

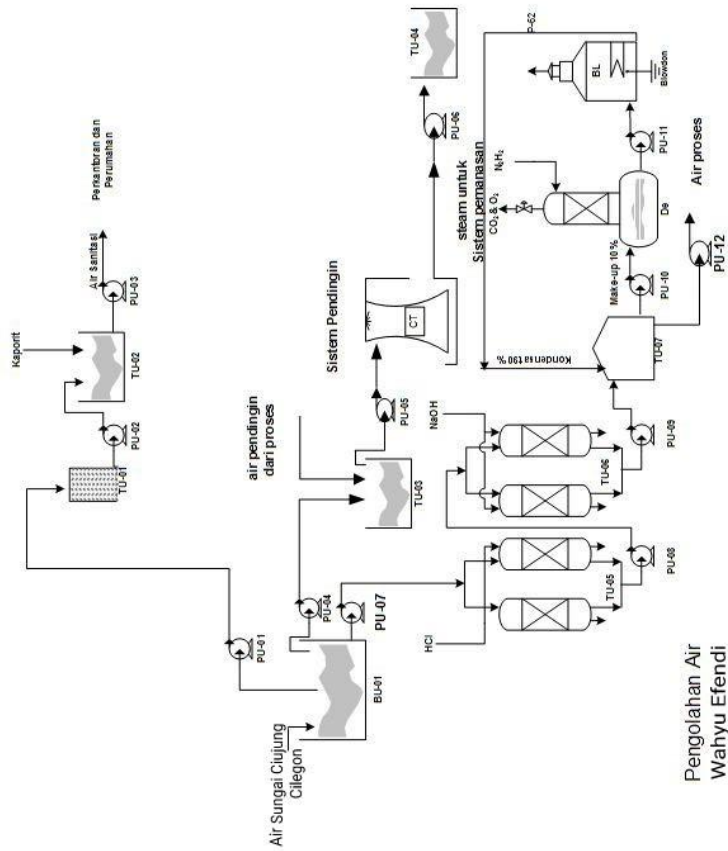
LIC	LEVEL INDICATOR CONTROL
TIC	TEMPERATURE INDICATOR CONTROL
FC	FLOW INDICATOR CONTROL
PIC	PRESSURE INDICATOR CONTROL
	NONLOCAL ALIAS
	TEXANIAN (arm)
	TEMPERATURE (C)
	STEAM
	AIR PENDING
	AIR PROCES

KOMPONEN[lg/μm]	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12	ARUS 13
C3H6O			3136.562	2823.266	313.70	307.42	3130.688	3130.362		0.31		6.27	
C3H6	2517.19		2517.187	2.30		2.30						2.30	
O2		1264.73	1264.728	49.24	49.24	49.24						49.24	
C3H4O			28.50	25.65	25.65	2.85		25.65		0.13		2.85	
C2H4O			230.80	230.80	230.80	230.80						230.80	
H2O			103.52	93.17	10.35	137.1801	230.35	0.23	230.12	126.85		230.01	
CO2						230.60						230.60	737.53
C3H8						12.65						12.65	
C3H8	12.65		12.65										
C3H8	2529.84	1264.73	3794.56	3794.57	2942.08	852.49	444.60	3386.68	3156.11	230.56	267.85	534.72	957.54

	CLH : WATU BUKIT 22050505	COUNCIL REFERENCE NO. 2: COUNCIL REFERENCE NO. 1:
---	---------------------------------	--

KETERANGAN

- BU-01 : Bak Penampung Sementara
- PU-01 : Pompa Utilitas
- TU-01 : Tangki Karbon Aktif
- PU-02 : Pompa Utilitas
- TU-02 : Tangki Air Bersih
- PU-03 : Pompa Utilitas
- PU-04 : Pompa Utilitas
- TU-03 : Tanki air pendingin 1
- PU-05 : Pompa Utilitas
- CT : Colling Tower
- PU-02 : Pompa Utilitas
- PU-06 : Pompa Utilitas
- TU-04 : Tanki air pendingin 2
- PU-07 : Pompa Utilitas
- TU-05 : Tangki Kation Exchanger
- PU-08 : Pompa Utilitas
- TU-06 : Tangki Anion Exchanger
- PU-09 : Pompa Utilitas
- TU-07 : Tangki Air Umpam boiler
- PU-10 : Pompa Utilitas
- DE : Deaerator
- PU-11 : Pompa Utilitas
- BL : Boiler
- PU-12 : Pompa Utilitas



Pengolahan Air
Wahyu Efendi

LAMPIRAN

1. Tanki Penyimpan Propilen (T-01)

Fungsi : Menyimpan propilene cair untuk kebutuhan 7 Hari

Bentuk : Silinder berbentuk bola

jumlah : 2 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan	12 atm	176.3514 Psi
Temperatur	30 °C	303 K
Laju alir massa	1265.0949 kg/jam	

Komponen	laju alir kg/jam	Fraksi	densitas kg/m ³	(ρ) campuran kg/m ³
C ₃ H ₆	1258.7695	0.9950	520.0000	517.4000
C ₃ H ₈	6.3255	0.0050	585.0000	2.9250
Total	1265.0949			520.3250

(Sumber : Perry, 1999)

kebutuhan perancangan 7 hari

faktor kelonggaran 20%

a. Volume tanki

$$V_1 \text{ (cairan)} = \frac{4 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{520.3250 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 408.4677 \text{ m}^3$$

Direncanakan dengan faktor kelonggaran 20% maka

$$V_t \text{ (tanki)} = 490.1612 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi Shell

Direncanakan

Tinggi silinder (H_s) : Diameter (D) 1 ; 1

Volume Shell Tanki (Vs)

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

(Browl & Young, 1959)

Volume Tutup Tanki (Vh)

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3$$

Volume tanki (V)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

phi 3.14

maka

$$490.09277 = 1.1775 D^3$$

$$D = 7.4663 \text{ m} \quad 293.9488 \text{ inch}$$

$$H_s = 7.4663 \text{ m}$$

a. Diameter dan Tinggi Tanki

$$\text{diameter tutup} = \text{diameter tanki } 7.4663 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tanki} = D \quad 7.4663 \text{ m d. Tebal shell Tanki}$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi **low alloy steel SA-353**
diperoleh data :

$$\text{Allowable stress (S)} \quad 22500 \text{ psia}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} \quad 0.8$$

$$\text{Corrosion Allowance (C)} \quad 0.25 \text{ mm/tahun} \quad (\text{peters dkk, 2004}) \quad 0.0098 \text{ in/tahun}$$

Umur tanki 10 tahun

volume cairan 408.4677 m³

tinggi cairan dalam tanki 6.2219 m

Tekanan hidrostatik kelonggaran 20%

$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$

$$= 31726.70414 \text{ Pa}$$

$$= 0.5275 \text{ atm}$$

tekanan operasi (P_o) 12 atm

$$P = 12.5275 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 15.033 \text{ atm}$$

$$220.9242 \text{ psi}$$

Tebal shell Tanki

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6P} \quad (\text{walas dkk, 2005})$$

P = tekanan design R = jari jari tanki (in)

S = allowable stress (Psia)

E = join efisiensi

$$t = 1.8173 \text{ in}$$

$$\text{faktor korosi} = 0.25 \text{ mm } 0.0098 \text{ in}$$

Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 2.2959 + (10 \times 0.0098)$$

$$= 1.9153 \text{ in}$$

Tebal Shell Standar yang di gunakan = 2 in

- a. Tebal tutup tanki Tutup atas tanki terbat dari bahan yang sama dengan shell tebal tutup atas yg di gunakan 2 in

2. Tangki Penyimpan Oksigen (T-02)

Fungsi : Menyimpan oksigen cair untuk kebutuhan 7 Hari

Bentuk : bola

jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan	21 atm	308.61495 Psi
Temperatur	30 °C	303 K
Laju alir massa	1264.9052 kg/jam	

Komponen	laju alir	fraksi	Densitas
	kg/jam		kg/m ³
O ₂	1264.9052	1.0000	413.0000

kebutuhan perancangan 7 hari

faktor kelonggaran 20%

a. Volume tanki

$$V_1 (\text{cairan}) = \frac{1275.1824 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{222 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 514.5377 \text{ m}^3$$

Direncanakan dengan faktor kelonggaran 20% maka

$$V_t (\text{tanki}) = 617.4452 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan Tinggi Shell

Direncanakan

Tinggi silinder (Hs) : Diameter (D) 1 ; 1

Volume Shell Tanki (Vs)

$$V_s = \pi R^2 H_s = \frac{\pi}{4} D^2 \left(\frac{4}{3} D \right)$$

$$V_s = \frac{\pi}{3} D^3$$

(Browl & Young, 1959)

Volume Tutup Tanki (Vh)

$$V_h = \frac{2\pi}{3} R^2 H_d = \frac{\pi}{6} D^2 \left(\frac{1}{4} D \right) = \frac{\pi}{24} D^3$$

Volume tanki (V)

$$V_t = V_s + V_h$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

phi 3.14

maka

$$622.4619 = 1.1775 D^3$$

$$D = 8.0857 \text{ m} \quad 318.3343 \text{ inch}$$

$$H_s = 8.0857 \text{ m}$$

a. Diameter dan Tinggi Tutup

$$\text{diameter tutup} = \text{diameter tanki } 8.08569 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tanki} = D \quad 8.0857 \text{ m d. Tebal shell Tanki}$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi low alloy steel SA-353

diperoleh data :

$$\text{Allowable stress (S)} \quad 22500 \text{ psia}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} \quad 0.8$$

