

LAMPIRAN A

REAKTOR

Alogaritma perhitungan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung jumlah reaktor optimum
3. Menentukan dimensi reaktor
4. Menentukan tinggi cairan
5. Menentukan tebal shell
6. Menentukan tebal head
7. Perancangan pengaduk
8. Menentukan kecepatan putaran
9. Menghitung power motor
10. Menentukan kebutuhan pendingin
11. Menentukan luas transfer panas dan luas selimut Reaktor
12. Perancangan koil pendingin

1. Menentukan jenis reaktor

Jenis reaktor yang digunakan : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Fungsi : Mereaksikan sodium sulfite (Na_2SO_3) dan sulphur (S) membentuk

sodium thiosulfate $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ dengan kecepatan umpan masuk

Na_2SO_3 sebesar 2.592,4562 kg/jam dan kecepatan umpan masuk S

sebesar 2.633,6063 kg/jam

Dipilihkan reaktor jenis ini melalui beberapa pertimbangan sebagai berikut:

- a) Zat pereaksi berupa fasa cair dan fasa padat
- b) Hasil konversi maksimal, karena dapat digunakan reaktor dalam jumlah lebih dari satu. (Springer, 1989)
- c) Waktu tinggal kecil sehingga reaktan lebih cepat bereaksi (US Patent No 2640826, 1953).

2. Menghitung jumlah reaktor optimum

Menentukan jumlah reaktor adalah dengan menggunakan optimasi jumlah reaktor. Adapun rumus yang digunakan untuk menentukan jumlah reaktor sebagai berikut :

Kecepatan Reaksi : $-r_A = k \cdot C_A$

Konstan Laju Reaksi : $k = 4,1803 \times 10^{12} e^{-8881,3141/T} \text{ jam}^{-1}$

Orde Reaksi : 1

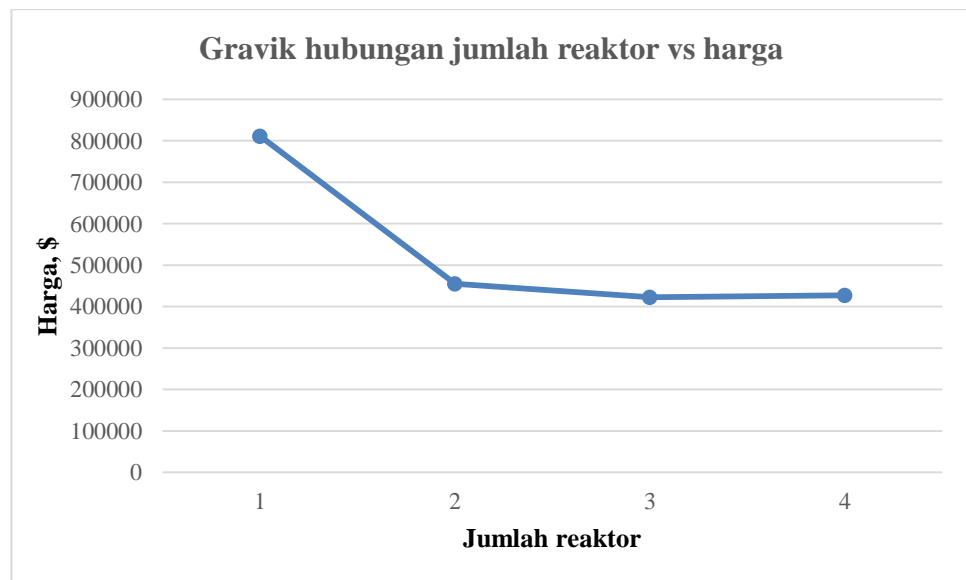
Volume Optimasi :

$$V = \frac{Fv (C_{A0} - C_A)}{kC_A} \quad (\text{Froment and Bischoff, 1979})$$

Berdasarkan rumus volume optimasi diatas maka dapat diperoleh hasil optimasi sebagai berikut :

n	X _{A1}	X _{A2}	X _{A3}	X _{A4}	volume (m3)	volume (gallon)	Harga (US \$)	Harga Alat (US \$)
1	0.99				234.9037	62054.9687	810800	810800
2	0.9	0.99			21.3549	5641.3608	227500	455000
3	0.7845	0.9535	0.99		8.6405	2282.5707	140800	422400
4	0.6837	0.9000	0.9684	0.99	5.1303	1355.2716	106800	427200

