LAMPIRAN I
TUGAS KHUSUS

1. ABSORBER

1.1. Deskripsi Umum

Gas absorption atau absorpsi gas merupakan operasi di mana campuran gas dikontakkan dengan *liquid* yang bertujuan untuk melarutkan satu atau lebih komponen gas sehingga terbentuk larutan gas dalam *liquid*. Pada operasi ini memerlukan perpindahan massa substansi dari aliran gas ke *liquid*. Ketika perpindahan massa terjadi dengan arah berlawanan, misalnya dari *liquid* ke gas, operasi ini disebut *desorption atau stripping*.

Zat yang diserap disebut fase terserap sedangkan yang menyerap disebut absorben kecuali zat padat. Absorben dapat pula berupa zat cair karena itu absorpsi dapat terjadi antara zat cair dengan zat cair atau gas dengan zat cair. Terjadinya proses absorpsi dipengaruhi oleh beberapa faktor diantaranya yaitu:

1) kemampuan pelarut yang digunakan sebagai absorben
2) laju alir dari pelarut
3) jenis atau tipe kolom yang digunakan
4) kondisi operasi yang sesuai

1.2. Jenis Absorbsi

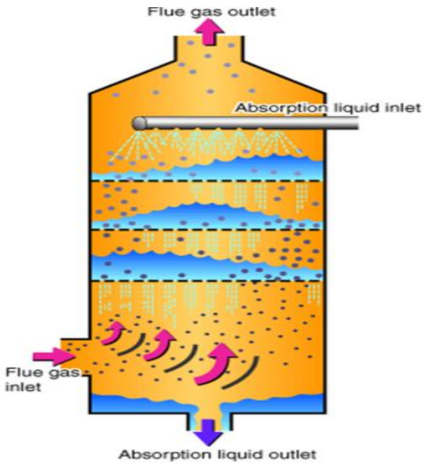
Absorpsi dikelompokan menjadi dua, yaitu absorbsi fisik dan absorbsi Kimia. Absorbsi fisik adalah proses absorpsi yang berlangsung secara fisika, yang terjadi hanyalah kelarutan *solute* dalam *solvent*, dimana gas yang larut didalam *solvent* memiliki *solubility* dalam *solvent* yang lebih besar daripada gas lainnya. Absorbsi kimia adalah proses absorpsi yang berlangsung secara kimia, proses ini biasanya disertai oleh reaksi kimia antara *solvent* dengan *solute*, jadi selain terjadi kelarutan juga terjadi reaksi.

Alat yang digunakan dalam absorpsi gas dinamakan Absorber. Absorber adalah alat industri kimia berupa *mass transfer device* yang di dalamnya terjadi proses absorpsi. Jenis kolom absorber yang paling banyak digunakan dalam industri kimia adalah kolom dengan tipe aliran *counter-current*, gas yang akan diserap dialirkan pada bagian *bottom* kolom, sedangkan *liquid* atau pelarut dialirkan pada bagian *top* kolom. Hal ini disebabkan karena gas lebih ringan dan mudah menyebar daripada *liquid*, sehingga kontak antara liquid dan gas akan berlangsung dengan baik dan juga mempengaruhi banyaknya gas yang diserap oleh pelarut atau *liquid*.

1.3. Jenis Absorber

Berdasarkan kegunaan dari absorber, maka absorber dibagi menjadi :

1) *Packed Tower*

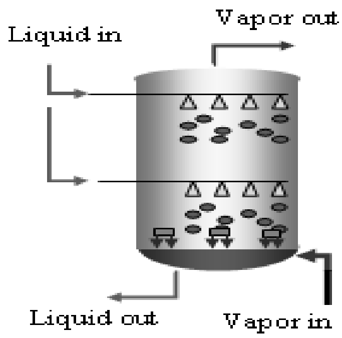


Gambar 1. *Packed Tower*

Dalam tower ini berisi *packing*, *liquid* didistribusikan diatas *packing* dan mengalir kebawah membentuk lapisan tipis di permukaan *packing*. Gas umumnya mengalir keatas berlawanan arah terhadap jatuhnya *liquid*. Kedua fasa (*liquid* & gas) akan teraduk sempurna. Pada *packed tower*, luas permukaan kontak antara gas dan *liquid* diperbesar dengan jalan menambahkan *packing* dalam tower. *Packing* yang ada juga berfungsi memperlama waktu kontak *gas-liquid*, sehingga *rate transfer massa* diharapkan manjadi lebih tinggi.

2) *Spray Tower*

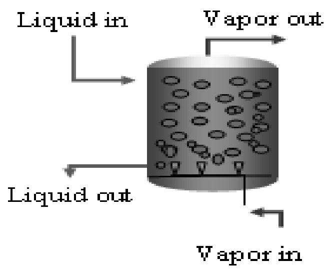
Liquid masuk dispraykan dan jatuh karena gravitasi, aliran gas naik berlawanan arah. *Nozzle spray* berfungsi untuk memperkecil ukuran *liquid*. Jarak jatuhnya *liquid* ditentukan berdasarkan waktu kontak dan pengaruh jumlah massa yang dipindahkan. *Spray tower* digunakan untuk perpindahan massa gas-gas yang sangat mudah larut dimana tahanan fasa gas yang menjadi kendali dalam fenomena ini. Digunakan untuk skala besar dengan sistem dasarnya untuk mengalirkan SO_2 dari *boiler* gas buangan yang dikeluarkan dari stasiun pembakaran batubara.



Gambar 2. *Spray Tower*

3) *Bubble Column*

Bubble Column pada prinsipnya merupakan kebalikan dari *spray tower*. Dalam kolom ini gas terdispersi kedalam fasa *liquid* membentuk gelembung kecil. Gelembung yang kecil ini menjadikan kontak antar fasa yang besar. Perpindahan massa yang terjadi selama gelembung naik melalui fasa *liquid*, gerakan gelembung tersebut mengurangi tahanan fasa liquidnya. *Bubble Column* digunakan bila laju perpindahan massa dikendalikan oleh tahanan fasa gas.

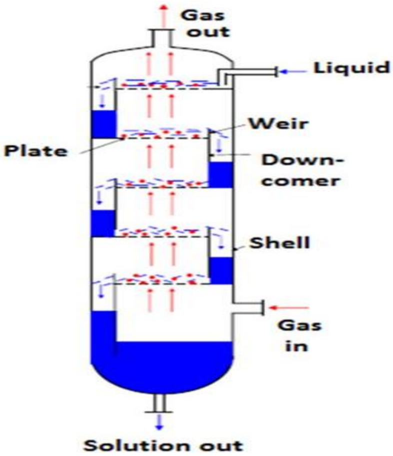


Gambar 3. *Bubble Column*

4) *Plate Tower* (*Tray Tower*)

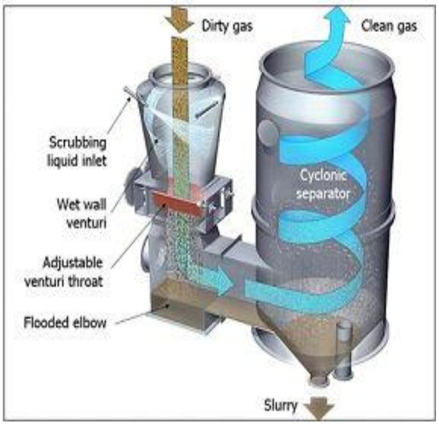
Tray atau *Plate Tower* merupakan *scrubber* vertikal, dimana bagian dalam dari kolom berisi sejumlah *tray* atau *plate* yang disusun pada jarak tertentu (*tray/plate spacing*) di sepanjang kolom. Jumlah *tray/plate* ideal yang dibutuhkan untuk memperoleh hasil pemisahan bergantung pada tingginya kesulitan pemisahan zat yang akan dilakukan dan juga ditentukan berdasarkan perhitungan neraca massa dan kesetimbangan. Gas yang mengalir dari bagian bawah *scrubber* akan melintas dari lubang-lubang yang ada pada setiap pelat yang digenangi oleh aliran air yang mengalir dari bagian atas *scrubber*.

Tipe ini tidak efektif untuk ukuran partikel sub mikron tetapi tipe ini memiliki efisiensi tinggi untuk ukuran partikel > 5μm dimana dengan ukuran tersebut efisiensi yang didapat mencapai 97%. Fungsi *tray* adalah sebagai tempat berlangsungnya proses perpindahan, tempat terbentuknya keseimbangan, dan alat pemisah dua fasa seimbang.



Gambar 4. *Plate/Tray Tower*

5) *Venturi Scrubber*



Gambar 5. *Venturi Scrubber*

Umumnya digunakan untuk mengalirkan bahan-bahan partikel dari aliran gas ke penyerapan uap terlarut. Alat ini dapat memisahkan partikel hingga ukuran

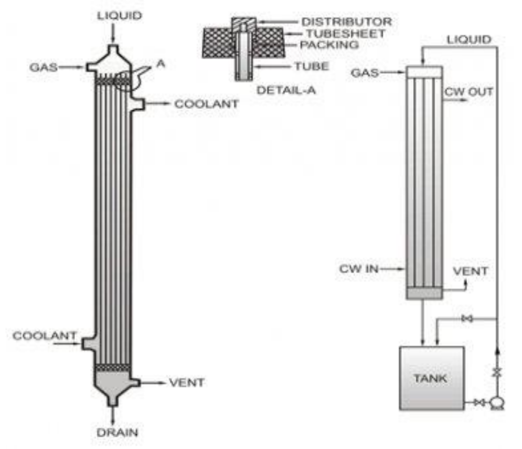
0,1 mikron dan gas yang larut di dalam air. *Venturi scrubber* menggunakan tekanan rendah pada lorong venturi dengan kecepatan 200 – 300 ft/sec. Air, produk, dan gas buang dikumpulkan dalam mesin pemisah dengan metode siklon yang ada pada bagian lorong venturi itu. *Pressure drop* nya sebesar 15 inch.

6) *Falling Film Absorber*

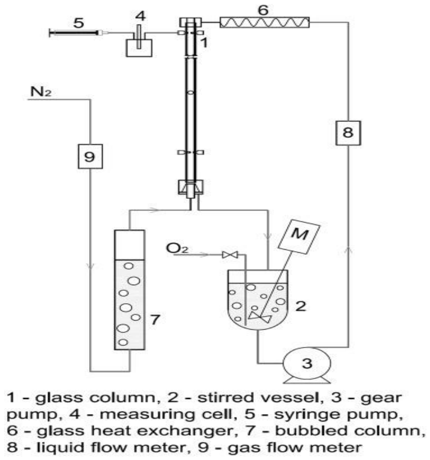
Tipe ini sangat cocok untuk skala besar atau komersil di mana panas yang diperbolehkan selama absorpsi sangat tinggi.

7) *Wetted Wall Absorption Column*

Pada absorber ini, *liquid* yang digunakan sebagai absorben dialirkan dari atas menutupi seluruh permukaan dalam dinding tower, sehingga terbentuk lapisan film tipis. Gas yang akan diserap dialirkan dari bawah kolom.



Gambar 6. *Falling Film Absorber*



Gambar 7. *Wetted Wall Absorption*

1.4. *Packing*

Packing memiliki karakteristik antara lain sebagai berikut :

1) Menghasilkan luas permukaan yang besar antara *liquid* dan gas.
2) Memiliki karakteristik aliran fluida yang diinginkan.
3) Secara kimia bersifat *inert* terhadap fluida yang diproses.
4) Memiliki kekuatan struktural untuk kemudahan dalam penanganan dan pemasangan.
5) Biaya murah

1.4.1. *Random Packing*

Random packing didalam tower disusun secara acak, material yang digunakan seperti batu, kerikil, arang dan sebagainya. *Packing* jenis ini banyak tersedia, meskipun tidak mahal tetapi *packing* ini area permukaannya kecil dan sedikit aliran fluida. *Random packing* paling sering digunakan saat ini. Secara umum *random packing* menawarkan permukaan spesifik yang lebih besar dan *pressure drop* gas yang lebih tinggi pada ukuran yang lebih kecil, tetapi harganya lebih rendah.

Ada beberapa jenis *random packing* :

1) *Rasching Ring*, silinder berlubang dengan diameter antara 6 sampai 100 mm (¼ - 4 in), terbuat dari porselin.
2) *Lessing Ring*, sangat jarang digunakan.
3) *Berl* dan *intalox saddle*, mempunyai diameter 6 – 75 mm (¼ - 3 in), terbuat dari porselin atau plastik.
4) *Pals Ring*, biasanya juga disebut sebagai *Flexirings*, *Cascade ring* dan terbuat dari metal dan plastik.
5) *Tellerate*, terbuat dari plastik.

Pada umumnya *random packing* memberikan luas permukaan spesifik yang besar dan *pressure drop* gas yang lebih besar jika dipakai dalam ukuran yang lebih kecil.

Gambar 8. *Rasching Ring*

Gambar 9. *Lessing Ring*

Gambar 10. *Berl Saddle*

Gambar 11. *Intalox Saddle*

Gambar 12. *Pals Ring*

Gambar 13. *Cascade Ring*

Gambar 14. *Tellerate*

1.4.2. *Regular Packing*

Regular Packing mempunyai beda tekanan gas yang rendah, kemungkinan *flowrate* fluida yang baik. *Packing* jenis ini biasanya lebih mahal daripada *random packing*.

Ada beberapa jenis *regular packing* :

1) *Rasching ring*, ekonomis digunakan hanya pada ukuran yang sangat besar.
2) *Wood grids* (*hurdles*), murah dan biasanya digunakan untuk volume yang besar.
3) *Double spiral ring*
4) *Knitted*, menghasilkan area kontak yang luas untuk gas dan liquid dengan pressure drop yang sangat rendah.

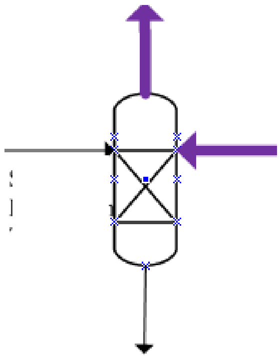
1.5. Perhitungan Desain Absorber di Pabrik Pembuatan Ammonia

Fungsi : Untuk menyerap CO_2 dari gas sintesa

Tipe : *Packed Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur : 48,89 ^oC

Tekanan : 18 atm

a) Data-data

Karakteristik Fluida

Gas

G' = 105.089,93 kg/jam = 29,19 kg/s

ρ_G = 40,3276 kg/m^3

μ_G = 1,64 x 10^{-7} kg/m.s

D_G = 4,06 x 10^{-9} m^2/s

BM_{AV} = 14,9607 kg/kmol

Liquid

L' = 290.881,27 kg/jam = 80,80 kg/s

ρ_L = 1.297,95 kg/m^3

μ_L = 1,3 kg/m.s

D_L = 0,001 m^2/s

BM_{AV} = 56,7850 kg/kmol

σ = 0,1964 N/m

b) Menentukan S_{CG} dan G untuk gas

Liquid leaving = jumlah liquid yang keluar dari absorber

= 345.350,78 kg/jam

= 95,93 kg/s

$$\left[\frac{L'}{G'}\right].\left[\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right]^{0,5} = \left[\frac{95,93\,kg/s}{29,19\;kg/s}\right].\left[\frac{40,33\;kg/m^3}{1.297,95\;kg/m^3-40,33\;kg/m^3}\right]^{0,5}$$

= 0,0912

Dari *Mass transfer operation, Treybal hal 195*, pressure drop desain untuk scrubber berkisar antara 200 - 400 N/m^2 per meter packed depth. Diambil pressure drop = 400 N/m^2

Dari *figure 6.34 flooding and pressure drop in random-packed tower, Treybal hal. 195* untuk pressure drop = 400 N/m^2, maka diperoleh :

$$\frac{G'^2 . C_f . \mu_L{}^{0,1} . J}{\rho_G . (\rho_L - \rho_G) . g_C} = 0,068$$

Dari tabel 6.3, tabel 6.4 dan tabel 6.5, Treybal hal 196-199, 205, 206 dipilih :

Jenis packing	= Ceramic Rasching Rings	
Nominal size	= 50 mm	= 2 in
Wall Thickness	= 6 mm	
C_D	= 135,6	
C_f	= 65	
ε	= 0,74	
a_p	= 92 m^2/m^3	= 28 ft^2/ft^3
m	= 31,52	
n	= 0	
p	= 0,481	
ds	= 0,0725 m	

sehingga :

$$\frac{G'^2 . C_f . \mu_L{}^{0,1} . J}{\rho_G . (\rho_L - \rho_G) . g_C} = 0,068$$

Keterangan J = 1

g_c = 1

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \,.\, \rho_g \,(\rho_L - \rho_g)\,.\, g_c}{C_f \,.\, \mu_L^{\;0{,}1} \,.\, J} \right]^{0.5}$$

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \,.\, 40{,}33 \,.\, (1.297{,}95 - 40{,}33)\ .1}{65 \,.\, (1{,}3)^{0{,}1} \,.1} \right]^{0.5}$$

$$= 5{,}40\, kg / m^2 . s$$

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{5{,}40 \ \text{kg/m}^2\text{.s}}{14{,}96 \ \text{kg/kmol}}$$

$$= 0{,}36 \ \text{kmol/m}^2\text{.s}$$

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G \,.\, D_G}$$

$$S_{CG} = \frac{1{,}64 x 10^{-7} \ \text{kg/m.s}}{40{,}33\, \text{kg/m}^3 \,.\, 4{,}06 \text{ x } 10^{-9} \ \text{m}^2\text{/s}}$$

$$= 1$$

c) Perhitungan Diameter Scrubber

Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$= \frac{29{,}19 \,\text{kg/s}}{5{,}40\, \text{kg/m}^2\text{.s}}$$

$$= 5{,}41\, \text{m}^2$$

Diameter Kolom Scrubber

$$D = \left[\frac{4 \,.\, A}{\pi} \right]^{0{,}5}$$

$$= \left[\frac{4 \,.\, 5{,}41\, \text{m}^2}{3{,}14} \right]^{0{,}5}$$

$$= 2{,}62 \,\text{m}$$

d) Menentukan S_{CL} dan L untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$= \frac{80{,}80\ kg/s}{5{,}41\ m^2}$$

$$= 14{,}94\ kg/m^2.s$$

$$L = \frac{L'}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{14{,}94\ kg/m^2.s}{56{,}79\ kg/kmol}$$

$$= 0{,}26\ kmol/m^2.s$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L\ .\ D_L}$$

$$= \frac{1{,}3\ kg/m.s}{1.297{,}95\ kg/m^3\ .\ 0{,}001\ m^2/s}$$

$$= 1$$

e) Menentukan Hold Up

$L' = 14{,}94\ kg/m^2.s$

$L\ = 0{,}26\ kmol/m^2.s$

Dari *tabel 6.5, Treybal, hal 206* diperoleh :

Untuk *Ceramic Rasching Ring, nominal size* = 50 mm = 2 in :

$d_s\ = 0{,}0725$ m

$\beta\ = 1{,}508\ .\ d_s^{0{,}376}$

$= 1{,}508\ .\ (0{,}0725)^{0{,}376}$

$= 0{,}56$

$\rho_L\ = 1.297{,}95\ kg/m^3$

$\sigma_L\ = 0{,}1964$ N/m

Dari tabel 6.5, Treybal, untuk $\mu_L < 0{,}012$ kg/m.s, diperoleh persamaan:

$$\varphi_{LsW} = \frac{2{,}47\ .10^{-4}}{d_s^{\ 1{,}21}}$$

$$= \frac{2{,}47\ .10^{-4}}{(0{,}0725)^{1{,}21}}$$

$$= 0{,}0059\ m^3 / m^3$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{2,09 . 10^{-6} (737,5 . L')^{0,499}}{d_s^{\ 2}}$$

$$= \frac{2,09 . 10^{-6} (737,5 .\ 14,94)^{0,499}}{(0,0725)^2}$$

$$= 0,074\ m^3 / m^3$$

$\varphi_{LoW} = \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW}$

= 0,074 – 0,0059

= 0,07 m^3/m^3

$$H = \frac{975,7 . L'^{0,57} . \mu_L^{\ 0,31}}{\rho_L^{\ 0,84} . (2,024 . L'^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073}\right)^{0,1737 - 0,262\ \log L'}$$

$$H = \frac{975,7 . 14,94^{\ 0,57} . 1,3^{\ 0,31}}{1.297,95^{\ 0,84} . (2,024\ .\ 14,94^{\ 0,43} - 1)} \left(\frac{0,1964}{0,073}\right)^{0,1737 - 0,262\ \log 14,94}$$

H = 1,83

Dari tabel 6.5, *Treybal*, diperoleh :

$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW}$ x H

= 0,07 x 1,83

= 0,13 m^3/m^3

$$\varphi_{Ls} = \frac{0,0486 . \mu_L^{\ 0,02} . \sigma^{0,99}}{d_s^{\ 1,21} . \rho_L^{\ 0,37}}$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0,0486 . 1,3^{0,02} . 0,1964^{0,99}}{0,0725^{1,21} . 1.297,95^{\ 0,37}}$$

$$= 0,02\ m^3 / m^3$$

$\varphi_{Lt} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls}$

= 0,13 + 0,02

= 0,15 m^3/m^3

f) Interfacial Area

Dari tabel 6.4, *Treybal*, untuk *Ceramic Rasching Ring* pada nominal size 50 mm (2 in) diperoleh :

m = 31,52

n = 0

p = 0,481

$$\alpha_{Aw} = m\left[\frac{808\,.\,G'}{\rho_G^{\ 0,5}}\right]^n L'^P$$

$$\alpha_{Aw} = 31,52\left[\frac{808\,.5,40}{40,33^{\ 0,5}}\right]^n 14,94^{0,481}$$

$$= 115,75\ m^2/m^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{Aw}\,\frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 115,75\,\frac{0,13}{0,07}$$

$$= 211,76\ m^2/m^3$$

g) Menentukan Operating Void Space Dalam Packing

Dari tabel 6.3 Treybal diperoleh :

ε = 0,74

$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$ (*Treybal*, eq.6.71)

= 0,74 – 0,15

= 0,1

$$\frac{F_G\,.\,S_{CG}^{\ 2/3}}{G} = 1,195\left[\frac{d_s\,.\,G'}{\mu_G\,.\,(1-\varepsilon_{Lo})}\right]^{-0,36}$$ (*Treybal*, eq.6.70)

F_G = 0,002 kmol/m^2.s

h) Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{k_L\,.\,d_s}{D_L} = 25,1\left(\frac{d_s\,.\,L'}{\mu_L}\right)^{0,45} S_{CL}^{\ 0,5}$$ (*Treybal*, eq. 6.72)

k_L = 0,32 kmol/m^2.s (kmol/m^3)

$$C = \frac{\rho_L}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{1.297,95\ kg/m^3}{56,79\ kg/kmol}$$

$$= 22,86\ \text{kmol/m}^3$$

$F_L = k_L \cdot C$

$= 0,32 \times 22,86$

$= 7,30\ \text{kmol/m}^2\text{.s}$

i) Menentukan Koefisien Volumetrik

Gas

$F_{Ga} = F_G \cdot \alpha_A$

$= 0,002\ \text{kmol/m}^2\text{.s} \times 211,76\ \text{m}^2/\text{m}^3$

$= 0,44\ \text{kmol/m}^3\text{.s}$

Liquid

$F_{La} = F_L \cdot \alpha_A$

$= 7,30\ \text{kmol/m}^2\text{.s} \times 211,76\ \text{m}^2/\text{m}^3$

$= 1.544,90\ \text{kmol/m}^3\text{.s}$

j) Menentukan Tinggi Transfer Unit Overall

$$\alpha_A = 0,85 \cdot \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{LtW}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 0,85 \cdot 115,75 \frac{0,074}{0,07}$$

$$= 106,87$$

$$H_{tG} = \frac{G}{F_{Ga}}$$

$$H_{tG} = \frac{0,36}{0,44}$$

$$= 0,81\ \text{m}$$

$$H_{tL} = \frac{L}{F_{La}}$$

$$H_{tL} = \frac{0,26}{1,544,90}$$

$$= 0,0002 \text{ m}$$

$$m = \frac{P^*}{P_t}$$

$$= \frac{22.040,43}{24}$$

$$= 0,92$$

k) Menentukan Heights of Transfer Unit

$$A = \frac{L}{m\,.\,G}$$

$$A = \frac{0,26}{0,92\,.\,0,36}$$

$$= 0,79$$

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m\,.\,G}{L} H_{tL} + H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{tOG} = 0,81 + \frac{0,79\,.\,0,36}{0,26} 0,0002 \quad + 0,81 + \frac{0,0002}{0,79}$$

$$= 1,63 \text{ m}$$

l) Menentukan Number of Transfer Unit

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1 - \frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1 - \frac{1}{A}} \qquad (\textit{Treybal}, \text{ eq.8.50})$$

A = 0,79

Dimana :

y_1= fraksi mol CO_2 dalam fase gas feed = 1.257,57

y_2= fraksi mol CO_2 dalam fase gas top kolom = 19,63

x_1 = fraksi mol CO_2 dalam fase liquid bottom = 0

x_2 = fraksi mol CO_2 dalam solven = 0

maka diperoleh :

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1-\frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1-\frac{1}{A}}$$

N_{tOG} = 4,18

m) Tinggi Packing, Z

Z = H_{tOG} x N_{tOG}

= 1,63 m x 4,18 m

= 6,80 m

n) Tinggi Head Packing, H

H = 1/8 x D

= 1/8 x 2,62 m

= 0,33 m

o) Tinggi Scrubber, H_{AB}

H_{AB} = Z + 2H

= 6,80 m +2 (0,33 m)

= 7,46 m

p) Menentukan Pressure Drop

Pressure drop untuk *packing* yang terbasahi

ΔP_1 = P . Z

= 400 N/m^2 . 6,80 m

= 2.720,98 N/m^2 (untuk tiap 1 meter *packing*)

ρ_G = 40,33 kg/m^3

C_D = 135,6 (Tabel 6.3, Treybal)

G' = 5,40 kg/m^2.s

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[\frac{G'}{\rho_G}\right]^2$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 2{,}43\, N/m^2$$ (untuk tiap 1 meter *packing*)

Pressure drop total untuk packing = 2.720,98 N/m^2 + 2,43 N/m^2

= 27.212,19 N/m^2

= 0,27 atm

q) Tebal Dinding kolom

$$t = \frac{P.r}{S.E_j - 0{,}6.P} + C_c$$ (*Peter,* tabel. 4, hal 573)

dimana :

P = Tekanan design	= 18 atm	= 264,53 psi
R = Jari-jari vessel	= 1,31 m	= 51,66 in
S = Working stress allowable	= 13700 psi	(table 4, Peter, hal 538)
E = Joint effisiensi	= 0,85	(table 4, Peter, hal 538)
C = Korosi maksimum	= 0,0125 in	(table 6, Peter, hal 538)

Maka :

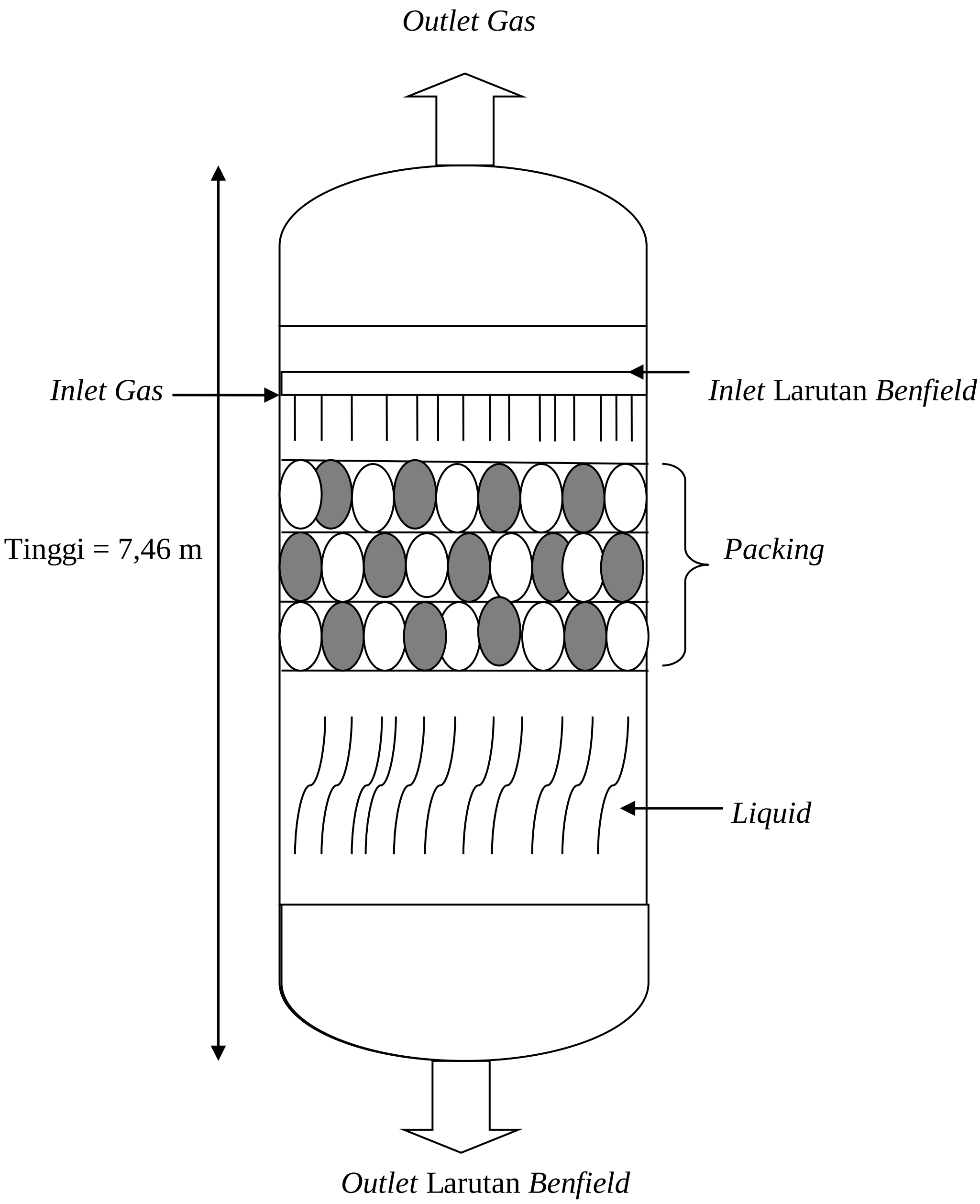
t = 1,19 in

= 0,03 m

= 3,01 cm

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Absorber*-01
Kode alat	AB-01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menyerap CO_2 dari gas sintesa
Safety Factor	10%
DATA DESAIN	
Tipe	*Packed Tower*
Tinggi Absorber (m)	7,46
Temperatur Operasi (^oC)	48,89
Tekanan Operasi (atm)	18
Diameter Absorber (m)	2,62
Pressure Drop (atm)	0,27
Tebal Dinding Absorber (cm)	3,01
Packing	*Ceramic Rasching Ring*
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

1.6. Skema Peralatan Absorber



Gambar 15. *Skema Absorber*

TUGAS KHUSUS
AMMONIA CONVERTER

1. Deskripsi Umum Reaktor

Setiap proses industri didesign untuk memproduksi suatu produk yang diinginkan secara ekonomi yang berasal dari berbagai macam material atau bahan baku. Design atau rancangan reaktor yang digunakan dalam proses ini sangat bervariasi sesuai dengan produk yang diinginkan. Untuk merancang suatu reaktor perlu diketahui termodinamika, kenetika reaksi, atau laju reaksi kimianya, mekanika fluida, perpindahan panas, perpindahan massa, dan biaya ekonomi. Laju reaksi kimia merupakan sintesa dari berbagai faktor yang berkaitan dengan perancangan reaktor kimia.

Dalam rancangan reaktor kimia perlu diketahui :

1. Perubahan yang terjadi selama reaksi berlangsung.
2. Berapa kecepatan atau laju reaksi yang terjadi pada reaktor.

Point pertama berdasarkan pada termodinamika, sedangkan point yang kedua berdasarkan pada laju proses reaksi kimia, perpindahan panas adalah kinetika reaksi kimia yang dipengaruhi oleh reaktor laju reaksi. Untuk mengukur lau reaksi dan panas yang terjadi maka dibutuhkan sifat fisika dan kimia dari unsur tersebut sehingga dapat diketahui konstanta laju reaksi yang diinginkan.

Reaktor adalah alat industri kimia yang berfungsi sebagai tempat bereaksinya reaktan – reaktan yang akan direaksikan untuk menghailkan produk yang diinginkan. Reaktor yang digunakan di dalam suatu industri kimia merupakan alat yang kompleks, dimana didalamnya terjadi berbagai peristiwa kimia dan fisika antara lain, perpindahan panas, perpindahan massa, difusi, dan friksi yang terjadi bersamaan dengan berjalannya reaksi kimia.

Dalam beberapa proses, fungsi suatu reaktor bias jadi seperti *heat exchanger* atau bahkan alat perpindahan massa *(mass transfer device)*. Reaktor yang dijual secara komersial untuk keperluan proses merupakan reaktor dengan keseimbangan faktor ekonomis dan faktor proses diatas.

1.1 Jenis – Jenis Reaktor

Pada dasarnya, terdapat 3 jenis reaktor, yaitu :

1. Reaktor *Batch*
2. Reaktor *Continue*
3. Semi *Batch* atau Semi *Flow* Reaktor

Reaktor *Batch* adalah reaktor yang dalam prosesnya, reaktan diinput ke dalam *vessel* sekaligus, selama reaksi berlangsung tidak ada penambahan reaktan lainnya. Reaktan baru akan kembali diinput ke dalam reaktor setelah produk dihasilkan. Dalam penggunaannya, reaktor jenis ini banyak dipakai dalam industri berskala kecil, atau reaktan yang memerlukan *residence time* yang cukup lama, atau reaksi yang mempunyai selektivitas superior, seperti reaksi polimerisasi.

Reaktor *Batch* biasanya berbentuk tanki silinder dan vertikal. Untuk reaktor batch yang vertikal berpengaduk. Reaktor *Batch* dibuat dari *stainless steel* tetapi lebih menguntungkan jika permukaan dalamnya dilapisi dengan *glass* atau polimer untuk meminimalkan korosi. Reaktor jenis ini biasanya menggunakan *internal impeller*, *gas bubble* dan *pump around*. Untuk mengatur temperatur pada jenis reaktor ini, biasanya digunakan *internal surface* atau *jacket*, *reflux condenser* dan pemompaan ke suatu *Heat Exchanger* yang ditambahkan.

Reaktor *continous* adalah reaktor yang dalam proses penggunaannya terdapat aliran masuk dan keluar reaktan secara kontinyu atau berkesinambungan ke dalam vessel. Reaktor jenis ini biasanya digunakan untuk reaktan yang *residence time* nya kecil. Reaktor jenis ini banyak digunakan dalm industri kimia skala besar. Cost yang digunakan untuk reaktor ini, baik instalasi, dan perawatan, jauh lebih ekonomis bila dibandingkan dengan reaktor batch. Secara keseluruhan, reaktor kontinyu lebih banyak disukai, dan digunakan dalam industri kimia.

Proses semi *batch* atau semi *flow* reaktor paling sukar untuk dianalisa dari sudut pandang design reaktor karena salah satunya ada dalam sisitem terbuka di bawah kondisi *non steady-state*. Sehingga persamaan differensial energi dan konversi massa lebih kompleks daripada dengan reaksi yang sama pada *continous flow* reaktor yang beroperasi pada keadaaan *steady state*.

Tipe – tipe reaktor :

1. *Continous Flow Reactor – Stirred Tank* (CSTR)

   Continous Flow Stirred Tank Reactor digunakan dengan luas dalam industri proses kimia. Pada CSTR, satu atau lebih fluida diinput ke dalam reactor tanki yang dilengkapi dengan *impeller* dengan adanya pengeluaran produk secara kontinyu. *Impeller* tersebutlah yang mengaduk reaktan hingga berada dalam keadaan homogen. Dengan membagi volume tanki dengan volumetrik flow rate yang melalui tanki adalah *residence time*, atau waktu yang diperlukan reaktan berada di dalam tanki.

   Beberapa aspek penting dari CSTR ini adalah :

- Pada keadaan *steady*, laju alir masuk harus sama dengan laju alir keluar, jika tidak maka akan terjadi overflow atau keadaan kosong. Pada saat terjadi kekosongan reaktor, persamaan harus diturunkan dari differensiasi massa dan energi balance.
- Seringkali, lebih menguntungkan dan ekonomis jika menggunakan CSTR yang dirangkai seri atau parallel. Misalnya, CSTR yang pertama reaksi berlangsung pada konsentrasi reaktan tinggi dengan laju reaksi yang tinggi. Pada kasus ini, ukuran reaktor dapat bervariasi untuk meminimalkan modal investasi yang dibutuhkan.
- Beberapa CSTR berukuran kecil yang dirangkai seri akan sama dengan PFR.

2. PFR *(Plug Flow Reactor)*

Pada PFR, satu atau lebih fluida dipompakan melalui pipa atau *tube*. Proses reaksi kimia terjadi sepanjang reaktan tersebut mengalir melalui pipa atau *tube* tersebut. Pada tipe reaktor ini, pada saat laju alir reaktan masuk dengan konsentrasi yang tinggi, konsentrasinya akan semakin menurun sejalan dengan meningkatnya konsentrasi produk.

Aspek penting pada PFR :

- Mempunyai efisiensi yang lebih tinggi dibandingkan dengan CSTR dengan volume yang sama, sehingga dengan *space time* yang sama PFR memberikan reaksi yang lebiih lengkap daripada CSTR.

Berdasarkan design bentuknya, reaktor dalam industri kimia dibagi menjadi beberapa jenis, yaitu : Tank Reaktor, Reaktor Tubular, Reaktor Tower, Reaktor Fluidized Bed, reaktor Slurry Phase.

1. Reaktor Tanki

   Reaktor jenis ini paling umum digunakan pada industri kimia. Reaktor ini, pada umumnya dilengkapi dengan alat agitasi (seperti *stirring, cooking* atau *shaking*) juga untuk perpindahan panas (seperti *jacket*, pertukaran panas eksternal dan internal). Jenis ini juga dapat digunakan untuk operasi *batch* atau *continous* dengan jangkauan yang luas untuk temperatur dan tekanan.

2. Reaktor *Tubular*

   Bentuk reaktor ini adalah *single continuous tube* atau beberapa *tube* disusun paralel. Reaktor masuk pada salah satu ujung dan keluar dari ujung yang lainnya. Perpindahan panas dari atau ke reaktor dapat dilakukan dengan jacket atau design *shell* and *tube*. Reaktor tubular dapat diaplikasikan apabila *back mixing* dari campuran reaksi pada aliran langsung tidak diinginkan. Reaksi gas dalam skala besar seperti *cracking* hidrokarbon, konversi udara menjadi NO dan oksidasi NO menjadi NO_2 adalah salah satu contoh penggunaan reaktor *tubular*.

3. Reaktor *Tower*

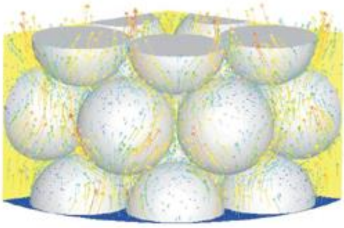
Karakteristik dari jenis reaktor ini adalah silinder vertikal dengan perbandingan antara tinggi dan diameter yang besar. Reaktor tower dapat menggunakan *baffle* dan *solid packing* (reaktan, katalis atau inert) dan dapat digunakan untuk proses kontinyu yang melibatkan reaksi hidrogen. Contohnya pada *lime kiln* dan unit – unit absorbsi untuk reaksi gas-liquid termasuk *packed tower*, *plate tower* dan *spray tower*.

4. Reaktor *Fluidized Bed*

   Reaktor *Fluidized Bed* merupakan vessel silinder yang vertikal yang mengandung *slurry* partikel katalis dengan medium liquid yang salah satunya adalah reaktan. Reaktan gas dibublingkan melalui *slurry* dalam medium liquid, dimana ada katalis reaksi. Teknik ini dilengkapi dengan kontrol temperatur karena kapasitas panas yang tinggi dan karakteristik perpindahan panas dari liquid contoh pada skala produksi, reaktor *slurry* digunakan pada *hydrocracking* dari residu *fuel oil*. Reaktor ini digunakan dalam pengembangan proses *liquefaction* batubara. Sistem reaksi mengandung batubara dan partikel katalis, minyak dan gas hidrogen.

5. *Fixed Bed Reactor*

   Fixed bed catalytic reactor berbentuk *tube* silinder, yang diisi dengan partikel katalis, dimana bentuknya dapat bulat atau berbentuk *pellet*. Selama operasi, gas atau liquid (atau keduanya) mengalir melalui tube, melewati partikel katalis, dan terjadilah reaksi kimia.



Gambar 1. Katalis

2. Ammonia Converter

Reaktor sintesa amonia ini berjenis *Multi stage fixed bed reactor* yang memiliki 3 *bed catalyst* di dalamnya, terbuat dari baja silinder dengan ketinggian 7 sampai 18 meter. Pola aliran gas didalam *Ammonia Converter* di disain sedemikian rupa sehingga seluruh aliran gas akan merata melewati katalis, gas umpan *Ammonia Converter* mengalir melewati *annulus* pada bagian dalam *vessel* dan diluar *shell*. Keadaan ini membuat *shell* tetap pada kondisi dingin. Gas kemudian mengalir melalui *shell side Ammonia Converter Interchanger* yang berfungsi untuk memanaskan gas yang menuju *bed* katalis pertama dengan menggunakan panas dari hasil reaksi *bed* katalis sebelumnya

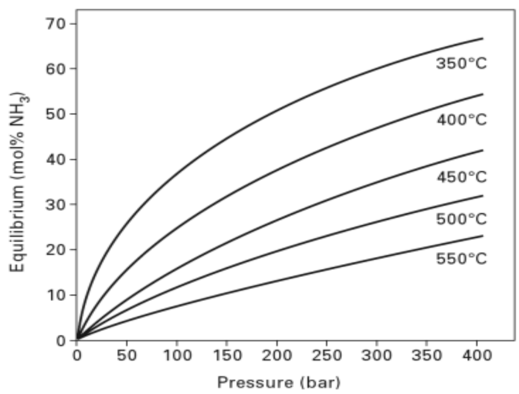
Campuran gas sintesa yang telah dimurnikan mengandung hidrogen (H_2) dan nitrogen (N_2) pada rasio 3:1, bereaksi pada temperatur sekitar 400^{o}C-500^{o}C dan tekanan 150-350 atm menggunakan katalis aktif iron oxide, terutama *ferroso-ferric oxide* (Fe_3O_4) atau yang populer saat ini *Ruthenium catalyst* (Ru/Al_2O_3). Potash (K_2CO_3), alumunium (Al_2O_3), calcium (CaO), atau magnesium (MgO) bertindak sebagai *promoted catalyst.*

1. Reaksi di Ammonia Converter

   Reaksi yang berlangsung pada *Ammonia Converter*

   $N_{2(g)} + 3H_{2(g)} \Longleftrightarrow 2NH_{3(g)}$ (ΔH = -92,22 kJ/mol)

Reaksi sintesa amonia berlangsung secara eksotermis, dengan volume diperkecil ($\Delta V < 0$) dan dibatasi oleh termodinamika. Oleh karena itu, tekanan yang tinggi dan temperatur yang rendah lebih disukai. Katalis dengan aktivitas yang tinggi diperlukan baik untuk operasi temperatur yang rendah.



Gambar 2. Pengaruh Tekanan dan Temperatur pada Konsentrasi Kesetimbangan

Amonia dengan rasio H_2:N_2 sebesar 3:1
(Sumber : Engineering Catalyst Book, hal. 329 oleh M. Dmitry)

Proses pembuatan ammonia dari hidrogen dan nitrogen tidak dapat berlangsung sempurna hanya dengan sekali melewati *Converter (one pass through)*. Produk ammonia dapat dipisahkan dari sirkulasi gas dengan mudah, yaitu melalui pendinginan gas dengan air pendingin sehingga ammonia terkondensasi. Slack dan James (1973) menjelaskan bahwa banyak hal yang mempengaruhi kinerja *loop*, dari pemilihan parameter kontrol yang tepat untuk mendapatkan kesetimbangan yang optimum disamping penghematan biaya produksi dan kehandalan operasi rasional. Variabel operasi yang sangat berpengaruh adalah tekanan, temperatur *Converter*, laju sirkulasi gas, temperatur kondensasi ammonia, volume katalis, dan aktifitas katalis.

Gas yang meninggalkan *converter* mengandung sekitar 12 sampai 18% amonia, tergantung pada tekanan. Konversi per bed katalis naik seiring naiknya tekanan. Gas didinginkan, pertama oleh alat penukar panas dengan menginjeksikan gas, kemudian dengan udara atau air. Gas amonia yang didinginkan akhirnya terkondensasi menjadi bentuk likuid oleh sistem refrigerasi. Derajat pendinginan ditentukan berdasarkan tekanan gas amonia. Pada tekanan yang tinggi, banyak amonia yang dapat dikondensasikan dengan air pendingin. Pada tekanan rendah (15 sampai 20 MPa), refrigerasi sangat penting untuk kondensasi.

Reaksi amonia sintesa berlangsung secara eksotermis, kemudian dalam mengoperasikan secara efisien, sebaiknya kesetimbangan digeser secara kontinyu dan panas berlebih dibuang. Hal ini dapat diselesaikan dengan mengatur proses dalam beberapa langkah. Setelah melalui satu bed katalis, konsentrasi amonia menjadi sangat penting karena telah mendekati garis kesetimbangan. Kemudian pendinginan dilakukan oleh penukar panas *(intermediate cooling)*. Hal yang perlu diingat bahwa reaksi yang terjadi di masukan bed katalis ialah jauh dari kesetimbangan, ketika pada keluaran konsentrasi amonia yang tinggi maka reaksi balik akan menjadi jelas mempengaruhi dalam arah reaksi selanjutnya.

Aliran tunggal melewati sebuah reaktor menghasilkan yield sekitar 15%.

Selanjutnya gas amonia hasil produk keluaran reaktor diubah menjadi amonia likuid, sedangkan hidrogen dan nitrogen yang tak terkonversi di kembalikan kembali ke reaktor. Reaksi sintesa amonia terjadi dalam sistem putar (*loop system*) dimana sintesa gas hidrogen dan nitrogen disirkulasi kontinyu melalui sebuah konverter yang mengandung katalis.

