

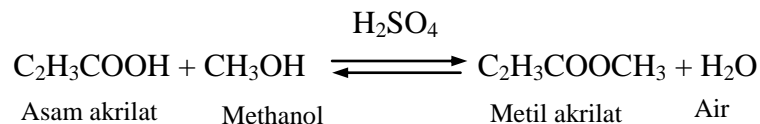
REAKTOR

Fungsi :

Tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi antara asam akrilat (C_2H_3COOH) sebanyak 3.523,6082 Kg/jam dan methanol (CH_3OH) sebanyak 3.132,0,962 Kg/jam membentuk metil akrilat ($C_2H_3COOCH_3$) sebanyak 3.805,7836 Kg/jam dengan bantuan katalisator asam sulfat (H_2SO_4)

Reaksi yang terjadi :

Reaksi esterifikasi merupakan reaksi reversible, reaksi ke kanan adalah reaksi pembentukan ester sedangkan reaksi ke kiri adalah reaksi hidrolisis.



Kondisi Operasi :

Temperatur = 80°C

Tekanan = 1 atm

Reaktor yang digunakan :

Reaktor Alir Tanki Berpengaduk (RATB). Reaktor dilengkapi dengan jaket pemanas sebagai sumber pemanas dalam reaktor.

Asumsi :

1. Pengadukan sempurna sehingga komposisi zat yang keluar reaktor sama dengan komposisi zat didalam reaktor.
2. Reaksi berlangsung isothermal.

Konstanta kesetimbangan

$$K = \frac{k_1}{k_2} = \frac{[C_2H_3COOH][H_2O]}{[C_2H_3COOC_3][CH_3OH]}$$

Dari persamaan kesetimbangan diatas, untuk memperoleh konversi reaksi yang tinggi, reaksi harus diusahakan bergeser ke kanan (ke arah pembentukan metil akrilat). Usaha yang dilakukan antara lain :

1. Memperbanyak salah satu reaktan, dalam hal ini dipakai perbandingan mol methanol dengan asam akrilat 2:1.
2. Karena reaksi diatas memerlukan panas (endotermis), diusahakan umpan masuk pada suhu reaksi dan reaktor ditambah panas melalui jaket pemanas.

Umpan reaktor

1. Asam akrilat (CH_3COOH)
yang digunakan sebagai umpan segar adalah larutan dengan komposisi 98% berat asam akrilat dan 2% H_2O .
2. Methanol
Methanol yang digunakan sebagai umpan segar adalah larutan methanol dengan komposisi 98% berat methanol dan 2% berat air, sebanyak 2 kali lebih banyak dari mol umpan asam akrilat.
3. Katalisator Asam Sulfat

Katalisator yang digunakan adalah larutan H_2SO_4 sebanyak 5% dari jumlah mol MAA umpan dengan komposisi 98% berat H_2SO_4 dan 2% air.

4. Metil akrilat

Metil akrilat yang masuk menjadi umpan merupakan recycle dari hasil atas MD-02.

Komposisi Umpan Masuk Reaktor

Tabel 1. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Massa, kg/jam	Fraksi, X_i
Asam Akrilat	3.523,6082	0,4794
Methanol	3.132,0962	0,4261
Metil Alkrilat	17,9048	0,0024
H ₂ O	344,3019	0,0468
H ₂ SO ₄	332,7852	0,0453
Total	7.350,6963	1,0000

Komposisi Umpan Keluar Reaktor

Tabel 1. Umpan Keluar Reaktor

Komponen	Massa, kg/jam	Fraksi, X_i
Asam Akrilat	352,3608	0,047
Methanol	1.722,6529	0,233
Metil Alkrilat	3805,7836	0,518
H ₂ O	1137,1137	0,155
H ₂ SO ₄	332,7852	0,0453
Total	7.350,6963	1,0000

Sifat Fisis Umpan Reaktor

Tabel 2. Sifat Fisis Umpan

komponen	F (Kg/Jam)	Fraksi massa, X_i	ρ (kg/m ³)	x. ρ (Kg/m ³)	cp	K
Asam Akrilat	3.523,6082	0,4794	981,8773	470,6698	2,3789	0,0682127
Methanol	3.132,0962	0,4261	732,4620	312,0985	1,0073	0,0782818
Metil Alkriilat	17,9048	0,0024	853,3501	2,0786	0,0130	0,0003387
H ₂ O	344,3019	0,0468	975,4938	45,6915	0,1099	0,0310132
H ₂ SO ₄	332,7852	0,0453	1.764,4989	79,8835	0,2079	0,0168766
Total	7.350,6963	1,0000		910,4219	3,7169	0,1947

Menentukan Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

Reaksi :



(A) (B) (C) (D)

Data:

- Reaksi berorder 2
- Waktu tinggal 1 jam
- Suhu reaksi 80°C
- Konversi reaksi 90%
- Perbandingan mol A : B = 1:2

$$(-r_A) = \frac{-dC_A}{dt} = k \times C_A \times C_B = k \times \{C_{A0} - (C_{A0} \times X_A)\} \times \{C_{B0} - (C_{A0} \times X_A)\}$$

$$\frac{-d[(C_{A0}(1 - X_A))]}{dt} = k \times \{C_{A0} \times (1 - X_A)\} \times \{C_{B0} - (C_{A0} \times X_A)\}$$

$$C_{A0} \times \frac{dX_A}{dt} = k \times C_{A0} \times (1 - X_A) \times (2 - X_A)$$

$$\int \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = \int k \times C_{A0} \cdot dt$$

$$\int \frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} dt = \int \frac{A}{(1-X_A)} dX_A + \int \frac{B}{(2-X_A)} dX_A$$

$$\frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{A}{(1-X_A)} + \frac{B}{(2-X_A)}$$

$$= \frac{A(2-X_A) + B(1-X_A)}{(1-X_A)(2-X_A)}$$

$$1 = A(2-X_A) + B(1-X_A)$$

$$X_A = 1 \longrightarrow 1 = A(2-1) + B(1-1)$$

$$A = 1$$

$$X_A = 2 \longrightarrow 1 = A(2-2) + B(1-2)$$

$$B = -1$$

$$\text{Maka : } \frac{1}{(1-X_A)(2-X_A)} = \frac{1}{(1-X_A)} + \frac{(-1)}{(2-X_A)} = \frac{1}{(1-X_A)} - \frac{1}{(2-X_A)}$$