Hasil optimasi diatas dapat dibuatkan grafik hubungan antara jumlah reaktor (n) dengan total harga (US\$) sebagai berikut :



Berdasarkan hasil optimasi yang dilakukan dapat ditarik kesimpulan bahwa dipilih dua reaktor karena dilihat dari grafik terjadi penurunan volume yang sangat tajam dari jumlah reaktor ke jumlah reaktor dua, sehingga akan lebih ekonomis apabila menggunakan dua reaktor dibandingkan dengan menggunakan 1 reaktor.

3. Menentukan dimensi reaktor

Berdasarkan hasil optimasi, volume design masing-masing reaktor sebesar 21,3548 dm³. Adapun rasio H/D yang digunakan adalah 1,5 : 1. Dengan diketahuinya besar volume masing-masing reaktor maka dapat dihitung pula besarnya nilai D dan H dengan menggunakan perbandingan rasio yang digunakan.

$$\text{Volume} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \times \frac{D}{6} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959 hal 80})$$

Terdiri dari 2 head yaitu tutup atas dan tutup bawah

$$2V \text{ head} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \times \frac{D}{6} \times 2 = \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot H \frac{D}{D} + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot \frac{H}{D} \cdot D + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot 1,5 \cdot D + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi \cdot 1,5D^3}{4} + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$D = \left(\frac{v_{reaktor}}{\frac{1,5\pi}{4} + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3}$$

$$D = 2,6113 \text{ m} = 8,5672 \text{ ft}$$

$$H = 3,9169 \text{ m} = 12,8509 \text{ ft}$$

Dari table 3.3 *Typical Dimension for Production Tanks* Brownell and young, 1959 hal 43 dapat ditentukan

$$D \text{ standar} = 10 \text{ ft} = 120 \text{ in} = 3,0480 \text{ m}$$

$$H \text{ standar} = 15 \text{ ft} = 180 \text{ in} = 4,5720 \text{ m}$$

4. Menentukan Tinggi cairan

a. Volume reaktor : 38.0023 m³

b. Volume *head* : 0,00071 m³

Volume Cairan di *Head* : 3,7048 m³

c. Volume Cairan di *shell* : Volume reaktor – volume cairan di *head*

Volume Cairan di *shell* : 34,2975 m³

d. Tinggi cairan di *shell* : $4V / \pi D^2$

Tinggi cairan : 4,7029 m

e. Tinggi *head* : 0,4772 m

f. Tinggi reaktor : t *shell* + (2 x tinggi *head*)

Tinggi reaktor : 5,6573 m

5. Menentukan Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{Pd.r}{f_{all}.E - 0.6.Pd} + C \quad (\text{Brownell, hal 254})$$

Data-data yang digunakan:

- D = Diameter dalam shell (in)
- f = maksimum *allowable stress* bahan yang digunakan (Brownell, tabel 13-1, p.251)
- ts = tebal shell, in
- E = efisiensi pengelasan
- P = tekanan design, psi
- C = faktor korosi, in

Bahan yang digunakan untuk reaktor adalah Stainless steel SA-167 tipe 309 A (Brownell and young, 1959 hal 342). Adapun alasan pemilihan pada bahan ini dengan pertimbangan :

1. Memiliki struktur yang kuat
2. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi.
3. Harga relative lebih murah dibanding jenis stainless steel yang lain.

