LAMPIRAN

REAKTOR (R-01)

1. Reaktor (R-01)

Nama alat : Reaktor

Kode alat : R-01

Fungsi : Mereaksikan asam salisilat dan metanol dengan bantuan katalis asam sulfat

Proses : Kontinyu

Kondisi operasi : Suhu = 60 °C

Tekanan = 1,0 atm

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

$$C_7H_6O_3 + CH_3OH \longrightarrow C_8H8O_3 + H_2O$$

$$a + b \longrightarrow c + d$$

Perbandingan mol umpan :

$C_7H_6O_3$: CH_3OH

1 : 8

	$C_7H_6O_7$ +	CH_3OH →	$C_8H_8O_3$ +	H_2O
Mula-mula :	18,8333	150,6664	18,268301	18,268301
Reaksi :	18,268301	18,268301	18,268301	18,268301
Sisa :	0,564999	132,398099	18,268301	18,268301

1. Menentukan kecepatan reaksi

Persamaan laju reaksi :

Reaksi dianggap berorde 1 karena nilai Cb lebih besar dibandingkan Ca

$$\mathbf{(-ra) = k.Ca}$$

Dengan:

(-ra): laju reaksi $C_7H_6O_3$ kmol/m^3.jam

k : konstanta laju reaksi, m^3/kmol.jam

Ca : konsentrasi $C_7H_6O_3$, kmol/m^3

Cb : konsentrasi CH_3OH, kmol/m^3

Sehingga :

$-r_A = k \times C_A$

Dimana kondisi Cb lebih besar dari Ca

Dari persamaan diatas diperoleh persamaan nikail t adalah:

$$t = \frac{X}{K-(1-X)}$$

Ca0 = 2,1775 kmol/m^3

Cb0 = 17,4197 kmol/m^3

Xa = 0,97

A = 1,46 10^12

Eact= 85,3600 Kj/mol

R = 8,3145 J/mol.k

K $= A * (exp\frac{Eact}{R\ X\ T})$

K = 0,0597

Perhitungan optimasi jumlah reaktor

Jumlah Reaktor 1

Reaktor ke-	Xa,N-1	Xa,N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,9700	9,0214	0,0000
Total			**9,0214**	**0,0000**

N = 1,0000

t, rata-rata = 9,0214 Jam

Vi = t.Fv = 78,0278 m^3

V = N.Vi = 78,0278 m^3

Crelatif = 1,0000

Jumlah Reaktor 2

Reaktor ke-	Xa,N-1	Xa,N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,826798981	1,331900498	0,0000E+00
2,0000	0,8268	0,97	1,331824936	0,00
Total			**2,663725433**	**7,5562E-05**

N = 2,0000

t, rata-rata = 1,3319 Jam

Vi = t.Fv = 11,5196 m^3

V = N.Vi = 23,0391 m^3

Crelatif = 0,6347

Jumlah Reaktor 3

Reaktor ke-	Xa,N-1	Xa,N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,6897956	0,62043281	0,00E+00
2,0000	0,6898	0,90395549	0,622139649	1,71E-03
3,0000	0,9040	0,97	0,614239523	6,19E-03
Total			**1,856811981**	**7,90E-03**

N = 3,0000

t, rata-rata = 0,6189 Jam

Vi = t.Fv = 5,3533 m^3

V = N.Vi = 16,0600 m^3

Crelatif = 0,6011

Jumlah Reaktor 4

Reaktor ke-	Xa,N-1	Xa,N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,58298098	0,390050476	0,00E+00
2,0000	0,5830	0,825839049	0,389066681	9,84E-04
3,0000	0,8258	0,9280497	0,396356363	6,31E-03
4,0000	0,9280	0,97	0,390154038	1,09E-03
total			**1,565627558**	**8,3770E-03**

N = 4,0000

t, rata-rata = 0,3914 Jam

Vi = t.Fv = 3,3854 m^3

V = N.Vi = 13,5414 m^3

Crelatif = 0,6088

Jumlah Reaktor 5

Reaktor ke-	Xa,N-1	Xa,N	t (jam)	error t
1,0000	0,0000	0,498591	0,277443529	0,00E+00
2,0000	0,4986	0,752698	0,286689172	9,25E-03
3,0000	0,7527	0,875983	0,277364777	7,88E-05
4,0000	0,8760	0,9389982	0,288220561	1,53E-03
5,0000	0,9390	0,97	0,288328747	1,64E-03
Total			1,418046785	1,2495E-03

