

LAMPIRAN A

لَمْبَرَةُ اِسْمَاءِ عَلِيٍّ بْنِ اَبِي تَالِبٍ

REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsung reaksi antara Butadin dan Sulfur dioksida

Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Alasan pemilihan:

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.
2. Fase Reaktan adalah fase cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu lebih mudah, sehingga kondisi operasi dapat berlangsung secara isothermal.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya lebih rendah.

Tujuan perancangan:

1. Menghitung Neraca Massa
2. Menghitung Neraca Panas
3. Perancangan Reaktor

Kondisi operasi:

$$P = 12 \text{ atm}$$

$$T = 90^{\circ}\text{C}$$

DATA :

Raw Material :

Butadin C₄H₆

Kemurnian : 98%

Sulfur Dioksida SO₂

Kemurnian : 99,99%

Spesifikasi produk Butadiensulfon yang diinginkan C₄H₆SO₂ = 98%

Konversi reaksi 98 %



Komponen	BM
C ₄ H ₆	54
C ₄ H ₈	56
SO ₂	64
C ₄ H ₆ SO ₂	118

PERHITUNGAN REAKTOR

A. Perhitungan Volume Reaktor dan Waktu Tinggal

Komponen	BM	A	B	n	Tc
C4H6	54	0,24597	0,27227	0,29074	425,37
C4H8	56	0,23224	0,2663	0,2853	419,59
SO2	64	0,51726	0,25514	0,2893	430,75
C4H6SO2	118	0,4006	0,26983	0,304	849,00

Chemical Properties Handbook, Yaws (1999)

Dihitung dengan cara:

$$\rho = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

A, B, n = Konstanta

ρ = densitas (g/mL)

T = temperatur reaksi (K)

Tc = temperatur kritis (K)

Menghitung Debit :

$$F_t = \frac{m}{\rho}$$

MASUK REAKTOR							
Komponen	Total Masuk			Fraksi massa	R (kg/m ³)	r xi (kg/m ³)	Debit (m ³ /jam)
	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)				
C4H6SO2	118	0	0,0000	0	0	0	0
C4H6	54	60,7097	3278,3229	0,4111	0,5178	0,2129	15400,6113
C4H8	56	0,6132	34,3408	0,0043	0,4902	0,0021	16268,5784
SO2	64	72,8516	4662,5037	0,5846	1,1511	0,6729	6928,5243
Total		134,1745	7975,1675	1,0000	2,1591	0,8879	38597,7141

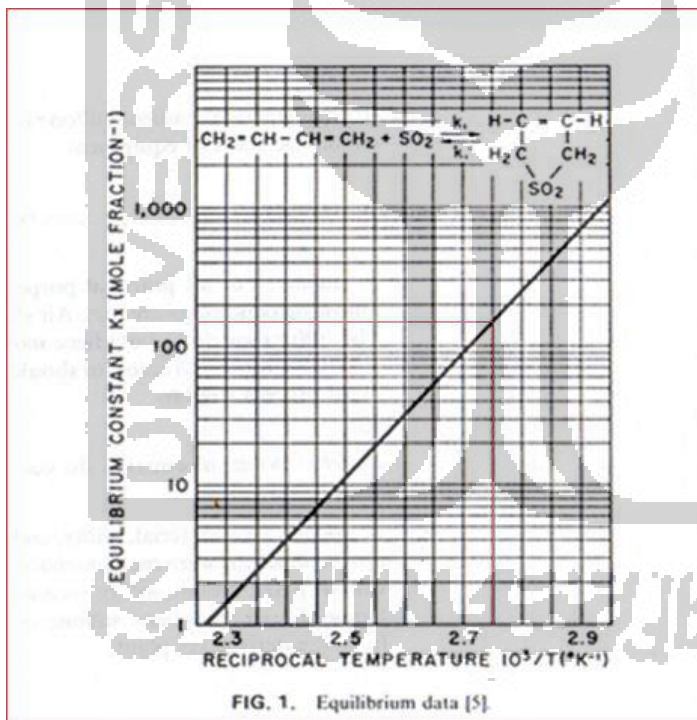
Mencari konsentrasi C_4H_6 mula-mula (C_{a0}) :

$$CA0 = \frac{FA0}{Qt} = \frac{60,7097 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{38597,7141 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} = 0,0016 \text{ kmol/m}^3$$

Mencari konsentrasi SO_2 mula-mula (CB_0) :

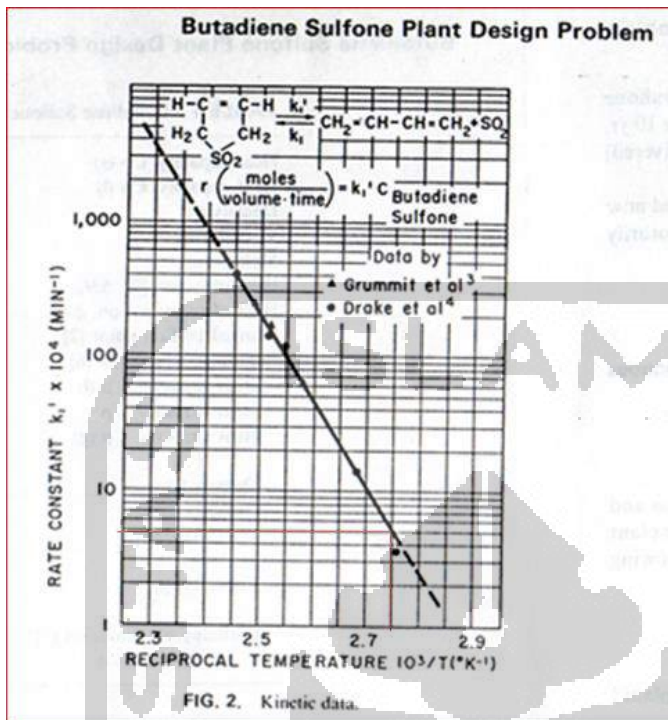
$$1,2 \times 0,0016 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} = 0,0019 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Mencari konstanta laju reaksi (k):



Encyclopedia of Chemical Processing and Design ed 5, John J. McKetta

Harga k didapatkan dari grafik 1 sebesar 150



Harga k_1' (nilai k_2) didapatkan dari grafik 2 sebesar $4,6 \times 10^{-4}$ menit⁻¹.

