

**LAMPIRAN A**

جامعة الإسلام في إندونيسيا

# REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi antara Asam Salisilat dan Asetat Anhidrat menjadi Aspirin dan Asam Asetat.

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 cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya operasi lebih rendah.

Tujuan perancangan:

1. Menghitung neraca massa
2. Menghitung neraca panas
3. Perancangan reaktor

Kondisi operasi:

$$P = 1 \text{ atm}$$

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

DATA:

Raw material:

Asam salisilat ( $C_7H_6O_3$ ):

- a. Asam Salisilat : 99,5% berat
- b. Impuritas (inert) : 0,5% berat

Asetat Anhidrat ( $C_4H_6O_3$ ):

- a. Asetat Anhidrat : 99% berat
- b. Asam Asetat : 1% berat

Spesifikasi produk Aspirin yang diinginkan ( $C_9H_8O_4$ ) = 99,5%

Konversi atas dasar Asam Salsilat ( $C_7H_6O_3$ ) = 90%

*Reactant ratio* =  $C_4H_6O_3$ :  $C_7H_6O_3$ :  $C_2H_4O_2$  = 1,4: 1: 1

Sifat Komponen yang Terlibat

Komponen	BM	Tbp (°C)	Tmp (°C)
$C_7H_6O_3$	138,12	211	159
$C_4H_6O_3$	102,04	139,6	-73
$C_9H_8O_4$	180,15	140,0	135
$C_2H_4O_2$	60,05	118,1	16,7

### A. Menghitung Konsentrasi Awal

Menghitung konsentrasi awal  $a$  ( $C_{a0}$ ):

Komponen	BM (kg/kmol)	rho (kg/m <sup>3</sup> )	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	138,12	1.439,90	7,04	927,87	0,67
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	102,04	571,27	7,04	719,08	1,25
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	60	9,63	0,121	7,26	0,75
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	180,16	93,50	0	0	0
Total			14,220	1699,225	2,68

Sehingga:  $C_{a0} = 2,62 \text{ kmol/m}^3$

$$M = C_{b0} / C_{a0} = F_{a0} / F_{b0} = 1$$

Menghitung konstanta laju reaksi

Diketahui:  $t_{\text{reaksi}} = 120 \text{ menit} = 2 \text{ jam}$

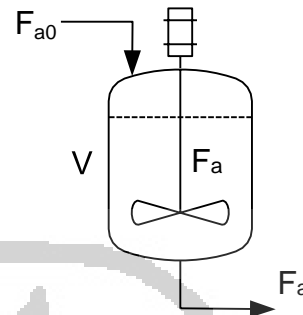
$$X_a = 0.9$$

$$k = 113,40 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \text{ (} J. \text{ Chemometrics 2005; 19: 329–340)}$$

## B. Perancangan Reaktor

### Model Matematis Perancangan Reaktor

- Asumsi:
1. Isothermal
  2. Pengadukan sempurna
  3. Laju alir volumetrik tetap
  4. Steady state



Neraca Massa A

Laju A masuk - Laju A keluar - Laju reaksi A = Laju Akumulasi

$$F_{a0} - F_a - (-r_a) V = 0$$

$$(-r_a) V = F_v (C_{a0} - C_a)$$

$$k C_{a0}^2 (1 - X_a) (M - X_a) V = F_v C_{a0} X_a$$

$$V / F_v = t = X_a / (k C_{a0} (1 - X_a) (M - X_a))$$

Dengan:  $M = C_{b0} / C_{a0} = 1$

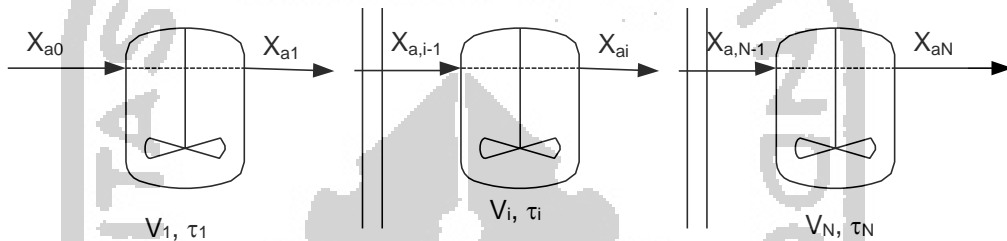
Dirancang:  $X_a = 0.9$

## Optimasi Jumlah Reaktor

Dirancang: Besarnya volum reaktor dan waktu tinggal sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V$$

$$t_1 = t_2 = t_i = t_N = t$$



Sehingga untuk  $N$  buah reaktor:

$$\tau = \frac{X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a1})(M-X_{a1})} = \frac{X_{a2} - X_{a1}}{kC_{a0}(1-X_{a2})(M-X_{a2})} = \dots = \frac{X_{aN} - X_{a,N-1}}{kC_{a0}(1-X_{aN})(M-X_{aN})}$$

Algoritma perhitungan optimasi jumlah reaktor:

1. Menentukan jumlah reaktor ( $N$ ) buah
2. Trial konversi ( $X_{a1}$  sampai  $X_{a,N-1}$ )
3. Menghitung  $t_1$  sampai  $t_N$

4. Jika  $t_1 \sim t_2 \sim \dots \sim t_N$  maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi
5. perhitungan dari no.2.
6. Hitung volum tiap reaktor.
7. Hitung volum total reaktor.
8. Hitung harga relatif reaktor

Harga relatif reaktor diambil sebagai dasar optimasi yang dihitung dengan six-tenth rules.