N = 5,0000

t, rata-rata = 0,2836 Jam

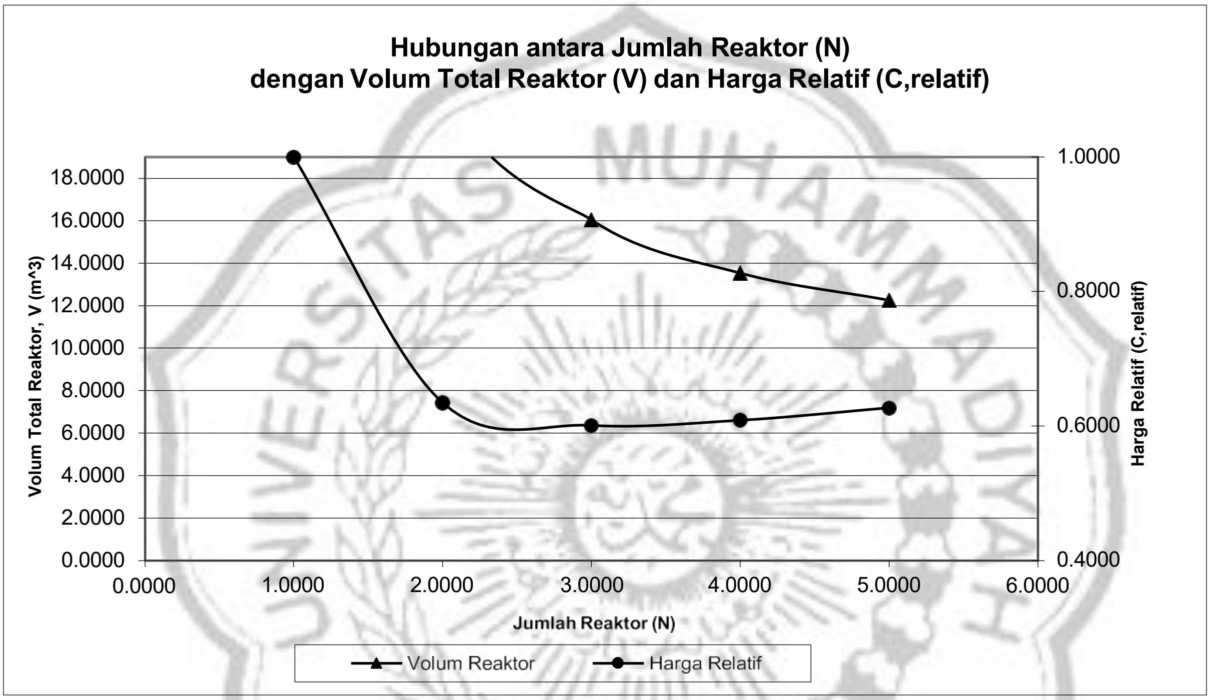
Vi = t.Fv = 2,4530 m^3

V = N.Vi = 12,2650 m^3

Crelatif = 0,6272

Tabulasi volume total reaktor dan harga relatif untuk berbagai jumlah reaktor

Jumlah Reaktor	Volume (m^3)	Harga relatif
1,0000	78,0278	1,0000
2,0000	23,0391	0,6347
3,0000	16,0600	0,6011
4,0000	13,5414	0,6088
5,0000	12,2650	0,6272



Dari data-data yang ditampilkan dalam tabel dan grafik terlihat bahwa harga RATB akan paling murah jika menggunakan 2 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. Oleh karena itu jumlah reaktor yang dipakai hanya 2 mengingat perubahan harga alat dari 2 ke 3, dst tidak terlalu besar, sementara perubahan harga alat dari 1 ke 2 sangat mencolok.