Sehingga Harga k diperoleh :

$$k = k_1 \times k_2'$$

$$k = 150 \times 4,6 \times 10^{-4} \text{ menit}$$

$$= 0,069 \text{ menit}^{-1}$$

Atau dalam satuan jam :

$$k = 0,0690 \times \frac{1}{\text{menit}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 4,140 \text{ jam jam}^{-1} \text{ (Nilai } k_1)$$

Mencari nilai F_{vo}

Massa total : 7975,1675 kg/jam

Densitas total : 0,8879 kg/m³

$$F_{vo} = \frac{\text{massa total}}{\text{densitas total}}$$

$$F_{vo} = \frac{7975,1675 \text{ kg/jam}}{0,8879 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 8981,8153 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 149,6969 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Mencari nilai F_{a0}

$$F_{A0} = C_{A0} \times V_0$$

$$F_{A0} : 60,7097 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{V0} : 149,6969 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_{V0}}$$

$$C_{A0} = \frac{60,7097 \text{ kmol/jam}}{8981,8153 \text{ m}^3/\text{menit}}$$

$$= 0,0068 \text{ kmol/L}$$

Berdasarkan referensi disebutkan :

1. Konversi (X_a) sebesar : 0,95
2. Reaktor berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk
3. Kinetika Reaksi : 0,069/menit

Mencari nilai C_{A1}

$$C_{A0} : 0,0068 \text{ kmol/L}$$

$$X_a : 0,95$$

$$k : 0,069/\text{menit}$$

$$CA1 = CA0 \times (1-Xa)$$

$$CA1 = 0,0068 \text{ kmol/L} \times (1-0,95)$$

$$= 0,0003 \text{ kmol/L}$$

$$(-ra) = k \times CA0$$

$$= 0,069/\text{menit} \times 0,0068 \text{ kmol/L}$$

$$= 0,00047 \text{ kmol/L.menit}$$

a. **Perhitungan volume reaktor**

Fvo =	149,6969	L/menit
x =	0,950	
k =	0,0690	/menit

Menghitung jumlah volume Reaktor pada n = 1

$$V = \frac{F_{vo} \cdot x}{k(1-x)}$$

$$= \frac{149,6969 \text{ m}^3/\text{menit} \times 0,95}{\frac{0,069}{\text{menit}} (1 - 0,95)}$$

$$= 41.221 \text{ L}$$

Jadi, diperoleh Volume Reaktor pada n = 1 sebesar 41,221L

b. Optimsi Jumlah Reaktor

Fv0 =	149,6969	L/menit
x =	0,950	
k =	0,0690	/menit

n = 1	41.221	L
n = 2	20.610	L
n = 3	13.740	L
n = 4	10.305	L

Volume 1 Reaktor : 41.221 L

Volume Over Desain = 1,2 × volume 1 reaktor

= 1,2 × 41.221 L

= 49.465,07 L

Waktu tinggal (jam) = $\frac{V}{Fv0}$

$$\frac{41.221 \text{ L } m^3}{8981,8153 \text{ jam}}$$

= 5 jam

Jumlah Reaktor	Volume (L)	Volume Over Desain	Waktu Tenggat (Jam)
1	41.221	49.465,07	5
2	20.610	24.732,53	2
3	13.740	16.488,36	2
4	10.305	12.366,27	1

Menghitung Biaya (USD) dengan rumus:

Basis harga pada volume 1000 gallon : \$ 575.400,00

Volume Reaktor : 41.221 dm³

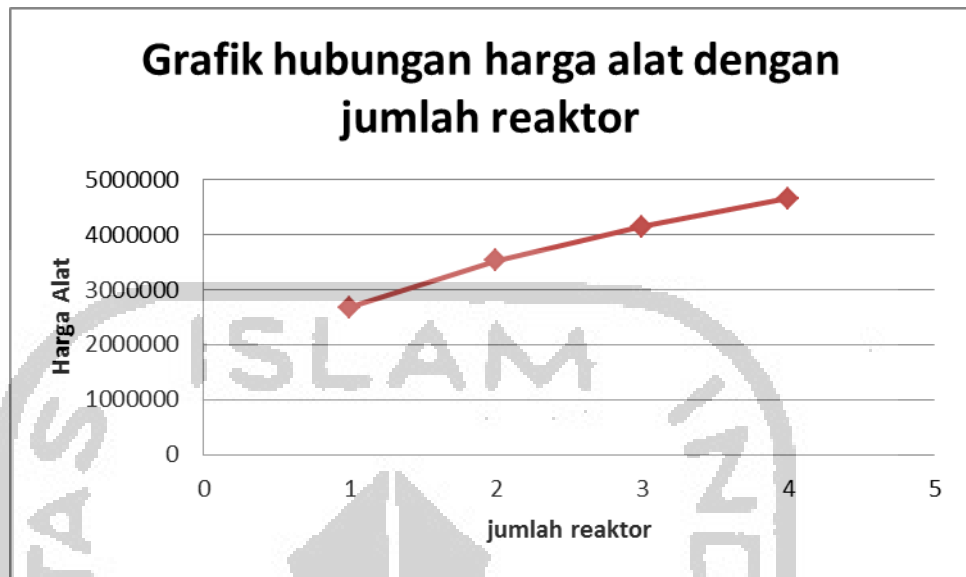
13.067,29 gal

$$\text{Biaya (USD)} = \$ 575.400,00 \left(\frac{13067,29 \text{ gal}}{1000} \right)^{0,6}$$

$$= \$ 26895559,168$$

Tabel Hasil Perhitungan Optimasi Reaktor

Jumlah Reaktor	V Reaktor (L)	V Reaktor (dm ³)	V Reaktor (gal)	Biaya (USD)	Biaya Total (USD)
1	49.465,07	49.465,07	13.067,29	2689559	2689559,168
2	24.732,53	24.732,53	6.533,64	1774447	3548894,599
3	16.488,36	16.488,36	4.355,76	1391260	4173780,491
4	12.366,27	12.366,27	3.266,82	1170699	4682794,497



Dari perhitungan diperoleh harga termurah jika jumlah reaktor dipilih sebanyak 1, yaitu dengan hasil volume sebesar 49.465,07 liter dan waktu tinggal selama 5 jam

REAKTOR (R-01)

Fungsi : Untuk mereaksikan Butadien dan Sulfurdioksida
Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk atau RATB (Continuous Stirred Tank Reaktor)

Fase : Cair – cair

Bentuk : Tangki Silinder Vertikal dengan Head dan Bottom berbentuk Torispherical

Bahan : Stainless Steel SA 167 grade 11 type 316

1. Menentukan Tipe Tangki :

Dipilih tangki berbentuk silinder vertikal dengan head berbentuk torispherical dengan pertimbangan :

- Dapat dioperasikan pada tekanan atmosferik.
- Tangki berpengaduk yang digunakan untuk menghomogenkan bahan.
- Konstruksi sederhana sehingga lebih ekonomis.