Data-data yang digunakan :

- E = 0,80
- f = 18750 psi

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Maka nilai t_s yang didapatkan sebesar 0,1956 in

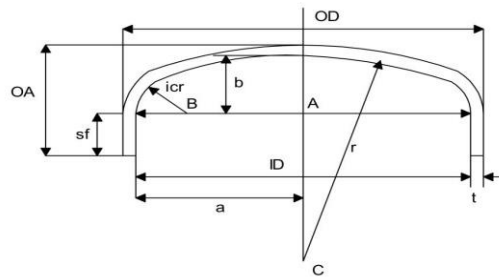
Dipilih tebal dinding reaktor standar $\frac{1}{4}$ in (Brownell and Young, hal 88)

6. Menentukan tebal head

Menentukan jenis dan ukuran *head* dan *bottom* reaktor. Pertimbangan meliputi:

- a. *Flanged and standard dished head* (jenis ini biasa digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter yang kecil).
- b. *Torispherical flanged and dished head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis).
- c. *Elliptical dished head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal).
- d. *Hemispherical head* (jenis ini digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukruannya sangat terbatas).

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *torispherical flanged and dished head*, karena tekanan operasi berada pada range untuk jenis head ini dan harga relative ekonomis. Range jenis torispherical dished heads 15-200 psig (Brownell and Young 1959, hal 88).



Untuk menghitung besarnya tebal head standar digunakan rumus sebagai berikut:

$$t_{head} = \frac{P \times D}{(2 \times f_{all} \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

(Brownell & young, 256)

$$P = 1,2 \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psia}}{1 \text{ atm}}$$

- Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167. Tipe : 316 11 (brownell and Young (1959), hal 342), maka tegangan maximal yang diizinkan (fall) = 18,750 psia (Brownell and Young (1959), hal 342)
- Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis double welded butt joint, E = 80% (Brownell and Young (1959), hal 254)
- Faktor korosi (C) untuk *stainless steel* = 0,125 in (Peters, M.S.,K.D., Timmerhaus (1991), "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", ed IV)
- Tekanan operasi = 14,7 psia
- P = 1 atm digunakan factor keamanan sebesar 20%, sehingga tekanan perancangan (P) = $1,2 \times 1 \text{ atm} \times \frac{14,7 \text{ psia}}{1 \text{ atm}} = 17,64 \text{ psia} = 17,64 \text{ lbf/in}^2$
- D standar = 120 in (tabel 3.3 *Typical Dimension For Production Tanks*, Brownell and Young hal 43)

Sehingga nilai t head sebesar $= 0,1956$ in

Dipilih tebal head reaktor standar $\frac{1}{4}$ in (Brownell and Young, hal 90)

Dengan tebal head reaktor standar $\frac{1}{4}$ in diperoleh nilai sf $1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{2}$ in.

7. Perancangan Pengaduk

Jenis: *Flat Blade Turbine Impellers* (pada fig 8-1 Rase, H.F, vol 1).

Pertimbangan dipilih jenis pengaduk ini karena turbin memiliki range kecepatan umpan yang besar berkisar 20.000 gall/menit dan pengaduk sesuai untuk larutan yang bereaksi. Berikut merupakan spesifikasi pengaduk dari reaktor:

- a. Jumlah baffle : 4
- b. D_i (Diameter impeller) = $(1/3) \cdot ID$ standar : 1,016 m
- c. E (Jarak pengaduk dari dasar reaktor) $(1/3) \cdot D_i$: 1,016 m
- d. Zl (Jarak cairan dalam tangki) = $(3,9) \cdot D_i$: 0,2526 m
- e. w (tinggi impeller) = $(1/5) \cdot D_i$: 0,2032 m
- f. L (lebar Impeller) = $(1/4) \cdot D_i$: 0,254 m
- g. J (Lebar Baffle) = $(1/12) \cdot D_t$: 0,254 m
- h. Panjang Baffle = tinggi shell : 4,7029 m
- i. WELH = $Z_g \times S_g$: 5,9109 m
- j. Jumlah turbin = $WELH/D_t$: $1,9393 = 2$ turbin

8. Menentukan kecepatan putaran

Berdasarkan Rase, H.F., dan J.R., Holmes, “*Chemical Reactor Design for Process Plants*”, Willey and Son, New York (1977), vol.1., halaman 366.