Sehingga susunan reaktor yang dipilih :

1. 2 buah reaktor disusun secara seri
2. Volume masing-masing reaktor = 11,5196 m^3

3. Waktu tinggal di tiap reaktor = 1,3319 Jam

a. Data Cairan R-01

- Densitas Cairan

$$A = [B^{-(1-\frac{T}{Tc})^{n}}]$$

Komponen	A	B	n	Tc	rho
$C_7H_6O_3$	0,35733	0,25345	0,2625	680	1,162
$C_8H_7NO_4$	0,3915	0,252	0,28571	800	1,308
CH_3OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58	0,787
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,027
H_2SO_4	0,42169	0,19356	0,2857	925	1,833
$C_8H_8O_3$	0,37125	0,26414	0,2612	701	1,175

- Viskositas Cairan

$$\log(\mu) = A + (\frac{B}{T}) + (C \times T) + (D \times T^2)$$

Komponen	A	B	C	D	miu Cp	kg/ms	333
$C_7H_6O_3$	-9,931	1,72E+03	1,98E-02	-1,57E-05	1,27E+00	1,27E-03	
$C_8H_6O_5$	-47,1881	1,02E+04	7,40E-02	-4,06E-05	3,24E+03	3,24E+00	
CH_3OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	3,58E-01	3,58E-04	
H_2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	4,68E-01	4,68E-04	
H_2SO_4	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,17E-05	3,27E+01	3,27E-02	
$C_8H_8O_3$	-9,5757	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	1,27E+00	1,27E-03	

b. Neraca Panas Reaktor

Kapasitas panas cairan masing – masing komponen :

Kapasitas panas untuk cairan dinyatakan dengan menggunakan persamaan :

CP = A + BT + CT2 + DT3

Dimana :

Cp = kapasitas panas cairan pada suhu T (J/mo.K)

T = suhu (K)

Data kapasitas panas :

Komponen	A	B	C	D
$C_7H_6O_3$	72,3	1,107	-0,002702	0,0000027
$C_8H_6O_5$	-54,663	1,7295	-0,00333	0,00248
CH_3OH	40,152	0,31	-0,00103	0,00000146
H_2O in	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-06
H_2SO_4	26,004	0,703	-0,00139	0,00000103
$C_8H_8O_3$	97,902	1,0367	0,0024663	2,4373E-06
H_2O out	92,053	-0,03995	-0,00021103	5,3469E-06

Perhitungan Neraca Panas Reaksi Standart

Komponen	ΔHf^0	Cp (tr)
	J/mol	J/mol.K
$C_7H_6O_3$	-585300	233,721672
$C_8H_6O_5$	-287000	65893,83565
CH_3OH	-238400	79,71349275
H_2O in	-285830	203,0946879
H_2SO_4	-735130	139,3402739
$C_8H_8O_3$	-394030	690,8291136
H_2O out	-285830	203,0946879

Panas reaksi standart pada suhu 25˚C dicari dengan persamaan sebagai berikut :

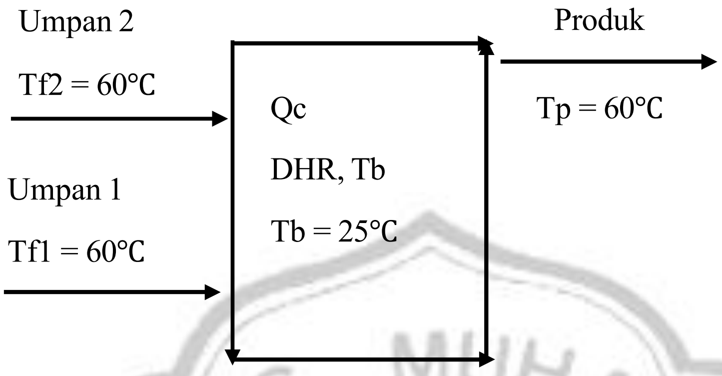
$$\Delta H_{r0} = \sum_{produk} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{reaktan} v_i \Delta H_{f0}$$

Sehingga diperoleh :

ΔH_{r0} = 1,44E+05 J/mol

- Perhitungan Panas Reaksi di R-01

Asumsi : reaksi berlangsung isothermal pada suhu 100°C.



Umpan 1 : umpan segar $C_7H_6O_3$

Umpan 2 : umpan segar CH_3OH

Panas untuk penurunan suhu umpan sampai 25°C

Komponen	Cp	Fm1	Fm2	(Fm.Cp)1	(Fm.Cp)2
	J/mol.K	mol/jam	mol/jam	J/jam.K	J/jam.K
$C_7H_6O_3$	233,722	3261,947		762387,646	
$C_8H_6O_5$	65893,836	190,235		12535336,887	
CH_3OH	79,713		135095,047		10768898,028
H_2O	203,095		15656,665		3179785,496
Total		**3452,18**	**150751,71**	**13297724,53**	**13948683,52**

