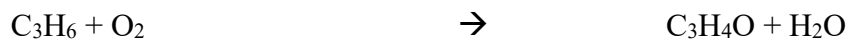


LAMPIRAN
SPESIFIKASI ALAT
REAKTOR (R-01)

Kode Alat	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan oksigen, steam, dan propilen untuk menghasilkan produk intermediate yaitu acrolein serta terdapat reaksi samping yaitu asam asetat, karbon dioksida, dan air
Jenis Reaktor	: <i>Fixed Bed Multitubular Reactor</i> (US20040063998A1)
Pertimbangan pemilihan jenis reaktor	: 1) Reaksi yang terjadi adalah fase gas dengan katalis padat 2) Pressure drop kecil. 3) Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor 4) Konstruksi reactor lebih sederhana dibandingkan dengan fluized bed sehingga mudah dalam pengoperasiannya. 5) Konversinya besar. 6) Biaya operasional dan perawatannya lebih murah
Kondisi Operasi	
Suhu Masuk (Tin)	: 350 °C
Suhu Keluar (Tout)	: 350 °C
Tekanan (P)	: 4,9 atm
Konversi Akrolein	: 87,40%

a. Reaksi yang terjadi :

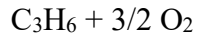
- Reaksi 1 :



Propilen + Oksigen

(A)+(B)

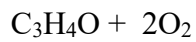
- Reaksi Samping:



Propilen + Oksigen

(A)+(B)

- Reaksi 2:



Akrolein + Oksigen

(C)+(B)

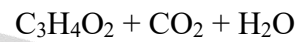
Akrolein + Air

(B) + (D)



Asam aasetat + Air

(E) + (D)

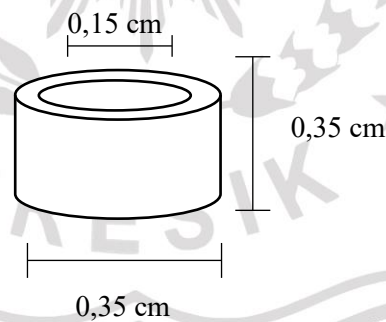


Asam akrilat + Karbon
dioksida + Air

(F) + (G) + (D)

Reaksi yang terjadi berjalan secara seri dalam 1 reaktor. Proses produksi asam akrilat dari propilen melalui proses oksidasi dilakukan dengan 2 tahapan. Pada tahap 1 terjadi pembentukan akrolein sebagai produk intermediate dengan produk samping berupa asam aasetat, karbon dioksida dan air lalu dilanjutkan dengan oksidasi akrolein menjadi produk utama yaitu asam akrilat.

Data Katalis



Tabel 2. Data Katalis

Jenis katalis	:	Molybdenum Oxides (MoO_3)
Bentuk	:	Pressed Ring
Densitas Partikel	:	4. 629 kg/m^3

Densitas Bulk	:	3.005,544 kg/m ³
Porositas	:	0,55
Diameter Katalis	:	0,35 cm

b. Physical Properties

1) Menentukan fraksi umpan masuk

Komponen	BM	Input (kg/jam)	Input (kmol/jam)	Fraksi mol (y)
Propilen	42	2.759,6313	65,7055	0,0807
Propane	44	24,2807	0,5518	0,0006
Oksigen	32	4.259,1249	133,0976	0,1635
Nitrogen	28	14.019,6195	500,7006	0,6153
Air	18	2.044,9841	113,6102	0,1396
Akrolein	56	0	0	0
Asam Asetat	60	0	0	0
Karbon dioksida	44	0	0	0
TOTAL		23.107,6407	813,6659	1,0000

2) Menentukan laju volumetrik fluida campuran

Tabel 3. Laju Alir Volumetrik

Komponen	ω	Tc (K)	Pc (atm)	$\omega.y$	Tc.y	Pc.y	BM.y
Propilen	0,14	364,76	45,52	0,0114	29,45	3,72	3,39
Propane	0,15	369,82	41,93	0,0001	0,25	0,02	0,02
Oksigen	0,02	154,58	49,77	0,0035	25,28	8,24	5,23
Nitrogen	0,04	126,10	33,49	0,0246	77,59	20,88	17,23
Air	0,34	647,13	217,66	0,0481	90,35	30,79	2,51
Akrolein	0,32	506,00	49,34	0	0	0	0
Asam Asetat	1,32	592,71	57,10	0	0	0	0
Karbon dioksida	3,32	304,19	72,85	0	0	0	0
TOTAL	5,661	3.065,29	567,69	0,0879	222,94	63,68	28,399

$$\text{Harga Pr} = \frac{Po}{Pc} \quad (2)$$

$$= \frac{4,9}{63,68}$$

$$= 0,07$$

$$T \text{ Operasi } (To) = 320 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 593 \text{ K}$$

$$Tc = 222,94$$

$$P \text{ Operasi } (Po) = 4,9 \text{ atm}$$

$$Pc = 63,68$$

$$\text{Harga Tr} = \frac{To}{Tc} \quad (1)$$

$$= \frac{593}{222,94}$$

$$= 2,65$$

Dari data diatas didapatkan :

Dari harga $Tr = 2,65$ dan $Pr = 0,07$, berdasarkan grafik 3.15 (Smith van Ness 6 Ed).

Untuk menentukan nilai Z maka digunakan persamaan koefisien Virial.

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{TR^{1,6}} \quad (3)$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(2,65)^{1,6}}$$

$$B^0 = -1,19$$

$$B^1 = 0,083 - \frac{0,72}{TR^{4,2}} \quad (4)$$

$$B^1 = 0,083 - \frac{0,72}{(2,65)^{4,2}}$$

$$B^1 = 0,54$$

$$\frac{BPc}{RTc} = B^0 + \omega B^1 \quad (5)$$

$$\frac{BPc}{RTc} = -1,19 + (0,087) \cdot (0,54) = -1,143$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BPC}{RTc}\right) \cdot \left(\frac{Pr}{Tr}\right) \quad (6)$$

$$Z = 1 + (-1,143) \cdot \left(\frac{0,07}{2,65}\right)$$

$$Z = 0,9991$$

3) Menentukan volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad (7)$$

Keterangan :

V_g = Laju alir Volumetrik (cm³/s)

n = mol umpan (mol/s)