Dipilih kecepatan linier putar berkisar antara 600ft/menit sampai 900 ft/menit.

Dipilih : $V = 600 \text{ ft/menit} = 182,88 \text{ m/menit}$

$$N = V \times \frac{1}{\pi \times Di / \text{rotasi}}$$

$$N = 57,3248 \text{ rotasi/menit}$$

Didapatkan nilai kecepatan putaran (N) sebesar 57,3248 rpm. Digunakan kecepatan putaran standar 68 rpm (Wallas, hal 288). Digunakan motor Fixed-speed belt (single reduction gear with V-belts). Keuntungan menggunakan motor jenis ini adalah harganya yang murah dan mudah dalam mengganti bagian-bagian yang rusak. (Tabel.8.9,Rase,1977)

9. Menentukan power motor

$$Re = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$Po = Np \times \rho l \times N^3 \times Di^5$$

$$N_R = 876.675,0831$$

Jenis aliran = Turbulen

H (efisiensi) = 85% diperoleh dari table 3.1 Towler and Sinnott hal. 111)

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

N = Kecepatan putara

Np = bilangan daya

Po = daya penggerak

Pl = rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan daya diperoleh dari fig 10.6 Wallas "Chemical Process Equipment"
hal 292

Po = 10,37 Hp

P (Po/η) = 12,2 Hp

P standar = 15 Hp

Motor standar diperoleh dari Ludwig, E.E., "Applied Process Design For
Chemical and Petrochemical Plants", Gulfpublishing, Co. Houston, Texas
(2001), edisi 3, halaman 628.

10. Kebutuhan Pendingin

T in (air) = 30 °C = 303 K

T out (air) = 60 °C = 333 K

T reaksi = 80 °C = 318 K

Komponen	A	B	C	D
Air	92,053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07

$$C_p \text{ air} = 4,186 \text{ kJ/ kg K}$$

$$\mu \text{ air} = 1,691 \text{ lb/ft jam} = 3,5413 \text{ lg/ft jam} = 0,7 \text{ cp}$$

$$\rho \text{ air} = 991,056 \text{ kg/m}^3$$

$$K = 0,3599 \text{ Btu/ft jam } ^\circ\text{F} \quad (\text{Perry, ed 8 , halaman 2.96})$$

Massa air pendingin yang diperlukan

$$M \text{ air} = \frac{Q_t}{C_p \text{ air} (t_2 - t_1)}$$

$$C_p \text{ air} = \text{kapasitas panas air (kJ/kg K)}$$

$$Q_t = \text{beban panas total (Kj/jam)}$$

$$T_1 = \text{suhu air pendingin masuk (K)}$$

$$T_2 = \text{suhu air pendingin keluar (K)}$$

$$M \text{ air} = 4806,5776 \text{ kg/jam}$$

Beban suhu rata-rata (ΔLMTD)

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

Suhu	Fluida panas (K)	Fluida dingin (K)	Δt	
Suhu atas	353	333	20	Δt_1
Suhu bawah	353	303	50	Δt_2

$$\Delta T_{\text{LMTD}} \text{ sebesar } 32,7407 \text{ K}$$

11. Menentukan luas transfer panas dan luas selimut Reaktor

$$\text{Luas transfer panas} \quad : \quad Q / U_d \times \Delta T_{LMTD}$$

$$\text{Luas selimut reaktor} \quad : \quad \pi \times D_t \times L$$

$$D \text{ reaktor} \quad : \quad 3,0480 \text{ m}$$

$$t \text{ reaktor} \quad : \quad 5,6573 \text{ m}$$

Untuk fluida panas heavy organics (viskositasnya > 1 cP) dan fluida dingin air, nilai $U_d = 200 - 500 \text{ J/m}^2\text{sK}$ (Kern hal 840).