Corrosion Allowance (C) 0.25 mm/tahun (peters dkk, 2004) 0.0098 in/tahun

Umur tanki 10 tahun

volume cairan 514.5377 m³

tinggi cairan dalam tanki 6.7381 m

Tekanan hidrostatik kelonggaran 20%

$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times l$

= 27271.68476 Pa

= 0.237248 atm

tekanan operasi (Po) 21 atm

$P = 21.237248 \text{ atm}$

$P_{\text{design}} = 25.4846976 \text{ atm}$

374.521842 psi

Tebal shell Tanki

$t = \frac{P R}{S E}$

SE-0.6P (walas dkk, 2005)

P= tekanan design R= jari jari tanki (in)

S= allowable stress (Psia)

E= join efisiensi

$t = 3.3536 \text{ in}$

faktor korosi = 0.25 mm 0.0098 in

Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah
10 tahun

= $3.3536 + (10 \times 0.0098)$

= 3.4516 in

Tebal Shell Standar yang di gunakan = 3.5 in

b. Tebal tutup tanki

Tutup atas tanki terbat dari bahan yang sama dengan shell tebal tutup atas yg di gunanakan 3.5 in

3. Tanki Penyimpanan produk aseton (T-03)

Fungsi : Menyimpan aseton cair untuk kebutuhan 7 Hari Bentuk :

Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup elipsoidal jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi :

Tekanan 1 atm Psi

Temperatur 30 °C 303 K

Laju alir massa 3156.5657 kg/jam

Komponen	laju alir kg/jam	fraksi kg/m3	densitas (ρ) campuran kg/m3
C3H6O	3130.8125	0.9918 790	783.5547
C3H4O	25.5228	0.0081 839	6.7838
H2O	0.2304	7.29842E-05	997
	3156.5657	1.0000	790.4113

kebutuhan perancangan 7 hari

faktor kelonggaran 20%

a. Volume tanki

$V_1 \text{ (cairan)} = 3182.6573 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$

790.4132 kg/m^3

$= 670.9204 \text{ m}^3$

Direncanakan dengan faktor kelonggaran 20% maka

$V_t \text{ (tanki)} = 805.1044 \text{ m}^3$

b. Diameter dan Tinggi Shell

Direncanakan

silinder (Hs) : Diameter (D) 3 ; 2

Tinggi tutup (Hd) : Diameter (D) 1;4 Volume Shell Tanki (Vs)

Volume Tutup Tanki (Vs)

Volume Tanki (Vt) Vt

670.9204

D= 8.47041 m 333.4819 inch

Hs= 12.705615 m 500.2211 inch

c. Diameter dan Tinggi Tutup

diameter tutup = diameter tanki 8.47041 m

Tinggi tutup (Hd) 1/4 D 2.1176025 m

Tinggi tanki = Hs + Hd 16.9408 m

d. Tebal shell Tanki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi carbon steel SA-285

Grade C diperoleh data : Allowable stress (S) 12500 psia

Joint efficiency (E) 0.8

Corrosion Allowance (C) 0.125 mm/tahun (peters dkk,

2004) 0.0098 in/tahun

Umur tanki 10 tahun

volume cairan 670.9204 m³

tinggi cairan dalam tanki 10.5880 m

Tekanan hidrostatik kelonggaran 20%

P hidrostatik = $\rho \times g \times l$

= 82015.07059 Pa

= 0.8 atm

tekanan operasi (Po) 1 atm

P = 1.8 atm

P design = 2.16 atm

31.743252 psi

Tebal shell Tanki

$$t = \frac{P R}{S E - 0.6 P} \quad (\text{walas dkk, 2005})$$

SE-0.6P (walas dkk, 2005)

P= tekanan design R= jari jari tanki (in)

S= allowable stress (Psia)

E= join efisiensi

$$t = 0.5303 \text{ in}$$

$$\text{faktor korosi} = 0.125 \text{ mm} \times 0.004921 \text{ in}$$

Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah

10 tahun

$$= 0.5303 + (10 \times 0.004921)$$

$$= 0.5795 \text{ in}$$

Tebal Shell Standar yang di gunakan = 1 in

a. Tebal tutup tanki

Tutup atas tanki terbat dari bahan yang sama dengan shell tebal tutup atas yg di gunakan 1 in

4. Tanki Penyimpanan produk samping (T-04)

Fungsi : Menyimpan produk samping untuk kebutuhan 7 Hari

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *elipsoidal*

jumlah : 1 unit Kondisi Operasi :

Tekanan	1 atm		
Temperatur	30 °C	303 K	Psi
Laju alir massa	230.1489 kg/jam		

komponen	laju alir	Fraksi	densitas	(ρ) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
H ₂ O	230.1489	1.0000	997	997.0000
	230.1489			

kebutuhan perancangan

7 hari

faktor kelonggaran

20%

a. Volume tanki

$$V_1 (\text{cairan}) = \frac{230.1167 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}}{790.4132 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 38.7814 \text{ m}^3$$

direncanakan dengan faktor kelonggaran 20% maka

$$V_t (\text{tanki}) = 46.5376 \text{ m}^3$$

b. Diameter dan

Tinggi Shell

Direncanakan

silinder (Hs) : Diameter (D)

3 ; 2

Tinggi

tutup (Hd)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D_i^2 H$$

$$V_s = \frac{3}{12} \pi D^3$$

: Diameter

(D)

1;4 Volume Shell Tanki (Vs)

Volume Tutup Tanki (Vs)

$$V_h = \frac{\pi}{24} D^3$$

$$\text{Volume} = V_s + V_h$$

$$= \frac{34}{96} \pi D^3$$

38.7814

D=

8.47041 m

333.4819 inch

Hs=

12.705615 m

500.2211 inch

c. Diameter dan Tinggi Tutup

diameter tutup = diameter tanki 8.47041 m

Tinggi tutup (Hd) 1/4 D 2.1176025 m

Tinggi tanki = Hs + Hd 16.9408 m

a. Tebal shell Tanki

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi carbon steel SA-285 Grade C diperoleh data : Allowable stress (S) 12500 psia

Joint efficiency (E) 0.8

Corrosion Allowance (C) 0.125 mm/tahun (peters dkk, 2004) 0.0098 in/tahun

Umur tanki 10 tahun

volume cairan 38.7814 m³

tinggi cairan dalam tanki 10.5880 m

Tekanan hidrostatik kelonggaran 20% P hidrostatik = $\rho \times g \times l$

= 0 Pa

= 0.8 atm

tekanan operasi (Po) 1 atm

P = 1.8 atm

P design = 2.16 atm 31.743252 psi

Tebal shell Tanki

$t = \frac{P R}{SE - 0.6P}$ (walas dkk, 2005)

P= tekanan design R= jari jari tanki (in)

S= allowable stress (Psia)

E= join efisiensi

$t = 0.5303$ in

faktor korosi = 0.125 mm 0.004921 in

Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

= $0.5303 + (10 \times 0.004921)$

= 0.5795 in

Tebal Shell Standar yang di gunakan = 1 in

Tebal tutup tanki

Tutup atas tanki terbat dari bahan yang sama dengan shell tebal tutup atas yg di gunanakan 1 in

5. accumulator (acc-01)

Fungsi : Menampung bahan baku propilen dan oksigen sementara

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup elipsoidal

Jumlah : 1 Unit

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C



Komponen	laju alir	fraksi	Densitas	(ρ) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C ₃ H ₆	2517.5389	0.6634	520.0000	344.9506
O ₂	1264.9052	0.3333	413.0000	137.6529
C ₃ H ₈	12.6509	0.0033	585.0000	1.9501
Total	3795.0950	1.0000		484.5536

temperatur 14.8 °C

tekanan 1.2 atm

kebutuhan perancangan 1 jam

faktor kelonggaran 20%

a. volume tanki

volume campuran (V₁) 7.8321 m³

volume tanki (V_t) 9.3986

Fraksi volume 0.8333 m³ m³

Dari tabel 10.64 pada buku Perry, Chemical Engineering Handbook diperoleh untuk fraksi volume 0.8333 m

$$\text{Volume tangki, } V_t = LR^2 \left(\frac{\alpha}{57.30} - \sin \alpha \cos \alpha \right)$$

$$\text{Dimana } \cos \alpha = 1 - 2(H/D)$$

$$\cos \alpha = 1 - 2(0.777)$$

$$\cos \alpha = -0.554$$

$$\alpha = 2.1580 \text{ derajat}$$

asumsi panjang tanki (L_t) 8 m

maka

$$9.4749 \text{ m}^3 = 8 \text{ m } R^2 ((2.1580/57.30) - \sin 2.1580 \cos 2.1580)$$

$$R = 1.5408 \text{ m}$$

$$D = 3.0815 \text{ m} \quad 121.3205 \text{ in}$$

$$H(\text{campuran}) = 2.3944 \text{ m}$$

b. Tebal shell tanki

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times H$$

$$= 11369.9017 \text{ Pa}$$

$$= 0.1137 \text{ atm}$$

tekanan operasi (P_o) 1 atm

$P = 1.1137 \text{ atm}$
 $P_{\text{design}} = 1.33643882 \text{ atm } 19.6402 \text{ psi}$
 Direncanakan menggunakan bahan konstruksi carbon steel SA-285
 Grade C diperoleh data : Allowable stress (S) 12500 psia
 Joint efficiency (E) 0.8
 Corrosion Allowance (C) 0.125 mm/tahun (peters dkk,
 2004) 0.0098 in/tahun
 Umur tanki 10 tahun
 Tebal shell Tanki

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6P} \quad (\text{walas dkk, 2005})$$

P= tekanan design R= jari jari tanki (in)

S= allowable stress (Psia)

E= join efisiensi

$t = 0.1193 \text{ in}$
 faktor korosi = 0.125 mm 0.004921 in
 Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah
 10 tahun
 $= 0.1550 + (10 \times 0.004921)$
 $= 0.1685 \text{ in}$
 Tebal Shell Standar yang di gunakan = 0.5 in

c. Tutup tanki

diameter diameter tanki= 3.0815 m
 tutup=
 ratio axis L:D 1 ; 4
 Lh(panjang tutup)= 0.770385 m
 Ls (panjang shell)= 6.45923 m
 Tebal tutup terbuat dari bahan yang sama dengan shell sehingga tebal
 tutup 0.5 in

6. accumulator (acc-02)

Fungsi : Menampung produk sebelum di umpankan ke menara destilasi.