**Penentuan harga relatif reaktor:**

Jika untuk 1 buah reaktor yang mempunyai volum  $V_1$  harganya  $C_1$  maka untuk N buah reaktor:

$$C_N = N C_1 \left( \frac{V_i}{V_1} \right)^{0.6}$$

Maka harga relatif N buah reaktor dengan volum masing-masing  $V_i$  adalah:

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = \left( \frac{V_i}{V_1} \right)^{0.6}$$

Menghitung laju alir volumetrik ( $F_v$ ) dan konsentrasi a mula-mula ( $C_{a0}$ )

Komponen	rho (kg/m <sup>3</sup> )	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1.439,90	7,04	972,87	0,67
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	571,27	7,04	719,08	1,25
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	9,63	0,12	7,26	0,75

Komponen	rho (kg/m <sup>3</sup> )	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	0	0	0	0
		14,22	1.699,2250	2,68

Diperoleh,  $F_v = 2,68 \text{ m}^3/\text{jam}$

$C_{a0} = 2,62 \text{ kmol/m}^3$

Perhitungan optimasi jumlah reaktor:

- Jumlah Reaktor 1

Reaktor ke-	X <sub>a</sub> , N-1	X <sub>a</sub> , N	t (jam)	error t
1	0	0,9	0,30	0
			0,30	0

$N = 1$

$t, \text{ rata-rata} = 0,30 \text{ jam}$

$V_i = t \cdot F_v = 0,813 \text{ m}^3$

$V = N \cdot V_i = 0,813 \text{ m}^3$

$C_{\text{relatif}} = 1$



- Jumlah Reaktor 2

Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t (jam)	error t
1	0	0,76	0,05	0
2	0,76	0,9	0,05	2,02E-04
			5,93	2,02E-04

$$N = 2$$

$$t, \text{ rata-rata} = 0,04 \text{ jam}$$

$$V_i = t \cdot F_v = 0,123 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot V_i = 0,246 \text{ m}^3$$

$$C_{\text{relatif}} = 0,644$$

- Jumlah Reaktor 3

Reaktor ke-	Xa, N-1	Xa, N	t (jam)	error t
1	0	0,66	0,02	0
2	0,66	0,83	0,02	1,00E-03
3	0,83	0,9	0,02	1,76E-03
			0,06	2,76E-03

$$N = 3$$

$$t, \text{ rata-rata} = 0,02 \text{ jam}$$

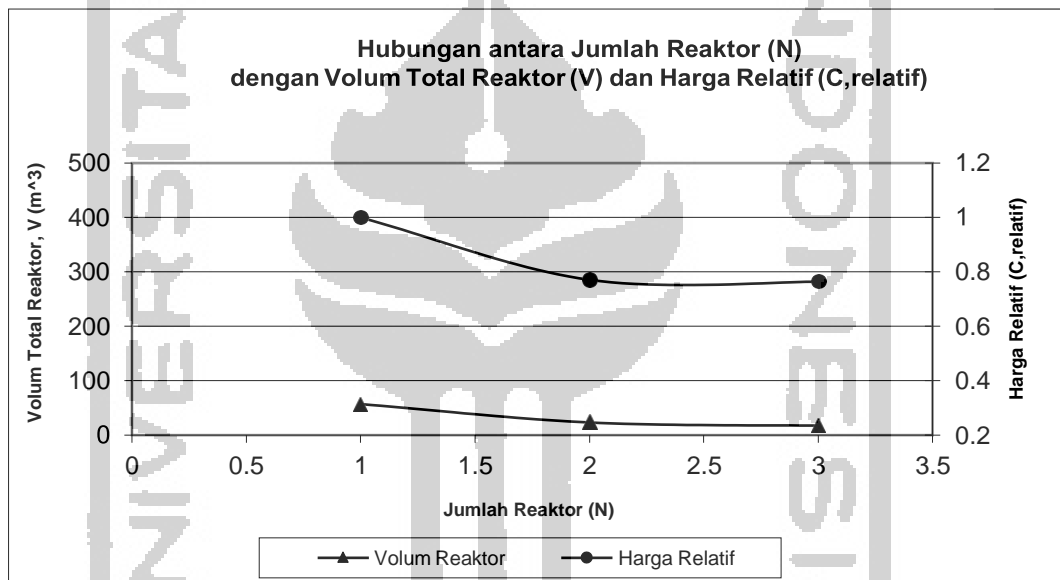
$$V_i = t \cdot F_v = 0,05 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot V_i = 0,16 \text{ m}^3$$

$$C_{\text{relatif}} = 0,60$$

Tabulasi volum total reaktor dan harga relatif untuk berbagai jumlah reaktor:

Jumlah Reaktor	Volum (m <sup>3</sup> )	Harga relative
1	0,813	1
2	0,246	0,64
3	0,168	0,60



Dari data-data yang ditampilkan dalam tabel dan grafik terlihat bahwa harga RATB akan paling murah jika menggunakan 1 reaktor. Namun optimasi diatas tidak memperhitungkan kebutuhan space dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan seperti yang disebut diatas akan semakin besar dengan semakin banyaknya jumlah reaktor.