Umpan segar $C_7H_6O_3$

Tfl = 60

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

Q_{c1} = -465420358,668 J/jam

Umpan segar CH_3OH

Tf2 = 60

$Q_{c2} = \sum(F_{mi}C_{pi})_2(T_b - T_{f2})$

Q_{c2} = -488203923,353 J/jam

Panas penurunan suhu umpan total :

Qc = Qc1 + Qc2

Qc = -465420358,668 -488203923,353

Qc = -953624282,021 J/jam

- Panas Reaksi Standart

Panas reaksi standart DHr0n = 143840 J/mol

Jumlah a yang bereaksi Fma, reaksi = 15571,3533 mol/jam

Panas reaksi DHr = 2239783452,630 J/jam

Panas untuk kenaikan suhu produk sampai 60°C

Komponen	Cp	Fm	Fm.Cp
	J/mol.K	mol/jam	J/jam.K
$C_7H_5O_3$	233,722	3261,947	762387,646
$C_8H_6O_5$	65893,836	190,235	12535336,887
CH_3OH	79,713	135095,047	10768898,028
H_2O	203,095	15656,665	3179785,496
Total		**154203,894**	**27246408,058**

TP = 60

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

Qh = -953624282,02 J/jam

Panas Reaksi Total

$(\Delta Hr)_A$ = Qc + ΔHr + Qh

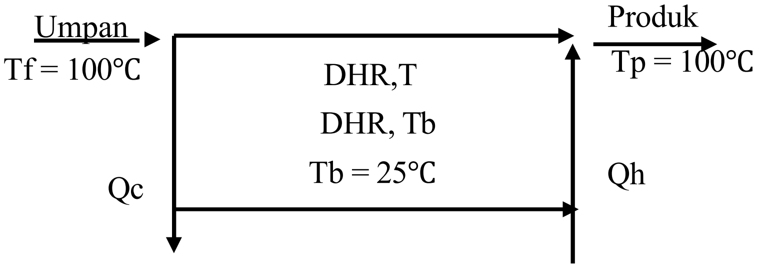
= 332534888,5588 J/jam

= 79174,973 kkal/jam

= 62838,278 Btu/jam

- Perhitungan Panas Reaksi di R-02

Asumsi : Reaksi berlangsung isothermal pada suhu 100°C



Panas untuk penurunan suhu sampai umpan 25°C

Komponen	Cp	Fm	Fm.Cp
	J/mol.K	**mol/jam**	**J/jam.K**
$C_7H_5O_3$	233,722	3261,947	762387,646
$C_8H_7NO_3$	65893,836	190,235	12535336,887
CH_3OH	79,713	135095,047	10768898,028
H_2O	203,095	15656,665	3179785,496
Total	**66410,365**	**154203,894**	**27246408,058**

Umpan dari R-01

Tf = 60

$$Q_c = \sum F_{mi} C_{pi} (T_b - T_f)$$

Qc = -2043480604,331 J/jam

Panas Reaksi Standart

Panas reaksi standar DHr0 = 143840 J/mol

Jumlah a yang bereaksi Fma, reaksi = 2696,95 mol/jam

Panas reaksi DHR = 387928963,210 J/jam

Panas Untuk Kenaikan Suhu Produk Sampai 60℃

Komponen	Cp	Fm	Fm*Cp
	J/mol.K	mol/jam	J/jam.K
$C_7H_5O_3$	233,722	564,999	132052,51
$C_8H_7NO_3$	65893,836	190,235	12535337,15
CH_3OH	79,713	132398,099	10553914,90
H_2O	203,095	15656,665	3179785,50
Total		**148809,998**	**26401090,06**

Tp = 60

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

Qh = 1980081754,615

Panas Reaksi Total

(ΔHr)B = Qc + ΔHr + Qh = -3635633395,735 J/jam

= -865626,999 kkal/jam

= -687016,460 Btu/jam

c. Perancangan R-01

Volume design = 11,5196 m^3

Bahan yang dipakai = Stainless Steel SA 167 tipe 316

Efisiensi sambungan (E) = 0,8500

Allowable stress (f) = 18750,000 psia

Corrosin allowance (C) = 0,1250 in

1) Shell

- Menghitung Diameter dan Tinggi Reaktor

Dipilih H = D.3

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} \quad = 1{,}4989 \text{ m}$$

H = 2,0985 m

- Menghitung Tekanan Perancangan

  Pd = 1,2 poperasi

  = 1,2000 atm

  = 17,6352 psia

  = 0,12159 n/mm^2

- Menghitung Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

(Brownell and Young,Pers. 13.1 Hal. 254)