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup elipsoidal Jumlah : 1 Unit

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 grade C

Komponen	laju alir	fraksi	densitas	(ρ) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C3H6O	3131.1256	0.9244	790	730.2850
C3H4O	25.6510	0.0076	839	6.3538
H2O	230.3793	0.0680	997	67.8115
Total	3387.1559			804.4503

temperatur 54.6 °C

tekanan 1 atm

kebutuhan perancangan 1 jam

faktor kelonggaran 20%

a. volume tanki

volume campuran (V1) 4.2105 m³

volume tanki (Vt) 5.0526 m³

Fraaksi volume 0.8333 m³

Dari tabel 10.64 pada buku Perry, Chemical Engineering Handbook diperoleh untuk fraksi volume 0.8333 m

$$\text{Volume tangki, } V_t = LR^2 \left(\frac{\alpha}{57,30} - \sin \alpha \cos \alpha \right)$$

$$\text{Dimana } \cos \alpha = 1 - 2(H/D)$$

$$\cos \alpha = 1 - 2(0,777)$$

$$\cos \alpha = -0,554$$

$$\alpha = 2,1580 \text{ derajat}$$

asumsi panjang tanki (Lt) 8 m

maka

$$5.0937 \text{ m}^3 = 8 \text{ m } R^2 ((2.1580/57.30) - \sin 2.1580 \cos 2.1580)$$

$$R = 1.1297 \text{ m}$$

$$D = 2.2594 \text{ m} \quad 88.9535 \text{ in}$$

$$H(\text{campuran}) = 1.7556 \text{ m}$$

b. Tebal shell tanki

$$P \text{ hidrostatik} = \rho \times g \times H$$

$$= 13840.2291 \text{ Pa}$$

$$= 0.1384 \text{ atm}$$

$$\text{tekanan operasi (Po)} = 1 \text{ atm}$$

$$P = 1.1384 \text{ atm}$$

$$P \text{ design} = 1.36608275 \text{ atm}$$

$$20.0759 \text{ psi}$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi carbon steel SA-285

Grade C

diperoleh data :

Allowable stress (S) 12500 psia

Joint efficiency (E) 0.8

Corrosion Allowance (C) 0.125 mm/tahun (peters dkk, 2004) 0.0098 in/tahun

Umur tanki 10 tahun

Tebal shell Tanki

$$t = \frac{P R}{S E - 0.6 P} \quad (\text{walas dkk, 2005})$$

P= tekanan design R= jari jari tanki (in)

S= allowable stress (Psia)

E= join efisiensi

$$t = 0.0894 \text{ in}$$

faktor korosi = 0.125 mm 0.004921 in

Maka tebal shell yang di butuhkan dengan perkiraan umur alat adalah 10 tahun

$$= 0.1550 + (10 \times 0.004921)$$

$$= 0.1386 \text{ in}$$

Tebal Shell Standar yang di gunakan = 0.5 in

a. Tutup tanki

diameter diameter tanki= 2.2594 m

tutup=

ratio axis L:D 1 ; 4

Lh(panjang tutup)= 0.564855 m

Ls (panjang shell)= 6.87029 m

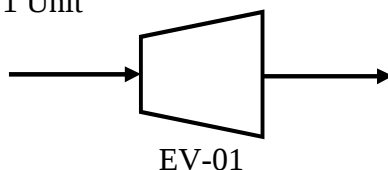
Tebal tutup terbuat dari bahan yang sama dengan shell sehingga tebal tutup 0.5 in

7. Expansion Valve (EV-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan propilene dari 12 atm menjadi 1.2 atm dari tanki penyimpanan sebelum

Jenis : Expansion Valve

Jumlah : 1 Unit



Komponen	laju alir	fraksi	densitas (ρ)	(ρ)
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C3H6	2517.538907	0.995	520	517.4
C3H8	12.65094928	0.005	585	2.925
Total	2530.189856	1		520.325

32.4828339

kondisi operasi

P masuk (P1) 12 atm 25394.6016 lbf/ft²

P keluar (P2) 1.2 atm 2116.2168 lbf/ft² efisiensi expansion
80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir (Q) = $\frac{2530.1899 \text{ kg/jam}}{520.3250 \text{ kg/m}^3}$

= 4.8627 m³/jam 2.8621 ft³/menit

= 0.0477 ft³/detik

diameter pipa ekonomis (De) di hitung dengan persamaan

$$De = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

= 1.5593 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 2 in sch 40 diperoleh

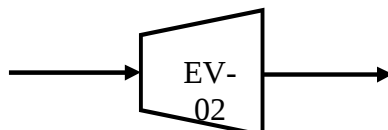
diameter luar	2.38 in	0.1983 ft
diameter dalam	2.067 in	0.1723 ft
luas penampang	3.35 in ²	0.0233 ft ²

8. Expansion Valve (EV-02)

Fungsi : Menurunkan tekanan Oksigen dari 21 atm menjadi 1 atm dari tanki penyimpan sebelum di

Jenis : Expansion Valve

Jumlah : 1 Unit



komponen	laju alir	fraksi	densitas (ρ)	(ρ)
	kg/jam		kg/m ³	lbm/ft ³
O2	1275.182383	1	413	25.7828

kondisi operasi

P masuk (P1) 21 atm 44440.5528 lbf/ft²

P keluar (P2) 1 atm 2116.2168 lbf/ft² efisiensi expansion
80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir (Q) = 1275.1824 kg/jam

413.0000 kg/m³

= 3.0876 m³/jam 1.8173 ft³/menit

= 0.0303 ft³/detik

diameter pipa ekonomis (De) di hitung dengan persamaan

$$De = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

= 1.2334 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 1.5 in sch 40 diperoleh

diameter luar	1.9 in	0.1583 ft
diameter dalam	1.61 in	0.1342 ft
luas penampang	2.04 in ²	0.0142 ft ²

9. SEPARATOR

Fungsi : Memisahkan produk keluaran reaktor antara fase cair dengan fase uap Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *elipsoidal*

Bahan : Carbon steel SA-283 grade D jumlah : 1 unit

kondisi operasi

Temperatur (T) 55 °C

Tekanan (P) 1 atm 14.6960

Massa Total 3795.10 kg/jam 2.3874

Massa uap 525.6636 kg/jam 0.3307

Massa Liquid 3269.4349 kg/jam 2.0567

Densitas Liquid 796.9822 kg/m³ 51.1081

Densitas Uap 645.4982 kg/m³ 41.3939

Design Vapor Velocity 0.22 (fig 5.1 evans)

jarak permukaan liquid dg nozzle 2.75 ft

Perhitungan

Vapour Liquid separation faktor

$$\begin{aligned}
 &= \frac{Wl}{Wv} \times \sqrt{\frac{\rho v}{\rho l}} \\
 &= \frac{2.0564}{0.3306} \times \sqrt{\frac{41.3939}{51.1081}} \\
 &= 5.5974
 \end{aligned}$$

maksimum design vapor velocity (U_v)

$$\begin{aligned}
 U_v &= K_v \sqrt{\frac{\rho l - \rho v}{\rho v}} \\
 &= 0.43 \sqrt{\frac{51.1081 - 41.3939}{41.3939}} \\
 &= 0.2083 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

lau alir volumetrik (Q_v)

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{mv}{\rho v} \\
 &= \frac{0.3306}{41.3939}
 \end{aligned}$$

$$= 0.0080 \text{ ft}^3/\text{s}$$

dengan overdesign 20% maka 0.9586 ft³/s

vessel cross area (A_v)

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v}$$

$$= 4.6020 \text{ ft}^2$$

Diameter Vessel

$$\text{Diameter} = \sqrt{\frac{4}{\pi} A_v}$$

$$= 2.4212 \text{ ft}$$

karena ketersediaan alat tersebut maka diameter yang di gunakan adlh

2.5

30

Disengagemen Vessel = diameter x 2

$$= 2.5 \times 2$$

$$= 5 \text{ ft}$$

Laju alir volumetrik liquid (Ql)

$$Q_t = \frac{\text{massa liquid}}{\text{densitas liquid}}$$

$$= 0.0402 \text{ ft}^3/\text{s}$$

volume cairan untuk hold on 1 jam (Vt)

$$V_t = Q_t \times 3600 \text{ s}$$

$$144.8702 \text{ ft}^3$$

$$\text{ketinggian liquid} = \frac{V_t}{A_v}$$

$$= 31.4801 \text{ ft}$$

untuk alasan keamanan di pakai ketinggian liquid design 31.5 ft

$$L/D = \frac{31.5 \text{ ft} + 2.75 \text{ ft} + 5 \text{ ft}}{2.5 \text{ ft}}$$

$$= 15.7$$

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi **low alloy steel SA-283**

grade D diperoleh data : Allowable stress (f) 12650 psia

Joint efficiency (E) 0.8

Corrosion Allowance (C) 0.125 (peters dkk, 2004)