$$U_D \quad : \quad 300 \text{ J/m}^2\text{s K}$$

$$Q \text{ air pendingin} \quad : \quad 3.104.544,3199 \text{ kJ/jam}$$

Maka,

$$\text{Luas transfer panas} \quad : \quad 87,7956 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas selimut reaktor} \quad : \quad 54,1442 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas $>$ luas selimut reaktor maka dipilih koil

12. Perancangan koil pendingin

1) Menghitung kecepatan volumetrik

Kecepatan alir volumetrik dapat dihitung dengan rumus membagi kebutuhan air pendingin dengan masa jenis air.

$$\text{Kebutuhan air pendingin} \quad : \quad 4806,5776 \text{ kg/jam}$$

$$T_{in} \text{ air} \quad : \quad 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{out} \text{ air} \quad : \quad 60 \text{ }^\circ\text{C}$$

T_{avg} : 45 °C

Sifat fisis air pada suhu 45 dapat dilihat pada Perry 1984 tabel 2-355, didapatkan sebesar 991,056 kg/m³. Dengan mengetahui besarnya kebutuhan air pendingin dan masa jenis air pada suhu rata-rata, maka dapat dihitung pula besarnya nilai kecepatan volumetrik yakni sebesar 4,850 m³/jam.

2) Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 5-30 m/s.

(Culson pg, 534). Dipilihkan kecepatan 10 m/s. maka :

Kecepatan pendingin : 10 m/s

Kecepatan volumetric : 4,850 m³/jam.

Luas penampang dapat di hitung :

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{\text{Kecepatan volumetrik}}{\text{kecepatan pendingin}}$$

Didapatkan besarnya luas penampang sebesar 0.0006736 m² nilai

diameter dapat dihitung menggunakan rumus :

$$ID = \left(\frac{4 \times 0,0035 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{1/2}$$

Nilai ID didapat sebesar 0,0293 m = 2,6142 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan

dengan ukuran pipa standar dari tabel 11 Kern,D.Q.,p : 844, 1965

sebagai berikut :

IPS	: 3 in
Schedule Number	: 80 (preffered)
Outside diameter (OD)	: 3,5 in
Inside diameter(ID)	: 2,9 in
Luas penampang(A')	: 6,61 in ²
Luas perpan/panjang(a'')	: 0,917 ft ² /ft

3) Menghitung nilai hi

μ air pendingin : 1,6934 lbm/jam.ft

μ cairan : 3,9431 lbm/jam.ft

k air pendingin : 0,3599 BTU/ft³.jam(°F/ft)

Cp air pendingin : 0,9897 BTU/lb.°f

- Menghitung bilangan Reynold dan menentukan jenis aliran

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

Besarnya NRe terhitung 202.054,8 dengan jenis aliran turbulen

- Menghitung nilai Jh

Berdasarkan Kern fig 24 pg 834 diperoleh jH sebesar 500

- Menghitung nilai hi

$$jh = \frac{k}{D} \left(\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, nilai h_i dapat dihitung dan diperoleh 1528,525 BTU/jam.sqft. °F.

4) Menghitung h_{io}

Menghitung h_{io} koil

$$h_{io \text{ koil}} = h_i \left(1 + 3,5 \frac{ID}{OD} \right)$$

(Kern, pg. 721)

- Hio koil : 10.544,41 BTU/jam.sqft. °F
- D koil : $0,5D_i - W + 0,5 D_p$

5) Menghitung h_o

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung dengan rumus :

$$h_o = \frac{0,87 \cdot k}{D_i} \left(\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/3}$$

(Kern pers 20.4 pg 722)