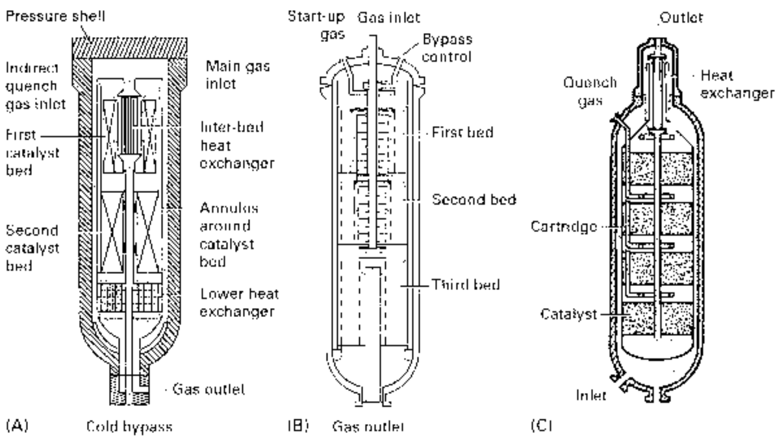
2. Desain Ammonia Converter

Pada teknologi yang terdahulu, reaktor jenis *axial flow* digunakan dalam operasi tekanan tinggi (300 bar). Besar partikel katalis (6-10 mm) dipakai dalam tujuan membatasi *pressure drop* melewati katalis. Desain *converter* dalam beberapa penelitian bahwa laju aliran gas secara radial melalui bed katalis sangat mungkin untuk mengurangi *pressure drop*, menggunakan katalis ukuran kecil (1,5-3 mm) memperlihatkan tingginya aktivitas per unit volume.

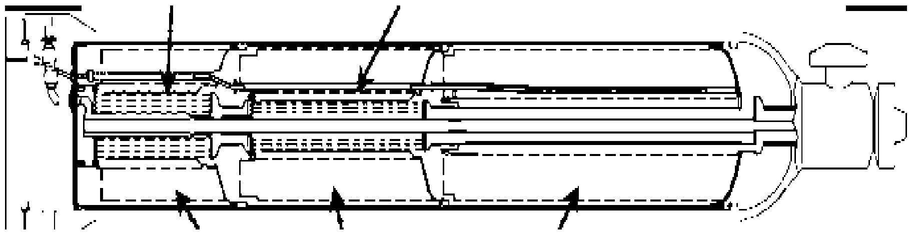
Tabel 1. Jenis Desain Ammonia Konverter

Contractor	Converter Design

Kellogg	a. Quench cooled, reaktor laju aksial dengan 3-4 bed menggunakan katalis diameter 6-10 mm b. Horizontal reactor, laju gas turun ke bawah melalui 3 kerangka bed dan *quench cooling*. Menggunakan katalis ukuran kecil 1,5-3,0 mm.
Topsoe	Bed dengan dua aliran radial disertai penukar panas dan kemungkinan *quench cooling* dalam tangki. Menggunakan katalis ukuran kecil 1,5-3,0 mm.
Ammonia Casale	Laju aksial-radial melalui tiga bed katalis dengan penukar panas dalam bed atau *quench cooling*.
Uhde	Tiga bed katalis, dua di dalam konverter pertama dengan inlet/outlet penukaran panas dan *waste heat boiler* dan ketiga di dalam sebuah konverter kedua dengan sebuah *waste heat boiler*
C F Braun	Tiga bed katalis dalam konverter terpisah dengan sebuah inlet/outlet penukar panas setelah melalui kedua dan ketiga.



Gambar 3. Contoh Amonia Sintesis Konverter: (A) reaktor dengan dua bed, Topsoe S-200, (B) reaktor dengan tiga bed, Uhde, GmbH, (C) reaktor dengan 3 bed dan quenching.



Gambar 4. *Casale ammonia synthesis reactor*

Dalam desain utama reaktor ammonia sintesis terdapat bejana bertekanan yang memiliki seksi bed katalis dan penukar panas (*heat exchangers*). Amonia konverter diklasifikasikan oleh tipe aliran (aksial, radial, atau aliran silang) dan digunakan metode pendinginan (quench atau tidak langsung). Reaktor tipe aliran aksial ialah reaktor beraliran dari atas ke bawah atau sebaliknya, namun tingginya *pressure drop* yang terjadi melewati bed katalis menjadi perhatian utama. Reaktor tipe aliran radial ialah reaktor dengan ukuran tinggi, diameter yang cukup kecil dan gas masukan ke antara dinding reaktor danluar permukaan bed katalis. Desain ini meminimalkan *pressure drop* yang terjadi.

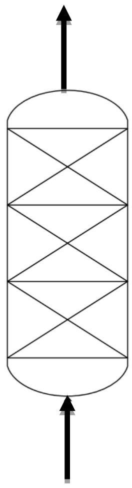
Pada reaktor tipe aliran silang (*cross flow*), gas dimasukkan sepanjang sisi reaktor dan secara radial melewati reaktor oleh penampung pada sisi lainnya. Konverter *quench* menggunakan reaktan dingin di tempatkan pada variasi titik tertentu sepanjang bed katalis. Penukar panas dalam bed juga dapat digunakan untuk menghilangkan panas pada interval spesifik sepanjang *bed*, keefektifitasan terdapat pada pemisahan bed menjadi beberapa zona *(multibed)*.

Reaktan gas dapat disirkulasikan melalui alat penukar panas untuk memanaskan di awalan feed gas yang akan masuk ke dalam reaktor atau air untuk memproduksi steam. Apabila kesetimbangan telah tercapai dalam pembentukan amonia di dalam bed katalis, maka panas yang dihilangkan atau penyerapan panas yang dilakukan oleh *quench gas* atau *indirect cooling* harus kembali pada temperatur awal masuk bed katalis untuk mendapatkan laju konversi yang baik.

3. Desain Ammonia Converter

Fungsi : Tempat mereaksikan H_2 dan N_2 dengan bantuan katalis Ruthenium sehingga menghasilkan NH_3

Gambar :



Data Operasi

Tekanan : 150 atm

Temperatur : Bed 1 = 450 ^oC

Bed 2 = 440 ^oC

Bed 3 = 430 ^oC

Katalis : Ruthenium

Konversi : 1) Reaksi 1 = 23,25 %

2) Reaksi 2 = 19,74 %

3) Reaksi 3 = 16,90 %

Laju alir massa : 99.493,17 kg/jam

Percepatan gravitasi : 9,8 m/s^2

Densitas campuran : 202,56 kg/m^3

Viskositas campuran : 0,3 kg/m.s

Data Katalis

Nama katalis : Ruthenium

Ukuran katalis : 0,318 cm

Bulk density : 0,93 g/cm^3

Densitas katalis : 1,67 kg/cm^3

Void fraction : 0,56

a) Menghitung Konstanta laju reaksi dan waktu reaksi

- Bed 1

  Laju alir massa = 99.493,17 kg/jam

  Densitas campuran = 202,56 kg/m^3

  Laju alir volume (Q) $= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \frac{99.493,17}{202,56}$

  $= 491,18\ m^3/jam$

  Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 2.926,86 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{2.926,27}{491,18}$

$= 5,96$ kmol/m^3

Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 8.778,81 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{8.778,81}{491,18}$

$= 17,87$ Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, $X_A = 0,2$

C_{AO} = 5,96 kmol/m^3

C_{BO} = 17,87 kmol/m^3

Q = 491,18 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 5,96 kmol/m^3 (1-0,2325)

= 4,57 kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 17,87 kmol/m^3 – 3 (5,96 kmol/m^3 x 0,2325)

= 13,72 kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 450 ^oC = 723,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
0	0	3,73 x 10^{-2}	0,01	0	0
50	0,02	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,07	-2,60
100	0,01	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,04	-3,29
150	0,0067	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,02	-3,69
200	0,005	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,02	-3,98

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
250	0,004	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,21
300	0,0033	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,39
350	0,0029	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,54
400	0,0025	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,68
450	0,0022	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,79

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Ө = 20

Tan Ө = E/R

E = Tan Ө . R

= 0,3640 kkal/mol

In A intersept

In A = -1,94

A = 1,44

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

K_1 = 1,44 m^3/Kmol det

= 52 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

r_1 = k C_A C_B

= 3,26 x 10^3 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_1 = 7,17 x 10^{-2} jam

τ_1 = 258 detik

- **Bed 2**

Laju alir massa = 76.360,26 kg/jam

Densitas campuran = 157,64 kg/m^3

Laju alir volume (Q) = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

= $\frac{79.360,26}{157,64}$

= 484,38 m^3/jam

Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 2.245,89 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

= $\frac{2.245,89}{484,38}$

= 4,64 kmol/m^3

Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 6.737,67 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$$= \frac{6.737,67}{484,38}$$

$= 13,91\ Kmol/m^3$

Konversi reaksi 1, $X_A = 0,1974$

C_{AO} = 4,64 $kmol/m^3$

C_{BO} = 13,91 $kmol/m^3$

Q = 484,38 m^3/jam

$C_A = C_{AO}(1-X_A)$

$= 4,64\ kmol/m^3\ (1-0,1974)$

$= 3,72\ kmol/m^3$

$C_B = C_{Bo} - b/a\ (C_{Ao} - C_A)$

$= C_{Bo} - C_{Ao} . X_A$

$= 13,91\ kmol/m^3 - 3\ (4,64\ kmol/m^3 \times 0,1974)$

$= 11,16\ kmol/m^3$

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 440 °C = 723,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
0	0	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	0	0

44	$2,27 \times 10^{-2}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$1,76 \times 10^{-6}$	-13,25
88	$1,14 \times 10^{-2}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$8,81 \times 10^{-7}$	-13,94
132	$7,58 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$5,87 \times 10^{-7}$	-14,35
176	$5,68 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$4,40 \times 10^{-7}$	-14,64
220	$4,55 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$3,52 \times 10^{-7}$	-14,86
264	$3,79 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$2,94 \times 10^{-7}$	-15,04
308	$3,25 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$2,52 \times 10^{-7}$	-15,20
352	$2,84 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$2,20 \times 10^{-7}$	-15,33
396	$2,53 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$1,96 \times 10^{-7}$	-15,45
440	$2,27 \times 10^{-3}$	$7,19 \times 10^{-4}$	9,27	$1,76 \times 10^{-7}$	-15,55

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 0,3640

Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 0,72 kkal/mol

In A intersept

In A = -9,19

A = $1,01 \times 10^{-2}$

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_2 = $1,01 \times 10^{-2}$ m^3/Kmol det

= 36,4 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

R_2 = k C_A C_B

= $1,5 \times 10^3$ Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \, . \, C_{Ao}}{C_{Bo} \, . \, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_2 = $2,13 \times 10^{-6}$ jam

τ_2 = 1 detik

- **Bed 3**

Laju alir massa = 61.289,62 kg/jam

Densitas campuran = 128,33 kg/m^3

Laju alir volume (Q) = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$= \frac{61.289,62}{128,33}$

= 477,59 m^3/jam

Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 1.802,64 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{1.802,64}{477,59}$

= 3,77 kmol/m^3

Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 5.407,91 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{5.407,91}{477,59}$

= 11,32 Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, X_A = 0,169

C_{AO} = 3,77 kmol/m^3

C_{BO} = 11,32 kmol/m^3

Q = 477,59 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 3,77 kmol/m^3 (1-0,169)

= 3,14 kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

$= C_{Bo} - C_{Ao} . X_A$

$= 11{,}32\ kmol/m^3 - 3\ (3{,}77\ kmol/m^3 \times 0{,}169)$

$= 9{,}41\ kmol/m^3$

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
0	0	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	0	0
43	$2{,}33 \times 10^{-2}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$4{,}52 \times 10^{-3}$	-5,40
86	$1{,}16 \times 10^{-2}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$2{,}26 \times 10^{-3}$	-6,09
129	$7{,}75 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$1{,}51 \times 10^{-3}$	-6,50
172	$5{,}81 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$1{,}13 \times 10^{-3}$	-6,78
215	$4{,}65 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$9{,}05 \times 10^{-4}$	-7,01
258	$3{,}88 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$7{,}54 \times 10^{-4}$	-7,19
301	$3{,}32 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$6{,}46 \times 10^{-4}$	-7,34
344	$2{,}91 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$5{,}65 \times 10^{-4}$	-7,48
387	$2{,}58 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$5{,}03 \times 10^{-4}$	-7,60
430	$2{,}33 \times 10^{-3}$	$1{,}9 \times 10^{-3}$	0,01	$4{,}52 \times 10^{-4}$	-7,70

T = Temperatur reaksi = 430 ^oC = 703,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 0,3640
Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 0,72 kkal/mol

In A intersept

In A = -3,85
A = $2{,}13 \times 10^{-1}$

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_3 = $2{,}13 \times 10^{-1}$ m^3/Kmol det

= 76,9 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

R_3 = k C_A C_B

= $2{,}3 \times 10^3$ Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \ . \ C_{Ao}}{C_{Bo} \ . \ C_A} = \left(C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao} \right) kt$$

τ_3 = $2{,}47 \times 10^{-3}$ jam

τ_3 = 8,89 detik

T total = $7{,}4 \times 10^{-2}$ jam

c) Menentukan Volume Reaktor, Vr

- **Volume Bed 1:**

$$N_2 + 3H_2 \longrightarrow 2NH_3$$

Persamaan integral $\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ akan diselesaikan dengan menggunakan metode numerik 1/3 *simpsons rule*. Maka integrasi tersebut akan dapat dituliskan sebagai berikut :

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	309,80	0,0032
0,0233	302,60	0,0033
0,0465	295,39	0,0034
0,0698	288,19	0,0035
0,0930	280,99	0,0036

0,1163	273,78	0,0037
0,1395	266,58	0,0038
0,1628	259,38	0,0039
0,1860	252,18	0,0040
0,2093	244,97	0,0041
0,2325	237,77	0,0042

$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ = A = $\frac{\Delta X}{3}\left(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)}\right)$

A = 8,54 x 10^{-4} jam.m^3/kmol

F_{AO} = 11.705,08 kmol/jam

V_{r1} = A × F_{AO}

= 8,54 x 10^{-4} jam m^3/kmol × 11.705,08 kmol/jam

= 9,99 m^3

- **Volume bed 2:**

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	166,91	0,0060
0,0197	163,62	0,0061
0,0395	160,32	0,0062
0,0592	157,03	0,0064
0,0789	153,74	0,0065
0,0987	150,44	0,0066
0,1184	147,15	0,0068
0,1382	143,85	0,0070
0,1579	140,56	0,0071
0,1776	137,26	0,0073
0,1974	133,97	0,0075

$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ = A = $\frac{\Delta X}{3}\left(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)}\right)$

A = 1,32 x 10^{-3} jam m^3/kmol

F_{AO} = 10.344,32 kmol/jam

V_{r2} = A × F_{AO}

= 1,32 x 10^{-3} jam m^3/kmol × 10.344,32 kmol/jam

= 13,62 m^3

- **Volume bed 3:**

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	638,03	0,0016
0,0169	625,01	0,0016
0,0338	612,06	0,0016
0,0507	599,19	0,0017
0,0676	586,40	0,0017
0,0845	573,69	0,0017
0,1014	561,05	0,0018
0,1183	548,49	0,0018
0,1352	536,00	0,0019
0,1521	523,60	0,0019
0,1690	511,27	0,0020

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A} = A = \frac{\Delta X}{3}\left(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)}\right)$$

A = 2,96 x 10^{-4} jam m^3/kmol

F_{AO} = 9.457,81 kmol/jam

V_{r3} = A × F_{AO}

= 2,96 x 10^{-3} jam m^3/kmol × 9.457,81 kmol/jam

= 27,96 m^3

Menghitung volume reaktor total :

V_{rt} = V_{r1} + V_{r2} + V_{r3}

= 51,59 m^3

Dengan factor keamanan sebesar = 20 % maka :

V_{rt} = (1+20%) . V_{rt}

V_{rt} = (1+20%) . 51,59

= 56,74 m^3

e) Menentukan Diameter Kolom, D_R

V_R = $V_{silinder} + V_{ellipsoidal}$

$$V_R = \frac{\pi}{4} D_R^{\,2} H + 2\left(\frac{\pi}{24} D_R^{\,3}\right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D_R^{\,2}(4D_R) + \frac{\pi}{12} D_R^{\,3}$$

$$= \frac{13}{12}\pi D_R^{\,3}$$

$$D_R = \sqrt[3]{\frac{12V_R}{13\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{12\,(56{,}74\,m^3)}{13\pi}}$$

= 2,55 m

f) Menentukan Tinggi Reaktor, H_T

Perbandingan tinggi kolom terhadap diameter kolom (H_R/D_R) berada pada range 3 – 10 (Decker, 1995)

Diambil rasio tinggi terhadap diameter (H_R/D_R) sebesar 3

H_R = $3 \times D_R$

= $3 \times$ 2,55 m

= 7,65 m

Head Reaktor berbentuk *ellipsoideal*

H_{Head} = 0,25 $\times$ D_R

= 0,25 $\times$ 2,55 m

= 0,64 m

Sehingga total tinggi reaktor adalah :

H_T = $H_R + H_{head}$

H_T = 7,65 m + 0,64 m

H_T = 8,29 m

g) Menentukan Volume Total Reaktor, V_R

$$V_{HR} = 2.\left[\frac{\pi}{24}.D^3\right]$$

$$= 2.\left[\frac{3,14}{24}.2,55^{\ 3}\right]$$

$$= 4,34 \text{ m}^3$$

$$V_R = V_{RT} + V_{HR}$$

$$= 56,74 \text{ m}^3 + 4,34 \text{ m}^3$$

$$= 61,08 \text{ m}^3$$

h) Menentukan Volume Katalis, V_K dan Berat Katalis, W_K

- **Bed 1**

Volume dan massa katalis

Densitas katalis = 3,409 g/cm^3

Diameter partikel = 0,318 cm

Maka, Vf = 0,54

V bed katalis = (1-Vf) x Vbed

= (1-0,54) x (51,59)

= 23,73 m^3

Volume void = Vbed x Vf

= 51,59 x 0,54

= 27,85 m^3

Volume katalis = Vbed – Vvoid

= (51,59 – 27,85) m^3

= 23,74 m^3

Massa katalis = Densitas x Vol. Katalis

= 3.409 kg/m^3 x 23,74 m^3

= 80.929,66 kg

Dengan cara yang sama, maka diperoleh masing-masing bed:

- Bed 2 = 80.929,66 kg
- Bed 3 = 80.929,66 kg

i) Menentukan Tebal Dinding Reaktor

$$t = \frac{PD}{2\,SE - 0{,}2\,P} + C$$

Keterangan:

P = Tekanan design = 150 atm = 2.133,5 psi

D = Diameter tangki = 2,55 m

S = Working stress allowable = 782,53 atm (Peter, 1991)

E = Welding Joint efisiensi = 0,85 (Peter, 1991)

C = Korosi yang diizinkan = 0,0032 m (Peter, 1991)

$$t = \frac{150 \text{ atm x } 2{,}55 \text{ m}}{(2 \text{ x } 782{,}53 \text{ atm x } 0{,}85) - (0{,}2 \text{ x } 150 \text{ atm})} + 0{,}0032$$

= 0,0128 m

= 1,28 cm

OD = 2t + D

= (2 x 0,0128) + 2,55 m

= 2,57 m

j) Menentukan Pressure Drop Reaktor

$$G = \frac{W_T}{3600\,.\,(0{,}25.\pi.D^2)}$$ (Fogler, 1997)

$$= \frac{99.493{,}17 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ det/jam } .\ 0{,}25.\pi.2{,}55^2}$$

$= 5{,}41 \text{ kg/m}^2\text{.det}$

$= 0{,}000524\ atm$

Untuk katalis Ruthenium per Bed

$$-\frac{dP}{dL}=\frac{G}{\rho\,.\,g_c\,.\,d_p}\left(\frac{1-\Phi}{\Phi^3}\right).\left[\frac{150\,(1-\Phi)\mu}{d_p}+1{,}75\,.\,G\right]$$

$$=40{,}69\ \mathrm{N/m^2}$$

= 0,0004016 atm

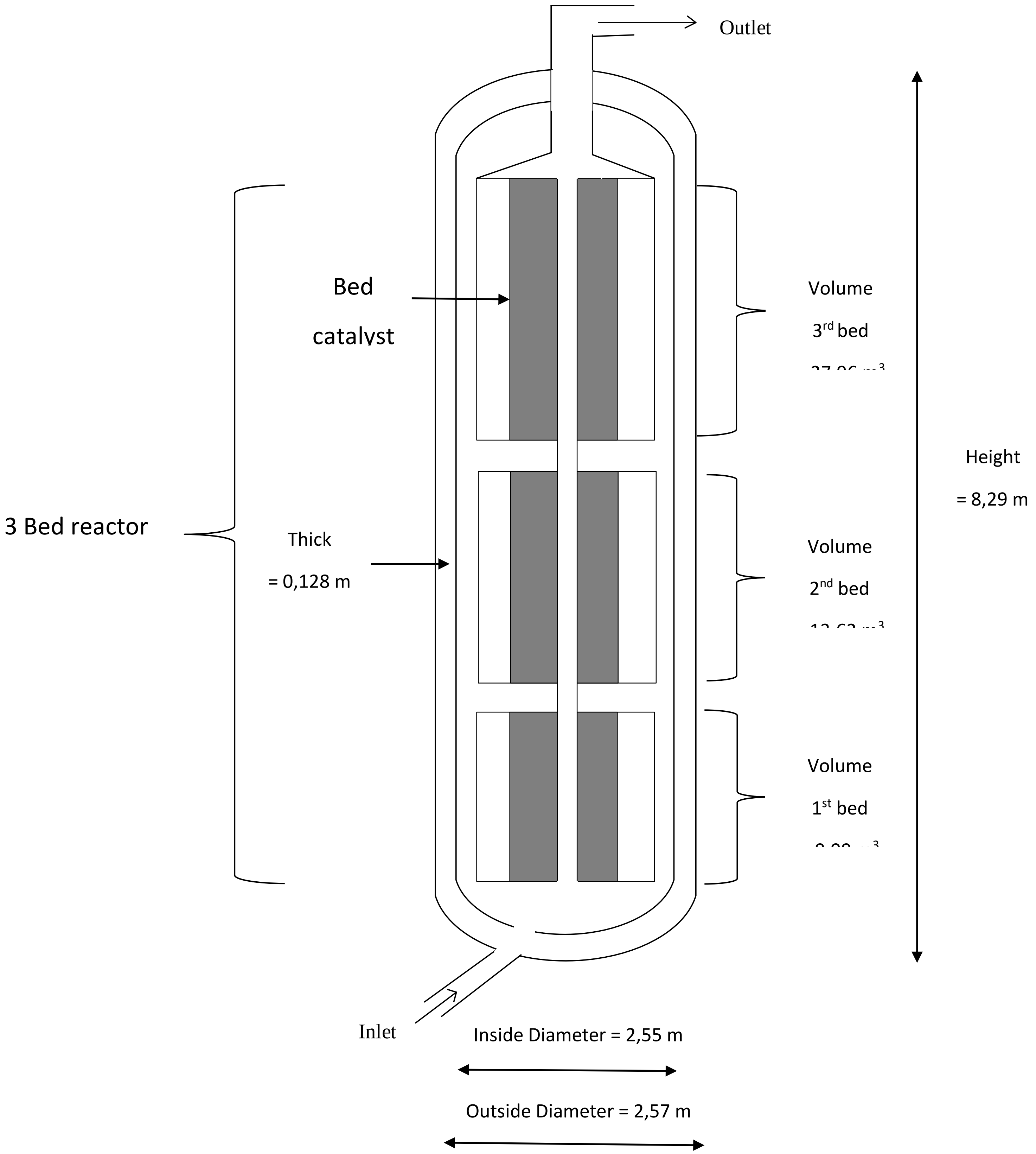
Jadi total pressure drop adalah

$$-\frac{dP}{dL}_{total}=0{,}0008032\ atm$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	*Ammonia Converter*
Kode Alat	:	R-05
Jumlah	:	1 Unit
Fungsi	:	Tempat mereaksikan nitrogen dan hidrogen untuk menghasilkan ammonia dengan katalis Ruthenium

DATA DESAIN		
Tipe	*Multi stage fixed bed reactor*	
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*	
Tekanan	150	atm
Temperatur bed 1	450	ºC
Temperatur bed 2	440	ºC
Temperatur bed 3	430	ºC
Volume bed 1	9,99	m^3
Volume bed 2	13,62	m^3
Volume bed 3	27,96	m^3
Inside diameter vessel	2,55	m
Outside diameter vessel	2,57	m
Tinggi total tanki	8,29	m
Tebal tanki	0,48	m

4. Skema Ammonia Converter



LAMPIRAN II
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	: 350,000 ton/tahun
Operasi Pabrik	: 300 hari/tahun
Basis	: 1 jam operasi
Satuan Massa	: kg (kilogram)
Bahan Baku	: Gas Alam, Udara dan *Steam*
Produk	: Ammonia

Kapasitas Produksi Ammonia:

$$= 350.000\frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000\frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1}{300}\frac{\text{tahun}}{\text{hari}} \times \frac{1}{24}\frac{\text{jam}}{\text{hari}}$$

= 48.611,11 kg/jam

$$\text{Mol kapasitas} = \frac{48.611{,}11\,\text{kg/jam}}{17\,\text{kg/kmol}}$$

= 2.859,47 kmol/jam

Kemurnian NH_3 : 99,9%

Impurities : 0,1%

Ammonia = Kemurnian Ammonia x Kapasitas Produksi

= 99,9% x 48,611,11 kg/jam

= 48.562,5 kg/jam

$$= \frac{48.562{,}5\ \text{kg/jam}}{17\,\text{kg/kmol}}$$

= 2.856,62 kmol/jam

Impurities = Kapasitas Produksi Ammonia – Jumlah Ammonia

= 48.611,11 kg/jam – 48.562,5 kg/jam

= 48,61 kg/jam

Kemurnian Bahan Baku :

Tabel 4,1 Data jumlah komposisi Gas Alam

Komponen	Jumlah (%)
N_2	2,3092
CH_4	83,839
C_2H_6	6,7273
C_3H_8	3,17123
i-C_4H_{10}	0,75319
n-C_4H_{10}	0,98269
i-C_5H_{12}	0,67612
n-C_5H_{12}	0,41235
C_6H_{14}	0,36583
C_7H_{16}	0,76318

Sumber : PT. PERTAMINA EP- ANGGANA

Tabel 4,2 Data Komposisi Udara

Komposisi	Jumlah (%)
N_2	78%
O_2	21%
Ar	1%

Kebutuhan Bahan Baku:

- **Kebutuhan Jumlah N_2 dan H_2 untuk Produksi Ammonia**

1. Reaksi pada ammonia converter bed ke-3

$$N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$$

Jumlah Ammonia yang diproduksi = 2.856,62 kmol/jam

Konversi pada ammonia converter bed ke-3 = 16,90 %

Perbandingan antara N_2 dan H_2 = 1:3 (US patent : 0072580A1)

a) Mol bereaksi pada N_2 = 304,68 kmol/jam

b) Mol bereaksi pada H_2 = 3 x mol bereaksi pada N_2
= 3 x 304,68 kmol/jam
= 914,03 kmol/jam

c) Mol bereaksi pada NH_3 = 2 x mol bereaksi pada N_2
= 2x 304,68 kmol/jam
= 609,35 kmol/jam

d) Mol mula-mula NH_3 = Mol sisa NH_3 - Mol bereaksi NH_3
= (2.856,62 – 609,35) kmol/jam
= 2.247,27 kmol/jam

e) Mol mula-mula N_2 = Konversi reaktor x Mol bereaksi pada N_2

$$= \left(\frac{100}{16,90\%} x\ 304,68 \right)$$

= 1.802,64 kmol//jam

f) Mol mula-mula H_2 = 3 x Mol mula-mula N_2
= 3 x 1.802,64 kmol/jam
= 5.407,91 kmol/jam

	N_2	+	$3H_2$	→	$2NH_3$
Mula-mula	1.802,64		5.407,91		2.247,27
Bereaksi	304,68		914,03		609,35
Sisa	1.497,96		4.493,88		2.856,62

2. Reaksi pada ammonia converter bed ke-2

$$N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$$

Jumlah Ammonia yang diproduksi = 2.247,27 kmol/jam

Konversi pada ammonia converter bed ke-2 = 19,74%

Perbandingan antara N_2 dan H_2 = 1:3 (US patent : 0072580A1)

a) Mol bereaksi pada N_2 = 443,25 kmol/jam

b) Mol bereaksi pada H_2 = 3 x mol bereaksi pada N_2
= 3 x 443,25 kmol/jam
= 1.329,76 kmol/jam

c) Mol bereaksi pada NH_3 = 2 x mol bereaksi pada N_2
= 2x 443,25 kmol/jam
= 886,51 kmol/jam

d) Mol mula-mula NH_3 = Mol sisa NH_3 - Mol bereaksi NH_3
= (2.247,27 – 886,51) kmol/jam
= 1.360,76 kmol/jam

e) Mol mula-mula N_2 = Konversi reaktor x Mol bereaksi pada N_2

$$= \left(\frac{100}{19{,}74} x \; 443{,}25\right)$$

= 2.245,89 kmol//jam

f) Mol mula-mula H_2 = 3 x Mol mula-mula N_2
= 3 x 2.245,89 kmol/jam
= 6.737,67 kmol/jam

	N_2	+	$3H_2$	$\rightarrow$	$2NH_3$
Mula-mula	2.247,27		6.737,67		1.360,76
Bereaksi	443,25		1.329,76		886,51
Sisa	1.802,64		5.407,91		2.247,27

3. Reaksi pada ammonia converter bed ke-1

$$N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$$

Jumlah Ammonia yang diproduksi = 1.360,76 kmol/jam

Konversi pada ammonia converter bed ke-1 = 23,25%

Perbandingan antara N_2 dan H_2 = 1:3 (US patent : 0072580A1)

a) Mol bereaksi pada NH_3 = Mol sisa NH_3

= 1.360,76 kmol/jam

b) Mol bereaksi pada N_2 = Mol sisa NH_3 x $\frac{1}{2}$

= 1.360,76 kmol/jam x $\frac{1}{2}$

= 680,38 kmol/jam

c) Mol bereaksi pada H_2 = Mol sisa NH_3 x $\frac{3}{2}$

= 1.360,76 kmol/jam x $\frac{3}{2}$

= 2.041,14 kmol/jam

d) Mol mula-mula NH_3 = 0

e) Mol mula-mula N_2 = Mol sisa N_2 + Mol bereaksi N_2

= (2.245,89 + 680,38) kmol/jam

= 2.926,27 kmol//jam

f) Mol mula-mula H_2 = Mol sisa H_2 + Mol bereaksi H_2

= (6.737,67 + 2.041,14) kmol/jam

= 8.778,81 kmol/jam

	N_2	+	$3H_2$	→	$2NH_3$
Mula-mula	2.926,27		8.778,81		
Bereaksi	680,38		1.756,12		1.360,76
Sisa	2.245,89		6.737,67		1.360,76

Pada produksi ammonia sebanyak 2.856,62 kmol/jam,

Kebutuhan N_2 = 2.926,27 kmol/jam

Kebutuhan H_2 = 8.778,81 kmol/jam

- **Bahan baku Gas Alam**

Jumlah kebutuhan H_2 pada Ammonia Converter = 8.778,81 kmol/jam

1. Primary Reformer

a) Reaksi 1

Konversi : 67% (US 9321655)

	CH_4	+	H_2O	→	CO	+	$3H_2$
Mula-mula	1.274,30		3.440,62				
Bereaksi	849,54		849,54		849,54		2.548,61
Sisa	424,77		2.591,08		849,54		**2.548,61**

b) Reaksi 2

Konversi : 75% (US 9321655)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	849,54		2.591,08				
Bereaksi	637,15		637,15		637,15		637,15
Sisa	212,38		1.953,93		637,15		**637,15**

2. Secondary Reformer

a) Reaksi 1

Konversi : 99 % (US 0072580A1)

	CH_4	+	H_2O	→	CO	+	$3H_2$
Mula-mula	424,77		1.953,93				
Bereaksi	420,52		420,52		420,52		1.261,56
Sisa	4,25		1.533,41		420,52		**1.261,56**

b) Reaksi 2

Konversi : 61 % (US 9132402)

	$2H_2$	+	O_2	→	$2H_2O$
Mula-mula	1.261,56		382,29		
Bereaksi	764,58		382,29		764,58
Sisa	496,98		0		764,58

c) Reaksi 3

Konversi : 0,02 % (US 9132402)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	420,52		764,58				
Bereaksi	8,61		8,61		8,61		8,61
Sisa	411,91		755,97		8,61		**8,61**

3. High Temperature Shift Converter (HTSC)

Konversi reaktor = 80% (US 0072580A1)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	624,29		2.289,38				
Bereaksi	499,44		499,44		499,44		499,44
Sisa	124,86		1.789,95		499,44		**499,44**

4. Low Temperaature Shift Converter (LTSC)

Konversi reaktor LTSC = 90% (US 0072580A1)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	124,86		1.789,95				
Bereaksi	112,37		112,37		112,37		112,37
Sisa	12,49		1.677,58		112,37		**112,37**

Jumlah H_2 = Total H_2 Primary Reformer + Total H_2 Secondary Reformer + Total H_2 HTSC + Total H_2 LTSC + Aliran Recycle

Jumlah H_2 = (2.548,61 + 637,15) kmol + (1.261,56 + 8,61) kmol + 499,44 kmol + 112,37 kmol + 4.475,65 kmol

= **8.778,81 kmol/jam**

Total CH_4 pada Primary reformer = 1.274,30 kmol

Total gas alam = Total CH_4 / % CH_4 pada gas alam

= 1.274,30 kmol / 83,84%

= 1.519,94 kmol

= 30.919,62 kg

- **Kebutuhan *Steam* (H_2O)**

  Perbandingan *feed* antara metana (CH_4) dengan *steam* (H_2O) adalah 1: 2,7 mol (Patent US 8,545,727 B2)

  - Jumlah CH_4 = 1.274,30 kmol
  - Sehingga Jumlah *Steam* = 2,7 x jumlah CH_4

    = 2,7 x 1.274,30 kmol

    = 3.440,62 kmol

    = 3.440,62 kmol x 18 kg/kmol

    = 61.931,15 kg

- **Kebutuhan Udara**

  Komponen udara = N_2, O_2 dan Ar

  - **N_2 =** Total kebutuhan N_2 – (Jumlah N_2 pada kandungan gas alam + Total N_2 pada aliran recycle)

    = 2.926,27 kmol – (35,10 + 1.497,53) kmol

    = 1.393,64 kmol

    = 39.022,04 kg

  - **O_2** = 0,9 x jumlah CH_4 pada secondary reformer

    = 0,9 x 424,77 kmol

    = 382,29 kmol

    = 12.233,31 kg

  Molar ratio O2 to Carbon in feed = 0,9 (US 2004/0028595 A1)

  - **Ar** = (1/21) * Total O2

    = (1/21)* 382,29 kmol

    = 18,20 kmol

    = **728,17 kg**

Total kebutuhan udara = Jumlah N_2 + Jumlah O_2 + Jumlah Ar

= **51.983,53 kg**

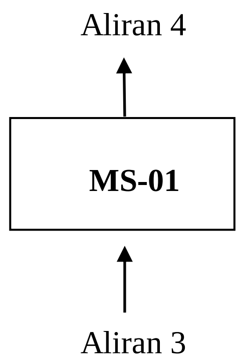
Untuk mencukupi kapasitas 350,000 ton/tahun kebutuhan Gas Alam, Udara, dan Steam sebanyak :

1) Gas Alam : 30.919,62 kg/jam
2) Udara : 51.983,53 kg/jam
3) Steam : 61.931,15 kg/jam

1. Molecular Sieve -01 (MS-01)

Fungsi : Menghilangkan senyawa hidrokarbon berat dengan rentang karbon C_2-C_7 dari kandungan gas alam,

Gambar :



Keterangan :

Aliran 3 : Aliran Gas Alam dari *Expander* (E-01)

Aliran 4 : Aliran Gas (N_2 dan CH_4) yang telah melewati MS-01 menuju Cp-01

a) Komponen Input pada Aliran 3

Komponen	**Input**	
	Mole Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	1.274,30	20.388,86
C_2H_6	102,25	3.067,51
C_3H_8	48,20	2.120,84
i-C_4H_{10}	11,45	663,99
n-C_4H_{10}	14,94	866,31
i-C_5H_{12}	10,28	739,92
n-C_5H_{12}	6,27	451,26
C_6H_{14}	5,56	478,19
C_7H_{16}	11,60	1.159,99
Total	1.519,94	30.919,62

Pada buku Chemical Process Equipment (Walas), adsorber yang digunakan untuk menghilangkan senyawa hidrokarbon dengan rentang C_2-C_7 adalah adsorber tipe *molecular sieve* yang menggunakan zeolit dengan radius molekul sebesar 3 Å sebagai adsorben. Senyawa yang dapat lolos adalah yang memiliki radius molekul kurang dari 3 Å (N_2 dan CH_4).

b) Komponen terserap di MS-01

Komponen	**Mole Flow (Kmol/jam)**	**Mass Flow (Kg/jam)**
C_2H_6	102,25	3.067,51
C_3H_8	48,20	2.120,84
i-C_4H_{10}	11,45	663,99
n-C_4H_{10}	14,94	866,31
i-C_5H_{12}	10,28	739,92
n-C_5H_{12}	6,27	451,26
C_6H_{14}	5,56	478,19
C_7H_{16}	11,60	1.159,99
Total	210,54	9.548

c) Komponen yang lolos dari Molecular Sieve -01 (MS-01)

Komponen	**Output**	
	Mole Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	1.274,30	20.388,86
Total	1.309,40	21.371,62

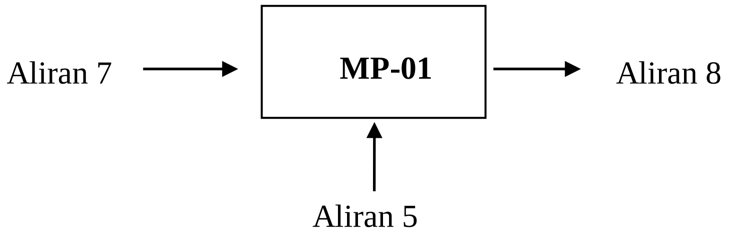
Neraca Massa Molecular Sieve Separator-01 (MSS-01)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**	
	Aliran 3	**Aliran 4**	**Terserap**
N_2	982,76	982,76	
CH_4	20.388,86	20.388,86	
C_2H_6	3.067,51	-	3.067,51
C_3H_8	2.120,84	-	2.120,84
i-C_4H_{10}	663,99	-	663,99
n-C_4H_{10}	866,31	-	866,31
i-C_5H_{12}	739,92	-	739,92
n-C_5H_{12}	451,26	-	451,26
C_6H_{14}	478,19	-	478,19
C_7H_{16}	1.159,99	-	1.159,99
Total	30.919,62	21.371,62	9.548
		30.919,62	

2. Mixing Point (MP-01)

Fungsi : Tempat terjadinya *mixing point* antara gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) sebelum dialirkan ke *Primary Reformer* (R-01).

Gambar :



Keterangan :

Aliran 5 = Aliran gas (N_2 dan CH_4) dari Cp-01

Aliran 7 = Aliran *steam* (H_2O)

Aliran 8 = Aliran gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) dari MP-01 menuju *Furnace* (F-01)

a) Komponen Input pada Aliran 5

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	1.274,30	20.388,86
Total	1.309,40	21.371,62

Perbandingan *feed* antara metana (CH_4) dengan *steam* (H_2O) adalah 1: 2,7 mol (Patent US 8,545,727 B2)

b) Komponen Input pada Aliran 7

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (kg/jam)**
H_2O	3.440,62	61.931,15

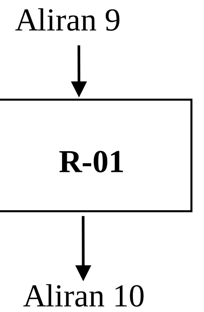
c) Neraca Massa Mixing Point (MP-01)

Komponen	**Aliran Input**		**Aliran Output**
	Aliran 5	**Aliran 7**	**Aliran 8**
N_2	982,76	-	982,76
CH_4	20.388,86	-	20.388,86
H_2O	-	61.931,15	61.931,15
Total	21.371,62	61.931,15	
	83.302,77		83.302,77

3. Primary Reformer (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *steam methane reforming* sehingga menghasilkan gas sintesa (H_2, CO dan CO_2) dengan menggunakan katalis nikel,

Gambar :



Keterangan :

Aliran 9 : Aliran gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) dari *Furnace* (F-01)

Aliran 10 : Aliran produk *Primary Reformer* (R-01) menuju *Furnace* (F-02)

a) Kondisi Operasi

Berdasarkan Patent

Temperatur : 650°C

Tekanan : 60 atm

Katalis : Nikel

Konversi : 1) Reaksi 1 = 67%

2) Reaksi 2 = 75%

b) Komponen pada Aliran 9

Komponen	Input	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	1.274,30	20.388,86
H_2O	3.440,62	61.931,15
Total	4.750,02	83.302,77

c) Reaksi 1

Konversi : 67% (US 9321655)

	CH_4	+	H_2O	→	CO	+	$3H_2$
Mula-mula	1.274,30		3.440,62				
Bereaksi	849,54		849,54		849,54		2.548,61
Sisa	424,77		2.591,08		849,54		2.548,61

d) Reaksi 2

Konversi : 75% (US 9321655)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	849,54		2.591,08				
Bereaksi	637,15		637,15		637,15		637,15
Sisa	212,38		1.953,93		637,15		637,15

c) Komponen pada Aliran 10

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	424,77	6.796,29
CO	212,38	5.946,75
CO_2	637,15	28.034,68
H_2	3.185,76	6.371,52
H_2O	1.953,93	35.170,78
Total	6.449,09	83.302,77

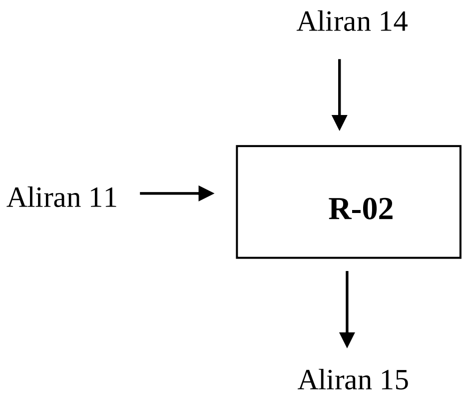
d) Neraca Massa Primary Reformer (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 9	**Aliran 10**
N_2	982,76	982,76
CH_4	20.388,86	6.796,29
CO	-	5.946,75
CO_2	-	28.034,68
H_2	-	6.371,52
H_2O	61.931,15	35.170,78
Total	83.302,77	83.302,77

4. Secondary Reformer (R-02)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi penyempurnaan *steam methane reforming* sehingga menghasilkan gas sintesa (H_2, CO dan CO_2) dengan menggunakan katalis nikel.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 11 : Aliran input dari *Furnace* (F-02)

Aliran 14 : Aliran input udara yang telah melewati Furnace (F-03)

Aliran 15 : Aliran produk keluaran *Secondary Reformer* (R-02) menuju *Waste Heat Boiler* (WHB-01)

c) Kondisi Operasi

Berdasarkan Patent

Temperatur : 1000^oC

Tekanan : 60 atm

Katalis : Nikel Oksida

Konversi : 1) Reaksi 1 = 99 %

2) Reaksi 2 = 61 %

3) Reaksi 3 = 0,02 %

d) Komponen Input pada Aliran 11

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	35,10	982,76
CH_4	424,77	6.796,29
CO_2	212,38	5.946,75
CO	637,15	28.034,68
H_2	3.185,76	6.371,52
H_2O	1.953,93	35.170,78
Total	6.449,09	83.302,77

c) Komponen Input pada Aliran 14

Molar ratio O_2 to Carbon in feed = 0,9

(Sumber: Patent US 2004/0028595 A1)

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.393,64	39.022,04
O_2	382,29	12.233,31
Ar	18,20	728,17
Total	1.794,14	51.983,53

e) Reaksi 1

Konversi : 99 % (US 0072580A1)

	CH_4	+	H_2O	→	CO	+	$3H_2$
Mula-mula	424,77		1.953,93				
Bereaksi	420,52		420,52		420,52		1.261,56
Sisa	4,25		1.533,41		420,52		1.261,56

f) Reaksi 2

Konversi : 61 % (US 9132402)

	$2H_2$	+	O_2	→	$2H_2O$
Mula-mula	1.261,56		382,29		
Bereaksi	764,58		382,29		764,58
Sisa	496,98		0		764,58

e) Reaksi 3

Konversi : 0,02 % (US 9132402)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	420,52		764,58				
Bereaksi	8,61		8,61		8,61		8,61
Sisa	411,91		755,97		8,61		8,61

g) Komponen Output pada Aliran 15

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kg/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	624,29	17.480,23
CO_2	645,76	28.413,53
H_2	3.691,35	7.382,69
O_2	-	-
Ar	18,20	728,17
H_2O	2.289,38	41.208,91
Total	8.701,98	135.286,29

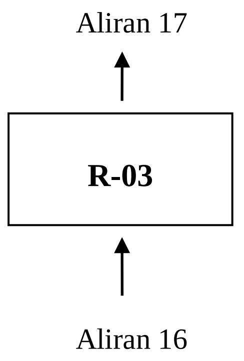
h) Neraca Massa Secondary Reformer (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Aliran 11	Aliran 14	Aliran 15
N_2	982,76	39.022,04	40.004,80
CH_4	6.796,29	-	67,96
CO	5.946,75	-	17.480,23
CO_2	28.034,68	-	28.413,53
H_2	6.371,52	-	7.382,69
O_2	-	12.233,31	-
Ar	-	728,17	728,17
H_2O	35.170,78	-	41.208,91
Total	83.302,77	51.983,53	135.286,29
	135.286,29		

5. High Temperature Shift Converter (R-03)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *water gas shift* menghasilkan CO_2 pada temperatur tinggi dengan bantuan katalis *Iron Oxide*

Gambar :



Keterangan :

Aliran 16 : Aliran input dari *Waste Heat Boiler* (WHB-01)

Aliran 17 : Aliran produk keluaran *High Temperature Shift Converter* (R-03) menuju *Cooler* (C-01)

a) Kondisi Operasi

Berdasarkan Patent:

Temperatur : 320 ^oC

Tekanan : 60 atm

Katalis : *Iron Oxide*

Konversi : 80 %

b) Komponen pada Input Aliran 16

Komponen	Input	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	624,29	17.480,23
CO_2	645,76	28.413,53
H_2	3.691,35	7.382,69
Ar	18,20	728,17
H_2O	2.289,38	41.208,91
Total	8.701,98	135.286,29

c) Reaksi

Konversi : 80% (US 0072580A1)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	624,29		2.289,38				
Bereaksi	499,44		499,44		499,44		499,44
Sisa	124,86		1.789,95		499,44		499,44

d) Komponen Output pada Aliran 17

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	124,86	3.496,05
CO_2	1.145,20	50.388,67
H_2	4.190,78	8.381,57
Ar	18,20	728,17
H_2O	1.789,95	32.219,08
Total	8.701,98	135.286,29

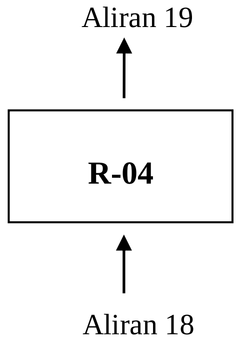
e) Neraca Massa *High Temperature Shift Converter* (R-03)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**
	Aliran 16	**Aliran 17**
N_2	40.004,80	40.004,80
CH_4	67,96	67,96
CO	17.480,23	3.496,05
CO_2	28.413,53	50.388,67
H_2	7.382,69	8.381,57
Ar	728,17	728,17
H_2O	41.208,91	32.219,08
Total	135.286,29	135.286,29

6. Low Temperature Shift Converter (R-04)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *water gas shift* menghasilkan CO_2 pada temperatur rendah dengan bantuan katalis *Iron Oxide*.

