\sqrt{3} \quad (26)$$

$$\text{Luas lubang pada } \Delta PQR = 3 \frac{1}{6} \frac{\pi}{4} d_o^2 = \frac{\pi}{8} d_o^2 \quad (27)$$

Luas plate yang diperlukan tiap lubang (A_n) adalah :

$$A_n = \frac{\text{luas lubang}}{\text{luas lubang pada } \Delta PQR} \text{ luas } \Delta PQR$$

$$A_n = \frac{\frac{\pi}{4} d_o^2}{\frac{\pi}{8} d_o^2} \times \frac{1}{4} P_T^2 \sqrt{3}$$

$$A_n = \frac{1}{2} P_T^2 \sqrt{3} \quad (28)$$

$$\text{Luas penampang 1 lubang orifice } A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2 \quad (29)$$

$$\text{Debit tiap orifice } Q_{GO} = \left(\frac{\pi}{4} d_o^2\right) V_o \quad (30)$$

$$\text{Jumlah orifice } N_0 = \frac{F}{Q_{GO}} \cdot \rho_G \quad (31)$$

$$\text{Luas sparger}(A_s) = N_0 \cdot A_n \quad (32)$$

Luas sparger diambil 75% luas penampang reaktor

$$\text{Luas penampang reaktor } A_r = 100/75 A_s \quad (33)$$

$$\text{Diameter reaktor, } d_r = (4 A_r/\pi)^{0.5} \quad (34)$$

Dengan, Q_{GO} = debit awal gelembung, m^3/s

V_0 = kecepatan gelembung awal, m/s

N_0 = jumlah orifice

F = flowrate gas, kg/s

A_s = luas sparger, m^2

D_r = diameter reaktor, m

ρ_G = densitas gas, kg/m^3

Diameter gelembung dapat diperkirakan dengan relasi sebagai berikut :

a. *Flowrate* sangat rendah ($Q_{GO} < Q_{CR}$)

$$d_b = \left(\frac{6 d_0 \sigma g_c}{g \Delta \rho} \right)^{1/3} \quad (35)$$

b. *Flowrate* gas intermediate ($Q_{GO} > Q_{CR}$) dan $Re_o < 2100$

$$d_b = \left(\frac{27 \rho_L \sigma g_c}{\pi^2 g \Delta \rho} \right)^{1/5} Q_{GO}^{0.4} \quad (36)$$

c. *Flowrate* gas besar ($Q_{GO} > Q_{CR}$) dan $Re_o > 2100$

$$d_b = 0,0071 Re_0^{-0,05} \quad (37)$$

$$Re_0 = \frac{d_o V_0 \rho_G}{\mu_G} \quad (38)$$

$$Q_{CR} = \left(\frac{20 (\sigma d_o g_c)^5}{(g \Delta \rho)^2 \rho_L^3} \right)^{1/6} \quad (39)$$

$$\Delta \rho = \rho_L - \rho_G \quad (40)$$

Dengan, d_B = diameter gelembung

σ = tenaga muka cairan = 0,06469 kg/s²

g_c = 1 untuk sistem SI

g = konstanta percepatan gravitasi = 9,8 m/det²

$\Delta \rho$ = ($\rho_{\text{cair}} - \rho_{\text{gas}}$) = 1708,9657 kg/m³

Q_{Go} = debit gas tiap lubang *orifice*, m³/det

Q_{CR} = debit karakteristik *orifice*, m³/det

d_o = diameter *orifice*, m

(Treyball, 1984)

Kecepatan terminal gelembung dalam cairan didapat dengan persamaan berikut.

$$U_t = \left(\frac{2\sigma}{d_b \rho_L} + \frac{g d_b}{2} \right)^{1/2} \quad (41)$$

(Rase and Barrow, 1957)

$$\text{Volume satu gelembung, } Vb = \frac{\pi}{6} d_b^3 \quad (42)$$

$$\text{Waktu tinggal gelembung dalam cairan } tb = \frac{V}{Q} \quad (43)$$

$$\text{Jumlah total gelembung dalam cairan} = Nblo.tb \quad (44)$$

$$\text{Jumlah total gelembung dalam cairan (Nb)} = \varepsilon \cdot \frac{V_r}{V_b} \quad (45)$$

Langkah Perhitungan:

1. Menghitung diameter orifice

Jika aliran gas dianggap cukup lambat ($Q_{og} < Q_{or}$) maka diameter orifice dapat dicari dengan persamaan (34) (Treyball, 1984), dengan pengubahan matematis menjadi.

$$d_o = \left[\frac{d_B^3 \cdot g \cdot \Delta\rho}{6 \cdot \sigma \cdot g_c} \right]$$

$$d_o = \left[\frac{(1,6262 \times 10^{-3} m)^3 \cdot \left(9,8 \frac{m}{det^2}\right) \cdot (1699,792 kg/m^2)}{6 \cdot \left(0,0635 \frac{kg}{s^2}\right) \cdot 1} \right]$$

$$= 1,881 \times 10^{-4} m$$

2. Menghitung luas permukaan orifice

$$A_o = \frac{\pi}{4} \times d_o^2 = \frac{\pi}{4} \times (1,881 \times 10^{-4} m)^2$$

$$= 2,7779 \times 10^{-8} m^2$$

3. Menghitung luas penampang yang diperlukan untuk satu

orifice Diambil nilai $PT = 1,5$ $d_o = 2,821 \times 10^{-4} m$

$$A_n = \frac{1}{2} P_T^2 \sqrt{3} = \frac{1}{2} (2,821 \times 10^{-4} m)^2 \sqrt{3}$$

$$= 6,895 \times 10^{-8} m^2$$

4. Luas sparger diambil 75% dari luas reaktor

$$A_{sparger} = 0,75 \times A_r = 5,5239 m^2$$

5. Menghitung jumlah orifice

$$N_{orifice} = \frac{A_{sparger}}{A_n} = \frac{5,5239 m^2}{6,895 \times 10^{-8} m^2} = 80.109.809,67$$

6. Menghitung debit gas per orifice

$$Q_{Go} = \frac{F_g}{\rho_{gas} \times N_{orifice}}$$

$$Q_{Go} = \frac{2576,1091}{3,71 kg/m^3 \times 80.109.809,67}$$

$$Q_{Go} = 2,4077 \times 10^{-9} m^3 / s$$

7. Menghitung kecepatan gas keluar orifice

$$V_o = \frac{Q_{Go}}{A_n} = \frac{2,4077 \times 10^{-9} m^3 / s}{2,7779 \times 10^{-8} m^2} = 0,0867 m / s$$

8. Menghitung bilangan Reynold gelembung dalam cairan

$$Re = \frac{V_o \times \rho_{gas} \times d_o}{\mu_{gas}}$$

$$Re = \frac{(0,0867 m / s)(3,71 kg/m^3)(1,881 \times 10^{-4} m)}{1,7263 \times 10^{-5} kg/ms}$$

$$Re = 3,5041$$

9. Menghitung debit kritis

$$Q_{CR} = \left(\frac{20 \left(0,063 \frac{kg}{s^2} \times 1,881 \times 10^{-4} m \times 1 \right)^5}{\left(9,8 \frac{m}{s^2} \times 1699,792 \frac{kg}{m^3} \right)^2 \left(1703,502 \frac{kg}{m^3} \right)^3} \right)^{1/6}$$

$$Q_{CR} = 1,234 \times 10^{-7} m^3 / s$$

QGO < QCR sehingga aliran gas termasuk flowrate yang rendah.

10. Menghitung terminal gas velocity

$$U_t = \frac{2 \left(0,063 \frac{kg}{s^2} \right)}{(1,6262 \times 10^{-3} m) \left(1703,502 \frac{kg}{m^3} \right) + \frac{\left(9,8 \frac{m}{s^2} \right) (1,6262 \times 10^{-3} m)^{1/2}}{2}}$$

$$U_t = 0,2319 m/s$$

Umumnya kecepatan terminal gelembung berkisar antara 0,15 – 0,3 m/s.

11. Menghitung waktu tinggal gelembung dalam reaktor

$$t_b = \frac{Hr}{U_t} = \frac{11,139}{0,231} = 48,244 s$$

Perhitungan *pressure drop*

Gas yang digelembungkan ke dalam cairan melalui *orifice* mengalami penurunan tekanan sebagai berikut (Froment,1990) :

- a. Penurunan tekanan karena pembentukan gelembung (*residual pressure drop*)

$$\Delta P_r = \frac{6\sigma}{db}$$

$$\Delta P_r = \frac{6 \left(0,063 \frac{kg}{s^2}\right)}{1,6262 \times 10^{-3}m} = 2,3416 \times 10^2$$

$$= 2,3110 \times 10^{-2}$$

b. Penurunan tekanan karena melewati *orifice* (dry pressure drop)

$$\Delta P_0 = 0,5 \cdot \rho_g \cdot V_o^2 \cdot C_o \left[0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4 \cdot L \cdot f}{d_o} \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right]$$

Dengan :

$$f = 16/Re_o = 16/3,5040 = 4,5662$$

$$L = \text{tebal plate, } m = 0,0079 \text{ m}$$

$$C_o = 1,09 \left(\frac{d_o}{L} \right)^{0,25} = 1,09 \left(1,8812 \times 10^{-4} / 0,0079 \right)^{0,25} = 0,4277$$

$$\Delta P_0 = 0,5 (3,71) (0,0867)^2 (0,4277)$$

$$\left[0,4 \left(1,25 - \frac{2,7779 \times 10^{-8}}{6,8955 \times 10^{-8}} \right) \right]$$

$$+ \frac{4(0,0079)(4,5662)}{1,8812 \times 10^{-4}} \left(1,25 - \frac{2,7779 \times 10^{-8}}{6,8955 \times 10^{-8}} \right)^2$$

$$\Delta P_0 = 3,2981 \text{ Pa} = 3,2550 \times 10^{-5} \text{ atm}$$

c. Penurunan tekanan karena mengatasi tekanan hidrostatik

$$\Delta P_h = \rho L \cdot g \cdot h \quad (48)$$

$$h = \text{tinggi cairan} = (1 - \varepsilon) \frac{V_r}{A} = (1 - 0,0971) \frac{(81,2171 \text{ m}^3)}{(7,3652 \text{ m}^2)}$$

$$h = 9,9566 \text{ m}$$

$$\Delta P_h = 1703,5022 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 9,9566 \text{ m} = 166218,4313 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_h = 1,6404 \text{ atm}$$

Penurunan tekanan total, ΔP

$$\Delta P = \Delta P_r + \Delta P_0 + \Delta P_h = 1,6428 \text{ atm}$$

Tekanan gas masuk reaktor

$$P_{in} = P \text{ operasi} + \Delta P = 2,9428 \text{ atm}$$

$$P_{in \text{ design}} = 1,2 \times P_{in} = 1,2 \times 2,9428 = 3,5313 \text{ atm}$$

Perhitungan *Mechanical Design* Reaktor

a. Tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor dapat dihitung dari persamaan (Brownell and Young, 1959) sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \cdot r_o}{f \cdot E + 0,4P} + C \quad (49)$$

Dengan:, t_s = tebal *shell* minimum, in

P = tekanan, psig

r = jari-jari *shell* bagian luar, in

f = tekanan maksimum yang diijinkan, psia

E = *welded joint efficiency*

C = *corrosion allowance*, in

Bahan yang digunakan sebagai dinding reaktor adalah stainless steel, karena bahan ini cocok untuk sistem klorin yang bersifat cukup korosif. Kekuatan bahan sebesar 18750 psia, efisiensi sambungan sebesar 0,8. Faktor korosi sekitar 0,158 in/th.