Diketahui : ri = ID/2 = 0,9019 m

= 35,5095

Diperoleh : ts = 0,1643 in

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

= 0,0048 m

- Menghitung *Shell*

  Volume tangki

  VT = 13,8235 m^3

  Volume *shell*

  Vs = Vl – 2Vhead

  = 13,1967 m^3

Luas penampang tangki

$A = phi/4\ ID^2$

$= 2,5544\ m^2$

Tinggi *shell*

$Ls = Vs / A$

$= 5,1663\ m$

- Menghitung Tinggi Larutan dalam *Sell*

Volume larutan dalam tangki

$VL = 11,5196\ m^3$

Volume larutan dalam shell

$Vls = VL - Vhead$

$= 10,8928\ m^3$

Luas penampang tangkis

$A = phi / 4\ ID^2$

$= 2,5544\ m^2$

Tinggi larutan dalam shell

$Hls = Vls / A$

$= 4,2643\ m$

2) Head

- Menghitung Tebal Head

Jenis : Conicel Dished Head

Spesifikasi : r = ID = 1,8039 m

= 71,0189 in

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

(Brownell and Young,Tab. 5.6)

Diperoleh : th = 0,1946 in

Dipilih : Ukuran standar, th = 0,2500 in (1/4 in)

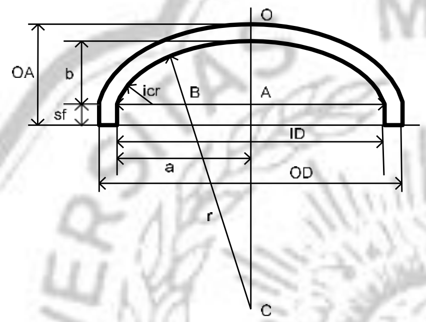
= 0,0064 m

- Menentukan Jarak Puncak Dengan *Straight Flange* (Tinggi Head)

Dipilih : sf = 2,0000 in

Icr = 6%ID

= 3,5408 in



OD= ID + 2.t

= 71,5189 in

a = ID/2

= 35,5095 in

AB = a - icr

= 31,2483

BC = r - icr

= 66,7578 in

AC = (BC2 – AB2)0.5

= 58,9928 in

b = r - AC

= 12,0262 in

OA = b + sf + th

= 14,2762 in

(Browell and Young, Hal. 87, 1979)

Sehingga diperoleh tinggi head :

OA = 14,2762 in

=0,3626 in

- Menghitung Volume Head

$$V_{head} = 0.000049 ID^3 + \frac{\pi}{4}\left(\frac{ID}{12}\right)^2\left(\frac{sf}{12}\right)$$

Vhead = 13,2343 ft^3

= 0,3748 m^3

- Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor

Luas permukaan dinding dalam

Dinding shell

Asi = phi. D. Ls

= 29,2629 m^2

Dinding head

Ahi = (2(1.22 phi / 4 D)^2)

= 6,2327 m^2

Luas total

Ai = Asi + Ahi

=35,4956 m^2

Luas permukaan dinding luar

Dinding shell

Aso = phi. (D + 2ts).Ls

= 29,4174 m^2

Dinding head

Aho = 2(1.22 phi / 4 (D + 2th)2)

= 6,3208 m^2

Luas total

Ao = Aso + Aho

= 35,7382 m^2

3) Perancangan Pengaduk

jenis : Marine Propeller with 6 Blades and 4 Baffles

(Coulson, Hal. 370, 1986)

Spesifikasi :

1. Diameter propeller : Da = DT . 0,3 = 0,5412 m
2. Posisi sudut propeller : E = Da = 0,5412 m
3. Lebar propeller : W = Da / 5 = 0,1082 m
4. Kedalaman baffle : J = Dt / 12 = 0,1503 m
5. Panjang sudut baffle : L = Da / 4 = 0,1353 m

- Menghitung Kecepatan Pengadukan

Berdasarkan fig. 10.57 (Coulson, 1986) dipilih jenis pengaduk nomor 6 Marine Propeller dengan 6 Blades 4 buah Baffles (420 rpm) diketahui bahwa :

Putaran pengadukan (N) = 420,0000 rpm = 7,000 rps

- Mengitung Power Motor Pengaduk

Sifat fisis cairan dalam reaktor :