Gambar :



Keterangan :

Aliran 17 : Aliran input dari *Cooler* (C-01)

Aliran 18 : Aliran produk keluaran *Low Temperature Shift Converter* (R-04) menuju *Expander* (E-02)

a) Kondisi Operasi

Berdasarkan Patent

Temperatur : 220°C

Tekanan : 60 atm

Katalis : *Copper*

Konversi : 90%

b) Komponen Input pada Aliran 18

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	124,86	3.496,05
CO_2	1.145,20	50.388,67
H_2	4.190,78	8.381,57
Ar	18,20	728,17
H_2O	1.789,95	32.219,08
Total	8.701,98	135.286,29

c) Reaksi

Konversi : 90 % (US 0072580A1)

	CO	+	H_2O	→	CO_2	+	H_2
Mula-mula	124,86		1.789,95				
Bereaksi	112,37		112,37		112,37		112,37
Sisa	12,49		1.677,58		112,37		112,37

d) Komponen pada Aliran Output 19

Komponen	**Output**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	1.257,57	55.333,08
H_2	4.303,16	8.606,31
Ar	18,20	728,17
H_2O	1.677,58	30.196,37
Total	8.701,98	135.286,29

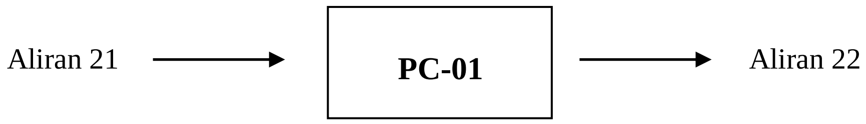
e) Neraca Massa *Low Temperature Shift Converter* (R-04)

Komponen	**Input (kg/jam)**	**Output (kg/jam)**
	Aliran 18	**Aliran 19**
N_2	40.004,80	40.004,80
CH_4	67,96	67,96
CO	3.496,05	349,60
CO_2	50.388,67	55.333,08
H_2	8.381,57	8.606,31
Ar	728,17	728,17
H_2O	32.219,08	30.196,37
Total	135.286,29	135.286,29

7. Partial Condensor (PC-01)

Fungsi : Untuk mengkondensasikan aliran dari *Waste Heat Boiler* (WHB-02)

Gambar:



Keterangan :

Aliran 21 : Aliran dari *Waste Heat Boiler* (WHB-02)

Aliran 22 : Aliran keluaran Partial Condenser (PC-01) menuju *Knock Out Drum* (KOD-01)

a) Kondisi operasi :

Temperatur = 45^{o}C

Tekanan = 18 atm

Untuk menentukan tekanan uap masing-masing zat digunakan rumus Antoine.

Rumus : $\log_{10}P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10}T + DT + ET^2$

Dimana : Pi : mmHg

T : K

b) Aliran Masuk *Partial Condensor* (PC-01)

Komponen	**kmol/jam**	**kg/jam**	**Zf**	**Po**	**Ki**
N_2	1.428,74	40.004,80	0,16	62.403.749,82	1.368,50
CH_4	4,25	67,96	0,00	2.381.869,61	52,23
CO	12,49	349,60	0,00	22.259.972.765,51	488.157,30
CO_2	1.257,57	55.333,08	0,14	199.396,13	4,37
H_2	4.303,16	8.606,31	0,49	9.424.319,53	206,67
Ar	18,20	728,17	0,00	32.236.650,64	706,94
H_2O	1.677,58	30.196,37	0,19	759,59	0,02
Total	8.701,98	135.286,29	1,00	1,00	

Dengan menggunakan rumus= $\frac{zi,Ki}{1+V(Ki-1)}$= 1

(*Sumber : Introduction to Chemical Engieering Thermodynamics , hal 359)*

Dengan Trial dan Erorr diperoleh nilai L dan V

Hasil perhitungan fraksi liquid dan gas untuk masing-masing senyawa

Komponen	**Zf**	**L**	**V**
N_2	0,20	0,21	0,00
CH_4	0,00	0,00	0,00
CO	0,00	0,00	0,00
CO_2	0,14	0,17	0,04
H_2	0,48	0,63	0,00
Ar	0,00	0,00	0,00
H_2O	0,19	0,01	0,83
Total	1,00	1,04	0,87

c) Output aliran liquid

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	0,0000	0,0000
CH_4	0,0000	0,0000
CO	0,0000	0,0000
CO_2	0,0000	0,0000
H_2	0,0000	0,0000
Ar	0,0000	0,0000
H_2O	1.677,58	30.196,37
Total	1.677,58	30.196,37

d) Output aliran gas

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	1.257,57	55.333,08
H_2	4.303,16	8.606,31
Ar	18,20	728,17
H_2O	-	-
Total	7.024,41	105.089,93

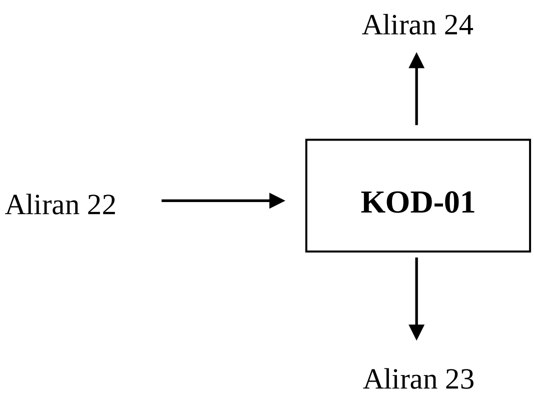
e) Neraca Massa Partial Condenser-01 (PC – 01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output Aliran 22 (kg/jam)	
	Aliran 21	Gas	Liquid
N_2	40.004,80	40.004,80	-
CH_4	67,96	67,96	-
CO	349,60	349,60	-
CO_2	55.333,08	55.333,08	-
H_2	8.606,31	8.606,31	-
Ar	728,17	728,17	-
H_2O	30.196,37	-	30.196,37
Total	135.286,29	105.089,93	30.196,37
		135.286,29	

8. Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Gambar :



Keterangan :

Aliran 22 : Aliran dari *Partial Condenser* (PC-01)

Aliran 23 : Aliran *liquid* keluaran dari *Knock Out Drum* (KOD-01)

Aliran 24 : Aliran gas keluaran dari *Knock Out Drum* (KOD-01) menuju Absorber (Ab-01)

a) Kondisi operasi :

Temperatur = 45 ^oC

Tekanan = 18 atm

b) Komponen Input pada Aliran 22

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	1.257,57	55.333,08
H_2	4.303,16	8.606,31
Ar	18,20	728,17
H_2O	1.677,58	30.196,37
Total	8.701,98	135.286,29

c) Komponen Output pada Aliran liquid

Komponen	**Output**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	-	-
CH_4	-	-
CO	-	-
CO_2	-	-
H_2	-	-
Ar	-	-
H_2O	1.677,58	30.196,37
Total	1.677,58	30.196,37

d) Komponen Output pada Aliran gas

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	1.257,57	55.333,08
H_2	4.303,16	8.606,31
Ar	18,20	728,17
H_2O	-	-
Total	7.024,41	105.089,93

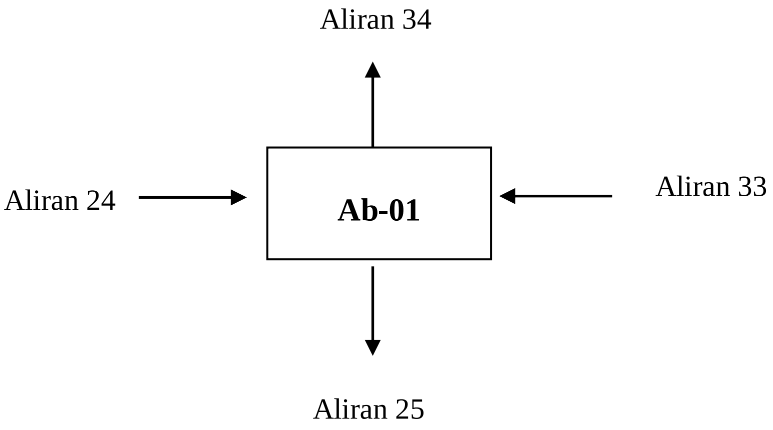
e) Neraca Massa Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 22	Aliran 23	Aliran 24
N_2	40.004,80	-	40.004,80
CH_4	67,96	-	67,96
CO	349,60	-	349,60
CO_2	55.333,08	-	55.333,08
H_2	8.606,31	-	8.606,31
Ar	728,17	-	728,17
H_2O	30.196,37	30.196,37	-
Total	135.286,29	30.196,37	105.089,93
		135.286,29	

9. Absorber-01 (Ab-01)

Fungsi : Untuk menyerap gas CO_2 dari gas sintesa dengan larutan benfield

Gambar :



Keterangan :

Aliran 24	: Aliran input dari KOD-01
Aliran 25	: Aliran larutan benfield keluaran dari Ab-01 menuju ST-01
Aliran 33	: Aliran larutan benfield dari ST-01
Aliran 34	: Aliran gas keluaran dari Ab-01 menuju H-02

Kondisi operasi :

Temperatur = 48,8°C

Tekanan = 18 atm

(US 3947551)

a) Input aliran 24

Komponen	Input	
	Mol Flow (kmol/jam)	**Mass Flow (kg/jam)**
N_2	1.428,74	40.004,80
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	1.257,57	55.333,08
H_2	4.303,16	8.606,31
Ar	18,20	728,17
Total	7.024,41	105.089,93

Berdasarkan Patent US 3,947,551, komponen CO_2 pada aliran gas sintesa yang diizinkan mencapai 2%, maka massa CO_2 yang terserap adalah sebesar 98%.

Mol CO_2 input = 1.257,57 kmol/jam

CO_2 input = 55.333,08 kg/jam

CO_2 terabsorbsi = 1.257,57 kmol/jam x 98 % x 44 kg/kmol

= 54.469,50 kg/jam

CO_2 sisa = 55.333,08 kg/jam - 54.469,50 kg/jam

= 863,58 kg/jam

Mol CO_2 output = 863,58 kg/jam /44 kg/kmol

= 19,63 kmol/jam

Diketahui:

G_1 = 7.024,41 kmol/jam (Total mol input)

y_1 = mol CO_2 terabsorbsi/G_1

= (1.257,57 kmol/jam/ 7.024,41 kmol/jam)

= 0,18

y_2 = mol CO_2 sisa/G_1

= (19,63 kmol/jam/ 7.024,41 kmol/jam)

= 0,0028

x_2 = 0

Reaksi CO_2 dan Benfield

$$K_2CO_3 + H_2O + CO_2 \longrightarrow 2KHCO_3$$

a) Komponen larutan benfield input

Komponen	**%mol**
K_2CO_3	20,5023
V_2O_5	1,2268
H_2O	70,9101
DEA	7,3608
Total	100

b) Fraksi CO_2 pada dry gas inlet

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1}$$

= 0,22 (Treybal, Robert E, 1987)

c) Fraksi CO_2 pada dry gas outlet

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2}$$

= 0,0028 (Treybal, Robert E, 1987)

d) Flowrate dry gas

$Gs = G_1 (1 - y_1)$

= 5.760,01 kmol/jam

e) Fraksi CO_2 pada inlet liquid

$X_2 = \frac{x_2}{1-x_2}$

$= 0$

f) Tekanan uap CO_2

P_{CO2} = 28,2400 atm

$$K' = \frac{Vapour\ pressure}{Tekanan\ absorber}$$

$$= \frac{28{,}2400\ atm}{30\ atm}$$

= 0,9413

$$X_1 = \frac{((Y_1(1+Y_1)\ x\ (\frac{1}{K'}))}{(1-((Y_1(1+Y_1))\ x\ (\frac{1}{K'})))}$$

$$X_1 = \frac{((0{,}175(1+0{,}175)\ x\ (\frac{1}{0{,}9413}))}{(1-((0{,}175((1+0{,}175))\ x\ (\frac{1}{0{,}9413})))}$$

X_1 = 0,2588

Jumlah absorben minimum yang digunakan untuk mengabsorbsi CO_2 adalah :

$$Ls\ min = Gs\ x\ \frac{(Y_1 - Y_2)}{(X_1 - X_2)}$$

= 4.834,13 kmol

Maka jumlah absorben sebenarnya yang digunakan sebagai penyerap adalah :

$$Ls = 1{,}1\ x\ Ls\ min$$

= 5.317,55 kmol

BM campuran = 101,78922 kg/kmol

Massa campuran = Ls x BM campuran

= 541.267,96 kg

g) Reaksi benfield mengikat CO_2

	K_2CO_3	+ H_2O	+ CO_2	$\longrightarrow$	$2KHCO_3$
Mula[2]	1.237,94	4.281,61	1.257,57		
Bereaksi	1.237,94	1.237,94	1.237,94		2.475,89
Sisa	0	3.043,66	19,63		2.475,89

h) Jumlah absorben yang dibutuhkan

Komponen	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	Kg/jam
K_2CO_3	138	1.237,94	170.836,17
H_2O	18	4.281,61	77.068,95
DEA	86	377,54	32.468,09
V_2O_5	167	62,92	10.508,07
KHCO3	100	-	-
Total		5.960,01	290.881,27

i) Larutan benfield pada outlet Absorber

Komponen	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	Kg/jam
K_2CO_3	138	-	-
H_2O	18	3.043,66	54.785,97
DEA	86	377,54	32.468,09
V_2O_5	167	62,92	10.508,07
$KHCO_3$	100	2.475,89	247.588,65
Total		5.960,01	345.350,78

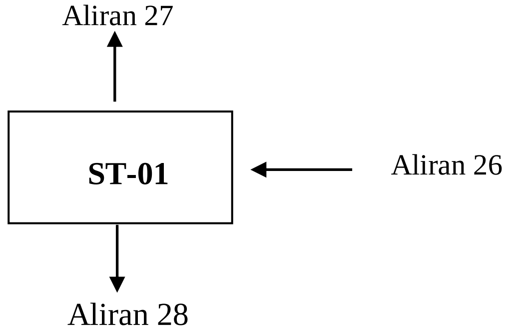
j) Neraca Massa Absorber-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 24	Aliran 33	Top (Aliran 34)	Bottom (Aliran 25)
N_2	40.004,80	-	40.004,80	-
CH_4	67,96	-	67,96	-
CO	349,60	-	349,60	-
CO_2	55.333,08	-	863,58	-
H_2	8.606,31	-	8.606,31	-
Ar	728,17	-	728,17	-
Larutan Benfield	-	290.881,27	-	345.350,78
Total	105.089,93	290.881,27	50.620,43	345.350,78
	395.971,20		395.971,20	

10. Stripper-01 (ST-01)

Fungsi : Untuk memisahkan gas CO_2 dari larutan benfield

Gambar :



Keterangan :

Aliran 26 : Aliran input dari *Heater* (H-01)

Aliran 27 : Aliran gas CO_2 menuju *Storage Tank* (T-02)

Aliran 28 : Aliran Larutan benfield menuju *Cooler* (C-02)

a) Kondisi operasi :

Temperatur = 118,33°C

Tekanan = 1.68 atm

(US 3947551)

Mol CO_2 yang akan dilucuti = 1.237,94 kmol/jam

CO_2 yang akan dilucuti = 54.469,50 kg/jam

CO_2 yang dilucuti = 1.237,94 kmol/jam x 100% x 44 kg/kmol

= 54.469,50 kg/jam

CO_2 sisa = 0 kg/jam

Diketahui:

G_1 = 7.024,41 kmol/jam

y_1 = mol CO_2 terlucuti/G_1

= (1.237,94 kmol/jam / 7.024,41 kmol/jam)

= 0,176

y_2 = mol CO_2 sisa/G_1

= (0 kmol/jam / 7.024,41 kmol/jam)

= 0

x_2 = 0

b) Komponen larutan benfield input

Komponen	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	Kg/jam
K_2CO_3	138	-	-
H_2O	18	3.043,66	54.785,97
DEA	86	377,54	32.468,09
V_2O_5	167	62,92	10.508,07
$KHCO_3$	100	2.475,89	247.588,65
Total		5.960,01	345.350,78

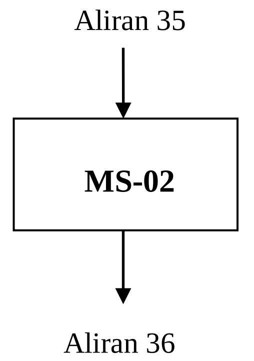
b) Neraca Massa Stripper-01

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 26	Top (Aliran 27)	Bottom (Aliran 28)
CO_2	-	54.469,50	-
Larutan Benfield	290.564,81	-	213.812,33
Steam	54.785,97	-	77.068,95
Total	345.350,78	54.469,50	290.881,27
		345.350,78	

11. Molecular Sieve (MS-02)

Fungsi : Menghilangkan komponen CH_4 , CO, CO_2 dan Ar,

Gambar :



Keterangan :

Aliran 35 : Aliran dari *Heater* (H-02)

Aliran 36 : Aliran produk berupa N_2 dan H_2 menuju *Compressor* (Cp-04)

Dalam buku Petrochemical Applications dan Zeochem: Molecular Sieve Adsorbents, adsorber yang digunakan untuk menghilangkan senyawa CH_4, Ar, CO dan CO_2 dari gas sintesa adalah adsorber tipe molecular sieve yang menggunakan zeolit dengan radius molekul sebesar 5Å sebagai adsorben, Berdasarkan hal tersebut, maka senyawa yang dapat lolos dari Adsorber-01 adalah N_2 (nitrogen) dan H_2 (hidrogen).

a) Komponen Input pada Molecular Sieve (MS-02)

Komponen	Input	
	Mol Flow (kmol/jam)	Mass Flow (kg/jam)
N_2	1.428,74	40.004,80
H_2	4.303,16	8.606,31
CH4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	19,63	863,58
Ar	18,20	728,17
Total	5.786,46	50.620,43

b) Komponen terserap di Molecular Sieve (MS-02)

Komponen	Mol Flow (kmol/jam)	Mass Flow (kg/jam)
CH_4	4,25	67,96
CO	12,49	349,60
CO_2	19,63	863,58
Ar	18,20	728,17
Total	54,56	2.009,32

c) Komponen yang Output dari Molecular Sieve (MS-02)

Komponen	Output	
	Mol Flow (kmol/jam)	Mass Flow (kg/jam)
N_2	1.428,74	40.004,80
H_2	4.303,16	8.606,31
Total	5.731,90	48.611,11

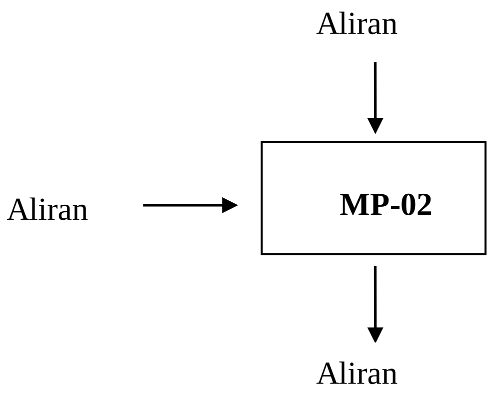
d) Neraca Massa Molecular Sieve (MS-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Aliran 35	Aliran 36	Terserap
N_2	40.004,80	40.004,80	-
CH_4	67,96	-	67,96
H_2	8.606,31	8.606,31	-
Ar	728,17	-	728,17
Total	50.620,43	48.611,11	2.009,32
		50.620,43	

12. Mixing Point (MP-02)

Fungsi : Tempat terjadinya *mixing point* antara gas (N_2 dan H_2) dari MS-02 dan gas (N_2 dan H_2) yang di *recycle* dari KOD-03

Gambar :



Keterangan :

Aliran 36 = Aliran gas (N_2 dan H_2) dari MS-02

Aliran 37 = Aliran gas (N_2 dan H_2) menuju Cp-04

Aliran 45 = Aliran gas (N_2 dan H_2) dari KOD-02

a) Komponen Input pada Aliran 36

Komponen	Input	
	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.428,74	40.004,81
H_2	4.303,16	8.606,30
Total	5.731,90	48.611,11

b) Komponen Input pada Aliran 45

Komponen	Input	
	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.497,53	41.930,75
H_2	4.475,65	8.951,31
Total	5.973,18	50.882,06

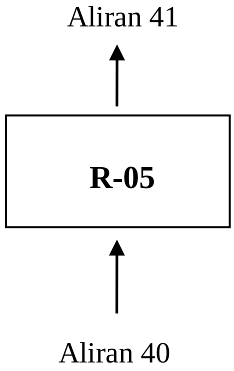
c) Neraca Massa Mixing Point (MP-02)

Komponen	Aliran Input		Aliran Output
	Aliran 36	Aliran 45	Aliran 37
N_2	40.004,80	41.930,75	81.935,55
H_2	8.606,31	8.951,31	17.557,62
Total	48.611,11	50.882,06	99.493,17
	99.413,17		

13. Ammonia Converter (R-05)

Fungsi : Tempat mereaksikan H_2 dan N_2 dengan bantuan katalis Ruthenium sehingga menghasilkan NH_3

Gambar :



Keterangan :

Aliran 40 : Aliran input dari *Heat Exchanger* (HE-01)

Aliran 41 : Aliran keluaran dari R-05 menuju *Heat Exchanger* (HE-01)

a) Kondisi Operasi

Temperatur : 1) Bed 1 = 450 °C (US 2018/0002184)

2) Bed 2 = 440 °C

3) Bed 3 = 430 °C

Tekanan : 150 atm

Katalis : Ruthenium

Konversi : 1) Reaksi 1 = 23,25 %

2) Reaksi 2 = 19,74 %

3) Reaksi 3 = 16,90 %

b) Aliran Input

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	2.926,27	81.935,55
H_2	8.778,81	17.557,62
Total	11.705,08	99.493,17

c) Reaksi 1 di Bed 1

Konversi : 23,25 %

	N_2	+ $3H_2$	→ $2NH_3$
Mula-mula	2.926,27	8.778,81	
Bereaksi	680,38	2.041,14	1.360,76
Sisa	2.245,89	6.737,67	1.360,76

d) Neraca Massa Bed 1 di R-05

Komponen	Input (Kg/jam)	Output bed 1 (Kg/jam)
N_2	81.935,55	62.884,92
H_2	17.557,62	13.475,34
NH_3	-	23.132,91
Total	99.493,17	99.493,17

e) Reaksi 2 di Bed 2

Konversi : 19,74 %

	N_2	+ $3H_2$	→ $2NH_3$
Mula-mula	2.245,89	6.737,67	1.360,76
Bereaksi	443,25	1.329,76	886,51
Sisa	1.802,64	5.407,91	2.247,27

f) Neraca Massa Bed 2 di R-05

Komponen	Input (Kg/jam)	Output bed 2 (Kg/jam)
N_2	62.884,92	50.473,81
H_2	13.475,34	10.815,82
NH_3	23.132,91	38.203,55
Total	99.493,17	99.493,17

f) Reaksi 3 di Bed 3

Konversi : 16,90 %

	N_2	+	$3H_2$	→	$2NH_3$
Mula-mula	1.802,64		5.407,91		2.247,27
Bereaksi	304,68		914,03		609,35
Sisa	1.497,96		4.493,88		2.856,62

g) Neraca Massa Bed 3 di R-05

Komponen	Input (kg/jam)	Output bed 3 (kg/jam)
N_2	50.473,81	41.942,90
H_2	10.815,82	8.987,76
NH_3	38.203,55	48.562,50
Total	99.493,17	99.493,17

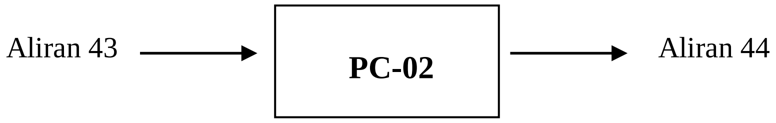
h) Neraca Massa *Ammonia Converter* (R-05)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 40	Aliran 41
N_2	81.935,55	41.942,90
H_2	17.557,62	8.987,76
NH_3	-	48.562,50
Total	99.493,17	99.493,17

14. Partial Condensor-02 (PC-02)

Fungsi : Untuk mengkondensasikan aliran dari R-05

Gambar :



Keterangan :

Aliran 43 : Aliran dari *Expander* (E-03)

Aliran 44 : Aliran keluaran *Partial Condenser* (PC-02) menuju *Knock Out Drum* (KOD-02)

a) Kondisi operasi :

Temperatur = 33 ^oC

Tekanan = 15 atm

Untuk menentukan tekanan uap masing-masing zat digunakan rumus Antoine.

Rumus : $\log_{10}P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10}T + DT + ET^2$

Dimana : Pi : mmHg

T : K

c) Aliran Masuk *Partial Condensor* (PC-02)

Komponen	**Input**		
	Mol Flow (kmol/jam)	**Mass Flow (kg/jam)**	**Zf**
N_2	1.497,96	41.942,90	0,17
H_2	4.493,88	8.987,76	0,51
NH_3	2.856,62	48.562,50	0,32
Total	8.848,46	99.493,17	1,00

Hasil perhitungan fraksi liquid dan gas untuk masing-masing senyawa

Komponen	Zf	Po	Ki(Po/P)
N_2	0,17	15.200,47	1,00
H_2	0,51	15.201,22	1,00
NH_3	0,32	15.203,50	1,00
Total	1,00	1,00	1,00

Dengan menggunakan rumus= $\frac{zi,Ki}{1+V(Ki-1)}$= 1

(*Sumber : Introduction to Chemical Engieering Thermodynamics , hal 359)*

Dengan Trial dan Erorr diperoleh nilai L dan V

Komponen	L	V
N_2	0,037667871	0,962332
H_2	0,003088646	0,996911
NH_3	0,901011	0,098989

d) Output aliran liquid

Komponen	Output	
	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	0,53	12,15
H_2	1,60	36,46
NH_3	2.856,62	48.562,50
Total	2.858,75	48.611,11

e) Output aliran gas

Komponen	Output

	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.497,53	41.930,75
H_2	4.475,65	8.951,31
NH_3	-	-
Total	5.973,18	50.882,06

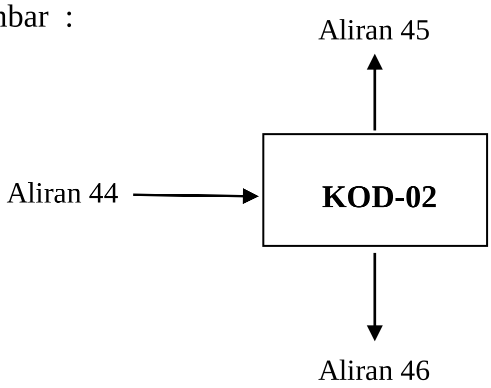
f) Neraca Massa Partial Condenser-02 (PC – 02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output, Aliran 44 (kg/jam)	
	Aliran 43	Gas	Liquid
N_2	41.942,90	41.930,75	12,15
H_2	8.987,76	8.951,31	36,46
NH_3	48.562,50	-	48.562,50
Total	99.493,17	50.882,06	48.611,11
		99.493,17	

15. Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Gambar :



Keterangan :

Aliran 44 : Aliran dari *Partial Condenser* (PC-02)

Aliran 45 : Aliran gas keluaran dari KOD-02 menuju MP-02

Aliran 46 : Aliran liquid gas keluaran dari (Knock Out Drum) KOD-02 menuju Pump (P-03)

a) Kondisi operasi :

Temperatur = 33 ^oC

Tekanan = 15 atm

b) Aliran liquid Masuk Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	0,53	12,15
H_2	1,60	36,46
NH_3	2.856,62	48.562,50
Total	2.858,75	48.611,11

d) Aliran gas Masuk Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	**Input**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	1.497,53	41.930,75
H_2	4.475,65	8.951,31
NH_3	-	-
Total	5.973,18	50.882,06

e) Aliran liquid keluar Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	**Output**	
	Mol Flow (Kmol/jam)	**Mass Flow (Kg/jam)**
N_2	0,53	12,15
H_2	1,60	36,46
NH_3	2.856,62	48.562,50
Total	2.858,75	48.611,11

f) Aliran gas keluar Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	**Output**

	Mol Flow (Kmol/jam)	Mass Flow (Kg/jam)
N_2	1.497,53	41.930,75
H_2	4.475,65	8.951,31
NH_3	-	-
Total	5.973,18	50.882,06

g) Neraca Massa Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	**Input (kg/jam) (Aliran 44)**		**Output (kg/jam)**	
	Liquid	**Vapor**	**Aliran 45**	**Aliran 46**
N_2	12,15	41.930,75	41.930,75	12,15
H_2	36,46	8.951,31	8.951,31	36,46
NH_3	48.562,50	-	-	48.562,50
Total	48.611,11	50.882,06	50.882,06	48.611,11
	99.493,17		99.493,17	

LAMPIRAN III

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 350.000 ton/tahun
Operasi Pabrik	: 300 hari/tahun
Basis	: 1 jam operasi
Satuan	: Kilo Joule (kJ)

Panas yang dihitung pada neraca panas ini, meliputi :

a) Panas sensibel, yang dihitung apabila terjadi perubahan temperatur.

$$Q = n.C_p .\Delta T$$

dengan :

$\Delta T = T - T_o$

Q : Panas sensibel yang dihasilkan/dikeluarkan, kJ.

C_p : Kapasitas panas, kJ/kmol.K.

n : Mol senyawa, kmol.

T_o : Temperatur referensi, 25°C.

T : Temperatur senyawa, °C.

Keterangan :

$$C_p.\Delta T = \int_{T_o}^{T} C_p \; dT$$

$$= \int_{T_o}^{T} \left(A + B.T^2 + CT^3 + DT^4 \right) dt$$

$$= A\left(T - T_o\right) + \tfrac{B}{2}\left(T - T_o\right)^2 + \tfrac{C}{3}\left(T - T_o\right)^3 + \tfrac{D}{4}\left(T - T_o\right)^4$$

Harga A, B, C, dan D untuk masing–masing senyawa dapat dilihat pada tabel berikut:

Komponen	Cp (kJ/Kmol. K)				
	A	**B**	**C**	**D**	**E**
$N_{2(g)}$	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
$CH_{4(g)}$	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
$C_2H_{6(g)}$	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
$C_3H_{8(g)}$	28,277	1,16E-01	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11
i-$C_4H_{10(g)}$	6,772	3,41E-01	-1,03E-04	-3,68E-08	2,04E-11
n-$C_4H_{10(g)}$	20,056	2,82E-01	-1,31E-05	-9,46E-08	3,41E-11
i-$C_5H_{12(g)}$	-0,881	4,75E-01	-2,48E-04	6,75E-08	-8,53E-12
n-$C_5H_{12(g)}$	26,671	3,23E-01	4,28E-05	-1,66E-07	5,60E-11
$C_6H_{14(g)}$	25,924	4,19E-01	-1,25E-05	-1,59E-07	5,88E-11
$C_7H_{16(g)}$	26,984	5,04E-01	-4,47E-05	-1,68E-07	6.52E-11
$H_2O_{(g)}$	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
$O_{2(g)}$	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
$Ar_{(g)}$	20,786				
$CO_{(g)}$	29,556	-6,58E-03	2,01E-05	-1,22E-08	2,26E-12
$CO_{2(g)}$	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
$H_{2(g)}$	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
$NH_{3(g)}$	33,573	-1,26E-02	8,89E-05	-7,18E-08	1,86E-11

Sumber : (*Sumber: Chemical Properties Handbook by Carl L. Yaws*)

b) Panas laten, yang dihitung apabila terdapat perubahan fase.

$$Q = n.\Delta H_v$$

dengan :
- Q : Panas laten senyawa (kJ)
- n : Mol senyawa (kmol)
- ΔH_v : Panas penguapan (kJ/kmol)

c) Panas reaksi, untuk menghitung panas yang dihasilkan dari reaksi kimia di reactor.

$$\Delta H_{R\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$$

dengan : ΔH_f = Panas pembentukan suatu senyawa pada 25ºC (kJ/kmol).

Untuk kondisi temperatur reaksi bukan pada 25ºC, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$$

Harga Enthalpi Pembentukan (Hf) masing-masing komponen pada 25°C :

Komponen	Hf (KJ/kmol)
$CH_{4(g)}$	-74.850
$H_2O_{(g)}$	-241.800
$CO_{(g)}$	-110.500
$CO_{2(g)}$	-393.510
$NH_{3(g)}$	-45.720

(*Sumber: Chemical Properties Handbook by Carl L. Yaws*)

d) Nilai HHV *(High Heating Value)* ditentukan dengan menggunakan rumus

$$\text{HHV campuran} = \frac{\sum(\text{x1.HHV1} + \text{x2.HHV2} + ... + \text{xn.HHVn})}{\sum \text{xn}}$$

Fuel yang digunakan adalah *natural gas*, sehingga nilai HHV dapat dicari sebagai berikut :

Komponen	**HHV (kJ/kg)**	**N (kmol)**	**HHV x N**
CH_4	55.54	1.274,30	70.769.629,69
C_2H_6	51.90	102,25	5.306.987,99
C_3H_8	50.32	48,20	2.425.560,32
i-C_4H_{10}	49.51	11,45	566.803,71
n-C_4H_{10}	49.36	14,94	737.300,50
i-C_5H_{12}	48.91	10,28	502.619,13
n-C_5H_{12}	49	6,27	307.124,96
C_6H_{14}	48.67	5,56	270.646,74
C_7H_{16}	48.27	11,60	559.926,12
Total		1.484,84	81.446.599,15

Maka nilai HHV campuran diperoleh

$$= \frac{\sum((1.274,30 \text{ x } 55,54) + (104,25 \text{ x } 51,90) + (48,20 \text{ x } 50,32) + (11,45 \text{ x } 49,51))}{\sum 1.484,84}$$

$$+ \frac{\sum((14,94 \text{ x } 49,36) + (10,28 \text{ x } 48,91) + (6,27 \text{ x } 49) + (5,56 \text{ x } 48,67) + (11,60 \text{ X } 48,27))}{\sum 1.484,84}$$

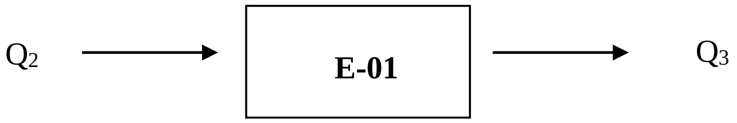
$$\text{HHV campuran} = \frac{81.446.599,15}{1.484,84}$$

$$= 54.852.05 \text{ kJ/kg}$$

1. Expander (E-01)

Fungsi : Menurunkan tekanan gas alam sebelum ke alat MS-01

Gambar :



Keterangan :

Q_2 = Aliran panas input dari *Gas Metering Station*

Q_3 = Aliran panas gas keluaran dari E-01

a) Input

Panas masuk (Q_2) memiliki T = 30 ^oC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	145,37	35,10	5.102,20
$CH_{4(g)}$	182,16	1.274,30	232.127,95
$C_2H_{6(g)}$	267,92	102,25	27.394,89
$C_3H_{8(g)}$	375,52	48,20	18.100,20
i-$C_4H_{10(g)}$	496,58	11,45	5.684,88
n-$C_4H_{10(g)}$	506,09	14,94	7.559,18
i-$C_5H_{12(g)}$	606,36	10,28	6.231,35
n-$C_5H_{12(g)}$	618,30	6,27	3.875,17
$C_6H_{14(g)}$	735,02	5,56	4.086,99
$C_7H_{16(g)}$	851,92	11,60	9.882,23
Total		1.519,94	320.045,04

b) Temperatur Output

$$K = \frac{Cp}{Cv}$$

$$K = \frac{957,05}{873,91}$$

K = 1,10 W/m

$$T_2 = Ti\ [\frac{Po}{Pi}]^{\frac{K-1}{K.N}}$$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$= 30 \left[\frac{27,87}{25}\right]^{\frac{1,10-1}{1,10x1}}$

$= 30,28\ ^{o}C$

c) Output

Panas keluar (Q_3) memiliki T = 30,28 ^{o}C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	153,51	35,10	5.387,96
$CH_{4(g)}$	192,39	1.274,30	245.163,20
$C_2H_{6(g)}$	283,01	102,25	28.937,44
$C_3H_{8(g)}$	396,68	48,20	19.120,16
i-$C_4H_{10(g)}$	524,59	11,45	6.005,54
n-$C_4H_{10(g)}$	534,62	14,94	7.985,27
i-$C_5H_{12(g)}$	640,57	10,28	6.582,91
n-$C_5H_{12(g)}$	653,15	6,27	4.093,61
$C_6H_{14(g)}$	776,45	5,56	4.317,40
$C_7H_{16(g)}$	899,96	11,60	10.439,40
Total		1.519,94	338.032,88

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penurunan tekanan:

$Q_{loss} = Q_2 – Q_3$

Q_{loss} = (320.045,04 - 338.032,88) kJ

Q_{loss} = -17.987,84 kJ

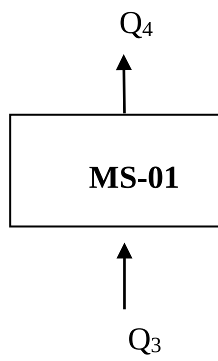
Neraca Panas E-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_2	320.045,04	-
Q_3	-	338.032,88
Q_{loss}	-	-17.987,84
Total	320.045,04	320.045,04

2. Molecular Sieve (MS-01)

Fungsi : Menghilangkan senyawa C_2-C_7 dari gas alam

Gambar :



Keterangan:

Q_3 = Aliran panas input dari *Expander* (E-01)

Q_4 = Aliran panas gas keluaran dari MS-01

Qserap = Aliran panas zat terserap di MS-01

a) Input

Panas masuk (Q_3) memiliki T = 30,28 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	153,51	35,10	5.387,96
$CH_{4(g)}$	192,39	1.274,30	245.163,20
$C_2H_{6(g)}$	283,01	102,25	28.937,44
$C_3H_{8(g)}$	396,68	48,20	19.120,16
$i\text{-}C_4H_{10(g)}$	524,59	11,45	6.005,54
$n\text{-}C_4H_{10(g)}$	534,62	14,94	7.985,27
$i\text{-}C_5H_{12(g)}$	640,57	10,28	6.582,91
$n\text{-}C_5H_{12(g)}$	653,15	6,27	4.093,61
$C_6H_{14(g)}$	776,45	5,56	4.317,40
$C_7H_{16(g)}$	899,96	11,60	10.439,40
Total		1.519,94	338.032,88

b) Output

Panas keluar (Q_4) memiliki T = 30,28 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	153,51	35,10	5.387,96
$CH_{4(g)}$	192,39	1.274,30	245.163,20
Total		1.309,40	250.551,16

Terserap

Panas terserap (Q serap) memiliki T = 30,28 ^oC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$C_2H_{6(g)}$	283,01	102,25	28.937,44
$C_3H_{8(g)}$	396,68	48,20	19.120,16
i-$C_4H_{10(g)}$	524,59	11,45	6.005,54
n-$C_4H_{10(g)}$	534,62	14,94	7.985,27
i-$C_5H_{12(g)}$	640,57	10,28	6.582,91
n-$C_5H_{12(g)}$	653,15	6,27	4.093,61
$C_6H_{14(g)}$	776,45	5,56	4.317,40
$C_7H_{16(g)}$	899,96	11,60	10.439,40
Total		210,54	87.481,68

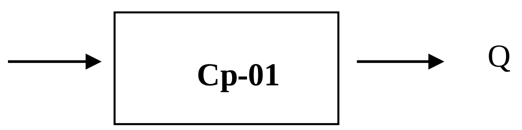
Neraca Panas MS-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Q_3	338.032,88	-
Q_4	-	250.551,16
Q_{MS}	-	87.481,68
Total	**338.032,88**	**338.032,88**

3. Compressor (Cp-01)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan gas keluaran dari *molecular sieve* (MS-01) sebelum ke *mixing point* (MP-01).

Gambar :



Keterangan :

Q_4 = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dari MS-01

Q_5 = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) keluaran dari Cp-01

a) Input

Panas input (Q_4) memiliki T = 30,28 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	153,51	35,10	5.387,96
$CH_{4(g)}$	192,39	1.274,30	245.163,20
Total		1.309,40	250.551,16

b) Temperatur Output

$$K = \frac{Cp}{Cv}$$

$$K = \frac{63,97}{47,34}$$

K = 1,35 W/m

$$T_2 = Ti\left[\frac{Po}{Pi}\right]^{\frac{K-1}{K.N}}$$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$$= 30,28\left[\frac{60}{25}\right]^{\frac{1,35-1}{1,35x1}}$$

$$= 38,02\ ^oC$$

c) Output

Panas keluar (Q_5) memiliki T = 38,02 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	378,61	35,10	13.288,72
$CH_{4(g)}$	476,37	1.274,30	607.035,57
Total		1.309,40	620.324,30

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penaikan tekanan:

$Q_{loss} = Q_4 - Q_5$

Q_{loss} = (250.551,16- 620.324,30) kJ

Q_{loss} = -369.773,14 kJ

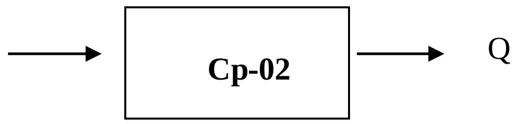
Neraca Panas Cp-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_4	250.551,16	-
Q_5	-	620.324,30
Q_{loss}	-	-369.773,14
Total	250.551,16	250.551,16

4. Compressor (Cp-02)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan *steam* (H_2O) sebelum ke *mixing point* (MP-01).

Gambar :



Keterangan :

Q_6 = Aliran panas *steam* (H_2O)

Q_7 = Aliran panas *steam* (H_2O) keluaran dari Cp-02

a) Input

Panas input (Q_6) memiliki T = 200 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$H_2O_{(g)}$	5.989,49	3.440,62	20.607.542,42
Total		3.440,62	20.607.542,42

b) Temperatur Output

$K = \frac{Cp}{Cv}$

$K = \frac{34,23}{25,91}$

K = 1,32 W/m

$T_2 = Ti\ [\frac{Po}{Pi}]^{\frac{K-1}{K.N}}$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$= 200\ [\frac{60}{15,35}]^{\frac{1,32-1}{1,32x1}}$

$= 234,50\ ^oC$

c) Output

Panas keluar (Q_7) memiliki T = 234,50 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$H_2O_{(g)}$	7.200,74	3.440,62	24.775.023,23
Total		3.440,62	24.775.023,23

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penaikan tekanan:

$Q_{loss} = Q_6 - Q_7$

Q_{loss} = (20.607.542,42 - 24.775.023,23) kJ

Q_{loss} = -4.167.480,82 kJ

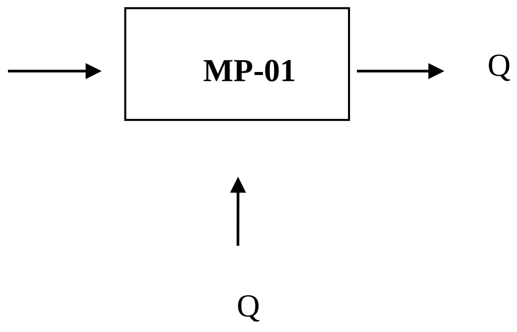
Neraca Panas Cp-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_6	20.607.542,42	-
Q_7	-	24.775.023,23
Q_{loss}	-	-4.167.480,82
Total	20.607.542,42	20.607.542,42

5. Mixing Point (MP-01)

Fungsi : Tempat terjadinya *mixing point* antara gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) sebelum dialirkan ke *Furnace* (F-01).

Gambar :



Keterangan :

Q_5 = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dari Cp-01

Q_7 = Aliran panas *steam* (H_2O)

Q_8 = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) dari MP-01 menuju *Furnace* (F-01)

Persamaan Neraca Panas di MP-01

$$Q_5 + Q_7 = Q_8$$

a) Panas Input

Panas masuk (Q_5) memiliki T = 38,02 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	378,61	35,10	13.288,72
$CH_{4(g)}$	476,37	1.274,30	607.035,57
Total		1.309,40	620.324,30

Panas Input

Panas masuk (Q_7) memiliki T = 234,50 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$H_2O_{(g)}$	7.200,74	3.440,62	24.775.023,23
Total		3.440,62	24.775.023,23

b) Panas Output

Panas output (Q_8) memiliki T = 156,19 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	3.699,94	35,10	129.862,25
$CH_{4(g)}$	7.137,15	1.274,30	9.094.890,89
$H_2O_{(g)}$	4.699,91	3.440,62	16.170.594,38
Total		4.750,02	25.395.347,53

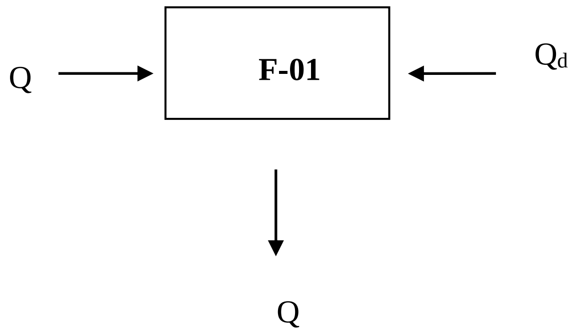
Neraca Panas MP-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_5	620.324,30	-
Q_7	24.775.023,23	-
Q_8	-	25.395.347,53
Total	**25.395.347,53**	**25.395.347,53**

6. Furnace (F-01)

Fungsi : Tempat terjadinya pemanasan aliran *mixing point* gas (N_2 dan CH_4) dan *steam* (H_2O) sebelum menuju *Primary Reformer* (R-01)

Gambar :



Keterangan :

Q_8 = Aliran panas masuk F-01 dari *mixing point* (MP-01)

Q_9 = Aliran panas keluar F-01 menuju *Primary Reformer* (R-01)

Q_{duty} = Aliran panas bahan bakar dan udara masuk F-01

Persamaan Neraca Panas di F-01

$$Q_8 + Q_{duty} = Q_9$$

a) Panas Input

Panas input (Q_8) memiliki T = 156,19 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	3.699,94	35,10	129.862,25
$CH_{4(g)}$	7.137,15	1.274,30	9.094.890,89
$H_2O_{(g)}$	4.699,91	3.440,62	16.170.594,38
Total		4.750,02	25.395.347,53

b) Panas Output

Panas output (Q_9) memiliki T = 650 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	18.796,79	35,10	659.739,26
$CH_{4(g)}$	87.891,61	1.274,30	112.000.595,55
$H_2O_{(g)}$	29.257,81	3.440,62	100.664.985,90
Total		4.750,02	213.325.320,71

Qduty = $Q_9 - Q_8$

= (213.325.320,71- 25.395.347,53) kJ

= 187.929.973,18 kJ

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan

$$mb = \frac{Qduty}{Hv}$$

$$= \frac{187.929.973,18 \text{ kJ}}{54.852,05 \text{ kJ/kg}}$$

= 3.426,13 kg

Jumlah udara yang dibutuhkan untuk pembakaran 25 % *excess* udara dibutuhkan 15,2 lb udara.

mu = mb x udara

= 3.426,13 kg x 15,2 lb udara x 0,4536 /lb udara

= 23.622,17 kg/jam

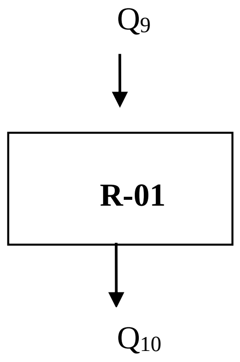
Neraca Panas F-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_7	25.395.347,53	-
Q_{duty}	-	213.325.320,71
Q_F	187.929.973,18	-
Total	**213.325.320,71**	**213.325.320,71**

7. Primary Reformer (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *steam methane reforming* sehingga menghasilkan gas sintesa (H_2, CO dan CO_2) dengan bantuan katalis nikel.