2. Menentukan Bahan Konstruksi :

Bahan dipilih karena terdapat kandungan SO₂

3. Kondisi Operasi :

- Tekanan : 12 atm
: 176,4 psia
- Suhu : 90°C
- Konversi : 95%

- Waktu Tinggal (Θ) : 5 jam

Dari optimasi reaktor diperoleh jumlah reaktor yang ekonomis sebanyak 1 buah, yang dioperasikan secara paralel.

Umpan (Arus Masuk)

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (Xi)	ρ_i (densitas) (kg/m ³)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	Viskositas	viskositas campuran
C4H6	3278,3229	0,4111	517,8475	212,8697	15,4006	0,14096	5,7946,E-02
C4H8	34,3408	0,0043	490,2191	2,1109	16,2686	6,94262	2,9895,E-02
SO2	4662,5037	0,5846	1151,0629	672,9433	6,9285	0,00000	0,0000,E+00
Total	7975,1675	1,0000	2159,1295	887,9238	38,5977	7,0836	0,0878

Produk (Arus Keluar)

komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (Xi)	ρ_i (densitas) (kg/m ³)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	Viskositas	viskositas campuran
C4H6SO2	6805,5556	0,8533	1210,2597	1032,767	6,5896	9,8864	8,4365
C4H6	163,9161	0,0206	517,8475	10,643	15,4006	0,14096	2,8973,E-03
C4H8	34,3408	0,0043	490,2191	2,111	16,2686	6,94262	2,9895,E-02
SO2	971,3549	0,1218	1151,0629	140,197	6,9285	0,00000	0,0000,E+00
Total	7975,1675	1,0000	3369,3892	1185,7178	45,1873	16,9700	8,4693

1. PERHITUNGAN DIMENSI REAKTOR

- Laju alir massa campuran masuk reaktor : 7975,1675 kg/jam

- Laju alir volumetrik campuran masuk reaktor :

$$\frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{7975,1675 \text{ kg/jam}}{887,9238 \text{ kg/m}^3} = 8,9818 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Waktu tinggal campuran : 5 jam

- Volume cairan :

$$= \text{Laju alir volumetrik} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 8,9818 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 5 \text{ jam} = 44,9091 \text{ m}^3$$

- Volume reaktor diambil 20% lebih dari volume cairan :

$$= 1,2 \times \text{Volume cairan}$$

$$= 1,2 \times 44,9091 \text{ m}^3 = 53,8009 \text{ m}^3$$

- Diambil bentuk tutup bawah reaktor torispherical head yang volumenya :

$$V_{\text{dish}} = 0,000049D_s^2$$

Dimana:

D_s : Diameter Shell, in

V_{dish} : Volume Dish, ft² (Pers 5.11 Brownell, Hal – 88)

- Volume : $\frac{\pi D^2}{4} \times H$ (Diambil $H = 3D$)

- Volume Alat = $\frac{\pi D^2}{4} H + 0,000049D^3$

$$53,8009 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 \times 3D + 0,000049D^3$$

$$53,8009 \text{ m}^3 = D^3 \times \left(\frac{3}{4} \pi + (0,000049 \text{ ft}^3) \right)$$

$$53,8909 \text{ m}^3 = D^3 \times \left(\frac{3}{4} 3,14 + (0,000049 \text{ ft}^3) \right)$$

$$53,8909 \text{ m}^3 = D^3 \times 2,3550$$

$$D^3 = \frac{53,8909}{2,3550} = 22,8831$$

$$D = \sqrt[3]{22,8831} = 2,8390 \text{ m}$$

$$= 9,3144 \text{ ft}$$

$$= 111,7734 \text{ in}$$

$$H = 3D$$

$$= 3 \times 2,8390 \text{ m} = 8,5171 \text{ m}$$

- Menghitung nilai t (tebal) :

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(Pers 13.1 Brownell & Young, 1959 Hal 254)

Dimana :

th = tebal head, m

W = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

f = allowable stress

E = joint efisiensi

C = corrosion allowance, in

- Tinggi cairan :

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$\frac{4 \times 44,9091 \text{ m}^3}{3,14 \times (2,8390 \text{ m})^2}$$

- P total : $P \text{ operasi} + P \text{ Hidrostatik}$
- P operasi : 12 atm
- P Hidrostatik : $\rho \times g \times h$

$$: 887,9238 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 7,0978 \text{ m}$$

$$: 61762,1806 \text{ N/m}^2$$

$$: 0,6095 \text{ atm}$$
- P total : $12 \text{ atm} + 0,6095 \text{ atm} = 12,6095 \text{ atm}$
- Dipilih SA-167 type 316 : (timmerhause)

Sambungan yang dipilih = Single Welded Butt Joint

f = 18750 psia

E = 0,85

C = 0,125 in/10 tahun

D = 2,8390 m

= 111,7734 in
- Tebal :
$$t_s = \frac{PD}{2fE - 1,2 P} + C$$

$$= \frac{12,6095 \text{ atm} \times 111,7734 \text{ in}}{(2 \times 18750 \times 0,85) - (1,2 \times 12,6095 \text{ atm})} + 0,125$$

$$= 0,1692 \text{ in} \quad (1/6)$$

$$= 0,4300 \text{ cm}$$

$$= 4,3003 \text{ mm}$$

- Dipilih tebal standar : 0,1875 in (3/16)

- ID shell : 111,7734 in

- OD Shell : 112,1118 in

- OD standar maka diambil OD terdekat : 114 in

$$: 0,0155 \text{ m (tabel 5.7 Bownell,1959)}$$

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell & Young Hal-90, diperoleh :

icr	=	6,875	in
rc	=	108	in
ID	=	OD - 2ts	
	=	113,6250	in
	=	2,8861	m
	=	9,4688	ft
Hs	=	340,875	in
	=	8,6582	m
	=	28,4063	ft