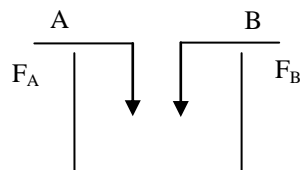
$$\text{Sehingga : } \int \frac{dX_A}{(1-X_A)(2-X_A)} = \int \frac{dX_A}{(1-X_A)} - \int \frac{dX_A}{(2-X_A)}$$

$$\int \frac{dX_A}{(1-X_A)} - \int \frac{dX_A}{(2-X_A)} = \int k \times C_{A0} \cdot dt$$

$$-\ln(1-X_A) + \ln(2-X_A) = k \times C_{A0} \times t \dots\dots\dots(1)$$

Mencari Harga C_{A0}

Basis : 1 ml volume reaktor



$$F_A = \frac{1}{2} F_B$$

$$Volume = \frac{massa}{massa/vol} = massa \times \frac{volume}{massa} = FM \times \frac{1}{\rho}$$

$$Volume = \frac{FMA}{\rho_A} + \frac{FMB}{\rho_B}$$

Data : $\rho_A = 0,9818 \text{ g/cm}^3$; Mr A = 86

$\rho_B = 0,7324 \text{ g/cm}^3$; Mr B = 32

$$\frac{FMA}{MrA} = \frac{1}{2} \times \frac{FMB}{MrB}$$

$$FMB = \frac{MrB}{MrA} \times 2 \times FMA = \frac{32}{86} \times 2 \times FMA = 0,7444 \times FMA$$

$$Volume = \frac{FMA}{\rho_A} + \frac{FMB}{\rho_B}$$

$$1 \text{ ml} = \frac{FMA}{0,9818} + \frac{0,7444 FMA}{0,7324} = 1,8447 FMA$$

$$FMA = 0,4914 \text{ g/ml}$$

$$C_{A0} = \frac{FMB}{MrA} = \frac{0,4914}{86} = 5,7139 \cdot 10^{-3} \text{ gmol / ml}$$

Dari pers.(1):

$$-\ln(1 - X_A) + \ln(2 - X_A) = k \times C_{A0} \times t$$

$$X_A = 0 - 0,9 \quad ; \quad t = 0 - 1$$

$$-\ln(1 - 0,9) + \ln(2 - 0,9) - (-\ln(1 - 0) + \ln(2 - 0)) = k \times 5,7139 \cdot 10^{-3} \times (1 - 0)$$

$$k = 298,3510 \text{ ml/gmol.jam}$$

$$= 4,9725 \text{ ml/gmol.menit}$$

Mengecek Konversi yang digunakan untuk Satu RATB

Neraca bahan dalam reaktor pada steady state:

$$(\text{Rate of input}) - (\text{Rate of output}) - (\text{Rate of reaction}) = 0$$

$$(Fv \times C_{A0}) - (Fv \times C_{A1}) - (-r_A) = 0$$

$$C_{A0} - C_{A1} = \left(\frac{v}{Fv} \right) \times (-r_A)$$

$$C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A) = \left(\frac{v}{Fv} \right) \times (-r_A)$$

$$\frac{v}{Fv} = \Phi = \frac{C_{A0} - X_A}{(-r_A)}$$

$$\Phi = \frac{C_{A0} \times X_A}{k \times C_{A0}(1 - X_A) \times C_{A0}(2 - X_A)} = \frac{C_{A0} \times X_A}{k \times C_{A0}^2 (2 - 3X_A + X_A^2)} \dots\dots(2)$$

Kemudian pada tabel 3. dibuat kurva hubungan antara waktu tinggal (Φ) dengan konversi reaksi (X_A) dengan menggunakan persamaan 2 dan dengan data :

$$k = 4,9725 \text{ gmol/menit}$$

$$C_{A0} = 5,71 \cdot 10^{-3} \text{ gmol/ml}$$

Tabel 3. Hubungan antara Waktu Tinggal (Φ) dengan Konversi Reaksi (X_A)

X_A	R_A	(Φ)
0,0000	3,25E-04	0,0000
0,1000	2,78E-04	2,0582
0,2000	2,34E-04	4,8883
0,3000	1,93E-04	8,8729
0,4000	1,56E-04	14,6649
0,5000	1,22E-04	23,4639
0,6000	9,09E-05	37,7098

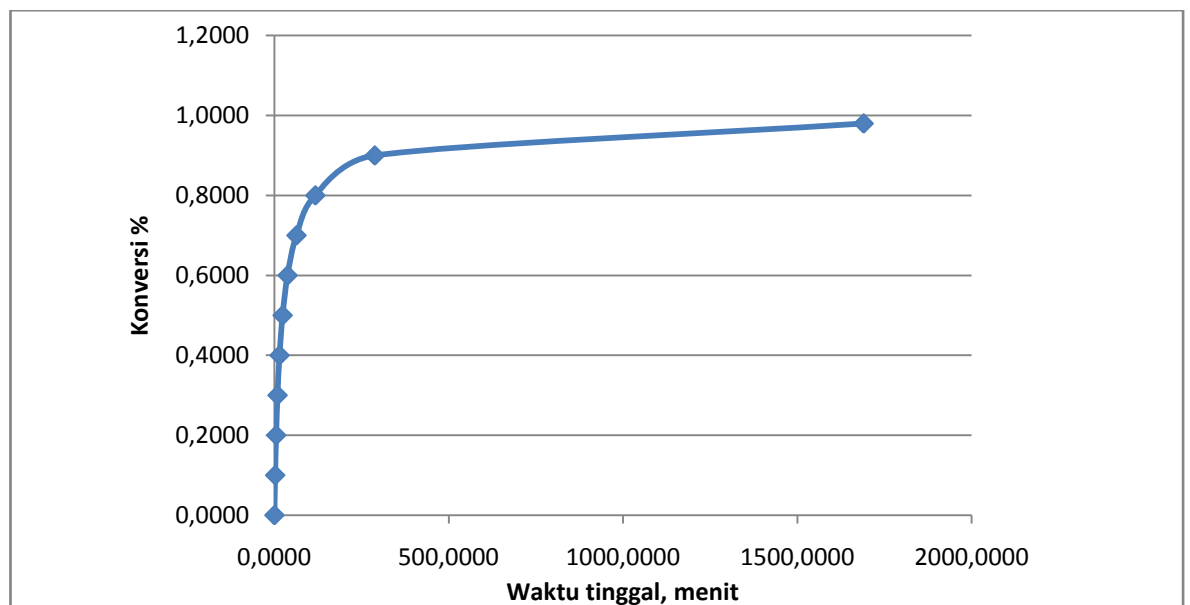
Lanjutan Tabel 3. Hubungan antara Waktu Tinggal (Φ) dan Konversi Reaksi (X_A)