Nilai h_o diperoleh 611,8615 BTU/jam.sqft. °F

6) Menghitung U_c

$$\frac{h_{io} \cdot h_i}{h_{io} + h_i}$$

U_c diperoleh 1.335,002 BTU/jam.sqft. °F

7) Menghitung Ud

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d + 1}$$

kecepatan air nilai RD : (Keith hal4-185 untuk water solution 0,002 hr.ft².°F/BTU dan untuk water sebesar 0,002 hr.ft².°F/BTU) sehingga diperoleh nilai Rd sebesar 0,004 hr.ft².°F/BTU Ud terhitung sebesar 210,5679 BTU/jam.sqft.°F

8) Menghitung luas bidang transfer

$$A_o = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Q air pendingin : 572.101,5738 32

Ud : 210,5679 BTU/jam.sqft.°F

ΔTLMTD : 90,9333 F

Ao : 14,2768 m²

9) Menghitung panjang koil

$$L = \frac{A_o}{A_t}$$

Ao : 14,2768 m²

Luas perpan/panjang (a'') : 0,917 ft²/ft

L pipa koil : 51,0795 m

- 10) Menghitung jarak antar koil

$$Pt = 1-2 \text{ (recommended) } \times \text{NPS}$$

$$\text{Dipilih} = 1$$

$$Pt = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m} = 0,25 \text{ ft}$$

- 11) Menghitung jumlah lilitan

$$Nt = \frac{L}{\pi \sqrt{D_{coil}^2 + Pt^2}}$$

Nt diperoleh nilai sebesar $8,7786 \approx 10$ lilitan

- 12) Menghitung tinggi lilitan koil total

Tinggi lilitan koil minimum koil disusun tanpa jarak, yaitu :

$$H_{\min} = Nt \times OD$$

Diperoleh nilai H_{\min} sebesar $0,8891 \text{ m}$

$$H_c = (Nt \times OD) + ((Nt-1) \times Pt)$$

Diperoleh nilai H_c sebesar $1,5749 \text{ m}$

- 13) Menghitung volume koil total

$$V_c = \frac{\pi \times OD^2 \times L_c}{4}$$

Diperoleh nilai V_c sebesar $0,3168 \text{ m}^3$

Dari perhitungan dimensi koil, dapat diketahui koil tercelup/tidak

Tinggi cairan didalam reactor = 4,7029 m

Tinggi reactor = 5,6573 m

Tinggi koil didalam reactor = 1,5749 m

Tinggi cairan didalam reactor (R-01) > tinggi koil didalam reactor,
maka dapat disimpulkan bahwa semua koil tercelup didalam reactor.

14) Menghitung nilai Pressure Drop

F = 0,00014 (fig.26 "*Process Heat Transfer*", D.Q.Kern,1965)

K = 0,365 BTU/ft³.jam (Tabel. 4., D.Q.Kern, 1965)

S = 1 (Tabel. 6., D.Q.Kern, 1965)

θt = 1 (Tabel. 14., D.Q.Kern, 1965)

Luar per pipa (at) = $\frac{Nt. at'}{144. n}$

Diperoleh nilai at sebesar 0,06368 sqft

Kecepatan umpan (Gt) = $\frac{Wa}{at}$

Sehingga diperoleh nilai kecepatan massa air pendingin sebesar

840287,83 lb/sqft.jam

$\Delta P_{tube} = \frac{f. Gt^2. L. n}{5,22 \times 10^{10}. ID. s. \theta t}$ (pers. 7.45,D.Q.Kern,p.148)

Sehingga diperoleh nilai Δ sebesar 0,0255 psi

$\Delta Pr = \frac{4. V^2. n}{s. 2. g}$ (pers.7.46,D.Q.Kern,p.148)

Dimana

V = Velocity, fps

S = Specific gravity

G = acceleration of gravity, ft/sec^2

ΔP_r = 2,2360 psi

ΔP_T = ΔP tube + ΔP_r

Sehingga diperoleh nilai pressure drop total sebesar 2,2616 psi

Batas maksimal pressure drop keadaan cair yang diizinkan dalam pipa adalah 10 psi sehingga aman atau memenuhi syarat ($\Delta P_T < 10$)