P operasi 1 atm 14.6960 psia

P design 1.2 x P operasi 17.6351 Psia

Diameter vessel 2.5 ft 30 in

Tebal plat minimum

$$+ c \quad t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P}$$

$$= 0.1459 \text{ in}$$

maka di pakai tebal plat standar yaitu = 0.250 in

Tebal Head Minimum

$$th = \frac{0.885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

$$= 0.1481 \text{ in}$$

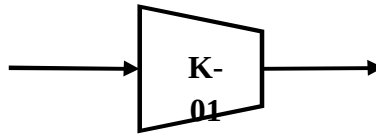
maka di pakai tebal plat standar yaitu = 0.250 in

10. KOMPRESOR

Fungsi : Mengalirkan dan Menaikkan tekanan produk keluaran reaktor menuju separator

jenis : Centrifugal Compressor

Jumlah : 1 unit



komponen	laju alir	fraksi	densitas	(ρ) campuran
	kg/jam		kg/m3	kg/m3
C3H6O	3137.4004	0.8267	790	653.0914
C3H6	2.2977	0.0006	520	0.3148
O2	49.2501	0.0130	413	5.3596
C3H4O	28.5011	0.0075	839	6.3009
C2H4O	230.8372	0.0608	882	53.6477
H2O	103.5334	0.0273	997	27.1990
CO2	230.6276	0.0608	463	28.1364
C3H8	12.6509	0.0033	585	1.9501
Total	3795.0985			776.0000
				48.4441

Kondisi operasi

P masuk 1 atm

P keluar 1.2 atm

efisiensi kompresor 80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir (Q) = 3795.0985 kg/jam

776.0000 kg/m³

= 4.8906 m³/jam

2.8785

ft³/menit

= 0.0480 ft³/detik

$$HP = \frac{3.03 \cdot 10^{-5} \cdot k}{(k-1)} \cdot P_1 \cdot Q_{fm} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right]$$

(Timmerhaus, 1991)

HP = 0.4910 HP

jika efisiensi 80% maka

P = 0.4910

80%

= 0.6138 HP

diameter pipa ekonomis (D_e) di hitung dengan persamaan

$$D_e = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

$$= 1.6467 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 2 in sch 40 diperoleh

diameter luar	2.38 in	0.1983 ft
diameter dalam	2.067 in	0.1723 ft
luas penampang	3.35 in ²	0.0233 ft ²

11. REAKTOR

Fungsi : Tempat bereaksinya C_3H_6 dengan O_2 untuk membentuk

C_3H_6O jenis : Reaktor Fixed bed Multitubular

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas dan tutup *elipsoidal*

Bahan : Carbon steel SA-285 grade A jumlah : 1 unit

kondisi operasi

T	=	150 °C	423 k
P	=	1 atm	760 mmHg
Waktu Tingga	=	30 menit	

Perhitungan waktu tinggal

Komponen	Massa (kg/jam)	X	BM	kmol	ρ (kg/m ³)
C_3H_6	2517.5389	0.6634	42.0800	59.8274	520.0000
O_2	1264.9052	0.3333	31.9900	39.5406	413.0000
C_3H_8	12.6509	0.0033	44.0970	0.2869	585.0000
Total	3795.0950				

ρ campuran	484.5536 kg/m ³	lb/cuft Fv
	7.9258 m ³ /jam	

Menghitung konsentrasi umpan

reaksi 1	C3H6	+	0.5O2	→	C3H6O				
mula-mula			59.8274		39.5406				
reaksi			54.0242		27.0121	54.0242			
sisa			5.8033		12.5286	54.0242			
reaksi 2 mula-mula	C3H6	+	5.8033 2O2	→	C2H4O	+	CO2	+	H2O
					12.5286				
reaksi			5.2403		10.4807	5.2403	5.2403		5.2403

sisas		0.5629	2.0479	5.2403	5.2403	5.2403
reaksi 3 mula-mula	C_3H_6	$+ 0.5629 O_2$	$\rightarrow 2.0479$	C_3H_4O	H_2O	
reaksi	0.5083		0.5083	0.5083	0.5083	
sisas	0.0546		1.5395	0.5083	0.5083	

Cbo C_3H_6	8.3517 kmol/m ³	Cb C_3H_6
	2.2065	
Cao O_2	6.8280 kmol/m ³	Ca O_2
	0.6828	
k	83.333 L/mol menit	
	4999.98 m ³ /kmoljam	
.-ra	7532.9722 kmol/jam	
Fv	7.9258 m ³ /jam	
Volume	Fv Cao Xa/ (-ra)	
V	0.0065 m ³ /jam	
overdesign	20%	
	0.007759 m ³ /jam	
	0.274 ft ³ /jam	

pengaruh rasio D_p/D_t trhdp koefisien perpindahan panas dlm pipa yg berisi katalisator dibandingkan dg pipa kosong yaitu h_w/h telah diteliti oleh Colburn's (Smith 1971) yaitu

D_p/D_t	0.05	0.1	0.15	0.2	0.25
h_w/h	5.5	7.0	7.8	7.5	7

dipilih $D_p/D_t = 0.15$

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = diameter katalisator

D_t = diameter tube

sehingga :

D_p =diameter katalisator= 1 cm

$D_{tube} = 1/0,15 = 6.666666667 \text{ cm} = 2,6246 \text{ in}$

dari perhitungan tsb diambil ukuran pipa standar = 3 in

dari tabel 11 kern di pilih pipa dg spesifikasi yaitu ukuran pipa 3 in diameter luar pipa

3.5 in 8.89 cm

schedule number 40

diameter dalam 2.4690 in 6.2713 cm

A_0 =flow area / pipa 3.0680 in²

surface /in ft 0.9170

aliran dalam pipa turbulen maka di pilih N_{re} 4500

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= G_g D_t G_g / \text{viskositas} \\
 &= 1.66E+05 \\
 G_t &= \text{viskositas} \cdot N_{re} / D_t \\
 G_t &= 1.66E+01 \text{ gr/cm}^2 \cdot \text{s}
 \end{aligned}$$

digunakan 1 buah reaktor :

$$A_t / G_t - G$$

$$A_t = 1.00E+04$$

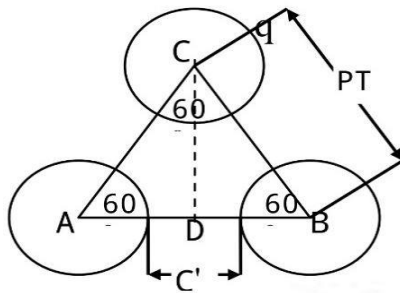
$$N_t = A_t / A_0$$

$$N_t = 323.9049$$

jadi jumlah tube dalam reaktor 324

Tebal tube standar yang di gunakan 0.2 in (Brownell &

Diameter dan tinggi shell



$$ID_s = \left(\frac{4 \cdot 0.866 \cdot N_t \cdot P_T^2}{\pi} \right)^{0.5}$$

tube di susun pola triangular tinggi sheell= 1.5 x ID_s

$$P_t = 1.25 \times O_{dt} = 124.0697591 \text{ in}$$

$$= 4.375 \text{ in} = 3.15 \text{ m}$$

$$C' = P_t - O_D$$

$$= 0.875000$$

$$ID_s = 82.71 \text{ in}$$

$$= 2.10 \text{ m}$$

tinggi sheell

$$= 1.5 \times ID_s$$

$$= 1.5 \times ID_s = 124.0697591 \text{ in}$$

$$= 3.15 \text{ m}$$

jadi diameter dalam reaktor yaitu 2.10 m

Tebal Shell dan Tebal Tutup

P	1 atm	14.69595 psi
faktor kelonggaran		20%
P design	17.6351 psi	
joint efisiensi	0.8	
allowable stress	11200 psia	
faktor korosi	0.0098	(Brownell & young, 1959)
umur alat	10 tahun	

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6P}$$

$$= 0.32631 \text{ in}$$

Maka Tebal shell yang di butuhkan =
Tebal shell standar yang digunakan adalah 0.5 in

menghitung head reaktor
tebal head

$$th = \frac{P \cdot ID_s \dots}{2 \cdot f \cdot E - 0.2P} + C$$

$$= 0.288138376 \text{ in}$$

digunakan tebal 0.3 in

menghitung tinggi head reaktor

$$OA = Thi + th$$

$$Thi = DH + sf \text{ (towellier G 2008 hal 987)}$$

$$DH = RC$$

$$CR = 0.5 ID_s$$

$$ID_s = OD_s - 2th$$

tabel 5.6 brownell p 88 dengan th 1 in sf = 1.5-3 in prarancangan ini
di gunakan 2 in

$$CR = 41.35658638 \text{ in}$$

$$CR = DH = 41.35658638 \text{ in}$$

$$THi = 43.35658638 \text{ in}$$

$$OA = 43.64472476 \text{ in}$$

$$= 1.11 \text{ m}$$

tinggi reaktor= panjang shell+ (2 x tinggi head)

$$= 211.3592087 \text{ in}$$

$$= 5.37 \text{ m}$$

menghitung volume reaktor

volume head

$$Vh = 0.000049 \times ID_s^3 \quad (\text{Brownell, Eq. 5.11, hal. 88})$$

$$= 0.00045 \text{ m}^3$$

volume shell

$$V_s = (3,14/4) \times ID_s^2 \times Z$$

$$= 10.9191 \text{ m}^3$$

volume reaktor

$$V_r = V_h + V_s$$

$$= 10.9195 \text{ m}^3$$

komponen	A	T _c	n	T	σ
C ₃ H ₆	31,298	520	1,222	423	4,021569
O ₂	26,526	456,84	1,222	423	1,491158
C ₃ H ₈	28,277	530,55	1,222	423	4,022034

