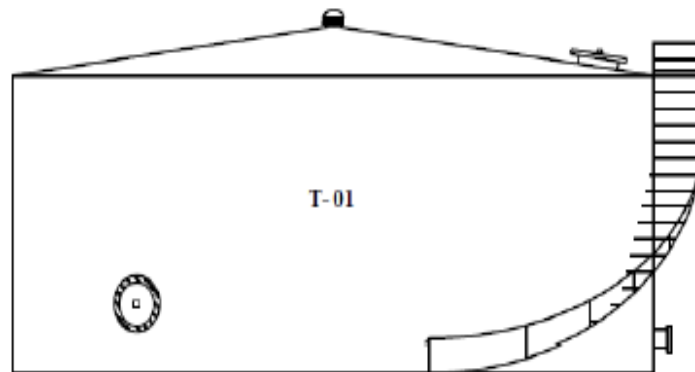


LAMPIRAN D
SPESIFIKASI ALAT

1. TANGKI BENZENA



Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku benzena selama 15 hari

Tujuan :

- a. Menentukan tipe tangki
- b. Menentukan bahan konstruksi tangki
- c. Menentukan dimensi utama tangki, meliputi:
 - Kapasitas tangki
 - Diameter dan tinggi tangki
 - Jumlah tangki
 - Tebal shell dan dimensi course
 - Tinggi dan tebal head tangki

Langkah Perancangan:

1. Menentukan Tipe Tangki

Tipe tangki yang dipilih adalah berbentuk silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk kerucut (conical roof tank) dengan pertimbangan :

- Bahan baku disimpan pada fase cair
- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C
- Konstruksi lebih murah dibanding tipe horizontal sehingga lebih ekonomis

(Coulson, 4th vol 6:879)

Tabel D.1. Ketentuan Tangki

Ketentuan Tangki	Aktual	Yang diizinkan
Fase bahan yang disimpan	Cair	Cair
Waktu tinggal	15 hari	Max 30 hari
Tekanan	1 atm	Max 15 bar (14,802 atm)
Range suhu	30°C	20°C-600°C

(Ulrich,1984 tabel 4-27 hal 248)

2. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel* tipe SA-283 grade C dengan pertimbangan:

- Memiliki *allowable stress* yang cukup besar
- Harga bahan yang relatif murah dibanding *stainless steel* atau *carbon steel* jenis lain
- Tahan terhadap korosi
- Kondisi penyimpanan pada suhu yang relatif mendekati suhu kamar dan tekanan atmosferik

3. Menentukan Dimensi Utama Tangki

a. Menghitung kapasitas tangki

Tangki direncanakan dapat menampung bahan baku benzene selama 15hari. Kebutuhan benzen dari tangki penyimpanan adalah 5276,7 kg/jam, sedangkan kebutuhan benzen selama 15 hari :

$$M = 5276,7 \text{ kg/jam} \times 24\text{jam/hari} \times 15 \text{ hari} = 1899621,89 \text{ kg/15 hari}$$

Menghitung densitas campuran Benzen-Toluen pada 1 atm, 32,22 °C

Dihitung dengan metode *Rachett*, sebagai berikut :

$$\rho = A \cdot B^{-(1-Tr)^n}$$

Dalam hubungan ini :

ρ = densitas

A, B = konstanta

Tr = suhu tereduksi (T/Tc)

Harga A, B, n dan Tr didapatkan dari tabel 6.1 *Thermodynamic and Physical Property Data, Carl L. Yaws.*

Komponen	Xi	A	B	n	Tc	ρ_i (kg/ml)
C ₆ H ₆	0,99915	0,3009	0,2677	0,2818	562,16	0,95321
C ₇ H ₈	0,00085	0,29999	0,27108	0,29889	591,79	0,93721

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \frac{m \text{ C}_6\text{H}_6}{\rho \text{ C}_6\text{H}_6} + \frac{m \text{ C}_7\text{H}_8}{\rho \text{ C}_7\text{H}_8} \\ &= \frac{5276,7 \text{ kg}}{0,95321 \text{ kg/ml}} + \frac{5,3 \text{ kg}}{0,001021 \text{ kg/ml}} \\ &= 5553841 \text{ ml} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= \frac{5276,73 \text{ kg}}{5553841 \text{ ml}} \\ &= 0,00095 \text{ kg/ml} \\ &= 953,193 \text{ kg/m}^3 \\ &= 59,506 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung volume tangki :

Faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times \frac{1896621,89 \text{ kg}}{953,193 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2391,48 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$= 84454,4\text{ft}^3$$

$$= 20055,97 \text{ US bbl}$$

b. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan (3.1) dan (3.12) (Brownell and Young, 1979) sebagai berikut :

Persamaan 3.12 :

$$D = \frac{8}{3} \times H$$

Persamaan 3.1 :

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

Persamaan 3.1 menjadi :

$$H = \frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3} \times H\right)^2 \times \pi}$$

Sehingga tinggi tangki dapat dihitung sebagai berikut :

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times \pi}\right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 84454,4}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times 3,14}\right)^{1/3} = 24,733 \text{ ft} = 7,54\text{m}$$

Diameter tangki dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} D &= \frac{8}{3} \times H \\ &= \frac{8}{3} \times 24,733 \text{ ft} \\ &= 65,95\text{ft} \\ &= 20,267\text{m} \end{aligned}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan berdasar pada *Appendix E* (Brownell and Young, 1979) memiliki spesifikasi sebagai berikut :

- Diameter tangki (D) = 35 ft
- Tinggi tangki (H) = 30 ft
- Jumlah *course* = 4 buah

- *Allowable vertical weld joint* = 5/32 in
- *Butt-welded courses* = 72 in = 6 ft

c. Menentukan jumlah tangki

Kapasitas tangki dengan 72-in *Butt Welded Courses* untuk diameter 35 ft kapasitas tangki maksimum = 171 bbl/ft (Appendix E, Brownell and Young 1979).

$$\text{Tinggi tangki} = \frac{20055,97 \text{ bbl}}{171 \text{ bbl/ft}} = 117,27 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = 30 \text{ ft}$$

$$\text{Maka jumlah tangki} = \frac{117,27}{30 \text{ ft}} = 3,909 \text{ buah} \sim 4 \text{ buah}$$

d. Menentukan tebal shell dan dimensi courses

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (3.16) dan (3.17) (Brownell and Young, 1979).

Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \times D}{2 \times F \times E} + c \quad (\text{Pers.3.16, Brownell and Young, hal.45})$$

$$d = 12 \times D$$

Dimana :

t_s = tebal *shell* (in)

f = tekanan yang diijinkan (lb/in^2)

E = efisiensi pengelasan

d = diameter dalam tangki (in)

P = tekanan dalam tangki (lb/in^2)

c = Corrosion allowance (in)

Persamaan 3.17 :

$$P = \frac{\rho(H \times D)}{2 \times 144 \times F \times E} \quad (\text{Pers. 3.17, Brownell and Young, hal. 46})$$

Dimana :

ρ = densitas water pada 32,25 °C, yaitu 54,1949 lbm/ft³

H = tinggi *course* (ft)

P = tekanan dalam tangki (lb/in²)

Dari kedua persamaan diatas diperoleh:

$$ts = \frac{\rho(H-1)D}{2 \times 144 \times F \times E} + c$$

Direncanakan menggunakan 8 *plate* untuk tiap *course* dan *allowance* untuk *vertical welded joint* (jarak sambungan antar *plate*) = 5/32 in, dengan lebar standart = 72 in = 6 ft.

$$L = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12n} \quad (\text{Brownell and Young, hal. 55})$$

Dimana:

L = Panjang tiap *plate*

D = Diameter dalam tangki + tebal *shell*

n = Jumlah *plate*

Weld length = n × *Allowable welded joint*

Jumlah plat standar yang dibutuhkan dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$N = \frac{L \times \text{lebar plate standar}}{H}$$

Digunakan tipe pengelasan *single-welded butt joint with backing strip* dengan:

- a. Tekanan yang diijinkan (f) = 12650 psi
- b. Efisiensi pengelasan maksimal (E) = 85%
- c. Faktor korosi (c) = 0,125 in

Course 1

$$t_s = \frac{\rho(H-1)D}{2 \times 144 \times F \times E} + c$$

$$H_1 = 30 \text{ ft}$$

$$t_{s1} = \frac{59,506 \times (30 - 1) \times 420,813}{2 \times 144 \times 12650 \times 0,85} + 0$$

$$t_{s1} = 0,2345 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young, Appendix E hal.347 dipilih tebal *shell* 0,8125 in

$$L = \frac{(3,14 \times 420,813) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} + c$$

$$L = 10,9982 \text{ ft}$$

Jadi untuk *course* 1

1. Panjang *plate* = 10,9982 ft

2. Lebar *plate* = 8 ft

3. Tebal *plate* = 0,8125 in

Course 2

$$t_s = \frac{\rho(H-1)D}{2 \times 144 \times F \times E} + c$$

$$H_2 = 22 \text{ ft}$$

$$t_{s2} = \frac{59,506 \times (22 - 1) \times 420,813}{2 \times 144 \times 12650 \times 0,85}$$

$$t_{s2} = 0,1698 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young, Appendix E hal.347 dipilih tebal *shell* 0,562 in

$$L = \frac{(3,14 \times 420,1698) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} + c$$

$$L = 10,977 \text{ ft}$$

Jadi untuk *course* 2

1. Panjang *plate* = 10,977 ft

2. Lebar *plate* = 8 ft

3. Tebal *plate* = 0,1698 in

Course 3

$$t_s = \frac{\rho(H-1)D}{2 \times 144 \times F \times \epsilon} + c$$

$$H_3 = 14 \text{ ft}$$

$$t_{s3} = \frac{59,506 \times (14-1) \times 420,813}{2 \times 144 \times 12650 \times 0,85}$$

$$t_{s3} = 0,1051 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young, Appendix E hal.347 dipilih tebal *shell* 0,366 in

$$L = \frac{(3,14 \times 420,1051) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} + c$$

$$L = 10,9797 \text{ ft}$$

Jadi untuk *course* 3

1. Panjang *plate* = 10,9797 ft
2. Lebar *plate* = 8 ft
3. Tebal *plate* = 0,1051 in

Course 4

$$t_s = \frac{\rho(H-1)D}{2 \times 144 \times F \times \epsilon} + c$$

$$H_4 = 6 \text{ ft}$$

$$t_{s4} = \frac{59,506 \times (6-1) \times 420,813}{2 \times 144 \times 12650 \times 0,85}$$

$$t_{s4} = 0,0404 \text{ in}$$

Dari Brownell and Young, Appendix E hal.347 dipilih tebal *shell* 0,1875 in

$$L = \frac{(3,14 \times 420,0404) - (10 \times 0,15625)}{12 \times 10} + c$$

$$L = 10,9780 \text{ ft}$$

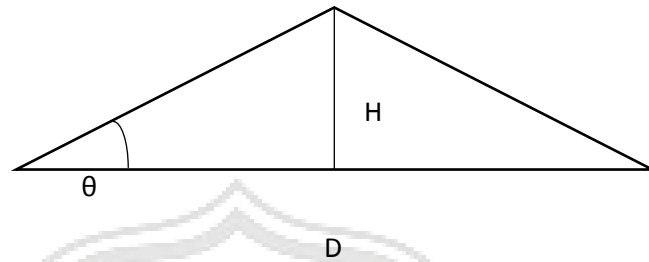
Jadi untuk *course* 4

1. Panjang *plate* = 10,9780ft
2. Lebar *plate* = 8 ft

3. Tebal *plate* = 0,0404 in

e. Menentukan tinggi dan tebal head

- Menghitung sudut pada θ atap



Gambar 2. Potongan tangki dengan Head Bentuk Conical

Besarnya sudut pada roof dapat dicari dari persamaan :

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \times t_s} \sqrt{\frac{P}{6}} \quad (\text{Pers.4.5, Brownell and Young})$$

Dimana :

D = diameter tangki standar (ft)

t_s = cone shell thickness (in)

Digunakan tebal *cone* 3/8 in untuk tangki dengan diameter > 60 ft.