- Mencari nilai th standar : $th = \frac{P \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$

(Brownell & Young 1959, p.138)

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{108}{6,875}} \right) = 1,7409$$

$$th = \frac{12,6095 \times 108 \times 1,7409}{2 \times 18750 \times 0,85 - 0,2 \times 12,6095} + 0,125 = 0,1994 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, untuk t_h standar :

t_h	=	$\frac{1}{4}$	
	=	0,25	in

2. PERHITUNGAN SISTEM PENDINGIN REAKTOR

- Pendingin yang digunakan : Air pendingin Jenis Cooling Water (30-45)°C
- Suhu Masuk : 30°C = 86F
45°C = 113F
- Jumlah panas yang diambil oleh : 11015275,8024 kg/jam pendingin (Q Pendinginan)

a. Perhitungan Luas Selimut Reaktor (Luas Permukaan Jaket)

Luas selimut reaktor : $\pi \times D \times H$

: $\pi \times OD \times H$

: $OD = ID + 2t$

Outside Diameter (OD) : $111,7734 \text{ in} + (2 \times 0,1692 \text{ in})$

: 112,1118 in

Luas selimut reaktor : $3,14 \times 112,1118 \text{ in} \times 335,3201 \text{ in}$

: 118043,1282 in²

b. Perhitungan Luas Selimut Permukaan Transfer Panas

Q Pendinginan : 1101527,8 kj/jam
: 10442481,4603 Btu/jam

Dari Tabel 8 Kern, Hal-840

Fluida Dingin : Water

t in : 30°C = 86 F

t out : 45°C = 113 F

Fluida Panas : Light Organic

T in : 30°C = 86F

T out : 90°C = 194F

Nilai Ud berharga : 75 – 150 Btu/jamft²F

Trial nilai Ud : 100 Btu/jamft²F

Menghitung ΔT_{LMTD} : $\frac{(t_1 - t_2) - (t_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{t_1 - t_2}{t_2 - t_1} \right]}$

$$: \frac{(81 - 108)}{\ln \left[\frac{81}{108} \right]}$$

: 93,8536F

Q Pendinginan : Ud × A × ΔT LMTD

A (Luas permukaan transfer panas) : $\frac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$

$$: \frac{10442481,4603 \text{ btu/jam}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{jamft}^2\text{F}} \times 93,8536 \text{ F}}$$

: 1112,6351 ft²

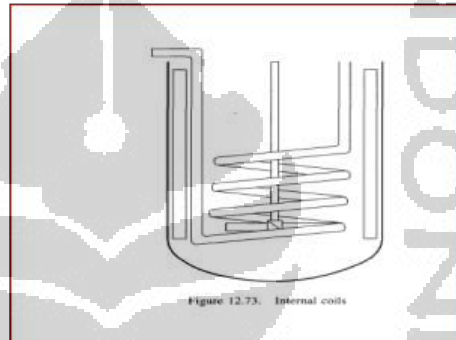
: 160219,4511 in²

c. Pemilihan Sistem Pendingin

Luas selimut Reaktor : 118043,1282 in²

Luas permukaan transfer panas : 160219,4511 in²

Luas selimut < Luas permukaan transfer panas, sehingga sistem pendingin yang digunakan adalah koil.



Q serap = 11015275,8 kJ/jam
= 2630953,4253 kkal/jam

Sifat fisik air pendingin :

T1 = 30 °C

T2 = 45 °C

ρ = 1009,118 kg/m³

μ = 0,6051 cp

cp = 4,1915 kJ/kg.K

k = 0,365 btu/jam.ft.F

Massa air pendingin yang dibutuhkan : 174616,9826 kg/jam

$$\text{Debit air pendingin yang dibutuhkan (Q)} : \frac{m}{\rho} = \frac{174616,9826 \text{ kg/jam}}{1009,1176 \text{ kg/m}^3}$$

$$: 173,0393 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Batasan kecepatan aliran air dalam pipa} : 1,5 \text{ m/s} - 2,5 \text{ m/s}$$

$$\text{Dipilih } v : 2,5 \text{ m/s}$$

(Coulson,1983)

$$\text{Luas permukaan aliran pipa (A)} = \frac{Q}{v} = \frac{173,0393 \text{ m}^3/\text{jam}}{2,5 \text{ m/s}} = 0,0192 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \sqrt{\frac{0,0192 \text{ m}^2 \times 4}{3,14}}$$

$$\text{Diameter dalam pipa } 0,1565 \text{ m} = 6,1614 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 (Kern,1983), diambil ukuran pipa standar adalah :

$$\text{IPS} : 12 \text{ in}$$

$$\text{Sch} : 30$$

$$\text{OD} : 12,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} : 12,09 \text{ in}$$

$$\text{A}' : 115 \text{ in}^2$$

$$\text{a}'' : 3,338 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

Kecepatan alir massa air :

$$G_t : \frac{m}{A \cdot t}$$

$$G_t : \frac{384964,6159 \text{ lb/jam}}{0,7986 \text{ ft} \cdot 3600}$$

$$G_t : 133,9008 \text{ lb/ft}^2\text{s} = 482042,9580 \text{ lb/ft}^2\text{.hr}$$

Koreksi kecepatan alir air :

$$v : \frac{G_t}{\rho}$$

$$v : \frac{133,9008 \text{ lb/ft}^2\text{s}}{62,9970 \text{ lb/ft}^3} = 2,1255 \text{ ft/s (memenuhi)}$$