R = Konstanta gas (cm³·atm/gmol·K)

T = Temperatur (K)

P = Tekanan (atm)

Z = Umpan masuk reaktor

$$V_g = \frac{0,99 \times 1.743,57 \times 82,05 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{gmol}} \cdot \text{K} \times 623 \text{ K}}{4,9 \text{ atm}}$$

$$= 2.356.682,971 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$= 2,3566 \text{ m}^3/\text{s}$$

4) Menentukan densitas umpan campuran

$$\rho \text{ umpan} = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} \quad (8)$$

Keterangan :

P = Tekanan (atm)

BM = Berat molekul Campuran

R = Konstanta gas ($\text{cm}^3 \cdot \text{atm} / \text{gmol} \cdot \text{K}$)

T = Temperatur (K)

Z = Umpan masuk reaktor

$$\begin{aligned} \rho \text{ umpan} &= \frac{4,9 \text{ atm} \times 28,39}{82,05 \text{ cm}^3 \cdot \frac{\text{atm}}{\text{gmol}} \times 623 \text{ K} \times 0,99} \\ &= 0,0027 \text{ gr/cm}^3 \\ &= 2,723 \text{ kg/m}^3 \\ &= 171,5303 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

5) Menentukan viskositas umpan campuran

$$\text{Temperature operasi (T)} = 593 \text{ K}$$

$$T^2 = 351.649 \text{ K}$$

$$\mu \text{ gas} = A + BT + CT^2 \quad (9)$$

Dengan nilai konstanta A, B, dan C yang disajikan pada tabel :

Tabel 4. Nilai konstanta viskositas

Komponen	A	B	C
Propilen	-7.23	0.3418	-0.000094516
Propana	-5.462	0.32722	-0.00010672
Oksigen	44.224	0.562	-0.000113
Nitrogen	42.606	0.475	-0.0000988
Air	-36.826	0.429	-0.0000162
Akrolein	-16.91	0.32167	-0.000052581
Asam Asetat	-28.660	0.2351	0.00022087
Karbon dioksida	11.363	0.49918	-0.00010876

Perhitungan viskositas campuran

Komponen	Fraksi mol (y)	Viskositas (μ) (mikropoise)	$\mu \cdot y$ (mikropoise)
Propilen	0,0808	162,22	13,099
Propana	0,0007	151,05	0,102
Oksigen	0,1636	337,75	55,248
Nitrogen	0,6154	289,54	178,171
Air	0,1396	211,87	29,583
TOTAL	1,0000	1.152,44	276,205

Sehingga didapatkan viskositas campuran :

$$\mu_{gas} = 0,000028711 \frac{kg}{s} \cdot m$$

$$\mu_{gas} = 0,00028711 \frac{g}{s} \cdot cm$$

6) Menghitung konduktivitas umpan campuran

(referensi : Chemical Properties handbook, Mc Graw-hill Carl.yaws)

$$\text{Temperature operasi (T)} = 623 \text{ K}$$

$$T^2 = 388.129 \text{ K}^2$$

$$k_{gas} = A + BT + CT^2 \quad (10)$$

Dengan nilai konstanta A, B, dan C yang disajikan pada tabel :

Tabel 5. Konstanta konduktivitas

Komponen	A	B	C
Propilen	-0,011	0,0000752	0,0000000656
Propana	-0,008	0,0000664	0,0000000788
Oksigen	0,001	0,0000862	-0,0000000133
Nitrogen	0,003	0,0000759	-0,0000000110
Air	0,00053	0,0000471	0,0000000496

Tabel 6. Nilai konduktivitas per komponen

Komponen	yi	K gas (W/m.K)	yi.kgas (W/m.K)
Propilen	0,0808	0,056460	0,004559309
Propane	0,0007	0,058386	0,000039598
Oksigen	0,1636	0,047608	0,007787609
Nitrogen	0,6154	0,044243	0,027225812
Air	0,1396	0,045881	0,006406214
TOTAL	1,0000	0,252579	0,046018541

Konduktivitas umpan campuran

$$k \text{ campuran} = 0,04834 \text{ W/m.K}$$

$$k \text{ campuran} = 0,04156 \text{ kkal/jam.m.K}$$

7) Menentukan kapasitas panas gas umpan

Kapasitas panas gas umpan dapat ditentukan dengan persamaan dari referensi *hand book* Carl Yaws, 1999, halaman 30.

$$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 \quad (11)$$

Dengan :

$$T \text{ operasi} = 623 \text{ K}$$

$$T \text{ referensi} = 298 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	E
Propilen	31,298	0,072449	0,00019481	$-2,15 \times 10^{-7}$	$6,29 \times 10^{-11}$
Propane	28,277	0,116	0,00019597	$-2,32 \times 10^{-7}$	$6,86 \times 10^{-11}$
Oksigen	29,526	-11,8999	0,000038083	$-3,26 \times 10^{-8}$	$8,86 \times 10^{-12}$
Nitrogen	29,342	-0,0035395	0,000010076	$-4,31 \times 10^{-9}$	$2,59 \times 10^{-13}$
Air	33,933	-0,0084186	0,000029906	$-1,78 \times 10^{-8}$	$3,69 \times 10^{-12}$
delta	30,4752	-2,3446818	0,000093769	$-1,006 \times 10^{-7}$	$2,88 \times 10^{-11}$

Komponen	Fraksi (yi)	BM (kg/kmol)	Cp (kJ/kmol.K)	Cpi=Cp.yi (kJ/kg.K)
Propilen	0,0808	42	109,3456	0,2102

Propane	0,0007	44	130,6809	0,0020
Oksigen	0,1636	32	109,3500	0,5589
Nitrogen	0,6154	28	30,0442	0,6602
Air	0,1396	18	36,5418	0,2834
Total	1,0000	164	415,9581	1,7150

Perhitungan kapasitas panas gas umpan bagian 2

Komponen	Cp (kkal/kg.K)	Cpi=Cp.yi (kkal/kg.K)	Fi (kg/jam)	Cp=Fi.Cpi (kkal/jam)
Propilen	26,0242	21,0152	2. 759,6313	580,1745
Propane	31,1020	0,2109	24, 2807	0,0489
Oksigen	26,0242	42,5698	4. 259,1249	2. 380,6519
Nitrogen	7,1505	44,0016	14. 019,6195	9. 257,0091
Air	8,6969	12,1433	2. 044,9841	579,6675
Total	98,9980	119,9410	23. 107, 6407	12. 797,5521