Sehingga :

$$\sin \theta = \frac{35}{1000 \times \frac{1}{4}} \sqrt{\frac{14,7}{6}}$$

$$\sin \theta = 0.0137$$

$$\theta = \arcsin (0.0137)$$

$$= 45^0$$

- Menentukan tinggi head tangki

$$\tan \theta = \frac{H}{D/2}$$

$$\text{dimana } \tan \theta = 1,5$$

$$H = \tan \theta \times \frac{D}{2} = 1,5 \times \frac{35}{2} = 26,1 \text{ ft} = 7,955 \text{ m}$$

- **Menghitung tebal head tangki**

Tebal *head* tangki dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$t_h = \left[\frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6 \times P)} \right] + c$$

jika diambil faktor keamanan 20%, maka :

$$P_{\text{Design}} = P_{\text{Operasi}} \times \frac{120}{100}$$

$$P_{\text{Design}} = 1,56525 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \times \frac{120}{100} = 1,8783 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$t_h = \left[\frac{1,8783 \times 35 \times 12}{2 \times \cos 1,5 \times ((12650 \times 0,85) - (0,6 \times 1,8783))} \right] + c$$

$$t_h = 0,03857 \text{ in} = 0,0025 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi vessel total} &= \text{tinggi vessel} + \text{tinggi head} \\ &= 30 \text{ ft} + 26,1 \text{ ft} \\ &= 56,1 \text{ ft} \end{aligned}$$

- **Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran**

- ❖ **Pipa pengisian**

Diameter pipa pemasukan diperkirakan dengan persamaan berikut :

$$D_{\text{optimum}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Direncanakan waktu pengisian selama 48 jam

$$q_f = \frac{V}{t} = \frac{84454,44}{48 \text{ jam} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} = 0,489 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 59,506 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_{\text{optimum}} = 3,9 \times 0,501^{0,45} \times 59,506^{0,13}$$

Ukuran pipa standar dari Tabel 11, Kern, 1965 ditetapkan sebagai berikut:

- $D_{\text{nominal}} = 22 \text{ in}$
- OD = 22 in
- ID = 21,25 in
- Schedule = 20
- *Flow area per pipe* = $355 \text{ in}^2 = 2,465 \text{ ft}^2$

❖ Pipa pengeluaran

Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 5276,73 kg/jam

Densitas campuran fluida (ρ) = 59,506 lb/ft³

$$\text{Debit pemompaan } (q_f) = \frac{5276,73 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,20462 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{59,5069 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} = 0,05418 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Dengan faktor keamanan 20%, maka debit pemompaan (q_f) :

$$q_f = 0,05418 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times \frac{120}{100} = 0,108 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Maka diameter optimum dapat diperoleh :

$$D_{\text{optimum}} = 3,9 \times 0,108^{0,45} \times 59,506 = 0,86589 \text{ in}$$

Ukuran pipa standar dari Tabel 11, Kern, 1965 ditetapkan sebagai berikut:

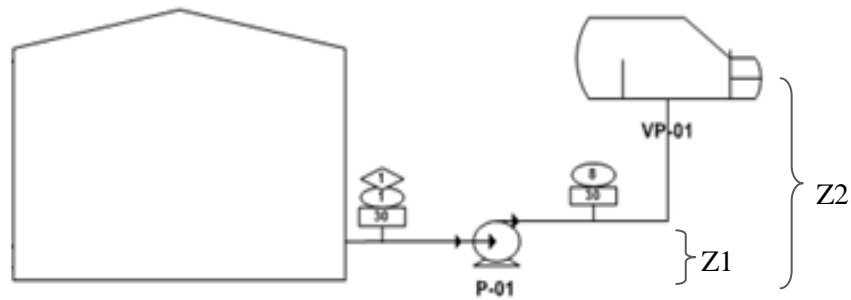
- $D_{\text{nominal}} = 1,24 \text{ in}$
- OD = 1,66 in
- ID = 1,38 in
- Schedule = 40

$$\text{- Flow area per pipe} = 1,5 \text{ in}^2 = 0,0104 \text{ ft}^2$$

RESUME

Nama	: Tangki Penyimpanan Benzena
Kode	: T-01
Fungsi	: menyimpan bahan baku Benzena
Tipe	: tangki silinder tegak dengan dasar rata (flat bottom) dengan atap berbentuk conical (conical roof)
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel tipe SA-283 grade C
Kapasitas Tangki	: 5140 bbl
Jumlah Tangki	: 4 buah
Diameter Tangki	: 35 ft
Tinggi Shell	: 30 ft
Lebar Plate Standart	: 6 ft
Jumlah Courses	: 4
Tinggi Tangki Total	: 56,1 ft
Diameter Pipa Pengeluaran	: 1,25 in
Diameter Pipa Pengisian	: 22 in
Kondisi Operasi	: P = 1 atm ; T = 30 °C

2. POMPA



Kode : P-01 T-01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku Benzena dari tangki (T-01) ke vaporizer (V- 01)

Tujuan :

1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi
3. Menghitung dimensi pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah perancangan :

1. Menentukan tipe pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa jenis sentrifugal dengan pertimbangan :

- Viscositas cairan rendah
- Laju alir fluida sangat cepat
- Fluida dialirkan pada tekanan yang uniform
- Konstruksi sederhana dan harganya lebih murah
- Tidak memerlukan areal yang luas
- Biaya perawatannya paling murah dibandingkan tipe pompa lainnya
- Banyak tersedia di pasaran

(Peters, hal 459)

2. Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi pompa (P-01) adalah sebagai berikut:

- *Casing* dan *wear ring* menggunakan bahan *cast iron*
- *Impeller* dan *wear ring* menggunakan bahan *cast iron*
- *Shaft* menggunakan bahan *carbon steel*
- *Shaft sleeves* menggunakan bahan *nickel moly stell*
- *Seal cage* menggunakan bahan *cast iron*

3. Menghitung dimensi pompa

a. Menentukan densitas dan viskositas campuran

Densitas masing-masing komponen pada berbagai suhu (*Yaws*, vol 1-4, 1992): $\rho = A \cdot B^{-(1-T/T_c)^n}$

Komponen	A	B	n	Tc
C ₆ H ₆	0,3009	0,2677	0,2818	562,16
C ₇ H ₈	0,29999	0,27108	0,29889	591,79

Menentukan densitas cairan campuran

Densitas campuran pada T = 30 °C = 303,15 K

$$\rho_{\text{mix}} = \sum \rho_i \times B_{mi}$$

Komponen	ρ_i	X_i	$X_i \cdot \rho_i$
C ₆ H ₆	0,95321	0,99915	0,952400964
C ₇ H ₈	0,93721	0,00085	0,000795221

$$\begin{aligned} \text{Densitas cairan, } \rho_{\text{mix}} &= 953,194 \text{ kg/m}^3 \\ &= 59,506 \text{ lb / ft}^3 \end{aligned}$$

Viskositas masing-masing komponen pada berbagai suhu (*Yaws*, vol 1-4, 1992) $\text{Log}_{10} \cdot \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C \cdot T + DT$

Komponen	A	B	C	D
C ₆ H ₆	-7,4005	1,18E+03	1,49E-02	-1,37E-05
C ₇ H ₈	-5,1649	8,11E+02	1,05E-02	-1,05E-05

Menentukan viskositas cairan campuran

Digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \mu_i$$

Pada $t = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$, μ masing-masing komponen

Komponen	μ_i	X_i	$x_i \cdot \mu_i$
C ₆ H ₆	-2,50E-01	0,999151502	-2,50E-01
C ₇ H ₈	-0,27153	0,000848498	-0,000230393

$$\begin{aligned} \mu_{\text{mix}} &= 0,25 \text{ cp} \\ &= 0,00016792 \text{ lb/ft sec} \end{aligned}$$

b. Menentukan laju alir fluida

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas (m)} &= 5276,7 \text{ kg/jam} \\ &= 11633,2 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 59,506 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompaan (qf)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{11633,2}{59,506} \\ &= 195,496 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0254 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dengan Faktor keamanan 20 %

$$\text{Debit pemompaan (Qf)} = 0,0303$$

Menghitung diameter optimal pipa

Asumsi : aliran dalam pipa adalah turbulen, $N_{re} > 2100$

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Pers. 15, hal. 496, Peters})$$

Dalam hubungan ini ;

$D_{i \text{ optimum}}$ = diameter dalam pipa optimum (in)

Q_f = debit pemompaan ft^3/s

ρ = densitas cairan, lb/ft^3

$$D_{i \text{ optimum}} = 3,9 \times 0,0303^{0,45} \times 59,506^{0,13} = 1,3751 \text{ in}$$

Dari Tabel 10-22, Perry. Spesifikasi pipa standar dengan diameter dalam yang mendekati hasil perhitungan adalah :

- Diameter nominal : 3,0 in
- Schedule Number : 40
- OD : 3,5 in = 0,2917 ft
- ID : 3,068 in = 0,2557 ft
- *Flow area pipe (A)* : 0,051 ft^2

c. Menghitung kecepatan linier fluida

$$V = \frac{q_f}{A} = \frac{0,0303 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0051 \text{ ft}^2} = 2,498 \text{ ft/s}$$

d. Menghitung bilangan Reynold

Bilangan Reynold (N_{re})

$$N_{re} = \frac{\rho IDv}{\mu} \quad (\text{Foust, 1960})$$

Dalam hubungan ini :

ID : diameter dalam

V : kecepatan linier (ft/s)

ρ : densitas larutan (lb/ft^3)

μ : viskositas fluida ($\text{lb}/\text{ft sec}$)

$$N_{re} = \frac{59,506 \times 0,2557 \times 0,594}{0,000168}$$

$$= 53783,142 \text{ (Nre} > 3000, \text{ maka aliran turbulen)}$$

b. Menghitung faktor friksi dalam pipa (f)

Dari Tabel 5.2 Coulson and Richard, untuk pipa *commercial steel* dengan D nominal 3,5 in, diperoleh harga $\epsilon/D = 0,0005$

Dari Fig.5.7 Coulson and Richard, untuk $Nre = 53783,142$ dan $\epsilon/D = 0,0005$, diperoleh harga faktor friksi, $f = 0,0155$

c. Menghitung panjang ekuivalen pipa (Le)

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d, Hal, 718, Foust direncanakan sistem pemipaan terdiri dari :

Komponen	Jumlah	L/D	Le (ft)
Pipa lurus horizontal	3	-	49,21
Pipa lurus vertical	2	-	32,81
Elbow standart 90 °C	3	50	20,13
Gate valve (fully open)	1	13	1,744
Globe valve (half open)	1	450	60,38
Sharp edged entrance (k = 0,5)	1	25	3,35
Sharp edged exit (k = 1)	1	45	6,04
HE-01	1	12638,13	1695,62
Jumlah			1869,27

Jadi panjang ekivalen = 1869,28 ft

d. Menghitung energi yang hilang karena gesekan

Kehilangan energi akibat gesekan dapat dihitung dengan persamaan *D'archy (friction head)*.