(Table surface tension, Yaws 1999)

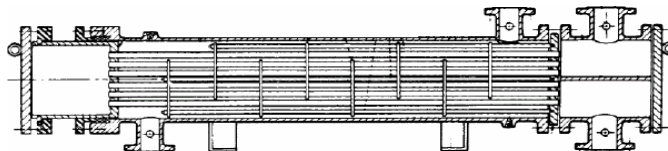
$$k = A \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$A = \left\{ \frac{\sigma A + \sigma B + \sigma C}{2} \right\}^2 \cdot \frac{N}{10^3} \cdot \left\{ 8 \cdot \pi \cdot k_o \cdot T \cdot \left\{ \frac{1}{MA} + \frac{1}{MB} + \frac{1}{MC} \right\} \right\}^{1/2} \cdot e^{-E_a/RT}$$

$$A = 7.35448E+12$$

12. Heater (HE-01)

Fungsi : Memanaskan bahan baku dari 14.8°C ke 150°C Type : 1 – 2
Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)



perhitungan

$$\text{laju alir bahan (Wb)} = 3795.095029 \text{ kg/jam} \quad 8366.753788$$

$$\text{laju alir steam (Ws)} = 5069.474421 \text{ kg/jam} \quad 11176.27991$$

$$Q \text{ dibutuhkan} = 1132723.365 \text{ kkal/jam} \quad 4492003.667$$

$$\Delta T_1 = 108 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2 = 263.16 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 174 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menghitung temper Menghitung temperatur caloric :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.3624$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.6926$$

Dari kern : 828, diperoleh $F_t = 0.90$
 maka $\Delta T_{lmtD} = 156.7922^\circ\text{F}$

T_c dan t_c

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} = 365.9^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 180.32^\circ\text{F}$$

Untuk HE-01 dg pemanas steam dan fluida dingin merupakan aqueous solution, $UD = 200-700 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$ (Tabel 8, Kern hal 840)

Dipilih pipa ukuran 1 in OD, 14 BWG, 12ft, 1 ¼ -in square pitch diambil asumsi harga $UD = 700 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$

$$A = \frac{Q}{UD \cdot \Delta T_{lmtD}} = \frac{4492003.67}{109754.5466} = 40.9277 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah tube, } N_t = \frac{A}{a'' \times L}$$

Dimana :

$$A = 40.9277 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$= 3.6576 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga } N_t = \frac{13.0276}{14}$$

$$\text{digunakan } N_t = 14$$

$$\text{tube pass} = 2$$

$$\text{ID shell} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \frac{1}{4} \text{ in square}$$

$$A_{\text{real}} = N_t \times L \times a = 43.9824 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ real} = \frac{Q}{A \Delta T}$$

651.3834 btu/ j ft² °F

shell pass

1

Spesifikasi :

Fungsi : Memanaskan bahan baku dari 14,8°C menjadi 150C

Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube : OD = 1 in ; 14 BWG 1.0000 in

Panjang 12 ft

Pitch 1 1/4 in square

Jumlah Tube , Nt 14 buah

Passes 4 buah

Shell : ID 8.0000 in

Passes 1 buah

Bahan konstruksi shell = stainless steel SA-167 type 304

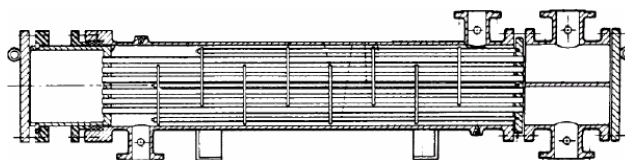
Heat Exchanger Area , A = 43.9824 ft² 4.0861 m²

Jumlah exchanger 1 buah

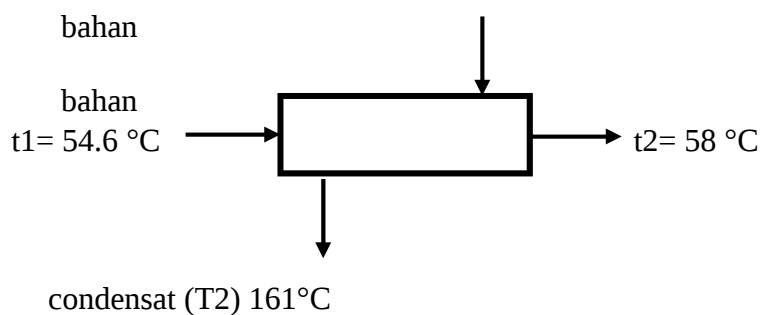
13. Heater 02

Fungsi : Memanaskan campuran dari 54.6°C ke 58°C

Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)



steam (T1) 210°C



$$\begin{aligned}
 \text{laju alir bahan (Wb)} &= 3387.155926 \text{ kg/jam} & 7467.401859 \\
 \text{laju alir steam (Ws)} &= 6194.444941 \text{ kg/jam} & 13656.41579 \\
 Q \text{ dibutuhkan} &= 1384086.778 \text{ kkal/jam} & 5488827.259 \\
 \Delta T_1 &= 273.6 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \Delta T_2 &= 191.52 \text{ }^\circ\text{F} \\
 \text{LMTD} &= 230 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Menghitung temper Menghitung temperatur caloric :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 14.4118$$

$$R = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.0218$$

Dari gambar 18, kern 1965 diperoleh Ft

= maka ΔT lmt d 207.113 $^\circ\text{F}$

Tc dan tc

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\
 &= 365.9^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_c &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\
 &= 133.34^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Untuk HE-01 dg pemanas steam dan fluida dingin merupakan aqueous solution, UD = 200-700 Btu/ft². $^\circ\text{F}$.jam (Tabel 8, Kern hal 840) Dipilih pipa ukuran 1 in OD, 12 BWG, 12ft, 1 9/16 -in square pitch diambil asumsi harga UD = 700 Btu/ft². $^\circ\text{F}$.jam

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{5488827.26}{144979.0653} \\
 &= 37.8594 \text{ ft}^2 \\
 \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a'' \times L}
 \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 A &= 37.8594 \text{ ft}^2 \\
 a'' &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \\
 L &= 12 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

		=	3.6576 m
Sehingga	Nt	=	12.051
	Standart	=	12

digunakan Nt	12
tube pass	2
ID shell	10 in
Pitch	1 9/16 in square
A real	Nt x L x a 37.6992 ft ²

$$UD \text{ real} = \frac{A_{bar} u Q}{UD \text{ TL MDT}}$$

702.9755 btu/ j ft² °F

shell pass 1

Spesifikasi :

Fungsi : Memanaskan campuran dari 54.6°C ke 58°C

Type : 1 – 2 Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube : OD = 1 in ; 12 BWG 1 in

Panjang = 12 ft

Pitch 1 9/16 in square

Jumlah Tube , Nt = 12 buah

Passes 4 buah

Shell : ID = 10.0000 in

Passes 1 buah

Bahan konstruksi shell = stainless steel SA-167 type 304

Heat Exchanger Area , A = 37.6992 ft² 3.5024 m²

Jumlah exchanger 1

buah

14. Condensor 01

Fungsi :

mengembunkan

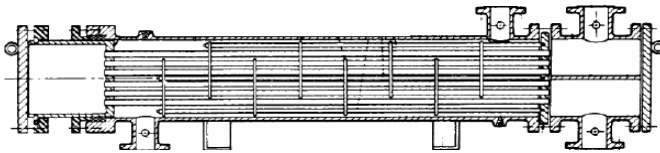
sebagian produk produk

keluaran reaktor Type :

1 – 2 Shell and Tube

Heat Exchanger (Fixed

Tube)



perhitungan

laju alir bahan (Wb) = 3795.098491 kg/jam 8366.761421

laju alir air pendingin (Ws) = 6755.619209 kg/jam 14893.59349

Q dibutuhkan = 849181.3345 kkal/jam 3367570.395

ΔT_1 216 °F

ΔT_2 180 °F

LMTD $= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$
 $= 197 \text{ °F}$

Menghitung temperatur Menghitung temperatur caloric :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 3.0000$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.076923077$$

Dari kern : 828, diperoleh Ft = maka ΔT lmtd
 $= 195.4788 \text{ °F}$

0.99

Tc dan tc

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 113 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$= 311 \text{ °F}$$

Untuk Co-01 pemanas steam dan Fluida dingin merupakan aqueous solution , UD = 250-500 Btu/ft².°F.jam (Tabel 8, Kern hal 840)

Dipilih pipa ukuran 1 in OD, 16 BWG, 16ft, 1 1/4-in square pitch
 $a = 0.1963 \text{ ft}^2$ diambil asumsi harga UD = 250 Btu/ft².°F.jam

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{3367570.40}{48869.7012} \\
 &= 68.909 \quad \text{ft}^2 \\
 \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{a'' \times L} \\
 &\text{Dimana :} \\
 &\quad A = 68.9092 \text{ ft}^2 \\
 &\quad a'' = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{lin.ft} \\
 &\quad L = 16 \text{ ft} \\
 &= 4.8768 \text{ m} \\
 \text{Sehingga Nt} &= 15.45 \\
 \text{Standart} &= 16 \\
 \text{digunakan Nt} &16 \\
 \text{tube pass} &2 \\
 \text{ID shell} &8 \text{ in} \\
 \text{pitch} &1 \frac{1}{4} \text{ in square} \\
 \text{A real Nt x L x a} &67.0208 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$U_{\text{drea}} = \frac{Q}{A \text{ Tmtd}} = 257.0440 \text{ btu/ j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{shell pass} = 1$$

Spesifikasi :