$\rho = 916,3863\ kg/m^3$

$\mu = 0,3643\ kg/m.dtk$

$= 18817,6412$

Bilangan Reynold

$$Re = \frac{DV\rho}{\mu} = 62725,47059$$

Berdasarkan fig.10.59 geankoplis (1977)

Power Number

Np = 1,4000

Tenaga pengadukan

$P = N_p \rho N^3 D^5_a$

P = 20424,4765 J/dtk

= 27,7695 Hp

Efisiensi Motor :

Em = 80,0000%

Power Motor :

Pm = 34,7119 Hp

Dipilih motor dengan daya standar : 50 Hp

4) Perancangan Pendingin R-01

- Beban Pendingin (QH)

$Q_H = (-\Delta H_R)A$

$Q_H = 473617,86$ Btu/jam

- Medium Pendingin

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

Tc1 = Suhu steam masuk = 30°C

Tc2 = Suhu kondensat keluar = 60°C

Tc, avg = Suhu air rata-rata = ½ (Tc1 + Tc2)

= 102°C = 215,6°F

= 375 K

Tr = 60

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

Berat molekul BMc = 18,015

Konduktifitas panas kc = 2,02E-02 W/m.K = 0,0116 Btu/jam.ft^2(°F/ft)

Densitas ρc = 1013,7775 kg/m^3 = 63,28810265 lb/ft^3

Kapasitas panas Cpc = 3,37E+01 J/kmol.K = 0,00045 Btu/lb.°F

Viskositas μc = 95,8639022 Pa.dtk = 231903 lb/ft.jam

- Beda Suhu Logaritmik (ΔTlm)

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

ΔT_{lm} = 3,50644°C = 38,31160115°F

Dari tabel 8, hal 840 kern dapat diketahui fluida panas ini merupakan heavy organic, sedangkan fluida dingin air. Dalam sistem heater maka nilai U_D = 50-125, diambil U_D = 125 Btu/j.ft^2.°F.

- Menghitung Luas Permukaan Panas Yang Dibutuhkan (Aj)

$$Aj = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$ Ud = 125 Btu/j.ft^2.°F

A = 9,89E+01 ft^2

over design 20%

A = 118,6776661 ft^2

= 11,02551596 m^2

= 17089,58392 in^2

- Menghitung Luas Penampang shell tangki (AT)

AT = π . D . L

AT = 33,08988947 m^2

= 356,1762612 ft^2

D = 1,873751936 m = 73,76980109 in

L = 5,621255807 m = 221,3094033 in

ts = 0,1875 in = 0,0047625 m

AT > A = 356,1762 > 118,6776, maka pemanasnya menggunakan jaket

- Menghitung Perancangan Ukuran Jaket

Diameter luar reaktor D = 74,2696 in

Tebal shell reaktor, ts = 0,185 in

Jarak antara dinding reaktor

E = 0,85

f = 18750

P = 17,63517042 psia

b = 12,4920 in

Perancangan Diameter Jaket

Dj = Dr + 2 ts + L

= 79,6396 in

Menghitung Flow Area

$Af = \frac{\pi(Di - Dr)^2}{4}$

$= 22{,}6370 \text{ in}^2$

Tebal Dinding *Shell* Jaket

tj= P.Dj = 0,0441 in

2Fe-P 3/16 = 0,1875 in

Tinggi *Shell* Jaket

Lj = A-(ð/4.D^2) = 73,2809 in

πD = 1,8613 m

Sumbu Pendek Head Bottom Jaket

Bj = b + L + tj = 15,1795 in

Tinggi Jaket

Zj = Lj + Bj = 88,4603 in

= 2,25 m

5) Perancangan Pendingin R-02

- Beban Panas Jaket Pendingin (QH)

$Q_H = (-\Delta H_R)A$

QH = 687016,4598 Btu/jam

- Medium Pendingin

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

Tc = Suhu air masuk = 30 °C = 86 °F

Tc 2 = Suhu air keluar = 40 °C = 104 °F

Tc, avg = Suhu air rata-rata = ½ (Tc + Tc2)

= 35 °C = 95 °F

= 308 K

Tr = 100

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

Berat molekul , Bmc = 18,05

Konduktifitas panas, kc = 1,2036845 W/m.K= 0,69548 Btu/jam.ft^2 (°F/ft)

Densitas, ρc = 1018,4091 kg/m^3 = 63,57724 lb/ft^3

Kapasitas panas, Cpc = 75269,5334 J/kmol.K = 0,997937 Btu/lb. °F

Viskositas, μc = 0,00074985 Pa.dtk = 1,813944 lb/ft.jam

- Beda Suhu Logaritmik (ΔTlm)

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

ΔTlm = 64,87159195 °C = 148,768866 °F

Dari tabel 8, hal 840 kern dapat diketahui fluida panas ini merupakan light organic, sedangkan fluida dingin air. Dalam sistem cooler maka nilai U_D = 75-150, diambil 100 Btu/j.ft^2. °F.