Sehingga susunan reaktor yang dipilih:

- 1 buah reaktor disusun secara seri
2. Volume masing-masing reaktor =  $0,81 \text{ m}^3$
3. Waktu tinggal di tiap reaktor =  $0,30 \text{ jam}$

**Neraca Massa Tiap Reaktor:**

Diketahui:  $X_{a1} = 0,9$

- Reaktor (R-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	Umpan		Hasil Reaksi	
		Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3$	138	7,049	927,87	7,049	92,787
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3$	102	7,049	719,08	7,049	71,908
$\text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2$	60	0,12	7,26	6,465	387,954
$\text{C}_9\text{H}_8\text{O}_4$	180	0	0	6,344	1142,0746
Total		14,22	1.699,225	14,22	1.699,225

### C. Dimensi Reaktor

Diameter dan Tinggi Reaktor Menurut Peters dan Timmerhaus (1980), overdesign yang direkomendasikan untuk "Continuous Reactor" adalah 20 %. Jadi volume masing-masing reaktor adalah:

$$V = 1.2V_i = 0,976 \text{ m}^3$$

Dirancang:  $D = H$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$H = D = 1,08 \text{ m}$$

Dipilih: Bahan konstruksi Stainless Steel SA Grade C



Spesifikasi: Max.Allowable Stress,  $f = 12.650$  psia

Efisiensi sambungan,  $E = 0,8$

Corrosion Allowance,  $C = 0,125$  in

Tekanan Perancangan

$$P_d = 1,2 \cdot P_{\text{operasi}} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psia}$$

Tebal Shell:

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0,6P_d} + C$$

Diketahui:  $r_i = ID/2 = 0,537$  m

$$= 21,17 \text{ in}$$

Diperoleh:  $t_s = 0,16$  in

Dipilih: Ukuran standar,  $t_s = 0,1875$  in (3/16 in)

$$= 0,00635 \text{ m}$$

Tebal Head:

Jenis: Torispherical Dished Head

Spesifikasi:  $r = ID = 0,53$  m

$$= 21,17 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{0.885P_d r}{fE - 0.1P_d} + C$$

Diperoleh:  $t_h = 0,15 \text{ in}$

Dipilih: Ukuran standar,  $t_h = 0,1875 \text{ in}$  (3/16 in)  
 $= 0,00476 \text{ m}$

Menentukan jarak puncak dengan straight flange (Tinggi Head)

Dipilih:  $sf = 1,5 \text{ in}$

$ID_s = 42,34 \text{ in}$

$a = ID/2 = 21,17 \text{ in}$

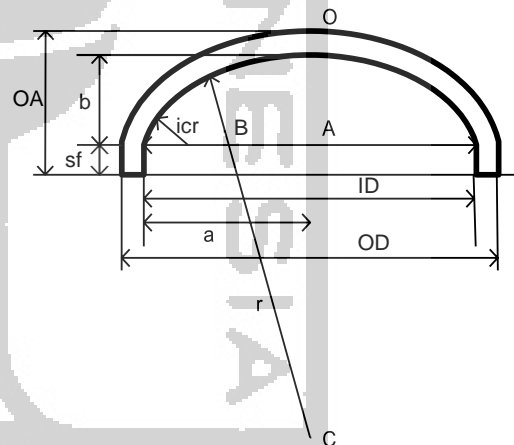
$AB = a - icr = 18,17 \text{ in}$

$BC = r - icr = 45,000 \text{ in}$

$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 41,16 \text{ in}$

$b = r - AC = 6,83 \text{ in}$

$OA = b + sf + t_h = 8,51 \text{ in}$



Sehingga diperoleh tinggi head:  $= 8,51 \text{ in}$

$= 0,216 \text{ m}$

## D. Perancangan Pengaduk

Jenis: Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles (Wallas. 288)

Spesifikasi:

1. Diameter impeller:  $D_a = D_t / 3 = 0,35$  m

2. Posisi sudu impeller:  $E = D_a = 0,35$  m

3. Lebar impeller:  $W = D_a / 5 = 0,07$  m

4. Kedalaman baffle:  $J = D_t / 12 = 0,08$  m

5. Panjang sudu impeller:  $L = D_a / 4 = 0,08$  m

Putaran pengaduk untuk cairan agak kental besarnya sekitar 140 rpm

(Coulson, 1986)

6. Putaran pengaduk:  $N = 140$  rpm

$= 2,33$  rps

Power Motor Pengaduk

Sifat fisis cairan dalam reaktor:  $\rho = 631,94 \text{ kg/m}^3$

$\mu = 0,0028 \text{ kg/m.dtk}$

Bilangan Reynold  $= 190231,28$

Dari Fig. 8.6, Rase (1977) diperoleh:

Power Number  $N_p = 0,2$

Tenaga pengadukan  $P = N_p \rho N^3 D_a^5$

$$P = 9,510 \text{ J/dtk} = 0,012 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor:  $\eta_m = 95 \%$

Power Motor  $P_m = 1,0 \text{ Hp}$

Dipilih motor dengan daya standar: 1 Hp

### F. Perhitungan Neraca Panas

Perhitungan Panas Reaksi Standar

Data panas pembentukan standar (Cehmcad, 5.2)