Tekanan dalam reaktor = Tekanan operasi + Tekanan hidrostatik

$$P = 1,3 + 1,6428 = 2,9428 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 2,966 \text{ atm} = 3,5314 \text{ atm} = 37,2108 \text{ psig}$$

Spesifikasi bahan stainless steel:

$$T = 194 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F = 18750 \text{ psia}$$

$$C = 0,158 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$D = 3,0631 \text{ m} = 120,5946 \text{ in}$$

$$r_o = 120,5946 \text{ in} / 2 = 60,2969 \text{ in}$$

maka, diperoleh, $t_{\text{minimum}} = 0,30743 \text{ in}$, digunakan t_s standar $= \frac{5}{16} \text{ in} = 0,3125 \text{ in} (0,008 \text{ m})$.

b. Tebal Perforated Plate

$$t_{p \min} = \frac{P \cdot D}{2f \cdot E} + C \quad (50)$$

Bahan yang digunakan adalah *stain steel*, dari Appendix D

Brownell and Young (1959) spesifikasinya adalah:

$$T = 194 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$F = 18750 \text{ psia}$$

$$C = 0,158 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$D = \text{diameter plate} = \sqrt{\frac{4 A_{plate}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 (5,5239)}{3,14}}$$

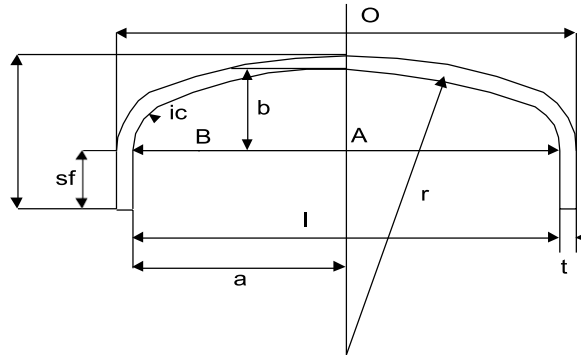
$$D = 2,6527 \text{ m} = 104,4373 \text{ in}$$

$$t_{p \min} = \frac{(37,7211) \cdot (104,4373)}{2(18750) \cdot (0,8)} + 0,158 = 0,2875 \text{ in}$$

Diambil tebal standar $^{5}/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in} (0,008 \text{ m})$.

c. Perancangan Head Reaktor

Dipilih *head* dan *bottom* reaktor berbentuk *flanged and thorispherical dished head* karena bentuk ini sesuai untuk rasi yang rendah ($P < 15 \text{ bar}$).



Gambar 4. Penentuan Head Reaktor

Keterangan :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

t = tebal head

r = jari – jari

b = tinggi head

Tebal head reaktor dapat dihitung dengan persamaan (Brownell and Young, 1959) sebagai berikut:

$$th = \frac{P.IDS}{2.f.E-0,2P} + C \quad (51)$$

Dimana, P = tekanan design

IDS = diameter dalam shell

$$th = \frac{(37,2108 \text{ psig})(60,2969 \text{ in})}{2(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,2 (37,622 \text{ psia})} + 0,158 \text{ in}$$

$$th = 0,3076 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar $^{5}/_{16}$ in = 0,3125 in (0,008 m).

$$OD = \text{diameter luar head} = IDS + 2 \text{ th} = 120,5938 + 2 \times 0,3125 =$$

$$121,2188 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young dengan data OD = 120 in dan tebal head = $\frac{5}{16}$ in, didapat nilai:

$$\text{icr} = 6 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$r = 102 \text{ in}$$

Dari tabel 5,6 Brownell and Young (1959) didapat:

$$\text{sf} = 1,5 - 3 \text{ in}$$

$$\text{Diambil, sf} = 2,5 \text{ in}$$

Perhitungan berdasarkan gambar di atas:

$$a = \text{ID}/2 = 60,2969 \text{ in}$$

$$AB = (\text{ID}/2) - \text{icr} = 53,7969 \text{ in}$$

$$BC = r - \text{icr} = 95,5 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$b = r - AC = 23,0941 \text{ in}$$

$$OA = \text{th} + b + \text{sf} = 25,9066 \text{ in}$$

Menghitung volume head

Volume *torispherical head*, dapat dihitung dengan persamaan 5.11

Brownell and Young (1959) sebagai berikut

$$V_h = 0,000049 \cdot \text{IDhead}^3 \quad (52)$$

Dengan, IDhead = Diameter dalam head, in

Vh = Volume head

$$V_{sf} = \pi \cdot ID_{head}^2 \cdot sf$$

ID_{head} = diameter dalam head, ft

sf = panjang flange, ft

$$V_{sf} = \pi \cdot (121,816/12)^2 \cdot 2,5/12 \text{ ft}^3 = 66,0657 \text{ ft}^3$$

Karena digunakan *head* di atas dan bawah reaktor maka volumenya dikalikan dua :

$$\text{Volume total head : } V_{ht} = 2 \cdot (V_h + V_{sf}) = 2 \cdot 152 = 304,0018 \text{ ft}^3.$$

d. Perancangan Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Untuk pipa digunakan pipa dengan diameter optimum. Untuk perhitungannya digunakan persamaan (Peter & Timmerhaus, 1981) sebagai berikut:

$$D_{i,opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ untuk aliran turbulen} \quad (53)$$

$$D_{i,opt} = 3 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} \text{ untuk aliran laminar} \quad (54)$$

Dengan , $D_{i,opt}$ = diameter dalam pipa optimum, in

Q = debit masuk, ft^3/det

ρ = massa jenis, lb/ft^3

1. Pipa pemasukan umpan cair segar (fosfor)

Asumsi awal aliran turbulen.

$$\rho = 1703,502 \text{ kg}/\text{m}^3 = 106,346 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$\mu = 0,00138 \text{ kg/m.det} = 0,000927 \text{ lb/ft.det}$$

$$Q = 0,0039 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diperoleh $D_i \text{ opt} = 0,6037 \text{ in}$

Cek Reynold, $Re = 11086,7492 \rightarrow$ turbulen Dipilih pipa

dengan ukuran standar :

$$ID = 0,742 \text{ in}$$

$$NPS = \frac{3}{4} \text{ in.}$$

$$\text{Sch. No.} = 80$$

$$OD = 1,05 \text{ in.}$$

$$A = \frac{\pi}{4} * (ID)^2 = 0,003 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = 1,3100 \text{ ft/s}$$

2. Pipa pemasukan gas

Asumsi awal aliran turbulen.

$$\rho = 3,71 \text{ kg/m}^3 = 0,2316 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1,726 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s} = 1,160 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.s}$$

$$Q = 0,239 \text{ m}^3/\text{s} = 8,452 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 8,426 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar :

$$\text{ID} = 9,564 \text{ in}$$

$$\text{NPS} = 10 \text{ in.}$$

$$\text{Sch. No.} = 80$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in.}$$

$$A = \pi/4 * (\text{ID})^2 = 0,4986 \text{ ft}^2$$

$$v = Q/A = 16,3831 \text{ ft/s}$$

Cek Reynold Number :

$$\text{Re} = 260656,0354 \text{ (turbulen)}$$

3. Pipa pengeluaran gas Asumsi awal aliran turbulen.

$$\rho = 5,9917 \text{ kg/m}^3 = 0,3639 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,0473$$

$$cP = 3,177 \times 10^{-5} \text{ lb/ft.det}$$

$$Q = 595,6642 \text{ m}^3/\text{jam} = 5,8432 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$D_i \text{ opt} = 7,5683 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar : ID = 7,625 in

$$\text{NPS} = 8 \text{ in.}$$

$$\text{Sch. No.} = 80$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in.}$$

$$A = \pi/4 * (\text{ID})^2 = 0,3169 \text{ ft}^2$$

$$v = Q/A = 18,4360 \text{ ft/det}$$

Cek Reynold Number :

$$\text{Re} = 133869,51 \text{ (turbulen)}$$

NERACA PANAS REAKTOR

Asumsi yang diambil dalam perhitungan:

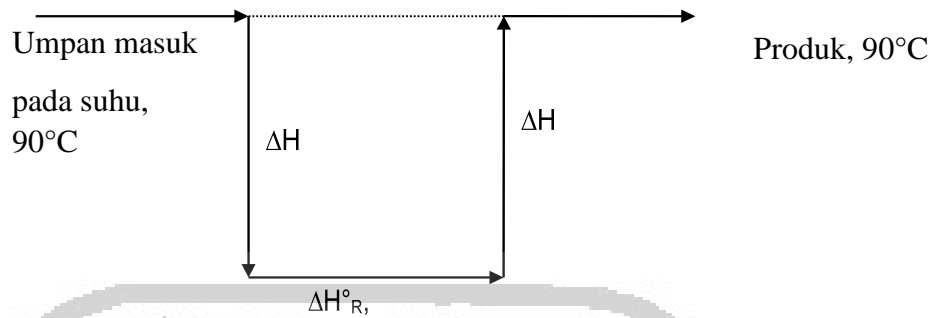
1. Kondisi *steady state*
 2. Suhu gas = suhu cairan
 3. Reaksi isothermal
- A. Data perhitungan Cp

Tabel 4. Data Kapasitas Panas Bahan

No	Komp.	A	B	C	D	E	Fase
1	P4	36,97	-5,80E-02	9,04E-05	-3,35E-08	0	Cair
2	Cl2	27,213	3,04E-02	-3,34E-05	1,60E-08	-2,70E-12	Gas
3	PCl3	27,213	2,41E-01	-3,95E-04	2,80E-07	-7,17E-11	Gas

$$\int_{T_1}^{T_2} Cp dT = A(T_2 - T_1) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3}(T_2^3 - T_1^3) +$$

$$\frac{D}{4}(T_2^4 - T_1^4) + \frac{E}{T}(T_2^2 - T_1^2)$$



Gambar 5. Perubahan Entalphi di dalam Reaktor

$$\Delta H_{total} = \Delta H_1 + \Delta H_2 - H^0_{R, 25^0C} \quad (57)$$

Entalphi masuk = ΔH_1 = entalpi Cl_2 in + entalphi P_4 in

$$\Delta H_1 = \int_{363,15}^{298,15} (n Cp)_{Cl_2} dt + (n Cp)_{P_4} dt \quad (58)$$

$$\Delta H_1 = (80.630,45) + (9.915,163) = 90.545,6120 \text{ kJ/jam}$$

Entalphi keluar = ΔH_2 = entalpi Cl_2 out + entalphi PCl_3

$$\Delta H_2 = \int_{298,15}^{363,155} (n Cp)_{Cl_2} dt + (n Cp)_{PCl_3} dt \quad (59)$$

$$\Delta H_2 = (3.897,042) + (109.046,4) = 112.943,4 \text{ kJ/jam}$$

Entalphi reaksi pembentukan PCl_3 pada suhu 298 K, $H^0_R, 25^0C$

adalah sebesar -287 kJ/mol

$$\Delta H_R = -287 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \times 23,806 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 1000 \frac{\text{mol}}{\text{kmol}}$$

$$= -6.615.045,164 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$\Delta H_{total} = 90.545,6120 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} - 112.943,4 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}} - 6.615.045,164 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$= -6637442,989 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang harus diambil untuk menjaga agar suhunya tetap :

$$Q_{\text{total}} = -\Delta H_{\text{total}} = 6637442,989 \text{ kJ/jam}$$

Panas reaksi yang dihasilkan sudah terhitung sebagian digunakan untuk menguapkan produk PCl_3 .