8) Menentukan jenis reaksi

Komponen	A	B	C	D	E
Propilen	31,298	0,072449	0,00019481	-2,15 x10 ⁻⁷	6,29 x10 ⁻¹¹
Propane	28,277	0,116	0,00019597	-2,32Ex10 ⁻⁷	6,86x10 ⁻¹¹
Oksigen	29,526	-11,8999	0,000038083	-3,26x10 ⁻⁸	8,86x10 ⁻¹²
Nitrogen	29,342	-0,0035395	0,000010076	-4,31x10 ⁻⁹	2,59x10 ⁻¹³
Air	33,933	-0,0084186	0,000029906	-1,78x10 ⁻⁸	3,69x10 ⁻¹²
Asam Akrilat	7,755	0,29386	-0,000209	7,16 x 10 ⁻⁸	-9,10x10 ⁻¹²
delta	274,042	-0,16100	0,00203	-2,31x10 ⁻⁶	8,19x10 ⁻¹⁰

Komponen	ΔH_f (kj/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)	ΔH (J/mol)	ΔH (kJ/kmol)
Propilen	20,43	2.043,00	25.218,09	25.218,09
Oksigen	0	0.00	9.033,2	9.033,12

Akrolein	-81	-81.000,00	10.255,43	10.255,43
Asam aasetat	-431,84	-431.840,00	25.960,69	25.960,69
Karbon dioksida	393,4	393.400,00	12.575,13	12.575,13
Air	-241,80	-241.800,00	24.797,13	24.797,13
Asam Akrilat	-336,23	-336. 230,00	30. 179,9957	30. 179,9957
TOTAL	-677,0400	-33. 982. 197,00	150. 348,80	150. 348,80

- Reaksi 1 :



$$\begin{aligned} \Delta HR_{298} (1) &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -324. 843,00 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

Dikarenakan harga ΔHR minus maka reaksi bersifat **eksotermis** atau **menghasilkan panas**

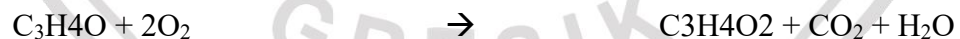
- Reaksi 2



$$\begin{aligned} \Delta HR_{298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -282. 283 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

Dikarenakan harga ΔHR minus maka reaksi bersifat **eksotermis** atau **menghasilkan panas**

- Reaksi 3



$$\begin{aligned} \Delta HR_{298} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -59. 862,9177 \text{ Kj/kmol} \end{aligned}$$

Dikarenakan harga ΔHR minus maka reaksi bersifat **eksotermis** atau **menghasilkan panas**

9) Menentukan ukuran tube

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien

perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (hw/h) telah diteliti oleh Colbhrn's yaitu :

C	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
$\frac{hw}{h}$	5,5	7	7,8	7,5	7

Dari tabel diatas dipilih dipilih D_p/D_t 0,15 dikarenakan menghasilkan panas yang paling besar yaitu 7,8

Dimana :

hw = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalis

D_t = diameter tube

Menghitung volume partikel katalis :

Bila dinyatakan dalam diameter bola secara ekivalen yang mempunyai volume sama dengan volume silinder (partikel) maka :

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L \quad (12)$$

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{3,14}{4} \cdot (0,35)^2 \cdot 0,35 \\ &= 0,03365 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

Keterangan :

V_s = Volume partikel katalis (cm^3)

D = Diameter luar (cm)

L = Tinggi katalis (cm)

Dari hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standart (Kern, hal 844)

Ukuran pipa (IPS) = 1 in

OD = 1,66 in

ID = 1,38 in

Flow area per pipe (at) = 1,5 in²
= 9,6774 cm²

$$\begin{aligned} \text{Schedule number} &= 40 \\ \text{Surface per lin} &= 0,344 \text{ ft}^2/\text{ft} \end{aligned}$$

Diasumsikan aliran dalam pipa bersifat transisi

$$N_{re} = 2400$$

$$N_{re} = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu} \quad (13)$$

$$Gt = \frac{\mu \cdot N_{re}}{Dt} \quad (14)$$

$$= \frac{0,00027 \frac{g}{cm} \cdot s \cdot 3100}{2,333 \text{ cm}}$$

$$= 0,3814 \text{ gr/cm}^2$$

$$\text{At (luas penampang total)} = \frac{Fm}{Gt} \quad (15)$$

$$= \frac{6.418,7891 \text{ gram/detik}}{0,3814 \text{ gr/cm}^2}$$

$$= 3.260,3446 \text{ cm}^2$$

$$\text{Ao (luas penampang pipa)} = \frac{\pi}{4} ID^2 \quad (16)$$

$$= \frac{3,14}{4} (2,66 \text{ cm})^2$$

$$= 9,644 \text{ cm}^2$$

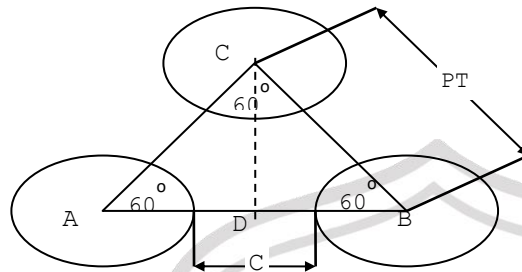
$$= 0,0009644 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Nt (jumlah pipa)} &= \frac{At}{Ao} \\ &= 339 \text{ buah} \end{aligned}$$

Keterangan	:
Gt	= Kecepatan massa per satuan luas (cm ³)
Dt	= Diameter ekivalen (cm)
Fm	= Umpan total (kg/jam)

Dari perhitungan tersebut diperoleh jumlah pipa sebanyak **339 buah**

10) Menentukan diameter reaktor (IDs)



Pipa (tube) disusun dengan pola triangukar pitch agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o)

Susunan tube	=	triangular
Pitch tube (PT)	=	$1,25 \times OD_t$
	=	2,075 in
Clearance (C')	=	$PT - OD_t$
	=	0,415 in