Komponen	$\Delta H_f^0$
	J/kmol
$C_7H_6O_3$	-466,35
$C_4H_6O_3$	-575,72
$C_2H_4O_2$	-434,84
$C_9H_8O_4$	-698,115

Panas reaksi standar pada suhu 25 oC dicari dengan persamaan berikut:

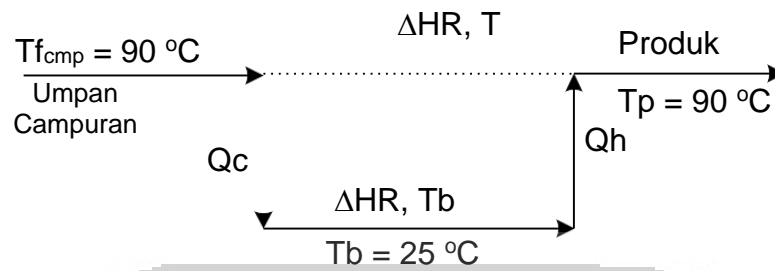
$$\Delta H_{r,0} = \sum_{\text{reaktan}} v_i \Delta H_{f,0} - \sum_{\text{produk}} v_i \Delta H_{f,0}$$

$$\Delta H_{r,0} = -9,09E+07 \text{ J/kmol}$$

### Perhitungan Panas Reaksi di R-01

Asumsi: Reaksi berlangsung isothermal pada suhu 90 °C





Umpan Cmp = Umpan campuran dari mixer

1. Panas untuk penurunan suhu umpan sampai 25 °C (Qc)

Komponen	Cp	Fm1	(Fm. Cp)1
	J/kmol. K	kmol/jam	J/jam. K
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	175.352,34	7,049	1.236,205
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	205,07	7,049	1.445,66
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	138,21	0,12	16,73
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	278.850,83	0	0
Total		14,22	1.237,66

Umpan campuran keluar dari Mixer

$$T_{f1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{c1} = \sum (F_{mi} C_{pi})_1 (T_b - T_{f1})$$

$$Q_{c1} = -6188341,72 \text{ J/jam}$$

2. Panas reaksi standar

Panas reaksi standar  $\Delta H_{r0} = -9,09\text{E}+07 \text{ J/kmol}$

Jumlah a yang bereaksi  $F_{ma, \text{reaksi}} = 6,34 \text{ kmol/jam}$

Panas reaksi  $\Delta H_r = -5,77\text{E}+08 \text{ J/jam}$

3. Panas untuk kenaikan suhu produk sampai 90 °C (Qh)

Komponen	Cp	Fm	Fm. Cp
	J/kmol. K	kmol/jam	J/jam. K
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	175.352,35	0,7049	123,620
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	205,07	0,7049	144,569
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	138,21	6,465	893,631
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	278.850,83	6,344	1.769,268
		14,22	1.893,927

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

$$Q_h = \sum F_{mi} C_{pi} (T_p - T_b)$$

$$Q_h = 123105257,6 \text{ J/jam}$$

4. Panas reaksi total

$$(\Delta H_r) A = Q_c + D H_r + Q_h = -4,60E+08 \text{ J/jam}$$

$$= -109460,782 \text{ kkal/jam}$$

$$= -4,34E+05 \text{ Btu/jam}$$

## F. Perancangan Koil Pendingin R-01

Beban Panas Koil Pendingin ( $Q_H$ )

$$Q_H = (-\Delta HR) A -$$

$$Q_H = 4,34+05 \text{ Btu/jam}$$

Medium Pendingin

Dipilih: Air pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm

$$T_{c1} = \text{Suhu air masuk koil} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c2} = \text{Suhu air keluar koil} = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c, \text{avg}} = \text{suhu air rata-rata} = \frac{1}{2} (T_{c1} + T_{c2})$$
$$= 37,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 310,7 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata:

$$\text{Berat molekul} \quad BM_c = 18,015$$

$$\text{Konduktifitas panas} \quad k_c = 1,22 \text{ W/m. K}$$
$$= 0,706 \text{ Btu/jam. ft}^2(\text{oF/ft})$$

$$\text{Densitas} \quad \rho_c = 991,674 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61,908 \quad \text{lb/ft}^3$$

Kapasitas panas  $C_{pe} = 75.252,81 \text{ J/kmol. K}$

$$= 0,99 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F}$$

Viskositas  $\mu_c = 1,92\text{E-}174 \text{ Pa.dtk}$

$$= 4,7\text{E-}171 \text{ lb/ft.jam}$$

Beda Suhu Logaritmik ( $\Delta T_{lm}$ )

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{c1}) - (T_R - T_{c2})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}}$$

$$\Delta T_{lm} = 44,58 \text{ } ^\circ\text{C} = 112,24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Spesifikasi Koil:

Umumnya koil dengan ukuran 2 dan 2 1/2 in paling ekonomis untuk "shop fabrication" dan ukuran 1 1/2 dan 2 in untuk "field fabrication".