0,7000	6,33E-05	63,1720
0,8000	3,90E-05	117,3194
0,9000	1,79E-05	287,9658
0,9800	3,31E-06	1690,7794

Dari data perhitungan pada Tabel 3. dibuat kurva hubungan antara waktu tinggal (Φ) dengan konversi reaksi (X_A). Konversi optimum yang dipilih adalah konversi yang mempunyai beda waktu tinggal berikutnya sangat besar atau $d\Phi/dX_A$ untuk konversi di atasnya lebih besar dari $d\Phi/dX_A$ yang dipilih tersebut,

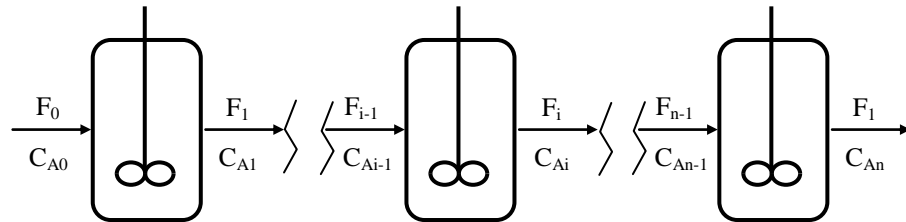
$$\frac{\Delta\Phi_2}{X_{A2} - X_{Aopt}} \gg \frac{\Delta\Phi_1}{X_{Aopt} - X_{A1}}$$

Dari kecenderungan kurva pada Gambar 1. maka dipilih $X_{Aopt} = 0,9$



Gambar 1. Grafik konversi vs waktu tinggal

Menentukan Jumlah Reaktor Optimum



Gambar 2. Penentuan jumlah reaktor optimum

Penentuan jumlah reaktor yang optimum berdasarkan harga total pembelian reaktor untuk tiap volume reaktor. Proses berlangsung kontinyu sehingga digunakan beberapa RATB yang dipasang seri dengan besar volume dan waktu tinggal yang sama. Dari persamaan (2) waktu tinggal dalam reaktor (Φ):

$$\Phi = \frac{v}{Fv} = \frac{C_{A0} \times X_A}{k \times C_{A0}^2 (1 - X_A)(2 - X_A)}$$

Volume masing-masing reaktor untuk n buah RATB :

$$v_i = \frac{F \times C_{A_{i-1}} \times X_{A_i}}{k \times (C_{A_{i-1}})^2 \times (1 - X_{A_i})(2 - X_A)}$$

dengan $X_{A_i} = X_A$ optimum (90%), volume total reaktor $v_n = v_i \times n$

$$n = 1; \quad v_1 = \frac{F \times X_{A1} \times C_{A0}}{k \times C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}$$

$$v_n = v_1$$

$$n = 2; \quad v_1 = \frac{F \times X_{A1} \times C_{A0}}{k \times C_{A0}^2 (1 - X_{A1})(2 - X_{A1})}$$

$$v_2 = \frac{F \times X_{A2} \times C_{A2}}{k \times C_{A1}^2 (1 - X_{A2})(2 - X_{A2})}$$

dengan $v_1 = v_2 = v$

$$C_{A1} = C_{A0}(1 - X_{A1})$$

$$X_{A2} = X_A \text{ optimum}$$

Cara yang sama untuk $n = 3, 4, 5, \dots$

Jumlah reaktor (n) yang dipilih adalah yang memberikan beda volume total untuk n berikutnya relatif kecil, atau n yang mempunyai harga reaktor total paling murah dengan cara *six-tenth factor*. Sehingga dari Table 4. Dapat diketahui jumlah reaktor yang optimum adalah :

$$n = 2 \text{ buah}$$

$$X_A = 0,7012$$

$$X_{A2} = 0,1988$$

Tabel 4. Optimisasi Jumlah Reaktor

Volume (gallons)	N	X_A	T	X_{A2}	t	X_{A3}	T	Cost (\$)	Total Cost
10.230,08	1	0,9000	287,9658	-	-	-	-	14.613,45	14.613,45
2.259,45	2	0,7012	63,6011	0,9000	63,6011	-	-	5.905,10	11.810,20
1.164,32	3	0,5710	32,7744	0,7976	32,7745	0,9000	32,7744	3.967,06	11.901,19

Neraca Massa Reaktor

Tabel 5. Neraca Massa Reaktor 1

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
Asam Akrilat	3523,6082	48,9390	1057,0825	14,6817
Methanol	3132,0962	97,8780	2035,8625	63,6207
Metil Akrilat	17,9048	0,2082	2964,0328	34,4655
Air (H ₂ O)	344,3019	19,1279	960,9333	53,3852
H ₂ SO ₄	332,7852	3,3958	332,7852	3,3958
TOTAL	7350,6963	169,5489	7350,6963	169,5489

Tabel 6. Neraca Massa Reaktor 2

Komponen	Masuk		Keluar	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
Asam Akrilat	1057,0825	14,6817	352,3608	4,8939
Methanol	2035,8625	63,6207	1722,6529	53,8329
Metil Akrilat	2964,0328	34,4655	3805,7836	44,2533
Air (H ₂ O)	960,9333	53,3852	1137,1137	63,1730
H ₂ SO ₄	332,7852	3,3958	332,7852	3,3958
TOTAL	7350,6963	169,5489	7350,6963	169,5489

MECHANICAL DESAIN REAKTOR

Dianggap mechanical desain Reaktor-01 sama dengan Reaktor-02

Menghitung Kecepatan Volumetrik Umpan Total Reaktor-01

$$F_v = \sum \frac{F_i}{\rho_i}$$

$$F_v = \frac{7350,6963 \text{ kg / jam}}{910,4219 \text{ kg / m}^3}$$

$$= 7,434586 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{A0} = 5,71 \cdot 10^{-3} \text{ gmol/ml}$$

Perhitungan Dimensi Reaktor

Reaktor berbentuk tangki silinder dengan head di bagian ‘top’ dan ‘bottom’nya. Untuk menentukan bentuk head terdapat 3 pilihan (Brownell and Young, 1959), yaitu :