Gambar :



Keterangan :

Q_9 = Aliran panas masuk R-01

Q_{10} = Aliran panas keluar menuju F-02

Qf = Aliran panas yang dibawah oleh *diesel fuel* menuju R-01

Kondisi Operasi

T = 650 ^oC

P = 60 atm

a) Panas yang masuk dari Furnace-01 pada T = 650^oC

Qin = 213.325.320,71 kJ

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	18.796,79	35,10	659.739,26
$CH_{4(g)}$	87.891,61	1.274,30	112.000.595,55
$H_2O_{(g)}$	29.257,81	3.440,62	100.664.985,90
Total		4.750,02	213.325.320,71

b) Panas Reaksi 1 pada T = 650 ^oC

$CH_4 + H_2O \longrightarrow CO + 3H_2$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 °C

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr1 (kJ)
CH_4	849,54	-74.850	-63.587.747,91
H_2O	849,54	-241.800	-205.417.734,74
Total	1.699,07		-269.005.482,66

ΔH_f Produk pada temperatur 25 °C

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr1 (kJ)
CO	849,54	-110.500	-93.873.695,98
H_2	2.548,61	-	-
Total	3.398,14		-93.873.695,98

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

$= -93.873.695,98 - (-269.005.482,66)$

$= 175.131.786,67$ kJ

Panas reaktan pada T = 650 °C

Komponen	n (Kmol)	Cp.dt	Qr1 (kJ)
CH_4	849,54	32.962,95	28.003.202,78
H_2O	849,54	22.859,69	19.420.125,55
Total	1.699,07		47.423.328,33

Panas produk pada T = 650 °C

Komponen	n (Kmol)	Cp.dt	Qr1 (kJ)
CO	849,54	19.163,42	16.280.013,09
H_2	2.548,61	18.357,49	46.786.023,16
Total	3.398,14		63.066.036,25

c) Panas Reaksi 1 pada T = 650 °C

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_2 (kJ)
CO	637,15	-110.500	-70.405.179,35
H_2O	637,15	-241.800	-154.063.098,33
Total	1.274,30		-224.468.277,68

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_2 (kJ)
CO_2	637,15	-393.510	-250.725.268,10
H_2	637,15	-	-
Total	1.274,30		-250.725.268,10

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

$= -250.725.268,10 - (-224.468.277,68)$

$= -26.256.990,42$ kJ

Panas reaktan pada T = 650 ^oC

Komponen	n (Kmol)	Cp.dt	Qr_2 (kJ)
CO	637,15	19.163,42	12.209.993,75
H_2O	637,15	22.859,69	14.565.075,00
Total	1.274,30		26.775.068,75

Panas produk pada T = 650 ^oC

Komponen	n (Kmol)	Cp.dt	Qr_2 (kJ)
CO_2	637,15	29.012,55	18.485.376,67
H_2	637,15	18.357,49	11.696.490,40
Total	1.274,30		30.181.867,07

$\Delta H_{R298,15K}$ Reaksi 1 + 2 $= \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2}$

= (175.131.786,67 + (-26.256.990,42)) kJ

= 148.874.796,26 kJ

Q total produk = Q_1 produk + Q_2 produk

= (63.066.036,25 + 30.181.867,07) kJ

= 93.247.903,32 kJ

Q total reaktan = Q_1 reaktan + Q_2 reaktan

= (47.423.328,33 + 26.775.068,75) kJ

= 74.198.397,08 kJ

$$\Delta Q_R \text{ total} = \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$$

= 148.874.796,26 kJ + (93.247.903,32 kJ - 74.198.397,08 kJ)

= 167.924.302,50 kJ

d) Panas sensibel keluar dari R-01 pada T = 650 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	18.801,51	35,10	659.904,01
$CH_{4(g)}$	32.973,41	424,77	14.006.024,27
$H_2O_{(g)}$	22.865,74	1.953,93	44.678.043,15
$CO_{(g)}$	19.168,32	212,38	4.071.038,35
$CO_{2(g)}$	29.020,47	637,15	18.490.419,22
$H_{2(g)}$	18.361,97	3.185,76	58.496.814,19
Total		6.449,09	140.402.243,18

e) Panas yang dibutuhkan untuk mencapai temperatur reaksi

Qfuel = Qoutput + (Qtotal – Qinput)
= (140.402.243,18+ (167.924.302,50 -213.325.320,71)) kJ

= 95.001.224,97 kJ

- Media panas yang digunakan adalah *natural gas*

High Heating Value (HHV) *natural gas* = 54.852,05 kJ/kg

Jumlah fuel yang digunakan adalah:

$$m = \frac{\text{Qfuel}}{\text{HHV}}$$

$$m = \frac{95.001.224{,}97 \text{ kJ}}{54.852{,}05 \text{kJ/kg}}$$

m = 1.731,95 kg

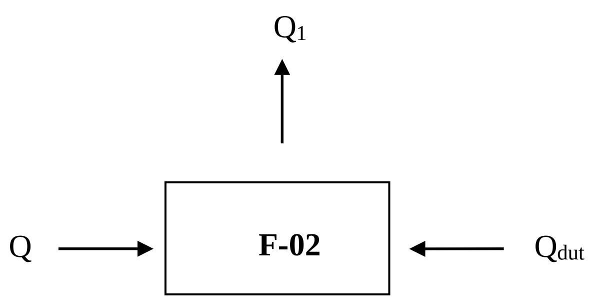
Neraca Panas R-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_9	213.325.320,71	-
Q_{10}	-	140.402.243,18
Qr	-	167.924.302,50
Qfuel	95.001.224,97	-
Total	**308.326.545,68**	**308.326.545,68**

8. Furnace (F-02)

Fungsi : Menaikkan temperatur aliran panas keluaran dari R-01 sebelum masuk ke R-02

Gambar :



Keterangan :

Q_{10} = Aliran panas masuk dari R-01

Q_{11} = Aliran panas keluar dari F-02 menuju R-02

Q_{duty} = Aliran panas bahan bakar dan udara masuk F-02

Persamaan Neraca Panas di F-01

$$Q_{10} + Q_{duty} = Q_{11}$$

a) Input

Aliran panas dari R-01 pada temperatur 650 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	18.801,51	35,10	659.904,01
$CH_{4(g)}$	32.973,41	424,77	14.006.024,27
$H_2O_{(g)}$	22.865,74	1.953,93	44.678.043,15
$CO_{(g)}$	19.168,32	212,38	4.071.038,35
$CO_{2(g)}$	29.020,47	637,15	18.490.419,22
$H_{2(g)}$	18.361,97	3.185,76	58.496.814,19
Total		6.449,09	140.402.243,18

b) Output

Aliran keluaran F-02 pada temperatur 1000 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	30.089,18	35,10	1.056.085,07
$CH_{4(g)}$	59.804,29	424,77	25.402.939,30
$H_2O_{(g)}$	37.739,94	1.953,93	73.741.288,90
$CO_{(g)}$	30.950,58	212,38	6.573.405,23
$CO_{2(g)}$	48.303,50	637,15	30.776.663,46
$H_{2(g)}$	29.065,42	3.185,76	92.595.414,85
Total		6.449,09	230.145.796,80

Q_{duty} $= Q_{11} – Q_{10}$

= (230.145.796,80 - 140.402.243,18) kJ

= 89.743.553,62kJ

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan

mb $= \frac{Qduty}{Hv}$

$= \frac{89.743.553,62 \text{ kJ}}{54.852,05 \text{kJ/kg}}$

= 1.636,10 kg

Jumlah udara yang dibutuhkan untuk pembakaran 25 % *excess* udara dibutuhkan 15,2 lb udara.

mu = mb x udara

= 1.636,10 kg x 15,2 lb udara x 0,4536 /lb udara

= 11.280,47 kg/jam

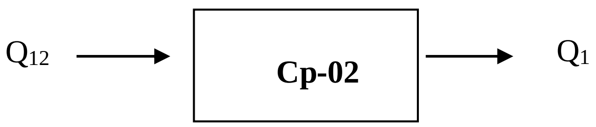
Neraca Panas F-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{10}	140.402.243,18	-
Q_{11}	-	230.145.796,80
Q_{duty}	89.743.553,62	-
Total	**230.145.796,80**	**230.145.796,80**

9. Compressor (Cp-03)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan udara (N_2, O_2 dan Ar) sebelum ke *furnace* (F-03).

Gambar :



Keterangan :

Q_{12} = Aliran panas udara (N_2, O_2 dan Ar)

Q_{13} = Aliran panas udara (N_2, O_2 dan Ar) keluaran dari Cp-03

a) Input

Panas input (Q_{12}) memiliki T = 30 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	145,37	1.393,64	202.591,16
$O_{2(g)}$	147,39	382,29	56.346,43
$Ar_{(g)}$	103,93	18,20	1.891,97
Total		1.794,14	260.829,56

b) Temperatur Output

$$K = \frac{Cp}{Cv}$$

$$K = \frac{79,34}{54,40}$$

K = 1,46 W/m

$$T_2 = Ti\ [\frac{Po}{Pi}]^{\frac{K-1}{K.N}}$$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$$= 30\ [\frac{60}{1}]^{\frac{1,46-1}{1,46x12}}$$

$$= 33,40\ ^oC$$

c) Output

Panas keluar (Q_{13}) memiliki T = 33,40 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	244,24	1.393,64	340.381,07
$O_{2(g)}$	306,58	382,29	117.202,48
$Ar_{(g)}$	174,60	18,20	3.178,52
Total		1.794,14	460.762,07

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penaikan tekanan:

$Q_{loss} = Q_{12} – Q_{13}$

Q_{loss} = (260.829,56- 460.762,07) kJ

Q_{loss} = -199.932,51 kJ

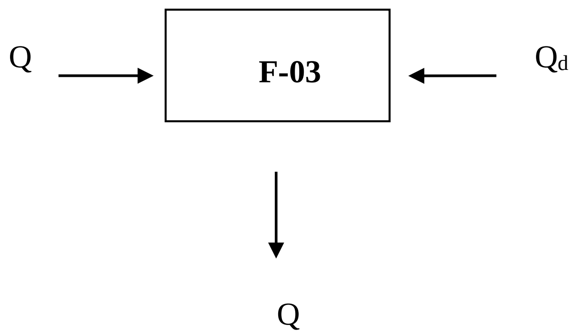
Neraca Panas Cp-03

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{12}	260.829,56	-
Q_{13}	-	460.762,07
Q_{loss}	-	-199.932,51
Total	260.829,56	260.829,56

10. Furnace (F-03)

Fungsi : Tempat terjadinya pemanasan aliran udara masuk sebelum menuju *Secondary Reformer* (R-01)

Gambar :



Keterangan :

Q_{13} = Aliran panas masuk F-02 dari aliran udara

Q_{14} = Aliran panas keluar F-02 menuju *Secondary Reformer* (R-02)

Q_{duty} = Aliran panas bahan bakar dan udara masuk F-03

Persamaan Neraca Panas di F-03

$$Q_{13} + Q_{duty} = Q_{14}$$

a) Panas Input

Panas input (Q_{13}) memiliki T = 33,40 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	244,24	1.393,64	340.381,07
$O_{2(g)}$	306,58	382,29	117.202,48
$Ar_{(g)}$	174,60	18,20	3.178,52
Total		1.794,14	460.762,07

b) Output

Panas keluar (Q_{14}) memiliki T = 1000 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	32.739,30	1.393,64	45.626.936,42
$CH_{4(g)}$	38.515,04	382,29	14.723.957,10
$H_2O_{(g)}$	20.266,35	18,20	368.935,46
Total		1.794,14	60.719.828,98

Q_{duty} = $Q_{13} - Q_{14}$

= (60.719.828,98 - 460.762,07) kJ

= 60.259.066,91 kJ

Jumlah bahan bakar yang dibutuhkan

$$mb = \frac{Qduty}{Hv}$$

$$= \frac{60.259.066{,}91 \text{ kJ}}{54.852{,}05 \text{kJ/kg}}$$

= 1.098,57 kg

Jumlah udara yang dibutuhkan untuk pembakaran 25 % excess udara dibutuhkan 15,2 lb udara.

mu = mb x udara

= 1.098,57 kg x 15,2 lb udara x 0,4536 /lb udara

= 7.574,36 kg/jam

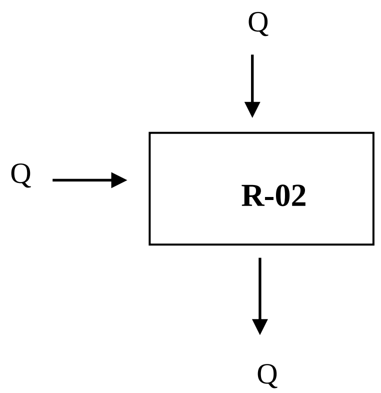
Neraca Panas F-03

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{13}	460.762,07	-
Q_{14}	-	60.719.828,98
Q_{duty}	60.259.066,91	-
Total	60.719.828,98	**60.719.828,98**

11. Secondary Reformer (R-02)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi penyempurnaan *steam methane reforming* sehingga menghasilkan gas sintesa (H_2, CO dan CO_2) dengan bantuan katalis nikel.

Gambar :



Keterangan :

Q_{11} = Aliran panas masuk dari H-01

Q_{14} = Aliran panas masuk dari F-02

Q_{15} = Aliran panas keluar menuju C-01

Kondisi Operasi

T = 1000 ^{0}C

P = 60 atm

a) Panas yang masuk dari F-02 pada T = 1000 ^oC

Q_{11} = 230.145.796,80 kJ

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	30.089,18	35,10	1.056.085,07
$CH_{4(g)}$	59.804,29	424,77	25.402.939,30
$H_2O_{(g)}$	37.739,94	1.953,93	73.741.288,90
$CO_{(g)}$	30.950,58	212,38	6.573.405,23
$CO_{2(g)}$	48.303,50	637,15	30.776.663,46
$H_{2(g)}$	29.065,42	3.185,76	92.595.414,85
Total		6.449,09	230.145.796,80

b) Panas yang masuk dari F-03 pada T = 1000 ^oC

Q_{14} = 60.719.828,98 kJ

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	32.739,30	1.393,64	45.626.936,42
$CH_{4(g)}$	38.515,04	382,29	14.723.957,10
$H_2O_{(g)}$	20.266,35	18,20	368.935,46
Total		1.794,14	60.719.828,98

c) Panas Reaksi 1 pada T = 1000 ^oC

$$CH_4 + H_2O \longrightarrow CO + 3H_2$$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_1 (kJ)**
CH_4	420,52	-74.850	-31.475.893,80
H_2O	420,52	-241.800	-101.681.644,90
Total	841,04		-133.157.538,70

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_1 (kJ)**
CO	420,52	-110,540	-46.484.239,15
H_2	1.261,56	-	-
Total	1.682,08		-46.484.239,15

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K}$ = $\Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

= (-46.484.239,15- (-133.157.538,70))

= 86.673.299,55 kJ

Panas reaktan pada T = 1000 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_1 (kJ)**
CH_4	420,52	59.804,29	25.148.876,82
H_2O	420,52	37.739,94	15.870.386,95
Total	841,04		41.019.263,76

Panas produk pada T = 1000 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_1 (kJ)**
CO	420,52	30.950,58	13.015.325,22
H_2	1.261,56	29.065,42	36.667.736,03
Total	1.682,08		49.683.061,26

d) Panas Reaksi 2 pada T = 1000 ^oC

$$2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O$$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ºC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_2 (kJ)**
H	764,58	-	-
O_2	382,29	-	-
Total	1.146,87		-

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ºC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_2 (kJ)**
H_2O	764,58	-241.800	-184.875.718
Total	764,58		-184.875.718

$\Delta H_{R2\ 298,15\ K}$ = $\Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

= (-184.875.718– 0) kJ

= -184.875.718 kJ

Panas reaktan pada T = 1000 ºC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_2 (kJ)**
H_2	764,58	29.065,42	22.222.870,32
O_2	382,29	32.387,66	12.381.497,93
Total	1.146,87		34.604.368,25

Panas produk pada T = 1000 ºC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_2 (kJ)**
H_2O	764,58	37.739,94	28.855.248,99
Total	764,58		28.855.248,99

e) Panas Reaksi 3 pada T = 1000 ºC

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_3 (kJ)**
CO	8,61	-110.540	-951.765,75
H_2O	8,61	-241.800	-2.081.933,76
Total	17,22		-3.033.699,51

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr_3 (kJ)**
CO_2	8,61	-393.510	-3.388.179,30
H_2	8,61	-	-
Total	17,22		-3.388.179,30

$\Delta H_{R3\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

$= (-3.388.179,30 - (-3.033.699,51))$ kJ

$= -354.479,79$ kJ

Panas reaktan pada T = 1000 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_3 (kJ)**
CO	8,61	30.950,58	266.489,05
H_2O	8,61	37.739,94	324.946,50
Total	17,22		591.435,55

Panas produk pada T = 1000 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**cP dT**	**Qr_3 (kJ)**
CO_2	8,61	48.303,50	415.900,31
H_2	8,61	29.060,71	250.217,02
Total	17,22		666.117,33

$\Delta H_{R298,15K}$ Reaksi $= \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} + \Delta H_{R3}$

$= (86.673.299,55 + (-184.875.718) + (-354.479,79))$ kJ

= -98.556.898,24 kJ

Q total produk = Q_1 produk + Q_2 produk + Q_3 produk

= (49.683.061,26 + 28.855.248,99 + 666.117,33) kJ

= 79.204.427,58 kJ

Q total reaktan = Q_1 reaktan + Q_2 reaktan + Q_3 reaktan

= (41.019.263,76 + 34.604.368,25 + 591.435,55) kJ

= 76.215.067,56 kJ

ΔQ_R total $= \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reak\tan} n\int CpdT$

= (-98.556.898,24 + (79.204.427,58 - 76.215.067,56)) kJ

= -95.567.538,23 kJ

f) Panas sensibel yang keluar dari R-02 pada temperatur 1000 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	30.084,24	1.428,74	42.982.632,87
$CH_{4(g)}$	59.791,91	4,25	253.976,81
$H_2O_{(g)}$	37.733,25	2.289,38	86.385.902,37
$CO_{(g)}$	30.945,40	624,29	19.319.000,51
$CO_{2(g)}$	48.294,94	645,76	31.186.994,66
$H_{2(g)}$	29.060,71	3.691,35	107.273.181,34
$Ar_{(g)}$	20.263,23	18,20	368.878,21
Total		8.701,98	287.770.566,77

g) Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = (Qin+Qin udara)-(Qout + ΔHr)

= (230.145.796,80 + 60.719.828,98) kJ – (287.770.566,77) kJ + (-95.567.538,23)) kJ

= 98.662.597,24 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{98.662.597,24\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (323,15 - 301,15) K}}$$

= 1.073.014,36 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 1.073.014,36 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 13.453.990,53 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 1.073.014,36 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 112.116.587,77 kJ

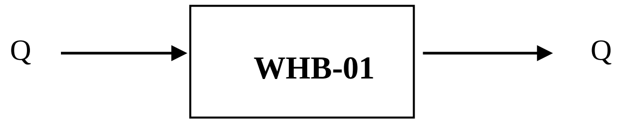
Neraca Panas R-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{11}	230.145.796,80	-
Q_{14}	60.719.828,98	-
Q_{15}	-	287.770.566,77
Qr	-	-95.567.538,23
Qcw in	13.453.990,53	-
Qcw out	-	112.116.587,77
Total	**304.319.616,31**	**304.319.616,31**

12. Waste Heat Boiler (WHB-01)

Fungsi : Untuk menyerap panas keluaran R-02

Gambar :



Keterangan :

Q_{15} = Aliran panas masuk dari R-02

Q_{16} = Aliran panas keluar menuju R-03

a) Input

Aliran panas masuk pada temperatur 1000°C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	30.084,24	1.428,74	42.982.632,87
$CH_{4(g)}$	59.791,91	4,25	253.976,81
$H_2O_{(g)}$	37.733,25	2.289,38	86.385.902,37
$CO_{(g)}$	30.945,40	624,29	19.319.000,51
$CO_{2(g)}$	48.294,94	645,76	31.186.994,66
$H_{2(g)}$	29.060,71	3.691,35	107.273.181,34
$Ar_{(g)}$	20.263,23	18,20	368.878,21
Total		8.701,98	287.770.566,77

b) Output

Aliran panas keluar pada temperatur 320 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	8.681,23	1.428,74	12.403.248,14
$CH_{4(g)}$	12.830,43	4,25	54.499,54
$H_2O_{(g)}$	10.255,69	2.289,38	23.479.211,93
$CO_{(g)}$	8.754,25	624,29	5.465.218,62
$CO_{2(g)}$	12.580,95	645,76	8.124.285,14
$H_{2(g)}$	8.603,54	3.691,35	31.758.638,24
$Ar_{(g)}$	6.131,87	18,20	111.626,48
Total		8.701,98	81.396.728,09

Qserap = Qin - Qout

= (287.770.566,77 - 81.396.728,09) kJ

= 206.373.838,69 kJ/jam

c) Kebutuhan air umpan boiler

Tin = 301,15 K

Tout = 473,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Massa air umpan boiler

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{206.373.838,69\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (473,15 - 301,15) K}}$$

= 287.079,29 kg/jam

Qw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 287.079,29 kg/jam x 4,1795 kJ/Kg. K x (473,15 K - 298,15 K)

= 3.599.543,70 kJ/jam

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 287.079,29 kg/jam x 4,1795 kJ/Kg. K x (473,15 K - 298,15 K)

= 209.973.382,39 kJ/jam

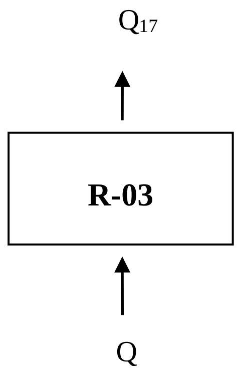
Neraca Panas WHB-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Qin	287.770.566,77	-
Qout	-	81.396.728,09
Qw in	3.599.543,70	-
Qs Out	-	209.973.382,39
Total	**291.370.110,47**	**291.370.110,47**

13. High Temperature Shift Converter (R-03)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *water gas shift* menghasilkan CO_2 pada temperatur tinggi dengan bantuan katalis *Iron Oxide*.

Gambar :



Keterangan :

Q_{16} = Aliran panas masuk dari WHB-01

Q_{17} = Aliran panas keluar R-03 menuju C-01

Kondisi Operasi

P = 60 atm

T = 320 ^oC

a) Input

Aliran panas masuk pada T = 320 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	8.681,23	1.428,74	12.403.248,14
$CH_{4(g)}$	12.830,43	4,25	54.499,54
$H_2O_{(g)}$	10.255,69	2.289,38	23.479.211,93
$CO_{(g)}$	8.754,25	624,29	5.465.218,62
$CO_{2(g)}$	12.580,95	645,76	8.124.285,14
$H_{2(g)}$	8.603,54	3.691,35	31.758.638,24
$Ar_{(g)}$	6.131,87	18,20	111.626,48
Total		8.701,98	81.396.728,09

b) Panas Reaksi 1 pada T = 320 ^oC

$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 °C

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr1 (kJ)**
CO	499,44	-110.540	-55.207.562,14
H_2O	499,44	-241.800	-120.763.420,71
Total	998,87		-175.970.982,84

ΔH_f Produk pada temperatur 25 °C

Komponen	**n (Kmol)**	**ΔHf**	**Qr1 (kJ)**
CO_2	499,44	-393.510	-196.532.728,21
H_2	499,44	-	-
Total	998,87		-196.532.728,21

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

= (-196.532.728,21– (-175.970.982,84)) kJ

= -20.561.745,37 kJ

Panas reaktan pada T = 320 °C

Komponen	**n (Kmol)**	**Cp.dt**	**Qr1 (kJ)**
CO	499,44	8.754,25	4.372.180,65
H_2O	499,44	10.255,69	5.122.052,13
Total	998,87		9.494.232,78

Panas produk pada T = 320 °C

Komponen	**n (Kmol)**	**Cp.dt**	**Qr1 (kJ)**
CO_2	499,44	12.580,95	6.283.366,50
H_2	499,44	8.603,54	4.296.908,00
Total	998,87		10.580.274,50

$$\Delta Q_R \text{ total} = \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$$

= -20.561.745,37 kJ + (10.580.274,50 - 9.494.232,78) kJ

= -19.475.703,65 kJ

b) Output

Aliran panas keluar pada T = 320 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	8.681,23	1.428,74	12.403.248,14
$CH_{4(g)}$	12.830,43	4,25	54.499,54
$H_2O_{(g)}$	10.255,69	1.789,95	18.357.159,80
$CO_{(g)}$	8.754,25	124,86	1.093.045,16
$CO_{2(g)}$	12.580,95	1.145,20	14.407.662,33
$H_{2(g)}$	8.603,54	4.190,78	36.055.546,24
$Ar_{(g)}$	6.131,87	18,20	111.626,48
Total		8.701,98	82.482.787,69

c) Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin - Qout + ΔHr

= (81.396.728,09 - 82.482.787,69) kJ + (-19.475.703,65 kJ)

= 18.389.335,14 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{18.389.335,14\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (323,15 - 301,15) K}}$$

$= 109.997,22$ kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 109.997,22 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 1.838.933,51 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 109.997,22 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 20.228.577,56 kJ

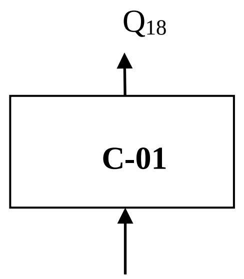
Neraca Panas R-03

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Q_{15}	81.396.728,09	-
Q_{16}	-	82.482.787,69
Qr	-	-19.475.703,65
Qcw in	1.838.933,51	-
Qcw out	-	20.228.577,56
Total	**83.235.661,60**	**83.235.661,60**

14. Cooler (C-01)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur keluaran R-03 sebelum masuk ke R-04

Gambar :



Keterangan :

Q_{17} = Aliran panas masuk dari R-03

Q_{18} = Aliran panas keluar dari C-01 menuju R-04

a) Input

Aliran panas masuk pada temperatur 320 ^oC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	8.681,23	1.428,74	12.403.248,14
$CH_{4(g)}$	12.830,43	4,25	54.499,54
$H_2O_{(g)}$	10.255,69	1.789,95	18.357.159,80
$CO_{(g)}$	8.754,25	124,86	1.093.045,16
$CO_{2(g)}$	12.580,95	1.145,20	14.407.662,33
$H_{2(g)}$	8.603,54	4.190,78	36.055.546,24
$Ar_{(g)}$	6.131,87	18,20	111.626,48
Total		8.701,98	82.482.787,69

b) Output

Aliran panas keluar pada temperatur 220 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	5.708,56	1.428,74	8.156.069,72
$CH_{4(g)}$	7.955,84	4,25	33.793,86
$H_2O_{(g)}$	6.690,24	1.789,95	11.975.191,14
$CO_{(g)}$	5.738,11	124,86	716.453,17
$CO_{2(g)}$	8.055,49	1.145,20	9.225.123,67
$H_{2(g)}$	5.670,48	4.190,78	23.763.752,17
$Ar_{(g)}$	6.197,35	18,20	112.818,42
Total		8.701,98	53.983.202,14

c) Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin - Qout

= (82.482.787,69 - 53.983.202,14) kJ

= 28.499.585,54 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{28.499.585,54\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x}\ (323,15 - 301,15)\ \text{K}}$$

= 309.949,92 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 309.949,92 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 3.886.307,12 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 309.949,92 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 32.385.892,66 kJ

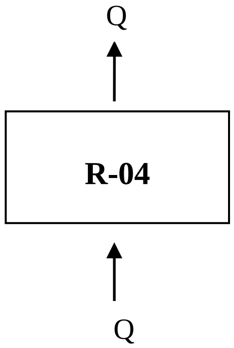
Neraca Panas C-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Qin	82.482.787,69	-
Qout	-	53.983.202,14
Qcw-in	3.886.307,12	-
Qcw-out	-	32.385.892,66
Total	**86.366.181,51**	**86.366.181,51**

15. Low Temperature Shift Converter (R-04)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *water gas shift* menghasilkan CO_2 pada temperatur tinggi dengan bantuan katalis *Iron Oxide*.

Gambar :



Keterangan :

Q_{18} = Aliran panas masuk dari C-01

Q_{19} = Aliran panas keluar dari R-04 menuju E-02

Kondisi Operasi

P = 60 atm

T = 220 ^oC

a) Input

Aliran panas masuk pada T =220 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	5.708,56	1.428,74	8.156.069,72
$CH_{4(g)}$	7.955,84	4,25	33.793,86
$H_2O_{(g)}$	6.690,24	1.789,95	11.975.191,14
$CO_{(g)}$	5.738,11	124,86	716.453,17
$CO_{2(g)}$	8.055,49	1.145,20	9.225.123,67
$H_{2(g)}$	5.670,48	4.190,78	23.763.752,17
$Ar_{(g)}$	6.197,35	18,20	112.818,42
Total		8.701,98	53.983.202,14

b) Panas Reaksi 1 pada T = 220 ^oC

$$CO + H_2O \longrightarrow CO_2 + H_2$$

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr1 (kJ)
CO	112,37	-110.540	-12.421.685,14
H_2O	112,37	-241.800	-27.171.733,91
Total	224,75		-39.593.419,04

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr1 (kJ)
CO_2	112,37	-393.510	-44.219.805,66
H_2	112,37	-	-
Total	224,75		-44.219.805,66

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K}$ = $\Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

= (-44.219.805,66 - (-39.593.419,04)) kJ

= -4.626.386,62 kJ

Panas reaktan pada T = 220 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**Cp.dt**	**Qr_1 (kJ)**
CO	112,37	5.738,11	644.807,01
H_2O	112,37	6.690,24	751.801,01
Total	224,75		1.396.608,02

Panas produk pada T = 220 ^oC

Komponen	**n (Kmol)**	**Cp.dt**	**Qr_1 (kJ)**
CO_2	112,37	8.055,49	905.217,65
H_2	112,37	5.670,48	637.207,58
Total	224,75		1.542.425,24

ΔQ_R total $= \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$

= -4.626.386,62 kJ + (1.542.425,24 - 1.396.608,02) kJ

= -4.480.569,40 kJ

c) Output

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	5.708,56	1.428,74	8.156.069,72
$CH_{4(g)}$	7.955,84	4,25	33.793,86
$H_2O_{(g)}$	6.690,24	1.677,58	11.223.389,14
$CO_{(g)}$	5.738,11	12,49	71.645,32
$CO_{2(g)}$	8.055,49	1.257,57	10.130.342,51
$H_{2(g)}$	5.670,48	4.303,16	24.400.960,59
$Ar_{(g)}$	4.053,27	18,20	73.786,99
Total		8.701,98	54.089.988,12

d) Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin-Qout + ΔHr

= (53.983.202,14 - 54.089.988,12+ (-4.480.569,40)) kJ

= 4.373.783,42 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{4.373.783{,}42 \text{ kJ}}{4{,}1795 \text{ kJ/Kg. K x (} 323{,}15 - 301{,}15) \text{ K}}$$

= 47.568,28 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 47.567,49 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 596.425,01 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 47.567,49 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 4.970.208,43 kJ

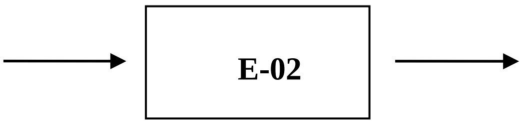
Neraca Panas R-04

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{17}	53.983.202,14	-
Q_{18}	-	54.089.988,12
Qr	-	-4.480.569,40
Qcw in	596.425,01	-
Qcw out	-	4.970.208,43
Total	**54.579.627,16**	**54.579.627,16**

16. Expander (E-02)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan gas keluaran dari *Low Temperature Shift Converter* (R-04) sebelum masuk ke (WHB-02).

Gambar :



Keterangan :

Q_{19} = Aliran panas masuk dari R-04

Q_{20} = Aliran panas keluar menuju WHB-02

a) Input

Panas masuk pada temperatur 220 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	5.708,56	1.428,74	8.156.069,72
$CH_{4(g)}$	7.955,84	4,25	33.793,86
$H_2O_{(g)}$	6.690,24	1.677,58	11.223.389,14
$CO_{(g)}$	5.738,11	12,49	71.645,32
$CO_{2(g)}$	8.055,49	1.257,57	10.130.342,51
$H_{2(g)}$	5.670,48	4.303,16	24.400.960,59
$Ar_{(g)}$	4.053,27	18,20	73.786,99
Total		8.701,98	54.089.988,12

b) Temperatur Output

$K = \frac{Cp}{Cv}$

$K = \frac{235,95}{177,75}$

K = 1,33 W/m

$T_2 = Ti\ [\frac{Po}{Pi}]^{\frac{K-1}{K.N}}$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$= 220\ [\frac{60}{18}]^{\frac{1,33-1}{1,33x1}}$

= 296,07 ^oC

c) Output

Panas keluar pada temperatur 296,07 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	7.966,40	1.428,74	11.381.941,95
$CH_{4(g)}$	11.610,87	4,25	49.319,24
$H_2O_{(g)}$	9.392,67	1.677,58	15756921,77
$CO_{(g)}$	8.027,05	12,49	100224,75
$CO_{2(g)}$	11.475,99	1.257,57	14431859,47
$H_{2(g)}$	7.900,85	4.303,16	33998577,81
$Ar_{(g)}$	5.634,46	18,20	102571,49
Total		8.701,98	75.821.416,48

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penurunan tekanan:

$Q_{loss} = Q_{19} – Q_{20}$

Q_{loss} = (54.089.988,12 - 75.821.416,48) kJ

Q_{loss} = -21.731.428,36 kJ

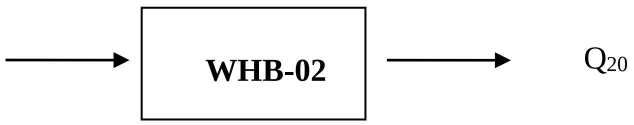
Neraca Panas E-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{19}	54.089.988,12	-
Q_{20}	-	75.821.416,48
Q_{loss}	-	-21.731.428,36
Total	**54.089.988,12**	**54.089.988,12**

17. Waste Heat Boiler (WHB-02)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur keluaran R-04 sebelum masuk ke PC-01

Gambar :



Keterangan :

Q_{19} = Aliran panas masuk dari R-03

Q_{20} = Aliran panas keluar menuju R-04

a) Input

Aliran panas masuk pada temperatur 296,07 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	7.966,40	1.428,74	11.381.941,95
$CH_{4(g)}$	11.610,87	4,25	49.319,24
$H_2O_{(g)}$	9.392,67	1.677,58	15756921,77
$CO_{(g)}$	8.027,05	12,49	100224,75
$CO_{2(g)}$	11.475,99	1.257,57	14431859,47
$H_{2(g)}$	7.900,85	4.303,16	33998577,81
$Ar_{(g)}$	5.634,46	18,20	102571,49
Total		8.701,98	75.821.416,48

b) Output

Aliran panas keluar pada temperatur 100 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	2.184,91	1.428,74	3.121.676,94
$CH_{4(g)}$	2.841,43	4,25	12.069,50
$H_2O_{(g)}$	2.539,21	1.677,58	4.259.718,72
$CO_{(g)}$	2.188,93	12,49	27.330,76
$CO_{2(g)}$	2.968,27	1.257,57	3.732.805,77
$H_{2(g)}$	2.168,80	4.303,16	9.332.686,66
$Ar_{(g)}$	1.558,95	18,20	28.379,61
Total		8.701,98	20.514.667,95

c) Kebutuhan air umpan boiler

Tin = 301,15 K

Tout = 473,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin - Qout

= (75.821.416,48 - 20.514.667,95) kJ

= 55.306.748,53 kJ

Massa air umpan boiler

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{55.306.748,53\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (473,15 - 301,15) K}}$$

= 76.935,25 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 76.935,25 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (473,15,15-273,15) K

= 964.652,59 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 76.935,25kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (473,15-273,15) K

= 56.271.401,12 kJ

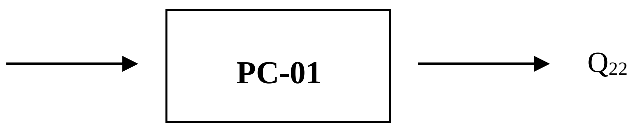
Neraca Panas WHB-02

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Qin	75.821.416,48	-
Qout	-	20.514.667,95
Qcw-in	964.652,59	-
Qcw-out	-	56.271.401,12
Total	**76.786.069,07**	**76.786.069,07**

18. Partial Condensor-01 (PC-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran WHB-02 dan mengkondensasi sebagian keluaran WHB-02 sebelum dipisahkan di KOD-01

Gambar :



Keterangan :

Q_{21} = Aliran panas masuk dari WHB-02

Q_{22} = Aliran panas keluar dari PC-01 menuju Knock Out Drum-01

a) Input

Aliran panas masuk pada T = 100 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	2.184,91	1.428,74	3.121.676,94
$CH_{4(g)}$	2.841,43	4,25	12.069,50
$H_2O_{(g)}$	2.539,21	1.677,58	4.259.718,72
$CO_{(g)}$	2.188,93	12,49	27.330,76
$CO_{2(g)}$	2.968,27	1.257,57	3.732.805,77
$H_{2(g)}$	2.168,80	4.303,16	9.332.686,66
$Ar_{(g)}$	1.558,95	18,20	28.379,61
Total		8.701,98	20.514.667,95

b) Output

Aliran panas keluar pada 45 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	581,69	1.428,74	831.084,47
$CH_{4(g)}$	734,50	4,25	3.119,91
$H_2O_{(g)}$	1.507,15	1.677,58	2.528.366,53
$CO_{(g)}$	582,05	12,49	7.267,43
$CO_{2(g)}$	774,66	1.257,57	974.194,62
$H_{2(g)}$	576,20	4.303,16	2.479.458,31
$Ar_{(g)}$	415,72	18,20	7.567,90
Total		8.701,98	6.831.059,16

c) Panas Latent

Komponen	Hv (kJ/kg)	N (kmol)	Q (kJ)
$H_2O_{(g)}$	43,61	1.677,58	73.161,80
Total		**1.677,58**	**73.161,80**

d) Kebutuhan Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Qserap = Qin – (Qout- Qlaten)

= 20.514.667,95 kJ – (6.831.059,16 - 73.161,80) kJ

= 13.683.608,79 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{13.683.608,79\ \text{kJ}}{4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (323,15 - 301,15) K}}$$

= 148.817,37 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 148.817,37 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 1.865.946,65 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 148.817,37 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 15.549.555,45 kJ

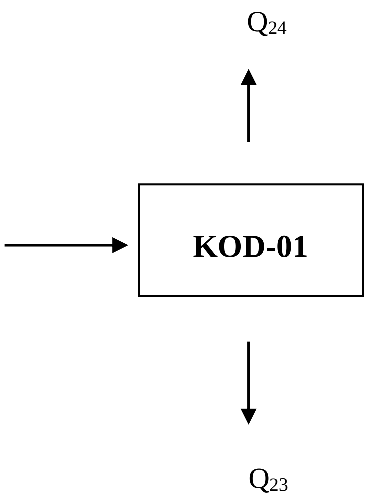
Neraca Panas PC-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Q_{21}	20.514.667,95	-
Q_{22}	-	6.831.059,16
Qn.in	1.865.946,65	-
Qn.out	-	15.549.555,45
Total	**22.380.614,61**	**22.380.614,61**

19. Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Gambar :



Keterangan:

Q_{22} = Aliran panas dari PC-01

Q_{23} = Aliran panas dari KOD-01 (*liquid*)

Q_{24} = Aliran panas dari KOD-01 menuju Ab-01 (gas)

a) Input

Aliran panas masuk dari PC-01 pada temperatur 45ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	581,69	1.428,74	831.084,47
$CH_{4(g)}$	734,50	4,25	3.119,91
$H_2O_{(g)}$	1.507,15	1.677,58	2.528.366,53
$CO_{(g)}$	582,05	12,49	7.267,43
$CO_{2(g)}$	774,66	1.257,57	974.194,62
$H_{2(g)}$	576,20	4.303,16	2.479.458,31
$Ar_{(g)}$	415,72	18,20	7.567,90
Total		8.701,98	6.831.059,16

Output

Aliran panas keluaran KOD-01 fase gas pada 45ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	581,69	1.428,74	831.084,47
$CH_{4(g)}$	734,50	4,25	3.119,91
$CO_{(g)}$	582,05	12,49	7.267,43
$CO_{2(g)}$	774,66	1.257,57	974.194,62
$H_{2(g)}$	576,20	4.303,16	2.479.458,31
$Ar_{(g)}$	415,72	18,20	7.567,90
Total		7.024,41	4.302.692,63

Aliran panas keluaran KOD-01 fase liquid pada 45 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
H_2O	1.507,15	1.677,58	2.528.366,53
Total		**1.677,58**	**2.528.366,53**

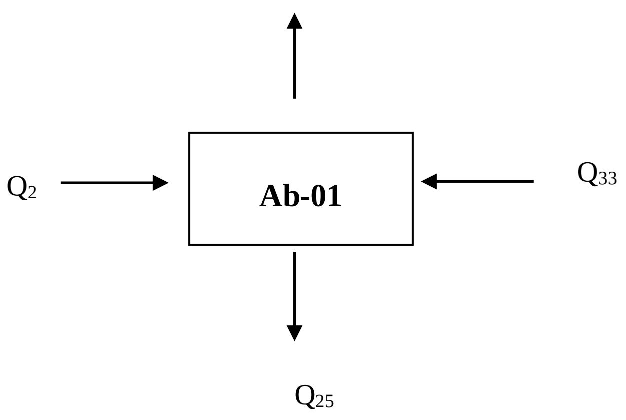
Neraca Panas KOD-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{21}	6.831.059,16	-
Q_{22}	-	4.302.692,63
Q_{23}	-	2.528.366,53
Total	**6.831.059,16**	**6.831.059,16**

20. Absorber-01 (Ab-01)

Fungsi : Untuk menyerap gas CO_2 dari gas sintesa dengan larutan benfield

Gambar :



Keterangan:

Q_{24} = Aliran panas input dari KOD-01

Q_{25} = Aliran panas larutan benfield keluaran dari Ab-01 menuju ST-01

Q_{33} = Aliran panas larutan benfield dari ST-01

Q_{34} = Aliran panas gas keluar dari Ab-01 menuju H-02

a) Input

Aliran panas masuk dari KOD-01 pada temperatur 45 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	581,69	1.428,74	831.084,47
$CH_{4(g)}$	734,50	4,25	3.119,91
$CO_{(g)}$	582,05	12,49	7.267,43
$CO_{2(g)}$	774,66	1.257,57	974.194,62
$H_{2(g)}$	576,20	4.303,16	2.479.458,31
$Ar_{(g)}$	415,72	18,20	7.567,90
Total		7.024,41	4.302.692,63

Aliran panas masuk larutan benfield pada temperatur 33,33 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
K_2CO_3	3.915,58	1.237,94	4.847.262,69
H_2O	1.915,02	4.281,61	8.199.363,61
DEA	8.352,38	377,54	3.153.325,02
V_2O_5	4.894,47	62,92	307.972,90
Total		5.960,01	16.507.924,22

b) Output

Aliran panas *top product* keluar dari Ab-01 pada temperatur 48,89 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	694,90	1.428,74	992.831,95
$CH_{4(g)}$	879,21	4,25	3.734,62
$CO_{(g)}$	695,39	12,49	8.682,51
$CO_{2(g)}$	926,79	19,63	18.189,85
$H_{2(g)}$	688,47	4.303,16	2.962.582,65
$Ar_{(g)}$	496,58	18,20	9.039,86
Total		5.786,46	3.995.061,43

Aliran panas keluar *bottom product* larutan benfield pada temperatur 48,89 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$KHCO_3$	3.287,99	2.475,89	8.140.689,90
H_2O	1.788,33	3.043,66	5.443.064,69
DEA	7.798,59	377,54	2.944.247,69
V_2O_5	4.569,95	62,92	287.553,14
Total		5.960,01	16.815.555,42

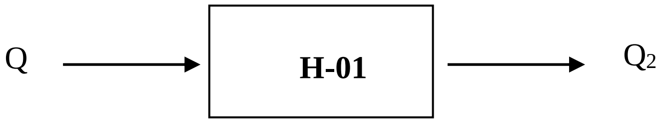
Neraca Panas Ab-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{24}	4.302.692,63	-
Q_{25}	16.507.924,22	-
Q_{33}	-	3.995.061,43
Q_{34}	-	16.815.555,42
Total	20.810.616,85	20.810.616,85

21. Heater (H-01)

Fungsi : Untuk menaikkan temperatur keluaran dari absorber (Ab-01) sebelum masuk ke stripper (ST-01)

Gambar :



Keterangan :

Q_{25} = Aliran panas masuk dari Ab-01

Q_{26} = Aliran panas keluar menuju Stripper-01 (ST-01)

a) Input

Aliran panas *bottom product* larutan benfield pada temperatur 48,89 ^{o}C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$KHCO_3$	3.287,99	2.475,89	8.140.689,90
H_2O	1.788,33	3.043,66	5.443.064,69
DEA	7.798,59	377,54	2.944.247,69
V_2O_5	4.569,95	62,92	287.553,14
Total		5.960,01	16.815.555,42

b) Output

Aliran keluaran H-01 pada temperatur 98,89 ^{o}C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$KHCO_3$	10.233,77	2.475,89	25.337.640,12
H_2O	5.559,20	3.043,66	16.920.349,50
DEA	24.272,87	377,54	9.163.877,93
V_2O_5	14.223,83	62,92	895.000,05
Total		5.960,01	52.316.867,60