15) merancang isolator di reactor

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar reactor di isolasi

Dirancang

Suhu udara, T_u = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Suhu dingin luar isolator, T_i = $40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$

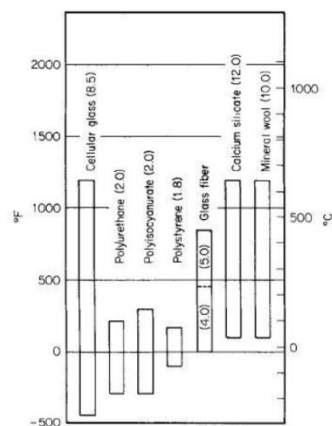


FIG. 11-68 Insulating materials and applicable temperature ranges.

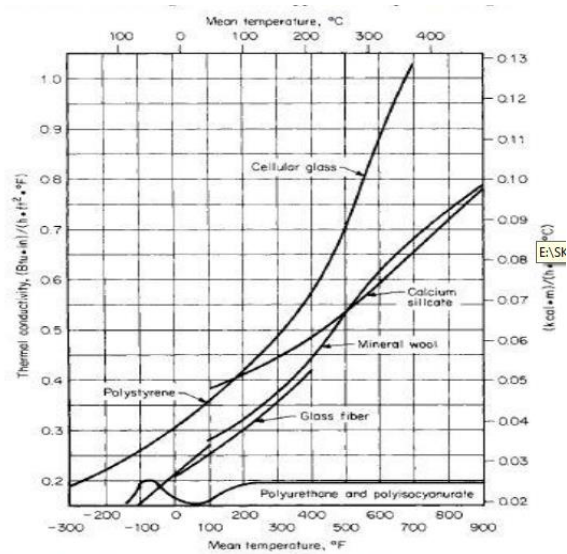


FIG. 11-65 Thermal conductivity of insulating materials.

Dari fig 11-65 dan fig 11-68, Perry's ed 8, 2008 untuk range suhu 0°F-300°F bahan isolator yang dipilih jenis polyisocyanurate.

Pertimbangan lain yang digunakan untuk isolasi Polyisocyanurate.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0°F – 300 °F
2. Thermal conductivity relative tetap pada suhu 0°F – 900 °F
3. Mudah didapat

(Perry's 2008)

Pemilihan bahan isolator berdasarkan pada suhu operasi reactor (R-01)

Dengan,

T_s = suhu permukaan dalam selongsong (°F)

T_s' = suhu permukaan luar selongsong (°F)

T_i = suhu dinding isolator (°F)

T_u = suhu dinding udara lingkungan ($^{\circ}\text{F}$)

X_s = tebal dinding selongsong (in)

X_i = Tebal dinding isolator (in)

Asumsi :

1. perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak
2. Perpindahan kalor terjadi :
 - a. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong
 - b. Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar isolator
 - c. Perpindahan kalor secara konveksi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Koefisien perpindahan kalor h_c dapat dihitung menggunakan persamaan

$$h_c = 0,25 (T_i - T_u)^{0,25}$$

diperoleh nilai h_c sebesar $0,5149 \text{ Btu/jam.ft}^2.{}^{\circ}\text{F}$

$$q_c = h_c (T_i - T_u)$$

diperoleh nilai q_c sebesar $9,2689 \text{ Btu/jam.ft}^2.{}^{\circ}\text{F}$

Diketahui :

$$X_s = 0,4375 \text{ in} = 0,0365 \text{ ft}$$

Konduktivitas thermal selongsong, $k_s = 26 \text{ BTU/jam.ft}^2.{}^{\circ}\text{F}$

Konduktivitas thermal isolator, $k_i = 0,0125 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

(Kern, 1965)

Maka, x_i dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$q_c = \frac{T_s - T_i}{\frac{x_s}{K_s} + \frac{x_i}{k_i}}$$

sehingga didapat nilai x_i (tebal dinding isolator) sebesar 0,741 cm