Untuk menghitung diameter shell, diperlukan luas penampang shell

Luas penampang shell = luas segitiga

$$\begin{aligned} \text{Luas segitiga} &= \frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60) \\ &= 1,8643 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas seluruh segitiga} = \text{luas segitiga} \times \frac{N_t}{3}$$

$$= 210,0734 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas lubang tube} = \frac{1}{2} \times \frac{\pi}{4} \times OD_t^2 \times \frac{N_t}{3}$$

$$= 121,8716 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas tanpa lubang} = \text{luas seluruh segitiga} - \text{luas lubang tube}$$

$$= 88,2017 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= \text{luas tanpa lubang} + \frac{1}{2} \times \frac{\pi}{4} \times ODt^2 \times Nt \\ &= 3.013,1222 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Diambil faktor keamanan 10% maka :

$$\begin{aligned} \text{Luas shell} &= 10 \% \times 3.013,1222 \text{ in}^2 \\ &= 3.314,4345 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter shell (IDs)} &= \sqrt{\frac{4 \times \text{luas shell}}{\pi}} \\ &= 64,9785 \text{ in} \\ &= 1,6504 \text{ m} \end{aligned}$$

Standart Baffle space (B) yang diizinkan adalah 0,2 sampai 1 Ds

$$\text{Maka dirancang B} = 0,75 \text{ IDs, maka :}$$

$$\begin{aligned} \text{Baffle Space (B)} &= 0,75 \times 64,9785 \text{ in} \\ &= 48,7338 \text{ in} \\ &= 1,2378 \text{ m} \end{aligned}$$

11) Menentukan properti pendingin

Jenis pendingin	: Downtherm A
Range suhu	: 60-750 F (15-400) C
Berat Molekul	: 165
Densits pendingin	: 1,0751 gr/cm ³
Konduktivitas Thermal	: 1,2408 btu/ft.jam.F
Viskositas Pendingin	: 1,5478 lb/ft.jam
Cp pendingin	: 0,2146 kal/gr.K

Data suhu pendingin denim water :

	Input (K)	Output (K)
Cold fluid	313	343
Hot fluid	623	623
ΔT	310	280

a. Menentukan jumlah pendingin yang dibutuhkan:

$$\begin{aligned}
 W_p &= \frac{QH}{C_p \times \Delta T} & (29) \\
 &= 302.776,432 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung koefisien perpindahan panas overall (Ud)

a) Tube side (hot fluid)

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ tube} &= 50,3954 \text{ kJ/kmol.K} \\
 \mu &= 0,000287 \text{ gram/cm.s} \\
 &= 0,06945 \text{ lb/ft.hr} \\
 k &= 0,04834 \text{ W/m.K} \\
 &= 0,02794 \text{ btu/ft.hr.F} \\
 G_t &= 1,9687 \text{ g/cm}^2.\text{s} \\
 &= 14.529,3423 \text{ lb/ft}^2.\text{hr} \\
 D_p &= 0,35 \text{ cm} \\
 &= 0,0112 \\
 I_{Dt} &= 1,38 \text{ in} \\
 &= 0,1149 \text{ ft} \\
 O_{Dt} &= 1,66 \text{ in} \\
 &= 0,1382
 \end{aligned}$$

$$N_t = 339 \text{ buah}$$

$$N_{Re} = 2400$$

Koefisien perpindahan panas pada tube dihitung menggunakan persamaan :

$$h_i = \left(\frac{k}{IDt} \right) \cdot \left(e^{-1/3 \frac{Dp}{IDt}} \right)$$

$$h_i = 66,8763$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{IDt}{ODt}$$

$$h_{io} = 55,5959$$

b) Sisi shell (cold fluid)

Sebagai pendingin digunakan denim water dengan suhu 25 °C

- Menghitung flow area dalam shell

$$a_s = \left(\frac{ID_s \times C'' \times B}{P_t} \right) = 4,3888 \text{ ft}^2$$

- Menghitung laju alir dalam shell

$$G_s = \left(\frac{W_s}{A_s} \right) = 49.924,27 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

- Menghitung diameter ekivalen

$$D_e = \frac{4 \left(0,5 P T^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot OD}$$

$$= 0,0250 \text{ ft}$$

- Menghitung bilangan Reynold dalam shell (N_{Res})

$$N_{Re} = \left(\frac{D_e \times G_s}{\mu_s} \right) = 700,3404$$

Dari hasil bilangan Reynold yang didapatkan diperoleh nilai jH = 14 (Kern, Fig. 28 P.838)

- Menghitung koefisien perpindahan panas pada shell (h_o):

$$h_o = jH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} = 235,8450 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{F}$$

- Menghitung clean overall coefficient (U_c)

$$NRe = \left(\frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \right) = 44,9735 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

- Menghitung koefisien perpindahan panas menyeluruh (U_d)

$$Rd \text{ shell} = 0,0015$$

$$Rd \text{ tube} = 0,001$$

$$Rd \text{ total} = 0,0025$$

$$U_d = \frac{1}{Rd + \left(\frac{1}{U_c}\right)} = 40,4280 \text{ btu/ft}^2.\text{hr. F}$$

12) Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan persamaan yang digunakan dalam perhitungan :

1. Persamaan neraca massa

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :

- Reaksi 1 :



- Reaksi Samping:



- Reaksi 2:



Komposisi awal umpan :

FA0 = 65,7055 kmol/jam (propilen)

FB0 = 0,5518 kmol/jam (propane)

FC0	= 133,0976	kmol/jam	(oksigen)
FD0	= 500,7006	kmol/jam	(nitrogen)
FE0	= 113,6102	kmol/jam	(air)
FF0	= 0		(akrolein)
FG0	= 0		(asam akrilat)
FH0	= 0		(karbon dioksida)

Komposisi setelah reaksi, X_A

FA	= FA0*(1-0,874)* X_A	(propilen)
FB	= FB0	(propana)
FC	= FC0 - (1,441*Fa0* X_A)	(oksigen)
FD	= FD0	(nitrogen)
FE	= FE0 + (0,874*Fa0* X_A)	(air)
FF	= FF0 - (0,874*Fa0* X_A)	(akrolein)
FG	= FG0 - (0,378*Fa0* X_A)	(karbon Dioksida)