Untuk pendinginan reaktor ini digunakan jaket pendingin reaktor dengan spesifikasi air pendingin sebagai berikut.

$$\text{Suhu masuk } ,t_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } ,t_2 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F}$$

Sifat-sifat air:

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,636 \text{ W/mK}$$

$$\text{Massa jenis, } \rho = 992,2187 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Panas jenis, } C_p = 1,22 \text{ BTU/lb F}$$

$$\text{Viskositas, } \mu = 0,71 \text{ cp} = 1,7182 \text{ lb/ft j}$$

Kebutuhan air pendingin, W_t

$$W_t = \frac{Q}{C_p \Delta T} = \frac{6,45 \times 10^6 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{0,998 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.F}} (122 - 86)F} = 141.976,4922 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$= 64.399,5302 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan volumetric air, } F_v = \frac{64.399,5302 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{992,2187 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 64,9046 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

Coba diameter jaket dengan ukuran standar dipilih = 125 in

Menghitung diameter ekivalen (D_e)

$$D_e = \frac{d_2^2 - d_1^2}{d_1}$$

Dengan, d_1 = outside diameter reaktor = 121,2188 in = 10,1016 ft

d_2 = diameter jaket = 125 in = 12,0701 ft

$$D_e = \frac{12,0701^2 - 10,1016^2}{10,1016} = 0,6400 \text{ ft}$$

Menghitung luas penampang (a)

$$a = \frac{\pi}{4}(d_2^2 - d_1^2) = \frac{\pi}{4}(12,0701^2 - 10,1016^2) = 5,0753 \text{ ft}^2$$

Diperoleh $a = 5,0753 \text{ ft}^2$

Menghitung kecepatan massa per satuan luas, G'

$$G' = \frac{W_a}{a} = \frac{141.976,4922 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{5,0753 \text{ ft}^2} = 27973,9743 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2}$$

Menghitung bilangan Reynold, Re

$$Re = \frac{D_e \cdot G'}{\mu} = \frac{0,6400 \text{ ft} \cdot 27973,9743 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2}}{1,7182 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{j}}} = 13.413,3584$$

Menentukan harga J_H dari fig 2.4 Kern

Dari data Re diplotkan pada grafik 2.4 Kern didapatkan $J_H = 40$

Menghitung koefisien transfer panas luar, h_o

$$h_o = J_H \frac{ka}{De} \left(\frac{Cpa \cdot \mu}{ka} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 40 \cdot \frac{0,368 \frac{Btu}{j \cdot ft \cdot F}}{0,6400 ft} \left(\frac{1,22 \frac{BTU}{lb \cdot F} \cdot 1,7182 \frac{lb}{ft \cdot j}}{0,368 \frac{Btu}{j \cdot ft \cdot F}} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{1,7182 \frac{lb}{ft \cdot j}}{18,9866 \frac{lb}{ft \cdot j}} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 43,7 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F}$$

Menghitung h_{oi}

$$h_{oi} = h_o \cdot \frac{OD}{ID} = 43,7 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F} \cdot \frac{10,0990 ft}{10,0500 ft} = 43,9627 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F}$$

Menghitung koefisien transfer panas overall clean, U_c

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{oi}}{h_o - h_{oi}} = \frac{43,7 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F} \cdot 43,9627 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F}}{43,7 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F} - 43,9627 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F}} = 9020 \frac{Btu}{j \cdot ft^2 F}$$

Menghitung luas transfer panas, A'

A' = luas silinder yang tercelup + luas bottom head

$$= \pi \cdot dr \cdot H_L + \left(\frac{\pi}{4} dr^2 + \pi \cdot dr \cdot \left(sf + \frac{dr}{4} \right) \right) \quad (61)$$

Diperoleh luas transfer area = 1275,6312 ft²

Menghitung LMTD

$$LMTD = \frac{t_2 - t_1}{\ln \left(\frac{T - t_1}{T - t_2} \right)} = \frac{122 F - 86 F}{\ln \left(\frac{194 F - 86 F}{T - 122 F} \right)} = 88,7869 \text{ } ^\circ F$$

Menghitung koefisien transfer overall design, U_d

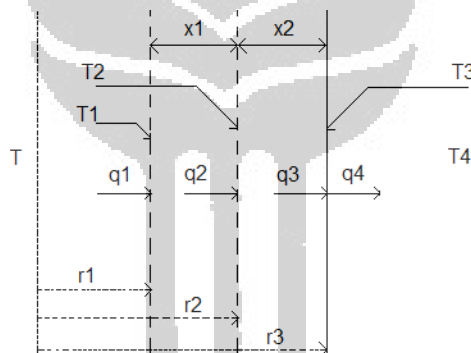
$$U_d = \frac{Q}{A \cdot LMTD} = \frac{6247155,053 \frac{Btu}{jam}}{1275,6312 \text{ ft}^2 \cdot 88,7869 \text{ } ^\circ F} = 55,1579 \frac{BTU}{j. \text{ft}^2. F}$$

Menghitung fouling factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c \cdot U_d}{U_c - U_d} = \frac{9020 \cdot 55,1579}{9020 - 55,1579} = 0,018$$

Air pendingin yang digunakan adalah air laut yang telah diolah sehingga mempunyai $R_{dmin} = 0,0005$ (Tabel 12 Kern)

Penentuan Tebal Isolasi



Gambar 6. Skema Isolasi Reaktor

Dengan, r_1 = Jari-jari dalam shell, m

r_2 = Jari-jari luar shell, m

r_3 = Jari-jari setelah diisolasi, m

x_1 = Tebal shell, m

x_2 = Tebal isolasi, m

T_1 = Suhu dinding dalam shell, K

T_2 = Suhu dinding luar shell, K

T_3 = Suhu dinding luar isolator, K

T_4 = Suhu dinding udara luar, K

Asumsi yang digunakan antara lain :

1. Kondisi steady state sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
2. Suhu dinding luar isolator (T_3) = $35^\circ\text{C} = 308\text{ K}$
3. Suhu udara luar (T_4) = $30^\circ\text{C} = 303\text{ K}$

Bahan isolator yang digunakan adalah asbestos memiliki sifat :

Suhu operasi maksimal = 392°F

Konduktivitas panas (k_{is}) = $0,12\text{ Btu}/(\text{ft}\cdot^\circ\text{F}) = 0,2136\text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

Emisivitas (ϵ_{is}) = $0,96$

Bahan dinding reaktor adalah *stainless steel* SIA 316 memiliki sifat :

Densitas bahan = $7,817\text{ kg}/\text{m}^3$

Konduktivitas panas pada T_1 (k) = $16,3\text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

1. Menentukan koefisien perpindahan panas konveksi (h_c) udara

Sifat fisis udara pada T_f , dimana

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = 32,5^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,0057 \text{ kJ/ (kg} \cdot ^\circ\text{C)}$$

$$k \text{ udara (} k_{ud}) = 0,02624$$

$$\mu = 1,8462 \times 10^{-5} \text{ kg/ (m} \cdot \text{s)}$$

$$\rho = 1,1774 \text{ kg/ m}^3$$

$$v = 1,5960 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$Pr = 0,708$$

$$\beta = 3,0949 \times 10^{-3}/\text{K}$$

$$\text{tinggi reactor (L)} =$$

$$Ra = Gr \cdot Pr = \frac{g\beta(T_3 - T_4)L^3}{v^2} Pr \quad (62)$$

$$Ra = 1,5928 \times 10^9$$

$$hc = \frac{k_{ud}}{L} 0,59(Gr \cdot Pr)^{\frac{1}{4}} \text{ untuk } 10^4 < Gr \cdot Pr < 10^9$$

$$hc = \frac{k_{ud}}{L} 0,51(Gr \cdot Pr)^{\frac{1}{3}} \text{ untuk } 10^9 < Gr \cdot Pr < 10^{13}$$

$$hc = 5,1759 \times 10^{-2} \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas radiasi

$$hr (T_3 - T_4) = \varepsilon \tau ((T_3^4 - T_4^4)) \quad (\text{Holman,1986}) \quad (63)$$

$$\text{Dengan, } \tau = \text{konstanta boltzman} = 5,669 \times 10^8 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

$$\varepsilon = \text{emisivitas dinding isolator}$$

$$hr = 6,6917 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

3. Menentukam tebal isolasi

$$q_1 = q_2 = q_3 = q_4$$

- Mula-mula di trial $r_3 = 1,8190 \text{ m}$
- Kemudian q_4 dihitung dengan menggunakan persamaan

$$q_4 = (hc + hr)2. \pi. r_3. L. (T_3 - T_4) \quad (64)$$

$$q_4 = 1,6988 \times 10^4 \text{ W}$$

- T_2 dihitung dengan persamaan

$$q_1 = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \pi k L}} \quad (65)$$

$$T_2 = T_1 - q_1 \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2 \pi k L} \quad (66)$$

$$T_2 = 306,6131 \text{ K}$$

- r_3 dihitung dengan persamaan

$$q_2 = \frac{(T_2 - T_3)}{\frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2 \pi k_{is} L}} \quad (67)$$

$$r_3 = r_2 \exp \left[(T_2 - T_3) \frac{2 \pi k_{is} L}{q_2} \right] \quad (68)$$

$$r_3 = 1,8190 \text{ m}$$

- Dicek apakah r_3 perhitungan = r_3 trial. Jika belum maka trial

diulang sampai nilai keduanya sama.

Diameter *shell* + isolasi = 3,0836 m

Tebal isolasi = 0,0205 m

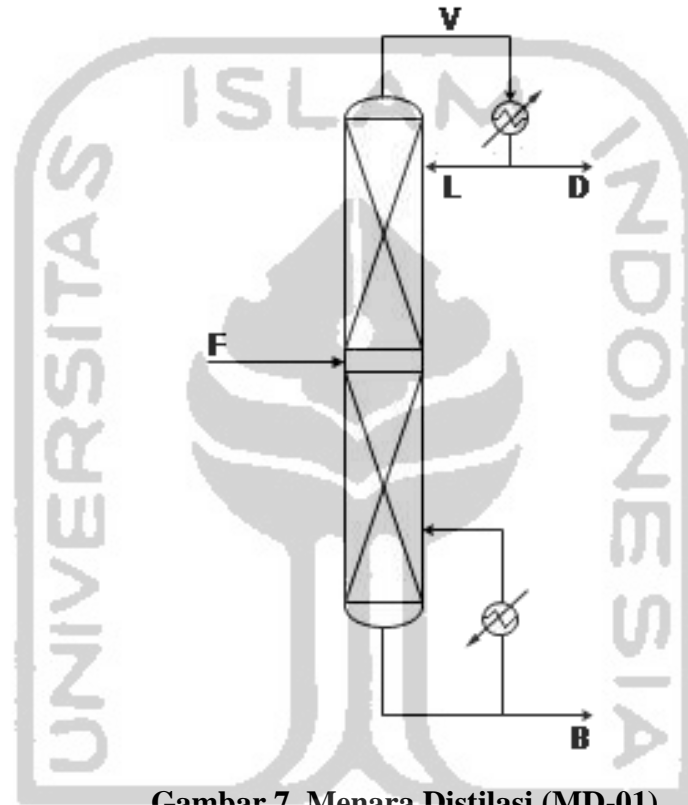


MENARA DISTILASI (MD-01)

- Tugas : Memisahkan hasil yang keluar dari separator sebanyak 3.224,0603 kg/jam menjadi hasil atas sebanyak 66,8425 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 3.157,2178 kg/jam
- Jenis : Menara distilasi dengan jenis *packed* dengan *raschig rings ceramic*



A. PENDAHULUAN DAN METODE PERHITUNGAN



Gambar 7. Menara Distilasi (MD-01)

Menara distilasi (MD-01) dalam prarancangan pabrik fosfor triklorida ini bertugas untuk memisahkan produk fosfor triklorida sebagai produk bawah. Fosfor triklorida dijual di pasaran dalam bentuk cairan dengan kemurnian lebih dari 99%. Pada perancangan menara distilasi ini diinginkan kemurnian fosfor triklorida sebesar 99,7% dengan pengotornya adalah klorin. Fosfor triklorida bersifat

korosif sehingga digunakan menara distilasi jenis *packed column* dengan bahan *packing* keramik. Tipe *packing* yang dipilih *rasching rings* ukuran 13 mm. Berdasarkan penjelasan tersebut, komposisi hasil *distillate* dan *bottom* yang diinginkan adalah sebagai berikut :

Tabel 5. Komposisi Umpan, *Distillate* dan *Bottom* yang Diinginkan

Komponen	<i>Feed</i>, kg/jam	<i>Distillate</i>, kg/jam	<i>Bottom</i>, kg/jam
PCl3	3.161,8059	9,4854	3.152,3204
Cl2	62,2544	57,8966	4,3578
Total	3.224,0603	67,3820	3.156,6783

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam perhitungan menara distilasi adalah sebagai berikut :

1. Fase cair dianggap sebagai larutan ideal.
2. Fase uap dianggap sebagai gas ideal.
3. Pada setiap plate terjadi kesetimbangan fase uap dan cair.
4. Umpan masuk dalam keadaan *subcooled liquid*.
5. Tidak ada panas yang masuk dari atau ke lingkungan.
6. Panas pencampuran diabaikan.