Spesifikasi tube standar untuk koil:

Bahan = Stainless Steel

Diameter luar: OD = 1,50 in

Birmingham Wire Gage: BWG = 18

Diameter dalam: ID = 1,40 in

Luas permukaan dalam:  $A_i = 0,37 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Luas permukaan luar:  $A_o = 0,39 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Luas tampang:  $A_f = 1,54 \text{ in}^2$

Kebutuhan Medium Pendingin ( $w_c$ )

$$Q_c = Q_H$$

$$Q_c = w_c \cdot C_{p,c} \cdot \Delta T_c$$

$$w_c = \frac{Q_c}{C_{p,c} \Delta T_c}$$

Dengan:  $\Delta T_c = T_{c2} - T_{c1} = 15 \text{ } ^\circ\text{C} = 27 \text{ } ^\circ\text{F}$

Diperoleh:  $w_c = 1,61\text{E}+04 \text{ lb/jam}$

Fluks Massa Pendingin Total ( $G_{c, \text{tot}}$ )

$$G_{c, \text{tot}} = \frac{w_c}{A_f}$$

$$G_{c, \text{tot}} = 1,51\text{E}+04 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Fluks Massa Tiap Set Koil ( $G_i$ )

$$G_i = \rho_c \cdot v_c$$

Kecepatan medium pendingin (air) di dalam pipa/tube pada umumnya berkisar antara 1.25 - 2.5 m/dtk.

Dipilih:  $v_c = 1,5 \text{ m/dtk} = 4,92 \text{ ft/dtk}$

Diperoleh:  $G_i = 304,67 \text{ lb/dtk.ft}^2 = 1.096.800,30 \text{ lb/jam.ft}^2$

Jumlah Set Koil ( $N_c$ )

$$N_c = \frac{G_{c, \text{tot}}}{G_i}$$

$$N_c = 1,37$$

Dipakai:  $N_c = 2$  set koil

Koreksi Fluks Massa Tiap Set Koil ( $G_{i, kor}$ )

$$G_{i, kor} = \frac{G_{c, tot}}{N_c}$$

$$G_{i, kor} = 7,54E+05 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Cek Kecepatan Medium Pendingin ( $v_{c, cek}$ )

$$v_{c, cek} = \frac{G_i}{\rho_c}$$

$$v_{c, cek} = 3,38 \text{ ft/dtk} = 1,03 \text{ m/dtk (masih memenuhi)}$$

Beban Panas Tiap Set Koil ( $Q_{ci}$ )

Asumsi: Beban panas terbagi merata pada tiap set koil

$$Q_{ci} = \frac{Q_c}{N_c}$$

$$Q_{ci} = 2,17 E+05 \text{ Btu/jam}$$

Dirt Overall Coefficient ( $U_d$ )

Kisaran  $U_d$  untuk sistem heavy organics - water = 5 - 75 Btu/jam. ft<sup>2</sup>.°F

(Table 8, Kern, 1965: hal 840)

Dipilih:  $U_d = 50$  Btu/jam. ft<sup>2</sup>.°F

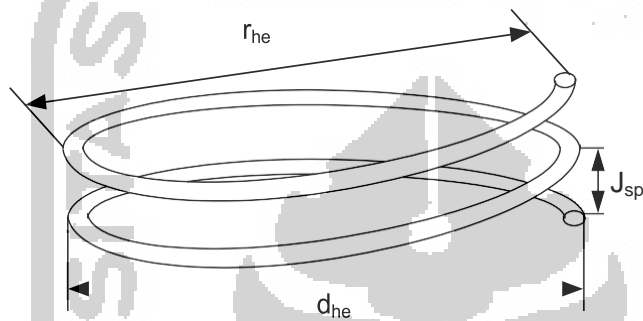
### Luas Perpindahan Panas Tiap Set Koil (Aci)

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U \Delta T}$$

D    m

$$A_{ci} = 38,69 \text{ ft}^2$$

### Lay Out Koil



### Diameter heliks (dhe)

Besarnya diameter heliks koil berkisar antara 70 - 80 % Dt.

Dipilih:  $d_{he} = 75 \% Dt$

Diketahui:  $Dt = 1,07 \text{ m} = 3,52 \text{ ft}$

Diperoleh:  $d_{he} = 0,80 \text{ m} = 2,64 \text{ ft}$

### Jarak antar pusat koil (Jsp)

Dipilih:  $J_{sp} = 2 \text{ OD, koil}$

Diketahui:  $OD, koil = 1,5 \text{ in} = 0,125 \text{ ft}$

Diperoleh:  $J_{sp} = 3 \text{ in} = 0,25 \text{ ft}$

### Panjang satu putaran heliks koil (Lhe)

$$\begin{aligned}
 L_{he} &= \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar} \\
 &= \frac{1}{2} \cdot p \cdot r_{he} + \frac{1}{2} \cdot p \cdot d_{he} \\
 &= \frac{1}{2} \cdot p \cdot (\sqrt{d_{he}^2 + J_{sp}^2}) + \frac{1}{2} \cdot p \cdot d_{he} \\
 &= 8,32 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Panjang koil tiap set ( $L_{ci}$ )

$$L_{ci} = \frac{A_{ci}}{A_o}$$

$$L_{ci} = 98,59 \text{ ft}$$

Jumlah putaran tiap set koil ( $N_{pc}$ )

$$N_{pc} = \frac{L_{ci}}{L_{he}}$$

$$N_{pc} = 11,83$$

$$\text{Dipakai: } N_{pc} = 12 \text{ putaran}$$

Koreksi panjang koil tiap set ( $L_{ci, kor}$ )