Bilangan Reynold fluida dalam pipa :

$$NRe : \frac{D_i G_t}{\mu}$$

$$NRe : \frac{1,0075 \text{ ft} \times 133,9008 \text{ lb/ft}^2\text{s}}{0,00041 \text{ lb/fts}}$$

$$NRe : 331774,7945 \text{ (Nilai Re} > 4000 \text{ aliran turbulen)}$$

Dari grafik 26, Kern 1983, untuk $Nre = 331774,7945$ maka nilai $f = 0,00015$

Dari grafik 28, Kern 1983, untuk $Nre = 328389,3375$ maka nilai $J_h = 300$

$$h_i = jH \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 300 \left(\frac{0,3645 \text{ Btu/ftjamF}}{1,0075 \text{ ft}} \right) \left(\frac{1,00112 \frac{\text{Btu}}{\text{lbF}} \times 1,464 \text{ lb/ftjam}}{0,3645 \text{ btu/jamftF}} \right)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$= 172,5939 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Koef transfer panas ke luar pipa (hio)

$$h_{io} = h_i \left(\frac{D_i}{D_o} \right)$$

$$= 172,5939 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \left(\frac{1,0075 \text{ ft}}{1,0625 \text{ ft}} \right)$$

$$= 163,6597 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Dari Rase 1977, untuk diameter spiral atau heliks koil : 0,7-0,8 Dt

sehingga diperoleh diameter spiral koil : $80\% \times \text{ID Reaktor}$

$$: 80\% \times 9,2827 \text{ ft}$$

$$: 7,4516 \text{ ft} = 2,2712 \text{ m}$$

Untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi :

$$= h_{io, \text{ pipa}} \left[1 + 3,5 \left(\frac{D_i \text{ koil}}{D_{\text{spiral koil}}} \right) \right]$$

$$= 163,6597 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \left[1 + 3,5 \left(\frac{1,0075 \text{ ft}}{7,4261} \right) \right]$$

$$h_{io \text{ pipa}} = 99,5754 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Koefisien transfer panas reaktor ke koil : tipe agitator six blade turbin

$$h_c : 0,00265 \text{ Nre}$$

(Pers 20.5b Kern,1950)

$$: 0,00265 \times 331774,7945 = 879,2032 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

Menghitung nilai U_c :

$$= U_c = \frac{hc \times h_{io \text{ koil}}}{hc + h_{io \text{ koil}}}$$

$$= \frac{879,2032 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2.F \times 99,5754 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{hr}.F}{879,2032 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2.F + 99,5754 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{hr}.F}$$

$$U_c = 89,4452 \text{ Btu/hrft}^2F$$

Nilai R_d yang diizinkan : 0,001 – 0,003

Diambil nilai R_d : 0,001

Menghitung nilai U_d :

$$= U_d = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d\right)}$$

$$= \frac{1}{\left(\frac{1}{89,4452 \text{ Btu/hrft}^2F} + 0,001\right)}$$

$$U_d = 82,1016 \text{ Btu/hr.ft}^2.F$$

$$\Delta T_{LMTD} : 93,8536 F$$

Menghitung nilai Luas (A) :

$$= A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{10442481,4607 \text{ Btu/jam}}{82,1016 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}} \cdot \text{ft}^2.F \times 93,8536 F}$$

$$= 1355,1929 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang koil} : \frac{A}{at} = \frac{1355,1929 \text{ ft}^2}{3,338 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin}} \cdot \text{ft}} = 405,9895 \text{ ft} = 123,7456 \text{ m}$$

$$\text{Volume koil} : \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L = \frac{\pi}{4} \times 1,0625 \text{ ft}^2 \times 405,9895 \text{ ft}$$

$$: 359,7841 \text{ ft}^3$$

$$\text{Luas koil} : \pi \times Dk \times a'' = 3,14 \times 7,4516 \text{ ft} \times 3,338 \text{ ft}^2/\text{lin} \cdot \text{ft}$$

$$: 78,1021 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah lilitan} : \frac{A}{Ak} = \frac{1355,1929 \text{ ft}^2}{78,1021 \text{ ft}^2} = 17,3516 \text{ lilitan}$$

$$\text{Nilai } s : \frac{\rho}{\rho \text{ air}, 37,5C}$$

$$: \frac{1009,1176 \text{ kg/m}^3}{1016,096809 \text{ kg/m}^3}$$

$$: 0,9931$$

Nilai pressure drop dalam koil :

$$\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D \cdot s \cdot \Phi t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00015 \times 482042,9580^2 \times 4015,9895 \text{ ft}}{(5,22 \times 10^{10}) \times 1,0075 \times 0,993 \times 1}$$

$$\Delta P_t = 0,2709 \text{ psia}$$

Batasan pressure drop yang diizinkan untuk air yang mengalir dalam tube

atau koil adalah 10 psia sehingga delta P memenuhi (Kern,1983)

3.PERHITUNGAN PENGADUK

a. Menentukan Dimensi Pengaduk

Volume cairan yang diaduk : 44.9091 m³ = 11.863,7205 gallon

Viskositas cairan yang diaduk : 8,4693 cp = 0,0057 lb/fts

Densitas campuran : 1141,8342 kg/m³ = 71,2823 lb/ft³

Dari figure 10 57 Coulson, dengan viskositas tertentu maka jenis impeller yang disesuaikan dapat ditentukan:

- Pengaduk mixer dipilih jenis : *turbin or propeller*
- Dengan spesifikasi pengaduk: *flat six blade turbine with disk* (karena turbin ini dapat digunakan pada kecepatan tinggi pada cairan yang mempunyai viskositas sedang dan tidak terlalu kental.
- Gabungan dari buku (Brown fig.477 hal.507 dan Geankoplis t.3.4-1 hal.144) didapatkan persamaan-persamaan untuk "Standard Agitation System"

Dt =	diameter dalam reaktor
Di = Da =	diameter pengaduk
Zi = C =	jarak pengaduk dari dasar mixer
ZL =	tinggi cairan dalam tangki
w =	lebar blade
L =	panjang blade
J =	lebar baffle
Dd =	Diametr batang penyangga impeller
Offset 1 =	Jarak baffle dari dasar tangki
Offset 2 =	Jarak baffle dari permukaan Cairan

Sehingga didapatkan nilai

	$D_i = \frac{D_t}{3} = \frac{113,6250}{3}$		$D_d = \frac{2}{3} \times D_i = \frac{2}{3} \times 37,8750 \text{ in}$
	$= 37,8750 \text{ in}$ $= 0,9620 \text{ m}$ $= 3,1563 \text{ ft}$		$= 25,2500 \text{ in}$ $= 0,6414 \text{ m}$ $= 2,1042 \text{ ft}$
	$Z_i = 1,3 \times D_i$ $= 1,3 \times 37,8750 \text{ in}$		$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} \times D_i = \frac{1}{2} \times 37,8750 \text{ in}$
	$= 49,2375 \text{ in}$ $= 1,2506 \text{ m}$ $= 4,1031 \text{ ft}$		$= 18,9375 \text{ in}$ $= 0,4810 \text{ m}$ $= 1,5781 \text{ ft}$
	$L = 0,25 \times D_i$ $= 0,25 \times 37,8750 \text{ in}$		$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} \times J = \frac{1}{6} \times 6,4388 \text{ in}$
	$= 9,4688 \text{ in}$ $= 0,2405 \text{ m}$ $= 0,7891 \text{ ft}$		$= 1,0731 \text{ in}$ $= 0,0273 \text{ m}$ $= 0,0894 \text{ ft}$