Menurut jurnal referensi didapatkan persamaan laju reaksi (r_A) adalah

$$r_{acrA} = k_{acr} \cdot P_{AC}^{n2} P_{O2}^{n3}$$

$$r_{AA} = k_{AA} \cdot P_{O2}$$

$$r_A = r_{acrA} + r_{AA}$$

keterangan :

r_{acrA} : laju reaksi akrolein

r_{AA} : laju reaksi asam akrilat

r_A : laju reaksi total

P_{AC} : tekanan operasi yang sudah dievaluasi dengan dikali mol fraksi propilen

P_{O2} : tekanan operasi yang sudah dievaluasi dengan dikali mol fraksi oksigen

$n2$: 0,86

$n_3 : 0,30$

Nilai konstanta laju alir reaksi diketahui :

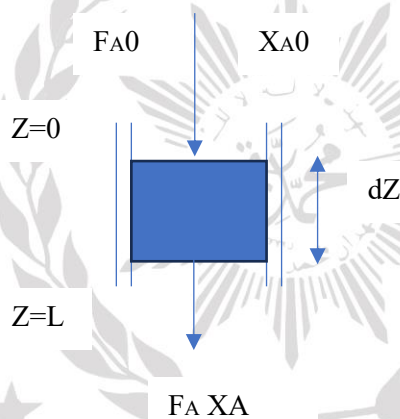
Reaksi	k_0 (mol/kg.s bar)	E_a (kJ/mol)
1	$1,6 \times 10^6$	114,0
2	147,00	1,4

(Hubert Redlingshofer, 2003)

a. Persamaan neraca massa :

Elemen volume dalam reaktor : $\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta Z$

Asumsi keadaan reaktor steady state sehingga tidak ada akumulasi dan kecepatan alir masuk reaktor tetap. Jika ditinjau sebuah pipa (sebagai elemen volume) sepanjang reaktor, aliran gas dalam pipa adalah sebagai berikut:



Neraca massa komponen pada elemen volume untuk semua tube:

Laju input = laju output – laju reaksi + acc

Pada keadaan steady state, laju akumulasi = 0

$$|FA_Z| = FA_{z+\Delta z} - (-r_A) \cdot \Delta W \quad (1)$$

Dimana :

$$\Delta w = \Delta V \times \rho_p (1-\varepsilon)$$

$$\Delta V = N_t \times A \times \Delta Z$$

$$A = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

sehingga persamaan (1) diatas menjadi:

$$|FA_Z| = FA_{z+\Delta z} - (-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \Delta Z \quad (2)$$

$$|FA_Z| = FA_{z+\Delta z} - (-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \cdot \Delta Z$$

ΔZ

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left(\frac{FA_z - FA_{z+\Delta z}}{\Delta z} \right) = -(-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \frac{\pi}{4}$$

$$\frac{dFA}{dz} = -(-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) \quad (3)$$

Dimana :

$$FA = FA_0 (1-XA)$$

$$dFA = dFA_0 (1-XA)$$

$$dFA = -FA_0 \cdot dXA \quad (4)$$

dengan mensubtitusikan persamaan (4) ke persamaan (3) maka diperoleh:

$$\frac{-FA_0 \cdot dXA}{dZ} = -(-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \frac{\pi}{4}$$

$$\frac{dXA}{dZ} = \frac{-(-rA) \cdot Nt \cdot \rho p (1-\varepsilon) \cdot ID^2 \cdot \frac{\pi}{4}}{FA_0} \quad (5)$$

Keterangan :

FA₀ = laju alir umpan

-rA = kecepatan reaksi

ID = diameter dalam tube (cm)

ρp = densitas partikel (g/cm³)

Nt = jumlah tube

Z = panjang tube (cm)

XA = konversi asam akrilat

ε = porositas katalis

b. Menentukan persamaan perubahan tekanan terhadap panjang tube

Penurunan tekanan (pressure drop) fluida akibat tekanan dari hambatan partikel padat mengikuti persamaan :

$$\frac{dP}{dZ} = - \frac{Gt (1-\varepsilon)}{\rho g \cdot g_c \cdot D_p \cdot \varepsilon^3} \left[\frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1,7 Gt \right] \quad (6)$$

Keterangan :

P = tekanan dalam tube

Gt = laju alir massa gas dalam tube per satuan luas

ε = porositas katalis

Dp = diameter partikel katalis (m)

ρg = densitas umpan (kg/m^3)

g_c = konstanta gravitasi

μg = viskositas umpan (kg/m.s)

Mencari panjang reaktor menggunakan persamaan euler runge kuta dengan aplikasi Microsoft Excel. Data datayang digunakan dalam perhitungan sebagai berikut:

Data-data Reaktor :

Suhu operasi : 350 °C (623,15)

Tekanan Operasi : 4,9 atm

Konversi akrolein menjadi asam akrilat : 87,40%

IDt (diameter dalam tube) : 0,0350 m

ODt (diameter luar tube) : 0,0421 m

Nt (jumlah tube) : 339 buah

Dp (diameter katalis) : 0,0035 m

ε (porositas katalis)	: 0,55
Gt	: 22,0961 kg/m ² .h
gc	: 12713760000 m/h ²
ρ_g (densitas umpan)	: 2,723 kg/m ³
μ_g (viskositas umpan)	: 2,8 x 10 ⁻⁴ kg/s.m

Z	X	P
0	0	4.9
0.1111	0.015326897	4.899999999
0.2222	0.030653793	4.899999994
0.3334	0.04598069	4.899999995
0.4445	0.061307586	4.899999985
0.5556	0.076634483	4.899999981
0.6667	0.091961379	4.899999976
0.7778	0.107288276	4.899999972
0.8890	0.122615172	4.899999967
1.0001	0.137942069	4.899999962
1.1112	0.153268966	4.899999958
1.2223	0.168595862	4.899999953
1.3334	0.183922759	4.899999949
1.4446	0.199249655	4.899999944
1.5557	0.214576552	4.899999939
1.6668	0.229903448	4.899999935
1.7779	0.245230345	4.899999930
1.8890	0.260557241	4.899999926
2.0002	0.275884138	4.899999921
2.1113	0.291211034	4.899999917
2.2224	0.306537931	4.899999912