$$L_{ci, kor} = N_{pc} \cdot L_{he}$$

$$L_{ci, kor} = 99,94 \text{ ft}$$

Tinggi koil ( $L_c$ )

$$L_c = J_{sp} \cdot N_{pc} \cdot N_c$$

$$L_c = 6 \text{ ft} = 1,82 \text{ m}$$



Volum koil ( $V_c$ )

$$V_c = N_c \cdot (\mu/4 \cdot (OD)^2 L_{ci})$$

$$V_c = 2,45 \text{ ft}^3 = 0,06 \text{ m}^3$$

Cek tinggi cairan setelah ditambah koil ( $h_L$ )

$$h_L = \frac{V(\text{cair}) + V(\text{koil})}{\left(\frac{\pi}{4} D_R^2\right)}$$

Diketahui:  $V(\text{cair}) = 0,81 \text{ m}^3$  (cairan di dalam shell reaktor)

Diperoleh:  $h_L = 0,97 \text{ m} > L_c (= 0,76 \text{ m})$

Kesimpulan: Semua koil tercelup di dalam cairan

Koefisien Perpindahan Panas di dalam Koil ( $h_i$ )

Koefisien perpindahan panas di dalam koil dihitung berdasarkan  $h_i$  untuk pipa dan kemudian di-koreksi karena adanya efek curvature. Untuk air didalam pipa pada tekanan sedang dan suhu antara 40 F – 220 F, ( $h_i$ ) dapat dihitung dengan persamaan berikut (Mc Adam, 1985 hal: 228):

$$h'_i = 150(1 + 0.011T_{c,avg}) \frac{V_c^{0.8}}{ID^{0.2}}$$

$$h'_i = 1.279,930 \left( \frac{\text{Btu/jam. ft}^2 \cdot \text{°F}}{ID} \right)$$
$$h_i = h'_i \left( 1 + 3.5 \frac{ID}{d_{he}} \right)$$

$$h_i = 1.279,930 \quad \text{Btu/jam. ft}^2. ^\circ\text{F}$$

Koefisien Perpindahan Panas di luar Koil ( $h_o$ )

Fluks massa fluida dalam reaktor ( $G_o$ )

$$G_o = (g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot \rho_f^2 \cdot OD)^{1/2}$$

Dengan:

$g = \text{percepatan gravitasi bumi} = 9,807$	$\text{m/dtk}^2$
	$= 4,17\text{E}+08$
	$\text{ft/jam}^2$
$T_f = T_r = \text{suhu reaksi} = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194$	$^\circ\text{F} = 654 \text{ R}$
$\beta = \text{koefisien ekspansi termal} = 1/T_f = 0,0015$	$1/\text{R}$
$\Delta T = T_f - T_{c, \text{avg}}$	$= 94,50$
	$^\circ\text{F}$
$\rho_f = \text{densitas fluida}$	$= 121,11$
	$\text{kg/m}^3$
	$= 75,61$
	$\text{lb/ft}^3$
Diperoleh: $G_o$	$= 207.494,48 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$

Bilangan Reynolds di luar koil ( $Re_o$ )

$$Re_o = \frac{OD \cdot G_o}{\mu_f}$$

Dengan:  $\mu_f = \text{viskositas fluida} = 5,40\text{E}-08 \text{ Pa.dtk} = 0,0001 \text{ lb/ft.jam}$

Diperoleh:  $Re_o = 198.550.400,29$

$$h'_o = C_{pf} \cdot G_o \left( \frac{k_f}{C_{pf} \mu_f} \right)^{0.5} \left( \frac{0.53}{Re_o} \right)^{0.25}$$

Dengan:  $C_{pf}$  = kapasitas panas fluida = 673,94 Btu/lb. °F

$k_f$  = konduktifitas panas fluida = 6,42 Btu/jam. ft. °F

Diperoleh:  $h_o = 131.179,55$  Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Koefisien Perpindahan Panas di dalam Koil dengan Dasar Diameter Luar ( $h_{io}$ )

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$h_{io} = 131.179,54$  Btu/jam. ft<sup>2</sup>. °F

Clean Overall Coefficient ( $U_c$ )

$$U_c = \frac{h_o h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$U_c = 1087,357$  Btu/jam. ft<sup>2</sup>. °F Cek

Dirt Factor

Untuk  $T_f < 240$  oF,  $T_c < 125$  oF,  $vc > 3$  ft/dtk, dan air pendingin yang digunakan berasal dari cooling tower yang make up-nya tidak di-treatment kembali maka  $R_d$ , min = 0,001

(Table 12, Kern, 1965: hal 845)

Syarat  $R_d > R_{d, \text{min}}$

$$R_{d, \text{min}} = \frac{U_c - U_D}{U_c + U_D}$$

$R_d = 0,93 > R_{d, \text{min}}$  (memenuhi syarat)

Cek Pressure Drop

Syarat:  $\Delta P < 10$  psi

Bilangan Reynolds dalam koil ( $Re_i$ )

$$Re_i = \frac{ID \cdot G_i}{\mu_c}$$

$$Re_i = 1,8907E+175$$

Faktor friksi untuk pipa baja (f)