	$J = 0,17 \times Di$ $= 0,17 \times 37,8750 \text{ in}$		
	$= 6,4388 \text{ in}$ $= 0,1635 \text{ m}$ $= 0,5366 \text{ ft}$		
	$W = 0,2 \times Di$ $= 0,2 \times 37,8750 \text{ in}$		
	$= 7,5750 \text{ in}$ $= 0,1924 \text{ m}$ $= 0,6313 \text{ ft}$		
Jumlah Baffle =	4		
Panjang Baffle =	$Hl.s - (\text{Offset 1} +$ $\text{Offset 2})$		
	= 6,5895 m		

b. Menentukan jumlah pengaduk

Viscosity	Maximum Level	Number of Impellers	Impeller Clearance	
(cP [Pa sec])	h/Dt		Lower	Upper
<<25, [<<25]	1,4	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2,1	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	0,8	1	h/3	-
>>25, [>>25]	1,6	2	Dt/3	(2/3)h

(Walas, hal-288)

Dipilih yang pertama karena viskositasnya < 25 cp

Maksimum level (h cairan/Dt) = 7,0978 m

Jumlah turbin pengaduk = $\frac{7,0978 \text{ m}}{0,9620 \text{ m}}$
= 2

c. Menentukan Power Pengaduk

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
<i>Blending</i>	0,2-0,5	-
<i>Homogeneous reaction</i>	0,5-1,5	7,5-10
<i>Reaction with heat transfer</i>	1,5-5,0	10-15
<i>Liquid-liquid mixtures</i>	5	15-20
<i>Liquid-gas mixtures</i>	5,0-10	15-20
<i>Slurries</i>	10	-

Dipilih no 3 karena ada reaksi perpindahan panas.

Tabel Trial untuk mendapatkan nilai Power

V (ft/sec)	N (rps)	Re
10	1,0090	125900,4325
11	1,1099	138490,4757
12	1,2108	151080,5190
13	1,3117	163670,5622
14	1,4126	176260,6055
15	1,5135	188850,6487

P (ft.lbf/sec)	P (Hp)	Standar Hp	Keterangan
2.849,3105	5,1806	15,08 Hp - 50,27 Hp	TMS
3.792,4323	6,8953	15,08 Hp - 50,27 Hp	TMS
4.923,6086	8,9520	15,08 Hp - 50,27 Hp	MS
6.259,9352	11,3817	15,08 Hp - 50,27 Hp	MS (KE)
7.818,5080	14,2155	15,08 Hp - 50,27 Hp	MS (KE)
9.616,4230	17,4844	15,08 Hp - 50,27 Hp	MS (KE)

Penjabaran mencari nilai P berdasarkan N trial yang didapatkan:

- Kecepatan Linear (N) : $\pi \times D \times N$

$$N = \frac{V}{\pi \times ID}$$

$$= \frac{15 \left(\frac{ft}{sec}\right)}{3,14 \times 3,1563 \text{ ft}}$$

$$= 1,5135 \text{ rps}$$

- Bilangan Reynolds :

$$N_{Re} = \frac{NDi^2 \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(1,5135 \text{ rps}) \times (3,1563 \text{ ft})^2 \times (71,2823 \frac{\text{lb}}{\text{cu. ft}})}{0,0067 \frac{\text{lb}}{\text{ft. s}}}$$

$$= 188.851$$

Mencari *Power Number* dari Figur 477 Brown

- *Power Number* :

$$N_p = \frac{P \times g_c}{N^3 \times D_i^5 \times \rho}$$

Berdasarkan Figure 477 Brown, didapatkan nilai N_p sebesar : 4

Sehingga Power

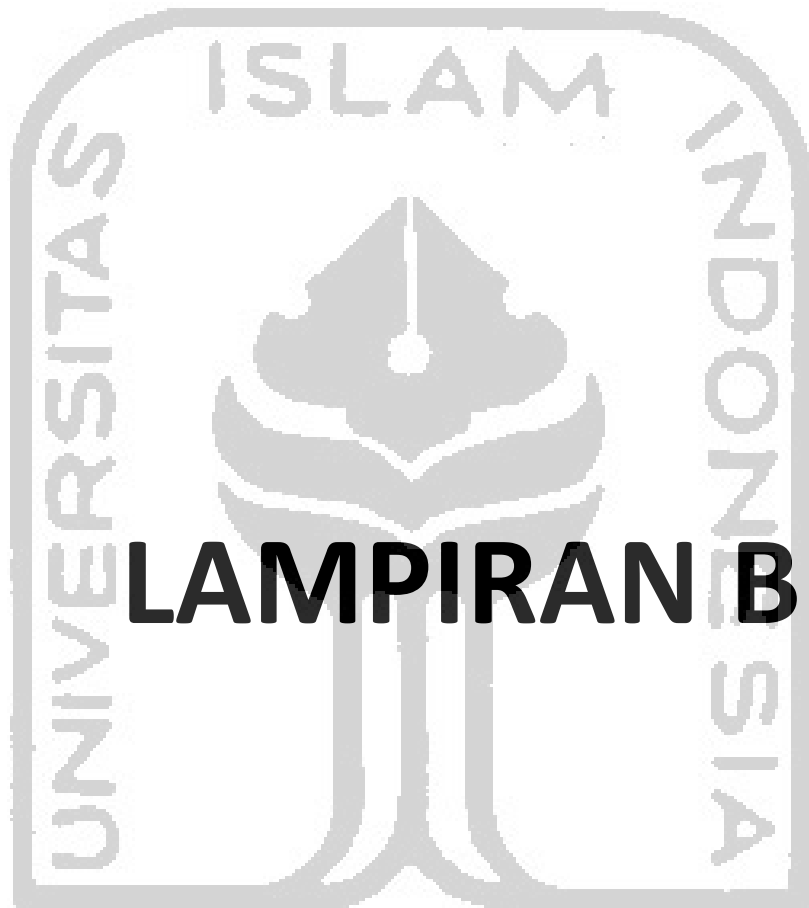
$$P = \frac{N_p \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{g_c}$$