Metode yang digunakan dalam desain menara distilasi adalah model HETP dengan perhitungan *stage* metode *shortcut*.

Prosedur perhitungan yang dilakukan yaitu :

1. Membuat neraca massa produk (*distillate* dan *bottom*) yang diinginkan dan menentukan kondisi operasi
2. Menghitung suhu pada kondisi setimbang bagian puncak dan dasar menara distilasi
3. Menghitung volatilitas relatif komponen
4. Membuat neraca massa *distillate* dan *bottom* baru dengan menggunakan volatilitas relatif dengan persamaan Hengsteback-Geddes
5. Menghitung kondisi umpan dan komposisinya
6. Menghitung refluks optimum, jumlah *stage* dan tinggi *packing*
7. Menentukan diameter kolom dan mengecek kondisi *flooding*
8. Menghitung beban kondenser dan reboiler
9. Menghitung *mechanical design*

B. LANGKAH PERHITUNGAN

1. Menentukan Komposisi Produk yang Diinginkan dan Kondisi Operasi

Arus dimasukkan pada suhu $61,43\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 11 atm dalam kondisi Cairan lewat jenuh. Diambil asumsi tekanan puncak menara sebesar 10,95 atm (8323,81 mmHg). Menurut Coulson, *pressure drop* menara distilasi dengan *random packing* berkisar 40–80 mm air/meter *packing*. Diambil asumsi tinggi menara 15 meter, diambil *pressure drop* sebesar 70 mm air/meter *packing* (5,15 mmHg/meter *packing*) sehingga diperoleh tekanan dasar menara 11,05 atm (8401,36 mmHg) yang akan digunakan selama perhitungan. Komposisi produk atas dan bawah yang diinginkan, yaitu:

Tabel 6. Komposisi Produk Atas dan Bawah yang Diinginkan

Komponen	TOP		Xd	BOTTOM		Xb
	kg/jam	kmol/jam		kg/jam	kmol/jam	
PCl3	9,4854	0,0691	0,0787	3.152,3204	22,9539	0,9970
Cl2	57,8966	0,87089	0,9213	4,8974	0,0691	0,0030
Total	71,1933	0,8780	1	3.157,2178	23,0230	1

2. Keseimbangan Uap-Cair Menggunakan Persamaan Antoine

Tabel 7. Data Konstanta Antoine Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
PCl3	56,7046	-3229,5	-18,9150	0,0101	-7,55,E-13
Cl2	28,8659	-1674,5	-8,5216	0,0054	-7,79,E-13

Persamaan Antoine untuk mencari tekanan uap sebagai fungsi suhu (Yaws, 1999) dituliskan sebagai berikut :

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

Dengan P^o = tekanan uap komponen, mmHg

T = suhu pada sistem, Kelvin (K)

A, B, C, D = konstanta

Hubungan kesetimbangan uap-cair :

$$y_i = \frac{P^o}{P_t} x_i$$

$$y_i = K_i \cdot x_i$$

Dengan y_i = fraksi mol uap komponen i

x_i = fraksi mol cair komponen i

Untuk produk diatas, dicari suhu dew point campuran pada saat setimbang dengan mencoba-coba suhu hingga $\sum x_i = 1$.

Tabel 8. Data Keseimbangan Uap-Cair pada Puncak Menara

Komponen	Y_i	P_i^o mmHg	K_i	Y_i/K_i
PCl3	0,0787	991,21140	0,1191	0,6606

Cl2	0,9213	22.597,2685	2,7148	0,3394
Total	1			1

Dari perhitungan diperoleh suhu puncak adalah 85,36°C, yang merupakan suhu masuk *condenser*. Sedangkan suhu keluar kondenser (kondenser total) dihitung dengan mencari suhu *bubble point* campuran pada saat setimbang dengan mencoba-coba suhu hingga $\sum y_i = 1$.

Tabel 9. Data Keseimbangan Uap-Cair pada Keluar *Condenser*

Komponen	X_i	P_i° mmHg	K_i	$X_i \cdot K_i$
PCl3	0,0787	238,4050	0,0286	0,0023
Cl2	0,9213	9.014,1733	1,0829	0,9977
Total	1			1

Dari perhitungan diperoleh suhu keluar condenser sebesar 42,01°C
Untuk produk bawah, dicari suhu *bubble point* campuran pada saat setimbang dengan mencobacoba suhu hingga $\sum y_i = 1$.

Tabel 10. Data Keseimbangan Uap-Cair pada Dasar Manara

Komponen	X_i	P_i° mmHg	K_i	$X_i \cdot K_i$
PCl3	0,9970	8143,5606	0,9693	0,9664

Cl ₂	0,0030	93.984,4439	11,1868	0,0336
Total	1			1

Dari perhitungan diperoleh suhu dasar menara adalah 180,20°C

3. Menggunakan Volatilitas Relatif Komponen

Untuk menghitung nilai alpaha, dipilih *light key component* dan *heavy key component* terlebih dahulu. *light key component* pada sistem ini adalah Cl₂ dan *heavy key component* PCl₃.

$$\alpha_{f,i} = \frac{K_i}{K_{hk}}$$

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \cdot \alpha_{bottom}}$$

Dengan $\alpha_{f,i}$ = volatilitas relative komponen i

K_i = konstanta kesetimbangan *heavy key component*

α_{avg} = volatilitas relative rata-rata

α_{top} = volatilitas relative produk atas

α_{bottom} = volatilitas relative produk bawah

Tabel 11. Hasil Perhitungan Volatilitas Relatif Komponen

Komponen	Top		Bottom		α_{avg}
	Ki	$\alpha_{f,i}$	Ki	$\alpha_{f,i}$	
PCl ₃ (HK)	0,0286	1,0000	0,9693	1	1,0000
Cl ₂ (LK)	1,0829	22,7976	11,1868	11,5410	16,2206

4. Menghitung Komposisi Baru Hasil Atas dan Bawah

Perhitungan neraca massa distilat dan bottom menggunakan persamaan Hengstebeck-Geddes (Coulson, 2005).

$$\log \left(\frac{d_i}{b_i} \right) = A + C \log \alpha_i$$

Dengan f_i = *flowrate* komponen i masuk, kmol/jam

d_i = *flowrate* komponen i pada hasil atas,
kmol/jam

b_i = *flowrate* komponen i pada hasil bawah,
kmol/jam

A, C = konstanta

α_i = volatilitas relative rata-rata komponen i

Mencari konstanta A dan C dengan *light key component* dan *heavy key component*.

$$\log \left(\frac{0,8089}{0,0691} \right) = A + C \log (16,2206) \text{ untuk } \textit{light key component}$$

$$\log \left(\frac{0,0691}{22,9539} \right) = A + C \log (1) \text{ untuk } \textit{heavy key component}$$

Sehingga didapatkan nilai konstanta A = -2,5216 dan C = 2,9669. Konstanta tersebut digunakan sebagai persamaan untuk mencari komposisi hasil atas dan bawah. Persamaan menjadi :

$$\log \left(\frac{d_i}{b_i} \right) = -2,5216 + 2,9669 \log \alpha_i$$

Neraca massa total :

$$f_i = d_i + b_i$$

$$f_i = d_i \left(1 + \frac{d_i}{b_i} \right)$$

$$f_i = b_i \left(1 + \frac{d_i}{b_i} \right)$$

Sehingga bisa ditulis sebagai :

$$d_i = \frac{f_i}{(1 + b_i/d_i)}$$

$$b_i = \frac{f_i}{(1 + d_i/b_i)}$$

Tabel 12. Neraca Massa Hasil Atas dan Bawah dengan Metode Hengsteveck-Geddes

Komponen	Di, kg/j	Di, kmol/j	xi	Bi, kg/j	Bi, kmol/j	xi
PCl3	9,4854	0,0691	0,0787	3152,3204	22,9539	0,9970
Cl2	57,3570	0,8089	0,9213	4,8974	0,0691	0,0030
Total	66,8425	0,8780	1	3157,2178	23,0229	1

Diperoleh suhu puncak menara menjadi 83,36 °C dan suhu dasar menara 180,20°C pada kondisi setimbang.

5. Menghitung Kondisi Umpan (Q)

Umpan masuk pada suhu 61,443 °C dan tekanan 10,95 atm. Pada kondisi tersebut, umpan dalam keadaan lewat jenuh sehingga perlu dihitung q nya dengan menggunakan persamaan berikut ini (Treybal,1981).

$$q = \frac{\text{heat of vaporise 1 mol of feed}}{\text{molar latent heat of feed}}$$

Untuk menentukan q_{feed} , terlebih dahulu dicari suhu *bubble point* dari *feed* dengan cara dengan mencoba-coba suhu

hingga $\sum y_i = 1$

Tabel 13. Data Keseimbangan Uap-Cair pada Feed

Komponen	Fi, kmol/j	Xi	Pi°mmHg	Ki	Xi*Ki
PCl3	23,0229	0,9633	7.816,0959	0,6980	0,6723
Cl2	0,8780	0,0037	91.335,1452	8,9198	0,3277
Total	23,9009	1			1

Dari perhitungan diperoleh suhu dasar menara adalah 180,20 °C.

Selanjutnya dicari panas laten dari masing-masing komponen dengan data yang didapat dari Yaws, 1999. Nilai panas laten dihitung dengan persamaan Yaws, 1999 sebagai berikut.

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

Dengan H_{vap} = panas laten, kJ/mol

T = suhu penguapan atau pengembunan, K

T_c = suhu kritis komponen, K

A, n = konstanta

Suhu yang digunakan dalam perhitungan ini adalah *bubble point feed*.

Tabel 14. Data Panas Laten Umpan

Komponen	X_i	A	T_c	n	Hvap, kJ/mol
PCl ₃	0,9970	44,02	417,15	0,401	24,8539
Cl ₂	0,0030	28,58	563,15	0,417	2,5429
Total	1				24,0343

Didapat *molar latent heat of feed* sebesar 24,0343 kJ/mol. Kemudian dicari nilai kapasitas panas cairan untuk umpan dengan menggunakan data dan persamaan yang ada di Yaws, 1999 sebagai berikut.

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

Dengan C_p = kapasitas panas, kJ/kmol.K
 T = suhu, K
 A, B, C, D = konstanta

Dalam perancangan ini, suhu yang digunakan adalah suhu umpan yaitu sebesar 147,02 °C.

Tabel 15. Data Kapasitas Panas Tiap Komponen

Komponen	A	B	C	D	Cp, kJ/mol.K
PCl3	177,073	-0,46599	8,2800E-04	1,8546E-07	0,1208
Cl2	127,601	-0,60215	1,5776E-03	-5,3099E-07	0,0828

Tabel 16. Data Kapasitas Panas Umpan

Komponen	Fi, kmol/j	Xi	Cp, kJ/mol.K
PCl3	22,9539	0,9970	0,1208
Cl2	0,0691	0,0030	0,0828
Total	23,0229	1	0,1194

Data kapasitas panas umpan sebesar 0,1194 kJ/mol.K

$$H = (T_{bub} - T)Cp + H_{vap}$$

Dengan H = *heat to vaporize 1 mol feed*, kJ/mol

T_{bub} = *bubble point umpan*, C

T = *suhu umpan masuk*, C

Berdasarkan persamaan didapat :

$$H = (162,05 - 61,43) * 0,1194 + 26,2717$$

H = 46,7625 kJ/mol

Berdasarkan perhitungan diperoleh nilai q sebesar 1,52.