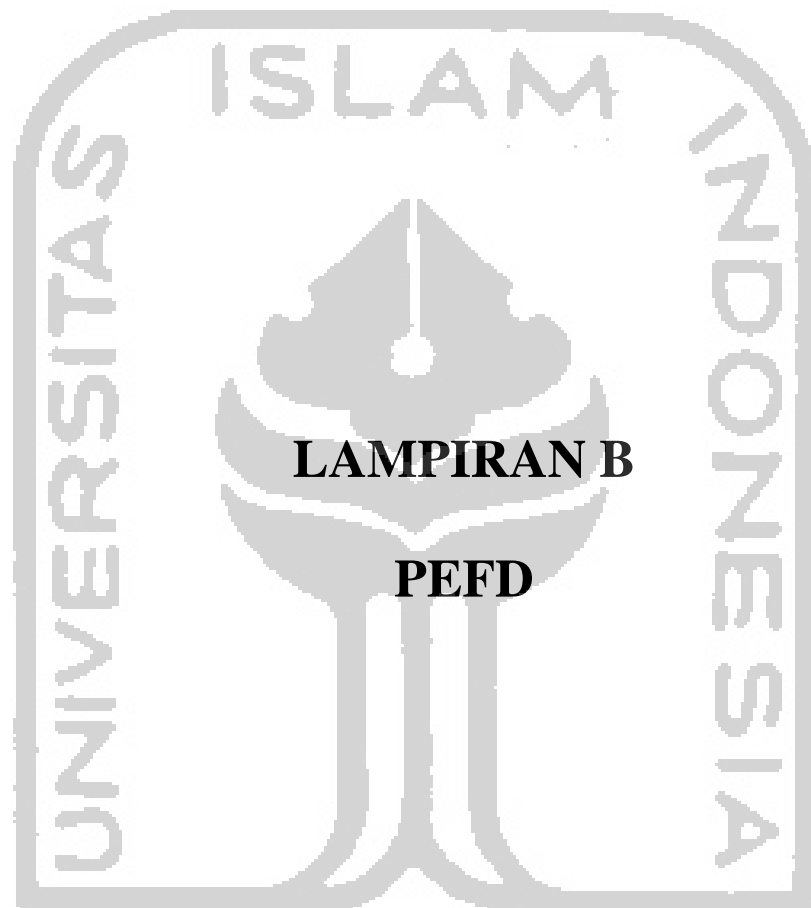
$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_i^{0,42}}$$

$$f = 0,0035$$

Pressure Drop

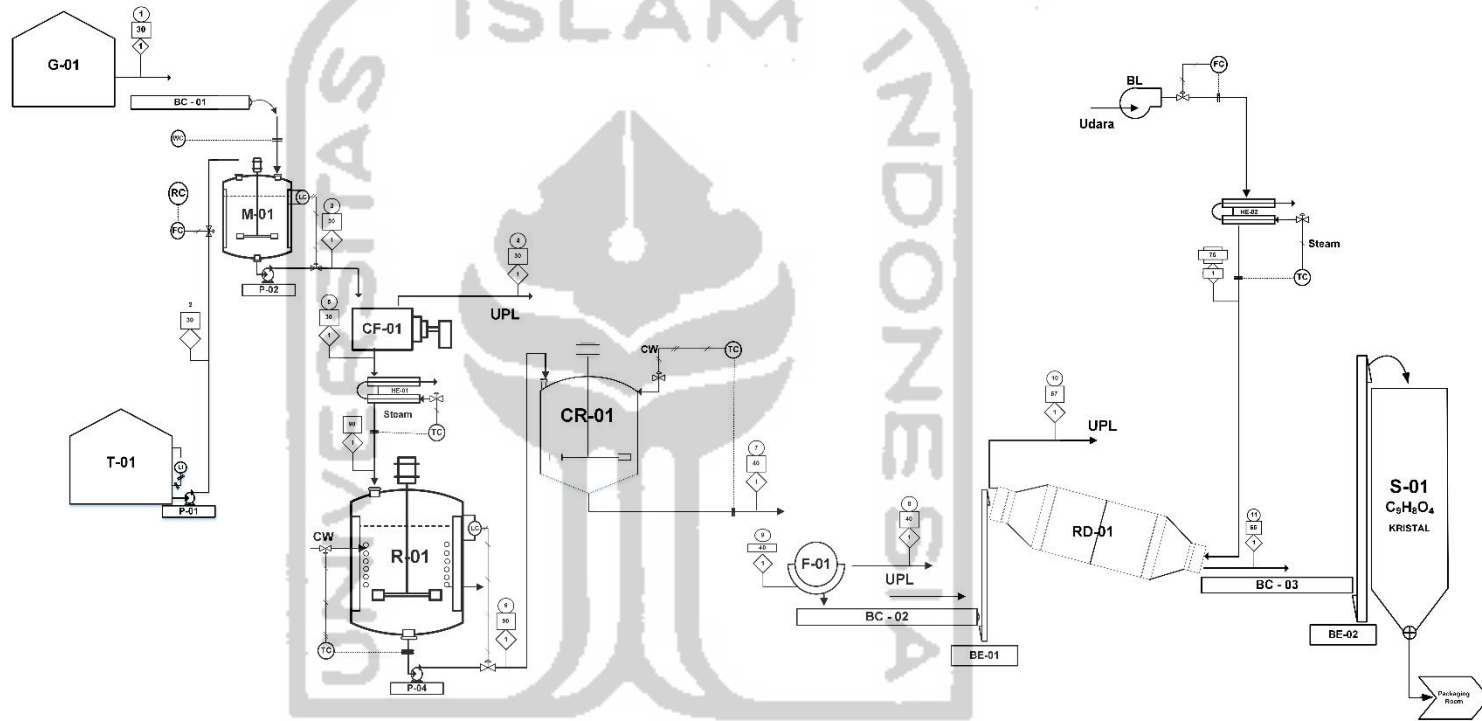
$$\Delta P = \frac{4 f G_i^2 L}{2 g \rho_c^2 ID}$$