Maka, Persamaan Fanning:

$$\sum f = \frac{f.v^2.\sum Le}{2.g.c.ID} \quad \text{(Foust,1960)}$$

f = factor friksi

ID = inside diameter (ft)

V = laju alir rata-rata (ft/s)

Gc = *gravitational conversion* = 32,174 ft.lbm/lbf.s

$$\sum_f = \frac{f.v^2.\sum Le}{2.gc.ID} = \frac{0,00275 \times 2,498 \times 1869,27}{2 \times 32,174 \times 0,17225}$$
$$= 0,621 \text{ lbf/ft}^2$$

4. Menghitung Tenaga Pompa

Tenaga pompa dihitung dengan persamaan Bernoulli :

$$E1 + \frac{Z1.g}{gc} + \frac{V1^2}{2.agc} + \frac{P1}{\rho} + Q - \sum F - W_f = E2 + \frac{Z2.g}{gc} + \frac{V2^2}{2.agc} + \frac{P2}{\rho}$$

a. Menghitung velocity head ($\frac{V1^2}{2.agc}$)

V1 = Kecepatan linier fluida pada titik 1

V2 = Kecepatan linier fluida pada titik 2

Karena kecepatan linier cairan pada titik 1 dan titik 2 relatif sama, maka

$V_1 = V_2$, dan $V_1 - V_2 = 0 \text{ ft/s}$

$$\frac{V1^2}{2.agc} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

b. Menghitung potensial head ($\Delta Z \times g/gc$)

Direncanakan: $Z1 = 1,24 \text{ m} = 4,0682 \text{ ft}$,

$Z2 = 15,24 \text{ m} = 50 \text{ ft}$

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = (50 - 4,0682) \times \frac{32,2}{32,174} = 45,969 \text{ lbf.ft/lbm}$$

c. Menghitung pressure head $\Delta P/\rho$

Direncanakan : $P_1 = 1 \text{ atm} = \text{tekanan cairan di dalam mixer}$

$$= 2116,23 \text{ lbf/ft}^2$$

$P_2 = 8 \text{ atm} = \text{tekanan cairan dalam vaporizer}$

$$= 16929,73 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{16929,73 - 2,1163}{0,028} = 26,867 \text{ ft.lbf/lbm}$$

d. Menghitung total head (-Wf)

$$\begin{aligned} -Wf &= \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{V_1^2}{2 \cdot a \cdot g_c} + \sum F \\ &= 26,867 + 45,969 + 0 + 0,621 \\ &= 295,532 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

5. Menghitung BHP pompa

Kapasitas pompa = $0,030288 \text{ ft}^3/\text{s} = 13,5942 \text{ gal/menit}$

P teoritis = $q \times Wf$ (Tenaga pompa teoritis)

Dalam hubungan ini q = kapasitas pompa (lb/ft)

Dari Fig 7.11 Stanley M, Walas (1990), untuk kapasitas 13,5942 gal/menit diperoleh efisiensi pompa 80%.

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{q \times \rho \times (-Wf)}{550 \times \eta} \\ &= \frac{0,030288 \times 59,506 \times 295,532}{550 \times 0,8} \\ &= 0,77 \text{ HP} \sim 1 \text{ HP} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tenaga pompa yang diperlukan} &= \frac{\text{Paktual}}{\eta_m} \\ &= 0,968 \text{ HP} \end{aligned}$$

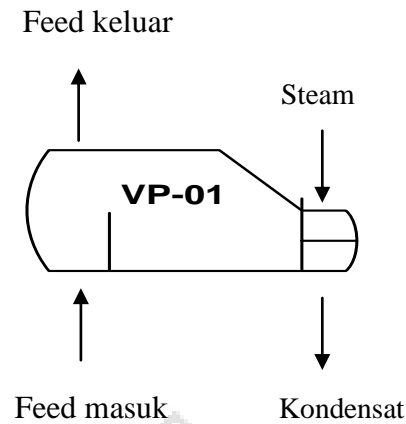
Dipakai power standart = 1 HP

RESUME

Kode	: P-01
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku Benzena dari tangki (T-01) ke vaporizer (V-01)
Type	: <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	: 13,5942 gal/menit
Bahan konstruksi	: <i>Commercial Steel</i>
Daya pompa	: 1 HP
Ukuran pipa	
D nominal	: 3 in
ID	: 3,068 in
OD	: 3,5 in



3. VAPORIZER



Kode : VP-01

Fungsi : Menguapkan umpan benzena

Tujuan : - Menentukan tipe vaporizer yang digunakan

- Menentukan bahan konstruksi vaporizer
- Menentukan aliran fluida panas dan dingin
- Menentukan dimensi vaporizer
- Menghitung faktor kekotoran
- Menghitung *pressure drop* di shell dan di tube

a. Menentukan tipe vaporizer yang digunakan

Dalam perancangan ini dipilih vaporizer jenis shell and tube dengan pertimbangan:

- *Pressure drop* rendah
- *Heat transfer coefficient* rendah
- Luas permukaan perpindahan panas besar
- Harga relatif murah dibandingkan *forced circulation*

b. Menentukan bahan konstruksi vaporizer

Dalam rancangan ini digunakan bahan konstruksi *Carbon Steel SA 283 grade C* dengan pertimbangan :

- Material dalam proses tidak korosif
- Strukturnya kuat
- Harga relatif murah dibandingkan *Carbon Steel grade A*

c. Menentukan fluida panas dan dingin

Dalam rancangan ini ditentukan :

- Fluida dingin (bahan baku benzene) di shell karena laju alirnya lebih besar daripada laju alir steam.
- Fluida panas (steam) di tube karena laju alirnya lebih kecil daripada laju alir benzene.

d. Menentukan dimensi vaporizer

Dari data neraca panas diperoleh :

Beban panas = 2642,8062 kJ/jam
= 2504,8970 Btu/jam

Fluida panas = steam (tube)

$T_{in} = 184\text{ }^{\circ}\text{C} = 363,2\text{ }^{\circ}\text{F}$

$T_{out} = 184\text{ }^{\circ}\text{C} = 363,2\text{ }^{\circ}\text{F}$

$W_t = 916,492\text{ kg/jam}$

$= 2020,52\text{ lb/jam}$

Fluida dingin = benzene (shell)

$T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$

$T_{out} = 164\text{ }^{\circ}\text{C} = 327,2\text{ }^{\circ}\text{F}$

$W_s = 34870,8\text{ kg/jam} = 15817,1\text{ lb/jam}$

1. Menghitung Δt

Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)	Suhu	Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)
363,2	suhu tinggi	327,2
363,2	suhu rendah	86

LMTD = 118,4 $^{\circ}\text{F}$

2. Menentukan harga koefisien perpindahan panas keseluruhan

Dari Tabel 8 Kern hal 840, untuk sistem perpindahan panas antara steam dengan *light organic* memiliki harga $U_D = 100 - 200 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$.

Dalam perancangan ini dipilih harga $U_D = 103 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$.

3. Memilih jenis ukuran pipa

Dari tabel 10 Kern hal 843, dipilih pipa dengan kriteria :

- OD = $\frac{3}{4}$ in
- BWG = 16
- ID = 0,620 in
- $a_0 = 0,1963 \text{ ft}^2$
- $a't = 0,302 \text{ in}^2$

Direncanakan panjang tube $L = 16 \text{ ft}$

4. Menghitung luas permukaan perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD} = 168,7 \text{ ft}^2$$

5. Menghitung jumlah tube

$$Nt = \frac{A}{L \times a_0} = \frac{168,7}{16 \times 0,1963} = 53,7046 \approx 54$$

Dengan Tabel 9 Kern hal 842 dipilih tube dengan kriteria :

- $N_t = 54$
- $OD = 1 \text{ in}$
- $ID \text{ shell} = 13 \frac{1}{4} \text{ in}$
- $Pitch = 6 \text{ in triangular}$
- $Passes =$

6. Mengoreksi harga UD

$$A_{\text{terkoreksi}} = N_t \times L \times a_o$$

$$= 54 \times 16 \times 0,1963$$

$$= 169,603 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A_{\text{terkoreksi}} \times LMTD}$$

$$= 103,431 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

7. Fluida dingin (benzene), shell

- Menghitung *flow area*

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pr}$$

$$B = 23,25 \text{ in}$$

$$C' = PT - OD = 1 - \frac{3}{4} = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{3,25 \times 0,25 \times 23,25}{144 \times 1} = 0,131 \text{ ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa dalam shell

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} = \frac{26004,8330}{0,131} = 198230,7707 \text{ lb / jam.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold dalam shell

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,0608 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28 Kern})$$

$$\text{Pada } t = 420,3 \text{ } ^\circ\text{F}, \mu = 0,1 \text{ cp} = 0,242 \text{ lb/jam.ft} \quad (\text{Fig. 14 Kern})$$

Maka :

$$Re_s = \frac{0,006 \times 198230,7707}{0,242} = 49148,1250$$

- Menghitung h_o

$$j_h = 130 \quad (\text{Fig. 28 Kern})$$

$$k = 0,087 \text{ Btu/(jam)(ft)}^2 \text{ (} ^\circ\text{F/ft)} \quad (\text{Tabel 4 Kern})$$

$$c = 0,53 \text{ Btu/lb.} ^\circ\text{F} \quad (\text{Fig. 2 Kern})$$

$$h_o = j_H \times \left(\frac{k}{De} \right) \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 130 \times \left(\frac{0,087}{0,06} \right) \times \left(\frac{0,53 \times 0,242}{0,087} \right)^{1/3}$$

$$= 214,5369 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{.} ^\circ\text{F}$$

8. Fluida panas (steam), tube

- Menghitung *flow area*

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n} = \frac{54 \times 0,302}{144 \times 1} = 0,11325 \text{ ft}^2$$

- Menghitung kecepatan massa dalam pipa

$$Gt = \frac{Wt}{at} = \frac{2020,52}{0,11325} = 17841,23 \text{ lb / jam.ft}^2$$

- Menghitung bilangan Reynold dalam tube

$$Re_t = \frac{Dt \times Gt}{\mu}$$

$$Dt = \frac{0,62}{12} = 0,0517 \text{ ft}$$

Pada $t = 363,2 \text{ } ^\circ\text{F}$, $\mu = 0,015 \text{ cp} = 0,036 \text{ lb/jam.ft}$ (Fig. 15 Kern)

Maka :

$$Re_t = \frac{0,0517 \times 17841,23}{0,036} = 25407,847$$

- Menghitung hio

Untuk *condensing steam* hio = 1500 Btu/jam.ft².⁰F

9. Menghitung *clean overall coefficient*

$$U_c = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1500 \times 214,5369}{1500 + 214,5369} = 187,692 \text{ Btu/(jam) (ft}^2 \text{)} \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. Menghitung faktor kekotoran

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{187,692 - 131,557}{187,692 \times 131,557} = 0,0023$$

Untuk *light organic* Rd min = 0,001

Rd perhitungan > Rd min, jadi memenuhi syarat. Rd perhitungan > Rd min , jadi memenuhi syarat. Jika Rd perhitungan lebih besar dari Rd minimum maka *life time*

HE dalam memindahkan panas akan semakin baik (waktu pembersihannya akan lebih lama).

b. Menghitung *pressure drop*

- Tube

Untuk $Re = 25407$

$$F = 0,00021 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig. 26 Kern})$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{\frac{1}{2} \times ft.Gt^2.L.n}{5,22 \times 10^{10}.De.s\phi t}$$

$$\Delta P_t = 0,0002 \text{ psi}$$

$$\frac{V^2}{2g} = 0,01553 \quad (\text{fig. 27 Kern})$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 1}{1} \times (0,01553) = 0,0621$$

$$\Delta P_{total} = \Delta P_t + \Delta P_r = 0,0002 + 0,0621 = 0,0623 \text{ psi}$$

ΔP di tube yang diijinkan untuk steam 2 psi, $\Delta P_t < 2$ psi jadi memenuhi syarat.

- Shell

Untuk $Re = 49148,125$

$$f = 0,0028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig. 29. Kern})$$

$$\rho = 59,506 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

$$s = 0,952$$

Menghitung ΔP_s :

$$(N + 1) = 12 \left(\frac{L}{B} \right) = 12 \left(\frac{16}{23,25} \right) = 8,25 \approx 9$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G s^2 \cdot D s \cdot (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot D e \cdot s \cdot \phi s}$$

$$\Delta P_s = 0,295 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = 0,0163 \text{ psi}$$

$$\Delta P \text{ total} = \Delta P_s + \Delta P_r = 0,295 + 0,0163 = 0,311 \text{ psi}$$

ΔP di shell yang diijinkan untuk cairan 10 psi, $\Delta P_s < 10$ psi jadi memenuhi syarat.