6. Menghitung Refluks Optimum dan Jumlah Stage

Jumlah stage minimum dihitung dengan persamaan Fenske (Coulson,2005).

$$N_{min} = \frac{\log \left(\left(\frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \left(\frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B \right)}{\log \alpha_{avg}}$$

Dengan N_{min} = jumlah plate minimum

Diperoleh N_{min} = 2,9669

Reflux minimum dihitung dengan persamaan Underwood (Coulson,20015).

$$\sum \left(\frac{\alpha_{id} x_{id}}{(\alpha_{id} - \theta)} \right) = R_m + 1$$

Pada persamaan diatas terdapat konstanta θ yang diperoleh dari persamaan :

$$y = 1 - q = \sum \left(\frac{\alpha_{if} x_{if}}{(\alpha_{if} - \theta)} \right)$$

- Dengan R_{\min} = refluks minimum
- X_{id} = fraksi mol komponen i di distilat saat refluks minimum
- θ = konstanta Underwood
- α_{id} = volatilitas relative komponen i di distilat
- α_f = volatilitas relative komponen i di umpan
- L_f = *flowrate* umpan pada fase cair, kmol/jam
- F = *flowrate* umpan total, kmol/jam

Nilai θ harus terletak antar α_{lk} dan α_{hk} , sehingga dilakukan trial nilai θ hingga diperoleh pada persamaan di atas menjadi:

$$\sum \left(\frac{\alpha_{id} x_{id}}{(\alpha_{id} - \theta)} \right)$$

Diperoleh $\theta = 3,0476$

Tabel 17. Data Perhitungan untuk Mencari θ

Komponen	Aavg	XF	$\alpha \cdot x_{i,f} / \alpha - \theta$	XD	$\alpha \cdot x_{i,d} / \alpha - \theta$
----------	------	----	------------------------------------------	----	------------------------------------------

PCl3	1,0000	0,9633	-0,5676	0,0787	-0,0464
Cl2	16,2206	0,0367	0,0441	0,9213	1,1051
Total		1	-0,52	1	1,0587

Diperoleh mencoba nilai θ diperoleh nilai R_{\min} 0,0587

Menghitung jumlah stage dari refluks dihitung dengan metode Gilliland (Coulson, 2002) mengikuti persamaan :

$$y = \frac{N_p - N_m}{N_p + 1} = 1 - \exp(\Psi_k)$$

$$\Psi_k = \frac{1 + 54,4 \Psi}{11 + 117,2 \Psi} \times \frac{(\Psi - 1)}{\Psi^{0,5}}$$

$$\Psi = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

Dengan, N_p = jumlah stage teoritis

R = rasio refluks

Tabel 18. Data Perhitungan untuk Mencari R optimum

R/R_m	R	Ψ	Ψ k	y	N_p
3	0,1762	0,0999	-0,8070	0,5538	7,8905
3,1	0,1821	0,1044	-0,7969	0,5493	7,8012
3,2	0,1880	0,1088	-0,7871	0,5448	7,7153

3,3	0,1938	0,1132	-0,7775	0,5405	7,6325
3,4	0,1997	0,1175	-0,7683	0,5362	7,5527
4	0,2350	0,1427	-0,7173	0,5119	7,1280
5	0,2937	0,1816	-0,6471	0,4765	6,5771
6	0,3524	0,2172	-0,5905	0,4460	6,1600
7	0,4112	0,2498	-0,438	0,4194	5,8330
8	0,4699	0,2797	-0,5044	0,3961	5,5693
9	0,5287	0,3074	-0,4708	0,3755	5,3519

Rasio refluks minimum ada antara 1,2 – 1,5 (Coulson, 2005), dengan pertimbangan antara tinggi menara dan beban kondenser serta reboiler. Sedangkan untuk perancangan yang ekonomis, nilai Ψ sekitar 0,1-0,33 (Ludwig, 1964). Dipilih Ψ sebesar 0,3074 dengan jumlah plate teoritis 5,3519 plate.

$$\text{Diambil } R_{\text{Optimum}} = 0,7930$$

$$R/(R+1) = 0,4432$$

$$X = \frac{R - Rm}{R + 1} = 0,410$$

$$Y = 1 - \exp \left[\frac{(1 + 54,4)(X - 1)}{(11 + 117,2X)X^{0,5}} \right] = 0,305$$

$$N = \frac{Nm + Y}{1 - Y} = 5$$

N = 5 (termasuk reboiler)

Number of tray = 4

Tinggi tumpukan packing dihitung dengan metode HETP (Height of Theoretical Plates).

$$HETP = \frac{H}{n}$$

Untuk random packing ukuran 25 – 38 mm, HETP berkisar 0,5-0,75 meter (Coulson, 2005). Diambil HETP = 0,6 meter, sehingga diperoleh tinggi teoritis packing 3,21 meter.

Lokasi umpan ditentukan mengikuti hubungan jumlah *stage rectifying* dibanding jumlah *stage stripping* (Coulson, 2005) yaitu:

$$\log \frac{N_R}{N_S} = 0,206 \log \left(\frac{B}{D} \left(\frac{X_{F.HK}}{X_{F.LK}} \right) \left(\frac{X_{B.LK}}{X_{D.HK}} \right)^2 \right)$$

Dengan N_R = tinggi seksi *rectifying*, meter

N_s = tinggi seksi *stripping*, meter

$$\frac{N_R}{N_S} = 1$$

$$N_R + N_S = 4$$

$$N_S = 1,8475 \text{ stage}$$

$$N_S = 2 \text{ stage}$$

$$N_S \approx 2 \text{ stage (2,8857 meter dari dasar menara)}$$

7. Menentukan Diameter Kolom dan Mengecek Kondisi *Flooding*

Untuk menghitung diameter menara, diperlukan densitas dan viskositas komponen. Data tersebut tersedia sebagai fungsi suhu (Yaws, 1999) sebagai berikut:

Tabel 19. Daftar Konstanta untuk Densitas Komponen

Komponen	A	B	n	Tc
PCl3	0,52825	0,25681	0,2969	563,15
Cl2	0,566	0,27315	0,2883	417,15

Densitas dicari dengan persamaan:

$$\rho_{liq} = A \cdot B^{-(1-T/Tc)^n}$$

Dengan ρ_{liq} = densitas cairan, g/ml
 A, B = konstanta
 T_c = suhu kritis, K
 T = suhu cairan, K

Tabel 20. Daftar Konstanta untuk Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D
PCl3	0,5598	80,528	-0,00356	-3,42E-07
Cl2	-0,7681	151,4	-0,00081	4,075E-07

Viskositas cairan dicari dengan menggunakan persamaan :

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Dengan, μ_{liq} = viskositas cairan, Cp
 A, B, C, D = konstanta
 T = suhu cairan, K

Kondisi pada puncak menara dijabarkan sebagai berikut: Neraca massa:

$$V = L_o + D$$

Dengan V = arus uap keluar menara, kg/jam
 L_o = arus cairan refluks, kg/jam ($L_o = 0,5357 D$)
 D = arus distilat (produk atas), kg/jam

Arus distilat diketahui sebesar 66,8425 kg/jam = 0,0186 kg/s, maka diperoleh hasil:

L_o = 0,0107 kg/s
 V = 0,0293 kg/s
Tekanan puncak = 10,95 atm
Suhu puncak = 85,2136 °C = 358,36 K

Tabel 21. Hasil Perhitungan Densitas dan Viskositas Cairan pada Puncak Menara

Komponen	X_i	BM	$x_i \cdot BM$	$\rho_{liq}, \text{kg/m}^3$	μ_{liq}, cp
PCl3	0,0736	137,3328	10,10009	1.445,6463	0,0230
Cl2	0,9264	70,906	65,6908	1.183,4900	0,2410
Total	1		75,7917	2.629,1363	0,2641

Sehingga didapatkan:

$$\rho_{liq} = 2.629,1363 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{liq}} = 0,2641 \text{ cp} = 2,66\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

ρ_v sesuai dengan persamaan gas ideal:

$$P V = n R T$$

$$\rho_v = \frac{(\sum x_i B M_i) P}{R T}$$

$$\rho_v = \frac{75,7917 \times 10,95}{0,08206 \times 356,69} \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 28,38 \text{ kg/m}^3$$

Mencari luas permukaan menara distilasi dengan membaca grafik hubungan *pressure drop* dari Coulson (2005).

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Dengan, $F_{LV} = \text{liquid-vapor flow factor}$

$L_W = \text{liquid mass flow rate, kg/s}$

$V_W = \text{vapor mass flow rate, kg/s}$

Dengan $L_w = 0,0106 \text{ kg/s}$ dan $V_w = 0,0304 \text{ kg/s}$, diperoleh $F_{LV} = 0,053$. Nilai tersebut ditarik hingga pada kurva *pressure drop* pada 70 mm air/m *packing*, sehingga diperoleh nilai $K_4 = 0,7$ dan $K_4 \text{ flooding} = 1,2$.

Cek *flooding* :

$$\% \text{flooding} = \sqrt{\frac{K_4 \text{ flooding}}{K_4}}$$

Diperoleh persen *flooding* = 76,38 %

Masih dalam kisaran 50-80%, sehingga masih dinyatakan aman.

$$K_4 = \frac{13,1 (V_w^*)^2 F_p \left(\frac{\mu l}{\rho l}\right)^{0,1}}{\rho v (\rho l - \rho v)}$$

Dengan, F_p = *packing factor*

V_w^* = *flow rate* uap per luas permukaan, $\text{kg/m}^2\text{s}$

Jenis *packing* yang digunakan adalah *raschig rings random packing* bahan keramik ukuran 25 mm dengan *packing factor* sebesar $525 \text{ m}^2/\text{m}^3$.

Dengan nilai $K_4 = 0,5$, diperoleh $V_w^* = 2,00 \text{ kg/m}^2\text{s}$, sehingga diameter menara diperoleh sebesar 0,15 meter.

Menghitung kondisi pada dasar menara:

Neraca massa pada dasar menara dijabarkan sebagai berikut:

$$V_{Np} = L_{Np} - B$$

$$L_{Np} = L_o + L_F$$

Dengan, V_{Np} = *flow rate* uap keluar reboiler, kg/s
 L_{Np} = *flow rate* uap keluar menara, kg/s
 L_o = *flow rate* refluks, kg/s
 B = *flow rate* hasil bawah, kg/s
 L_F = *flow rate* umpan fase cair, kg/s

Arus hasil bawah (B) diketahui sebesar 0,88 kg/s, arus $L_o = 0,0106$ kg/s, dan $L_F = 0,9194$ kg/s, maka diperoleh $L_{Np} = 0,93$ kg/s dan $V_{Np} = 0,05$ kg/s.

Suhu dasar menara = $108,20$ °C = $453,35$ K

Tekanan dasar menara = $11,05$ atm = $8401,36$ mmHg

Tabel 22. Hasil Perhitungan Densitas dan Viskositas Cairan pada Dasar Menara

Komponen	xi	BM	xi.BM	$\rho_{liq}, \text{ kg/m}^3$	$\mu_{liq}, \text{ cp}$
PCl3	0,9970	137,3328	136,9208	2.040,623	0,1133
Cl2	0,0030	70,906	0,2127	1.057,946	0,0006
Total	1.0000		137,1335	3.098,569	0,1139

Dari Daftar diperoleh:

$$\rho_{liq} = 3.098,569 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{liq} = 0,1139 \text{ cp} = 3,16 \text{ E-05 kg/m.s}$$

μ_v sesuai dengan persamaan gas ideal: $P V = n RT$

$$\rho_v = \frac{137,1335 \times 11,05}{0,08206 \times 453,35} \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v = 40,79 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung F_{LV} dan diperoleh nilai 0,0113, ditarik ke kurva *pressure drop* 70 mm air/ meter *packing*, sehingga nilai $K4 = 2$ dengan $K4_{flooding} = 4,6$. Nilai persen *flooding* yang dihasilkan adalah 65,94% sehingga masih dalam batas aman.

Dengan bahan dan *packing* jenis sama berukuran 25 mm, diketahui nilai *packing factor* sebesar $525 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Mengikuti persamaan (97), diperoleh $V_w^* = 8,95 \text{ kg/m}^2\text{s}$, sehingga dapat dihitung luas permukaan menara dan diperoleh diameter 0,36 meter.