Fungsi : Mengembunkan
produk reaktor sebelum
masuk ke separator Type : 1

– 2 Shell and Tube Heat
Exchanger (Fixed Tube)

$$\text{Tube : OD} = \frac{3}{4} \text{ in ; 16 B} \quad 0.7500 \text{ in} \quad 0.0191 \text{ m}$$

$$\text{Panjang} = 16 \text{ ft} \quad 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} \quad 1 \text{ in square}$$

$$\text{Jumlah Tube , Nt} = 76 \text{ buah}$$

$$\text{Passes} \quad 2 \text{ buah}$$

$$\text{Shell : ID} = 12.0000 \text{ in} \quad 0.3048 \text{ m}$$

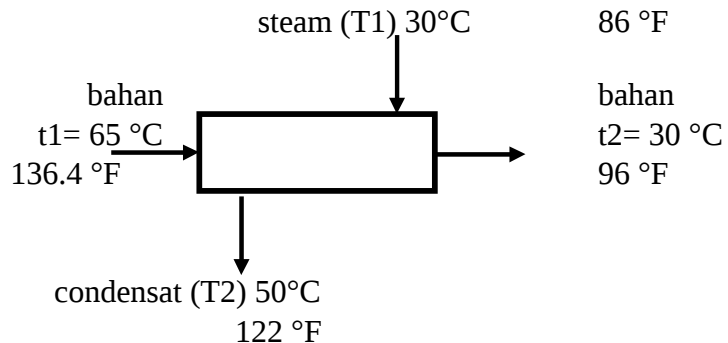
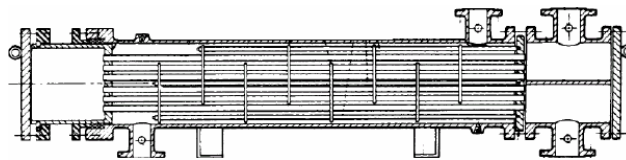
$$\text{Passes} \quad 1 \text{ buah}$$

Bahan konstruksi shell = stainless steel SA-167 type 304

$$\text{Heat Exchanger Area A} \quad 238.7008 \text{ ft}^2 \quad 22.1760 \text{ m}^2$$

15. Cooler (Co-02)

Fungsi : mengembunkan produk produk keluaran destilat Type : 2 – 4
Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)



Perhitungan

laju alir bahan (W_b) = 3795.098491 kg/jam
laju alir air pendingin (W_s) = 6755.619209 kg/jam
Q dibutuhkan = 849181.3345 kkal/jam

ΔT_1 10 °F

ΔT_2 14.4 °F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 12 \text{ °F}$$

Menghitung temperatur Mcaelonrgihc i:tung temperatur caloric :

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.8911$$

$$S = t_2 - t_1 = 0.8015$$

Dari kern : 828, diperoleh $F_t = 0.99$

$$\text{maka } \Delta T_{\text{lmtd}} = 11.94 \text{ °F}$$

Tc dan tc

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= 104 \text{ °F}$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} = 116.2^\circ\text{F}$$

Untuk Co-01 pemanas steam dan Fluida dingin merupakan aqueous solution

UD = 250-500 Btu/ft².°F.jam (Tabel 8, Kern hal 840), Dipilih pipa ukuran 1 in OD, 16 BWG, 16ft, 1 1/4-in square pitch diambil asumsi harga UD = 500 Btu/ft².°F.jam

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} = \frac{911256.57}{5972.9653} = 152.5636 \text{ ft}^2$$

Jumlah tube, Nt $\frac{A}{A'' \times L}$

Dimana :

$$A = 152.5636 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{lin.ft}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$= 4.8768 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga Nt} = 48.5747$$

$$\text{Standart} = 52 \text{ digunakan Nt} \quad 52$$

$$\text{tube pass} \quad 2$$

$$\text{ID shell} \quad 10 \text{ in}$$

$$\text{pitch} \quad 1 \text{ in square}$$

$$A_{\text{real}} = Nt \times L \times a = 163.3216 \text{ ft}^2$$

$$UD_{\text{real}} = \frac{Q}{A_{\text{baru}} \Delta T_{LMTD}} = 467.0649 \text{ btu/ j ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

shell pass 2

Spesifikasi :

Fungsi : Mendinginkan produk dari 58°C menjadi 30°C Type : 1 – 2
Shell and Tube Heat Exchanger (Fixed Tube)

Tube : OD =	1 ¼ in ; 16 B	1 ¼ In
Panjang =		16 Ft
Pitch	1 ¼ in square	
Jumlah Tube , Nt =		52 buah
Passes		2 buah
Shell : ID =		10 In
Passes		1 buah
Bahan konstruksi shell =	stainless steel SA-167 type 304	
Heat Exchanger Area , A		163.3216 ft ²
Jumlah exchanger		1 buah

16. Absorber 01

Fungsi : menyerap aseton menggunakan bantuan air

Type : Silinder Tegak

Air Proses masuk

rate massa	126.85 kg/jam
	279.64 lb/jam
rho cham	62.43 lb/cuft
rate volumetrik	massa/densitas
	4.48 cuft/jam

Gas campuran Masuk

	rate massa	852.61 kg/jam 1879.66 lb/jam
rho cam	4.39 lbm/cuft	
rate volumetrik	427.94 cuft/jam	
Total volumetrik	432.42 cuft/jam	waktu kontak 1
		menit dengan 1buah tanki
volume tanki	7.206971647 cuft	faktor kelonggaran
	20%	
maka volume tanki	8.648365976 cuft	

menentukan ukuran dan ketebalan tanki asumsi dimensi ratio tanki:

$$H/D = 3$$

$$\text{volume} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$85.67 = \frac{1}{4} \cdot \frac{22}{7} \cdot D^2 \cdot 3D$$

$$D = 3.31238 \text{ ft} \quad 1.01 \text{ m}$$

$$H = 9.93714 \text{ ft} \quad 3.03 \text{ m}$$

Menentukan tebal minimum shell

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk cylindrical tank :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + C \quad [\text{Brownell, pers.13-1, hal.254}]$$

dengan :

- $t_{\min}$ = tebal shell minimum; in
- P = tekanan tangki ; psi
- r_i = jari-jari tangki ; in ($\frac{1}{2} D$)
- C = faktor korosi ; in (digunakan 1/8 in)
- E = faktor pengelasan, digunakan double welded, $E = 0,8$
- f = stress allowable, bahan konstruksi stainless steel 316
maka $f = 36000$ psi [Perry 7^{ed}, T.28-11]

P operasi 1 atm 14.7 psi

P design 10% 16.17 psi

$R = 1/2 D$ 19.87428 in

$t_{\min}$ 0.126115896 in

digunakan tebal tanki 0.2 in

Tebal Tutup Tanki

Tutup atas tanki terbat dari bahan yang sama dengan shell tebal tutup atas yg di gunakan 0.2 in

Perhitungan sparger atas (air penyerap)

total rate massa 126.85 kg/jam

279.64

lb/jam

rho

campuran 62.43 lb/cuft

rate volumetrik 4.4793 cuft/jam 0.0747 cuft/menit

berdasarkan peter 4ed fig 14-2 hal.498 didapat ID optimum 3 inch
maka digunakan pipa ukuran 3 in sch 40 dari foust App C-6a
didapatkan

OD 3.5 in

ID 3.068 in 0.2557 ft

A $1/4 \phi D_p^2$ 0.0513 ft²

kec. Aliran Rate V 0.024249126 ft/dtk A

Dengan $\mu = 1,0000$

$cp = 0.000672 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}$

berdasarkan SG

bahan Nre

D V rho

$83132 > 2100\mu$

Dengan $Nre > 2100$ untuk menentukan diameter sparger digunakan pers. 6.3 dari treybal hal. 141 $dp = 0.0233 \times dp \ 0.0233 \times Nre^{-0.5}$
 0.01937 ft $dp = \text{diameter sparger } 5.90 \text{ mm}$

untuk pemasangan sejajar atau segars pada pipa jarak interface ©
 dianjurkan minimal $3dp$ maka C 0.0581 ft

panjang pipa di rencanakan 0.75 diameter shell maka 2.484285

posisi sparger direncanakan di susun bercabang 20.

banyak lubang $pjng \text{ pipa} \times \text{Cabang}$ 855 lubang
 C

jumlah lubang tiap cabang
 tiap cabang

43 lubang

Perhitungan sparger bawah (gas masuk)

total rate massa

$852.61 \text{ kg/jam } 1879.68 \text{ lb/jam}$

rho campuran

4.3923 lb/cuft

rate volumetrik

$427.9434 \text{ cuft/jam } 7.1324 \text{ cuft/mnt}$

berdasarkan peter 4ed fig 14-2 hal.498 didapat ID optimum 5 inch
 maka digunakan pipa ukuran 3 in sch 40

dari foust App C-6a didapatkan

OD 5.5 in

ID 5.023 in

0.4186 ft

A $1/4 \text{ phi } Dp^2$

0.1375 ft^2

kec. Aliran

Rate V

$0.86427872 \text{ ft/dtk A}$

Dengan $\mu = 0.0009$ $cp = 0.000672 \text{ lb/ft} \cdot \text{dt}$ berdasarkan SG bahan Nre

D V rho

$176535 > 2100$

μ

Dengan $Nre > 2100$ untuk menentukan diameter sparger digunakan pers. 6.3 dari treybal hal. 141 $dp = 0.0233 \times dp \ 0.0233 \times Nre^{-0.5}$