A. *Flange and standard dished head*

Digunakan untuk tangki tekanan rendah dan diameter cukup kecil

B. *Torispherical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan sampai 15 bar

C. *Elliptical flanged and dished head*

Digunakan untuk tangki bertekanan tinggi

1. Menghitung Volume Cairan dalam Reaktor

Dari persamaan neraca massa komponen di reaktor, diperoleh persamaan :

$$\frac{v}{Fv} = \frac{X_{A2} - X_A}{k \times C_{A0} (1 - X_A) x (2 - X_{A2})}$$

$$\frac{v}{7,4346 \times 10^6} = \frac{0,9000 - 0,7012}{4,9725 \text{ gmol / menit} \times 5,71 \cdot 10^{-3} \text{ gmol / ml} \times (1 - 0,9000) x (2 - 0,9000)}$$

$$\frac{v}{7,434586 \text{ m}^3 / \text{jam}} = \frac{63,6 \text{ menit}}{60 \text{ menit}}$$

$$Vr = 8,0739 \text{ m}^3 = 8558,536 \text{ liter} = 302,116 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi Reaktor

Jenis reaktor = silinder tegak dengan atap dan dasar berbentuk *thorispherical*

dished head

Bahan konstruksi = *Carbon steel SA-283 Grade C*

Alasan : P operasi < 200 psi (Brownell and Young, 1959)

Untuk menentukan volume desain reaktor digunakan *safety factor* 20% (Peter and Timmerhaus, 1991).

Over design: 20%

$$V_{reaktor} = 302,116 \text{ ft}^3 \times 1,2$$

$$V_{reaktor} = 302,116 \text{ ft}^3$$

$$P_{operasi} = 1 \text{ atm}$$

Untuk head jenis *thoripesimal* memiliki persamaan:

$$V_{head} = 0,000049 D^3$$

$$V_{reaktor} = V_{silinder} + V_{head}$$

Dirancang:

$$V_{reaktor} = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$302,116 \text{ ft}^3 = 0,785 D^3 + 0,000098 D^3$$

$$302,116 \text{ ft}^3 = 0,7851 D^3$$

$$D^3 = 461,776 \text{ ft}^3$$

$$D = 7,729 \text{ ft} = 2,36 \text{ m} = 92,752 \text{ in}$$

a) Menentukan tinggi cairan dalam reaktor

$$V_{head} = 0,000049 D^3$$
$$= 0,000049 \times 461,776 \text{ ft}^3$$

$$V_{head} = 15,1787 \text{ ft}^3$$

Volume cairan dalam silinder (V_s) yaitu:

$$V = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H\right)$$

$$302,116 \text{ ft}^3 = 0,785 \times D^2 \times H$$

$$H = 6,442 \text{ ft}$$

$$Z_L = 6,442 \text{ ft} = 1,9635 \text{ m} = 77,303 \text{ in}$$

b) Menentukan tebal dinding reaktor

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho_{campuran} \times g \times Z_L}{g_c}$$

$$P_{hidrostatik} = 56,836 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{32,174 \text{ ft/detik}^2}{32,174 \text{ lbm} \cdot \text{ft/detik}^2 \cdot \text{lb}_f} \times 6,442 \text{ ft}$$

$$P_{hidrostatik} = 366,133 \text{ lb/ft}^2 = 2,541 \text{ psi}$$

$$P = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$P = 14,7 + 2,541 = 17,241 \text{ psi}$$

Dari App. D (Brownell and Young, 1959) diperoleh data sebagai berikut:

$$\text{Allowable stress } (f) = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan } (E) = 80\% \text{ (single welded butt joint)}$$

$$\text{Corrosion allowance } (C) = 0,125 \text{ in}$$

Menghitung tebal dinding reaktor:

$$t_s = \frac{P \times D_i}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_s = \frac{17,241 \times 92,725}{2(12650)(80\%) - 0,2(17,241)} + 0,125$$

$$t_s = 0,212 \text{ in} = 0,0176 \text{ ft}$$

Digunakan tebal standar dinding reaktor = 0,250 in = 0,006 m = 0,0208 ft

$$OD \text{ reaktor} = Di + 2 \times t_s$$

$$OD \text{ reaktor} = 2,36 + 2 \times 0,0208 = 7,771 \text{ ft} = 93,252 \text{ in}$$

Digunakan diameter luar reaktor standar = 96 in = 8 ft = 2,4384 m

c) Menentukan tebal *head*

Dari Tabel 5.7 (Brownell and Young, 1959) didapatkan data-data sebagai berikut:

$$OD = 96 \text{ in}$$

$$t_s = 0,250 \text{ in}$$

$$icr = 5,88 \text{ in}$$

$$r = 96 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$w = 1,763 \text{ in}$$

Menghitung tebal *head* yaitu

$$t_h = \frac{P \times r \times w}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dimana:

$$\text{Corrosion allowable } (C) = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan perancangan } (P) = 17,241 \text{ psi}$$

$$\text{Stress allowable } (f) = 12.650 \text{ psi}$$

Efisiensi pengelasan (E) = 80%

$$t_h = \frac{17,241 \times 96 \times 1,763}{2(12650)(80\%) - 0,2(17,241)} + 0,125$$

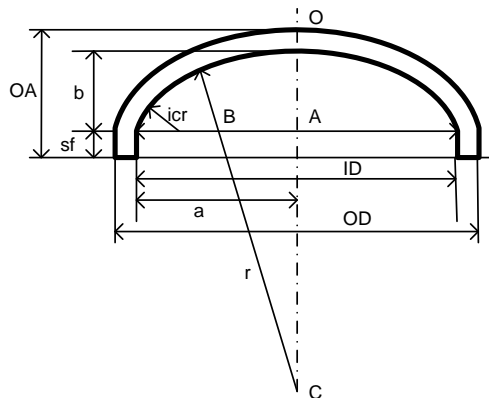
$$t_h = 0,283 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standar = 0,5000 in = 0,0127 m = 0,0417 ft

d) Menghitung tinggi tutup reaktor

Dari Tabel 5.6 (Brownell and Young, 1959) diperoleh data sebagai berikut:

$$s_f = 1\frac{1}{2} - 3\frac{1}{2}, \text{ dirancang: } s_f = 2,5 \text{ in}$$



Gambar 3. Tutup reaktor

- $BC = r - icr$ (Brownell and Young, 1959)

$$BC = 96 - 5,88 = 90,125 \text{ in}$$

- $a = \frac{Di}{2}$

$$a = \frac{92,752}{2} = 46,376 \text{ in}$$

- $AB = a - icr$

$$AB = 46,376 - 5,88 = 40,501 \text{ in}$$

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

$$AC = \sqrt{90,125^2 - 40,501^2} = 80,512 \text{ in}$$

- $b = r - AC$

$$b = 96 - 80,512 = 15,488 \text{ in}$$

Menentukan tinggi *head*, $H(OA)$ yaitu

$$H(OA) = t_h + b + s_f$$

$$H(OA) = 18,738 \text{ in} = 0,476 \text{ m} = 1,5615 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi reaktor total} = H + (2 \times H(OA))$$

$$= 5,6385 + (2 \times 1,5615) = 10,852 \text{ ft} = 3,308 \text{ m}$$

3. Perancangan pengadukan

Tabel 7. Data viskositas umpan reaktor

Komponen	Massa, kg	Fraksi, x	Viskositas, μ	$y = \ln \mu$	xy
Asam Akrilat	3523,6082	0,4794	0,4793	-0,7354	-0,3525
Methanol	3132,0962	0,4261	0,4374	-0,8268	-0,3523
Metil Alkriat	17,9048	0,0024	0,3225	-1,1315	-0,0028
H2O	344,3019	0,0468	0,3516	-1,0453	-0,0490
H2SO4	332,7852	0,0453	5,6931	1,7392	0,0787
Total	7350,6963	1,0000			-0,6778