$$= \frac{4 \times (1,5135 \text{ rps})^3 \times (3,1563 \text{ ft})^5 \times (71,2823 \frac{\text{lb}}{\text{cu. ft}})}{32,2 \frac{\text{lbm. ft}}{\text{lbf. (sec}^2\text{)}}}$$

$$P = 9.616,4230 \text{ ft.lbf/sec}$$

$$= 17,4844 \text{ Hp}$$

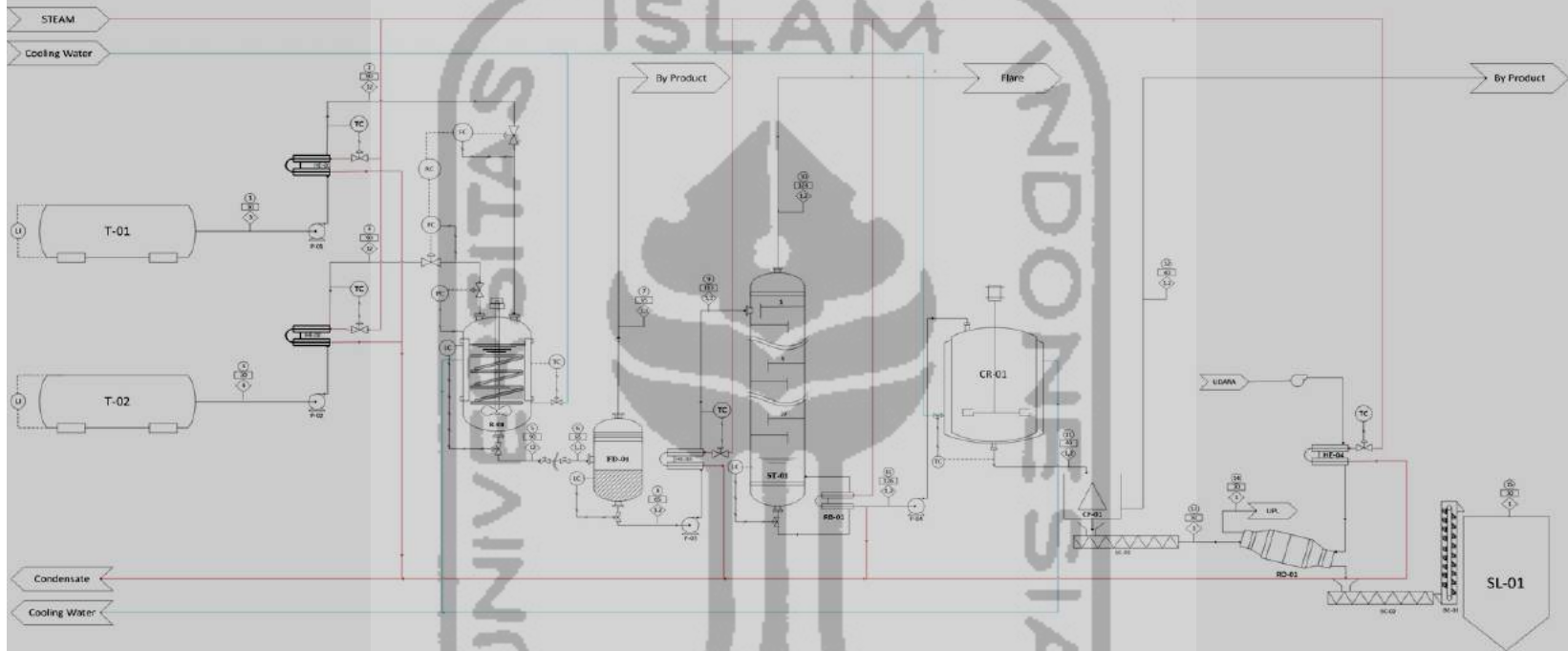
- Dari Figure 477 Brown, diperoleh nilai efisiensi sebesar 0,85
- Dari Figure 9.12 *McCabe Six-blade turbine, vertical blades*
- Daya penggerak : 20,5699 Hp
- Diperoleh P standar : 25 Hp



LAMPIRAN B

لَا إِلَهَ إِلَّا اللَّهُ مُحَمَّدٌ رَسُوْلُهُ

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK BUTADIENE SULFONE DARI BUTADIENE DAN SULFUR DIOXIIDE
DENGAN KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**



Nomor Arus	Satuan	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Suhu	°C	30	90	30	90	90	65	65	65	125	125	125	40	30	30	30
Tekanan	atm	3	22	4	12	12	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2	1	1	1
Laju Alir Massa Total	Kg/Jam	3312,68	2332,65	4662,58	4662,58	7775,18	7775,18	996,32	6577,99	6977,99	33,27	6944,72	0,14	6944,58	0,13	6944,45
Laju Alir Massa Komponen																
C ₄ H ₆	Kg/Jam	3278,32	3278,32	0,00	0,00	105,92	163,92	24,76	185,16	139,15	0,00	139,35	0,14	139,02	0,15	138,81
C ₄ H ₈	Kg/Jam	34,34	34,34	0,00	0,00	34,34	34,34	1,27	33,27	33,27	33,27	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SO ₂	Kg/Jam	0,00	0,00	4562,58	4562,58	977,30	371,16	371,16	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₄ H ₈ SO ₂	Kg/Jam	0,00	0,00	0,00	0,00	6805,56	6805,56	0,00	6805,56	6805,56	0,00	6805,56	0,00	6805,56	0,00	6805,56

Keterangan	
T	Tangki
FD	Flash Drum
S	Silo
R	Reaktor
BE	Bucket Elevator
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
RD	Rotary Dryer
HE	Heater
ST	Stripper
SC	Screw Conveyor
RB	Reboiler
FC	Flow Control
LC	Level Control
TC	Temperature Control
PC	Pressure Control
RC	Ratio Control
P	Pompa
○	Nomor Arus
□	Suhu, °C
◇	Tekanan, atm
◇	Control Valve
---	Arus Sinyal Listrik
---	Arus Pneumatik


**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2019**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK
BUTADIENE SULFONE DARI
BUTADIENE
DAN SULFUR DIOXIIDE
DENGAN KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**