Panas yang diberikan steam Qs:

$$Qs = Q_{out} - Q_{in}$$
$$= 52.316.867{,}60 \text{ kJ} - 16.815.555{,}42 \text{ kJ}$$
$$= 35.501.312{,}19 \text{ kJ}$$

c) Media panas yang digunakan adalah saturated steam :

Buku Termodinamika Tabel F.1

Temperatur steam = 200 ^{0}C

Entalpy saturated vapor (H_v) = 2.790,9 kJ/kg

Entalpy saturated liquid (H_l) = 852,4 kJ/kg

Jumlah steam yang digunakan :

$$m_s = \frac{Qs}{(H_v - H_l)}$$

$$m_s = \frac{35.501.312{,}19 \text{ kJ}}{(2.745{,}4 \text{ kJ/kg} - 632{,}1 \text{ kJ/kg})}$$

$$= 18.313{,}81 \text{kg}$$

Panas steam masuk. $Q_{S\text{-}in}$

$$Q_{S\text{-}in} = m \cdot H_v$$
$$= 18.313{,}81 \text{kg} \times 2.745{,}4 \text{ kJ/kg}$$
$$= 51.112.000{,}10 \text{ kJ}$$

Panas steam keluar. $Q_{C\text{-}out}$

$$Q_{C\text{-}out} = m \cdot H_L$$
$$= 18.313{,}81 \text{kg} \times 632{,}1 \text{ kJ/kg}$$
$$= 15.610.687{,}91 \text{ kJ}$$

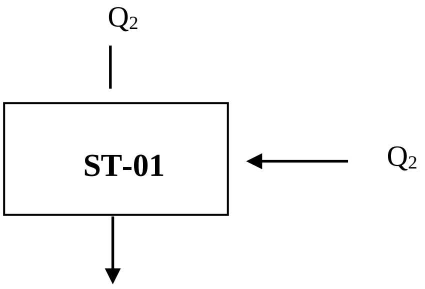
Neraca Panas H-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Q_{in}	16.815.555,42	-
Q_{out}	-	52.316.867,60
Q_{s-in}	51.112.000,10	-
Q_{s-out}	-	15.610.687,91
Total	**67.927.555,51**	**67.927.555,51**

22. Stripper-01 (ST-01)

Fungsi : Untuk memisahkan gas CO_2 dari larutan benfield

Gambar :



Keterangan :

Q_{26} = Aliran panas masuk dari Ab-01

Q_{27} = Aliran panas CO_2 keluar dari ST-01

Q_{28} = Aliran panas keluar dari ST-01 menuju C-02

a) Input

Aliran panas masuk dari H-01 pada temperatur 98,89 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$KHCO_3$	10.233,77	2.475,89	25.337.640,12
H_2O	5.559,20	3.043,66	16.920.349,50
DEA	24.272,87	377,54	9.163.877,93
V_2O_5	14.223,83	62,92	895.000,05
Total		5.960,01	52.316.867,60

Aliran panas CO_2 Terserap

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
CO_2	2.900,33	1.237,94	3.590.444,99
Total		**1.237,94**	**3.590.444,99**

b) Output

Aliran panas *top product* ST-01 pada temperatur 118,33^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
CO_2	3.719,30	1.237,94	4.604.285,74
Total		1.237,94	**4.604.285,74**

Aliran panas *bottom product* ST-01 pada temperatur 118,33^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
K_2CO_3	14.372,82	1.237,94	17.792.735,16
H_2O	893,83	4.281,61	3.827.010,28
DEA	30.658,91	377,54	11.574.837,29
V_2O_5	17.966,03	62,92	1.130.469
Total		5.960,01	34.325.051,73

Panas yang diberikan steam Qs:

$$Qs = (Q_{out} + Q_{CO2\ out}) - (Q_{in} + Q_{co2\ terserap})$$

$$= 16.977.975,12 \text{ kJ}$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam pada :

Termodinamika Tabel F.1:

Temperatur steam = 200 ^{0}C

Entalpy saturated vapor (H_v) = 2.790,9 kJ/kg

Entalpy saturated liquid (H_l) = 852,4 kJ/kg

Jumlah steam yang digunakan :

$$m_s = \frac{Qs}{(Hv - Hl)}$$

$$\text{m}_s = \frac{16.977.975,12 \text{ kJ}}{(2.790,9 - 852,4) \text{ kJ/kg}}$$

$$= 8.758,31 \text{ kg}$$

Panas steam masuk. $Q_{S\text{-}in}$

$$Q_{S\text{-}in} = m \cdot H_v$$

$$= 8.758,31 \text{ kg x } 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$= 24.443.554,69 \text{ kJ}$$

Panas steam keluar. $Q_{C\text{-}out}$

$$Q_{C\text{-}out} = m \cdot H_L$$

$$= 8.758,31 \text{ kg x } 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$= 7.465.579,57 \text{ kJ}$$

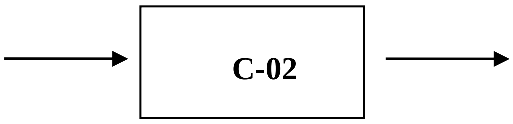
Neraca Panas ST-01

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{26}	52.316.867,60	-
Qin terserap	3.590.444,99	-
Qsteam-in	24.443.554,69	-
Qsteam-out	-	16.986.733,43
Q_{27}	-	4.604.285,74
Q_{28}	-	34.325.051,73
Total	55.916.070,90	55.916.070,90

23. Cooler (C-02)

Fungsi : Untuk menurunkan temperatur keluaran ST-01

Gambar :



Keterangan :

Q_{28} = Aliran masuk dari ST-01

Q_{29} = Aliran keluar C-02 menuju Ab-01

a) Input

Aliran panas *bottom product* ST-01 pada temperatur 118,33^{o}C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
K_2CO_3	14.372,82	1.237,94	17.792.735,16
H_2O	893,83	4.281,61	3.827.010,28
DEA	30.658,91	377,54	11.574.837,29
V_2O_5	17.966,03	62,92	1.130.469
Total		5.960,01	34.325.051,73

Output

Aliran panas keluar pada temperatur 33,33 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
K_2CO_3	3.915,58	1.237,94	4.847.262,69
H_2O	1.915,02	4.281,61	8.199.363,61
DEA	8.352,38	377,54	3.153.325,02
V_2O_5	4.894,47	62,92	307.960,17
Total		5.960,01	16.507.911,49

Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin - Qout

= 34.325.051,73kJ - 16.507.911,49 kJ

= 17.817.140,24 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{17.817.140,24\ \text{kJ}}{(4,1795\ \text{kJ/Kg. K x}\ (323,15 - 301,15)\ \text{K}}$$

= 193.771,98 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

=193.771,98 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15 – 273,15) K

= 2.429.610,03 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 193.771,98 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15 – 273,15) K

= 20.246.750,27 kJ

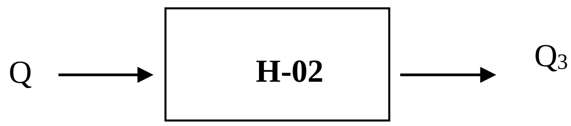
Neraca Panas C-02

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
Qin	34.325.051,73	-
Qout	-	16.507.911,49
Qcw-in	2.429.610,03	-
Qcw-out	-	20.246.750,27
Total	**36.754.661,76**	**36.754.661,76**

24. Heater-02 (H-02)

Fungsi : Sebagai tempat pemanasan keluaran dari Ab-01 menuju MS-02

Gambar :



Keterangan :

Q_{34} = Aliran panas yang masuk dari Ab-01

Q_{35} = Aliran panas yang keluar dari H-02

a) Input

Aliran panas dari Ab-01 pada temperatur 48,89ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	694,90	1.428,74	992.831,95
$CH_{4(g)}$	879,21	4,25	3.734,62
$CO_{(g)}$	695,39	12,49	8.682,51
$CO_{2(g)}$	926,79	19,63	18.189,85
$H_{2(g)}$	688,47	4.303,16	2.962.582,65
$Ar_{(g)}$	496,58	18,20	9.039,86
Total		5.786,46	3.995.061,43

b) Output

Aliran keluaran H-02 pada temperatur 115ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	2.610,60	1.428,74	3.729.878,55
$CH_{4(g)}$	2.904,17	4,25	12.336,00
$CO_{(g)}$	2.605,34	12,49	32.529,90
$CO_{2(g)}$	2.973,76	19,63	58.365,25
$H_{2(g)}$	2.487,51	4.303,15	10.704.160,56
$Ar_{(g)}$	1.870,74	18,20	34.055,58
Total		5.786,46	14.571.325,84

Panas yang diberikan steam Qs:

$$Qs = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= (14.571.325,84 - 3.995.061,43)\ kJ$$

$$= 10.576.264,40\ kJ$$

Media panas yang digunakan adalah saturated steam :

Buku Termodinamika Tabel F.1

Temperatur steam = 200 ^{0}C

Entalpy saturated vapor (H_v) = 2.790,9 kJ/kg

Entalpy saturated liquid (H_l) = 852,4 kJ/kg

Panas Laten (L) = 1.938,6 kJ/kg

Jumlah steam yang digunakan :

$$m_s = \frac{Qs}{L}$$

$$\mathrm{m}_s = \frac{10.576.264,40\ \mathrm{kJ}}{2.113,30\ \mathrm{kJ/kg}}$$

= 5.455,90 kg

Panas steam masuk. $Q_{S\text{-}in}$

$Q_{S\text{-}in}$ = m . H_v

= 5.455,90 kg x 2.790,9 kJ/kg

= 15.226.874,56 kJ

Panas steam keluar. $Q_{C\text{-}out}$

$Q_{s\text{-}out}$ = m . H_L

= 5.455,90 kg x 852,4 kJ/kg

= 4.650.610,15 kJ

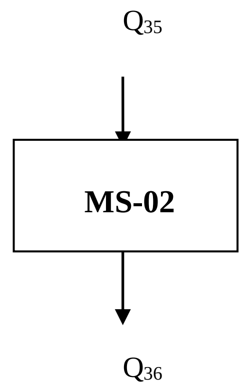
Neraca Panas H-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{in}	3.995.061,43	-
Q_{out}	-	14.571.325,84
$Q_{s\text{-}in}$	15.226.874,56	-
$Q_{s\text{-}out}$	-	4.650.610,15
Total	**19.221.935,99**	**19.221.935,99**

25. Molecular Sieve-02 (MS-02)

Fungsi : Menghilangkan komponen CH_4, CO, CO_2 dan Ar dari campuran keluaran H-03

Gambar :



Keterangan :

Q_{35} = Aliran panas masuk dari H-02

Q_{36} = Aliran panas keluar MS-02 menuju MP-02

a) Input

Aliran panas masuk pada 115°C

Komponen	Cp.dt	N	Q
	(kJ/kmol)	(kmol)	(kJ)
$N_{2(g)}$	2.610,60	1.428,74	3.729.878,55
$CH_{4(g)}$	2.904,17	4,25	12.336,00
$CO_{(g)}$	2.605,34	12,49	32.529,90
$CO_{2(g)}$	2.973,76	19,63	58.365,25
$H_{2(g)}$	2.487,51	4.303,15	10.704.160,56
$Ar_{(g)}$	1.870,74	18,20	34.055,58
Total		5.786,46	14.571.325,84

b) Output

Aliran panas keluar pada 115ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	2.610,60	1.428,74	3.729.878,55
$H_{2\ (g)}$	2.487,51	4.303,15	10.704.160,56
Total		5.731,90	14.434.039,10

Aliran panas zat terserap oleh *adsorbents*

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$CH_{4\ (g)}$	2.904,17	4,25	12.336,00
$CO_{(g)}$	2.605,34	12,49	32.529,90
$CO_{2\ (g)}$	2.973,76	19,63	58.365,25
$Ar_{(g)}$	1.870,74	18,20	34.055,58
Total		54,56	137.286,73

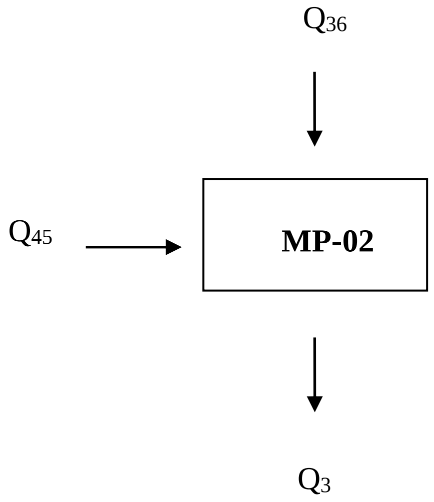
Neraca Panas MS-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{35}	14.571.325,84	-
Q_{36}	-	14.434.039,10
Q_{ads}	-	137.286,73
Total	**14.571.325,84**	**14.571.325,84**

26. Mixing Point (MP-02)

Fungsi : Tempat terjadinya *mixing point* antara gas (N_2 dan H_2) dari MS-02 dan gas (N_2 dan H_2) dari KOD-02 *steam*.

Gambar :



Keterangan :

Q_{36} = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dari MS-02

Q_{37} = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dari MP-02 menuju (Cp-04)

Q_{45} = Aliran panas gas (N_2 dan CH_4) dari KOD-02

Persamaan Neraca Panas di MP-01

$$Q_{36} + Q_{45} = Q_{37}$$

a) Panas Input

Panas input (Q_{36}) memiliki T = 115 ^oC

Komponen	Cp.dt	n	Q
	(kJ/kmol)	(kmol)	(kJ)
$N_{2(g)}$	2.610,60	1.428,74	3.729.878,55
$H_{2\ (g)}$	2.487,51	4.303,15	10.704.160,56
Total		5.731,90	14.434.039,10

Panas Input

Panas input (Q_{45}) memiliki T = 33 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	232,60	1.497,53	348.330,43
$H_{2\,(g)}$	230,26	4.475,65	1.030.549,28
Total		5.973,18	1.378.879,71

b) Panas Output

Panas output (Q_{37}) memiliki T = 71,71 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	1.359,40	2.926,27	3.977.969,51
$H_{2(g)}$	1.348,13	8.778,81	11.834.949,31
Total		11.705,08	15.812.918,82

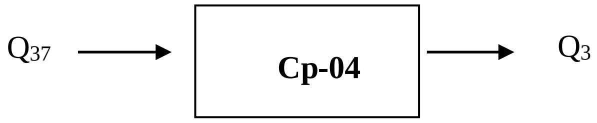
Neraca Panas MP-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{36}	14.434.039,10	-
Q_{37}	-	15.812.918,82
Q_{45}	1.378.879,71	-
Total	**15.812.918,82**	**15.812.918,82**

27. Compressor (Cp-04)

Fungsi : Tempat menaikkan tekanan gas keluaran dari *mixing point* (MP-02) sebelum masuk ke *heater* (H-03).

Gambar :



Keterangan :

Q_{37} = Aliran panas gas (N_2 dan H_2) dari MP-02

Q_{38} = Aliran panas udara (N_2 dan H_2) keluaran dari Cp-04

a) Input

Panas input (Q_{37}) memiliki T = 71,71 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	1.359,40	2.926,27	3.977.969,51
$H_{2(g)}$	1.348,13	8.778,81	11.834.949,31
Total		11.705,08	15.812.918,82

b) Temperatur Output

$$K = \frac{Cp}{Cv}$$

$$K = \frac{94,40}{69,46}$$

K = 1,36 W/m

$$T_2 = Ti\,[\frac{Po}{Pi}]^{\frac{K-1}{K.N}}$$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$$= 71,71\,[\frac{150}{18}]^{\frac{1,36-1}{1,36x2}}$$

$$= 94,89\ ^oC$$

c) Output

Panas keluar (Q_{38}) memiliki T = 94,89 ^oC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	2.035,70	2.926,27	5.957.013,29
$H_{2(g)}$	2.020,41	8.778,81	17.736.765,01
Total		11.705,08	23.693.778,30

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penaikan tekanan:

$Q_{loss} = Q_{37} – Q_{38}$

Q_{loss} = (15.812.918,82- 23.693.778,30) kJ

Q_{loss} = -7.880.859,48 kJ

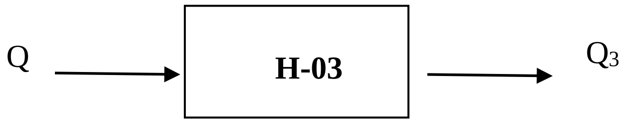
Neraca Panas Cp-04

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{37}	15.812.918,82	-
Q_{38}	-	23.693.778,30
Q_{loss}	-	-7.880.859,48
Total	**15.812.918,82**	**15.812.918,82**

28. Heater (H-03)

Fungsi : Sebagai tempat pemanasan keluaran dari Cp-04 sebelum menuju ke HE-01

Gambar :



Keterangan :

Q_{38} = Aliran panas yang masuk dari Cp-04

Q_{39} = Aliran panas yang keluar dari H-03 menuju HE-01

a) Input

Aliran panas dari Cp-04 pada temperatur 94,89°C

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	2.035,70	2.926,27	5.957.013,29
$H_{2(g)}$	2.020,41	8.778,81	17.736.765,01
Total		11.705,08	23.693.778,30

b) Output

Aliran keluaran H-03 pada temperatur 130°C

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	3.044,06	2.926,27	8.907.752,39
$H_{2(g)}$	2.919,97	8.778,81	25.633.857,52
Total		11.705,08	34.541.609,90

Panas yang diberikan steam Qs:

$$Qs = Q_{out} - Q_{in}$$
$$= (34.541.609,90 - 23.693.778,30)\ kJ$$
$$= 10.847.831,61\ kJ$$

c) Media panas yang digunakan adalah saturated steam :

Buku Termodinamika Tabel F.1

Temperatur steam = 200 ^{0}C

Entalpy saturated vapor (H_v) = 2.790,9kJ/kg

Entalpy saturated liquid (H_l) = 852,4 kJ/kg

Jumlah steam yang digunakan :

$$m_s = \frac{Qs}{(Hv - (Hl)}$$

$$m_s = \frac{10.847.831,61\ kJ}{(2.790,9 - 852,4)\ kJ/kg}$$

$$= 5.595,99\ kg$$

Panas steam masuk. $Q_{S\text{-}in}$

$$Q_{S\text{-}in} = m \cdot H_v$$
$$= 5.595,99\ kg \times 2.790,9\ kJ/kg$$
$$= 15.617.855,67\ kJ$$

Panas steam keluar. $Q_{C\text{-}out}$

$$Q_{C\text{-}out} = m \cdot H_L$$
$$= 5.595,99\ kg \times 852,4\ kJ/kg$$
$$= 4.770.024,07\ kJ$$

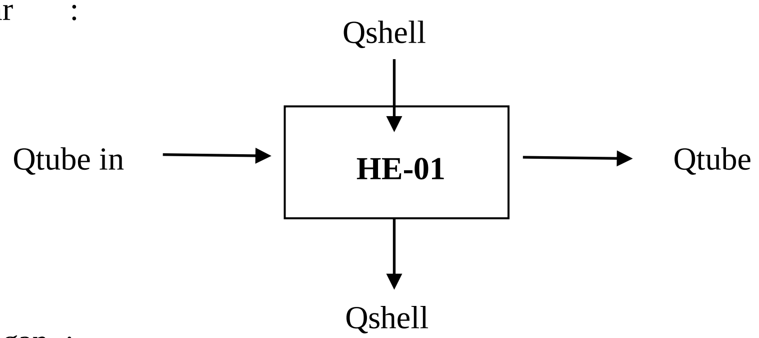
Neraca Panas H-03

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{in}	23.693.778,30	-
Q_{out}	-	34.541.609,90
$Q_{s\text{-}in}$	15.617.855,67	-
$Q_{s\text{-}out}$	-	4.770.024,07
Total	**39.311.633,97**	**39.311.633,97**

29. Heat Exchanger-01 (HE-01)

Fungsi : Sebagai tempat penukar panas antara keluaran H-03 dan keluaran gas panas dari R-05

Gambar :



Keterangan :

Qtube in = Aliran panas yang dibawa masuk dari H-03

Qtube out = Aliran panas yang dibawa masuk ke R-05

Qshell in = Aliran panas yang dibawa masuk dari R-05

Qshell out = Aliran panas yang dibawa ke E-03

Tube

Aliran panas masuk dari H-03 pada T = 130 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	3.044,06	2.926,27	8.907.752,39
$H_{2(g)}$	2.919,97	8.778,81	25.633.857,52
Total		11.705,08	34.541.609,90

Aliran panas keluar R-05 pada T = 430 ºC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**n (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	11.998,28	1.497,96	17.972.945,80
$H_{2(g)}$	11.839,64	4.493,88	53.205.950,10
$NH_{3\ (g)}$	16.947,97	2.856,62	48.413.917,46
Total		8.848,46	119.592.813,36

Shell

Aliran panas masuk R-05 pada T = 450ºC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**n (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	12.607,19	2.926,27	36.892.031,33
$H_{2(g)}$	12.429,26	8.778,81	109.114.097,96
Total		11.705,08	146.006.129,29

Aliran panas keluar dari HE-01 pada T = 54,36 ºC

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**n (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	854,04	1.497,96	1.279.322,89
$H_{2(g)}$	846,34	4.493,88	3.803.368,47
$NH_{3\ (g)}$	1.066,16	2.856,62	3.045.602,61
Total		8.848,46	8.128.293,97

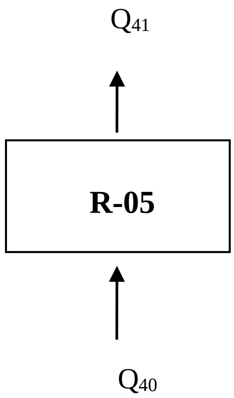
Neraca Panas HE-01

Komponen	**Panas Masuk (kJ)**	**Panas Keluar (kJ)**
$Q_{in\ 39}$	34.541.609,90	-
$Q_{out\ 40}$	-	146.006.129,29
$Q_{in\ 41}$	119.592.813,36	-
$Q_{out\ 42}$	-	8.128.293,97
Total	**154.134.423,26**	**154.134.423,26**

30. Ammonia Converter (R-05)

Fungsi : Tempat mereaksikan H_2 dan N_2 dengan bantuan katalis Ruthenium sehingga menghasilkan NH_3

Gambar :



Keterangan :

Q_{40} = Aliran panas input dari HE-01

Q_{41} = Aliran panas keluaran dari R-05 menuju HE-01

Kondisi Operasi :

Tekanan =150 atm

Temperatur = 1) Bed 1 = 450 °C

2) Bed 2 = 440 °C

3) Bed 3 = 430 °C

Bed 1

Aliran panas masuk pada bed 1

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**n (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	12.607,19	2.926,27	36.892.031,33
$H_{2(g)}$	12.429,26	8.778,81	109.114.097,96
Total		11.705,08	146.006.129,29

Aliran panas keluar pada bed 1

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
N_2	12.607,19	2.245,89	28.314.357,35
H_2	12.429,26	6.737,67	83.744.251,83
NH_3	17.919,66	1.360,76	24.384.341,07
Total		10.344,32	136.442.950,25

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_1 (kJ)
N_2	680,38	-	-
H_2	2.041,14	-	-
NH_3	-	-	-
Total	2.721,52	-	-

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ^oC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_1 (kJ)
N_2	-	-	-
H_2	-	-	-
NH_3	1.360,76	-45.900	-62.458.852,08
Total	1.360,76		-62.458.852,08

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

= -62.458.852,08 kJ

Panas reaktan

Komponen	n (Kmol)	cP dT	Qr_1 (kJ)
N_2	680,38	12.607,19	8.577.673,97
H_2	2.041,14	12.429,26	25.369.846,13
NH_3	-	-	-
Total	2.721,52		33.947.520,11

Panas produk

Komponen	n (Kmol)	cP dT	Qr_1 (kJ)
NH_3	1.360,76	17.919,66	24.384.341,07
Total	1.360,76		24.384.341,07

ΔQ_R total $= \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n \int CpdT - \sum_{reaktan} n \int CpdT$

= -62.458.852,08 kJ + (24.384.341,07- 33.947.520,11) kJ

= -72.022.031,12 kJ

Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = Qin-Qout + ΔQr

= (146.006.129,29 - 136.442.950,25) kJ + -72.022.031,12 kJ

= 81.585.210,15 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{81.585.210{,}15\ \text{kJ}}{(4{,}1795\ \text{kJ/Kg. K x } (323{,}15 - 301{,}15)\ \text{K})}$$

= 887.287,63 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 887.287,63 kg/jam x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15 - 273,15)

= 11.125.255,93 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 887.287,63 kg/jam x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15 - 273,15)

= 92.710.466,08 kJ

Neraca panas R-05 bed 1

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qin	146.006.129,29	-
Qout	-	136.442.950,25
Qr	-	-72.022.031,12
Qcw in	11.125.255,93	-
Qcw out	-	92.710.466,08
Total	**157.131.385,22**	**157.131.385,22**

Bed 2

Aliran panas masuk pada bed 2

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
N_2	12.607,19	2.245,89	28.314.357,35
H_2	12.429,26	6.737,67	83.744.251,83
NH_3	17.919,66	1.360,76	24.384.341,07
Total		10.344,32	136.442.950,25

Aliran panas keluar pada bed 2

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	N (kmol)	Q (kJ)
N_2	12.302,50	1.802,64	22.176.929,59
H_2	12.134,39	5.407,91	65.621.683,96
NH_3	17.432,23	2.247,27	39.174.888,41
Total		9.457,81	126.973.501,97

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 ºC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_2 (kJ)
N_2	443,25	-	-
H_2	1.329,76	-	-
NH_3	-	-	-
Total	1.773,02		-

ΔH_f Produk pada temperatur 25 ºC

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_2 (kJ)
N_2	-	-	-
H_2	-	-	-
NH_3	886,51	-45.900	-40.690.719,53
Total	886,51		-40.690.719,53

$$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$$

$$= -40.690.719,53\ kJ$$

Panas reaktan

Komponen	n (Kmol)	cP.dT	Qr_2 (kJ)
N_2	443,25	12.302,50	5.453.132,63
H_2	1.329,76	12.134,39	16.135.856,16
NH_3	-	-	-
Total	1.773,02		21.588.988,79

Panas produk

Komponen	n (Kmol)	cP.dT	Qr_2 (kJ)
NH_3	886,51	17.432,23	15.453.815
Total	886,51		15.453.815

ΔQ_R total $= \Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$

= -40.690.719,53 kJ + (15.453.815 - 21.588.988,79) kJ

= -46.825.893,32 kJ

Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = (Qin) - (Qout + ΔQr)

= 136.442.950,25 kJ – (126.973.501,97 + (-46.825.893,32)) kJ

= 56.295.341,61 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{56.295.341{,}61\ \text{kJ}}{(4{,}1795\ \text{kJ/Kg. K x} (\ 323{,}15 - 301{,}15)\ \text{K})}$$

= 612.245,28 kJ

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 612.245,28 kJ x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15 – 273,15) K

= 7.676.637,49 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 612.245,28 kJ x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15 – 273,15) K

= 63.971.979,10 kJ

Neraca Panas R-05 bed 2

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qin	136.442.950,25	-
Qout	-	126.973.501,97
Qr	-	-46.825.893,32
Qcw in	7.676.637,49	-
Qcw out	-	63.971.979,10
Total	**144.119.587,74**	**144.119.587,74**

Bed 3

Aliran panas masuk pada bed 3

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
N_2	12.302,50	1.802,64	22.176.929,59
H_2	12.134,39	5.407,91	65.621.683,96
NH_3	17.432,23	2.247,27	39.174.888,41
Total		9.457,81	126.973.501,97

Aliran panas keluar pada bed 3

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**N (kmol)**	**Q (kJ)**
N_2	11.998,28	1.497,96	17.972.945,80
H_2	11.839,64	4.493,88	53.205.950,10
NH_3	16.947,97	2.856,62	48.413.917,46
Total		8.848,46	119.592.813,36

ΔH_f Reaktan pada temperatur 25 °C

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_3 (kJ)
N_2	304,68	-	-
H_2	914,03	-	-
NH_3	-	-	-
Total	1.218,70		-

ΔH_f Produk pada temperatur 25 °C

Komponen	n (Kmol)	ΔHf	Qr_3 (kJ)
N_2	-	-	-
H_2	-	-	-
NH3	609,35	-45.900	-27.969.186,23
Total	609,35		-27.969.186,23

$\Delta H_{R1\ 298,15\ K} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

$= -27.969.186,23$ kJ

Panas reaktan

Komponen	n (Kmol)	cP.dT	Qr_3 (kJ)
N_2	304,68	11.998,28	3.655.577,27
H_2	914,03	11.839,64	10.821.735,29
NH_3	-	-	-
Total	1.218,70		14.477.312,56

Panas produk

Komponen	n (Kmol)	cP.dT	Qr_3 (kJ)
NH_3	609,35	16.947,97	10.327.254,94
Total	609,35		10.327.254,94

ΔQ_R total = $\Delta H_{R298,15K} + \sum_{produk} n\int CpdT - \sum_{reaktan} n\int CpdT$

= -27.969.186,23 kJ + (10.327.254,94 - 14.477.312,56) kJ

= -32.119.243,85 kJ

Kebutuhan Air Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Q serap = (Qin) - (Qout + ΔQr)

= 126.973.501,97 kJ – ((119.592.813,36)+(-32.119.243,85))kJ

= 39.499.932,46 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{39.499.932,46\ \text{kJ}}{(4,1795\ \text{kJ/Kg. K x (323,15 - 301,15) K})}$$

= 429.585,23 kJ

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 429.585,23 kJ x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15 – 273,15) K

= 5.386.354,43 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 429.585,23 kJ x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15 – 273,15) K

= 44.886.286,89 kJ

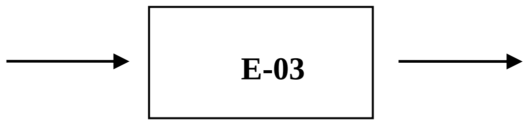
Neraca Panas R-05 bed 3

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Qin	126.973.501,97	-
Qout	-	119.592.813,36
Qr	-	-32.119.243,85
Qcw in	5.386.354,43	-
Qcw out	-	44.886.286,89
Total	**132.359.856,39**	**132.359.856,39**

31. Expander (E-03)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan gas keluaran dari *Heat Exchanger* (HE-01) sebelum masuk ke *Partial Condenser* (PC-02).

Gambar :



Keterangan :

Q_{42} = Aliran panas masuk gas (N_2, H_2, dan NH_3) dari HE-01

Q_{43} = Aliran panas keluar gas (N_2, H_2, dan NH_3) menuju PC-02

a) Input

Panas masuk pada temperatur 54,36 °C

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	854,04	1.497,96	1.279.322,89
$H_{2(g)}$	846,34	4.493,88	3.803.368,47
$NH_{3\ (g)}$	1.066,16	2.856,62	3.045.602,61
Total		8.848,46	8.128.293,97

b) Temperatur Output

$$K = \frac{Cp}{Cv}$$

$$K = \frac{94,24}{69,30}$$

K = 1,36 W/m

$$T_2 = Ti \left[\frac{Po}{Pi}\right]^{\frac{K-1}{K.N}}$$ Eq. 28, (Peter, 1991)

$$= 54,36 \left[\frac{150}{18}\right]^{\frac{1,36-1}{1,36x1}}$$

$$= 71,96\ ^oC$$

c) Output

Panas keluar pada temperatur 71,96 °C

Komponen	**Cp.dt**	**n**	**Q**
	(kJ/kmol)	**(kmol)**	**(kJ)**
$N_{2(g)}$	1.366,83	1.497,96	2.047.464,08
$H_{2(g)}$	1.355,53	4.493,88	6.091.596,24
$NH_{3\ (g)}$	1.715,90	2856,62	4901680,40
Total		8.848,46	13.040.740,72

Panas yang dihilang dikarenakan adanya penurunan tekanan:

$Q_{loss} = Q_{42} – Q_{43}$

Q_{loss} = (8.128.293,97 - 13.040.740,72) kJ

Q_{loss} = -4.912.446,75 kJ

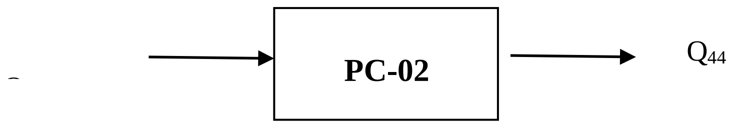
Neraca Panas E-03

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{42}	8.128.293,97	-
Q_{43}	-	13.040.740,72
Q_{loss}	-	-4.912.446,75
Total	**8.128.293,97**	**8.128.293,97**

32. Partial Condensor-02 (PC-02)

Fungsi : Untuk mengkondensasikan aliran dari R-05

Gambar :



Keterangan :

Q_{43} : Aliran panas dari HE-01

Q_{44} : Aliran panas keluar PC-02 menuju KOD-02

a) Input

Aliran panas masuk pada T = 71,96 °C

Komponen	Cp.dt	n	Q
	(kJ/kmol)	(kmol)	(kJ)
$N_{2(g)}$	1.366,83	1.497,96	2.047.464,08
$H_{2(g)}$	1.355,53	4.493,88	6.091.596,24
$NH_{3\,(g)}$	1.715,90	2856,62	4901680,40
Total		8.848,46	13.040.740,72

b) Output

Aliran panas fase gas keluar pada T = 33 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	232,61	1.497,53	348.332,94
$H_{2(g)}$	230,26	4.475,65	1.030.574,25
$NH_{3\ (g)}$	-	-	-
Total		5.973,18	1.378.907,20

Aliran panas *liquid* keluar pada T = 33 ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	232,59	0,53	123,96
$H_{2(g)}$	230,85	1,60	369,11
$NH_{3\ (g)}$	287,27	2.856,62	820.610,48
Total		2.858,75	821.103,55

c) Kebutuhan Media Pendingin

Media Pendingin = Air pendingin

Tin = 301,15 K

Tout = 323,15 K

Tref = 298,15 K

Cp air = 4,1795 kJ/Kg. K

Qserap = Qin – (Qout liquid+ Qout gas)

= 13.040.740,72 kJ –(1.378.907,20+821.103,55) kJ

= 10.840.729,97 kJ

Massa air pendingin

$$m = \frac{Q_s}{Cp_{air}\ x\ (T_2 - T_1)}$$

$$= \frac{10.840.729,97 \text{ kJ}}{4,1795 \text{ kJ/Kg. K x } (323,15 - 301,15) \text{ K}}$$

= 117.899,38 kg

Qcw in = m x cp x (Tin – Tref)

= 117.899,38 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (301,15-273,15) K

= 1.478.281,36 kJ

Qcw out = m x cp x (Tout – Tref)

= 117.899,38 kg x 4,1795 kJ/Kg. K x (323,15-273,15) K

= 12.319.011,33 kJ

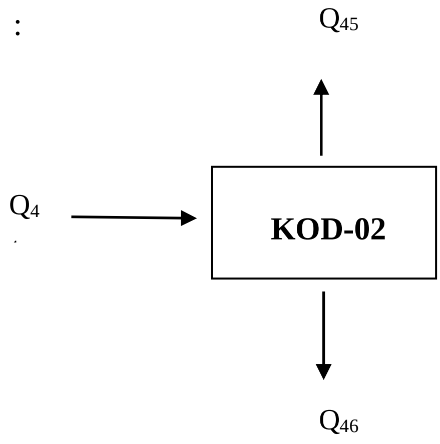
Neraca Panas PC-02

Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{44}	13.040.740,72	-
$Q_{45\ gas}$	-	1.378.907,20
$Q_{46\ liq}$	-	821.103,55
Qcw-in	1.478.281,36	-
Qcw-out	-	12.319.011,33
Total	**14.519.022,08**	**14.519.022,08**

33. Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Gambar :



Keterangan :

Q_{44} = Aliran dari PC-02

Q_{45} = Aliran gas keluaran dari KOD-02 menuju MP-02

Q_{46} = Aliran *liquid* gas keluaran dari KOD-02 menuju T-01

a) Input

Input aliran panas dari PC-02 pada 33 ^{o}C adalah 2.200.010,75 kJ

b) Output

Aliran panas fase gas keluar pada T = 33^{o}C

Komponen	**Cp.dt (kJ/kmol)**	**n (kmol)**	**Q (kJ)**
$N_{2(g)}$	232,61	1.497,53	348.332,94
$H_{2(g)}$	230,26	4.475,65	1.030.574,25
$NH_{3\ (g)}$	-	-	-
Total		5.973,18	1.378.907,20

Aliran panas *liquid* keluar pada T = 33ºC

Komponen	Cp.dt (kJ/kmol)	n (kmol)	Q (kJ)
$N_{2(g)}$	232,59	0,53	123,96
$H_{2(g)}$	230,85	1,60	369,11
$NH_{3\,(g)}$	287,27	2.856,62	820.610,48
Total		2.858,75	821.103,55

Neraca Panas KOD-02

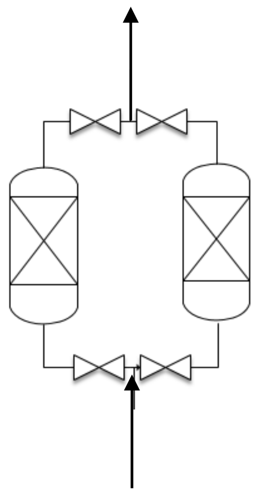
Komponen	Panas Masuk (kJ)	Panas Keluar (kJ)
Q_{44}	2.200.010,75	-
Q_{45}	-	1.378.907,20
Q_{46}	-	821.103,55
Total	**2.200.010,75**	**2.200.010,75**

LAMPIRAN IV
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Produksi	: 350.000 Ton/Tahun
Operasi	: 300 Hari/Tahun
Basis Perhitungan	: 1 Jam Operasi
Produk	: Ammonia

1. MOLEKULER SIEVE -01 (MS-01)

Fungsi	: Menyerap hidrokarbon berat (C_2-C_7)
Tipe	: Silinder vertikal dengan ujung ellipsoidal
Bahan Konstruksi	: Stainless Steel
Gambar	:



Data Desain :

Temperatur	= 30,28 ^{o}C	
Tekanan	= 25 atm	
Laju alir massa	= 30.919,62 kg/jam	= 8,59 kg/s
Densitas	= 2.083,37 kg/m^3	= 130,06 lb/ft^3
Faktor keamanan, f	= 10% = 0,1	
Holding Time	= 1 jam	

a) Jumlah adsorben yang dibutuhkan

Massa Adsorben yang digunakan didapat pada neraca massa, yaitu

M_{ads} = 9.548 kg

ρ_{ads} = 650 kg/m^3

Volume adsorben

$$V_{ads} = \frac{M_{ads}}{\rho_{ads}}$$

$$= \frac{9.548 \text{ kg}}{650 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 14{,}69 \text{ m}^3$$

b) Spesifikasi Adsorber

1) Volume Vessel (Vs)

$$Vs = \frac{1{,}1 \text{ x } V_{ads}}{1\text{-}\Phi}$$

$$= \frac{1{,}1 \text{ x } 14{,}69 \text{ m}^3}{1\text{- } 0{,}611}$$

$$= 41{,}51 \text{ m}^3$$

2) Diameter Vessel Dalam (Ds)

$$Ds = \left[\frac{4\,Vs}{3\pi}\right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left[\frac{4 \, x \, 41{,}51}{3 \, x \, 3{,}14}\right]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 2{,}6 \text{ m}$$

3) Tinggi Vessel (Hs)

$$Hs = 2 \text{ x Ds}$$

$$= 2 \text{ x } (2{,}6 \text{ m})$$

$$= 5{,}2 \text{ m}$$

4) Jari-jari Vessel (r_s)

$$r_s = \frac{Ds}{2}$$

= 2,6 m / 2

= 1,3 m

5) Luas Permukaan (A)

$A = \pi \text{ x } (r_s)^2$

$= 3,14 \text{ x } (1,3 \text{ m})^2$

$= 5,32 \text{ m}^2$

6) Volume Elipsoidal (Ve)

$$Ve = \left[\frac{\pi \ x \ Ds^3}{24}\right]$$

$$= \left[\frac{3,14 \ x \ (2,6)^3}{24}\right]$$

$= 2,31 \text{ m}^3$

7) Tinggi Elipsoidal (He)

$$He = \left[\frac{2 \ x \ Ve}{A}\right]$$

$$= \left[\frac{2 \ x \ 2,31}{5,3}\right]$$

= 0,87 m

8) Volume Total (Vt)

Vt = Vs + 2 Ve

$= 41,51 \text{ m}^3 + 2(2,31 \text{ m}^3)$

$= 46,12 \text{ m}^3$

Tinggi Total (Ht)

Ht = Hs + 2 He

= 5,2 m + 2 (0,87 m)

= 6,94 m

9) Tebal Dinding (t)

$$t = \frac{P\,r}{SE - 0,6\,P} + C$$

Keterangan:

P = Tekanan design	= 25 atm	= 367,40 psi	
r = Jari-jari tanki	= 1,3 m		
S = Working stress allowable	= 13.700 Psi		(Peter edisi 5, hal.554)
E = Welding Joint efisiensi	= 0,85		(Peter edisi 5, hal.554)
C = Korosi yang diizinkan	= 0,0032 m		(Peter edisi 5, hal. 538)

$$t = \frac{367,40 \text{ psi} \times 1,3 \text{ m}}{(13.700 \text{ psi} \times 0,85) - 0,6\,(367,40 \text{ psi})} + 0,0032 \text{ m}$$

= 0,045 m

= 4,5 cm

10) Outside Diameter (OD)

ID = 2,6 m

OD = ID + t

= 2,6 m + 0,045 m

= 2,645 m

= 2,65 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Molecular Sieve Separator*
Kode Alat	MS-01
Tipe	*Molecular Sieve*
Jumlah	1
Operasi	Kontinyu
Material	*Carbon Steel*
Fungsi	Menyerap senyawa hidrokarbon berat dari *natural gas*
Safety Factor	10%
DATA DESAIN	
Temperatur (^oC)	30,28
Tekanan (atm)	25
Tinggi Kolom (m)	6,94
Outside Diameter (m)	2,65
Tebal Dinding Kolom (m)	0.045
Adsorben	Type 3A

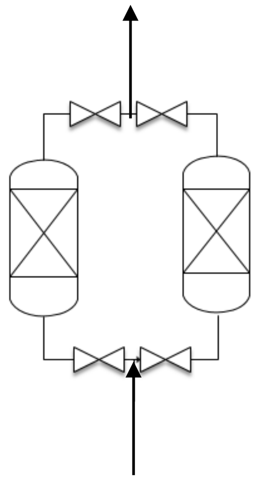
2. MOLECULAR SIEVE (MS-02)

Fungsi : Menyerap gas CH_4, CO, CO_2 dan Ar.

Tipe : Silinder vertikal dengan ujung ellipsoidal

Bahan Konstruksi : Carbon Steel

Gambar :



Data Desain :

Temperatur = 115 ^oC

Tekanan = 18 atm

Laju alir massa = 50.620,43 kg/jam = 14,06 kg/s

Densitas = 46,54 kg/m^3 = 2,91 lb/ft^3

Faktor keamanan, f = 10% = 0,1

Holding Time = 1 jam

a) Jumlah adsorben yang dibutuhkan

Massa Adsorben yang digunakan didapat pada neraca massa, yaitu

M_{ads} = 2.009,32 kg

ρ_{ads} = 630 kg/m^3

Volume adsorben

$V_{ads} = \frac{M_{ads}}{\rho_{ads}}$

$= \frac{2.009,32 \text{ kg}}{630 \text{ kg/m}^3}$

$= 3,19 \text{ m}^3$

b) Spesifikasi Molacular Sieve

1) Volume Vessel (Vs)

$Vs = \frac{1,1 \times V_{ads}}{1-\Phi}$

$= \frac{1,1 \times 3,19 \text{ m}^3}{1-0,62}$

$= 9,30 \text{ m}^3$

2) Diameter Vessel Dalam (Ds)

$Ds = \left[\frac{4\,Vs}{3\pi}\right]^{\frac{1}{3}}$

$= \left[\frac{4 \times 9,30}{3 \times 3,14}\right]^{\frac{1}{3}}$

$= 1,58 \text{ m}$

3) Tinggi Vessel (Hs)

$Hs = 2 \times Ds$

$= 2\,(1,58 \text{ m})$

$= 3,16 \text{ m}$

4) Jari-jari Vessel (r_s)

$r_s = \frac{Ds}{2}$

$= 1,58 \text{ m} / 2$

$= 0{,}79$ m

5) Luas Permukaan (A)

A $= \pi \text{ x } (r_s)^2$

$= 3{,}14 \text{ x } (0{,}79 \text{ m})^2$

$= 1{,}96 \text{ m}^2$

6) Volume Elipsoidal (Ve)

Ve $= \left[\frac{\pi \; x \; Ds^3}{24}\right]$

$= \left[\frac{3{,}14 \; x \; 1{,}58}{24}\right]$

$= 0{,}52 \text{ m}^3$

7) Tinggi Elipsoidal (He)

He $= \left[\frac{2 \; x \; Ve}{A}\right]$

$= \left[\frac{2 \; x \; 0{,}52}{1{,}96}\right]$

$= 0{,}53$ m

1) Volume Total (Vt)

Vt $=$ Vs + 2 Ve

$= 9{,}30 \text{ m}^3 + 2(0{,}52 \text{ m}^3)$

$= 10{,}33 \text{ m}^3$

Tinggi Total (Ht)

Ht $=$ Hs + 2 He

$=$ 3,16 m + 2 (0,53 m)

$= 4{,}21$ m

2) Tebal Dinding (t)

t $= \frac{P \, r}{} + C$

SE – 0,6 P

Keterangan:

P = Tekanan design = 18 atm = 264,53 psi

r = Jari-jari tanki = 0,79 m

S = Working stress allowable = 13.700 Psi (Peter edisi 5, hal.554)

E = Welding Joint efisiensi = 0,85 (Peter edisi 5, hal.554)

C = Korosi yang diizinkan = 0,0032 m (Peter edisi 5, hal. 538)

$$t = \frac{264{,}53 \text{ psi x } 0{,}79 \text{ m}}{(13.700 \text{ psi x } 0{,}85) - 0{,}6\,(264{,}53 \text{ psi})} + 0{,}0032 \text{ m}$$

= 0,021 m

= 2,1 cm

3) Outside Diameter (OD)

ID = 0,79 m

OD = ID + t

= 1,58 m + 0,021 m

= 1,6 m

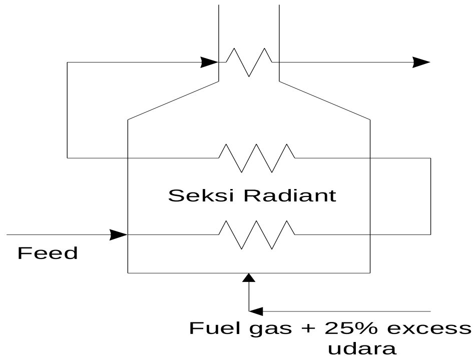
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Molecular Sieve Separator*
Kode Alat	MS-02
Tipe	*Molecular Sieve*
Jumlah	1
Operasi	Kontinyu
Material	*Carbon Steel*
Fungsi	Menyerap senyawa CH4, CO, CO_2 dan Ar.
Safety Factor	10%
DATA DESAIN	
Temperatur (°C)	115
Tekanan (atm)	18
Tinggi Molecular Sieve (m)	4,21
Outside Diameter (m)	1,6
Tebal Dinding Kolom (m)	0,021
Adsorben	Type 5A

3. *FURNACE*-01 (F -01)

Fungsi : Untuk memanaskan *feed* berupa gas alam sebelum masuk R-01

Tipe : *Horizontal Tube Cabin*

Gambar :



Perhitungan desain berdasarkan literatur Evans, supply panas untuk *Furnace* berasal dari *fuel gas* pada 313° F dengan 25 % udara berlebih.