2.3335	0.321864828	4.899999907
2.4446	0.337191724	4.899999903
2.5558	0.352518621	4.899999898
2.6669	0.367845517	4.899999894
2.7780	0.383172414	4.899999889
2.8891	0.398499310	4.899999884
3.0002	0.413826207	4.899999888
3.1114	0.429153103	4.899999875
3.2225	0.44448	4.899999871
3.3336	0.459806897	4.899999866
3.4447	0.475133793	4.899999862
3.5558	0.49046069	4.899999857
3.6670	0.505787586	4.899999852
3.7781	0.521114483	4.899999848
3.8892	0.536441379	4.899999843
4.0003	0.551768276	4.899999839
4.1114	0.567095172	4.899999834
4.2226	0.582422069	4.899999829
4.3337	0.597748966	4.899999825
4.4448	0.613075862	4.89999982
4.5559	0.628402759	4.899999816
4.6670	0.643729655	4.899999811
4.7782	0.659056552	4.899999807
4.8893	0.674383448	4.899999802
5.0004	0.689710345	4.899999797
5.1115	0.705037241	4.899999793
5.2226	0.720364138	4.899999793
5.3338	0.735691034	4.899999793
5.4449	0.751017931	4.899999793
5.5560	0.766344828	4.899999793
5.6671	0.781671724	4.899999793

5.7782	0.796998621	4.899999793
5.8894	0.812325517	4.899999793
6.0005	0.827652414	4.899999793
6.1116	0.84297931	4.899999793
6.2227	0.858306207	4.899999793
6.3338	0.873933103	4.899999793

Dengan konversi akrolein sebesar 87,4 % didapatkan panjang tube **6,3338** meter

13) Menghitung massa katalis

$$W = Nt \times \rho p x (1 - \varepsilon) \times IDt^2 \times \frac{\pi}{4} \times Z$$

Berat katalis = 28314,7731 kg

14) Mechanical Design

1. Tube

IPS	=	1,00 in
OD	=	1,66 in
Schedule Number	=	40
ID	=	1,380 in
Flow area per pipe	=	1.500 in ²
Surface per lin ft		
Inside	=	0,362 ft ² /ft
Outside	=	0,435 ft ² /ft
Weight per lin ft	=	2,280 lb steel
Panjang pipa	=	249,363 in
Susunan pipa	=	Triangular pitch
Jumlah pipa	=	339 buah
Pitch (jarak antara 2 pusat pipa)	=	2,075 in
Clearance (jarak antara 2 pipa)	=	0,42 in

Cek Sc yang dipilih :

Untuk Sc number 40

$$\begin{aligned} \text{Tebal Tube} &= \left(\frac{P \times r}{f \times E - 0,6 P} + C \right) \\ &= 0,157 \text{ in} \end{aligned} \quad (47)$$

Bahan yang dipilih adalah low alloy steel SA-204 Grade C-1/2 Mo

Keterangan : (Coulson and Richard,1959)

P	= Tekanan operasi	= 4,9 atm
r	= Jari jari tube	= 0,69 in
f	= Tekanan yang diizinkan	= 18.192 psi
E	= Efficiency pengelasan	= 0,85
c	= Factor korosi	= 0,1547 in

2. Shell

a. Tekanan design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 4,9 \text{ atm} \\ &= 71,98 \text{ psi} \\ &= 4,96 \text{ bar} \\ \text{Tekanan desain} &= 86,436 \text{ psi} \quad \text{Diambil over desain 20\%} \\ &= 71,73 \text{ psig} \end{aligned}$$

b. Bahan konstruksi low alloy steel SA-204 Grade C-1/2 Mo shell

Pemilihan bahan dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap korosi
- Bahan yang ringan
- Mudah dalam pemasangan
- Memiliki Thermal Stress yang tinggi

c. Tebal dinding shell

$$\begin{aligned} \text{Tebal dinding shell} &= \left(\frac{P \times r}{f \times E - 0,6 P} + C \right) \end{aligned} \quad (48)$$

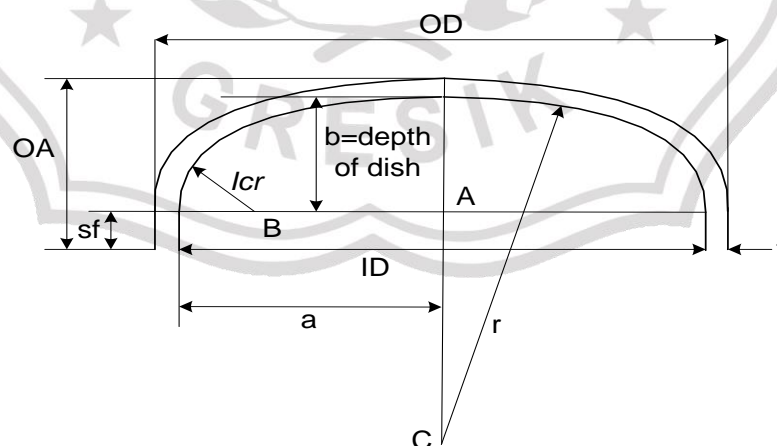
	=	0,3 in	
Keterangan	:	(Brownell,1959)	
P	=	Tekanan desain	= 86,436 psi
r	=	Jari jari shell	= 53,08 in
f	=	Tekanan yang diizinkan	= 23.931,27 psi
E	=	Efficiency pengelasan	= 0,8
c	=	Factor korosi	= 0,1547
IDs	=	106,16 in	
ODs	=	Outside diameter shell	= IDs + 2 (tebal shell)
	=	64,9785 in + 2.(0,3375 in)	
	=	65.6536 in	

Dipilih OD standar = 78 in (Tabel 5.7, hal 90 Brownell,1959)

3. Head Reaktor

a. Bentuk head : Elipsodial dengan pertimbangan :

- Dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar
- Harganya cukup ekonomis (Coulson, hal 818)
- Digunakan pada vessel dengan tekanan antara 15-200 psig (Brownell and Young, 1959)



b. Bahan konstruksi head

Menggunakan bahan low alloy steel SA-204 Grade C-1/2 Mo shell dikarenakan bersifat tahan korosi

c. Tebal head

Untuk bentuk elipstical dished head tebal dinding dihitung dengan menggunakan persamaan 13.10 pada buku Brownell and Young, 1959.

$$\text{Tebal head (tH)} = \left(\frac{P \times r}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + C \right) \quad (49)$$

$$= 0,394 \text{ in}$$

Keterangan :