RESUME

Nama : Vaporizer
Kode : VP-01
Fungsi : menguapkan umpan Benzene
Material Konstruksi : Carbon steel SA 283 grade C

Shell side

ID : 13 1/4 in

Jumlah *pass* : 1

ΔP : 0,311 psi

Tube side :

OD : 3/4 in

ID : 0,62 in

BWG : 16

Pitch : 6 in

Susunan : *Triangular pitch*

Jumlah *pass* : 1

Jumlah tube : 54

Panjang tube : 16 ft

ΔP : 0,0002 psi

Uc : 187,692 Btu/(hr)(ft²)(°F)

Ud : 131,557 Btu/(hr)(ft²)(°F)

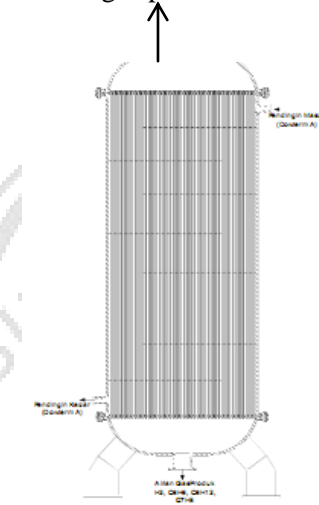
Rd : 0,0023 (hr)(ft²)(°F)/Btu

4. REAKTOR

Tugas : Mereaksikan benzena fase gas dengan gas hidrogen menjadi cyclohexane.

Tipe alat : *Fix bed multitube* dengan katalis Raney Nikel.

Aaliran gas produk



Kondisi operasi reaktor :

- Non adiabatis, non isothermal
- $P = 30 \text{ atm}$
- $T = 204^{\circ}\text{C} = 477 \text{ K}$.

(Us patent 3622645)

A. Alasan Pemilihan Reaktor

Menurut Hill, 1950, pada proses pembuatan *cyclohexane* dengan proses hidrogenasi benzena digunakan reaktor jenis fix bed multitube dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat
- Menggunakan katalis yang berumur panjang (Ni), yaitu 3 – 5 tahun

Reaksi sangat eksotermis sehingga perlu luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin bisa optimal.

- *Pressure drop* gas pada fix bed lebih kecil jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed.
- Kehilangan katalis termasuk kecil jika dibandingkan dengan fluidized bed
- Pengendalian suhu relatif lebih mudah jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed
- Tidak perlu pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- Konstruksi reaktor lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized sehingga biaya pembuatan, operasional, dan perawatannya relatif mudah.

B. Menentukan Jenis Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah *dowtherm A*. Pendingin ini dipilih karena memiliki rentang suhu : 15°C – 400°C.

C. Menentukan Kondisi Umpan

1. Menghitung berat molekul umpan

$$BM \text{ campuran} = \Sigma (BM_i \cdot y_i) \dots \dots \dots (4-1)$$

Keterangan :

Bmi = berat molekul komponen i, kg/kmol

yi = fraksi mol gas i

Berat Molekul Umpan

Komponen	kmol	yi	BMi	yi * BMi
H ₂	236,5383	0,7776	2	1,5553
C ₆ H ₆	67,5827	0,2222	78	17,3301
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	84	0,0000
C ₇ H ₈	0,0574	0,0002	92	0,0173
Total	304,1783	1,0000		18,9027

BM_{campuran umpan} = **18,9027 kg/kmol**

2. Menghitung densitas umpan

$$\rho = \frac{BM_{camp} \cdot P}{Z \cdot R \cdot T} \dots\dots\dots(4-2)$$

Keterangan :

P = tekanan umpan masuk = 30 atm

R = 0,0821 atm m³/kmol K

T = suhu umpan masuk = 477,15 K

Z = faktor kompresibilitas gas umpan

- Menentukan kompresibilitas gas umpan

$$Pc' = \sum P_{ci} \cdot Y_i$$

$$Pr = P/Pc'$$

$$Tc' = \sum T_{ci} \cdot Y_i$$

$$Tr = T/Tc'$$

$$Z = Z^0 + (\omega \cdot Z^1)$$

Data Densitas Umpan

Komponen	kmol	Yi	Tc (K)	Tc'=(Tci.Yi)	Pc (atm)	Pc'=Pci.Yi
H ₂	236,5383	0,7776	33,1800	25,8018	12,9583	10,0768
C ₆ H ₆	67,5827	0,2222	562,1600	124,9014	48,3395	10,7401
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	553,5400	0,0000	40,2171	0,0000
C ₇ H ₈	0,0574	0,0002	591,7900	0,1116	40,5527	0,0076
Total	304,1783	1,0000	1740,6700	150,8147	142,0676	20,8245

Komponen	ω	$\omega_i \cdot Y_i$
H ₂	-0,2160	-0,1680
C ₆ H ₆	0,2110	0,0469
C ₆ H ₁₂	0,2120	0,0000
C ₇ H ₈	0,2640	0,0000
Total	0,4710	-0,1210

$$Tr = \frac{477,15 K}{150,8147 K} = 3,1638$$

$$Pr = \frac{30}{20,8245} = 1,4406$$

$$\omega = -0,142$$

Dengan persamaan “Pitzer Correlation” Smith Van Ness edisi 3 halaman 88 persamaan 3-39

$$Z = Z^0 + \omega Z'$$

Dari gambar 3-12 dan 3-13 diperoleh $Z^0 = 1,009$ dan $Z' = 0,09$

Sehingga $Z = 0,9981$

$$\begin{aligned} \text{Densitas gas umpan } (\rho) &= \frac{P \cdot BM}{Z \cdot R \cdot T} \\ &= \frac{30 \cdot 18,9027}{0,9981 \cdot 0,0821 \cdot 477,15} \\ &= 14,5034 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

3. Menghitung Viskositas Umpan (μg)

Untuk menghitung viskositas umpan digunakan persamaan yang diperoleh dari Yaws, 1999, yaitu :

$$\mu_{gi} = A + BT + CT^2$$

A, B, C = Konstanta

T = suhu umpan, K

$$\mu_{gi \text{ campuran}} = (\sum X_i/\mu_{gi})^{-1} \dots\dots\dots(4-3)$$

Data Viskositas Umpan

Komponen	kg/Jam	xi	μ_{gi}	x_i/μ_{gi}
H ₂	473,0765	0,0823	121,4462	0,0007
C ₆ H ₆	5271,4507	0,9168	120,4321	0,0076
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	109,3719	0,0000
C ₇ H ₈	5,2767	0,0009	112,2657	0,0000
Total	5749,8040	1,0000		0,0083

$$\begin{aligned} \mu_{gi \text{ campuran}} &= 1/(x_i/\mu_{gi}) \\ &= 1/ 0,0083 \\ &= 120,5068 \text{ micropoise} \\ &= 1,21E-05 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

4. Menghitung Konduktivitas Panas (K_G)

$$K_G = A + BT + CT^2$$

K_G = konduktivitas gas, W/m K

A, B, C = konstanta

K_G = suhu umpan, K

$$K_G \text{ umpan} = \sum(K_G.x_i)$$

Data Konduktivitas Panas Umpan

Komponen	kg/jam	xi	Kgi	xi*kgi
H ₂	473,0765	0,0823	0,2437	2,01E-02
C ₆ H ₆	5271,4507	0,9168	0,0266	2,44E-02
C ₆ H ₁₂	0,0000	0,0000	0,0233	0,00E+00
C ₇ H ₈	5,2767	0,0009	0,0283	2,60E-05
Total	5749,8040	1,0000		0,0445

$$K_{G \text{ umpan}} = 0,0445 \text{ W/m K}$$

Menghitung Kecepatan Volumetrik dan konsentrasi

$$v = \frac{W}{\rho}$$

Massa umpan masuk dalam reaktor adalah 5749,8 kg/jam

$$v = 5749,8 \text{ kg/jam} / 14,5034 \text{ kg/m}^3 = 399,8027 \text{ m}^3/\text{jam} = 399802,7 \text{ lt/jam}$$

$$C_{B_0} = 67,58 \text{ kmol/jam} / 399,8027 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,169 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{H_0} = 236,54 \text{ kmol/jam} / 399,8027 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,592 \text{ kmol/m}^3$$

Konversi Benzena = 99,9%

$$\text{Benzena yang bereaksi} = C_{B_0} \cdot x = 0,169 \times 99,9\%$$

$$= 0,1688 \text{ kmol/m}^3$$

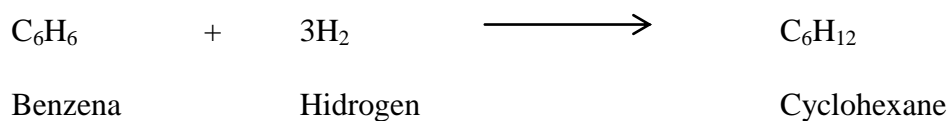
$$\text{Sehingga } C_g = C_{g_0} - C_{g_0 \cdot x}$$

$$= 0,169 - 0,1688$$

$$= 0,000169 \text{ kmol/m}^3$$

D. Menyusun Neraca Massa dan Neraca Panas pada Elemen Volume

Reaksi yang terjadi :



Misal :

A = Benzena

B = Hidrogen

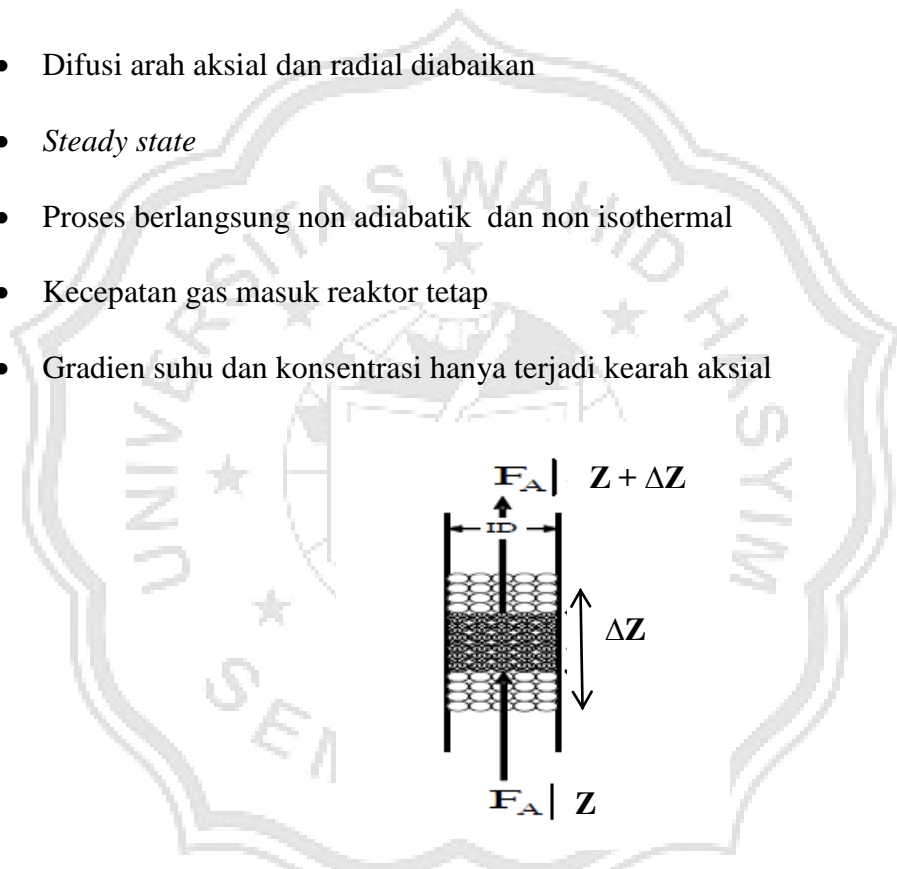
E = Cyclohexane

Ditinjau : suatu elemen volume dalam reaktor

1. Neraca Massa Benzena Fase Gas Pada Elemen Volume Tube

Asumsi :

- Difusi arah aksial dan radial diabaikan
- *Steady state*
- Proses berlangsung non adiabatik dan non isothermal
- Kecepatan gas masuk reaktor tetap
- Gradien suhu dan konsentrasi hanya terjadi ke arah aksial