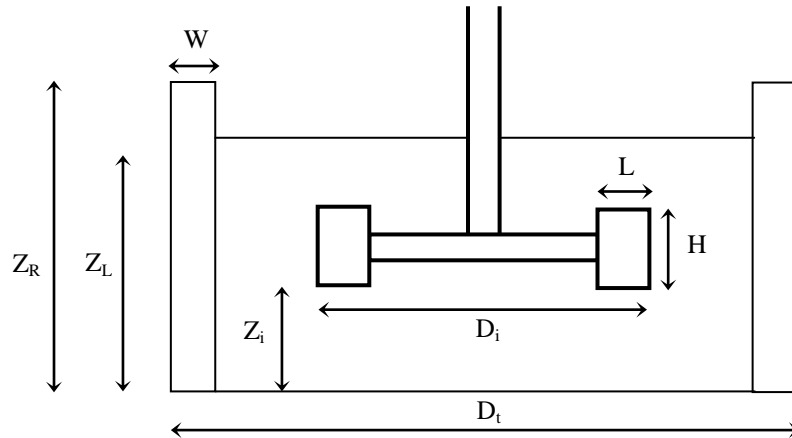
$$\mu_c, \text{ viskositas campuran} = e^{\sum xy} = 0,5077 \text{ cp}$$

$$\text{maka diperoleh viskositas campuran} = 0,5077 \text{ cp} = 0,0003 \text{ lbm/ft.detik}$$

$$= 1,0031 \text{ lbm/ft.jam}$$

Pengaduk yang dipakai jenis *flat blade turbine* dan *baffle* 4 buah terpisah 90° satu sama lain, jumlah sudut 6 buah. (Brownell and Young, 1959):

- Jenis pengaduk ini sesuai untuk fluida dengan viskositas rendah hingga sedang
- Konsumsi power tidak bergantung pada viskositas (untuk bilangan Reynold yang besar)
- Dengan adanya *baffle* dapat memperbaiki transfer panas di dalam reaktor



Gambar 3. Pengaduk

Dimana :

D_t = diameter dalam reaktor

D_i = diameter sudut pengaduk

Z_R = tinggi reaktor

H = tinggi pengaduk

Z_L = tinggi cairan dalam reaktor

L = lebar pengaduk

Z_i = jarak pengaduk dari dasar

W = lebar baffle

Data-data untuk *six flat blade turbine* (Brown, 1950) :

- $D_t/D_i = 3$
- $Z_L/D_i = 2,7 - 3,9$
- $Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$
- $W/D_i = 0,17$
- $H/D_i = 0,2$
- $L/D_i = 0,25$

Diambil $D_t/D_i = 3$ dan $Z_L/D_i = 3,9$ maka $Z_L/D_t = 1,3$

$$Z_L = h + t_h ; Z_L = 6,442 \text{ ft} + 0,0417 \text{ ft} = 8,003 \text{ ft}$$

$$D_i = 1/3 \times D_t ; D_i = 1/3 \times 7,729 \text{ ft} = 2,576 \text{ ft}$$

$$Z_i = 1,3 \times D_i ; Z_i = 1,3 \times 2,576 \text{ ft} = 3,349 \text{ ft}$$

$$H = 0,2 \times D_i ; H = 0,2 \times 2,576 \text{ ft} = 0,151 \text{ ft}$$

$$W = 0,1 \times D_i ; W = 0,1 \times 2,576 \text{ ft} = 0,0258 \text{ ft}$$

$$L = 0,25 \times D_i ; L = 0,25 \times 2,576 \text{ ft} = 0,644 \text{ ft}$$

Ukuran reaktor selengkapnya :

Diameter dalam Reaktor (Dt)	= 2,3557 m
Tinggi reaktor (ZR)	= 3,3076 m
Tinggi Cairan dalam Reaktor (ZL)	= 2,4393 m
Jarak Pengaduk dari Dasar (Zi)	= 1,0207 m
Diameter Pengaduk (Di)	= 0,7851 m
Tinggi pengaduk (H)	= 0,0460 m
Lebar pengaduk (L)	= 0,1962 m
Lebar <i>baffle</i> (W)	= 0,0078 m

Kecepatan Putaran dan Power Pengaduk

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad WELH = Sg \times ZL$$

(Rase, 1977)

Dimana :

WELH = Water Equivalent Liquid Height

Sg = Specific gravity

ZL = Tinggi cairan dalam Reaktor

ρ_L = Desitas cairan campuran

ρ_{air} = Densitas air

$$ZL = 2,4393 \text{ m}$$

$$\rho_L = 910,4219 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{air, 80^\circ\text{C}} = 60,8998 \text{ kg/m}^3$$

$$S_g = \frac{\rho L}{\rho_{air}} = \frac{60,8998 \text{ kg/m}^3}{975,4938 \text{ kg/m}^3} = 0,9332$$

$$WELH = 0,9332 \times 2,4393 \text{ m} = 2,2765 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{2,2765 \text{ m}}{2,4393 \text{ m}} = 0,9332 \approx 1 \text{ pengaduk}$$

Kecepatan putaran pengaduk, Nrpm

$$\frac{WELH}{2 \times Di} = \left[\frac{\pi \times Di \times Nrpm}{600} \right]^2$$

$$\text{(Rase, 1977)} \quad \frac{WELH}{2 \times Di} = \left(\frac{\pi \times Di}{600} \right)^2$$

$$Nrpm =$$

$$= \frac{2,2765}{2 \times 0,7581} \times \sqrt{\frac{3,14 \times 0,7581}{600}}$$

$$= 89,292 \text{ rpm}$$

Kecepatan pengadukan standar yang digunakan = 100 rpm (Wallas, 1990)