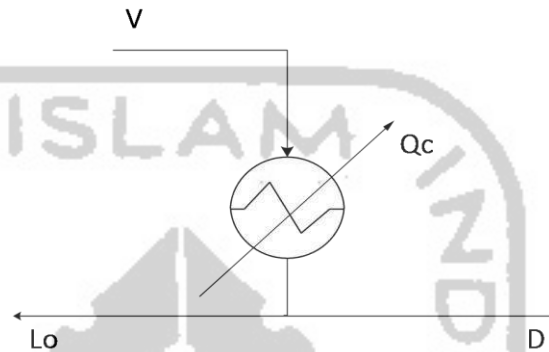
8. Menghitung Beban Kondenser dan *Reboiler*

Untuk menghitung beban *condenser*, diperlukan neraca massa sekitar *condenser*.

Tabel 23. Neraca Massa Sekitar Kondenser

Komponen	D, kg/j	Di, kmol/j	Xd,i	Lo , kg/j	Lo, kmol/j	V, kg/j	V, kmol/j	yv,i
PCl3	9,49	0,07	0,07	5,08	0,04	14,57	0,11	0,07
Cl2	61,70	0,87	0,93	33,06	0,46	94,76	1,33	0,93
Total	71,19	0,94	1,00	38,14	0,50	109,33	1,44	1,00

Dipilih kondenser total dengan asumsi tekanan kondenser = tekanan puncak menara. Sehingga, tekanan operasi kondenser = 10,95 atm (8323,81 mmHg). Berdasarkan Daftar V dan Daftar VI, diperoleh dew point distilat sebesar 83,69°C dan bubble point-nya sebesar 41,78°C.



Gambar 8. Skema Kondenser

Neraca panas sekitar kondenser:

$$V.H_v = D.h_d + L_o.h_o + Q_c$$

Perbandingan D dengan L_o tergantung dari refluks menara destilasi yang telah ditentukan.

H_v = entalpi yang dimiliki gas umpan kondenser (V_1), kJ/kmol

h_d = entalpi yang dimiliki destilat per satuan mol, kJ/kmol

h_o = entalpi yang dimiliki L_o per satuan mol, kJ/kmol

Q_c = beban kondenser, kJ/jam

Tabel 24. Panas Campuran Masuk Kondenser

Komponen	V, kmol/j	Hv, kJ/kmol	Vi.Hi, kJ/j
PCl3	0,1089	36007,0284	3820,2990
Cl2	1,2752	17920,7344	23949,6995
Total	1,4425	53927,7629	27769,9985

Tabel 25. Panas Campuran Keluar Kondenser

Komponen	Lo, kmol/j	ho, kJ/kmol	Di, kmol/j	hd, kJ/kmol	Lo.ho, kJ/j	D.hd, kJ/j
PCl3	0,0398	1970,0733	0,0691	1970,0733	72,9133	136,1090
Cl2	0,4663	1275,4623	0,8702	1275,4623	594,6014	1109,96
Total	0,5061	3245,5356	0,9393	3245,5356	667,5147	1246,0660

$$\text{Beban kondenser} = V.Hv - (D.hd + Lo.ho)$$

$$= 25.856,42 \text{ kJ/jam}$$

Untuk menghitung beban *reboiler*, diperlukan neraca massa sekitar *reboiler*.

Tabel 26. Neraca Massa Sekitar Reboiler

Komponen	Bi, kg/j	Bi, kmol/j	VNp, kg/j	VNp, kmol/j	LNp, kg/j	LNp, kmol/j	XL
PCl3	3135,32	22,95	191,45	1,39	3344,66	24,35	0,996
Cl2	4,90	0,07	23,43	0,05	8,33	0,12	0,004
Total	3157,22	23,02	194,88	1,44	3352,99	24,47	1.00

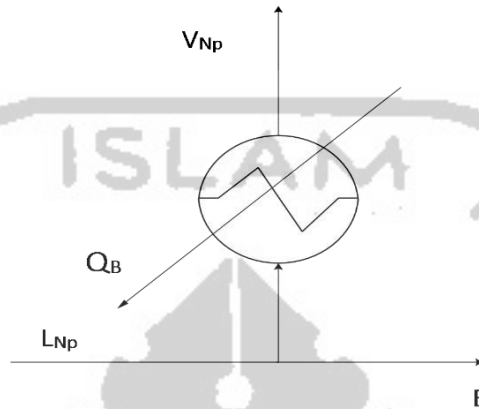
Dipilih reboiler parsial dengan asumsi tekanan operasi = tekanan dasar menara. Sehingga, tekanan operasi kondenser = 11,05 atm (8401,36 mmHg).

Mencari suhu *bubble point* campuran menggunakan persamaan (69) pada kondisi setimbang dengan mencoba-coba suhu hingga $\sum y_i = 1$. Berdasarkan perhitungan, kondisi tersebut tercapai pada suhu 180,20 °C (453,35 K). Neraca panas total kolom :

$$F \cdot hf + Q_b = D \cdot hd + B \cdot hb + Q_c$$

$$Q_b = D \cdot hd + B \cdot hb + Q_c - F \cdot hf$$

Neraca massa sekitar reboiler :



Gambar 9. Skema Reboiler

Tabel 27. Panas Campuran Umpan

Komponen	F, kmol/j	hf, kJ/kmol	F.hf, kJ/j
PCl3	23,0294	4317,1515	99421,5154
Cl2	0,9393	2853,2006	2680,0891
Total	23,9688	7170,3521	102101,6045

Tabel 28. Panas Campuran *Bottom*

Komponen	B, kmol/j	hb, kJ/kmol	B.hb, kJ/j
PCl3	22,9603	20299,8101	466090,4688
Cl2	0,0691	15192,9052	1049,6516
Total	23,0294		467140,1204

Panas beban *reboiler* = $D.hd + B.hb + Qc - F.hf$

$$Q_b = 392.141,9997 \text{ kJ/jam}$$

9. Menghitung *Mechanical Design*

Diameter menara bagian *enriching* dan *stripping* tidak jauh berbeda, maka dipilih diameter menara terbesar, yaitu 0,36 meter.

Pada menara packing, diperlukan redistributor untuk mengumpulkan cairan yang melewati dinding, kemudian didistribusikan ke packing di bawahnya. Tinggi maksimal packing tanpa redistributor adalah 8 – 10 kali diameter kolom. Cek bagian *enriching*

Tinggi packing = 2,46 meter

Diameter = 0,15 meter

8 x diameter = 1,19 meter

Karena tinggi packing lebih tinggi dari tinggi maksimum, maka digunakan redistributor.

Cek bagian *stripping*

Tinggi packing = 32,91 meter

Diameter = 0,36 meter

8 x diameter = 2,91 meter

Karena tinggi packing masih lebih rendah dari tinggi maksimum, maka masih aman apabila tidak menggunakan redistributor.

Jadi menara ini perlu redistributor untuk bagian *enriching* dan satu distributor cairan pada lokasi umpan.

Tinggi menara total :

Ruang kosong di atas seksi <i>enriching</i>	=	1 meter
Ruang kosong antara <i>enriching-stripping</i>	=	0.5 meter
Ruang kosong di bawah seksi <i>stripping</i>	=	2 meter
Tinggi packing keseluruhan	=	5,37 meter
Tinggi menara total	=	8,87 meter

Bahan menara yang dipilih adalah stainless steel AISI 316 karena ada komponen yang bersifat korosif (Brownell & Young, 1959) dengan nilai:

$$f = 12750 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 E &= \text{Double welded butt joint} = 0,8 \\
 c &= 4 \text{ mm} = 0,1575 \text{ inch} \\
 P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\
 &= 12,16 \text{ atm} = 178,75 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

Persamaan menurut ASME code untuk menghitung tebal shell adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot R}{f \cdot E - 0,6 P} + c$$

- Dengan
- t_s = tebal *shell*, inch
 - P = tekanan *design* sistem, psig
 - R = jari-jari dalam *shell*, inch
 - f = *maximum allowable stress*, psig
 - E = efisiensi sambungan
 - c = *corrosion allowance*, inch

$$t_s = \frac{178,75 \times 0,16/2}{12.750 \times 0,8 - 0,6 \times 178,75}$$

$$t_s = 0,2833 \text{ inch}$$

Maka digunakan tebal plate standart yaitu 5/16 inch.

Menara dianggap berbentuk silinder vertikal. Head dipilih bentuk *torispherical dished head* karena beroperasi pada tekanan 15-200 psi. Persamaan untuk menghitung tebal head menurut ASME kode :

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot R_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

Dengan t_h = tebal *head*, inch

P = tekanan *design* sistem, psig

R_c = jari-jari dalam *head*, inch

Biasanya $R_c \leq OD_{shell}$, maka diambil $R_c = ID_{shell}$

f = *maximum allowable stress*, psig

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, inch

Dengan menggunakan bahan yang sama maka diperoleh :

$$t_h = \frac{0,885 \times 175,75 \times 14,17}{12.750 \times 0,8 - 0,1 \times 178,75} + 0,1575$$

$$t_h = 0,3801 \text{ inch}$$

Maka dipilih tebal standart yaitu 7/16 inch

Spesifikasi head diperoleh dari Brownell & Young (1959) untuk tebal head 7/16 in, yaitu *straigh flange* (sf) antara nilai 1,5–3,5 diambil nilai sf = 2,5 in dengan nilai *inside corner radius* (icr) = 1 5/16 in.

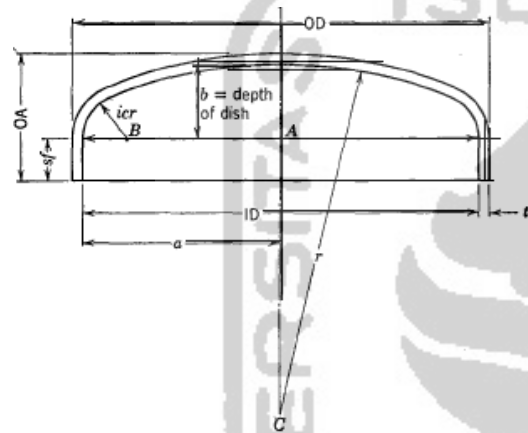


Fig. 5.0. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

Gambar 10. Penentuan Head (Brownell & Young, 1959)

Dihitung nilai-nilai tersebut dengan cara :

$$OD = ID + 2 \times \text{tebal head} = 15,07 \text{ in}$$

$$a = 0.5 \times ID = 7,16 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - \text{icr} = 5,84 \text{ in}$$

$$BC = ID - icr = 13,00 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 11,61 \text{ in}$$

$$b = ID - AC = 2,70 \text{ in}$$

Diperoleh tinggi *head* total (OA) = tebal head + b + sf = 0,47 ft = 0,14 meter

Dengan tinggi *bottom* sama dengan tinggi *head*, maka tinggi total menara distilasi termasuk *head* dan *bottom* adalah 9,18 meter.