P = Tekanan desain = 86,436 psi

r = Jari jari shell = 53,08 in

f = Tekanan yang diizinkan = 18.129 psi

E = Efficiency pengelasan = 0,85

c = Faktor korosi = 0,1547

Dipilih tebal head standar = 1 in

d. Tinggi head (hH)

Dari tabel 5.7 buku Brownell and young halaman 90 diperoleh:

ODs = 78 in

ts = 1,00 in

didapatkan :

icr = 4,7 in

r = 78 in

a = $\frac{ID_s}{2}$ = 32,4893 in

AB = a-icr = 23,4893 in

BC = r-icr = 69,000 in

AC = $(BC^2-AB^2)^{1/2}$ = 64,8788 in

b = r-AC = 13,1212

Dari tabel 5.6 Brownell halaman.88 dengan tebal head 1 in didapatkan standart straight flange (sf) sebesar 1,5 – 4 in

Untuk perancangan digunakan 4 in sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head (hH)} &= \text{Tebal head} + b + \text{sf} \\ &= 18,1212 \text{ in} \\ &= 1,510 \text{ ft} \\ &= 0,4603 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor (HR)} &= \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head} \\ &= 246,343 \text{ in} + 18,1212 \text{ in} \\ &= 6,6 \text{ m} \\ &= 21,65 \text{ ft} \end{aligned}$$

f. Volume reaktor

$$\begin{aligned} \text{Volume head (VH)} &= 0,000049 \times \text{IDs}^3 & (50) \\ &= 13,4433 \text{ in}^3 \\ &= 0,00022029 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume shell (VS)} &= \frac{\pi}{4} \cdot (\text{IDs})^2 \cdot Z & (51) \\ &= \frac{3,14}{4} \cdot (106,16 \text{ in})^2 \cdot 347,24 \\ &= 13.735,858 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor (VR)} &= \text{VS} + \text{VH} \\ &= 14,6726 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

g. Spesifikasi Nozzle

Konstruksi jenis pipa dipilih stainless steel dikarenakan bahan bersifat tahan korosi

- **Diameter saluran gas umpan masuk**

Dimana

G = Kecepatan umpan masuk

ρ = Densitas gas umpan mix

Sehingga

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 G^{0,53} \rho^{-0,37} \\ &= 20 \text{ in} \end{aligned} \quad (52)$$

Dari appendix K halaman 390 buku Brownell, 1959 dipilih ukuran standart :

ID = 18 in

OD = 20 in

- **Diameter saluran gas umpan keluar**

Menghitung Diameter Optimum saluran gas keluar

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$= 22,595 \text{ in}$$

Dari appendix K halaman 390 buku Brownell, 1959 dipilih ukuran standart :

ID = 23.376 in

OD = 24 in

- **Diameter pendingin masuk**

$$\text{Diameter Optimum} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$= 0,99 \text{ in}$$

Dari appendix K halaman 390 buku Brownell, 1959 dipilih ukuran standart :

ID = 1,097 in

OD = 1,35 in

- **Diameter pendingin keluar**

$$\text{Diameter Optimum } 293 = G^{0,53} \rho^{-0,37} = 1,1 \text{ in}$$

Dari buku Kern 1980, tabel 11 halaman 844 dipilih ukuran standart (Sch 40)

ID = 1.1315 in

OD = 1,185 in

15) Menentukan jaket pendingin reaktor :

Jaket reaktor digunakan untuk memasukkan fluida pendingin pada kondisi 1 atm dengan suhu 25°C. Reaksi didalam reaktor merupakan reaksi eksotermis sehingga menghasilkan panas selama reaksi berlangsung.

1. Massa pendingin yang dibutuhkan

$$W_p = 302.776,432 \text{ kg/jam}$$

2. Beban suhu rata rata :

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

T_R = suhu operasi reaktor (°C)

T_{c1} = suhu air pendingin masuk (°C)

T_{c2} = suhu air pendingin keluar (°C)

ΔT_{LMTD} = 7,33 °C

3. Menentukan luas permukaan panas yang dibutuhkan (A_j)

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

U_d = koefisien perpindahan panas kotor

(menggunakan U_D 100 untuk light weight organic)

Q = panas yang dibutuhkan (kj/hr)

A_j = 28,8631 ft²

4. Luas penampang shell tangki (AT)

$$AT = \pi \times D \times H$$

D = diameter tangki (m)

H = tinggi shell tangki (m)

AT = 35,4328 m²

5. Luas permukaan reaktor (A_r)

$$A_r = AT \times \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

D = diameter tangki (m)

AT = luas penampang shell tangki

$$A_r = 75,725 \text{ m}^2$$

6. Perancangan ukuran jaket

$$D_j = O D_s + 2L = D + 2t_s + 2L$$

D_j = diameter jaket pendingin, (in)

$O D_s$ = diameter luar reaktor, (in)

t_s = tebal shell, (in)

L = jarak antara dinding reaktor dengan dinding jaket (trial tebal jaket = 5 inci)

$$D_j = 71,8280 \text{ in}$$

7. Menghitung flow area (A_f)

$$A_f = \frac{\pi \times (D_j^2 - D_r^2)}{4}$$

Berdasarkan perhitungan dari perhitungan tersebut diperoleh flow area

$$(A_f) = 25,2814 \text{ ft}^2,$$

flow area tersebut mendekati dengan flow area yang dibutuhkan

$$(A_j) = 28,863 \text{ ft}^2$$

Maka hasil trial jarak antara dinding reaktor dengan dinding jaket = 5,0 inci sudah benar.