Didesain :

- Efisiensi *Fire Heater*, h = 75 %
- *No air preheating*
- T in = 156 °C = 313 °F
- T out = 650°C = 1.202 °F
- NHV fuel gas = 11.000 Btu/lb
- *Maximum radiant heat flux* = 12.500 Btu/jam.ft^2

A. Beban Panas *Furnace*

Q = 187.929.973,18 kJ/jam

= 178.120.028,58 Btu/jam

B. *Net Heat Realease*, qn

$$q_n = \frac{Q}{\eta}$$

$$= \frac{178.120.028,58}{0,75}$$

= 237.493.371,44 Btu/jam

C. Jumlah *Fuel* yang dibutuhkan, F

$$F = \frac{q_n}{NHV}$$

$$= \frac{237.493.371,44}{11.000}$$

= 21.590,31 lb/jam

D. *Fuel gas* pada 25 % udara berlebih dari gambar 1-6 Evans

= q_n x *Flue Gases*

= 237.493.371,44 Btu/jam x 1.010 lb/MBtu

= 239.868,31 lb/jam

E. *Radiant Duty*, q_r

Heater pada *radiant section* secara normal dapat menangani ± 70 % (hal. 8 Evans)

q_r = 70 % q_n

= 0,7 x 237.493.371,44 Btu/jam

= 166.245.360,01 Btu/jam

F. *Crossover Temperature*

= T_{out} - 0,7 (T_{out} – T_{in})

= 1.202 °F - 0,7 (1.202 °F – 313°F)

= 579,80 °F

G. Temperatur rata-rata fluida, T_f

$$T_f = \frac{(T_{cross\ over} + T_{out})}{2}$$

$$= \frac{(579,80 + 1.202)}{2} = 890,90\ ^0F$$

Temperatur rata-rata dinding, T_t

T_t = (890,90 + 313)°F

= 1.204,04 °F

H. *Radiant Surface*, A_{Rt}

$$A_{Rt} = \frac{q_r}{\text{heat flux}}$$

$$= \frac{166.245.360{,}01 \text{ btu/jam}}{12.500 \text{ btu/jam}}$$

$= 13.299{,}63 \ ft^2$

I. *Design Radiant Section*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Total *exposed radiant length*, Art

$$Art = \frac{A_{Rt}}{a''}$$

$$= \frac{13.299{,}63 \ ft2}{1{,}178 \ ft2/ft}$$

= 11.290,01 ft

J. Spesifikasi *Tube*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Center to center (m) = 9 inch= 0,75 ft

- Luas untuk 1 *tube*, A

A = L . π. OD

= 16 ft x 3,14 x 0,375 ft

= 226,08 ft

- Jumlah *Tube*, N_t

N_t = A_{Rt} / A

$$= \frac{13.299{,}63 \ ft}{226{,}08 \ ft}$$

= 58,83

~ 59

- *Equivalent cold plane surface*, Acp

Acp per tube = m x L

= 0,75 ft x 16 ft

= 12 ft^2

- a untuk *single row refractory backed*, dari hal. 688 gambar 19.11 Kern

Ratio (m / OD) =5 inch / 4,5 inch

= 0,17

a = 1

K. *Lay Out* dari *Cross Section Furnace*

Desain *Radiant Section*

Jumlah di seksi radian :

* 42 *tube* pada bagian tinggi seksi radian

* 6 *tube* pada bagian shield

* 11 *tube* pada bagian atap

- Tinggi seksi radian, (42 *tube*)

Tinggi burner (Tb) ke tube I didesain : 5 ft

Maka tinggi seksi radian (h) :

h = (Nt/2 - 1) . m + OD + Tb

= (42/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft + 5 ft

= 20,37 ft

- Lebar bagian shield, Ls (61 tube)

Ls = (Nt/2 - 1) . m + OD

= (6/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 1,87 ft

- Menentukan tinggi atap ke shield

Lebar bagian atap :

= (Nt/2 - 1) . m + OD

= (11/2 tube – 1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 3,75 ft

Tinggi atap (h_{atap})

= 3,75 ft x cos 60^o

= 1,87 ft

- Lebar seksi radian, Lr

Lebar seksi radian = (2 x y) + lebar shield

Y = 3,75 ft x sin 60^o

= 3,25 ft

Lr = (2 x 3,25 ft) + 1,87 ft

= 8,37 ft

- Tinggi total seksi radian, H

H = h + h_{atap}

= (20,37 + 1,87) ft

= 22,25 ft

Sehingga :

Lebar seksi radian Lr	= 8,37 ft	= 2,55 m
Lebar shield	= 1,87 ft	= 0,57 m
Tinggi seksi radian	= 22,25 ft	= 6,78 m

L. Cold Plate Area Shield Tube, Acp

Acp = L x Nt pada shield x m

= 16 ft x 6 tube x 0,75 ft

= 72 ft^2

M. Cold Plate Area Tube Wall, Acpw

Acpw = L x Nt pada radian x m

= 16 ft x 42 tube x 0,75 ft

= 504 ft^2

a Acp = Acp + Acpw

= 72 ft^2 + 504 ft^2

= 576 ft^2

N. Total Area (Envelope Area)

= (2 x H x Lr) + 2 x L (H + Lr)

= (2 x 22,25 x 8,37) + 2 (16)(22,25 + 8,37)

= 1.352,30 ft^2

O. Radiant Section Area, Ar

Ar = Total area - a Acp

= 1.352,30 ft^2 – 576 ft^2

= 776,30 ft^2

Ar / a Acp = 776,30 ft^2 / 576 ft^2

= 1,35

P. Volume Furnace

= Lr x L x H

= 8,37 ft x 16 ft x 22,25 ft

= 2.979,70 ft^3

Q. Mean Beam Length

L_{beam} = 2/3 $(V)^{1/3}$

= 2/3 $(2.979,70)^{1/3}$

= 9,59 ft

R. Gas Emisivitas

Untuk 25 % udara berlebih

Parsial pressure P_{CO2}+ P_{H2O} = 0,24 atm (Gambar 1-8, Evans)

P . L_{beam} = 0,24 atm x 9,59 ft

= 2,2730 atm ft

S. Menentukan temperature Fire Box

Trial T1 = 1600°F

Emissivity, e = 0,42 (Gambar 1-8, Evans)

Exchanger factor, F = 0,58 (Gambar 1-9 Evans)

a. Acp .F = 576 ft^2 x 0,58

= 332,7521 ft^2

$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$ = 713.724,73 Btu/jam ft^2

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{rata\text{-}rata\ fire\ box}$

Trial T = 1600 °F

q_{g2} / q_n = 0,46

Dimana:

q_{g2} = panas yang terkandung dalam gas

q_n = total panas yg dilepas

T. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 237.493.371,44 Btu/jam

= 4.749.867,4289

U. $$\frac{q_r}{\alpha\ Acp.F} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n}\right] x\ \frac{q_n}{\alpha\ Acp.F}$$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 713.724,73 Btu/jam ft^2

= 371.136,86 (belum memotong kurva)

Trial T2 = 1750°F

Emissivity, e = 0,40 (Gambar 1-8, Evans)

Exchanger factor, F = 0,56 (Gambar 1-9 Evans)

a. Acp .F = 576 ft^2 x 0,56

= 321,11 ft^2

$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$ = 739.596,77 Btu/jam ft^2

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{rata\text{-}rata\ fire\ box}$

Trial T = 1750 °F

q_{g2} / q_n = 0,46

Dimana:

q_{g2} = panas yang terkandung dalam gas

q_n = total panas yg dilepas

V. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 237.493.371,44 Btu/jam

= 4.749.867,4289

W. $\frac{q_r}{\alpha \text{ Acp. F}} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n}\right] \times \frac{q_n}{\alpha \text{ Acp.F}}$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 739.596,77 Btu/jam ft^2

= 384.590,3186 (memotong kurva)

Dari Fig. 19.14 Kern didapat suhu untuk keluar *furnace* adalah 1750 ^{0}F.

Pada temperature 1200^{0}F (gambar 1.10 Evans)

q_{g2}/q_n = 0,46

q_r = (0,98-0,46) x 237.493.371,44 Btu/jam

= 123.496.553,1509 Btu/jam

q_r/A_{Rt} = 123.496.553,1509 Btu/jam / 13.299,63 ft^2

= 9.285,7143

Dimana q_r/A_{Rt} < 12.500 ***sehingga spesifikasi memenuhi syarat design.***

X. *Convenction Section*

Panas konveksi adalah perbedaan antara total panas yang dibutuhkan dengan panas yang diserap pada *radiant section*. (Evans, hal 11-12).

Panas konveksi = (237.493.371,44 -166.245.360,01) Btu/hr

= 71.248.011,4332 Btu/hr

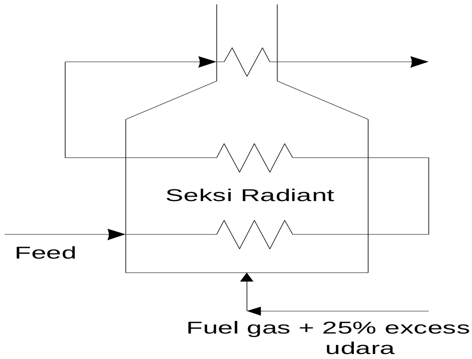
IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Furnace-01*
Kode alat	F-01
Jenis	*Horizontal Tube Cabin*
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memanaskan *feed* berupa gas alam sebelum masuk R-01
KONDISI OPERASI	
Temperatur	650 ºC
Tekanan	60 Atm
VESSEL	
Material	*Carbon Steel*
Tinggi total	22,25 ft
Lebar Seksi Radian	8,37 ft
Lebar Sheild	1,87 ft
Tebal dinding	0.012 ft
Volume silinder	2.979,70 ft^3
TUBE	
Jumlah total	59 buah
Tube pada seksi radian	42 buah
Tube pada sheild	6 buah
Tube pada atap	11 buah
Material	*Carbon Steel*
Panjang	16 ft
Diameter luar	4,5 in
a" *(flow area per tube)*	1,178 ft^2/ft

4. *FURNACE*-02 (F -02)

Fungsi : Tempat memanaskan gas sebelum masuk ke R-02

Tipe : *Horizontal Tube Cabin*

Gambar :



Perhitungan desain berdasarkan literatur Evans, supply panas untuk *Furnace* berasal dari *fuel gas* pada 1.202^o F dengan 25 % udara berlebih.

Didesain :

- Efisiensi *Fire Heater*, h = 75 %
- *No air preheating*
- T in = 650 ^{o}C = 1.202 °F
- T out = 1.000 ^{o}C = 1.832 °F
- NHV fuel gas = 11.000 Btu/lb
- *Maximum radiant heat flux* = 12.500 Btu/jam.ft^2

A. Beban Panas *Furnace*

Q = 89.743.553,62 kJ/jam

= 85.058.940,12 Btu/jam

B. *Net Heat Realease*, qn

$$q_n = \frac{Q}{\eta}$$

$$= \frac{85.058.940,12}{0,75}$$

= 113.411.920,16 Btu/jam

C. Jumlah *Fuel* yang dibutuhkan, F

$$F = \frac{q_n}{NHV}$$

$$= \frac{113.411.920,16}{11.000}$$

= 10.310,17 lb/jam

D. *Fuel gas* pada 25 % udara berlebih dari gambar 1-6 Evans

= q_n x *Flue Gases*

= 113.411.920,16 Btu/jam x 1.010 lb/MBtu

= 114.546,04 lb/jam

E. *Radiant Duty*, q_r

Heater pada *radiant section* secara normal dapat menangani ± 70 % (hal. 8 Evans)

q_r = 70 % q_n

= 0,7 x 113.411.920,16 Btu/jam

= 79.388.344,11 Btu/jam

F. *Crossover Temperature*

= T_{out} - 0,7 (T_{out} – T_{in})

= 1.832 °F - 0,7 (1.832 °F – 1.202°F)

= 1.391 °F

G. Temperatur rata-rata fluida, T_f

$$T_f = \frac{(T_{cross\ over} + T_{out})}{2}$$

$$= \frac{(1.391 + 1.832)}{2} = 1.611,50\ ^0F$$

Temperatur rata-rata dinding, T_t

T_t = (1.611,50 + 1.202)°F

= 2.813,50 °F

H. *Radiant Surface*, A_{Rt}

$$A_{Rt} = \frac{q_r}{\text{heat flux}}$$

$$= \frac{79.388.344,11 \text{ btu/jam}}{12.500 \text{ btu/jam}}$$

$$= 6.351,07 \text{ ft}^2$$

II. *Design Radiant Section*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Total *exposed radiant length*, Art

$$Art = \frac{A_{Rt}}{a''}$$

$$= \frac{6.351,07 \text{ ft2}}{1,178 \text{ ft2/ft}}$$

= 5.391,40 ft

J. Spesifikasi *Tube*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Center to center (m) = 9 inch= 0,75 ft

- Luas untuk 1 *tube*, A

A = L . π. OD

= 16 ft x 3,14 x 0,375 ft

= 226,08 ft

- Jumlah *Tube*, N_t

N_t = A_{Rt} / A

$$= \frac{6.351,07 \text{ ft}}{226,08 \text{ ft}}$$

= 28,09

~ 29

- *Equivalent cold plane surface*, Acp

Acp per tube = m x L

= 0,75 ft x 16 ft

= 12 ft^2

- a untuk *single row refractory backed*, dari hal. 688 gambar 19.11 Kern

Ratio (m / OD) =5 inch / 4,5 inch

= 0,17

a = 1

K. *Lay Out* dari *Cross Section Furnace*

Desain *Radiant Section*

Jumlah di seksi radian :

* 21 tube pada bagian tinggi seksi radian
* 3 tube pada bagian shield
* 5 tube pada bagian atap

- Tinggi seksi radian, (21 tube)

Tinggi burner (Tb) ke tube I didesain : 5 ft

Maka tinggi seksi radian (h) :

h = (Nt/2 - 1) . m + OD + Tb

= (21/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft + 5 ft

= 12,50 ft

- Lebar bagian shield, Ls (61 tube)

Ls = (Nt/2 - 1) . m + OD

= (3/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 0,75 ft

- Menentukan tinggi atap ke shield

Lebar bagian atap :

= (Nt/2 - 1) . m + OD

= (5/2 tube – 1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 1,50 ft

Tinggi atap (h_{atap})

= 1,50 ft x cos 60^o

= 0,75 ft

- Lebar seksi radian, Lr

Lebar seksi radian = (2 x y) + lebar shield

Y = 1,50 ft x sin 60^o

= 1,30 ft

Lr = (2 x 1,30 ft) + 0,75 ft

= 3,35 ft

- Tinggi total seksi radian, H

H = h + h_{atap}

= (12,50 + 0,75) ft

= 13,25 ft

Sehingga :

Lebar seksi radian Lr	= 3,35 ft	= 1,02 m
Lebar shield	= 0,75 ft	= 0,23 m
Tinggi seksi radian	= 13,25 ft	= 4,04 m

L. Cold Plate Area Shield Tube, Acp

Acp = L x Nt pada shield x m

= 16 ft x 3 tube x 0,75 ft

= 36 ft^2

M. Cold Plate Area Tube Wall, Acpw

Acpw = L x Nt pada radian x m

= 16 ft x 21 tube x 0,75 ft

= 252 ft^2

a Acp = Acp + Acpw

= 36 ft^2 + 252 ft^2

= 288 ft^2

N. Total Area (Envelope Area)

= (2 x H x Lr) + 2 x L (H + Lr)

= (2 x 13,25 x 3,35) + 2 (16)(13,25 +3,35)

= 619,86 ft^2

O. Radiant Section Area, Ar

Ar = Total area - a Acp

= 619,86 ft^2 – 288 ft^2

= 331,86 ft^2

Ar / a Acp = 331,86 ft^2 / 288ft^2

= 1,15

P. Volume Furnace

= Lr x L x H

= 3,35ft x 16 ft x 13,25 ft

= 709,77 ft^3

Q. Mean Beam Length

L_{beam} = 2/3 $(V)^{1/3}$

= 2/3 $(709,77)^{1/3}$

= 5,95 ft

R. Gas Emisivitas

Untuk 25 % udara berlebih

Parsial pressure P_{CO2}+ P_{H2O} = 0,24 atm (Gambar 1-8, Evans)

P . L_{beam} = 0,24 atm x 5,95 ft

= 5,56 atm ft

S. Menentukan temperature Fire Box

Trial T1 = 1900°F

Emissivity, e = 0,57 (Gambar 1-8, Evans)

Exchanger factor, F = 0,71 (Gambar 1-9 Evans)

a. Acp .F = 288 ft^2 x 0,71

= 205,65 ft^2

$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$ = 551.489,36 Btu/jam ft^2

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{\text{rata-rata fire box}}$

Trial T	= 1900 °F
q_{g2} / q_n	= 0,46

Dimana:

q_{g2}	= panas yang terkandung dalam gas
q_n	= total panas yg dilepas

T. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 113.411.920,16 Btu/jam

= 2.268.238,4031

U. $$\frac{q_r}{\alpha\ Acp.F} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n}\right] x\ \frac{q_n}{\alpha\ Acp.F}$$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 551.489,36 Btu/jam ft^2

= 286.774,4660 (belum memotong kurva)

Trial T2	= 1950°F	
Emissivity, e	= 0,56	(Gambar 1-8, Evans)
Exchanger factor, F	= 0,71	(Gambar 1-9 Evans)
a. Acp .F	= 288 ft^2 x 0,71	
	= 203,27 ft^2	
$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$	= 557.939,98 Btu/jam ft^2	

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{\text{rata-rata fire box}}$

Trial T	= 1950 °F
q_{g2} / q_n	= 0,46

Dimana:

q_{g2} = panas yang terkandung dalam gas

q_n = total panas yg dilepas

V. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 113.411.920,16 Btu/jam

= 2.268.238,4031

W. $$\frac{q_r}{\alpha \text{ Acp. F}} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n}\right] x \frac{q_n}{\alpha \text{ Acp.F}}$$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 557.939,98 Btu/jam ft^2

= 290.128,7876 (memotong kurva)

Dari Fig. 19.14 Kern didapat suhu untuk keluar *furnace* adalah 1950 ^{0}F.

Pada temperature 1600^{0}F (gambar 1.10 Evans)

q_{g2}/q_n = 0,46

q_r = (0,98-0,46) x 113.411.920,16 Btu/jam

= 58.974.198,48 Btu/jam

q_r/A_{Rt} = 58.974.198,48 Btu/jam / 6.351,07 ft^2

= 9.285,7143

Dimana q_r/A_{Rt} < 12.500 ***sehingga spesifikasi memenuhi syarat design.***

X. *Convenction Section*

Panas konveksi adalah perbedaan antara total panas yang dibutuhkan dengan panas yang diserap pada *radiant section*. (Evans, hal 11-12).

Panas konveksi = (113.411.920,16 - 79.388.344,11 Btu/hr

= 34.023.576,05 Btu/hr

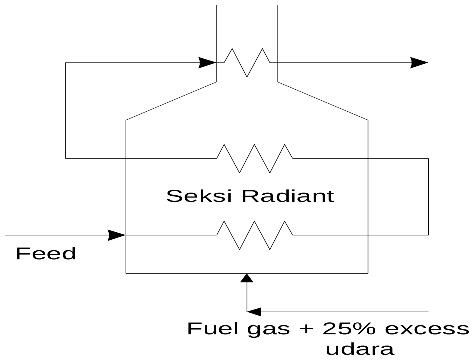
IDENTIFIKASI		
Nama alat	*Furnace-02*	
Kode alat	F-02	
Jenis	*Horizontal Tube Cabin*	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Memanaskan keluaran R-01	
KONDISI OPERASI		
Temperatur	1000 ^oC	
Tekanan	60 Atm	
VESSEL		
Material	*Carbon Steel*	
Tinggi total	13,25	ft
Lebar Seksi Radian	3,35	ft
Lebar Sheild	0,75	ft
Tebal dinding	0.012	ft
Volume silinder	709,77	ft^3
TUBE		
Jumlah total	29 buah	
Tube pada seksi radian	21 buah	
Tube pada sheild	3 buah	
Tube pada atap	5 buah	
Material	*Carbon Steel*	
Panjang	16 ft	
Diameter luar	4,5 in	
a" *(flow area per tube)*	1,178 ft^2/ft	

5. *FURNACE*-03 (F -03)

Fungsi : Tempat memanaskan udara sebelum masuk ke R-02

Tipe : *Horizontal Tube Cabin*

Gambar :



Perhitungan desain berdasarkan literatur Evans, supply panas untuk *Furnace* berasal dari *fuel gas* pada 92^o F dengan 25 % udara berlebih.

Didesain :

- Efisiensi *Fire Heater*, h = 75 %
- *No air preheating*
- T in = 33 ^{o}C = 92 °F
- T out = 1.000 ^{o}C = 1.832 °F
- NHV fuel gas = 11.000 Btu/lb
- *Maximum radiant heat flux* = 12.500 Btu/jam.ft^2

A. Beban Panas *Furnace*

Q = 60.259.066,91 kJ/jam

= 57.113.543,62 Btu/jam

B. *Net Heat Realease*, qn

$$q_n = \frac{Q}{\eta}$$

$$= \frac{57.113.543,62}{0,75}$$

= 76.151.391,49 Btu/jam

C. Jumlah *Fuel* yang dibutuhkan, F

$$F = \frac{q_n}{NHV}$$

$$= \frac{76.151.391,49}{11.000}$$

= 6.922,85 lb/jam

D. *Fuel gas* pada 25 % udara berlebih dari gambar 1-6 Evans

= q_n x *Flue Gases*

= 76.151.391,49 Btu/jam x 1.010 lb/MBtu

= 76.912,91 lb/jam

E. *Radiant Duty*, q_r

Heater pada *radiant section* secara normal dapat menangani ± 70 % (hal. 8 Evans)

q_r = 70 % q_n

= 0,7 x 76.151.391,49 Btu/jam

= 53.305.974,05 Btu/jam

F. *Crossover Temperature*

= T_{out} - 0,7 ($T_{out} - T_{in}$)

= 1.832 °F - 0,7 (1.832 °F – 92 °F)

= 613,69 °F

G. Temperatur rata-rata fluida, T_f

$$T_f = \frac{\left(T_{cross\ over} + T_{out}\right)}{2}$$

$$= \frac{(613,69 + 1.832)}{2} = 1.222,85\ ^0F$$

Temperatur rata-rata dinding, T_t

T_t = (1.222,85 + 92)°F

= 1.314,41 °F

H. *Radiant Surface*, A_{Rt}

$$A_{Rt} = \frac{q_r}{\text{heat flux}}$$

$$= \frac{53.305.974,05 \text{ btu/jam}}{12.500 \text{ btu/jam}}$$

$= 4.264,48 \text{ ft}^2$

III. *Design Radiant Section*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Total *exposed radiant length*, Art

$$\text{Art} = \frac{A_{Rt}}{a''}$$

$$= \frac{4.264,48 \text{ ft2}}{1,178 \text{ ft2/ft}}$$

= 3.620,10 ft

J. Spesifikasi *Tube*

Pilih *tube* :

OD = 4,5 inch = 0,375 ft

a'' = 1,178 ft^2/ft

L = 16 ft

Center to center (m) = 9 inch= 0,75 ft

- Luas untuk 1 *tube*, A

A = L . π. OD

= 16 ft x 3,14 x 0,375 ft

= 226,08 ft

- Jumlah *Tube*, N_t

N_t = A_{Rt} / A

$$= \frac{4.264,48 \text{ ft}}{226,08 \text{ ft}}$$

= 32,05

~ 32

- *Equivalent cold plane surface*, Acp

Acp per tube = m x L

= 0,75 ft x 16 ft

= 12 ft^2

- a untuk *single row refractory backed*, dari hal. 688 gambar 19.11 Kern

Ratio (m / OD) =5 inch / 4,5 inch

= 0,17

a = 1

K. *Lay Out* dari *Cross Section Furnace*

Desain *Radiant Section*

Jumlah di seksi radian :

* 23 tube pada bagian tinggi seksi radian

* 4 tube pada bagian shield

* 6 tube pada bagian atap

- Tinggi seksi radian, (23 tube)

Tinggi burner (Tb) ke tube I didesain : 5 ft

Maka tinggi seksi radian (h) :

h = (Nt/2 - 1) . m + OD + Tb

= (23/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft + 5 ft

= 13,25 ft

- Lebar bagian shield, Ls (61 tube)

Ls = (Nt/2 - 1) . m + OD

= (4/2 tube -1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 1,12 ft

- Menentukan tinggi atap ke shield

Lebar bagian atap :

= (Nt/2 - 1) . m + OD

= (6/2 tube – 1) x 0,75 ft + 0,375 ft

= 1,87 ft

Tinggi atap (h_{atap})

= 1,87 ft x cos 60^o

= 0,94 ft

- Lebar seksi radian, Lr

Lebar seksi radian = (2 x y) + lebar shield

Y = 0,94 ft x sin 60^o

= 1,62 ft

Lr = (2 x 1,62 ft) + 1,12 ft

= 4,37 ft

- Tinggi total seksi radian, H

H = h + h_{atap}

= (13,25 + 0,94) ft

= 14,19 ft

Sehingga :

Lebar seksi radian Lr	= 4,37 ft	= 1,33 m
Lebar shield	= 1,12 ft	= 0,34 m
Tinggi seksi radian	= 14,19 ft	= 4,32 m

L. Cold Plate Area Shield Tube, Acp

Acp = L x Nt pada shield x m

= 16 ft x 4 tube x 0,75 ft

= 48 ft^2

M. Cold Plate Area Tube Wall, Acpw

Acpw = L x Nt pada radian x m

= 16 ft x 23 tube x 0,75 ft

= 276 ft^2

a Acp = Acp + Acpw

= 48 ft^2 + 276 ft^2

= 324 ft^2

N. Total Area (Envelope Area)

= (2 x H x Lr) + 2 x L (H + Lr)

= (2 x 14,19 x 4,37) + 2 (16)(14,19 + 4,37)

= 717,99 ft^2

O. Radiant Section Area, Ar

Ar = Total area - a Acp

= 717,99 ft^2 – 324ft^2

= 393,99 ft^2

Ar / a Acp = 393,99 ft^2 / 324 ft^2

= 1,22

P. Volume Furnace

= Lr x L x H

= 4,37 ft x 16 ft x 14,19 ft

= 992,55 ft^3

Q. Mean Beam Length

L_{beam} = 2/3 $(V)^{1/3}$

= 2/3 $(992,55)^{1/3}$

= 6,65 ft

R. Gas Emisivitas

Untuk 25 % udara berlebih

Parsial pressure P_{CO2}+ P_{H2O} = 0,24 atm (Gambar 1-8, Evans)

P . L_{beam} = 0,24 atm x 5,95 ft

= 1,58 atm ft

S. Menentukan temperature Fire Box

Trial T1 = 1800°F

Emissivity, e = 0,36 (Gambar 1-8, Evans)

Exchanger factor, F = 0,51 (Gambar 1-9 Evans)

a. Acp .F = 324 ft^2 x 0,51

= 165,48 ft^2

$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$ = 460.173,38 Btu/jam ft^2

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{\text{rata-rata fire box}}$

Trial T = 1800 °F

q_{g2} / q_n = 0,46

Dimana:

q_{g2} = panas yang terkandung dalam gas

q_n = total panas yg dilepas

T. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 460.173,38 Btu/jam

= 1.523.027,8299

U. $$\frac{q_r}{\alpha\,\text{Acp.F}} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n}\right] x\ \frac{q_n}{\alpha\,\text{Acp.F}}$$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 460.173,38 Btu/jam ft^2

= 239.290,16 (belum memotong kurva)

Trial T2 = 1950°F

Emissivity, e = 0,34 (Gambar 1-8, Evans)

Exchanger factor, F = 0,49 (Gambar 1-9 Evans)

a. Acp .F = 324 ft^2 x 0,49

= 158,51 ft^2

$\frac{qn}{\alpha Acp.F}$ = 480.417,76 Btu/jam ft^2

Asumsi temperatur gas keluar = $T_{\text{rata-rata fire box}}$

Trial T = 1950 °F

q_{g2} / q_n = 0,46

Dimana:

q_{g2} = panas yang terkandung dalam gas

q_n = total panas yg dilepas

V. Panas yang hilang pada tube, qL

Asumsi qL = 2%. qn

= 0,02 x 460.173,38 Btu/jam

= 1.523.027,83

W. $\frac{q_r}{\alpha \text{ Acp. F}} = \left[1 + \frac{q_q}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} + \frac{q_{g2}}{q_n} \right] \text{x} \frac{q_n}{\alpha \text{ Acp.F}}$

= (1 + 0 + 0 – 0,02 – 0,46) x 480.417,76 Btu/jam ft^2

= 249.817,23 (memotong kurva)

Dari Fig. 19.14 Kern didapat suhu untuk keluar *furnace* adalah 1950 ^{0}F.

Pada temperature 1600^{0}F (gambar 1.10 Evans)

q_{g2}/q_n = 0,46

q_r = (0,98-0,46) x 76.151.391,49 Btu/jam

= 39.598.723,58 Btu/jam

q_r/A_{Rt} = 39.598.723,5765 Btu/jam / 76.151.391,49 ft^2

= 9.285,7143

Dimana q_r/A_{Rt} < 12.500 ***sehingga spesifikasi memenuhi syarat design.***

X. *Convenction Section*

Panas konveksi adalah perbedaan antara total panas yang dibutuhkan dengan panas yang diserap pada *radiant section*. (Evans, hal 11-12).

Panas konveksi = (76.151.391,49 - 53.305.974,05) Btu/hr

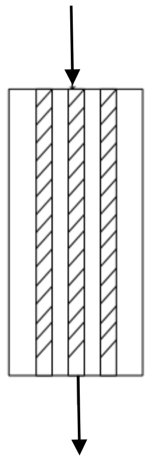
= 22.845.417,45 Btu/hr

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Furnace-03*
Kode alat	F-03
Jenis	*Horizontal Tube Cabin*
Jumlah	1 buah
Fungsi	Tempat memanaskan udara sebelum masuk ke R-02
KONDISI OPERASI	
Temperatur	1000 ^oC
Tekanan	60 Atm
VESSEL	
Material	*Carbon Steel*
Tinggi total	14,19 ft
Lebar Seksi Radian	4,37 ft
Lebar Sheild	1,12 ft
Tebal dinding	0.012 ft
Volume silinder	992,55 ft^3
TUBE	
Jumlah total	33 buah
Tube pada seksi radian	23 buah
Tube pada sheild	4 buah
Tube pada atap	6 buah
Material	*Carbon Steel*
Panjang	16 ft
Diameter luar	4,5 in
a” *(flow area per tube)*	1,178 ft^2/ft

6. Primary Reformer (R-01)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi *steam methane reforming* sehingga menghasilkan gas sintesa (H_2, CO dan CO_2) dengan bantuan katalis nikel

Gambar :



a) Data Desain

Temperatur : 650°C

Tekanan : 60 atm

Konversi : 1) Reaksi I = 67 %

2) Reaksi II = 75 %

Laju alir massa, w : 83.302,77 kg/jam

Percepatan gravitasi : 980 cm/s^2

Densitas aliran: 57,96 kg/m^3

Data Katalis

Nama katalis : Nikel

Porositas : 0,524

Diameter katalis : 0,016 m

Bulk density : 0,93 g/cm^3

Reaksi yang terjadi pada *Primary Reformer* (R-01)

Reaksi 1: $CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$

Reaksi 2: $CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Laju volumetrik umpan

$$Q = \frac{w}{\rho}$$

$= \frac{83.302,77 \text{ kg/jam}}{57,96 \text{ kg/m}^3}$

$= 1.442,66 \text{ m}^3\text{/jam}$

b) Perhitungan desain reaktor

Reaksi 1

$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$

Komponen	**Massa (kg)**	**Xi**	**Densitas**	**v**
CH_4	20.388,86	0,25	10,77	1.892,92
H_2O	61.931,15	0,75	46,29	1.337,89
Total	82.320,01	1	57,06	3.230,81

Laju alir massa = 82.320,01 kg/jam

Densitas campuran = 57,06 kg/m^3

Laju alir volume (Q) $= \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$= \frac{82.320,01}{57,06}$

$= 1.442,66 \text{ m}^3\text{/jam}$

Mol CH_4 mula-mula (n_{AO}) = 1.274,30 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) $= \frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{1.274,30}{1.442,66}$

$= 0,88 \text{ Kmol/m}^3$

Mol H_2O mula-mula (n_{BO}) = 3.440,62 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{3.440,62}{1.442,66}$

= 2,38 Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, X_A = 0,67

C_{AO} = 0,88 Kmol/m3

C_{BO} = 2,38 Kmol/m^3

Q = 1.442,66 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 0,88 Kmol/m^3 (1-0,67)

= 0,29 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 2,38 Kmol/m^3 – (0,88 Kmol/m^3 x 0,67)

= 1,79 Kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 650^{o}C = 923,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan

T	**1/T**	**Ln (CB .CAo/CBo. CA)**	**CBo - b/a Cao**	**K**	**Ln K**
0	0	0,82	1,50	0	0
50	0,020	0,82	1,50	0,011	-4,51
100	0,010	0,82	1,50	0,005	-5,21
150	0,007	0,82	1,50	0,0037	-5,61
200	0,005	0,82	1,50	0,0027	-5,90
250	0,004	0,82	1,50	0,0022	-6,12
300	0,003	0,82	1,50	0,0018	-6,30
350	0,003	0,82	1,50	0,0016	-6,46
400	0,003	0,82	1,50	0,0014	-6,59
450	0,002	0,82	1,50	0,0012	-6,71
500	0,002	0,82	1,50	0,0011	-6,82
550	0,002	0,82	1,50	0,0010	-6,91
600	0,002	0,82	1,50	0,0009	-7,00
650	0,002	0,82	1,50	0,0008	-7,08

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Ɵ = 0,36

Tan Ɵ = E/R

E = Tan Ɵ . R

= 0,183 kkal/mol

In A intersept

In A = -3,24

A = 0,04

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_2 = 0,0391 m^3/Kmol det

= 140,66 m^3/Kmol jam

Reaksi 1 merupakan reaksi orde dua, maka

$$\ln \frac{C_B \, . \, C_{Ao}}{C_{Bo} \, . \, C_A} = \left(C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a} \, C_{Ao} \right) kt$$

τ_1 = 0,0039 jam = 14,03 detik

Reaksi 2

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Komponen	Massa (kg)	Xi	Densitas	v
CO	23.787	0,34	75,19	316,38
H_2O	46.639,51	0,66	62,26	70.426,51
	70.426,51	1	137,45	70.742,79

Laju alir massa = 70.426,51 kg/jam

Densitas campuran = 137,45 kg/m^3

Laju alir volume (Q) = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$= \frac{70.426,51}{137,45}$

= 512,38 m^3/jam

Mol CO mula-mula (n_{AO}) = 849,53 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{849,53}{512,38}$

= 1,66 Kmol/m^3

Mol H_2O mula-mula (n_{BO}) = 2.591,08 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{2.591,08}{512,38}$

= 5,06 Kmol/m^3

Konversi reaksi 2 (X_A) = 0,75

C_{AO} = 1,66 Kmol/m^3

C_{BO} = 5,06 Kmol/m^3

Q = 512,38 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 1,66 Kmol/m^3 (1-0,75)

= 0,41 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 5,06 Kmol/m^3 – (0,41 Kmol/m^3 x 0,67)

= 3,81 Kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 650°C = 923,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	**1/T**	**Ln (CB .CAo/CBo. CA)**	**CBo - b/a Cao**	**K**	**Ln K**
0	0	1,104	3,40	0	0
50	0,020	1,104	3,40	0,0065	-5,04
100	0,010	1,104	3,40	0,0032	-5,73
150	0,007	1,104	3,40	0,0022	-6,14
200	0,005	1,104	3,40	0,0016	-6,42
250	0,004	1,104	3,40	0,0013	-6,65
300	0,003	1,104	3,40	0,0011	-6,83
350	0,003	1,104	3,40	0,0009	-6,98
400	0,003	1,104	3,40	0,0008	-7,12
450	0,002	1,104	3,40	0,0007	-7,23
500	0,002	1,104	3,40	0,0006	-7,34
550	0,002	1,104	3,40	0,0006	-7,43
600	0,002	1,104	3,40	0,0005	-7,52
650	0,002	1,104	3,40	0,0005	-7,60

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Ө = 0,36

Tan Ө = E/R

E = Tan Ө . R

= 0,723 kkal/mol

In A intersept

In A = -3,6

A = 0,03

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_2 = 0,027 m^3/Kmol det

= 9,84 x 10^2 m^3/Kmol jam

Reaksi 2 merupakan reaksi orde dua, maka

r_2 = k C_A C_B

= 155,58 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_2 = 0,0033jam

τ_2 = 11,88 detik

τ total = 0,0072 jam

= 0,43 menit

= 25,92 detik

Dengan bantuan katalis

Nilai k katalis = 0,05 m^3/Kmol det

k setiap reaksi tanpa katalis

k_1 = 0,039 m^3/Kmol det

k_2 = 0,027 m^3/Kmol det

Waktu reaksi setelah menggunakan katalis

Reaksi 1

k = k_1 + k katalis

= (0,039 + 0,05) m^3/Kmol det

= 0,089 m^3/Kmol det

R_1 = k C_A C_B

= 167,60 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

τ_1 = 1,7 x 10^{-3} jam

= 0,10 menit

= 6,16 detik

Reaksi 2

k = k_2 + k katalis

= (0,027 + 0,05) m^3/Kmol det

= 0,032 m^3/Kmol det

R_2 = k C_A C_B

= 440,10 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \,.\, C_{Ao}}{C_{Bo} \,.\, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

T_2 = 1,2 x 10^{-3} jam

= 4,2 detik

τ total dengan katalis = 2,88 x 10^{-3} jam

= 0,17 menit

= 10,36 detik

Volume reaktor

Vr = τ x 2Q

= 2,88 x 10^{-3} jam x 3.910,09 m^3/jam

= 11,25 m^3

Volume reaktor safety

Vs = (1+0,2) Vr

= (1+0,2) x 11,25 m^3

= 13,50 m^3

Diameter reaktor

Dr = $\left[\frac{Vs}{1,4392}\right]^{1/3}$

= 2,11 m

Tinggi silinder reaktor

Hs = 3/2 Dr

= 3,16 m

Tinggi elipsoidal reaktor

He = ¼ Dr

= 0,53 m

Tinggi total reaktor

Hr = Hs + 2(He)

= 4,22 m

Volume dan massa katalis

Void fraction katalis (Vf) = 0,524

Densitas katalis = 1,9537 g/cm^3

V bed katalis = 3,14 (Dr^2/2)x(Hs/2)

= 11,04 m^3

Volume void = Vbed x Vf

= 5,76 m^3

Volume katalis = Vbed – Vvoid

= 5,26 m^3

Massa katalis = $\frac{\text{Densitas katalis}}{\text{Volume katalis}}$

= 10.270,50 kg

Spesifikasi tube

Inside Diameter, ID	7	inch
Inside Diameter, ID	17,78	cm
Outside Diameter, OD	16,8275	cm
Exposed length	45	m
center to center	33,655	cm
D log mean	17,299	cm
Keliling	54,32	cm

(sumber: Kern, DQ: 1950)

Q fuel = 95.001.224,97 kJ/jam (Dari Neraca Panas)

m fuel = 1.731,95 kg/jam

Heat Cracking $= \dfrac{Q\ fuel}{m\ fuel}$

= 54.852,05 kj/Kg

Effisiensi Reaktor = 80% (brownell,1955)

Heat Release $= \dfrac{Heat\ Cracking}{efisiensi}$

= 68.565,06 kJ/Kg

Heat Flux = 17.000 Btu/ft^2.jam

= 53,63 Kj/m^2.s

Radiant Surface $= \dfrac{Heat\ Release}{Heat\ Flux}$

= 1.278,53 m^2

Tube length $= \dfrac{Radiant\ Surface}{keliling}$

= 2.353,70 m

Jumlah tube $= \dfrac{tube\ length}{exposed\ length}$

= 52,3

= 53 *tube*

Dimensi Shell :

Lebar, w = 9 m

Tinggi, H = 18 m

Panjang, L = 9 m

Luas penampang = 810 m^2

Q pada R-01 = 95.001.224,97 kJ/jam

Kapasitas burner = 23.695.775 kJ/jam

Jumlah burner $= \frac{Q\ R-01}{Kapasitas\ burner}$

= 4

Panas pada *convective secion*

Q convective = 25% total heat

= 23.750.296,05 kJ/jam

Inside Diameter, ID	7	inch
Inside Diameter, ID	17,78	cm
Outside Diameter, OD	16,8275	cm
Exposed length	9	m
center to center	33,655	cm
D log mean	17,299	cm
Keliling	54,32	cm

(sumber: Kern, DQ: 1950)

Temperatur pada Convective section

Tin = 650°C

Tout = 650°C

Tstack = 100°C

Tradiant = 710°C

Taverage $= \frac{(Tg-Tin)-(Ts-Tout)}{\ln((Tg-Tin)-(Ts-Tout))}$

= 697,56 °C

Tconvective = 0,33 x (Tin + Tout + Tavg)

= 0,33 x (650 + 650 + 697,56)

= 665,85 ºC

Diameter partikel = 0,012 m

ε = 0,524

gc = 9,8 m/det^2

Laju alir massa per luas penampang

G = $\left(\frac{Q\ kg/jam}{3600}\right) / \ (1/4\ \ x\ 3{,}14, x\ Dr^2)$

= 4.256,45 kg/m^2 det

Superficial gas velocity

Usg = G / ρ

= 2,17 m/det

Friction factor

fk = $150 + 4{,}2\left(\frac{dp\ x\ Usg\ x\ \rho}{\mu\ x\ (1-\varepsilon)}\right)^{5/6}$

= 163,1503

Pressure drop reaktor

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)$ $=\left(\frac{fk\ x\ \mu\ x\ Usg}{dp^2\ x\ gc}\right) x\ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$

ΔP = 0,288 atm

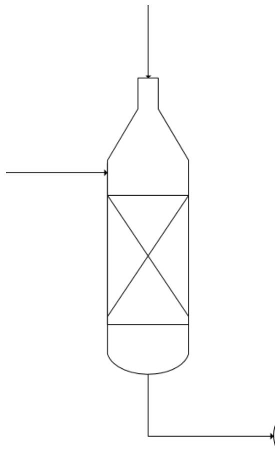
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Primary Reformer*
Kode Alat	R-01
Jenis	*Multi Tubular Fixed Bed Reactor*
Jumlah	1
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi *steam* dan *methane* *(Steam methane reforming)* menghasilkan H_2 dan CO dengan katalis nikel
KONDISI OPERASI	
Temperatur	650 °C
Tekanan	60 atm
SHELL	
Material	*Carbon Steel*
Panjang	9 m
Lebar	9 m
Tinggi	18 m
Luas Penampang	810 m^2
Jumlah Burner	6
TUBE	
Jumlah	53 *tube*
Material	*Carbon steel*
Inside Diameter	17,78 cm
Outside Diameter	16,828 cm
Exposed Length	9 m
Volume 1 Tube	0,2233 m^3
Center to Center	33,655 cm
D log mean	17,299 cm
Keliling	54,32 cm
Convective Section	
T Stack gas	100 °C
T convective	665,85 °C

Pressure drop	0,288 atm

7. SECONDARY REFORMER (R-02)

Fungsi : Tempat reaksi penyempurnaan metana untuk menjadi karbon monoksida, karbon dioksida dan hidrogen dengan bantuan katalis NiO_2

Gambar :



Data Desain

Temperatur	: 1000	^oC
Tekanan	: 60	atm
Laju alir massa, w	: 135.286,29	kg/jam
Percepatan gravitasi	: 980	cm/s^2
Densitas aliran	: 57,51	kg/m^3
Viskositas aliran	: 0,47	cp
Konversi	: 1) Reaksi I = 99%	
	2) Reaksi II = 61%	
	3) Reaksi III= 0,2%	

Data Katalis

Nama katalis	: NiO_2
Porositas	: 0,524
Diameter katalis	: 0,012 m

Bulk density : 1,953 g/cm^3

a) Laju volumetrik umpan

$$Q = \frac{w}{\rho}$$

$$= \frac{135.286,29\ kg/jam}{57,51\ kg/m^3}$$

$$= 2.352,42\ m^3/jam$$

b) Perhitungan Laju Reaksi

- **Reaksi 1**

$$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$$

Komponen	Massa (kg)	xi	Densitas	v
CH_4	6.796,29	0,16	0,26	26.180,03
H_2O	35.170,78	0,84	9,84	41.967,06
Total	41.967,06	1	10,10	

Laju alir massa = 41.967,06 kg/jam

Densitas campuran = 10,10 kg/m^3

$$\text{Laju alir volume (Q)} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$= \frac{41.967,06\ kg/jam}{10,10\ kg/m^3}$$

$$= 4.156,84\ m^3/jam$$

Mol CH_4 mula-mula (n_{AO}) = 424,77 Kmol/jam

$$\text{Konsentrasi mula-mula } (C_{AO}) = \frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$$

$$= \frac{424,77\ Kmol/jam}{}$$

$$= \frac{}{4.156,84\ m^3/jam}$$

$= 0,10\ Kmol/m^3$

Mol O_2 mula-mula (n_{BO}) $= 1.953,93\ Kmol/jam$

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) $= \dfrac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \dfrac{1.953,93\ Kmol/jam}{4.156,84\ m^3/jam}$

$= 0,47\ Kmol/m^3$

Konversi reaksi 1, $X_A = 0,99$

C_{AO} = 0,10 $Kmol/m^3$

C_{BO} = 0,47 $Kmol/m^3$

Q = 4.156,84 m^3/jam

$C_A = C_{AO}\,(1-X_A)$

$= 0,10\ Kmol/m^3\ (1-0,99)$

$= 1,02 \times 10^{-3}\ Kmol/m^3$

$C_B = C_{Bo} - b/a\ (C_{Ao} - C_A)$

$= C_{Bo} - C_{Ao} \cdot X_A$

$= 0,47\ Kmol/m^3 - (0,10\ Kmol/m^3 \times 0,99)$

$= 0,37\ Kmol/m^3$

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 1000 ^oC = 1273,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
0	0	4,36	0,34	0	0
100	0,0100	4,36	0,34	0,13	-2,06
200	0,0050	4,36	0,34	0,06	-2,75
300	0,0033	4,36	0,34	0,04	-3,16
400	0,0025	4,36	0,34	0,03	-3,45
500	0,0020	4,36	0,34	0,03	-3,67
600	0,0017	4,36	0,34	0,02	-3,85
700	0,0014	4,36	0,34	0,02	-4,01
800	0,0013	4,36	0,34	0,02	-4,14
900	0,0011	4,36	0,34	0,01	-4,26
1.000	0,0010	4,36	0,34	0,01	-4,36