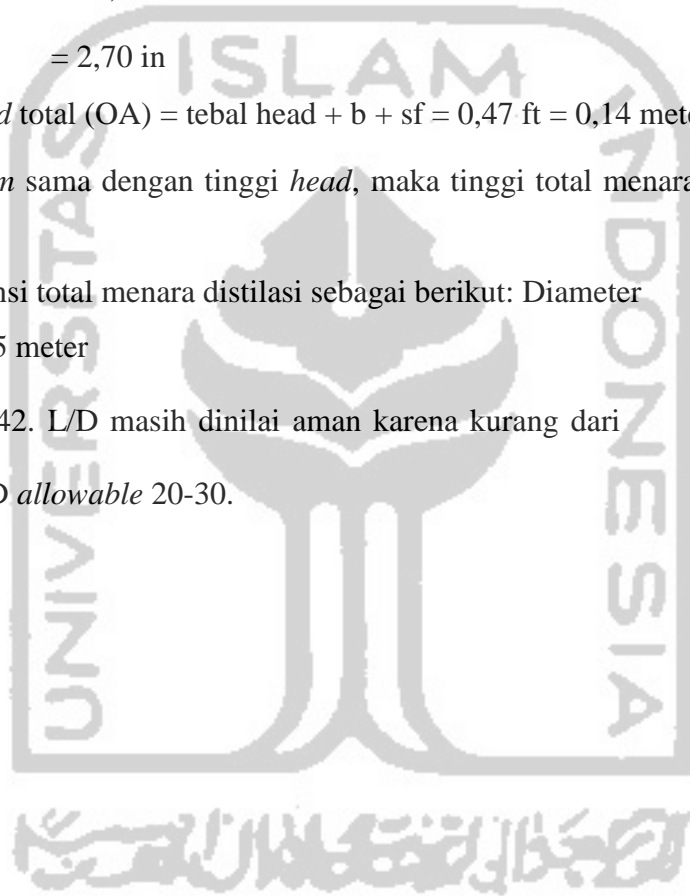
Jadi, diperoleh dimensi total menara distilasi sebagai berikut: Diameter = 0,36 meter

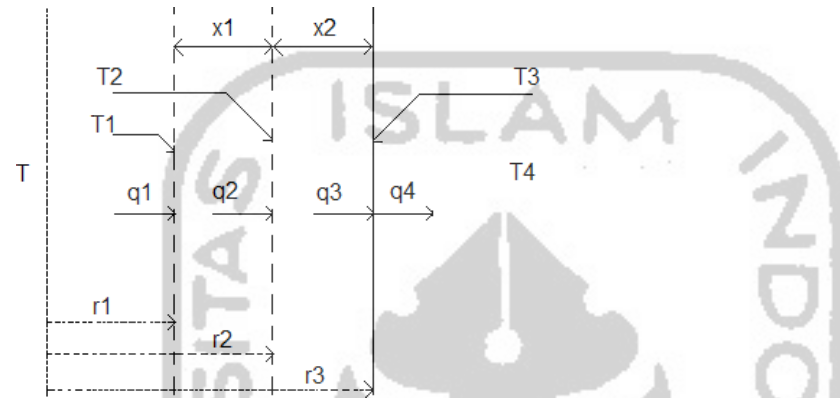
Tinggi = 9,15 meter

L/D = 25,42. L/D masih dinilai aman karena kurang dari

L/D *allowable* 20-30.

10. Penentuan Tebal Isolasi





Gambar 11. Skema Isolasi Reaktor

- Dengan,
- r_1 = Jari-jari dalam *shell*, m
 - r_2 = Jari-jari luar *shell*, m
 - r_3 = Jari-jari setelah diisolasi, m
 - x_1 = Tebal *shell*, m
 - x_2 = Tebal isolasi, m
 - T_1 = Suhu dinding dalam *shell*, K
 - T_2 = Suhu dinding luar *shell*, K
 - T_3 = Suhu dinding luar isolator, K

T_4 = Suhu udara luar, K

Asumsi yang digunakan antara lain :

1. Kondisi *steady state* sehingga $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
2. Suhu dinding luar isolator (T_3) = $35^\circ\text{C} = \text{K}$
3. Suhu udara luar (T_4) = $30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$
4. Suhu dinding dalam *shell* digunakan suhu paling tinggi pada menara distilasi, yaitu pada suhu *bottom* = $180,20^\circ\text{C} = 453,34 \text{ K}$

Bahan isolator yang digunakan adalah asbestos dengan sifat-sifat (Kern, 1950).

Suhu operasi maksimal = 392°F

Konduktivitas panas (kis) = $0,12 \text{ Btu}/(\text{ft}\cdot^\circ\text{F}) = 0,2136 \text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$ Emisivitas (ϵ_{is}) = 0,94

Bahan dinding reaktor adalah *stainless steel* SIA 316 dengan sifat-sifat (Holman, 1986).

Densitas bahan = $7,817 \text{ kg}/\text{m}^3$

Konduktivitas panas pada T_1 (k) = $16,3 \text{ W}/(\text{m}\cdot^\circ\text{C})$

a. Menentukan koefisien perpindah paas konveksi (h_c) udara

Sifat fisis udara T_f , dimana :

$$T_f = \frac{T_3 + T_4}{2} = 32,5^\circ C$$

Dengan, C_p udara = 1,0057 kJ/(kg. °C)

k udara (kud) = 0,02624

μ = 1,8462x10⁻⁵ kg/(m.s)

ρ = 1,1774 kg/m³

v = 1,5960x10⁻⁵ m²/s

Pr = 0,708

B = 3,0949x10⁻³ /K

Tinggi reaktor (L) :

$$Ra = Gr.Pr = \frac{g \beta (T_3 - T_4)L^3}{v^2} Pr$$

$$Ra = 3,2656 \times 10^{11}$$

$$hc = \frac{k_{ud}}{L} 0,59(Gr.Pr)^{\frac{1}{4}} \text{ untuk } 10^4 < Gr.Pr < 10^9$$

$$hc = \frac{k_{ud}}{L} 0,51(Gr.Pr)^{\frac{1}{3}} \text{ untuk } 10^9 < Gr.Pr < 10^{13}$$

$$hc = 0,57 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot F$$

- b. Menentukan koefisiensi perpindahan panas radiasi

$$hr(T_3 - T_4) = \varepsilon \tau (T_3^4 - T_4^4)$$

Dengan, $\tau = 5,669 \times 10^8 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K}^4)$

ε = emisivitas dinding isolator

$$hr = 12,1932 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$$

- c. Menghitung tebal isolasi

$$q_1 = q_2 = q_3 = q_4$$

- Mula-mula di trial $r_3 = 0,3968 \text{ m}$
- Kemudian q_4 dihitung dengan menggunakan persamaan

$$q_4 = (hc+hr) 2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_4)$$

$$q_4 = 2.545,1870 \text{ W}$$

- T_2 dihitung dengan persamaan

$$q_1 = \frac{(T_1 - T_2)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi kL}}$$

$$T_2 = T_1 - q_1 \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi kL}$$

$$T_2 = 453,1887 \text{ K}$$

- r_3 dihitung dengan persamaan

$$q_2 = \frac{(T_2 - T_3)}{\frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi k_{is}L}}$$

$$r_3 = r_2 \exp\left[(T_2 - T_3) \frac{2\pi k_{is}L}{q_2}\right]$$

$$r_3 = 0,3968 \text{ m}$$

- Dicek apakah r_3 perhitungan = r_3 *trial*. Jika belum maka *trial* diulang sampai nilai keduanya sama.

$$\text{Diameter shell + isolasi} = 0,5992 \text{ m}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0,2392 \text{ m}$$

11. Penentuan Diameter *Nozzle* Pemasukan dan Pengeluaran

Persamaan diameter optimum pipa dengan bahan *stainless stell* untuk fluida yang turbulen (Sinnott, 1983).

$$d, \text{ opt} = 226 G^{0,5} \rho^{-0,35}$$

Dengan, $d, \text{ opt}$ = diameter pipa optimum, mm

G = kecepatan massa fluida yang mengalir
dalam pipa, kg/s

ρ = densitas fluida yang mengalir dalam pipa,
kg/m³

Asumsi aliran turbulen ($Re > 2100$)

$$Re = \frac{G \times ID}{Ap \times \mu}$$

Dengan Re = diameter pipa optimum, mm

ID = *flow rate*, kg/s

Ap = luas penampang pipa

μ = viskositas, kg/m/s

a. Pipa umpan

T = 334,58 K

P = 11,50 atm

ρ_L = 1.549,285 kg/m³

G = 0,01 kg/s

μ = 0,2641 cP

Perhitungan diameter pipa dengan rumus diameter optimum memberikan hasil :

D_{opt} = 1,79 mm

= 0,07 in

Digunakan pipa standar (IPS) :

NPS = 1/8 in

Sch.No = 80

ID = 0,215 in

OD = 0,405 in

Ap = 0,036 cm²

Cek Reynolds:

Re = 169.569,0335 (Turbulen)

Cek kecepatan alir pipa:

V = 2,2415 m/s

Kecepatan tersebut memenuhi standar untuk kecepatan cairan dalam pipa.

Kecepatan cairan dalam pipa yang diperbolehkan 1-3 m/s

b. Pipa hasil atas atas menuju *condenser*

T = 356,6927 K

$$P = 10,9524 \text{ atm}$$

$$\rho_v = 28,3787 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,0157 \text{ cp}$$

$$G = 0,0315 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 12,4378 \text{ mm}$$

$$= 0,4897 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (IPS) :

$$NPS = 0,5 \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80$$

$$ID = 0,546 \text{ in}$$

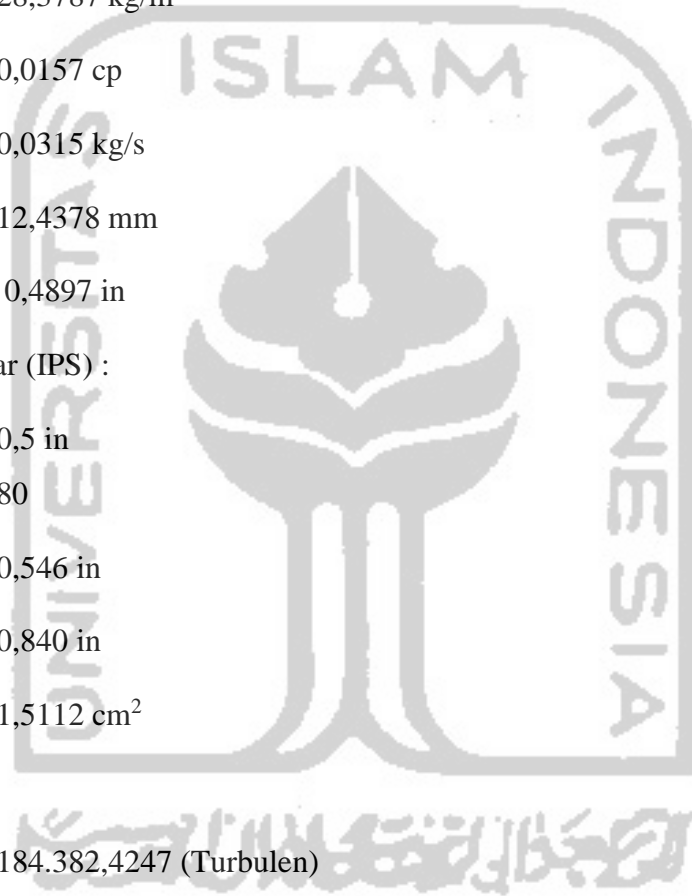
$$OD = 0,840 \text{ in}$$

$$A_p = 1,5112 \text{ cm}^2$$

Cek Reynolds:

$$Re = 184.382,4247 \text{ (Turbulen)}$$

Cek kecepatan alir pipa



$$V = 7,3461 \text{ m/s}$$

Kecepatan tersebut memenuhi standar untuk kecepatan gas dalam pipa.