Gambar D.2. Skema aliran gas dalam tube

Elemen volume pada tube : $\pi/4 \times ID^2 \times \Delta Z$

$$= A \times \Delta Z$$

$(Rate\ of\ mass\ input) - (Rate\ of\ mass\ output) - (Rate\ of\ mass\ reaction) = (Rate\ mass\ accumulation)$ $V_t C_B$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A \cdot W) = \frac{d(V_t \cdot \epsilon \cdot C_B)}{dt}$$

$$W = V_t \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)$$

$$V_t = A \cdot \Delta Z$$

$$= \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \Delta Z$$

$$W = \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)$$

Harga-harga tersebut dimasukkan ke dalam persamaan neraca massa, diperoleh :

$$F_A' |_{z} - F_A' |_{z+\Delta Z} - (-r_A \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)) = \frac{d(V_t \cdot \varepsilon \cdot C_B)}{dt}$$

Asumsi : aliran steady state, sehingga $\frac{d(V_t \cdot \varepsilon \cdot C_B)}{dt} = 0$

$$F_A' |_{z} - F_A' |_{z+\Delta Z} - (-r_A \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \Delta Z \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)) = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan ΔZ , sehingga :

$$\frac{F_A' |_{z+\Delta Z} - F_A' |_{z}}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_A' |_{z+\Delta Z} - F_A' |_{z}}{\Delta Z} = -(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)$$

$$\frac{dF_A'}{dz} = -(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon)$$

Untuk Nt tube :

$$\frac{dF_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon) \cdot Nt$$

$$F_A = F_{A0} \cdot (1-X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

$$\frac{dF_A}{dz} = -F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz}$$

Sehingga :

$$-F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} = -(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon) \cdot Nt$$

$$F_{A0} \cdot \frac{dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon) \cdot Nt$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi/4 \cdot (ID)^2 \cdot \rho \cdot (1-\varepsilon) \cdot Nt}{F_{A0}} \dots\dots\dots(4-5)$$

Keterangan :

W = massa katalis, kg

ρ = densitas katalis, kg/m³

ϵ = porositas tumpukan katalis, m³/m³

V_t = elemen volume tube, m³

ID = diameter dalam tube, m

F_{A'} = kecepatan alir benzena untuk satu tube

F_{A0} = laju alir umpan benzena masuk reaktor, kmol/jam

N_t = jumlah tube

(-r_A) = kecepatan reaksi benzena kmol/kg_{katalis} jam

$\frac{dX_A}{dZ}$ = konversi tiap increment panjang tube

2. Persamaan Kecepatan Reaksi yang Digunakan

$$-r_A = \frac{k \cdot K_B \cdot P_B \cdot P_{H_2}}{(1 + K_B \cdot P_B) \cdot (P_{H_2} \cdot P_B)}$$

Persamaan konstanta kecepatan reaksinya adalah :

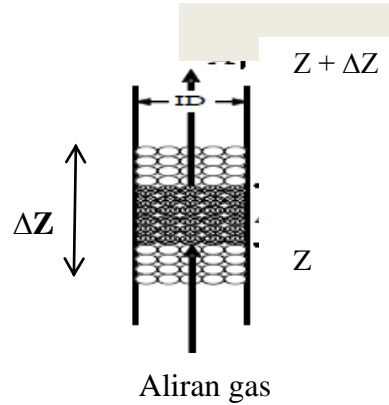
$$k = 5,736 \times 10^4 \exp \frac{-12000}{RT}, \text{ (mol of B)/ (g) (h)}$$

$$k = 1,05 \times 10^{-1} \exp \frac{-6000}{RT}, \text{ /torr}$$

$$P_B = \frac{F_A}{F_T} \cdot P_{tot} \dots\dots\dots(4-6)$$

$$P_{H_2} = \frac{F_C}{F_T} \cdot F_{tot} \dots\dots\dots(4-7)$$

3. Neraca Panas Pereaksi Pada Elemen Volume Fase Gas



Gambar D.3 Skema aliran gas dan aliran pendingin dalam tube

(Rate of input) – (Rate of output) – (Rate of reaction) = (Rate of accumulation)

$$\sum Q|_z - \sum Q|_{z+\Delta Z} + U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). W = \frac{d(m.cp.T)}{dt}$$

Asumsi : aliran steady state, sehingga $\frac{d(m.cp.T)}{dt} = 0$

$$\sum Q|_z - \sum Q|_{z+\Delta Z} + U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). W = 0$$

$$\sum Q|_z - \sum Q|_{z+\Delta Z} + U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). \frac{\pi}{4} (ID)^2. \Delta Z. \rho. (1-\epsilon) = 0$$

$$\frac{\sum Q|_{z+\Delta Z} - \sum Q|_z}{\Delta Z} = U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). \frac{\pi}{4} (ID)^2. \Delta Z. \rho. (1-\epsilon)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{\sum Q|_{z+\Delta Z} - \sum Q|_z}{\Delta Z} = U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). \frac{\pi}{4} (ID)^2. \Delta Z. \rho. (1-\epsilon)$$

$$\sum \frac{dQ_i}{dZ} = U d. \pi. ID. \Delta Z (T - T_p). Nt - \Delta H_R. (-r_A). \frac{\pi}{4} (ID)^2. \Delta Z. \rho. (1-\epsilon)$$

$$\sum \frac{dX_A}{dZ} = \frac{(r_A) \frac{\pi}{4} (ID)^2 \rho. (1-\epsilon). Nt}{F_{A0}}$$

Sehingga :

$$\sum F_i . Cp_i. \frac{dT}{dZ} = U d. \pi. ID. (T - T_p). Nt - \Delta H_R. F_{A0}. \frac{dX}{dZ}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{U d. \pi. ID. (T - T_p). Nt - \Delta H_R. F_{A0}. \frac{dX_A}{dZ}}{\sum F_i. Cp_i} \dots \dots \dots (4.8)$$

Dengan :

$$(\Delta H_R) = \Delta H_f^O + \Delta H_{\text{produk}} + \Delta H_{\text{Reaktan}}$$

$$\Delta H_f^O = \text{panas reaksi pada keadaan standar (298 K)}$$

$$\Delta H_{\text{produk}} = \int C_p \text{ produk } dT$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \int C_p \text{ reaktan } dT$$

Keterangan :

F_i = laju alir umpan masuk reaktor, kmol/jam

C_{p_i} = kapasitas panas komponen, kJ/kmol K

ΔH_R = panas reaksi

U_d = koefisien perpindahan panas *overall*, kJ/jam m³ K

ID = diameter dalam tube, m

T_p = suhu pendingin, K

4. Neraca Panas Pendingin Pada Elemen Volume

Rate of input – Rate of output = Rate of accumulation

$$M_p \cdot C_{p_p} \cdot (T_p - T_r)|_z - M_p \cdot C_{p_p} \cdot (T_p - T_r)|_{z+\Delta z} + N_t \cdot U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p) = \frac{d(M_p \cdot C_{p_p} \cdot T_r)}{dT}$$

Asumsi : Aliran *steady state*, sehingga $\frac{d(M_p \cdot C_{p_p} \cdot T_r)}{dT} = 0$

$$M_p \cdot C_{p_p} \cdot (T_p - T_r)|_z - M_p \cdot C_{p_p} \cdot (T_p - T_r)|_{z+\Delta z} + N_t \cdot U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$M_p \cdot C_{p_p} \cdot \frac{(T_p - T_r)|_{z+\Delta z} - (T_p - T_r)|_z}{\Delta Z} = N_t \cdot U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} M_p \cdot C_{p_p} \cdot \frac{(T_p - T_r)|_{z+\Delta z} - (T_p - T_r)|_z}{\Delta Z} = N_t \cdot U_d \cdot \pi \cdot OD \cdot \Delta Z \cdot (T - T_p)$$

Sehingga :

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{N_t \cdot U_d \cdot \pi \cdot OD}{M_p \cdot C_{p_p}} (T - T_p) \dots \dots \dots (4-9)$$

Keterangan :

ρ_{bulk} = densitas bulk katalis, kgkat/m³

- Nt = jumlah tube
- C_{pp} = kapasitas panas pendingin, kJ/kmol.K
- U_d = koef. Transfer panas overall, Kj/m².jam.K
- OD = diameter luar tube, m
- M_p = massa pendingin, kg/jam
- T = suhu gas umpan, K
- T_p = suhu pendingin, K

5. Menghitung Pressure drop Sepanjang Tube

Pressure drop pada pipa berisi katalisator dapat didekati dengan persamaan Ergun (Fogler, 1999).

$$\frac{dP}{dz} = \frac{G}{D_{pg}} \chi \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \chi \left[\frac{150 \chi (1-\varepsilon) \mu}{D_p} + 1,75G \right] \dots\dots\dots(4-10)$$

Keterangan :

- dP = *pressure drop*, lb/ft
- Dz = tebal tumpukan katalisator, ft
- G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, lb/j.ft²
- ρ = densitas gas, lb/ft³
- D_p = diameter ekivalen katalisator, ft
- g = konstanta kecepatan gravitasi bumi, ft/jam²
- ε = porositas tumpukan katalis
- μ = viskositas gas, lb/jam/ft

6. Penentuan harga U_d

Karena digunakan *multitube olug flow reactor* maka perpindahan panas didekati dengan shell and tube heat exchanger.

Nilai Ud dicari dengan cara berikut ini :

- Asumsi nilai Ud dari rentang nilai pada tabel 8 Kern

Fluida Panas : Light Organics

Fluida dingin : Heavy Organics

Sehingga rentang nilai Ud : 10-40 Btu/ft².F.hr

Asumsi Ud = 17 Btu/ft².hr

- Menentukan luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T_{LMTD}} \quad (\text{Kern, pers.5.13})$$

Dari neraca panas reaktor diperoleh nilai Q = 15767035,3718 btu/jam

Dipilih aliran co current karena ΔT_{LMTD} nya lebih besar dibandingkan aliran counter current sehingga perpindahan panasnya lebih besar.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad \text{Kern, pers 5.14}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 255,406 \text{ F}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{11.540.611,481 \text{ btu/jam}}{16,7 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam} \times 157,84 \text{ F}}$$
$$= 3631,37 \text{ ft}^2$$

- Memilih spesifikasi tube (Tabel 10, Kern)

- Diameter luar tube (Odt) : 1,5 in
- No BWG : 14
- Diameter dalam tube (Idt) : 1,33 in
- Flow Area per tube (a't) : 1,40 in²
- Surface per lin ft (A₀) : 0,3925 ft²/ft

- *Nominal pipe size (L)* : 12 ft
- *Pitch* : 1 9/16 in
- *Susunan tube* : Triangular

Susunan tube yang dipilih adalah *triangular patch*, dengan alasan :

- Turbulensi yang terjadi pada segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susunan bujur sangkar, karena fluida yang mengalir diantara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa pada deretan berikutnya.
- Koefisien perpindahan panas konveksi (h) pada susunan segitiga 25% lebih tinggi dibandingkan dengan susunan bujur sangkar.
- Jumlah tube yang dapat ditempatkan di dalam ukuran shell yang sama dengan susunan bujur sangkar dapat lebih banyak.