Menghitung bilangan Reynolds (NRe)

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Diketahui :

$$N = 100 \text{ rpm} = 1,67 \text{ rps} = 6000 \text{ rph}$$

$$Di = 2,576 \text{ ft}$$

$$\rho L = 910,4219 \text{ kg/m}^3 = 56,8358 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,0003 \text{ lb/ft.detik} = 1,0031 \text{ lb/ft.jam}$$

$$NRe = \frac{56,8358 \frac{lb}{ft^3} \times 6000 \times 2,576 ft^2}{1,0031 \frac{lb}{ft} \cdot jam}$$

$$Nre = 1.842.919,277$$

Untuk Bilangan Reynold $Nre > 10.000$, Maka Angka Daya tidak bergantung pada bilangan Reynolds dan Viscositas bukan merupakan Faktor dimana aliran sudah dalam keadaan Turbulen penuh sehingga berlaku :

$$NP = KT = f(S1, S2, S3, \dots, Sn).$$

Sedangkan harga konstanta KT untuk tangki bersekat (*baffle*) dengan jumlah *baffle* 4 dan lebar *baffle* 1/12 dari diameter tangki maka harga konstanta $KT = 1$ (Reynold & Richards, 1996)

Power pengadukan, P

$$P = \frac{N^3 \times Di^5 \times \rho L \times Np}{550 \times gc} \quad (\text{Brown, 1950})$$

Diketahui :

$$gc = 32.2 \text{ ft/s}^2 = 14.60592 \text{ m/s}^2$$

$$\rho L = 910,4219 \text{ kg/m}^3$$

$$Np = KT = 1$$

$$Di = 2,576 \text{ ft} = 0,7851$$

$$P = \frac{(100)^3 \times (0,7851)^5 \times (910,42919) \times 1}{550 \times 14,60592} = 1,201 \text{ Hp}$$

$$\text{Faktor Koreksi} = \sqrt{\frac{\left(\frac{Dt}{Di} \times \frac{ZI}{Di}\right)_{\text{diinginkan}}}{\left(\frac{Dt}{Di} \times \frac{ZI}{Di}\right)_{\text{grafik}}}}$$

$$= 1,018$$

$$P \text{ Koreksi} = 1,201H_p \times 1,018$$

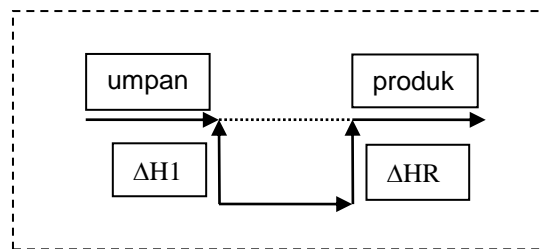
$$= 1,5 H_p$$

Diambil efisiensi motor pengaduk $\eta = 81 \%$ (Peters.Fig 14.38 Hal: 521),

$$\text{sehingga : } H_p = \frac{P}{\eta} = \frac{12.062}{0.81} = 1,5086$$

Digunakan H_p standar = 1,5

NERACA PANAS REAKTOR



Gambar 5. Skema neraca panas reaktor

Tabel 8. Data kapasitas panas cairan

Komponen	A	B	C	D
Asam Akrilat	-1,8242E+01	1,2106E+00	-3,1160E-03	3,1409E-06
Methanol	3,0152E+01	3,1046E-01	-1,0291E-03	1,4598E-06
Metil Akrilat	5,4109E+01	8,0399E-01	-2,5149E-03	3,3155E-06
H2O	9,2053E+01	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
H2SO4	2,6004E+01	7,0337E-01	-1,3856E-03	1,0342E-06

1. Reaktor – 01

a. Panas Masuk

Tabel 9. Panas masuk

Komponen	m (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (Kj/kmol)
Asam Akrilat	48,9390	8470,1111
Methanol	97,8780	3994,8119
Metil Akrilat	0,2082	9015,0572
H ₂ O	19,1279	4136,3712
H ₂ SO ₄	3,3958	7905,5589

$$\Delta H_1 = m \times Cp.dT$$

$$\begin{aligned} &= (8470,1111 \times 48,9390) + (3994,8119 \times 97,8780) + (9015,0572 \times \\ &\quad 0,2082) + (4136,3712 \times 19,1279) + (7905,5589 \times 3,3958) \\ &= 913365,3656 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

b. Panas Reaksi

$$\Delta H_{R,25} \text{ Asam Akrilat} = -323,5 \text{ Kj/mol}$$

$$\text{Methanol} = -201,17 \text{ Kj/mol}$$

$$\text{Metil Akrilat} = -333 \text{ Kj/mol}$$

$$\text{H}_2\text{O} = -285,83 \text{ Kj/mol}$$

Panas reaksi keadaan standar

$$\Delta H_{f,298,15} = \left[\Delta H_{f,MA} + \Delta H_{f,H_2O} - \left(\Delta H_{f,AA} + \Delta H_{f,M} \right) \right]$$

$$\Delta H_{F298,15} = -333 \text{ Kj/mol} - 285,83 \text{ Kj/mol} + 323,5 \text{ Kj/mol} - 201,17 \text{ Kj/mol}$$

$$\Delta H_{F298,15} = -94,1600 \text{ Kj/Jam}$$

Mol A yang bereaksi

$$\begin{aligned} r &= 48,9390 \text{ mol/jam} \times 0,7012 \\ &= 34,3171 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Panas reaksi total

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= r \times \left(\Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f298.15} + \Delta H_{\text{produk}} \right) \\ &= 90912,5567 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

c. Panas Hasil

Tabel 10. Panas Keluar

Komponen	m (Kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/kmol)
Asam Akrilat	14,6817	8.470,1111
Methanol	63,6207	3.994,8119
Metil Akrilat	34,4655	9.015,0572
H ₂ O	53,3852	4.136,3712
H ₂ SO ₄	3,3958	7.905,5589

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= m \times \int C_p \cdot dT \\ &= (8.470,1111 \times 14,6817) + (3.994,8119 \times 63,6207) + (9.015,0572 \times \\ &\quad 34,4655) + (4.136,3712 \times 53,3852) + (7.905,5589 \times 3,3958) \\ &= 936883,1896 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

Beban Panas

$$\begin{aligned} QT_1 = \Delta H &= \Delta H_1 + \Delta H_R - \Delta H_2 \\ &= 913.365,3656 + 90.912,5567 - 936.883,1896 \\ &= 43.845,4277 \text{ Kj/jam} \times 0,947817 \text{ BTU/Kj} \\ &= 41557,44179 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