8. Menghitung tebal dinding shell jaket (t_j)

$$t_j = \frac{P \times D_j}{(2fE) - P} + C$$

Dipilih bahan konstruksi carbon steel dengan spesifikasi :

$$\text{Tekanan (P)} = 86,436 \text{ psi (up 20\%)}$$

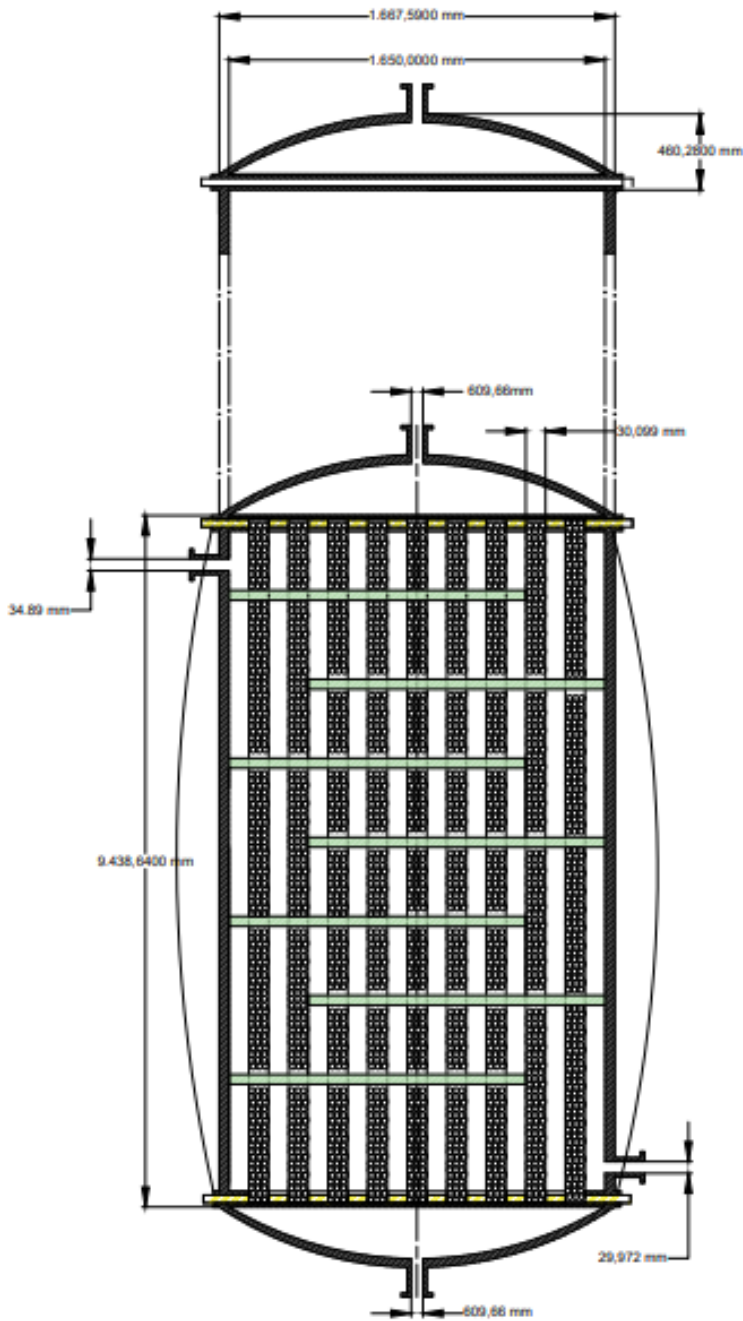
$$\text{Allowable stress (f)} = 18.129,700 \text{ psi}$$

$$\text{Factor korosi (C)} = 0,1547 \text{ inci}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

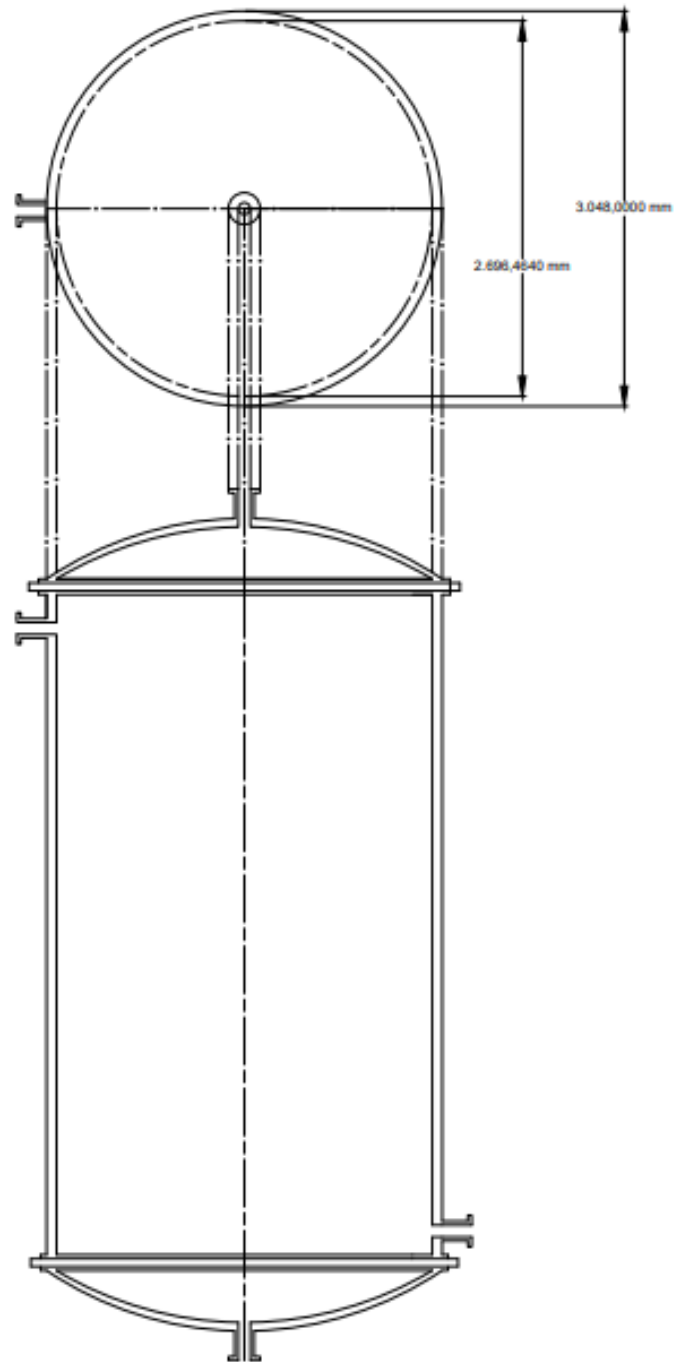
$$\text{Tebal dinding jaket (tj)} = 0,3567 \text{ inci}$$

TAMPAK TERBELAH HEAD & BOTTOM



TAMPAK TERBELAH REAKTOR

TAMPAK ATAS



TAMPAK DEPAN