- Menghitung jumlah tube (Nt)

$$Nt = \frac{A}{L \cdot A_0}$$

$$Nt = \frac{3631,37 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,3925 \text{ ft}^2 / \text{ft}}$$

$$\text{Diperoleh jumlah tube (Nt)} = 771 \text{ buah}$$

- Koreksi Harga A

$$A' = Nt \cdot A_0 \cdot L$$

$$A' = 771 \times 0,3925 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 12 \text{ ft}$$

$$A' = 3631,37 \text{ ft}^2$$

- Koreksi Harga Ud

$$Ud = \frac{Q}{A \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$Ud = \frac{15767035,3718 \text{ btu/jam}}{3631,37 \text{ ft}^2 \times 255,4 \text{ F}}$$

Diperoleh harga $U_d = 17 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{hr}$

7. Koefisien Perpindahan Panas

- Sisi Tube

a. Luas penampang total, $a_t = N_t a' t/n, \text{ m}^2$ (Kern, pers.7.48)

b. *Flow rate*, $G_t = W/a_t, \text{ kg/jam m}^2$

Koefisien transfer panas pada lapisan fil didalam tube, $\text{kJ/jam m}^2 \text{ K}$ (Kern, pers 6.2)

$$h_i = 0,027 \left(\frac{IDT \cdot G_t}{\mu \cdot t} \right)^{0,8} \left(\frac{C_{pt} \cdot \mu t}{Kt} \right)^{1/3} \left(\frac{Kt}{IDT} \right) \left(\frac{\mu t}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

c. Koefisien transfer panas lapisan film dalam tube yang disetarakan dengan luar tube, $\text{kJ/jam m}^2 \text{ K}$ (Kern, pers 6.5)

$$h_{io} = h_i \frac{IDT}{ODT}$$

keterangan :

h_i = koef. Perpindahan panas dalam tube, $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$

G_t = kecepatan massa gas, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

$A' t$ = luas area per tube, m^2

N_t = jumlah tube

n = jumlah *pass tube*

W = flow rate reaktan, kg/jam

IDT = diameter dalam tube, m

ODT = diameter luar tube, m

C_{pt} = kapasitas panas fluida dalam tube, kJ/kg K

μt = viskositas fluida dalam tube, kg/m jam

Kt = konduktivitas panas fluida dalam tube, kJ/m jam K

$\mu t / \mu_w$ diasumsikan =1

- Sisi shell

- a. Clearance, $C' = PT - ODT$, m
- b. Luas penampang aliran dalam shell, $a_s = ID_s C'B/Pt ns$, m^2 (Kern, pers. 7.1)
- c. *Flow rate per rate*, $G_s = W p/as$, $kg/jam m^2$ (Kern, pers 7.2)
- d. Koefisien transfer panas pada lapisan film di luar tube, $kJ/jam m^2K$ (Kern, hal 137)

$$h_o = 0,36 \left(\frac{De.Gs}{\mu_s} \right)^{0,55} \left(\frac{Cps.\mu_s}{Ks} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Ks}{De} \right) \cdot \left(\frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

- e. Koefisien transfer panas bersih, $U_c = (h_o \cdot H_o) / (h_o + h_o)$, $kJ/jam m^2K$ (Kern, pers 6.38)

Dari tabel 12 Kern diperoleh nilai R_d untuk organic liquid = $0,003 hr.ft^{20}F/Btu$

Keterangan :

- De = diameter ekivalen pipa, m
- G_s = kecepatan aliran pendingin di dalam *shell*, $kg/m^2.jam$
- h_o = koefisien transfer panas diluar *tube*, $kJ/jam.m^2. K$
- K_p = konduktivitas panas pendingin $kJ/m. K$
- μ_p = viskositas pendingin, $kg/jam.m$
- PT = jarak antar pusat *tube*, m
- ID_s = diameter dalam *shell*, m
- B = Jarak antar *baffle*, m
- R_d = *dirt factor*, $jam m^2 K/kJ$
- Cps = kapasitas panas fluida dalam shell, $kJ/kg K$
- K_s = Konduktivitas panas fluida dalam shell, $kJ/m jam K$
- N_s = jumlah *pass shell*

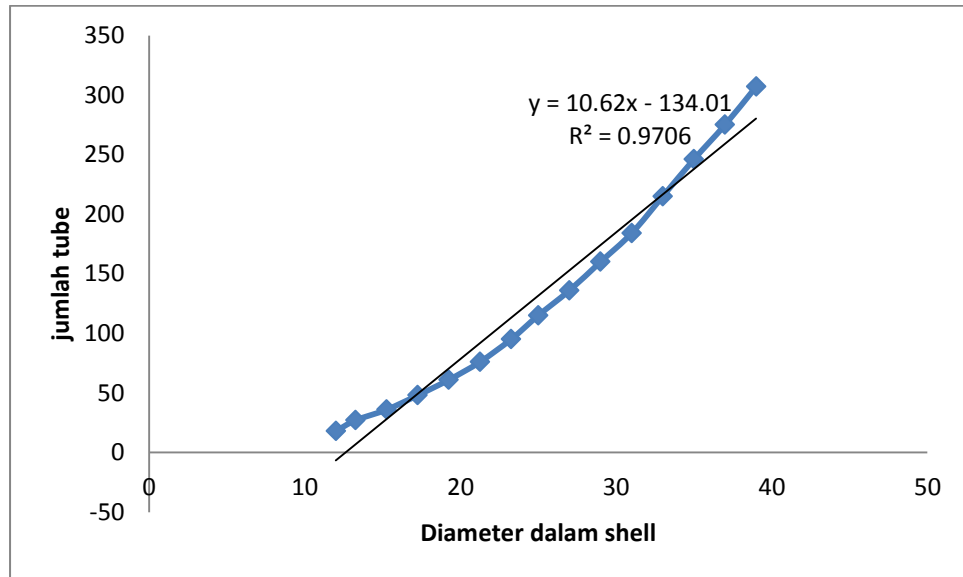
E. Menentukan Dimensi Shell

- Diameter dalam shell (ID_s)

Dari tabel 9, *Appendix* Kern untuk :

ODT = 1,5 in

Pitch = 1 9/16 in



Gambar D. Grafik hubungan antara diameter shell dengan jumlah tube

Dari gambar diatas diperoleh persamaan :

$$y = 10,62x - 134,01$$

dengan: y = jumlah tube

x = diameter dalam shell, in

Dari grafik diatas, dengan jumlah tube (N_t) = 771 buah, diperoleh diameter dalam shell (IDs) = 85 in

- Menghitung tebal shell (Brownell, pers 13-1, page 254)

$$T_s = \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Direncanakan shell terbuat dari SA 167 grade 100 (25 Cr – 20 Nickel)

(Brownell page: 342)

1. Pressure shell dengan tekanan tinggi

2. Suhu < 1000 F

Spesifikasi :

1. Faktor keamanan diambil = 20%
2. P desain = 30 atm = 14,69 psi x 1,2
= 529,1 psi
3. Tekanan yang diizinkan (f) = 18500 (Brownell and Young, p 342)
4. Efisiensi pengeleasan (E) = 0,85 (Brownell and Young, p 254)
5. *Corrosion allowance* (C) = 0,125 in
6. Jari-jari dalam *shell* (ri) = 43 in
7. Diameter dalam *shell* (IDs) = 85 in

$$ts = \frac{529,1 \times 43}{18500 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 529,1} + 0,125$$

$$= 1,155 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 1,188 in (Brownell and Young, 1959 page 350)

$$\text{Diameter luar shell (ODs)} = \text{IDs} + 2 \times ts$$

$$= 87,375 \text{ in}$$

Dipakai diameter luar shell standar = 90 in (Tabel 5.7 Brownell and Young)

F. Data – data

Data umpan reaktor :

- Suhu umpan masuk (Tin) = 477,15 K
- Tekanan = 30 atm
- Laju alir umpan = 5979,5 kg/jam

Data Operasional :

- Diameter luar tube (ODt) = 1,5 in
- Diameter dalam tube (IDt) = 1,33 in
- Flow area per tube (a't) = 1,4 in²

- Suhu referensi (T_{ref}) = 25°C
- Jumlah tube = 771
- Jumlah tube pass = 1
- Jumlah shell pass = 1
- Pitch (Pt) = 1 9/16
- Diameter shell (IDs) = 85 in
- Baffle spacing (B) = 63,75 in
- Panjang reaktor (m) = 5,5 m

Data pendingin :

- Suhu masuk pendingin = 303,15 K
- Tekanan = 1 atm
- Laju alir pendingin = 129218 kg/jam

G. Menghitung Panjang dan Tube Head

Bahan yang digunakan untuk head sama dengan shell dari SA 213 TP 304 (18 Crom – 8 Nickel) dengan elliptical dished head karena cocok digunakan untuk tekanan > 200 psi (Brownell and Young, 1959).

Berdasarkan tabel 5.11 Brownell, didapatkan :

$$\text{dish} : IDs / 4 = 21,25 \text{ in}$$

$$sf = 3 \text{ in}$$

$$a = IDs / 2 = 24,25 \text{ in}$$

$$b = sf + \text{dish} = 19,25 \text{ in}$$

$$ke = a / b = 1,75$$

karena $ke \neq 2$ maka tebal head dihitung dengan (persamaan 7.56 dan 7.57, Brownell)

$$v = \frac{1}{6} (2 + ke^2)$$

$$th = \frac{P \cdot d \cdot v}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

Dimana : th = tebal shell minimum yang diperlukan , in

d = diameter dalam spherical, in

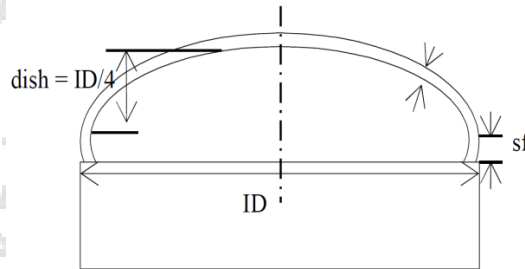
$$v = \frac{1}{6} (2 + 1,75^2) = 0,845$$

$$th = \frac{529,1 \times 85 \times 0,845}{2 \times 18500 \times 0,85 - 0,2 \times 529,1} + 0,125$$

$$th = 1,33 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 1,375 in (Brownell and Young, page :89)

Tinggi head dihitung dengan cara berikut :



$$\begin{aligned} \text{OA (Tinggi head)} &= th + b \\ &= 25,625 \text{ in} \\ &= 0,65 \text{ m} \end{aligned}$$

H. Menghitung Panjang Reaktor dan Volume Reaktor

1. Tinggi/panjang tube yang digunakan, $Z = 5,5 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor (Hr)} &= Z + 2 \cdot \text{Tinggi head} \\ &= 5,5 \text{ m} + 1,3 \text{ m} \\ &= 6,80 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Menghitung volume total reaktor

$$\text{Volume head} = 0,000076 \text{ IDS}^3 \quad (\text{Brownell, hal. 95})$$

$$\begin{aligned} \text{IDs dalam inch, V dalam ft}^3 \\ &= 0,000076 \times 65^3 \end{aligned}$$

$$= 46,67 \text{ ft}^3$$

$$= 1,32 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell} = (1/4) \cdot \pi \cdot \text{IDs}^2 \cdot Z$$

$$= 1/4 \times 3,14 \times (85/12)^2 \times 18,05$$

$$= 710,7452 \text{ ft}^2$$

$$= 20,13 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + 2 \cdot \text{Volume head}$$

$$= 20,13 + 2 \times 1,32$$

$$= 22,76 \text{ m}^3$$

I. Menentukan Massa Katalis dan Volume Bed Katalis

1. Menghitung massa katalis

$$\begin{aligned} W &= \frac{\pi}{4} (\text{IDT})^2 \cdot (1-\varepsilon) \cdot N_t \cdot \rho \cdot Z \\ &= \frac{\pi}{4} (0,0338)^2 \cdot (1-0,644) \cdot (771) \cdot (3370) \cdot (5,5) \\ &= 4499,506 \text{ kg} \end{aligned}$$

2. Menghitung Volume bed katalis

$$\begin{aligned} V_{\text{bed seluruh tube}} &= \frac{W}{\rho \cdot (1-\varepsilon)} \\ &= \frac{4499,506 \text{ kg}}{3370 \times (1-0,644)} \\ &= 3,75 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{bed katalis untuk tiap tube}} &= \frac{V_{\text{bed all tube}}}{N_t} \\ &= \frac{3,75}{771} \end{aligned}$$

$$= 0,005 \text{ m}^3$$

$$\text{Menghitung waktu tinggal} = Q = W/p$$

$$= 5749,8 / 14,5$$

$$= 396,53 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\tau = V_{\text{bed}} / Q = 3,75 / 396,53 = 34,05 \text{ detik}$$

J. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pipa Pipa Pengeluaran

Direncanakan diameter pipa masuk masuk dan pipa keluar reaktor sama karena debit aliran sama.

$$\text{Laju alir umpan masuk} = 5749,8 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas umpan } (\rho_o) = 14,5034 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,906 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Debit umpan } (Q) = \frac{W_T}{\rho_o}$$

$$= \frac{5231,086 \text{ kg/jam}}{14,5034 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 396,445 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3,888 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Diameter optimum } (D_{\text{opt}}) = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot P^{0,13} \quad (\text{pers 6.32, Walas})$$

$$= 3,9 \times (3,888)^{0,45} \times (0,906)^{0,13}$$

$$= 7,094 \text{ in}$$

Dipilih untuk pipa pemasukan dan pipa pengeluaran menggunakan pipa dengan diameter standar :

Pipa Number 8 schedule 40 (Brownell, 1959)

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

K. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pipa Pengeluaran Pendingin

Direncanakan diameter pipa masuk dan pipa keluar pendingin sama karena debit aliran sama.