Kecepatan cairan dalam pipa yang diperbolehkan 10-30 m/s

c. Pipa cairan refluks dari *condenser*

$$T = 314,9311 \text{ K}$$

$$P = 10,9291 \text{ atm}$$

$$\rho_L = 1225,0541 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,2659 \text{ cp}$$

$$G = 0,0205 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 2,6871 \text{ mm}$$

$$= 0,1058 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (IPS) :

$$NPS = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80$$

ID = 0,215 in

OD = 0,405 in

Ap = 0,2343 cm²

Cek Reynolds:

Re = 18.063,4296 (Turbulen)

Cek kecepatan alir pipa

V = 0,7179 m/s

d. Pipa menuju *reboiler*

T = 453,1962 K

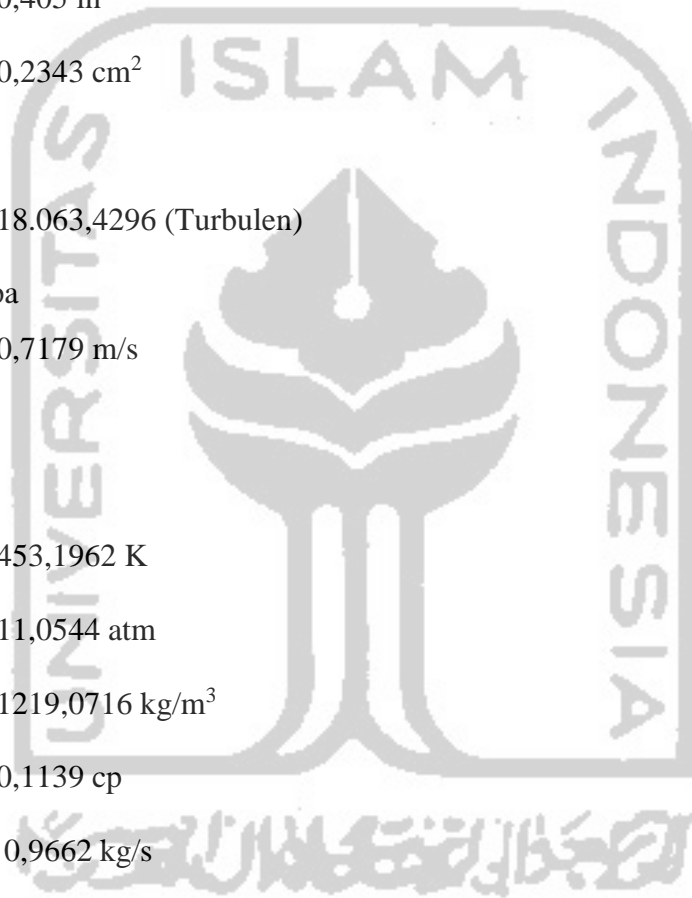
P = 11,0544 atm

ρ_L = 1219,0716 kg/m³

μ = 0,1139 cp

G = 0,9662 kg/s

Di,opt = 18,4725 mm



$$= 0,7273 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (IPS) :

$$\text{NPS} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80$$

$$\text{ID} = 0,742 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,050 \text{ in}$$

$$A_p = 2,7909 \text{ cm}^2$$

Cek Reynolds:

$$\text{Re} = 573.659,7343 \text{ (Turbulen)}$$

Cek kecepatan alir pipa:

$$V = 2,8440 \text{ m/s}$$

e. Pipa aliran dari *reboiler* pada *bottom*

$$T = 454,9593 \text{ K}$$

$$P = 10,9710 \text{ atm}$$



$$\rho_v = 40,7896 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,0012 \text{ cp}$$

$$G = 0,0562 \text{ kg/s}$$

$$D_{i,opt} = 14,6256 \text{ mm}$$
$$= 0,5758 \text{ in}$$

Digunakan pipa standar (IPS) :

$$NPS = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Sch.No} = 80$$

$$ID = 0,742 \text{ in}$$

$$OD = 1,050 \text{ in}$$

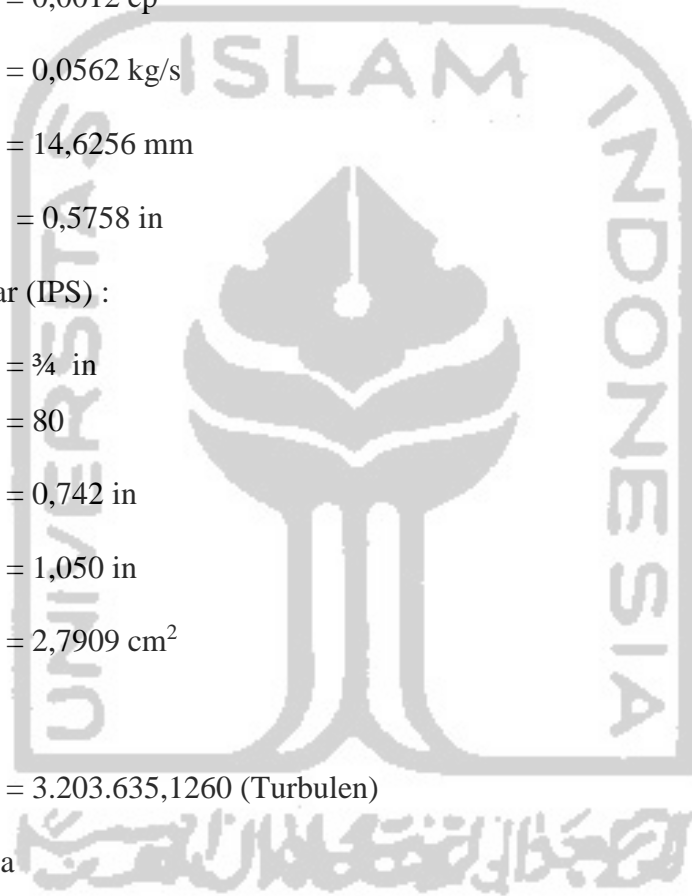
$$A_p = 2,7909 \text{ cm}^2$$

Cek Reynolds:

$$Re = 3.203.635,1260 \text{ (Turbulen)}$$

Cek kecepatan alir pipa

$$V = 5,0071 \text{ m/s}$$



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Fafani Bramara Wilasita
No. MHS : 15521248
2. Nama Mahasiswa : Isti Citra Nuraidha
No. MHS : 15521138

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK FOSFOR TRIKLORIDA
DARI FOSFOR DAN KLORIN DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20-03-2019	Bimbingan judul TA	
2.	15-04-2019	Bimbingan penentuan kapasitas	
3.	25-04-2019	Bimbingan	
4.	08-11-2019	Revisi naskah TA bab 1	
5.	11-11-2019	Revisi naskah TA bab 2-4	
6.	12-11-2019	Revisi naskah TA	
7.	13-11-2019	Penandatanganan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,

Sukirman, Jr., M.M.

* 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 : Fafafani Bramara Wilasita
No. MHS : 15521248
2. Nama Mahasiswa : Isti Citra Nuraidha
No. MHS : 15521138
- Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK FOSFOR TRIKLORIDA
DARI FOSFOR DAN KLORIN DENGAN
KAPASITAS 25.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

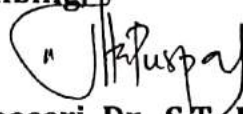
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	26-03-2019	Bimbingan judul TA dan persiapan TA	Ifa
2.	10-09-2019	Bimbingan menentukan kapasitas pabrik	Ifa
3.	22-05-2019	Bimbingan neraca massa dan neraca panas	Ifa
4.	12-07-2019	Bimbingan progres TA dan alat proses	Ifa
5.	23-08-2019	Bimbingan perancangan alat proses	Ifa
6.	25-10-2019	Bimbingan progres TA, PEFD dan ekonomi	Ifa
7.	08-11-2019	Bimbingan revisi naskah TA	Ifa
8.	11-11-2019	Penandatanganan naskah	Ifa

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,



Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.

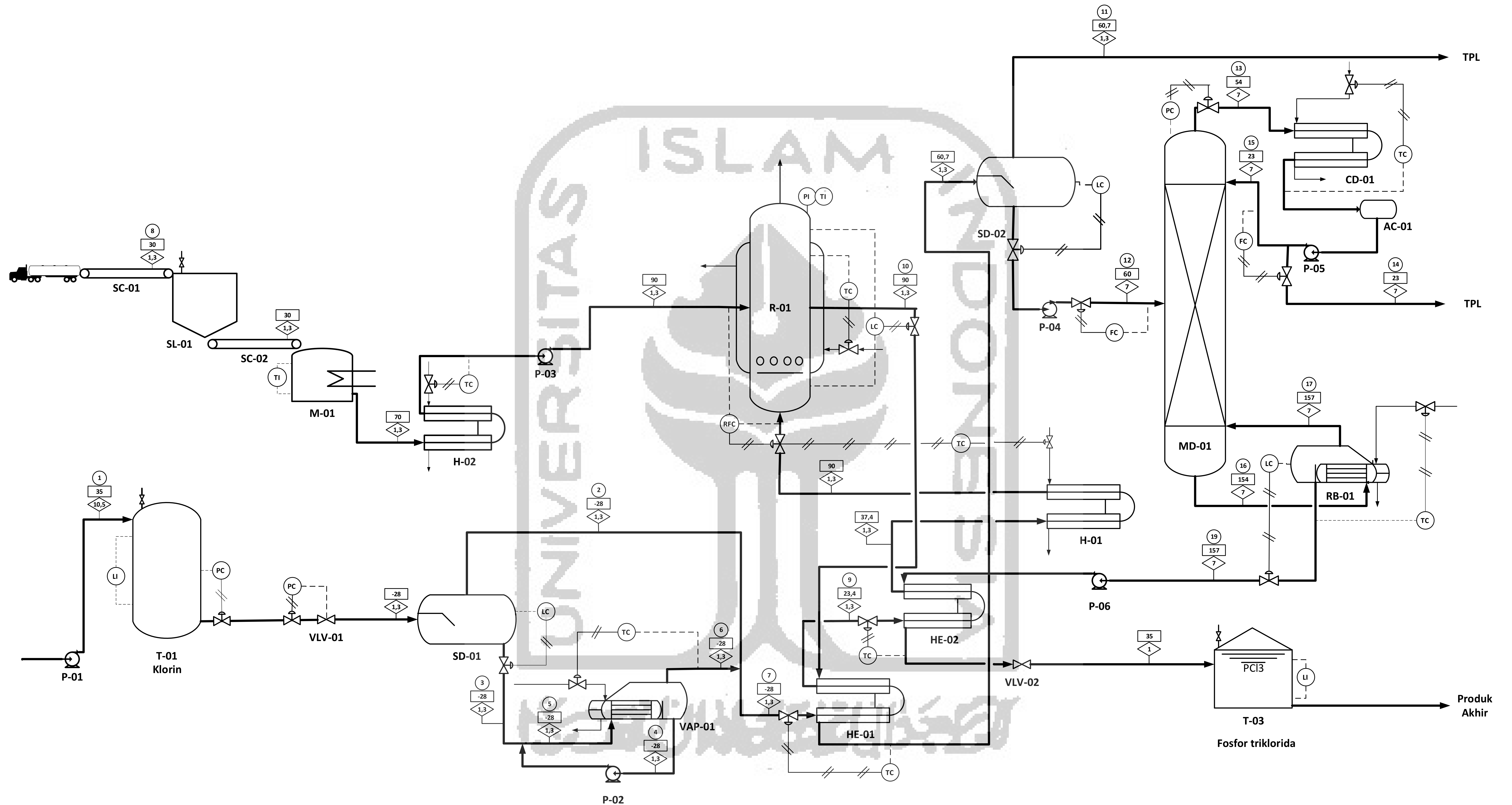
)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK FOSFOR TRIKLORIDA DARI FOSFOR DAN KLOORIN

KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
Fosfor	-	-	-	-	-	-	-	711,8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Klorin	2576,1	340,0	2236,1	447,2	2683,3	2236,1	2576,1	-	2576,1	124,5	62,3	62,3	57,9	57,5	0,4	62,3	31,1	31,1
Fosfor triklorida	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3166,8	3,7	3163,1	9,5	9,5	-	3161,8	104,3	3057,5
Arsenik	-	-	-	-	-	-	-	2,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Jumlah	2576,1	340,0	2236,1	447,2	2683,3	2236,1	2576,1	713,9	2576,1	3291,3	66,0	3225,4	67,4	67,0	0,4	3224,1	135,4	3088,6

KETERANGAN GAMBAR	KETERANGAN ALAT	KETERANGAN INDIKATOR
□ Temperatur (°C)	H Heater	LC Level Controller
◇ Tekanan (Atm)	HE Heat Exchanger	PC Pressure Control
⊗ Control Valve	T Tangki Penyimpanan	TC Temperatur Controller
○ Nomor Arus	P Pompa	LI Level Indikator
— Arus Sinyal Pneumatic	R Reaktor	LC Level Controller
--- Arus Sinyal Listrik	SD Separator Drum	FC Flow Controller
→ Arus Proses	VAP Vaporizer	TI Temperature Controller
→ Arus Utilitas	VLV Valve	PI Pressure Controller
	MD Menara Distilasi	RFC Ratio Flow Controller
	CD Condenser	HHPAI High-High Pressure Alarm Interlock
	RB Reboiler	
	AC Accumulator	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2019

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK FOSFOR TRIKLORIDA
DARI FOSFOR DAN KLOORIN
KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
 1. Isti Citra Nuraktha (15 521 138)
 2. Fatmahan Bramana Wilasta (15 521 248)

Dosen Pembimbing:
 1. Ir. Sukirman, M.M.
 2. Dr. Ili Puspasari, S.T., M.Eng.