DISUSUN OLEH :

1. IVA RIVANTI (15521073)
 2. DAHLIANI WAHYU N (15521061)

DOSEN PEMBIMBING :

1. Prof. Dr. Zainus Salim, M.Sc.
 2. Nurli Anisa Agnes, S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Iva Rinanti
 No. MHS : 15521073
2. Nama Mahasiswa : Dahliani Wahyu Ningsih
 No. MHS : 15521091
- Judul Prarancangan)* : Prarancangan Pabrik Buradiene Sulfone Dari Buradiene dan Sulfur Dioxide Dengan Kapasitas 55.000 Ton/tahun.
- Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16/4/2019	Kapasitas Pabrik	
2.	23/4/2019	Neraca Massa Reaktor	
3.	30/4/2019	Neraca Massa Flash Drum	
4.	7/5/2019	Neraca Massa Stripper	
5.	13/5/2019	Neraca Panas Reaktor, FD, ST	
6.	19/5/2019	Perancangan Tangki, pompa, HE	
7.	20/5/2019	Perancangan Reaktor	
8.	12/7/2019	Perancangan Jaki (Koi)	
9.	15/7/2019	Perancangan Flash Drum	
10.	5/8/2019	Perancangan FD	
11.	7/8/2019	Perancangan Stripper	
12.	14/8/2019	Perancangan Kristalizer	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11/11/2019

Pembimbing,

Zainus Salimin, Prof, Ir., M.Si.

)* 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 : Iva Rinanti
No. MHS : 15521073
 2. Nama Mahasiswa : Dahliani Wahyu Ningsih
No. MHS : 15521091
- Judul Prarancangan)* : Prarancangan Pabrik Buradiene Sulfone Dari Buradiene Dan Sulfur Dioxide Dengan Kapasitas 55.000 Ton/tahun.
- Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	16/8/2019	Perancangan Centrifuge	
14	26/8/2019	Perancangan Rotary Dryer	
15	9/9/2019	Perancangan BE	
16	6/9/2019	Perancangan Silo	
17	12/9/2019	Utilitas	
18	22/10/2019	PEFD	
19	4/11/2019	PEFD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11/11/2019

Pembimbing,

Zainus Salimin, Prof., Ir., M.Si.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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



FAKULTAS
TEKNOLOGI INDUSTRI

Gedung KH. Mas Mansur
Kampus Terpadu Universitas Islam Indonesia
Jl. Kaliurang km 14,5 Yogyakarta 55584
T. (0274) 896444 ext. 4110, 4700
F. (0274) 895007
E. fti@uii.ac.id
W. fti.uii.ac.id

Nomor : 248/Ka-Prodi/20/TK/X/2019
Lamp : -
Hal : Surat Tugas Perpanjangan Bimbingan Prarancangan

Yth. Bapak/Ibu Dosen
Zainus Salimin, Prof., Ir., M.Si.
Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri UII
Yogyakarta

Assalamu'alaikum Warahmatullaahi Wabarakaatuh

Dengan ini kami sampaikan bahwa mahasiswa tersebut di bawah ini:

1. Nama : Iva Rinanti
Nomor Mhs: 15521073
2. Nama : Dahliani Wahyu Ningsih
Nomor Mhs : 15521091

akan melakukan perpanjangan bimbingan Prarancangan. Sehubungan dengan hal tersebut terhitung mulai tanggal **05 Oktober 2019** sampai dengan **02 April 2020** kami menugaskan kepada bapak ibu dosen sebagai **Dosen Pembimbing 1 Prarancangan** mahasiswa tersebut di atas.

Demikian permohonan kami sampaikan, atas perhatian dan kesediaan Bapak/Ibu dosen kami ucapkan terima kasih.

Wassalamu'alaikum Warahmatullaahi Wabarakaatuh



Yogyakarta, 04 Oktober 2019
Ketua Program Studi,

D. Suharno Rusdi
NIP. 845210102



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Iva Rinanti
 No. MHS : 15521073
2. Nama Mahasiswa : Dahliani Wahyu Ningsih
 No. MHS : 15521091

Judul Prarancangan)* :

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	1/4/2019	Penentuan Judul Tugas Akhir	
2.	10/4/2019	Kapasitas Pabrik	
3.	11/6/2019	Neraca Massa Reaktor	
4.	24/6/2019	Neraca Massa Flashdrum	
5.	13/8/2019	Neraca Energi	
6.	21/8/2019	Neraca Energi	
7.	11/9/2019	Utilitas pabrik	
8.	25/9/2019	Evaluasi Ekonomi pabrik	
9.	31/9/2019	Naskah pra rancangan (PEFD).	
10.	4/11/2019	Naskah Pra Rancangan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 4/11/2019

Pembimbing,

Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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



Scanned with
 CamScanner



FAKULTAS
TEKNOLOGI INDUSTRI

Gedung KH. Mas Mansur
Kampus Terpadu Universitas Islam Indonesia
Jl. Kalirejo km 14,5 Yogyakarta 55584
T. (0274) 896044 ext. 4110, 4100
F. (0274) 895007
E. ft@uii.ac.id
W. ft.uii.ac.id

Nomor : 248/Ka-Prodi/20/TK/X/2019
Lamp : -
Hal : Surat Tugas Pembimbing Prarancangan

Yth. Bapak/Ibu Dosen
Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.
Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri UII
Yogyakarta

Assalamu'alaikum Warahmatullaahi Wabarakaatuh

Dengan ini kami sampaikan bahwa mahasiswa tersebut di bawah ini:

1. Nama : Iva Rinanti
Nomor Mhs : 15521073
2. Nama : Dahliani Wahyu Ningsih
Nomor Mhs : 15521091

melakukan perpanjangan bimbingan Prarancangan. Sehubungan dengan hal tersebut terhitung mulai tanggal **05 Oktober 2019** sampai dengan **02 April 2020** kami menugaskan kepada bapak ibu dosen sebagai **Dosen Pembimbing 2 Prarancangan** mahasiswa tersebut di atas.

Demikian permohonan kami sampaikan, atas perhatian dan kesediaan Bapak/Ibu dosen kami ucapkan terima kasih.

Wassalamu'alaikum Warahmatullaahi Wabarakaatuh



Yogyakarta, 04 Oktober 2019
Kepada Program Studi,

Dr. Suharno Rusdi
NIK. 845210102