Laju alir pendingin masuk (q_p) = 129218 kg/jam

Densitas pendingin (ρ_p) = 1051,61 kg/m³
= 65,652 lb/ft³

Debit umpan (Q) = $\frac{W_p}{P_p}$
= $\frac{129218 \text{ kg/jam}}{1051,61 \text{ kg/m}^3}$
= 63,907 m³/jam
= 0,627 ft³/s

Diameter optimum (D_{opt}) = $3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ (Pers 6.32, Walas)
= $3,9 \times (0,627)^{0,45} \times (65,652)^{0,13}$
= 5,438 in

Dipilih untuk pipa pemasukan dan pipa pengeluaran menggunakan pipa dengan diameter standar :

Pipa Number 6 schedule 40 (Table 11 Kern)

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in

RESUME	
Fungsi	Tempa terjadinya reaksi antara Benzena dan hydrogen menghasilkan cyclohexane dengan katalis Raney Nickel
Tipe	Fix Bed Multitube
Bahan Konstruksi	Stainless Steel SA 167 Grade 10, 25 Cr 20 Ni
Tinggi Head	0,65 m
Tinggi total reactor	6,8 m
Tebal reactor	1,375 in
Spesifikasi	
Tube	Shell
jumlah : 771	IDs : 85 in
Panjang : 5,5	Tebal : 1,155 in
IDt : 1,33 in	Bafle space : 63,75 in
Odt : 1,5 in	
Susunan : triangular	
Kondisi Operasi	
Suhu reaksi	204 ⁰ C
Tekanan	30 atm
Suhu masuk Pendingin	30 ⁰ C
Suhu keluar Pendingin	100 ⁰ C

5. KONDENSOR PARSIAL

Fungsi : mendinginkan keluaran reaktor sebelum masuk ke separator (S-01) Dan mengubah sebagian fase dari gas menjadi cair

Tipe : *Horizontal cooler*

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Tekanan Operasi : 5,2 atm

Fluida Dingin

$$t_1 = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 45\text{ }^{\circ}\text{C} = 113\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida Panas

$$T_1 = 153\text{ }^{\circ}\text{C} = 307,4\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 35\text{ }^{\circ}\text{C} = 95\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Laju alir massa (Ws)} = 5828,34\text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan panas yang diserap (Q)} = 4172290,56\text{ kJ/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin (Wt)} = 193128,021\text{ kg}$$

Menentukan *True Temperature Difference* (Δt_{true})

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = 197,41\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) = 7,87$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) = 0,122$$

Untuk 1 pass Shell dan 2 pass Tube dari Fig. 21 Kern hal 828

Untuk harga R dan S di atas diperoleh $F_t = 0,9000$

$$\text{Koreksi LMTD} = \text{LMTD} \times F_t = 180\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Menentukan Luas Permukaan Transfer Panas (A)

Dari Tabel 8 Kern, untuk *Light organics-water* adalah $75-100\text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F}$

Maka : ditentukan $U_d = 90 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ untuk

Fluida panas : *cyclohexane, benzene*, H^2 (shell side)

Fluida dingin : air pendingin (tube side)

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$A = 46358,78 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi :

Berdasarkan persamaan 14.34 Brownell and Young :

$$t_m = \left[\frac{P_i, D_o}{2, (FE - 0,6P)} \right] + C$$

Dimana :

t_m = tebal minimum tube, in

O_{dt} = 1,25 in

f = allowable stress = 1870 psi

E = efisiensi penyambungan = 0,8

C = faktor koreksi = 0,125 in/10 tahun (Perkiraan umur alat, 10 tahun)

t_m = 0,1312 in

P = tekanan desain (faktor keamanan 20%) = 146,96 psi

Menentukan Jumlah Tube (N_t)

Dari Kern tabel 10 hal 843, dipilih:

O_{Dt} : 1,25 in

Panjang tube (L) : 16 ft

t : 0,165 in

BWG : 8

I_{Dt} : 0,92 in

$a't$: 0,665 in²
 Surface per lin (ao) : 0,3271 ft²/ln.ft
 Jumlah tube : $\frac{A}{ao.L}$
 Nt : 32 buah

Dari kern tabel 9 hal 841, dipilih *triangular pitch* :

Nt : 32 buah
 N-Passes : 1 passes
 Pt : 1 in, *square pitch*
 IDs : 8 in

Menentukan faktor kekotoran (dirty factor)

Shell Side

Data :

Tc avg : 284 °F
 Viskositas μ : 0,0085 cp = 0,0206 lb/ft.hr (Kern, hal 823)
 Koef. Transfer panas, Cp : 0,52 Btu/lb. °F
 Konduktivitas panas, k : 0,073 Btu/ft². jam.(°F/ft)

Menentukan flow area, As

IDs : 53 in
 B (baffle space)=1/4*IDS : 13,25 in
 Pt (harga pitch) : 15 in
 C (harga pitch-OD) : 13,75 in
 as : 4,47 ft²

Menentukan kecepatan massa, Gs:

Gs : Ws/As = 2874,34 lb/batch.ft²

Menentukan bilangan Reynold, Re:

Untuk ODT 1 ¼”, De = 1,23 in = 0,1025 ft (Fig 28, Kern)

Re_s = De x Gs/μ = 14301, 944

Maka jH = 185 (Fig 28, Kern)

Menentukan clean overall coefficient

Uc =

Menentukan koefisien perpindahan pipa lapisan luar, ho

ho/φS = 225,2769 Btu/ft². jam.(°F/ft)

Tw = 170,0872

Dari chemical properties μw = 277,144 F = 0,009 cp

φS = (μ/μw)^{0,14} = 1,1227 lb/ft.h

ho = $\frac{jH \times K}{De} \left(\frac{C \times \mu}{K} \right)^{1/3} (\phi_s)$

ho = 977,135 Btu/ft². jam.(°F/ft)

Menentukan perubahan tekanan

Shell Side

Re_s = 14301,944

Factor friksi (Fig. 29, Kern) = 0,002

Number of courses

N+1 = 12 L/B = 14,4 ft

Ds = ID_s/12 = 4,4167 ft

Berdasarkan Kern halaman 809 SG pada Tc = 0,8000 oil gas api adalah 28,000

$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S G \times \phi_s}$

= 0,00006 psi

Karena ΔPT < 10 psi, maka alat tersebut layak,

Menentukan Ud terkoreksi

$$A \text{ terkoreksi} = N_t \times a_o \times L$$

$$A \text{ terkoreksi} = 141,3072 \text{ ft}^2$$

$$U_d \text{ terkoreksi} = Q_A \text{ terkoreksi} \times \text{LMTD}$$

$$= 154,21 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan Tc average dan tc average

$$T_c \text{ average} = (T_1 + T_2)/2 = 201,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c \text{ average} = (t_1 + t_2)/2 = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Tube Side (air pendingin)

Data:

$$t_c \text{ avg} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Viscositas, } \mu = 0,55 \text{ cp} = 1,331 \text{ lb/ft.hr}$$

$$\text{Koef transfer panas, } C_p = 10000 \text{ Btu/lb,} ^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas, } k = 0,0650 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}(^\circ\text{F/ft)}$$

Menentukan flow area, at:

$$n \text{ (jumlah passes)} = 1$$

$$N_t \text{ (jumlah tube)} = 27$$

$$A'_t \text{ (flow are per tube)} = 0,665 \text{ in}^2$$

$$a_t = 0,2063 \text{ ft}^2$$

Menentukan kecepatan massa, Gt:

$$G_t = W_t/a_t = 936151,3379 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Menentukan bilangan Reynolds, Res :

$$ID_t = 0,9200 \text{ in} \quad (\text{Table 10, Kern})$$

$$= 0,0767 \text{ ft}$$

$$Re_t = D_t \times G_t/\mu$$

$$= 53946,512$$

$$L/D = 208,605$$

Dari Kern fig 24, diperoleh harga

$$jH = 150$$

Menentukan koefisien perpindahan pipa lapisan dalam, h_i :

$$h_i = jH \times KDe (C \times \mu K)^{1/3} (\phi t)$$

$$h_i/\phi t = 95,0996 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}(\text{°F/ft})$$

$$Tw = 170,0872$$

$$\phi t = (\mu/\mu_w)^{0,14} = 2,0128 \text{ lb/ft.hr}$$

$$h_i = 191,4123 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}(\text{°F/ft})$$

$$h_{io} = h_i (IDt / ODt) = 3986.255 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}(\text{°F/ft})$$

Menentukan faktor kekeotoran, R_d :

$$R_d = U_c - U_{dact} = U_c \times U_{dact} = 0,006$$

$R_d \geq 0,002$, jadi syarat terpenuhi

$$R_d \text{ organic} = 0,003$$

$$R_d \text{ air} = 0,003$$

Tube side (air)

$$Re_t = 53946,512$$

$$ft \text{ (fig 26, Kern)} = 0,0003 \text{ ft}^2/\text{m}^2$$

$$SG = 1$$

$$\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times De \times SG \times \phi t}$$

$$= 0,39 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \frac{(4 \times n^2) \times V^2 \times 62,5}{SG \times 2g' \times 144}$$

$$\text{Untuk } G_t = 936151,34 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$(V^2/2g')(62,5/144) = 0,12 \quad (\text{Fig. 27 Kern})$$

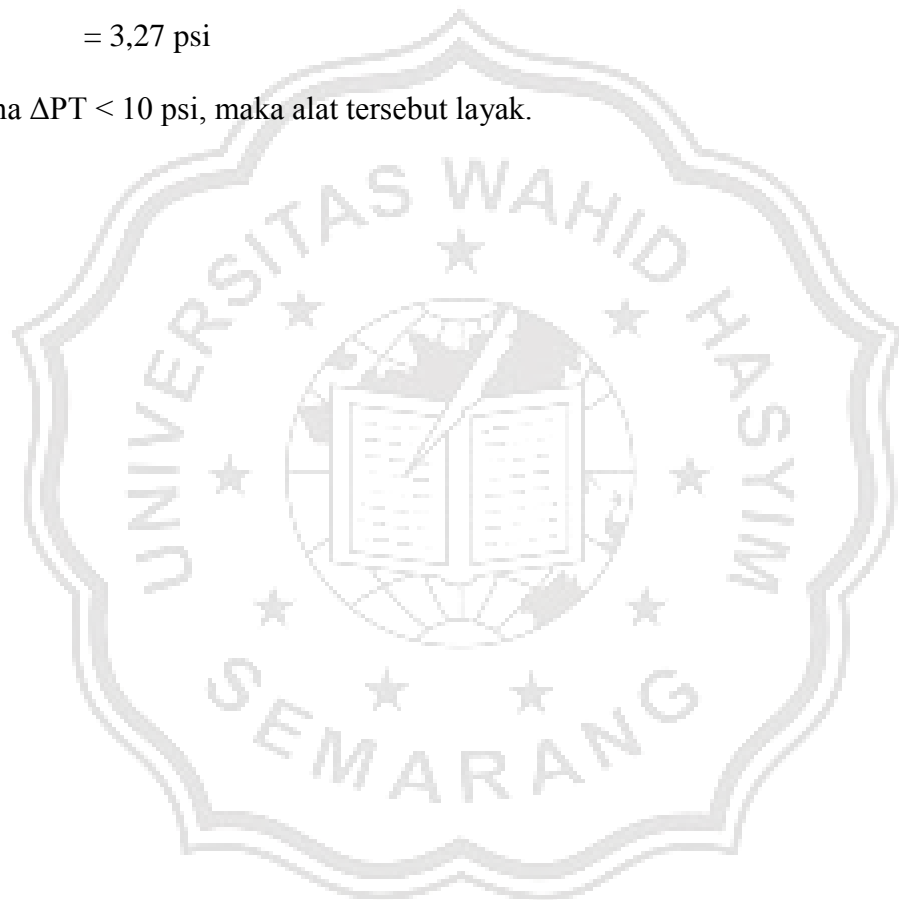
$$\Delta P_r = 2,88 \text{ psi}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 0,39 + 2,88$$

$$= 3,27 \text{ psi}$$

Karena $\Delta P_T < 10$ psi, maka alat tersebut layak.