0.04113 ft $dp = \text{diameter sparger}$

12.54 mm
 untuk pemasangan sejajar atau segars pada pipa jarak interface ©
 dianjurkan minimal 3dp maka C 0.1234 ft
 panjang pipa di rencanakan 0.75 diameter shell maka 2.625
 posisi sparger direncanakan di susun bercabang 20.
 banyak lubang pjng pipa x Cabang 425 lubangC
 jumlah lubang tiap cabang 21 lubang tiap cabang

Packing

Digunakan packing jenis rasching ring dengan spesifikasi standar (van
 winkle ; T.15.1) ukuran packing 1 in
 tebal packing 8-Jan in
 tinggi packing 80% dari tinggi
 shell 7.949712 ft
 diameter shell 3.31238 ft
 volume packing 68.47016267 cuft
 jumlah packing tiap cuft 1.35 buah (van winkle)
 jumlah packing total 92 buah packing

17. Menara destilasi

NM MD-01	Input	Out
Komponen	Arus 8	Arus 9
	kg/jam	kg/jam
C3H6O	3131.126	3130.813
C3H4O	25.651	25.523
H2O	230.379	0.230
Sub Total	3387.16	3156.57
Total	3387.16	338

NM MD-01	Input	Out
Komponen	Arus 8	Arus 9
	kmol/jam	kmol/jam
C3H6O	53.920	53.914
C3H4O	0.457	0.455
H2O	12.792	0.013
Sub Total	67.17	54.38
Total	67.17	67

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

Komponen	α top	α bottom
C3H6O	0.235255501	0.001122473
C3H4O	3.81329172	0.00054671
H2O	0.999761195	0.999761251
Total		

NM 7.882273094

Nm total NM+1 8.882273094

Jadi total plate minimum berjumlah 9

Komponen	α	xi,F
C3H6O	1.417653817	0.802737234
C3H4O	3.757167656	0.006811282
H2O	0.655192568	0.190451484

Komponen	α	xi,D
----------	----------	------

C3H6O 0.235255501 0.991393942

C3H4O 3.81329172 0.008370824

H2O 0.999761195 0.000235234

Total

$$(\alpha * xi,D) / (\alpha - \theta) =$$

$$2.74 =$$

$$R_m =$$

R operasi berkisar antara 1,2-1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

R operasi = 1,2 x R_m

R operasi R operasi = 1,2 x 1,67

Rasio reflux aktual : = 2.004

$R = L/D = 1,5 \times R_m$ 2.505

$R_d / (R+1) = 1,5 \times R_m$ 7.637745

menghitung jumlah tray ideal

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

$$0.59620225$$

N-Nm/N+1		0.59620225
N-10/N+1		0.59620225
	0.40379775	10.59620225
N=		26.24136032
N=		26
N + Reboiler		27

penentuan jumlah stage ideal :

$\frac{R_{op}}{R_{op} + 1}$	=	$\frac{2.004}{3.004}$
$\frac{R_m}{R_m + 1}$	=	$\frac{1.67}{2.67}$

berdasarkan grafik Erbar maddox correlation, (1961) diperoleh :

$\frac{N_m}{N}$	=	0.32
$\frac{7.882273094}{N}$	=	0.3
N	=	26

= 27

Penentuan efisiensi plate

menghitung μ avg produk atas MD pada T = 65 °C 338

komponen	BM (kg/Kmol)	massa (Kmol/jam)
C3H6O	58.07	53.914
C3H4O	56.07	0.455
H2O	18.01	0.013
Total		54.382

menghitung μ avg produk bawah MD pada T = 70 °C 343

komponen	BM (kg/Kmol)	massa (Kmol/jam)
C3H6O	58.07	0.005
C3H4O	56.07	0.002
H2O	18.01	12.779
Total		12.787

$$\mu_{\text{uap}} = \frac{\sum y_{j,B}}{\sum y_B / \mu_B}$$

$$= 0.27895764 \text{ cp}$$

$$\mu_{\text{avg}} = (\mu_{\text{top}} \times \mu_{\text{bottom}})^{0,5}$$

$$\mu_{\text{avg}} = 0.226063838$$

$$\alpha_{\text{LK}} \mu_{\text{avg}} = 0.74732605$$

Maka, efisiensi tray, $E_o = 71 \%$
(Fig.8.16. Chohey)

Menentukan Tray Actual

$$\begin{aligned} \text{Tray actual} &= \frac{\text{Tray ideal}}{\text{efisiensi tray}} \\ &= \frac{27}{71\%} \\ &= 38.02816901 \end{aligned}$$

38

Menentukan letak umpan

Menentukan lokasi feed tray dengan persamaan Kirkbride

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad \text{(Coulson, 1983. Persamaan)}$$

$$\begin{aligned} B &= 12.787 \\ D &= 54.382 \\ X_{HK, F} &= 0.457 \\ X_{LK, F} &= 53.920 \\ X, LK, B &= 0.856 \\ X, HK, D &= 0.455 \\ \log(N_r/N_s) &= -0.443213965 \\ N_r/N_s &= 0.36040104 \end{aligned}$$

$$N_r = 0,359623267 N_s$$

jumlah tray termasuk reboiler = 27 plate,

sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 26

$$\text{pla } N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 26$$

$$N_s = 26 / (1 + 0,657546275)$$

$$N_s = 19.11201127 \text{ plate}$$

(tidak termasuk rebo

MENENTUKAN DIAMETER MENARA

1. LAJU ALIR MASSA BAGIAN ATAS

dari neraca massa maka dapat

diketahui : Feed (F)	=	3387.16
Top Product (D)	=	3156.57
Vapor rate (V) = (1+R operasi) x top pro	=	9482.323234
Liquid rate (L) = (top produk x R operas	=	6325.757577

2. LAJU ALIR MASSA BAGIAN

BAWAH $q = (L' - L)/F$

q	=	1
$V' = V + (q - 1) \cdot F$	=	9482.3
L'	=	23234
	=	9712.9
		13503
V'	=	9482.323234

a. Liquid-vapor flow factor (FLV)

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

Caulson, 1983 persamaan 1

FLV, Top =

FLV, Bottom =

Tinggi plate spacing pada umumnya antara 0,3-0,6 m

Diambil plate spacing (It) = 0.3 m

untuk tray space 0,3

m, FLV

=0,032625276 maka

$K_1 = 0,067$ koreksi

nilai K_1 top :

$$K'_{1top} = K_1 \left[\frac{\sigma_{top}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$K'_{1top} = 0.095460105$

untuk tray space 0,3 m, FLV =0,01949869 maka $K_1 = 0,065$

$$K'_{1bottom} = K_1 \left[\frac{\sigma_{bottom}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K'1 \text{ bottom} = 0.108312194$$

b. Kecepatan Flooding

$$u_f = K_1' \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

Caulson, 1983 persamaan 11.81

$$U_{f, \text{ top}} = 1.949601515$$

$$U_{f, \text{ bottom}} = 3.701670964$$

kecepatan uap pada umumnya 70-90% dari kecepatan flooding (Coulson, 1983, hal 459) untuk kecepatan uap pada bagian atas :

$$U_{v \text{ top}} = 1.364721061 \text{ m/s}$$

kecepatan uap pada bagian bawah :

$$U_{v \text{ bottom}} = 2.591169674 \text{ m/s}$$

c. Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v}$$

$$\text{laju alir volumetrik maksimum, top} = 1.398432479 \text{ m}^3/\text{s}$$

laju alir volumetrik

$$\text{maksimum, bottom} = 4.110856837 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

d. Luas area netto untuk kontak uap - cair

$$\text{Luas area netto bagian atas, } A_{n \text{ top}} = 1.024702058 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas area netto bagian bawah, } A_{n \text{ bott}} = 1.586486936 \text{ m}^2$$

Luas penampang melintang menara (Ac)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

$$\text{luas penampang downcomer (Ad) = 20\% dari keseluruhan, sehingga} \\ \text{: } A_{c, \text{ top}} = 1.280877572 \text{ m}^2$$

Ac, bottom = 1.98310867 m²

f. Diameter menara berdasarkan kecepatan flooding

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas, Dc, top 1.277376677 m

Diameter menara bagian bawah, Dc, bottom 2.089419102 m

g. Penentuan Jenis Aliran (Flow Pattern)

0.00360209 m³/s

maka jenis alirannya single pass
(cross flow)

h. Perancangan Tray

Diameter menara, Dc = 2.089419102 m

Luas Menara, Ac = 1.631993121 m²

Luas downcomer, Ad = 0,12Ac 0.195839175 m²

Luas netto, An = Ac-Ad 1.436153947 m²

Luas aktif, Aa = Ac-2.Ad 1.240314772 m²

Luas hole, Ah = 0,03. Aa 0.037209443 m²

Figure 11.31 (Coulson, 1983) untuk Ad/Ac = 0,12, maka :

Iw/Dc = 0.72

Panjang weir, Iw = 0,72*Dc = 1.504381754

Tinggi weir yang direkomendasikan adalah antara 40-50 mm
(Coulson, 1983)

tinggi weir yang digunakan (hw) = 50 mm 0.005

Diameter hole (dh) yang direkomendas 5 mm 0.005

Tebal plate untuk stainless steel = 3 mm 0.003

Weeping rate (Lw, max) = 1.757154882 kg/s

turn down ratio = 0,80

kecepatan aliran cairan

minimum (Lw, min) :

Lw, min = 1.405723906 kg/s

tinggi weir liquid crest (how) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3}$$

(Coulson,

1983 pers. 11.85)

i. Menara Bagian atas

how, max = 9.754166965 mm
 liquid
 how, min = 8.405886273 mm
 liquid

pada minimum rate, (ho+how) = 59.75416697 sehingga
 K2 = 30,4 kecepatan uap minimum desain
 dihitung dengan persamaan Enduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 pers 11.84})$$