- Menghitung Luas Permukaan Panas Yang Dibutuhkan (Aj)

$$Aj = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$ UD = 100 Btu/j.ft^2 °F

A = 105,904054 ft^2

Over design 20%

A = 127,0844865 ft^2

= 11,80657031 m^2

= 18300,22059 in^2

- Menghitung Luas Penampang Shell Tangki (AT)

AT = π . D . L

D = 1,803884735 m = 71,0191224 in

L = 5,411654205 m = 213,0573672 in

ts = 0,1875 in

AT = 30,66822877 m2

= 330,1097477 ft2

AT > A = 97,8041717 > 27,2889939, maka pendinginnya menggunakan jaket

- Menghitung Perancangan Ukuran Jaket

Diameter luar reaktor D = 71,5189 in

Tebal shell reaktor, ts = 0,185 in

Jarak antara dinding reaktor dengan dinding jaket (L)

L = 2,5 in

E = 0,85

f = 18750

P = 17,63517042 psia

b = 12,0262 in

Perancangan Diameter Jaket

Dj = Dr + 2 ts + L

= 74,3889 in

Menghitung Flow Area

$Af = \frac{\pi(Di-Dr)^2}{4}$

$= 6,4660\ in^2$

Tebal Dinding *Shell* Jaket

tj= P.Dj = 0,0412 in

2Fe-P 1/8 = 0,1250 in

Tinggi *Shell* Jaket

Lj = A-(ð/4.D^2) = 81,4902 in

πD = 2,0699 m

Sumbu Pendek Head Bottom Jaket

Bj = b + L + tj = 14,6512 in

Tinggi Jaket

Zj = Lj + Bj = 96,1414 in

= 2,44 m

6) Perancangan *Nozzle* Pipa Umpan dan Produk

- Nozzle Pipa R-01

Pipa Pemasukan Umpan $C_7H_6O_3$

Laju alir massa, G = 2635,7165 kg/jam

= 0,7321 kg/dtk

Densitas, ρL = 22,1422 kg/m^3

Diameter pipa optimum

Carbon Steel Pipe

d, optimum = 293 $G^{0.53}$ $\rho^{-0.37}$

d, optimum = 78,9536 mm

= 3,1084 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 4,00 in

Sch.N = 40

ID = 3,173 in

OD = 0,237 in

- Pipa Pemasukan Umpan CH_3OH

Laju alir massa, G = 4828,7143 kg/jam

= 1,3413 kg/dtk

Densitas, ρL = 177,5485 kg/m^3

Diameter pipa optimum

d, optimum = 293 $G^{0.53}$ ρ-$^{0.37}$

d, optimum = 50,3745 mm

= 1,9832 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 2,00 in

Sch.N = 40

ID = 1,075 in

OD = 0,154 in

- Pipa Pemasukan Umpan H_2SO_4

Laju alir massa, G = 461,888 kg/jam

= 10,1282 kg/dtk

Densitas, ρL = 8,6399 kg/m3

Diameter pipa optimum

Stainless Steel Pipe

d, optimum = 260 $G^{0.52}$ ρ-$^{0.37}$

d, optimum = 40,2348 mm

= 1,5840 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 2,00 in

Sch.N = 80

ID = 1,477 in

OD = 0,218 in

- Nozzle Pipa R-02

Pipa Pengeluaran Produk

Laju alir massa, G = 7925,8613 kg/jam

= 2,2016 kg/dtk

Densitas, ρL = 870,7138 kg/m^3

Diameter pipa optimum

d, optimum = $d_{opt} = 226 G^{0.5} \rho^{-0.35}$

d, optimum = 31,3707 mm

= 1,235 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 1,5 in

Sch.N = 40

ID = 1,61 in

OD = 1,9 in

Gambar tampak depan terbelah **Gambar tampak samping**