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan ϴ = 0,58

Tan ϴ = E/R

E = Tan ϴ . R

= 0,29 kkal/mol

In A intersept

In A = -1,57

A = 0,21

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_1 = 0,21 m^3/Kmol det

= 749,01 m^3/Kmol jam

Reaksi 1 merupakan reaksi orde dua, maka

r_1 = k C_A C_B

= 0,28 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \, . \, C_{Ao}}{C_{Bo} \, . \, C_A} = (C_{Bo} - b/a \; C_{Ao}) \; kt$$

τ_1 = 0,02 jam

τ_1 = 61,26 detik

- **Reaksi 2**

$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$

Komponen	Massa (kg)	xi	Densitas	v
H_2	2.523,12	0,17	0,03	83.189,61
O_2	12.233,31	0,83	4,78	2.557,06
Total	14.756,43	1	4,81	85.746,67

Laju alir massa = 14.756,43 kg/jam

Densitas campuran = 4,81 kg/m^3

Laju alir volume,Q = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

= $\frac{14.756,43 \text{ kg/jam}}{4,81 \text{ kg/m}^3}$

= 3.065,02 m^3/jam

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT} \qquad (1)$$

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8.\pi.K.T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \; e^{-E/RT} \qquad (2)$$

Keterangan:

σ_A = Diameter molekul A

σ_B = Diameter molekul B

N = Bilangan Avogadro = 6,20 x 10^{23} molekul/mol

K	= Konstanta Boltzmann	= $1,3 \times 10^{-16}$	erg/K
T	= Temperatur reaksi	= 1.288,65	K
M_A	= BM molekul A	= 2	kg/kmol
M_B	= BM molekul B	= 32	kg/kmol
E	= Energi aktivasi		
R	= Konstanta gas	= 0,001987	kkal/mol K

Menghitung diameter molekul dengan persamaan 11-13 JM. Smith

σ_A = $1,18 (V_A)^{1/3}$

= 51,51 A

= $5,151 \times 10^{-9}$ m

= $5,151 \times 10^{-7}$ cm

σ_B = $1,18 (V_B)^{1/3}$

= 16,14 A

= $1,614 \times 10^{-9}$ m

= $1,614 \times 10^{-7}$ cm

Energi aktivasi dengan persaman 2-47 Levenspiel

E = $\Delta H_{298} - RT$

ΔH_{298} = 0 kkal/mol

Maka,

E = $\Delta H_{298} - RT$

= 0 kkal/mol-(0,001987 kkal/molK x 1273,15 K)

= -2,3 kkal/mol

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2}\right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8.\pi.K.T\left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)}\ e^{-E/RT}$$

Maka,

k = $2,86 \times 10^{2}$ cm^3/mol det

= $2,9 \times 10^{-1}$ m^3/Kmol det

= $1,032 \times 10^{3}$ m^3/ Kmol jam

Menghitung waktu reaksi

Mol H_2 mula-mula, n_{AO} = 1.261,56 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{AO} = $\dfrac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

= $\dfrac{1.261,56 \text{ Kmol/jam}}{3.065,02 \text{ m}^3\text{/jam}}$

= 0,41 Kmol/m^3

Mol O_2 mula-mula, n_{BO} = 382,29 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{BO} = $\dfrac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

= $\dfrac{382,29 \text{ Kmol/jam}}{3.065,02 \text{ m}^3\text{/jam}}$

= 0,12 Kmol/m^3

Konversi reaksi 2, X_A = 0,61

C_{AO} = 0,41 Kmol/m^3

C_{BO} = 0,12 Kmol/m^3

Q = 3.065,02 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 0,41 Kmol/m^3 (1-0,61)

= 0,16 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – 1/2 C_{Ao} . X_A

= 0,12 Kmol/m^3 – ½ (0,41 Kmol/m^3 x 0,61)

= 0,00001 Kmol/m^3

Reaksi 2 merupakan reaksi orde 2, maka persamaan laju reaksi adalah

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_B - \tfrac{5}{4} C_{Ao})\, kt$$

$$M = \frac{C_{BO}}{C_{AO}}$$

$$= \frac{0{,}12 \text{ Kmol/m}^3}{0{,}41 \text{ Kmol/m}^3}$$

$$= 0{,}3$$

$$t = \frac{1}{CAo\ (M - \tfrac{1}{2})\, k} \ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A}$$

τ_2 = 0,1 jam

τ_2 = 6,09 menit

- **Reaksi 3**

$$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$$

Komponen	Massa (kg)	xi	Densitas	v
CO	11.774,56	0,46	1,1	10.656,53
H_2O	13.762,48	0,54	6,33	2.175,77
Total	25.537,04	1	7,43	12.832,3

Laju alir massa = 25.537,04 kg/jam

Densitas campuran = 7,43 kg/m^3

$$\text{Laju alir volume,Q} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$$

$$= \frac{25.537{,}04 \text{ kg/jam}}{7{,}43 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3.436{,}90 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Mol CO mula-mula, n_{AO} = 420,52 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{AO} = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

= $\frac{420{,}52 \text{ Kmol/jam}}{3.436{,}90 \text{ m}^3\text{/jam}}$

= 0,122 Kmol/m^3

Mol HO_2 mula-mula, n_{BO} = 764,58 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{BO} = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

= $\frac{764{,}58 \text{ Kmol/jam}}{3.436{,}90 \text{ m}^3\text{/jam}}$

= 0,222 Kmol/m^3

Konversi reaksi 3, X_A = 0,02

C_{AO} = 0,122 Kmol/m^3

C_{BO} = 0,222 Kmol/m^3

Q = 3.436,90 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 0,122 Kmol/m^3 (1-0,02)

= 0,120 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 0,222 Kmol/m^3 – (0,122 Kmol/m^3 x 0,02)

= 0,220 Kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 1000 ^oC = 1273,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	1/T	Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
0	0	0,009	0,070	0	0
100	0,0100	0,009	0,070	0,00096	-6,95
200	0,0050	0,009	0,070	0,00048	-7,64
300	0,0033	0,009	0,070	0,00032	-8,05
400	0,0025	0,009	0,070	0,00024	-8,33
500	0,0020	0,009	0,070	0,00019	-8,56
600	0,0017	0,009	0,070	0,00016	-8,74
700	0,0014	0,009	0,070	0,00014	-8,89
800	0,0013	0,009	0,070	0,00012	-9,03
900	0,0011	0,009	0,070	0,00011	-9,14
1.000	0,0010	0,009	0,070	0,00010	-9,25

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 1

Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 0,50 kkal/mol

In A intersept

In A = -4,9

A = 0,01

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_3 = 0,01 m^3/Kmol det

= 26,77 m^3/Kmol jam

Reaksi 3 merupakan reaksi orde dua, maka

r_3 = k C_A C_B

= 0,71 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_3 = 0,00503 jam

τ_3 = 18,11 detik

τ total tanpa katalis = 0,12 jam

= 7,42 menit

= 445,06 detik

Dengan bantuan katalis

Nilai k katalis = 0,05 m^3/Kmol det

k setiap reaksi tanpa katalis

k_1 = 0,29 m^3/Kmol det

k_2 = 0,21 m^3/Kmol det

k_3 = 0,01 m^3/Kmol det

Waktu reaksi setelah menggunakan katalis

Reaksi 1

k = k_1 + k katalis

= 0,21 m^3/Kmol det + 0,05 m^3/Kmol det

= 0,26 m^3/Kmol det

r_1 = k C_A C_B

= 0,35 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

τ_1 = 1 x 10^{-2} jam

= 0,82 menit

= 49,39 detik

Reaksi 3

k = k_3 + k katalis

= 0,01 m^3/Kmol det + 0,05 m^3/Kmol det

= 0,06 m^3/Kmol det

r_3 = k C_A C_B

= 5,45 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

τ_3 = 6,5 x 10^{-4} jam

= 0,04 menit

= 2,34 detik

τ total dengan katalis = 0,01 jam

= 0,86 menit

= 51,73 detik

d) Desain Reaktor

Volume reaktor

Vr = τ x Q

= 0,01 jam x 2.352,42 m^3/jam

= 33,8 m^3

Volume reaktor safety

Vs = (1+0,2) Vr

= (1+0,2) x 33,8m^3

= 40,57 m^3

Diameter reaktor

Dr = $\left[\frac{Vs}{1{,}4392}\right]^{1/3}$

= 3,04 m

Tinggi silinder reaktor

Hs = 3/2 Dr

= 4,56 m

Tinggi elipsoidal reaktor

He = ¼ Dr

= 0,76 m

Tinggi total reaktor

Hr = Hs + 2(He)

= 6,09 m

Ketebalan dinding reaktor

r reaktor	= 1,52 m	= 59,91 in
working stress allowable, S	= 8.756 psi	= 595,8107 atm
Welding joint efficiency, Ej	= 0,85	
Tebal korosi, Cc	= 0,125 in	= 0,003175 m
Tekanan operasi, P	= 60 atm	= 881,76 Psi

t dinding = $\dfrac{P \ x \ r}{S.Ej - 0{,}6\,P} + C_c$

= 0,1972 m

= 19,72 cm

Outside diameter reaktor

ID = 3,04 m

OD = ID + 2 tebal dinding reaktor

= 3,44 m

Tebal jaket pendingin reaktor

Massa *cooling water* = 1.073.014,36 kg/jam

ρair (28°C) = 996 kg/m^3

τ = 0,01 jam

Tinggi jaket, Hl = 6,09 m

OD = 3,44 m

Vj = $\dfrac{m \ x \ \tau}{\rho air}$

= 15,48 m^3

Menggunakan trial&error untuk menentukan tebal dinding jaket

$$Vj = \left(\pi D^2 H_L + \frac{1}{24}\pi D^3\right) - \left(\pi OD^2 H_L + \frac{1}{24}\pi OD^3\right)$$

$$15{,}47 = \pi H_L\left(D^2 - OD^2\right) - \frac{1}{24}\pi\left(D^3 - OD^3\right)$$

Maka, didapatkan diameter reaktor beserta jaket

D = 3,83 m

Sehingga, tebal jaket

t jaket = D – OD

= 3,83 m – 3,44 m

= 0,39 m

= 39 cm

e) Volume dan massa katalis

Void fraction katalis (Vf) = 0,52

Densitas katalis = 1,9537 g/cm^3

V bed katalis = 3,14 (Dr^2/2) Hs

= 33,19 m^3

Volume void = Vbed x Vf

= 17,39 m^3

Volume katalis = Vbed – Vvoid

= 15,8 m^3

Massa katalis = $\frac{\text{Volume katalis}}{\text{Densitas katalis}}$

= 30.864,85 kg

f) Menentukan Pressure Drop

Diameter partikel = 0,012 m

ε = 0,52

gc = 9,8 m/det^2

Laju alir massa per luas penampang

G = $\left(\frac{Q\ kg/jam}{3600}\right) / \ (1/4\ \ x\ 3{,}14, x\ Dr^2)$

= 0,09 kg/m^2 det

Superficial gas velocity

Usg = G / ρ

= 0,0016 m/det

Friction factor

fk $= 150 + 4{,}2 \left(\frac{dp \ x \ Usg \ x \ \rho}{\mu \ x \ (1-\varepsilon)}\right)^{5/6}$

$= 165{,}61$

Pressure drop reaktor

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right) = \left(\frac{fk \ x \ \mu \ x \ Usg}{dp^2 \ x \ gc}\right) x \ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$$

ΔP $= 3{,}85 \times 10^{-5}$ psi

$= 2{,}62 \times 10^{-6}$ atm

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Secondary Reformer*
Kode Alat	R-02
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat reaksi penyempurnaan metana untuk menjadi karbon monoksida, karbon dioksida dan hidrogen dengan bantuan katalis Nikel Oksida

DATA DESAIN		
Tipe	*Fixed Bed Reactor*	
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*	
Volume reaktor	33,8	m^3
Tekanan	60	atm
Temperatur	1.000	^oC
ID	3,83	m
OD	3,44	m
Tinggi	6,09	m
Tebal dinding reaktor	0,197	m
Tebal jaket pendingin	0,39	m

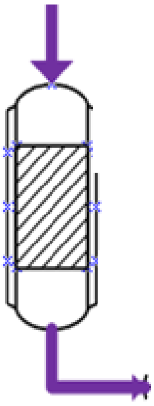
8. *HIGH TEMPERATURE SHIFT CONVERTER* (R-03)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO menjadi CO_2 pada temperatur tinggi dengan menggunakan katalis *Iron Oxide*

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



a) Data Desain

Temperatur : 320ºC

Tekanan : 60 atm

Laju alir massa, w : 135.286,29 kg/jam

Percepatan gravitasi : 980 cm/s^2

Densitas aliran : 122,56 kg/m^3

Viskositas aliran : 0,2532 cp

Data Katalis

Nama katalis : Fe_2O_3

Diameter katalis : 0,425 mm

Bulk density : 0,8 kg/l

a) Laju volumetrik umpan

$$Q = \frac{w}{\rho}$$

$$Q = \frac{135.286,29 \text{ kg/jam}}{122,56 kg / m3}$$

$$= 1.103,82 \text{ m3/jam}$$

Perhitungan desain reaktor

Reaksi

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Komponen	Massa (kg)	Xi	Densitas	v
CO	17.480,23	0,30	117,02	501,55
H_2O	41.208,91	0,70	96,90	605,64
Total	**58.689,14**	**1**	**213,92**	

Laju alir massa = 58.689,14 kg/jam

Densitas campuran = 213,92 kg/m^3

Laju alir volume,Q = $\frac{Laju\ alir\ massa}{Densitas\ campuran}$

= 570,38 m^3/jam

Mol CO mula-mula, n_{AO} = 624,29 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{AO} = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

= 1,09 Kmol/m^3

Mol H_2O mula-mula, n_{BO} = 2.289,38 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{BO} = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

= 4,01 Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, X_A = 0,80

C_{AO} = 1,09 Kmol/m^3

C_{BO} = 4,01 Kmol/m^3

Q = 570,38 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 1,09 Kmol/m^3 (1-0,80)

= 0,22 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 4,01 Kmol/m^3 – 1,09 Kmol/m^3 x 0,80)

= 3,14 Kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 320°C = 593,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	1/T	Ln ($C_B .C_{Ao}/C_{Bo}. C_A$)	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
-	0,00	1,36	0,47	-	-
0,0125	80,00	1,36	0,47	0,0058	-5,14
0,0063	160,00	1,36	0,47	0,0029	-5,84
0,0042	240,00	1,36	0,47	0,0019	-6,24
0,0031	320,00	1,36	0,47	0,0015	-6,53
0,0025	400,00	1,36	0,47	0,0012	-6,75
0,0021	480,00	1,36	0,47	0,0010	-6,94
0,0018	560,00	1,36	0,47	0,0008	-7,09
0,0016	640,00	1,36	0,47	0,0007	-7,22
0,0014	720,00	1,36	0,47	0,0006	-7,34
0,0013	800,00	1,36	0,47	0,0006	-7,45

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 0,84

Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 1,67 kkal/mol

In A intersept

In A = -7,39

A = 0,0006

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k = 0,0006 m^3/Kmol det

= 2,2324 m^3/Kmol jam

Reaksi ini merupakan reaksi orde dua, maka

r = k C_A C_B

= 1,53 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \,.\, C_{Ao}}{C_{Bo} \,.\, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ = 0,22 jam

τ = 775,79 detik (tanpa katalis)

Dengan bantuan katalis

Nilai k katalis = 71,93 m^3/Kmol det

k setiap reaksi tanpa katalis

k = 0,0006 m^3/Kmol det

Waktu reaksi setelah menggunakan katalis

Reaksi

k = k + k katalis

= 1,24 x 10^{-5} m^3/kmol det

= 0,04 m^3/kmol jam

r = k C_A C_B

= 0,03 kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \,.\, C_{Ao}}{C_{Bo} \,.\, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

τ = 0,046 jam

= 2,76 menit

= 165,60 detik

Volume reaktor

Vr = τ x Q

= 0,046 jam x 570,38 m^3/jam

= 26,24 m^3

Volume reaktor safety

Vs = (1+0,2) Vr

= (1+0,2) 26,24 m^3

= 31,49 m^3

Diameter reaktor

Dr = $\left[\frac{Vr}{1,4392}\right]^{1/3}$

= 2,63 m

Tinggi silinder reaktor

Hs = 3/2 Dr

= 3,95 m

Tinggi elipsoidal reaktor

He = ¼ Dr

= 0,66 m

Tinggi total reaktor

Hr = Hs + 2(He)

= 5,26 m

Volume dan massa katalis

Densitas katalis = 0,8 kg/l

Diameter partikel = 0,425 mm

Void fraction katalis (Vf) = $0,38 + (0,073(1+\left(\frac{(\frac{Dr}{dp-2})^2}{(\frac{Dr}{dp})^2}\right)))$

Maka, Vf = 0,5259

V bed katalis = 3,14 (Dr^2/2) Hs

= 42,94 m^3

Volume void = Vbed x Vf

= 22,50 m^3

Volume katalis = Vbed – Vvoid

= 20,44 m^3

Massa katalis = $\frac{\text{Volume katalis}}{\text{Densitas katalis}}$

= 2.555,07 kg

Diameter partikel = 0,006 m

ε = 0,587

gc = 9,8 m/det^2

Laju alir massa per luas penampang

$$G = \left(\frac{Q\ kg/jam}{3600}\right) / \ (1/4\ \ x\ 3{,}14, x\ Dr^2)$$

= 0,06 kg/m^2 det

Superficial gas velocity

Usg = G / ρ

= 4,6 x 10^{-4} m/det

Friction factor

$$fk = 150 + 4{,}2\left(\frac{dp\ x\ Usg\ x\ \rho}{\mu\ x\ (1-\varepsilon)}\right)^{5/6}$$

= 151,14

Pressure drop reaktor

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right) = \left(\frac{fk\ x\ \mu\ x\ Usg}{dp^2\ x\ gc}\right) x\ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$$

ΔP = 0,00361 psi
= 0,0002 atm

Ketebalan dinding reaktor

D reaktor	= 2,63 m	= 103,61 in
r reaktor	= 1,32 m	= 51,8 in
working stress allowable, S	= 13.700 psi	= 9,32 atm
Welding joint efficiency, Ej	= 0,85	
Tebal korosi, Cc	= 0,125 in	= 0,003175 m
Tekanan operasi, P	= 60 atm	= 881,76 Psi

Tebal dinding elipsoidal head

t_h $= \dfrac{P \times D}{2\,S.Ej - 0{,}2\,P} + C_c$

= 68,66 cm

= 0,69 m

Tebal dinding silinder

t_s $= \dfrac{P \times r}{S.Ej - 0{,}6\,P} + C_c$

= 10,76 cm

= 0,11 m

Outside diameter reaktor

ID = 2,63 m

OD = ID + 2 tebal dinding reaktor

= 2,85 m

Tebal jaket pendingin reaktor

Massa cooling water = 109.997,22 kg/jam

ρair (28°C) = 996 kg/m^3

τ = 0,046 jam

Tinggi jaket, Hl = 5,26 m

OD = 2,86 m

Q cooling water = 110,44 m^3/jam

Vj $= \dfrac{Q \times \tau}{\rho air}$

= 5,08 m^3

Menggunakan trial&error untuk menentukan tebal dinding jaket

$$Vj = \left(\pi D^2 H_L + \frac{1}{24}\pi D^3\right) - \left(\pi OD^2 H_L + \frac{1}{24}\pi OD^3\right)$$

$$5{,}08 = \pi H_L \left(D^2 - OD^2\right) - \frac{1}{24}\pi\left(D^3 - OD^3\right)$$

Maka, didapatkan diameter reaktor beserta jaket

D = 3,10 m

Sehingga, tebal jaket

t jaket = D – OD

= 3,10 m – 2,86 m

= 0,24 m

= 24,03 cm

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*High Temperature Shift Converter*
Kode Alat	R-04
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat mereaksikan CO menjadi CO_2 pada temperatur tinggi dengan menggunakan katalis *Iron Oxide*
DATA DESAIN	
Tipe	*Reaktor Fixed Bed*
Volume reaktor (m^3)	31,49
Tekanan (atm)	60
Temperatur (°C)	32
ID (m)	2,63
OD (m)	2,86
Tinggi (m)	5,26
Tebal dinding reaktor (m)	0,11
Tebal jaket pendingin (m)	0,24
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

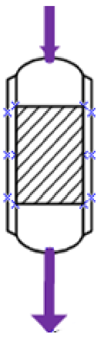
9. *LOW TEMPERATURE SHIFT CONVERTER* (R-04)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO menjadi CO_2 pada temperatur rendah dengan menggunakan katalis *Iron Oxide*

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



b) Data Desain

Temperatur : 220°C

Tekanan : 60 atm

Konversi : 90%

Laju alir massa, w : 135.286,29 kg/jam

Percepatan gravitasi : 980 cm/s^2

Densitas aliran : 163,87 kg/m^3

Viskositas aliran : 0,2532 cp

Data Katalis

Nama katalis : Fe_2O_3

Diameter katalis : 0,425 mm

Bulk density : 0,8 kg/l

b) Laju volumetrik umpan

$$Q = \frac{w}{\rho}$$

$$Q = \frac{135.286,25 \text{ kg/jam}}{163,87 \text{ kg/m3}}$$

$$= 825,56 \text{ m3/jam}$$

Perhitungan desain reaktor

Reaksi

$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$

Komponen	Massa (kg)	Xi	Densitas	v
CO	3.496,05	0,1	13,78	253,75929
H_2O	32.219,08	0,9	105,15	306,422705
Total	**35.715,13**	**1**	**118,93**	

Laju alir massa = 35.715,13 kg/jam

Densitas campuran = 118,93 kg/m^3

Laju alir volume,Q = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

= 300,32 m^3/jam

Mol CO mula-mula, n_{AO} = 349,60 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{AO} = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

= 1,16 Kmol/m^3

Mol H_2O mula-mula, n_{BO} = 30.196,33 Kmol/jam

Konsentrasi mula-mula, C_{BO} = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

= 100,55 Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, X_A = 0,9

C_{AO} = 1,16 Kmol/m^3

C_{BO} = 100,55 Kmol/m^3

Q = 300,32 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 1,16 Kmol/m^3 (1-0,9)

= 0,12 Kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 100,55 Kmol/m^3 – 1,16 Kmol/m^3 x 0,9)

= 99,50 Kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 220°C = 493,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	1/T	Ln (C_B .C_{Ao}/C_{Bo}. C_A)	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
-	0	2,29	0,02	-	-
0,017	60	2,29	0,02	0,00038	-7,86
0,008	120	2,29	0,02	0,00019	-8,56
0,006	180	2,29	0,02	0,00013	-8,96
0,004	240	2,29	0,02	0,00010	-9,25
0,003	300	2,29	0,02	0,00008	-9,47
0,003	360	2,29	0,02	0,00006	-9,66
0,002	420	2,29	0,02	0,00005	-9,81
0,002	480	2,29	0,02	0,00005	-9,94
0,002	540	2,29	0,02	0,00004	-10,06
0,002	600	2,29	0,02	0,00004	-10,17

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Ө = 0,8390

Tan Ө = E/R

E = Tan Ө . R

= 1,6671 kkal/mol

In A intersept

In A = -10,11

A = 0,00004

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k = 0,00004 m^3/Kmol det

= 0,1470 m^3/Kmol jam

Reaksi ini merupakan reaksi orde dua, maka

r = k C_A C_B

= 1,703 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ = 0,1569 jam

τ = 564,6677 detik (tanpa katalis)

Dengan bantuan katalis

Nilai k katalis = 71,9271 m^3/Kmol det

k setiap reaksi tanpa katalis

k = 0,01998 m^3/Kmol det

Waktu reaksi setelah menggunakan katalis

Reaksi

k = k + k katalis

= 0,02 m^3/kmol det

= 72,1 m^3/kmol jam

r = k C_A C_B

= 835 kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

Maka,

τ = 0,058 jam

= 3,48 menit

= 209 detik

Volume reaktor

Vr = τ x Q

= 0,058 jam x 300,32 m^3/jam

= 17,42 m^3

Volume reaktor safety

Vs = (1+0,2) Vr

= (1+0,2) 17,42 m^3

= 20,90 m^3

Diameter reaktor

Dr = $\left[\frac{17{,}42}{1{,}4392}\right]^{1/3}$

= 2,30 m

Tinggi silinder reaktor

Hs = 3/2 Dr

= 3,44 m

Tinggi elipsoidal reaktor

He = ¼ Dr

= 0,57 m

Tinggi total reaktor

Hr = Hs + 2(He)

= 4,59 m

Volume dan massa katalis

Densitas katalis = 0,8 kg/l

Diameter partikel = 0,425 mm

Void fraction katalis (Vf) = $0{,}38 + (0{,}073(1+\left(\frac{(\frac{Dr}{dp-2})^2}{(\frac{Dr}{dp})^2}\right)))$

Maka, Vf = 0,5259

V bed katalis = 3,14 (Dr^2/2) Hs

= 28,51 m^3

Volume void = Vbed x Vf

= 14,94 m^3

Volume katalis = Vbed – Vvoid

= 13,57 m^3

Massa katalis = $\frac{\text{Volume katalis}}{\text{Densitas katalis}}$

= 1.696,34 kg

Diameter partikel = 0,006 m

ε = 0,76

gc = 9,8 m/det^2

Laju alir massa per luas penampang

G = $\left(\frac{Q\ kg/jam}{3600}\right) / (1/4\ \ x\ 3{,}14, x\ Dr^2)$

= 0,0554 kg/m^2 det

Superficial gas velocity

Usg = G / ρ

= 3,38 x 10^{-4} m/det

Friction factor

fk = 150 + 4,2 $\left(\frac{dp\ x\ Usg\ x\ \rho}{\mu\ x\ (1-\varepsilon)}\right)^{5/6}$

= 150,27

Pressure drop reaktor

$\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right) = \left(\frac{fk\ x\ \mu\ x\ Usg}{dp^2\ x\ gc}\right) x\ \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3}$

ΔP = 0,000199 psi

= 0,000014 atm

Ketebalan dinding reaktor

D reaktor	= 2,30 m	= 90,38 in
r reaktor	= 1,15 m	= 45,19 in
working stress allowable, S	= 13700 psi	= 932,23 atm
Welding joint efficiency, Ej	= 0,85	
Tebal korosi, Cc	= 0,125 in	= 0,003175 m
Tekanan operasi, P	= 60 atm	= 881,76 Psi

Tebal dinding elipsoidal head

$$t_h = \frac{P\ \ x\ \ D}{2\,S.Ej\ -\ 0{,}2\,P} + C_c$$

= 59,91 cm

= 0,6 m

Tebal dinding silinder

$$t_s = \frac{P \;\; x \;\; r}{S.Ej \; - \; 0{,}6\,P} + C_c$$

= 9,42 cm

= 0,09 m

Outside diameter reaktor

ID = 2,30 m

OD = ID + 2 tebal dinding reaktor

= 2,48 m

Tebal jaket pendingin reaktor

Massa cooling water = 47.567,49 kg/jam

ρair (28^{o}C) = 996 kg/m^3

τ = 0,058 jam

Tinggi jaket, Hl = 4,59 m

OD = 2,49 m

Q cooling water = 47,76 m^3/jam

$$Vj = \frac{Q \times \tau}{Pair}$$

= 2,77 m^3

Menggunakan trial&error untuk menentukan tebal dinding jaket

$$Vj = \left(\pi D^2 H_L + \frac{1}{24}\pi D^3\right) - \left(\pi OD^2 H_L + \frac{1}{24}\pi OD^3\right)$$

$$2{,}77 = \pi H_L \left(D^2 - OD^2\right) - \frac{1}{24}\pi\left(D^3 - OD^3\right)$$

Maka, didapatkan diameter reaktor beserta jaket

D = 2,67 m

Sehingga, tebal jaket

t jaket = D – OD

= 2,67 m – 2,49 m

= 0,17 m

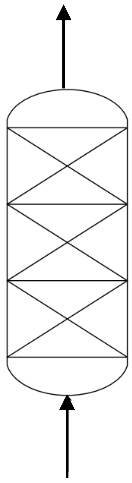
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Low Temperature Shift Converter*
Kode Alat	R-04
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Tempat mereaksikan CO menjadi CO_2 pada temperatur rendah dengan menggunakan katalis *Iron Oxide*

DATA DESAIN	
Tipe	*Reaktor Fixed Bed*
Volume reaktor (m^3)	20,90
Tekanan (atm)	60
Temperatur (ºC)	22
ID (m)	2,30
OD (m)	2,49
Tinggi (m)	4,59
Tebal dinding reaktor (m)	0,1
Tebal jaket pendingin (m)	0,17
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

10. Ammonia Converter (R-05)

Fungsi : Tempat mereaksikan H_2 dan N_2 dengan bantuan katalis Ruthenium sehingga menghasilkan NH_3

Gambar :



Data Operasi

Tekanan : 150 atm

Temperatur : Bed 1 = 450 ^oC

Bed 2 = 440 ^oC

Bed 3 = 430 ^oC

Katalis : Ruthenium

Konversi : 1) Reaksi 1 = 23,25 %

2) Reaksi 2 = 19,74 %

3) Reaksi 3 = 16,90 %

Laju alir massa : 99.493,17 kg/jam

Percepatan gravitasi : 9,8 m/s^2

Densitas campuran : 202,56 kg/m^3

Viskositas campuran : 0,3 kg/m.s

Data Katalis

Nama katalis : Ruthenium

Ukuran katalis : 0,318 cm

Bulk density : 0,93 g/cm^3

Densitas katalis : 1,67 kg/cm^3

Void fraction : 0,56

a) Menghitung Konstanta laju reaksi dan waktu reaksi

- Bed 1

  Laju alir massa = 99.493,17 kg/jam

  Densitas campuran = 202,56 kg/m^3

  Laju alir volume (Q) $= \dfrac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

  $= \dfrac{99.493,17}{202,56}$

  = 491,18 m^3/jam

  Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 2.926,86 Kmol/jam

  Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) $= \dfrac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

  $= \dfrac{2.926,27}{491,18}$

  = 5,96 $kmol/m^3$

  Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 8.778,81 Kmol/jam

  Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) $= \dfrac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

  $= \dfrac{8.778,81}{491,18}$

  = 17,87 $Kmol/m^3$

Konversi reaksi 1, X_A = 0,2

C_{AO} = 5,96 kmol/m^3

C_{BO} = 17,87 kmol/m^3

Q = 491,18 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 5,96 kmol/m^3 (1-0,2325)

= 4,57 kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 17,87 kmol/m^3 – 3 (5,96 kmol/m^3 x 0,2325)

= 13,72 kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 450 ^oC = 723,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	1/T	Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
0	0	3,73 x 10^{-2}	0,01	0	0
50	0,02	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,07	-2,60
100	0,01	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,04	-3,29
150	0,0067	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,02	-3,69
200	0,005	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,02	-3,98

T	1/T	Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
250	0,004	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,21
300	0,0033	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,39
350	0,0029	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,54
400	0,0025	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,68
450	0,0022	3,73 x 10^{-2}	0,01	0,01	-4,79

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 20

Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 0,3640 kkal/mol

In A intersept

In A = -1,94

A = 1,44

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

K_1 = 1,44 m^3/Kmol det

= 52 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

r_1 = k C_A C_B

= 3,26 x 10^3 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \cdot C_{Ao}}{C_{Bo} \cdot C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_1 = 7,17 x 10^{-2} jam

τ_1 = 258 detik

- **Bed 2**

Laju alir massa = 76.360,26 kg/jam

Densitas campuran = 157,64 kg/m^3

Laju alir volume (Q) = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$= \frac{79.360,26}{157,64}$

= 484,38 m^3/jam

Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 2.245,89 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{2.245,89}{484,38}$

= 4,64 kmol/m^3

Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 6.737,67 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{6.737,67}{484,38}$

= 13,91 Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, X_A = 0,1974

C_{AO} = 4,64 kmol/m^3

C_{BO} = 13,91 kmol/m^3

Q = 484,38 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 4,64 kmol/m^3 (1-0,1974)

= 3,72 kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 13,91 kmol/m^3 – 3 (4,64 kmol/m^3 x 0,1974)

= 11,16 kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T = Temperatur reaksi = 440 ^oC = 723,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

T	**1/T**	**Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$**	**C_{Bo} - b/a C_{ao}**	**K**	**In K**
0	0	7,19 x 10^{-4}	9,27	0	0
44	2,27 x 10^{-2}	7,19 x 10^{-4}	9,27	1,76 x 10^{-6}	-13,25
88	1,14 x 10^{-2}	7,19 x 10^{-4}	9,27	8,81 x 10^{-7}	-13,94
132	7,58 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	5,87 x 10^{-7}	-14,35
176	5,68 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	4,40 x 10^{-7}	-14,64
220	4,55 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	3,52 x 10^{-7}	-14,86
264	3,79 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	2,94 x 10^{-7}	-15,04
308	3,25 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	2,52 x 10^{-7}	-15,20
352	2,84 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	2,20 x 10^{-7}	-15,33
396	2,53 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	1,96 x 10^{-7}	-15,45
440	2,27 x 10^{-3}	7,19 x 10^{-4}	9,27	1,76 x 10^{-7}	-15,55

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Θ = 0,3640

Tan Θ = E/R

E = Tan Θ . R

= 0,72 kkal/mol

In A intersept

In A = -9,19

A = $1,01 \times 10^{-2}$

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_2 = $1,01 \times 10^{-2}$ m^3/Kmol det

= 36,4 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

R_2 = $k\, C_A\, C_B$

= $1,5 \times 10^3$ Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \,.\, C_{Ao}}{C_{Bo} \,.\, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!{}_{a}\, C_{Ao})\, kt$$

τ_2 = $2,13 \times 10^{-6}$ jam

τ_2 = 1 detik

- **Bed 3**

Laju alir massa = 61.289,62 kg/jam

Densitas campuran = 128,33 kg/m^3

Laju alir volume (Q) = $\dfrac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas campuran}}$

$= \dfrac{61.289,62}{128,33}$

= 477,59 m^3/jam

Mol N_2 mula-mula (n_{AO}) = 1.802,64 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{AO}) = $\frac{n_{AO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{1.802,64}{477,59}$

$= 3,77$ kmol/m^3

Mol H_2 mula-mula (n_{BO}) = 5.407,91 kmol/jam

Konsentrasi mula-mula (C_{BO}) = $\frac{n_{BO}}{\text{Laju alir volume}}$

$= \frac{5.407,91}{477,59}$

$= 11,32$ Kmol/m^3

Konversi reaksi 1, $X_A = 0,169$

C_{AO} = 3,77 kmol/m^3

C_{BO} = 11,32 kmol/m^3

Q = 477,59 m^3/jam

C_A = C_{AO} (1-X_A)

= 3,77 kmol/m^3 (1-0,169)

= 3,14 kmol/m^3

C_B = C_{Bo} – b/a (C_{Ao} – C_A)

= C_{Bo} – C_{Ao} . X_A

= 11,32 kmol/m^3 – 3 (3,77 kmol/m^3 x 0,169)

= 9,41 kmol/m^3

Menghitung konstanta laju reaksi dengan persamaan Archenius

$$k = A.e^{-E/RT}$$

Keterangan:

k = Konstanta laju reaksi

A = Faktor frekuensi

T	1/T	Ln $\frac{CB.CAo}{CBo.CA}$	C_{Bo} - b/a C_{ao}	K	In K
0	0	1,9 x 10^{-3}	0,01	0	0
43	2,33 x 10^{-2}	1,9 x 10^{-3}	0,01	4,52 x 10^{-3}	-5,40
86	1,16 x 10^{-2}	1,9 x 10^{-3}	0,01	2,26 x 10^{-3}	-6,09
129	7,75 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	1,51 x 10^{-3}	-6,50
172	5,81 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	1,13 x 10^{-3}	-6,78
215	4,65 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	9,05 x 10^{-4}	-7,01
258	3,88 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	7,54 x 10^{-4}	-7,19
301	3,32 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	6,46 x 10^{-4}	-7,34
344	2,91 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	5,65 x 10^{-4}	-7,48
387	2,58 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	5,03 x 10^{-4}	-7,60
430	2,33 x 10^{-3}	1,9 x 10^{-3}	0,01	4,52 x 10^{-4}	-7,70

T = Temperatur reaksi = 430 ^oC = 703,15 K

E = Energi pengaktifan

R = Konstanta gas = 1,987 kkal/Kmol K

Dengan cara grafik maka didapatkan,

R^2 = 0,8964

R = 0,9468

Tan Ө = 0,3640

Tan Ө = E/R

E = Tan Ө . R

= 0,72 kkal/mol

In A intersept

In A = -3,85

A = 2,13 x 10^{-1}

Maka nilai konstanta laju reaksi adalah

k_3 = 2,13 x 10^{-1} m^3/Kmol det

= 76,9 m^3/Kmol jam

Laju reaksi :

R_3 = k C_A C_B

= 2,3 x 10^3 Kmol/m^3 jam

$$\ln \frac{C_B \, . \, C_{Ao}}{C_{Bo} \, . \, C_A} = (C_{Bo} - {}^{b}\!/\!_{a} \, C_{Ao}) \, kt$$

τ_3 = 2,47 x 10^{-3} jam

τ_3 = 8,89 detik

T total = 7,4 x 10^{-2} jam

c) Menentukan Volume Reaktor, Vr

- **Volume Bed 1:**

$$N_2 + 3H_2 \longrightarrow 2NH_3$$

Persamaan integral $\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ akan diselesaikan dengan menggunakan metode numerik 1/3 *simpsons rule*. Maka integrasi tersebut akan dapat dituliskan sebagai berikut :

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	309,80	0,0032
0,0233	302,60	0,0033
0,0465	295,39	0,0034
0,0698	288,19	0,0035
0,0930	280,99	0,0036
0,1163	273,78	0,0037
0,1395	266,58	0,0038
0,1628	259,38	0,0039
0,1860	252,18	0,0040
0,2093	244,97	0,0041
0,2325	237,77	0,0042

$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ = A = $\frac{\Delta X}{3}(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)})$

A = 8,54 x 10^{-4} jam.m^3/kmol

F_{AO} = 11.705,08 kmol/jam

V_{r1} = A × F_{AO}

= 8,54 x 10^{-4} jam m^3/kmol × 11.705,08 kmol/jam

= 9,99 m^3

- **Volume bed 2:**

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	166,91	0,0060
0,0197	163,62	0,0061
0,0395	160,32	0,0062
0,0592	157,03	0,0064
0,0789	153,74	0,0065
0,0987	150,44	0,0066
0,1184	147,15	0,0068
0,1382	143,85	0,0070
0,1579	140,56	0,0071
0,1776	137,26	0,0073
0,1974	133,97	0,0075

$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ = A = $\frac{\Delta X}{3}(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)})$

A = 1,32 x 10^{-3} jam m^3/kmol

F_{AO} = 10.344,32 kmol/jam

V_{r2} = A × F_{AO}

= 1,32 x 10^{-3} jam m^3/kmol × 10.344,32 kmol/jam

= 13,62 m^3

- **Volume bed 3:**

Xa	-ra	f(x)= 1/-ra
0	638,03	0,0016
0,0169	625,01	0,0016
0,0338	612,06	0,0016
0,0507	599,19	0,0017
0,0676	586,40	0,0017
0,0845	573,69	0,0017
0,1014	561,05	0,0018
0,1183	548,49	0,0018
0,1352	536,00	0,0019
0,1521	523,60	0,0019
0,1690	511,27	0,0020

$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$ = A = $\frac{\Delta X}{3}\left(f_{(xo)} + 4f_{(x1)} + 2f_{(x2)} + \cdots + 4f_{(x\,n-1)} + f_{(xn)}\right)$

A = 2,96 x 10^{-4} jam m^3/kmol

F_{AO} = 9.457,81 kmol/jam

V_{r3} = A × F_{AO}

= 2,96 x 10^{-3} jam m^3/kmol × 9.457,81 kmol/jam

= 27,96 m^3

Menghitung volume reaktor total :

V_{rt} = V_{r1} + V_{r2} + V_{r3}

= 51,59 m^3

Dengan factor keamanan sebesar = 20 % maka :

V_{rt} = (1+20%) . V_{rt}

V_{rt} = (1+20%) . 51,59

= 56,74 m^3

e) Menentukan Diameter Kolom, D_R

V_R = $V_{silinder} + V_{ellipsoidal}$

$$V_R = \frac{\pi}{4} D_R^{\,2} H + 2\left(\frac{\pi}{24} D_R^{\,3}\right)$$

$$= \frac{\pi}{4} D_R^{\,2} (4D_R) + \frac{\pi}{12} D_R^{\,3}$$

$$= \frac{13}{12} \pi D_R^{\,3}$$

$$D_R = \sqrt[3]{\frac{12 V_R}{13\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{12 (56{,}74\, m^3)}{13\pi}}$$

= 2,55 m

f) Menentukan Tinggi Reaktor, H_T

Perbandingan tinggi kolom terhadap diameter kolom (H_R/D_R) berada pada range 3 – 10 (Decker, 1995)

Diambil rasio tinggi terhadap diameter (H_R/D_R) sebesar 3

H_R = $3 \times D_R$

= $3 \times$ 2,55 m

= 7,65 m

Head Reaktor berbentuk *ellipsoideal*

H_{Head} = $0{,}25 \times D_R$

= $0{,}25 \times$ 2,55 m

= 0,64 m

Sehingga total tinggi reaktor adalah :

H_T = $H_R + H_{head}$

H_T = 7,65 m + 0,64 m

H_T = 8,29 m

g) Menentukan Volume Total Reaktor, VR

$V_{HR} = 2.\left[\frac{\pi}{24}.D^3\right]$

$= 2.\left[\frac{3{,}14}{24}.2{,}55^{\,3}\right]$

$= 4{,}34 \text{ m}^3$

$V_R = V_{RT} + V_{HR}$

$= 56{,}74 \text{ m}^3 + 4{,}34 \text{ m}^3$

$= 61{,}08 \text{ m}^3$

h) Menentukan Volume Katalis, V_K dan Berat Katalis, W_K

- **Bed 1**

  Volume dan massa katalis

  Densitas katalis = 3,409 g/cm^3

  Diameter partikel = 0,318 cm

  Maka, Vf = 0,54

  V bed katalis = (1-Vf) x Vbed

  = (1-0,54) x (51,59)

  = 23,73 m^3

  Volume void = Vbed x Vf

  = 51,59 x 0,54

  = 27,85 m^3

  Volume katalis = Vbed – Vvoid

  = (51,59 – 27,85) m^3

  = 23,74 m^3

  Massa katalis = Densitas x Vol. Katalis

  = 3.409 kg/m^3 x 23,74 m^3

  = 80.929,66 kg

  Dengan cara yang sama, maka diperoleh masing-masing bed:

- Bed 2 = 80.929,66 kg
- Bed 3 = 80.929,66 kg

i) Menentukan Tebal Dinding Reaktor

t = $\frac{PD}{2\,SE - 0{,}2\,P}$ + C

Keterangan:

P = Tekanan design = 150 atm = 2.133,5 psi

D = Diameter tangki = 2,55 m

S = Working stress allowable = 782,53 atm (Peter, 1991)

E = Welding Joint efisiensi = 0,85 (Peter, 1991)

C = Korosi yang diizinkan = 0,0032 m (Peter, 1991)

$$t = \frac{150 \text{ atm x } 2{,}55 \text{ m}}{(2 \text{ x } 782{,}53 \text{ atm x } 0{,}85) - (0{,}2 \text{ x } 150 \text{ atm})} + 0{,}0032$$

= 0,0128 m

= 1,28 cm

OD = 2t + D

= (2 x 0,0128) + 2,55 m

= 2,57 m

j) Menentukan Pressure Drop Reaktor

$$G = \frac{W_T}{3600\,.\,(0{,}25.\pi.D^2)}$$ (Fogler, 1997)

$$= \frac{99.493{,}17 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ det/jam } .\ 0{,}25.\pi.2{,}55^2}$$

$= 5{,}41 \text{ kg/m}^2\text{.det}$

$= 0{,}000524\ atm$

Untuk katalis Ruthenium per Bed

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G}{\rho\,.\,g_c\,.\,d_p}\left(\frac{1-\Phi}{\Phi^3}\right).\left[\frac{150\,(1-\Phi)\mu}{d_p} + 1{,}75\,.\,G\right]$$

$= 40{,}69 \text{ N/m}^2$

= 0,0004016 atm

Jadi total pressure drop adalah

$$-\frac{dP}{dL}_{total} = 0{,}0008032\ atm$$

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	:	*Ammonia Converter*
Kode Alat	:	R-05
Jumlah	:	1 Unit
Fungsi	:	Tempat mereaksikan nitrogen dan hidrogen untuk menghasilkan ammonia dengan katalis Ruthenium

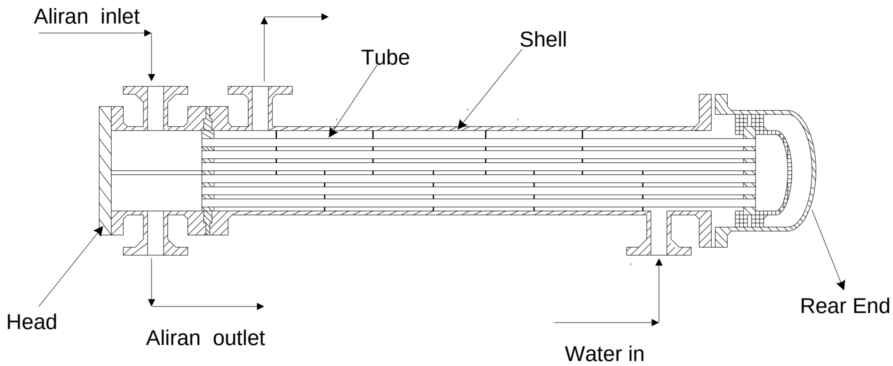
DATA DESAIN		
Tipe	*Multi stage fixed bed reactor*	
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*	
Tekanan	150	atm
Temperatur bed 1	450	ºC
Temperatur bed 2	440	ºC
Temperatur bed 3	430	ºC
Volume bed 1	9,99	m^3
Volume bed 2	13,62	m^3
Volume bed 3	27,96	m^3
Inside diameter vessel	2,55	m
Outside diameter vessel	2,57	m
Tinggi total tanki	8,29	m
Tebal tanki	0,48	m

11. *WASTE HEAT BOILER*-01 (WHB-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur gas sintesa keluaran R-02 dan membentuk *steam*