RESUME

Nama alat : Kondenser Parsial

Fungsi : mengubah sebagian fase keluaran reaktor dari gas menjadi cair sebelum masuk ke separator (S-01)

Tipe : Horizontal Cooler

Jenis : Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Tube

Shell

ODt = 1,25 in

IDs (in diameter) = 53 in

Panjang tube = 16 ft

B (bafflespace) = 13,25 in

BWG = 8

N = 1 *passes*

IDt = 0,92 in

Nt = 32 buah

N = 1 *passes*

Pt = 1 in, *square pitch*

Uc = 90,4805 Btu/ft²jam(°F/ft)

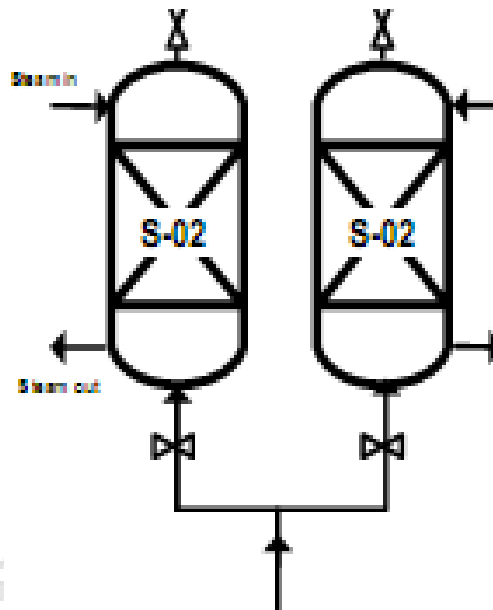
Ud = 90 Btu/jamft²°F

R_D = 0,006

ΔP_T = 0,39 psi

ΔP_S = 0,00006 psi

6. ADSORBER



Fungsi : Memurnikan Hidrogen untuk di recycle dan menyerap cyclohexane yang kemudian didesorpsi menjadi gas produk

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 3 atm

Laju alir gas masuk = 210 kg/jam = 462,97 lb/jam

Laju alir produk = 142 kg/jam = 313,059 lb/jam

Data Fisis Adsorben

Jenis adsorben : Karbon aktif

Mesh size : 4 x 6

Bulk density (ρ_b) : 30 lb/ft³ = 480 kg/m³

Void Fraction : 0.34

Diameter rata-rata : 1000 A

Diameter partikel(Dp) : 0.0128 ft = 0.0039 m

Sortive capacity : 25% by weight

(Walas, 1990 : Tabel 15.1)

Langkah perancangan :

ii. Menentukan diameter dan tinggi adsorber

a. Menentukan gass velocity

$$W = 3600 (C \cdot \rho_g \cdot D_p)^{0.5}$$
$$W = 3600 (0.25 \times 0.622 \times 480 \times 0.0039)^{0.5}$$
$$= 1941.96 \text{ kg/h m}^2 = 80,92 \text{ kg/day m}^2$$

b. Menghitung diameter adsorber

$$W = \frac{B \cdot \text{Flowrate} \cdot MW_{\text{gas}}}{D^2}$$
$$D = \left(\frac{B \cdot \text{Flowrate} \cdot MW_{\text{gas}}}{W} \right)^{0.5}$$

Dimana :

W = Gas massa velocity (kg/h.m²)

B = Konstanta

Flowrate = Laju alir (std m³/day)

MW_{gas} = Berat molekul gas (kg/kmol)

D = Diameter adsorber (m)

$$\text{Flowrate} = \frac{101.83}{0.622 \times 10^6} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} = 0,0002 \text{ std m}^3/\text{day}$$

$$D = \left(\frac{3300 \times 0,0002 \times 85,2}{81} \right)^{0.5} = 0,75 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi packing adsorber

Menggunakan 3 buah adsorber dengan waktu operasi masing-masing adsorber dipilih 8 jam.

$$\begin{aligned} \text{Mads} &= \frac{142 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{568 \text{ kg absorben}}{142 \text{ kg}} \times 8 \text{ jam} \\ &= 4545,26 \text{ kg absorben} \end{aligned}$$

$$\text{Vads} = \frac{4545,26 \text{ kg}}{480 \text{ kg/m}^3} = 9,46 \text{ m}^3$$

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

$$H = \frac{4 \text{Vads}}{\pi D^2} = \frac{4 \times 9,46 \text{ m}^3}{\pi 0,754^2} = 21,2 \text{ m}$$

d. Menghitung *pressure drop*

Pressure drop yang terjadi di adsorber dapat dihitung menggunakan persamaan

Ergun sebagai berikut :

$$\Delta P = H \left(150 \times \frac{1-\epsilon_b}{Re} + 1,75 \right) \left(\frac{\rho v}{gc D_p} \frac{1-\epsilon_b}{\epsilon_b} \right)$$

Dimana :

ΔP = Pressure drop (psi)

H = Tinggi adsorber (m)

ϵ_b = void fraction

Re = Bilangan renold ($N_{Re} > 2000$)

ρ = Densitas gas

gc = Konstanta gravitasi

D_p = Diameter partikel adsorben

v = kecepatan superficial

Kecepatan superficial fluida dihitung menggunakan persamaan persamaan berikut :

$$V = \frac{C.Flowrawe ZT}{P D^2}$$

Dimana :

C = Konstanta

Flowrate = Laju alir (std m³/day)

Z = factor kompresibilitas

T = Suhu (K)

P = Tekanan (kPa)

v = kecepatan surpeficial (m/min)

V = 6,89⁻⁰⁵ m/s

Pressure drop :

$$\Delta P = H \left(150 \times \frac{1-\epsilon b}{Re} + 1.75 \right) \left(\frac{\rho v}{gc Dp} \frac{1-\epsilon b}{\epsilon b} \right)$$

$$\Delta P = 0.26^{-06} \text{ psi} = 0.00000008 \text{ atm}$$

1. Menghitung tebal adsorber

- Menghitung tebal dinding (shell) adsorber

Tebal dinding (shell) under internal *pressure* menggunakan persamaan :

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(f \times E) - (0.6 \times p)} + c$$

Dimana :

t_s = Tebal shell, in

P = Tekanan operasi, Psi

r_i = jari-jari adsorber, in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

Spesifikasi bahan kontruksi :

Tekanan yang di ijin (f) = 15.700 psia = 1068.32 atm

Efisiensi pengelasan (E) = 80% (Brownell, table 13.2 hal 254)

Faktor keamanan	= 10%
Tekanan	=3 atm
Faktor perancangan	= 110% x 3 = 3.3 atm
<i>corrosion allowance</i>	= 0.125 in
Jari-jari adsorber	= 0,37 in
t_s	= 0.000182495 in

Dipilih tebal shell standar $\frac{3}{8}$ in = 0.375 in

- Menghitung diameter luar adsorber (shell)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID}_s + 2(t_s) \\ &= 120.47 \text{ in} \end{aligned}$$

- Menghitung tebal head adsorber

$$t_h = \frac{P \times \text{ID}_s}{(2 \times f \times E) - (0.2 \times p)} + c$$

Dimana,

t_h = Tebal head, in

P = Tekanan steam, Psi

ID = diameter, in

f = maximum allowance stress, psi

E = efisiensi sambungan

c = *corrosion allowance*, in

$$t_h = 0.029 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar $\frac{3}{8}$ in = 0.375 in

- Menghitung tinggi adsorber
- Menurut Brownell & Young (1979: 80), hrad untuk bentuk ellips memiliki perbandingan sebagai berikut :

$$a = 2b$$

$$a = \frac{1}{2}ID$$

$$b = \frac{1}{4}ID$$

Sehingga tinggi head dapat dihitung dengan persamaan :

$$OA = b + sf + t_h$$

$$OA = \frac{1}{4}ID + sf + t_h$$

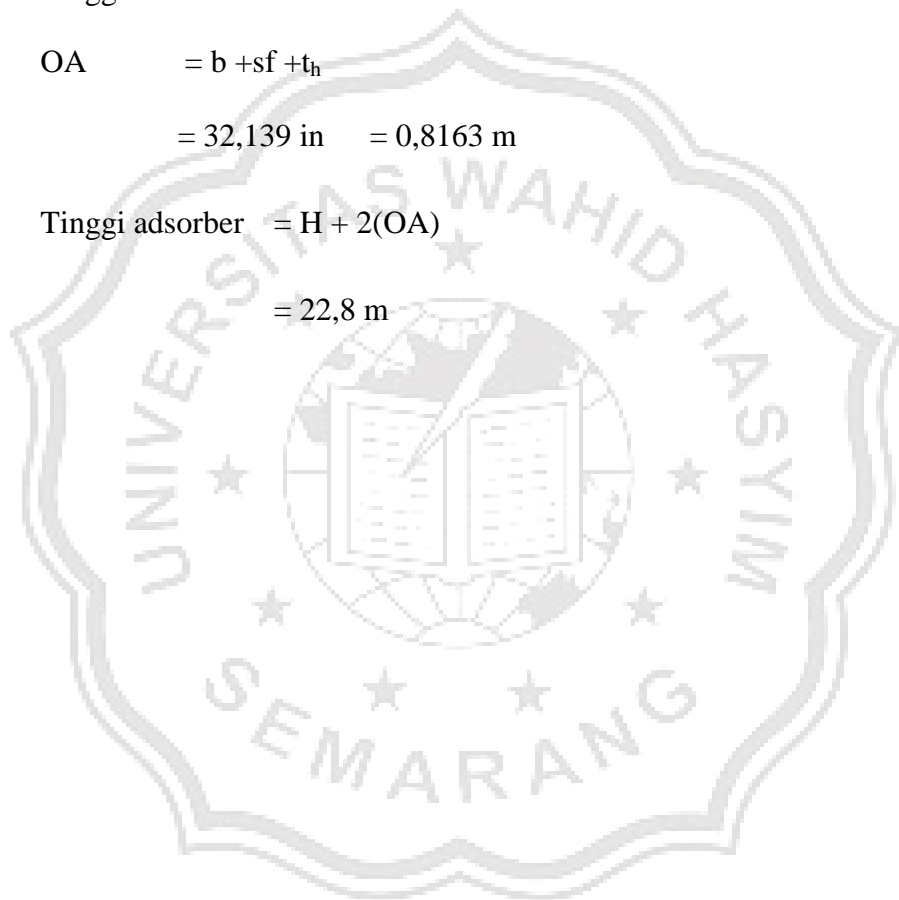
Tinggi head :

$$OA = b + sf + t_h$$

$$= 32,139 \text{ in} = 0,8163 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi adsorber} = H + 2(OA)$$

$$= 22,8 \text{ m}$$



RESUME

Fungsi	: Memurnikan Hidrogen untuk di recycle dan menyerap cyclohexane yang kemudian didesorpsi menjadi gas produk
Bahan Kontruksi	: Carbon Steel
Kondusi Operasi	
Tekanan	: 3 atm
Suhu	: 30 ⁰ C
Tinggi Adsorber	: 22,8 m
OD	: 3.06 m
ID	: 3.059 m
Pressure drop	: 0.00000008 atm
Tebal shell	: $\frac{3}{8}$ in
Head	: Elliptical
Tebal Head	: $\frac{3}{8}$ in