2. Reaktor - 02

a. Panas Umpan

$$\Delta H_1 = 936.883,1896 \text{ Kj/jam}$$

b. Panas Reaksi

Mol A yang bereaksi

$$\begin{aligned} r &= 14,6817 \text{ Kmol/jam} \times 0,1988 \\ &= 9,7280 \text{ Kmol/jam} \end{aligned}$$

Panas reaksi total

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= r \times \left(\Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{f298.15} + \Delta H_{\text{produk}} \right) \\ &= 5.762,3116 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

c. Panas Hasil

Tabel 11. Panas Keluar

Komponen	m (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (kj/kmol)
Asam Akrilat	4,8939	8.470,1111
Methanol	53,8329	3.994,8119
Metil Akrilat	44,2533	9,015,0572
H2O	63,1730	4.136,3712
H2SO4	3,3958	7.905,5589

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= m \times \int C_p \cdot dT \\ &= (8.470,1111 \times 4,8939) + (3.994,8119 \times 53,8329) + (9.015,0572 \\ &\quad \times 44,2533) + (4.136,3712 \times 63,1730) + (7.905,5589 \times 3,3958) \\ &= 943602,5679 \text{ Kj/jam} \end{aligned}$$

Beban Panas

$$\begin{aligned} QT_1 = \Delta H &= \Delta H_1 + \Delta H_R - \Delta H_2 \\ &= 936.883,1896 + 5.762,3116 - 943602,5679 \\ &= 12.481,6899 \text{ Kj/jam} \times 0,947817 \text{ BTU/Kj} \\ &= 5.461,6169 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

PEMANAS

1. Pemanas Reaktor – 01

Menghitung kebutuhan steam

Dari perhitungan neraca panas pada reaktor diperoleh:

$$Q_{\text{steam}} = 43.845,4277 \text{ Kj/jam}$$

$$Q_{\text{steam}} = 4.155,4419 \text{ Btu/jam}$$

Steam yang digunakan yaitu:

$$P = 7,51 \text{ psi}$$

$$T = 180^\circ\text{F}$$

$$H_{fg} = 984, \text{ Kj/kg}$$

$$\rho = 0,000423 \text{ Kg/L}$$

Didapatkan:

$$m = \frac{Q}{H_{fg}}$$

$$m = \frac{43.845,4277 \text{ Kj/jam}}{984,1 \text{ Kj/Kg}} = 19,0367 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit steam} = \frac{m}{\rho} = 45.004,020 \text{ L/jam} = 1.5988,642 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menghitung luas kontak perpindahan panas

Untuk kontak *steam* dengan *medium organic* ($cp > 0,5cp$) dilihat pada tabel 8. (Kern, 1965) memiliki kisaran $U_D = 50-100 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$.

Diketahui :

$$\mu_c, \text{ viskositas campuran} = 0,5077 \text{ cp}$$

Dirancang :

$$U_D = 50 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh:

$$Q_{\text{steam}} = 4.155,4419 \text{ Btu/jam}$$

$$T_1 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 82^\circ\text{C} = 180^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 4^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan:

$$Q = A \times U_D \times \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{\Delta T \times U_D} = 207,7872 \text{ ft}^2 = 19,3040 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas yang tersedia di reaktor:

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dt^2 + \pi \times Dt \times Hr$$

$$A = 218,5155 \text{ ft}^2 = 20,3007 \text{ m}^3$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan sistem lebih kecil dari luas perpindahan panas yang tersedia, maka digunakan jaket pemanas.

Menentukan dimensi jaket pemanas

Tinggi jaket (Hj):

Diketahui :

$$A = 207,7872 \text{ ft}^2$$

$$Dt = 7,7286 \text{ ft}$$

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dt^2 + \pi \times Dt \times Hj$$

$$A - \frac{1}{4} \times 3,14 \times 7,7286^2 = 3,14 \times 7,7286 \times Hj$$

$$Hj = 6,6291 \text{ ft}$$

$$= 2,0205 \text{ m}$$

Diameter dalam jaket (D_I):

Diketahui :

$$\text{Debit steam} = 1.5988,642 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu kontak} = 1 \text{ menit} = 0,01667 \text{ jam}$$

$$\text{Volume steam} = \frac{\text{Debit steam}}{\text{Waktu Kontak}}$$

$$= 26,477 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 362,5400 \text{ ft}^3$$

Volume steam + Volume Reaktor =

$$\left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$389,017 = 5,551 D_j^2 + 0,000049 D_j^3$$

Nilai D_j di-trial untuk mendapatkan nilai = 389,017

Didapatkan :

$$D_j = 8,646 \text{ ft}$$

$$= 2,637 \text{ m}$$

Diameter luar jaket (D_2)

$$D_2 = D_j - OD$$

$$D_2 = 8,646 \text{ ft} - 7,9947 \text{ ft}$$

$$D_2 = 0,651 \text{ ft}$$

$$= 0,199 \text{ m}$$

$$= 19,86 \text{ cm}$$

Menghitung tebal jaket (t_j)

Untuk bahan jaket dipilih : Carbon steels SA 283 grade C

Dimana :

$$E = 80\%$$

$$C = 0,125$$

$$F = 12.650 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{steam}} \times 1,2 = 9,012 \text{ psi}$$

$$t_j = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C$$

Keterangan :

t_j = tebal jaket

r = jari-jari jaket

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

F = tegangan yang diijinkan

P = tekanan design

$$r = \frac{D_j}{2}$$

$$r = 4,323 \text{ ft}$$

$$t_j = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C$$

$$t_j = \frac{9,021 \text{ psi} \times 4,323 \text{ ft}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 9,021 \text{ psi})} + 0,125$$

$$t_j = 0,171 \text{ in}$$

Dirancang tebal jaket standar = 1/4 in = 0,02083 ft

2. Pemanas Reaktor – 02

Menghitung kebutuhan steam

Dari perhitungan neraca panas pada reaktor diperoleh:

$$Q_{\text{steam}} = 12.481,6899 \text{ Kj/jam}$$

$$Q_{\text{steam}} = 11.830,3579 \text{ Btu/jam}$$

Steam yang digunakan yaitu:

$$P = 7 \text{ psi}$$

$$T = 176,85^\circ\text{F}$$

$$H_{fg} = 992,1 \text{ Kj/kg}$$

$$\rho = 0,000423 \text{ Kg/L}$$

Didapatkan :

$$m = \frac{Q}{H_{fg}}$$

$$m = \frac{12.481,6899 \text{ Kj/jam}}{992,1 \text{ Kj/Kg}} = 5,4089 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Debit steam} = \frac{m}{\rho} = 12.786,976 \text{ L/jam} = 45,380 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Menghitung luas kontak perpindahan panas

Untuk kontak *steam* dengan *medium organic* ($cp > 0,5cp$) dilihat pada tabel 8 (Kern, 1965) memiliki kisaran $U_D = 50-100 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$.