$\hat{U}_h$ 8.772858219 m/s

kecepatan uap minimum aktual (Uam) =

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b}}{A_h} \quad U_{am} = 37.58273063$$

j. Menara bagian bawah

how, max = 10.08558116 mm
 liquid
 how, min = 8.691490367 mm
 liquid

pada minimum rate, (ho+how) = 60.08558116 sehingga
 K2 = 30,0 kecepatan uap minimum desain
 dihitung dengan persamaan Enduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 pers 11.84})$$

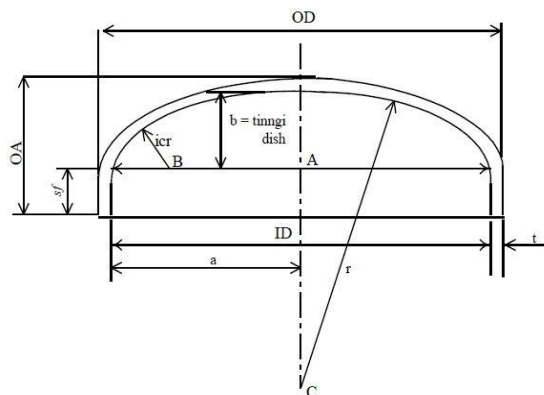
$\hat{U}_h$ 14.54162796 m/s

kecepatan uap minimum aktual (Uam) =

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b}}{A_h} \quad U_{am} = 110.4788593$$

$U_{am} > \hat{U}_h$ min sehingga tidak terjadi *weeping*

p. Menentukan tebal dinding dan Head menara



• Menentukan Tebal Shell

Data perhitungan :

P operasi :

1.00 atm

P design = 1,2 * P operasi =

1.200419567 atm

17.64124591 psi

material stainless steel SA 285

f =

11500 psi

c =

0.125 in

E =

0.8

D =

53.165 in

r =

26.582 in

(Brownell & Young, 1959, Tabel 13.11)

t =

0.176030407 in

• menentukan tebal Head

OD = ID+(2*ts)

OD =

53.51706081

OD =

54 in

dari Tabel 5.7 Brownell & Young

:

icr :

3.25 in

rc :

54 in

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad w = 1.769049331 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f \varepsilon - 0,2 P} + c$$

$$th = 0.198282748 \text{ in}$$

untuk tebal head 0,2 in, maka sf = 1,5-4,5 in

diambil sf = 4 in

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad \text{2575.5625}$$

$$\sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad \text{751.7193063}$$

$$42.70647719$$

$$b = 11.29352281 \text{ in}$$

$$1 \text{ in} = 0.0254 \text{ m}$$

• Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf \quad OA = 15.49180556 \text{ in}$$

$$AB = r - icr \quad AB = 23.332 \text{ in}$$

$$BC = r_c - icr \quad BC = 50.75 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} \quad AC = 45.06861742 \text{ in}$$

a. Tinggi menara

data perhitungan :

$$\text{Diameter kolom, } D_c = 2.089419102 \text{ m} \quad 6.855049768 \text{ ft}$$

$$\text{Luas kolom, } A_c = 1.631993121 \text{ m}^2$$

$$\text{volume head,} = 0.000049 \cdot D_c$$

$$= 0.000102382 \text{ m}^3$$

$$\text{volume head pada sf,} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot sf$$

$$= 8875.264087 \text{ in}^3 \quad 0.145465578 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total head} = V.\text{head tanpa sf} + V.\text{head pada sf}$$

$$= 0.14556796 \text{ m}^3$$

$$\text{Blank diameter} = OD + OD/24 + 2sf + 2/3 \cdot icr$$

$$= 66.41666667 \text{ in} \quad 1.686983333 \text{ m}$$

untuk bagian bottom

$$\text{kolom : } Q = L/\rho L = 12.33363006 \text{ m}^3/\text{jam} \quad 0.205560501 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$\text{waktu tinggal cairan dipilih} = 5$$

$$V \text{ cairan} = Q \cdot \text{waktu tinggal}$$

$$= 1.027802505$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell (HL)} =$$

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

HL	=	0.299908582
Tinggi Menara :		
jarak dari plate teratas	=	1
tinggi penyangga menara	=	1
jumlah plate	=	38
Tebal Plate	=	0.003
Tinggi head dengan tebal head	=	OA-sf
	=	11.49180556
Tinggi dibawah plate terbawah	=	HL+(OA-sf)
	=	0.591800443
Tinggi Total	=	2.071692304

RESUME			
Tinggi total	=	2.071692304	m
Jumlah Plate	=	38	
Tebal plate	=	0.003	m
Diameter kolom	=	2.089419102	m
Tinggi Weir	=	0.005	m
Tray Spacing	=	0.3	m
Jumlah lubang hole pitch	=	Stainless steel (SA-240)	
Luas menara	=	1.631993121	m ²
Total Pressure drop	=	0.014714115	atm
material tray	=	0.003	
P bottom	=	1.00	atm
P destilat	=	0.54	atm
P feed	=	1.00	atm
T destilat	=	65	°C
T bottom	=	70	°C
T feed	=	65	°C
Tray umpan		20	tidak termasuk reboiler

18. Pompa 01

Fungsi : Mengalirkan produk dari accumulator 2 untuk diumpankan ke menara destilasi.

jenis : Centrifugal pump

Jumlah : 1 unit

komponen	laju alir	fraksi	densitas	(p) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C ₃ H ₆ O	3131.1256	0.9244	790	730.2850
C ₃ H ₄ O	25.6510	0.0076	839	6.3538
H ₂ O	230.3793	0.0680	997	67.8115
Total	3387.1559			804.4503
				50.2202

kondisi operasi

P masuk (P1) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

P keluar (P2) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

efisiensi pompa 80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir volumetri 3387.1559 kg/jam

804.4503 kg/m³

=4.2105 m³/jam 2.4782 ft³/menit

=0.0413 ft³/detik

$$HP = \frac{3.03 \cdot 10^{-5} \cdot k}{(k-1)} \cdot P_1 \cdot Q_{fm} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)k} - 1 \right] \text{ (Timmerhaus, 1991)}$$

$$HP = 0.3317 \text{ HP}$$

jika efisiensi 80% maka

$$HP = \frac{0.3317}{80\%}$$

$$80\%$$

$$=0.4147 \text{ HP}$$

diameter pipa ekonomis (De) di hitung dengan persamaan

$$De = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

$$=1.5466 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 2 in sch 40 diperoleh

diameter luar 2.38 in 0.1983 ft

diameter dalam 2.067 in 0.1723 ft

luas penampang 3.35 in² 0.0233 ft²

19. Pompa 02

Fungsi : : Mangalirkan produk aseton dari menara destilasi menuju tanki.

jenis : Centrifugal pump

Jumlah : 1 unit

komponen	laju alir	fraksi	densitas	(p) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C ₃ H ₆ O	3130.8125	0.9918	790	783.5547
C ₃ H ₄ O	25.5228	0.0081	839	6.7838
H ₂ O	0.2304	0.0001	997	0.0728
Total	3156.5657			790.4113
				49.3438

kondisi operasi

P masuk (P1) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

P keluar (P2) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

efisiensi pompa 80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir (Q) = $\frac{3156.5657 \text{ kg/jam}}{790.4113 \text{ kg/m}^3}$

= 3.9936 m³/jam 2.3505 ft³/menit

= 0.0392 ft³/detik

$$HP = \frac{3.03 \cdot 10^{-5} \cdot k}{(k-1)} \cdot P_1 \cdot Q_{fm} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)k} - 1 \right] \text{ (Timmerhaus, 1991)}$$

HP = 0.3031 HP

jika efisiensi 80% maka

P = $\frac{0.3031}{80\%}$

= 0.3789 HP

diameter pipa ekonomis (De) di hitung dengan persamaan

$$De = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

= 1.5068 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 2 in sch 40 diperoleh

diameter luar 2.38 in 0.1983 ft

diameter dalam 2.067 in 0.1723 ft

luas penampang 3.35 in² 0.0233 ft²

20. Pompa 03

Fungsi : Mengalirkan produk bawah menara destilasi menuju tanki.

jenis : Centrifugal pump

Jumlah : 1 unit

komponen	laju alir	fraksi	densitas	(ρ) campuran
	kg/jam		kg/m ³	kg/m ³
C ₃ H ₆ O	0.3131	0.0014	790	1.0727
C ₃ H ₄ O	0.1283	0.0006	839	0.4667
H ₂ O	230.1489	0.9981	997	995.0917
Total	230.5903			996.6310
				62.2177

kondisi operasi

P masuk (P1) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

P keluar (P2) 1 atm 2116.2168 lbf/ft²

efisiensi pompa 80%

k (rasio panas) 1.4

laju alir (Q) = 230.5903 kg/jam

996.6310 kg/m³

=0.2314 m³/jam 0.1362 ft³/menit

=0.0023 ft³/detik

$$HP = \frac{3.03 \cdot 10^{-5} \cdot k}{(k-1)} \cdot P_1 \cdot Q_{fm} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \text{ (Timmerhaus, 1991)}$$

HP =0.1906 HP

jika efisiensi 80% maka

P =0.1906

80%

= 0.2382 HP

diameter pipa ekonomis (De) di hitung dengan persamaan

$$De = 3.9(Q)^{0.45} \cdot (\rho)^{0.13}$$

=0.4310 in

Dari Tabel 11 Kern, dipilih pipa commercial steel 0.5 in sch 40 diperoleh

diameter luar 0.84 in 0.0700 ft

diameter dalam 0.622 in 0.0518 ft

luas penampang 0.304 in² 0.0021 ft²