$$\Delta P = 1,17 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi syarat)}$$



جامعة الإسلام في إندونيسيا

*Process Engineering Flow Diagram*  
**Prarancangan Pabrik Asetilsalisilat (Aspirin) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrat**  
**Kapasitas : 10.000 ton/tahun**



Keterangan Gambar :

BC	Belt Conveyor	FC	Flow Controller	○	Nomor Arus
BE	Bucket Elevator	LC	Level Controller	□	Suhu (°C)
BL	Blower	TC	Temperature Controller	◇	Tekanan (atm)
CF	Centrifuge	WC	Weight Control	⊗	Control Valve
Co	Cooler			⋯	Electric Connection
CR	Crystallizer			—	Udara Instrumen
FD	Flash Drum			—	Piping Line
HE	Heater				
HO	Hopper				
M	Mixer				
P	Pompa				
R	Reaktor				
RD	Rotary Drier				
S	Silo				
T	Tangki Penyimpan				

	<b>FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI</b> <b>UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA</b> <b>YOGYAKARTA</b> <b>2020</b>
<b>PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM</b> <b>Prarancangan Pabrik Asetilsalisilat (Aspirin) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrat</b> <b>Kapasitas : 10.000 ton/tahun</b>	
Dikerjakan oleh: 1. GETAR SABDAYAGRA      14521161 2. MUHAMAD RIDHO FARIZAN      14521263	
Desen pembimbing: 1. Dr. Ir. Farham I.M. Saleh, MSIE. 2. Ajeng Yulianto Dwi Lestari, S.T., M.T.	

No	Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)										
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	972,8779		972,8779		972,8779	97,2878	97,2878	97,1905	0,0973	0,0876	0,0097
2	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>		719,0836	719,08		719,0836	71,9084	71,9084	71,8365	0,0719	0,0647	0,0072
3	C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>		7,2635	7,2635		7,2635	387,9548	387,9548	387,5669	0,3880	0,3492	0,0388
4	C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>						1142,0740					
5	C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub> Kristal							1142,0740		1142,0740		1142,0740
6	SiO <sub>2</sub>	4,8888		4,8888	4,8888							
Total		977,7667	726,3471	1704,1138	4,8888	1699,2250	1699,2250	1699,2250	556,5938	1142,6312	0,5014	1142,1297



### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhamad Ridho Farizan  
 No. MHS : 14521263
2. Nama Mahasiswa : Getar Sabdayagra  
 No. MHS : 14521161

Judul Prarancangan )\* : Perancangan pabrik kimia aram anhidrat sulfat  
 dari aram sulfat dan anhidrat dengan kapasitas 10.000 ton/tahun.

Mulai Masa Bimbingan : 03 September 2019

Batas Akhir Bimbingan : 28 Februari 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10-09-19	Pengajuan Judul dan pembagian tugas	fr
2	17-09-19	Penentuan Kapasitas	fr
3	04-12-19	Pengeretaan PFD	fr
4	06-12-19	Analisa Ekonomi	fr
5	09-12-19	Analisa Ekonomi	fr
6	23-12-19	Draft Skripsi	fr
7	30-12-19	Pengerahan	fr

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, \_\_\_\_\_

Pembimbing,

Dr. Ir. Farham HM. Saleh, MSIE.

)\* 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 : Muhamad Ridho Farizan  
 No. MHS : 14521263
2. Nama Mahasiswa : Getar Sabdayagra  
 No. MHS : 14521161

Judul Prarancangan )\* : Perancangan pabrik kimia arom asetil salisilat dan asam salisilat dan asetat salisilat dengan Kapasitas 10.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : 03 September 2019

Batas Akhir Bimbingan : 28 Februari 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	12-09-19	Pengajuan Judul	Ujung
2	15-09-19	Pemilihan Judul	Ujung
3	06-12-19	Penentuan Kapasitas	Ujung
4	09-12-19	Perancangan neraca massa	Ujung
5	23-12-19	Pengecekan neraca massa	Ujung
6	30-12-19	Pengecekan alat berat	Ujung
7	3-01-20	Pengecekan alat berat	Ujung
8	7-01-20	Pengecekan alat kecil	Ujung
9	9-01-20	Pengecekan PFD	Ujung
10	13-01-20	Evaluasi Ekonomi	Ujung
11	14-01-20	Pengolahan	Ujung
12	17-01-20	Pta - Pendadaran	Ujung

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 30 Desember 2019

Pembimbing,

Ujung

Jeng Xianji Dwi Lestari, ST, MT

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

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