Diketahui :

$$\mu_c, \text{ viskositas campuran} = 0,5077 \text{ cp}$$

Dirancang :

$$U_D = 65 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh:

$$Q_{\text{steam}} = 4.155,4419 \text{ Btu/jam}$$

$$T_1 = 80^\circ\text{C} = 176^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 80,472^\circ\text{C} = 176,850^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 0,85^\circ\text{F}$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan:

$$Q = A \times U_D \times \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{\Delta T \times U_D} = 214,1241 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang tersedia di reaktor:

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dt^2 + \pi \times Dt \times Hr$$

$$A = 218,5155 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan sistem lebih kecil dari luas perpindahan panas yang tersedia, maka digunakan jaket pemanas

Menentukan dimensi jaket pemanas

Tinggi jaket (Hj):

Diketahui :

$$A = 214,1241 \text{ ft}^2$$

$$Dt = 7,7286 \text{ ft}$$

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times Dt^2 + \pi \times Dt \times Hj$$

$$A - \frac{1}{4} \times \pi \times 7,7286^2 = \pi \times 7,7286 \times Hj$$

$$Hj = 6,890 \text{ ft}$$

$$= 2,10 \text{ m}$$

Diameter dalam jaket (D₁):

Diketahui :

$$\text{Debit steam} = 451,380 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu kontak} = 1 \text{ menit} = 0,01667 \text{ jam}$$

$$\text{Volume steam} = \frac{\text{Debit steam}}{\text{Waktu Kontak}}$$

$$= 7,523 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 362,5400 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume steam} + \text{Volume Reaktor} = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times H\right) + (2 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$370,063 = 5,551 \text{ Dj}^2 + 0,000049 \text{ Dj}^3$$

Nilai Dj di-trial untuk mendapatkan nilai = 370,063

Didapatkan :

$$\text{Dj} = 8,271 \text{ ft}$$

$$= 2,523 \text{ m}$$

Diameter luar jaket (D_2)

$$D_2 = \text{Dj} - OD$$

$$D_2 = 8,271 \text{ ft} - 7,9947 \text{ ft}$$

$$D_2 = 0,542 \text{ ft}$$

$$= 0,165 \text{ m}$$

$$= 16,53 \text{ cm}$$

Menghitung tebal jaket (t_j)

Untuk bahan jaket dipilih : Carbon steels SA 283 grade C

Dimana :

$$E = 80\%$$

$$C = 0,125$$

$$F = 12.650 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = P_{\text{steam}} \times 1,1 = 7,7 \text{ psi}$$

$$t_j = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C$$

Keterangan :

t_j = tebal jaket

r = jari-jari jaket

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi

F = tegangan yang diijinkan

P = tekanan design

$$r = \frac{D_j}{2}$$

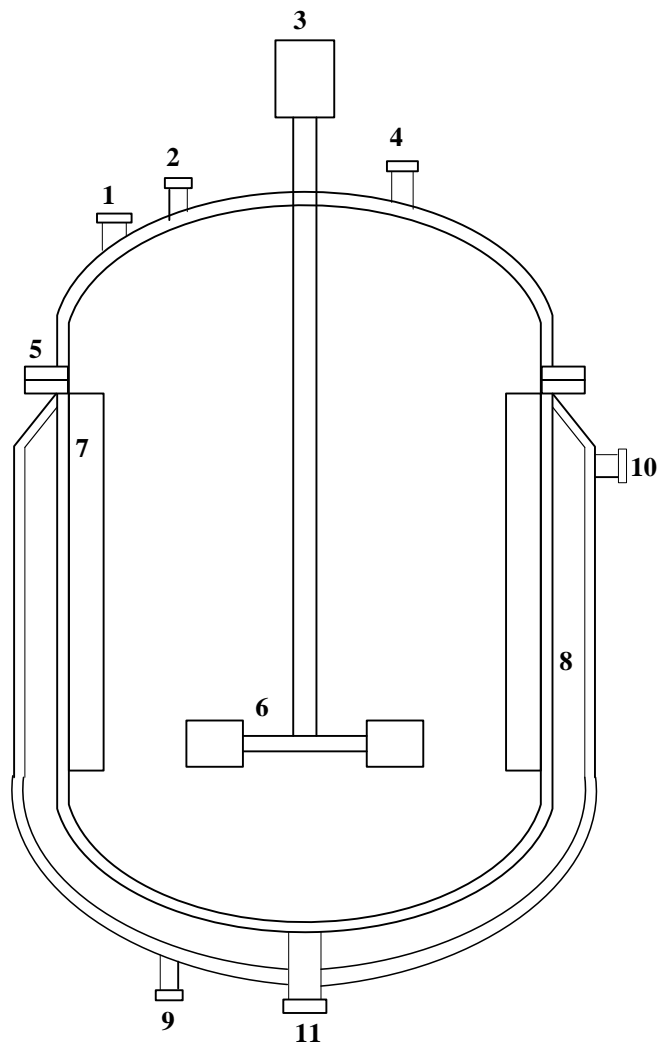
$$r = 4,136 \text{ ft}$$

$$t_j = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6P)} + C$$

$$t_j = \frac{7,7 \text{ psi} \times 4,136 \text{ ft}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,80 - 0,6 \times 7,7 \text{ psi})} + 0,125$$

$$t_j = 0,163 \text{ in}$$

Dirancang tebal jaket standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,006 m



Gambar 6. Tampak Depan Reaktor

Keterangan :

- | | |
|---|--|
| 1. <i>Nozzle</i> Umpan Methanol | 7. <i>Baffle</i> |
| 2. <i>Nozzle</i> Umpan H ₂ SO ₄ | 8. Jaket Pemanas |
| 3. Motor Pengaduk | 9. <i>Nozzle</i> Umpan <i>Steam</i> |
| 4. <i>Nozzle</i> Umpan Asam Akrilat | 10. <i>Nozzle</i> Pengeluaran <i>Steam</i> |
| 5. <i>Flange</i> dan <i>bolt</i> pada <i>head</i> | 11. <i>Nozzle</i> Produk |
| 6. Pengaduk | |