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Keluaran R-02

W = 135.286,29 kg/hr = 298.254,87 lb/hr

T_1 = 1000 ^oC = 1.832 ^oF

T_2 = 320 ^oC = 608 ^oF

Fluida Dingin : Cooling water

w = 166.254,67 kg/hr = 366.528,38 lb/hr

t_1 = 28^oC = 82,4 ^oF

t_2 = 200 ^oC = 392 ^oF

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

a) Beban Panas C-02

Q = 206.373.838,69 kJ/hr

= 195.607.521,90 Btu/hr

b) LMTD

Fluida Panas (^oF)		Fluida Dingin (^oF)	Selisih
1.832	Suhu tinggi	392	1440
608	Suhu rendah	82,4	525,60
	Selisih		914,40

LMTD = $\dfrac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

= 907,27 °F

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

t = 907,27 °F

c) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\dfrac{T1 + T2}{2}$

= 1.220 °F

tavg = $\dfrac{t1 + t2}{2}$

= 237,20 °F

d) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.°F (Tabel 8, Kern)

A = $\dfrac{Q}{U_D . \Delta t}$

= $\dfrac{195.607.521,90}{150 \text{ x } 907,27}$

= 1.437,33 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

e) Spesifikasi tube dan shell

1) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 2

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\dfrac{A}{L \, x \, a''}$

= $\dfrac{1.437,33 \text{ ft2}}{18 \times 0,1963}$

= 406,78

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 420

2) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 420 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 1.484,03

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 145,28

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 23,25 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 11,625 inch

Pass = 2

Pt = 0,9375 in triangular pitch

f) Perhitungan desain bagian tube

3) Flow Area/tube, a'$_t$

a'$_t$ = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{420 \times 0,334}{144 \times 2}$

= 0,49 ft^2

4) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{298.254,87}{0,49}$

= 612.328,22 lb/hr.ft^2

5) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,022 cp = 0,054 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0,053 \times 612.328,22}{0,054}$

= 592.668,30

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 980 (Fig.24, Kern)

6) Nilai hi

CP = 8,140 Btu/lb.°F

k = 0,006 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 70,31$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 980\left(\frac{0,006}{0,053}\right)\times(70,31)^{1/3}$

$= 280,66$ Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

$= 236,50$ Btu/hr.ft^2.°F

g) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 23,25 in

B = Baffle spacing = 11,625 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$$= \frac{23,25\times 0,188\times 11,625}{144\times 0,9375}$$

$= 0,38$ ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$$= \frac{366.528,38}{0,38}$$

$= 976.391,94$ lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,046 ft

μ = 0,243 cp = 0,587 lb/ft hr

R_{es} = $\dfrac{G_S De}{\mu}$

= $\dfrac{976.391,94 x\ 0,046}{0,587}$

= 76.178,32

Maka:

jH = 160 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 18,148 Btu/lb.°F

k = 0,393 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 27,15

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

= $160 x \dfrac{0,393}{0,046} x 27,15$

= 19.951,25 Btu / hr ft^2 °F

h) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C = $\dfrac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 233,73 Btu/hr.ft^2.°F

i) Dirt Factor, Rd

Rd = $\dfrac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,003 hr.ft^2.°F/Btu

j) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 592.668,30

Faktor friksi = 0,00001 (Fig 26, Kern)

s = 0,906

$$\frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

ΔPt = 0,027 psi

$V^2 / 2g$ = 0,04 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) ($V^2/2g$)

= 0,353 Psi

ΔP_T = $\Delta Pt + \Delta Pr$

= 0,380 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 76.178,32

f = 0,00003 (Fig.26, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 222,97

Ds = 1,938 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$$

= 5,16 psi

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Waste Heat Boiler*-01
Kode Alat	WHB-01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur gas sintesa keluaran R-02 dan membentuk *steam*
DATA DESAIN	
Tipe	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

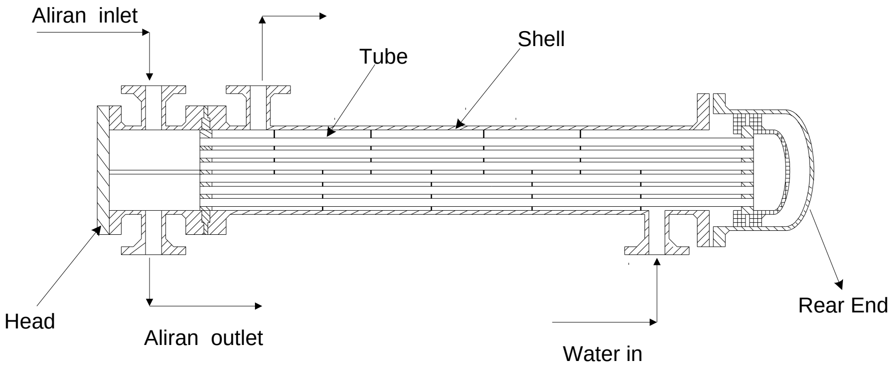
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	420	ID	23,25 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	11,625 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	2	Pass	2
ΔPt	0,38 psi	ΔPs	5,16 psi
Dirt Factor		0,003	

12. *WASTE HEAT BOILER*-02 (WHB-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur gas sintesa keluaran R-04 dan membentuk *steam*

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Keluaran R-04

W	= 135.286,29 kg/hr	= 298.254,87 lb/hr
T_1	= 296,07 ^oC	= 564,93 ^oF
T_2	= 100 ^oC	= 212 ^oF

Fluida Dingin : Cooling water

w	= 44.555,09 kg/hr	= 98.227,05 lb/hr
t_1	= 28^oC	= 82,4 ^oF
t_2	= 200 ^oC	= 392 ^oF

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

k) Beban Panas C-02

Q = 55.306.748,53 kJ/hr
= 52.421.450,77 Btu/hr

l) LMTD

Fluida Panas (^oF)		Fluida Dingin (^oF)	Selisih
564,93	Suhu tinggi	392	172,93
212	Suhu rendah	82,4	129,6
	Selisih		43,33

LMTD = $\dfrac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

= 11,50 ^{o}F

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 11,50 ^{o}F

m) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\dfrac{T1+T2}{2}$

= 388,463 ^{o}F

tavg = $\dfrac{t1+t2}{2}$

= 237,20 ^{o}F

n) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.^{o}F (Tabel 8, Kern)

A = $\dfrac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\dfrac{52.421.450{,}77}{150\ x\ 11{,}50}$

= 3.039,95 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

o) Spesifikasi tube dan shell

7) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 4

a” = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\dfrac{A}{L\,x\,a''}$

= $\dfrac{3.039{,}95\ \text{ft2}}{18 \times 0{,}1963}$

= 860,35

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 878

8) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 878 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 310,23

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 146,98

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 33 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 16,5 inch

Pass = 4

Pt = 0,9375 in triangular pitch

p) Perhitungan desain bagian tube

9) Flow Area/tube, a’$_t$

a’$_t$ = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{878 \times 0{,}334}{144 \times 4}$

= 0,51 ft^2

10) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{298.254{,}87}{0{,}51}$

= 585.826,54 lb/hr.ft^2

11) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,023 cp = 0,057 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0{,}053 \times 585.826{,}54}{0{,}057}$

= 542.873,70

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 900 (Fig.24, Kern)

12) Nilai hi

CP = 7,082 Btu/lb.^{o}F

k = 0,192 Btu/hr ft.ºF

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 2{,}09$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 900\left(\frac{0{,}192}{0{,}053}\right)\times(2{,}09)^{1/3}$

= 4.203,95 Btu/hr ft^2 ºF

hio = hi x ID/OD

= 3.542,53 Btu/hr.ft^2.ºF

q) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 33 in

B = Baffle spacing = 16,5 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$= \frac{33\times 0{,}188\times 16{,}5}{144\times 4}$

= 0,76 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$= \frac{98.227{,}05}{0{,}76}$

= 129.887,01 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,046 ft

μ = 0,677 cp = 1,637 lb/ft hr

R_{es} = $\frac{G_S De}{\mu}$

= $\frac{129.887,01 x 0,046}{1,637}$

= 3.635,93

Maka:

jH = 300 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 17,977 Btu/lb.°F

k = 0,243 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 81,46

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

= $300 x \frac{0,243}{0,046} x 81,46$

= 6.887,75 Btu / hr ft^2 °F

r) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C = $\frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 2.339,35 Btu/hr.ft^2.°F

s) Dirt Factor, Rd

Rd = $\frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,006 hr.ft^2.°F/Btu

t) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 542.873,70

Faktor friksi = 0,0001 (Fig 26, Kern)

s = 0,906

$$\Delta Pt = \frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

= 0,24803 psi

$V^2 / 2g$ = 0,050 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) ($V^2/2g$)

= 0,883 Psi

ΔP_T = $\Delta Pt + \Delta Pr$

= 1,131 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 3.635,93

f = 0,00025 (Fig.26, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 648

Ds = 2,75 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$$

= 3,14 psi

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Waste Heat Boiler*-02
Kode Alat	WHB-02
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur gas sintesa keluaran R-04 dan membentuk *steam*

DATA DESAIN	
Tipe	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

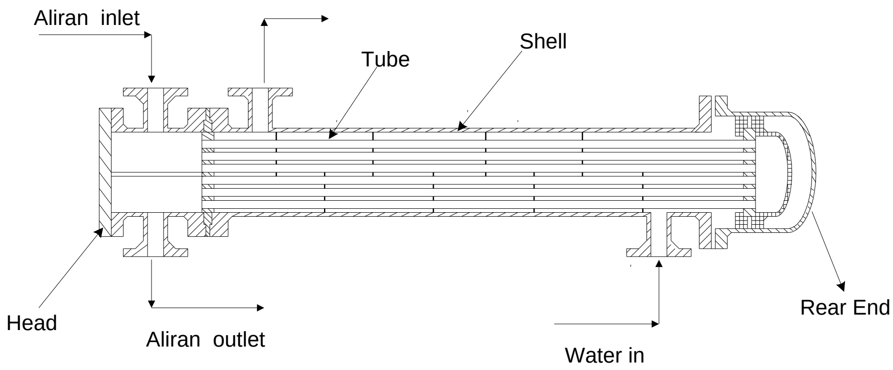
Tube Side		Shell Side	
Jumlah	878	ID	33 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	16,5 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	4	Pass	4
ΔPt	1,13 psi	ΔPs	3,14 psi
Dirt Factor		0,006	

13. ***COOLER*-01 (C-01)**

Fungsi : Untuk mendinginkan produk R-03

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Aliran Keluar R-03

W = 135.286,29 kg/hr = 298.254,87 lb/hr

T_1 = 320^{o}C = 608 ^{o}F

T_2 = 220^{o}C = 428 ^{o}F

Fluida Dingin : Air

w = 309.949,92 kg/hr = 683.321,80 lb/hr

t_1 = 28^{o}C = 82,4 ^{o}F

t_2 = 50^{o}C = 122,4 ^{o}F

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

u) Beban Panas C-02

Q = 53.983.202,14 kJ/hr

= 51.166.952,47 Btu/hr

v) LMTD

Fluida Panas (^{o}F)		Fluida Dingin (^{o}F)	Selisih
608	Suhu tinggi	122,4	486
428	Suhu rendah	82,4	345,6
	Selisih		140,40

LMTD = $\dfrac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$

= 411,82 ^oF

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δ t = 411,82 ^oF

w) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\dfrac{T1+T2}{2}$

= 518 ^oF

tavg = $\dfrac{t1+t2}{2}$

= 102,20 ^oF

x) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.^{o}F (Tabel 8, Kern)

A = $\dfrac{Q}{U_D . \Delta t}$

= $\dfrac{51.166.952,47 \text{ ft2}}{150 \times 411,82}$

= 828,31 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

y) Spesifikasi tube dan shell

13) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 1

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\dfrac{A}{L\, x\, a''}$

= $\dfrac{828,31 \text{ ft2}}{18 \times 0,1963}$

= 234,42

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 239

14) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 239 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 844,48

UD = $\frac{Q}{U_D . \Delta t}$

= 147,13

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 17,25 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 8,625 inch

Pass = 1

Pt = 0,938 in triangular pitch

z) Perhitungan desain bagian tube

15) Flow Area/tube, a'_t

a'_t = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{239 \times 0{,}334}{144 \times 1}$

= 0,55 ft^2

16) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{298.254{,}87}{0{,}55}$

= 538.028,98 lb/hr.ft^2

17) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,018 cp = 0,044 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0{,}053 \times 538.028{,}98}{0{,}044}$

= 639.845,39

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 1.000 (Fig.24, Kern)

18) Nilai hi

CP = 8,140 Btu/lb.°F

k = 0,006 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 57,22$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ = 1

hi = $1.000\left(\frac{0,006}{0,053}\right)\times(57,22)^{1/3}$

= 460,33 Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

= 387,90 Btu/hr.ft^2.°F

aa) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 17,25 in

B = Baffle spacing = 8,625 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

  a_s = ID x C'B/144 P_t

  $= \frac{17,25\times0,188\times8,625}{144\times0,188}$

  = 0,207 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

  Gs = w/a_s

$= \dfrac{683.321,80}{0,207}$

= 3.306.812,50 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,046 ft

μ = 0,677 cp = 1,637 lb/ft hr

$R_{es} = \dfrac{G_S De}{\mu}$

$= \dfrac{3.306.812,50 \ x\, 0,046}{1,637}$

= 92.567,65

Maka:

jH = 200 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 17,98 Btu/lb.^{o}F

k = 0,36 Btu/hr ft.^{o}F

Prandl Number (Pr)

$\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 816,25$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

$= 200x\dfrac{0,36}{0,046}x816,25$

= 1.470,87 Btu / hr ft^2 ^{o}F

bb) Clean Overall Coefficient, U_C

$U_C = \dfrac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 306,95 Btu/hr.ft^2.^{o}F

cc) Dirt Factor, Rd

Rd = $\frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,004 hr.ft^2.^{o}F/Btu

dd) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 639.845,39

Faktor friksi = 9 x 10^{-5} (Fig 26, Kern)

s = 0,841

ΔPt = $\frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$

= 0,22323 psi

V^2 / 2g = 0,04 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) (V^2/2g)

= 0,190 Psi

ΔP_T = ΔPt + ΔPr

= 0,414 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 92.567,65

f = 0,000005 (Fig.29, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 300,52

Ds = 1,438 ft

s = 1

ΔPs = $\frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} Des\phi_s}$

= 9,87 psi

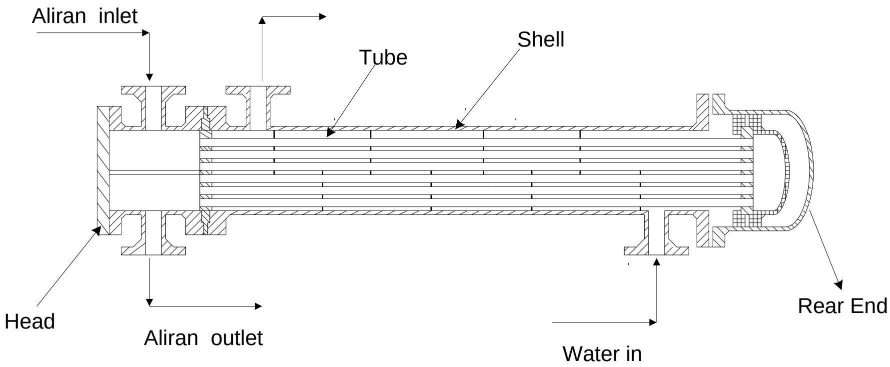
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		*Cooler*-01	
Kode Alat		C-01	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Menurunkan temperatur keluaran R-03	
DATA DESAIN			
Tipe		*Shell and Tube Heat Exchanger*	
Bahan Konstruksi		*Carbon Steel*	
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	239	ID	17,25 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	8,625 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	1	Pass	1
ΔPt	0,414 psi	ΔPs	9,87 psi
Dirt Factor		0,004	

14. *COOLER*-02 (C-02)

Fungsi : Untuk mendinginkan produk ST-01

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Aliran Keluar ST-01

W = 345.350,78 kg/hr = 761.367,23 lb/hr
T_1 = 118,33°C = 244,99 °F

T_2 = 48,89°C = 109,99 °F

Fluida Dingin : Air

w = 193.771,98 kg/hr = 427.193,59 lb/hr
t_1 = 28°C = 82,4 °F

t_2 = 50°C = 122,4 °F

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

ee) Beban Panas C-02

Q = 16.507.911,49 kJ/hr
= 15.646.710,26 Btu/hr

ff) LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
244,99	Suhu tinggi	122,4	122,99
109,99	Suhu rendah	82,4	27,59
	Selisih		95,40

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

= 63,83 °F

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 63,83 ^oF

gg) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\frac{T1+T2}{2}$

=177,49 ^oF

tavg = $\frac{t1+t2}{2}$

= 102,20 ^oF

hh) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.^{o}F (Tabel 8, Kern)

A = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\frac{15.646.710,26}{150\ x\ 63,83}$

= 1.634,14 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

ii) Spesifikasi tube dan shell

19) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 4

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\frac{A}{L\,x\,a''}$

= $\frac{1.634,14\ \ ft2}{18\times 0,1963}$

= 462,48

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 468

20) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 468 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 1.653,63

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 148,23

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 25,25 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 12,625 inch

Pass = 4

Pt = 0,9375 in triangular pitch

jj) Perhitungan desain bagian tube

21) Flow Area/tube, a'_t

a'_t = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

$$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 \times n}$$

$$= \frac{468 \times 0{,}334}{144 \times 4}$$

= 0,27 ft^2

22) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

$$= \frac{761.367{,}23}{0{,}27}$$

= 2.805.590,89 lb/hr.ft^2

23) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,03 cp = 0,06 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

$$= \frac{0{,}053 \times 2.805.590{,}89}{0{,}06}$$

= 2.395.852,29

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 1.000 (Fig.24, Kern)

24) Nilai hi

CP = 6,140 Btu/lb.°F

k = 0,01 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)$ = 57,38

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$ = 1

hi = $1.000\left(\frac{0,01}{0,053}\right)\times(57,38)^{1/3}$

= 252,56 Btu/hr ft^2 ^{o}F

hio = hi x ID/OD

= 8.418,74 Btu/hr.ft^2.^{o}F

kk) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 25 in

B = Baffle spacing = 12,5 in

Pt = tube pitch = 0,938 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,938 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

= $\frac{25\times0,188\times12,5}{144\times0,938}$

= 0,43 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

= $\frac{427.193,59}{0,43}$

= 984.254,04 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,550 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,046 ft

μ = 0,68 cp = 1,64 lb/ft hr

R_{es} $= \dfrac{G_S De}{\mu}$

$= \dfrac{984.254,04 \quad x\, 0,046}{1,64}$

= 27.552,24

Maka:

jH = 100 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 17,98 Btu/lb.°F

k = 0,36 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 81,62

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

$= 100x\dfrac{0,36}{0,046}x81,62$

= 32.535,61 Btu / hr ft^2 °F

ll) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C $= \dfrac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 6.688,15 Btu/hr.ft^2.°F

mm) Dirt Factor, Rd

Rd $= \dfrac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,007 hr.ft^2.°F/Btu

nn) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 2.395.852,29

Faktor friksi = 8×10^{-5} (Fig 26, Kern)

s = 1,93

$$\Delta Pt = \frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

= 2,14 psi

$V^2 / 2g$ = 0,05 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) (V^2/2g)

= 4,15 Psi

ΔP_T = ΔPt + ΔPr

= 6,29 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 27.552,24

f = 0,0002 (Fig.29, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 17,28

Ds = 2,08 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$$

= 2,92 psi

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Cooler*-02
Kode Alat	C-02
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran ST-01

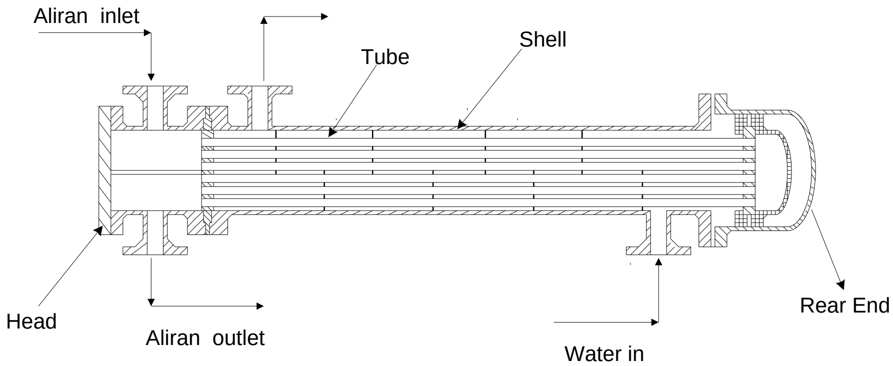
DATA DESAIN	
Tipe	*Shell and Tube Heat Exchanger*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	468	ID	25 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	12,5 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	4	Pass	4
ΔPt	6,29 psi	ΔPs	2,92 psi
Dirt Factor		0,007	

15. PARTIAL CONDENSER 01 (PC-01)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran WHB-02 dan mengkondensasi sebagian keluaran WHB-02 sebelum dipisahkan di KOD-01

Gambar :



Data Desain

Fluida Panas : Keluaran WHB-02

W	= 135.286,29 kg/jam	= 298.254,87 lb/jam
T_1	= 100 ^oC	= 212 ^oF
T_2	= 45 ^oC	= 113 ^oF

Fluida Dingin : Air

W	= 148.817,37 kg/jam	= 328.085,76lb/jam
t_1	= 28 ^oC	= 82,4 ^oF
t_2	= 50 ^oC	= 122 ^oF

Perhitungan desain sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern(1965)

a) Beban Panas PC-01

Q = 13.683.608,79kJ/jam = 12.969.748,61Btu/jam

b) LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
212	Suhu tinggi	122	90
113	Suhu rendah	82,4	30,6
	Selisih		59,4

LMTD (ΔT) $= \dfrac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)}$ (Kern, 1965)

= 55,06°F

c) Tc dan tc

Tc = ½ (212 + 122) = 167°F

tc = ½ (113 + 82,4) = 97,7 °F

Asumsi, U_D= 150 Btu / jam ft^2°F (Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{(U_D.\Delta T)} = 1.570,36 \text{ft}^2$$

Karena A > 200 ft^2, makadipilih HE denganjenis*Shell and Tube Heat Exchanger*.

- Rencana Klasifikasi

a” = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt $= \dfrac{A}{L\,x\,a''}$

$= \dfrac{1.570,36}{20\times\ 0,1963}$

= 399,99

Pada tabel 9 Kern, jumlah tube yang memenuhi adalah 400

Shell Side				Tube Side		
ID	=	31	in	Number and Length	=	400 and 20 ft
B	=	15,5	in	OD, BWG, Pitch	=	0,75-in, 18, $1^{1/4}$-in tri
Passes	=	8		Passes	=	1

d) Tube Side

- **Flow area dalam tube (a't)**

  a"= 0,334 $inch^2$ (Kern, 1965)

- **Total flow area (at)**

  at = Nt x a't / 144 x n (Kern, 1965)

  $= \frac{400 \, x \, 0{,}334}{144 \, x \, 1}$

  $= 0{,}93 ft^2$

- **Lajualir**

  $Gt = \frac{W}{at}$

  $= \frac{298.254{,}87}{0{,}93}$

  $= 321.472{,}31 lb/ hr. ft^2$

- **Bilangan Reynold, Ret**

  Pada t_{avg} = $162{,}5^oF$

  μ = 0,0413lb/ft jam

  D = 0,902 ft (Kern, 1965)

  $Re_t = \frac{D_e.Gt}{\mu}$

  $= \frac{0{,}902 \, x \, 321.472{,}31}{0{,}0413}$

  = 585.461,54

- **Dengan L/D** = 266,08, diperoleh

  jH = 1.000 (Kern, 1965)

- **Nilai hi**, pada t_{avg} = 162,5 ^oF

  Cp = 22,33 Btu/lb. ^oF

  k = 0,022 BTu/ft. ^oF. jam

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{22{,}33\ x\ 0{,}0413}{0{,}022}\right)^{1/3}$$

$$= 3{,}43$$

$$h_i = jH\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka didapat :

h_i = 1.009,17Btu / hr. ft^2^{o}F

$$h_{io} = h_i\left(\frac{ID}{OD}\right) \quad \text{(Kern, 1965)}$$

= 1.213,70Btu / hr. ft^2^{o}F

e) Shell Side

- **Flow area pada shell (a_s)**

$$a_s = \frac{(ID\ x\ C"\ x\ B)}{(144\ Pt)} \quad \text{(Kern, 1965)}$$

= 1,33 ft^2

- **Laju alir massa dalam shell, G_s**

$$G_s = \frac{W}{a_s} \quad \text{(Kern, 1965)}$$

$$= \frac{328.085{,}76}{1{,}33}$$

= 245.808,27lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, R_{es}= D x Gs / μ**

Pada	T_{avg}	=	102,2	^{o}F
	Cp	=	17,98	Btu/lb.^{o}F
	k	=	0,0077	Btu/lb.^{o}F
	μ	=	0,0298	lb/ft . jam

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{17,98\ x\ 0,0298}{0,0077}\right)^{1/3}$$

$= 4,05$

De = 1,11inch = 0,09ft (Kern, 1965)

$R_{es=} = \frac{G_S D}{\mu} = 759.053,11$

jH = 600 (Kern, 1965)

- **Koefisien Perpindahan Panas, h_o**

  Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

  h_o = jH . (k/D). $(c\mu/k)^{1/3}$(Kern, 1965)

  = 205,52Btu / jam ft^{2o}F

f) Clean Overall Coefficient, Uc

$U_c = \frac{h_{io}\ x\ h_o}{h_{io} + h_o}$ (Kern, 1965)

= 175,76Btu / jam ft^{2o}F

g) Design Overall Coefficient, U_D

External surface/ft, a" = 0,1963 ft

A = a" x L x N_t

= 1.570,40ft^2

$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$ = 150Btu/hr.ft^2.^{o}F

h) Dirt Factor, R_d

$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c . U_D} = \frac{175,76\ \text{-}150}{175,76\ x150}$ (Kern, 1965)

= 0,00098

i) Pressure Drop

Tube Side

- Untuk N_{Re}= 585.461,54

  Faktor friksi = 0.000082 (Kern, 1965)

  s = 1,28

- $\Delta Pt = \dfrac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$

  = 0,0337psi

- $V^2 / 2g$ = 0.029 (Kern, 1965)

  ΔPr = $(4n / s) (V^2 / 2g)$

  = 0,09 psi

  ΔP_T = $\Delta Pt + \Delta Pr$

  = 0,12psi

Shell Side

- Faktor Friksi

  R_e = 759.053,11

  f = 0.00008 (Kern, 1965))

- Number of cross, (N + 1)

  N + 1 = 12 L / B (Kern, 1965)

  = (12 x 240)/ 15,5

  = 185,81

Ds = ID / 12

=2,58ft

s = 2,57

$\Delta Ps = \dfrac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$ (Kern, 1965)

= 0,188psi

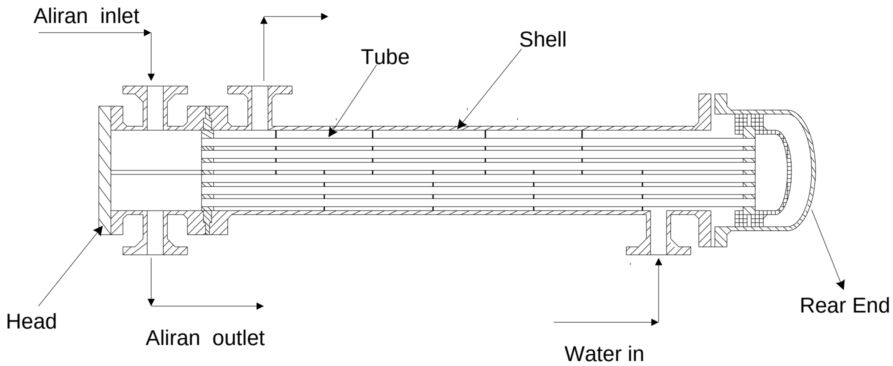
IDENTIFIKASI		
Nama Alat	*Partial Condenser*	
KodeAlat	PC-01	
Jumlah	1 Buah	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	MengkondensasikanSebagian Gas	
DATA DESIGN		
Tipe	*Shell & Tube Heat Exchanger*	
BahanKonstruksi	*Carbon Steel*	
Rd aktual	0,00098	hr ft^2 ^{o}F/Btu
Uc	175,76	Btu/hr ft^2 ^{o}F
Ud	150	Btu/hr ft^2 ^{o}F

Tube Side			**Shell Side**		
Jumlah	400		ID	31	in
Panjang	20	ft	Baffle Space	15,5	in
OD	0,75	in	Pass	8	
BWG	18				
Pitch	1$^{1/4}$	in triangular pitch			
ΔP_T	0,12	psi	ΔPs	0,188	psi

16. PARTIAL CONDENSER (PC-02)

Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran E-03 dan mengkondensasi sebagian keluaran E-03 sebelum dipisahkan di KOD-02

Gambar :



Data Desain

Fluida Panas : Keluaran E-03

W	= 99.493,17	Kg/jam	= 219.344,63lb/jam
T_1	= 71,96°C		= 161,53°F
T_2	= 33 °C		= 91,40°F

Fluida Dingin : Air

W	= 117.899,38	kg/jam	= 259.923,33lb/jam
t_1	= 28 °C		= 82,4 °F
t_2	= 50 °C		= 122 °F

Perhitungan desain sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern(1965)

a) Beban Panas PC-02

Q = 10.840.729,97kJ/jam = 10.275.179,93Btu/jam

b) LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
161,53	Suhu tinggi	122	39,53
91,40	Suhu rendah	82,4	9
	Selisih		30,53

LMTD (ΔT) $= \dfrac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2/\Delta T_1)}$ (Kern, 1965)

$= 20{,}63\ ^oF$

c) Tc dan tc

Tc = ½ (161,53 + 122) = 141,76°F

tc = ½ (91,4+ 82,4) = 86,9 °F

Asumsi, U_D = 150 Btu / jam ft^{2o}F (Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{(U_D.\Delta T)} = 3.320{,}46 ft^2$$

Karena A > 200 ft^2, makadipilih HE denganjenis*Shell and Tube Heat Exchanger*.

- Rencana Klasifikasi

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt $= \dfrac{A}{L\,x\,a''}$

$= \dfrac{3.320{,}46}{20 \times 0{,}1963}$

= 845,76

Pada tabel 9 Kern, jumlah tube yang memenuhi adalah 847

Shell Side				Tube Side		
ID	=	31	in	Number and Length	=	1.049 and 20 ft
B	=	15,5	in	OD, BWG, Pitch	=	0,75-in, 18, $^{15}/_{16}$-in tri
Passes	=	1		Passes	=	1

d) Tube Side

- **Flow area dalam tube (a't)**

  a"= 0,334 inch^2 (Kern, 1965)

- **Total flow area (at)**

  at = Nt x a't / 144 x n (Kern, 1965)

  $= \frac{847 \; x\, 0,334}{144 \; x\, 1}$

  = 1,96ft^2

- **Lajualir**

  $Gt = \frac{W}{at}$

  $= \frac{219.344,63}{1,96}$

  = 111.650,23lb/ hr. ft^2

- **Bilangan Reynold, Ret**

  Pada t_{avg} = 126,46^{o}F

  μ = 0,0358lb/ft jam

  D = 0,0543ft (Kern, 1965)

  $Re_t = \frac{D_e . Gt}{\mu}$

  $= \frac{0,0543 x 111.650,23}{0,0358}$

  = 169.264,40

- **Dengan L/D** = 368,10, diperoleh

  jH = 1.000 (Kern, 1965)

- **Nilai hi**, pada t_{avg} = 126,46 ^{o}F

  Cp = 13,90 Btu/lb. ^{o}F

  k = 0,0242 BTu/ft. ^{o}F. jam

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{13,9 \ x \ 0,0358}{0,0242}\right)^{1/3}$$

$$= 2,736$$

$$h_i = jH\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka didapat :

h_i = 982,45Btu / hr. ft^{2o}F

h_{io} = $h_i\left(\frac{ID}{OD}\right)$ (Kern, 1965)

= 854,08Btu / hr. ft^{2o}F

e) Shell Side

- **Flow area pada shell (a_s)**

a_s = $\frac{(ID \ x \ C'' \ x \ B)}{(144 \ Pt)}$ (Kern, 1965)

= 0,89ft^2

- **Laju alir massa dalam shell, G_s**

G_s = $\frac{W}{a_s}$ (Kern, 1965)

= $\frac{259.923,33}{0,89}$

= 292.109,46lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, R_{es}= D x Gs / μ**

Pada	T_{avg}	=	102,20	^{o}F
	Cp	=	17,98	Btu/lb.^{o}F
	k	=	0,007	Btu/lb.^{o}F
	μ	=	0,0246	lb/ft . jam

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{17{,}98\ x\ 0{,}0246}{0{,}007}\right)^{1/3}$$

= 3,92

De = 1,11inch = 0,09 ft (Kern, 1965)

$R_{es} = \frac{G_S D}{\mu} =$ 1.092.085,11

jH = 1000 (Kern, 1965)

- **Koefisien Perpindahan Panas, h_o**

  Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

  h_o = jH . (k/D). $(c\mu/k)^{1/3}$(Kern, 1965)

  = 302,30Btu / jam $ft^{2o}F$

f) Clean Overall Coefficient, Uc

$U_c = \frac{h_{io}\ x\ h_o}{h_{io} + h_o}$ (Kern, 1965)

= 223,27Btu / jam $ft^{2o}F$

g) Design Overall Coefficient, U_D

External surface/ft, a" = 0,1963 ft

A = a" x L x N_t

= 3.325,32ft^2

$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$ = 149,78Btu/hr.$ft^2.^oF$

h) Dirt Factor, R_d

$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c . U_D}$ = 0,0022 (Kern, 1965)

i) Pressure Drop

Tube Side

- Untuk N_{Re}= 169.264,40

  Faktor friksi = 0,000082 (Kern, 1965)

  s = 1,19

- $\Delta Pt = \dfrac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$

  = 0,006033psi

- V^2 / 2g = 0,0290 (Kern, 1965)

  ΔPr = (4n / s) (V^2 / 2g)

  = 0,0971psi

  ΔP_T = ΔPt + ΔPr

  = 0,1031psi

Shell Side

- Faktor Friksi

  R_e = 1.092.085,11

  f = 0.001 (Kern, 1965))

- Number of cross, (N + 1)

  N + 1 = 12 L / B (Kern, 1965)

  = (12 x 240)/ 15,5

  = 185,81

  Ds = ID / 12

  =2,58ft

  s = 2,96

  $\Delta Ps = \dfrac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22\times10^{10}\ Des\phi_s}$ (Kern, 1965)

  = 2,87 psi

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	*Partial Condenser*	
KodeAlat	PC-02	
Jumlah	1 Buah	
Operasi	Kontinyu	
Fungsi	MengkondensasikanSebagian Gas	
DATA DESIGN		
Tipe	*Shell & Tube Heat Exchanger*	
BahanKonstruksi	*Carbon Steel*	
Rd aktual	0,0022	hr ft^2 ^oF/Btu
Uc	223,27	Btu/hr ft^2 ^oF
Ud	146,78	Btu/hr ft^2 ^oF

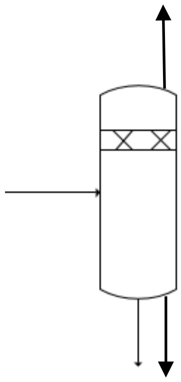
Tube Side			**Shell Side**		
Jumlah	847		ID	31	in
Panjang	20	Ft	Baffle Space	15,5	in
OD	0,75	In	Pass	1	
BWG	18				
Pitch	15/16	in triangular pitch			
ΔP_T	0,1	Psi	ΔPs	2,87	psi

17. KNOCK OUT DRUM - 01 (KOD - 01)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Tipe : Silinder Vertikal

Gambar :



Data :

Laju alir Uap = 105.089,93 kg/jam

Laju alir liquid = 30.196,37 kg/jam

Densitas liquid = 1.008,98 kg/m^3 = 62,99 lb/ft^3

Densitas Uap = 84,74 kg/m^3 = 5,29 lb/ft^3

a) Vapor velocity (Uv) :

Uv = 0,14 $(\rho_L/\rho_V)^{1/2} - 1$ Pg. 615 (Walas, 1990)

= 0,14 $(62,99/5,29)^{1/2}$

= 0,34 ft/s

= 0,105 m/s

b) Vapor Volumetrik, Qv :

Qv = Laju alir uap/ρv

= 105.089,93 kg/jam /(84,74 kg/m^3)

= 1.240,11 m^3/jam

Safety Factor 10%

Qv = (100% + 10%) x 1.240,11 m^3/jam / 3600

= 0,38 m^3/s

c) Vessel Area, A :

A = Qv/Uv

= (0,38 m^3/s) / (0,105 m/s)

= 3,62 m^2

d) Diameter Vessel , D:

$$D = \sqrt{\frac{Wv}{60} x \frac{\pi}{4} x Uv}$$ Pg. 618 (Walas, 1990)

$$= \sqrt{\frac{105.089,93 \text{ kg/jam}}{60} x \frac{\pi}{4} x\ 0,105\ m/s}$$

= 0,55 m

e) Liquid volumetrik flow rate, q :

q = Laju alir liquid /ρ_L

= 30.196,37 kg/jam / 1.008,98 kg/m^3

= 29,93 m^3/jam

Safety Factor 10%

q = (100% + 10%) x q

= 1,1 x 29,93 m^3/jam /3600

= 0,0091 m^3/s

f) Volume untuk 7 menit Hold Up :

V = q x 7 menit

= 29,93 m^3/jam x 0,116 jam

= 3,49 m^3

g) Ketinggian liquid, Hl :

Hl = V/A

= 3,49 m^3/3,62 m^2

= 0,964 m

h) Tinggi Silinder, H:

H = Hz +Hl +Hv = (0,30 + 0,964+ 1,27) m

= 2,54 m

i) Tinggi Head, He :

He = D/4 = 0,55 m / 4

= 0,14 m

j) Tinggi Vessel,Tv = H + 2He

= 2,54 m + 2(0,14 m)

= 2,82 m

k) Volume Vessel

Volume Shell, Vs $= \frac{1}{4}\ x\ \pi\ x\ D^2$ x H

$= \frac{1}{4}\ x\ 3{,}14\ x$ (0,55 m) $^2\ x\ 2{,}54$ m

= 0,603 m^3

Volume Head, Vh $= \frac{1}{24}\ x\ \pi\ x\ D^3$

$= \frac{1}{24}\ x\ 3{,}14\ x\ (0{,}55)^3$

= 0,021 m^3

Volume Total,Vt = Vs + Vh

= 0,603 m^3 + 0,021 m^3

= 0,624 m^3

Vt Safety Factor = (10% x Vt) + Vt

= 0,686 m^3

l) Tebal dinding :

$$t\ shell = \frac{P\ x\ r}{S.Ej - 0{,}6\,P} + C_c$$

(Peter, 1991), Tabel 4, Hal.537, Edisi 4

Dimana :

P	= 18 atm	= 264,53 Psi	
r	= Jari-jari vessel	= 10,86 in	
S	= Working stress allowable	= 13.700 Psi	(Peter edisi 5, hal.554)

Ej = Welding Join Efisiensi = 0,85 (Peter edisi 5, hal.555)

Cc = Tebal korosi yang diizinkan = 0,125 in (Peter edisi 4, hal.542)

Maka :

$$ts = \frac{264,53 \text{ Psi } \times 10,86 \text{ in}}{(13.700 \text{Psi} \times 0,85) - (0,6 \times 252 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

ts = 0,25 in

= 0,0064 m

= 0,64 cm

t head = $\left(\frac{P,D}{2,S.Ej+0,2P}\right) + C$ (Peter edisi 5, hal.554)

Dimana :

P = 18 atm = 264,53 Psi

D = Diameter vessel = 21,72 in

S = Working stress allowable = 13.700 Psi (Peter edisi 5, hal.554)

Ej = Welding Join Efisiensi = 0,85 (Peter edisi 5, hal.555)

Cc = Tebal korosi yang diizinkan = 0,125 in (Peter edisi 4, hal.542)

$$th = \frac{264,53 \text{ Psi } \times 21,72 \text{ in}}{(2 \times 13.700 \text{ Psi} \times 0,85) + (0,2 \times 252 \text{ Psi})} + 0,125 \text{ in}$$

th = 0,37 in

= 0,0095 m

Outside Diameter

OD = ID + 2(ts)

= 0,55 m + 2(0,0064)

= 0,564 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Knock Out Drum*
Kode Alat	KOD-01

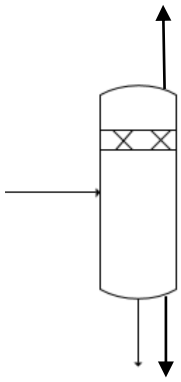
Jenis	Silinder Vertikal
Operasi	Kontinyu
Material	*Carbon Steel*
Fungsi	Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat
DATA DESAIN	
Temperatur (°C)	45
Tekanan (atm)	18
Volume Vessel (m^3)	0,686
Outside Diameter (m)	0,55
Tebal Dinding (mm)	6,4
Tinggi (m)	2,82

18. KNOCK OUT DRUM - 02 (KOD - 02)

Fungsi : Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat

Tipe : Silinder Vertikal

Gambar :



Data :

Laju alir Uap = 50.882,06 kg/jam

Laju alir liquid = 48.611,11 kg/jam

Densitas liquid = 588,84 kg/m^3 = 36,76 lb/ft^3

Densitas Uap = 57,45 kg/m^3 = 3,59 lb/ft^3

a) Vapor velocity (Uv) :

Uv = 0,14 $(\rho_L/\rho_v)^{1/2} – 1$ Pg. 615 (Walas, 1990)

= 0,14 $(36,76/3,59)^{1/2}$

= 0,43 ft/s

= 0,13 m/s

b) Vapor Volumetrik, Qv :

Qv = Laju alir uap/ρv

= 50.882,06 kg/jam /(57,45 kg/m3)

= 885,66 m^3/jam

Safety Factor 10%

Qv = (100% + 10%) x 885,66 m^3/jam / 3600

= 0,27 m^3/s

c) Vessel Area, A :

A = Qv/Uv

= (0,27 m^3/s) / (0,13 m/s)

= 2,09 m^2

d) Diameter Vessel , D:

$$D = \sqrt{\frac{Wv}{60} x \frac{\pi}{4} x Uv}$$ Pg. 618 (Walas, 1990)

$$= \sqrt{\frac{50.882,06 \text{ kg/jam}}{60} x \frac{\pi}{4} x\ 0,13\ m/s}$$

= 0,52 m

e) Liquid volumetrik flow rate, q :

q = Laju alir liquid /ρ_L

= 48.611,11 kg/jam / 588,84 kg/m3

= 82,55 m^3/jam

Safety Factor 10%

q = (100% + 10%) x q

= 1,1 x 82,55 m^3/jam /3600

= 0,025 m^3/s

f) Volume untuk 7 menit Hold Up :

V = q x 7 menit

= 82,55 m^3/jam x 0,116 jam

= 9,57 m^3

g) Ketinggian liquid, Hl :

Hl = V/A

= 9,57 m^3/2,09 m^2

= 4,57 m

h) Tinggi Silinder, H:

H = Hz +Hl +Hv = (0,30 + 4,57 + 1,27) m

= 6,14 m

i) Tinggi Head, He :

He = D/4 = 0,52 m / 4

= 0,13 m

j) Tinggi Vessel,Tv = H + 2He

= 6,14 m + 2(0,13 m)

= 6,4 m

k) Volume Vessel

Volume Shell, Vs $= \frac{1}{4}\ x\ \pi\ x\ D^2$ x H

$= \frac{1}{4}\ x\ 3{,}14\ x$ (0,52 m) $^2\ x$ 6,14 m

= 1,3 m^3

Volume Head, Vh $= \frac{1}{24}\ x\ \pi\ x\ D^3$

$= \frac{1}{24}\ x\ 3{,}14\ x\ (0{,}52)^3$

= 0,02 m^3

Volume Total,Vt = Vs + Vh

= 1,3 m^3 + 0,02 m^3

= 1,32 m^3

Vt Safety Factor = (10% x Vt) + Vt

= 1,45 m^3

l) Tebal dinding :

$$t\ shell = \frac{P\ x\ r}{S.Ej - 0{,}6\,P} + C_c$$

(Peter, 1991), Tabel 4, Hal.537, Edisi 4

Dimana :

P = 18 atm = 264,53 Psi

r = Jari-jari vessel = 10,24 in

S = Working stress allowable = 13.700 Psi (Peter edisi 5, hal.554)

Ej = Welding Join Efisiensi = 0,85 (Peter edisi 5, hal.555)

Cc = Tebal korosi yang diizinkan = 0,125 in (Peter edisi 4, hal.542)

Maka :

$$ts = \frac{264{,}53\text{Psi x } 10{,}24 \text{ in}}{(13.700\text{Psi x } 0{,}85) - (0{,}6 \text{ x } 252 \text{Psi})} + 0{,}125 \text{ in}$$

ts = 0,24 in

= 0,006 m

= 0,62 cm

$$t\ head = \left(\frac{P{,}D}{2{,}S.Ej + 0{,}2P}\right) + C$$ (Peter edisi 5, hal.554)

Dimana :

P = 18 atm = 264,53 Psi

D = Diameter vessel = 20,45 in

S = Working stress allowable = 13.700 Psi (Peter edisi 5, hal.554)

Ej = Welding Join Efisiensi = 0,85 (Peter edisi 5, hal.555)

Cc = Tebal korosi yang diizinkan = 0,125 in (Peter edisi 4, hal.542)

$$th = \frac{264{,}53 \text{ Psi x } 20{,}45 \text{ in}}{(2 \text{ x } 13.700 \text{ Psi x } 0{,}85) + (0{,}2 \text{ x } 252 \text{ Psi})} + 0{,}125 \text{ in}$$

th = 0,36 in

= 0,0091 m

Outside Diameter

OD = ID + 2(ts)

= 0,52 m + 2(0,006)

= 0,532 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Knock Out Drum*
Kode Alat	KOD-02
Jenis	Silinder Vertikal
Operasi	Kontinyu
Material	*Carbon Steel*
Fungsi	Untuk memisahkan *non-condensible* gas dari kondensat
DATA DESAIN	
Temperatur (^{o}C)	33
Tekanan (atm)	18
Volume Vessel (m^3)	1,45
Outside Diameter (m)	0,532
Tebal Dinding (mm)	6,2
Tinggi (m)	6,4

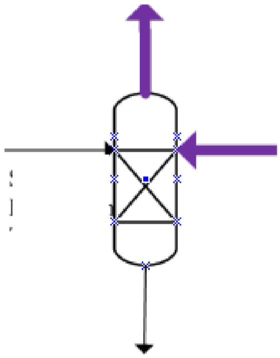
19. *ABSORBER*-01 (AB-01)

Fungsi : Untuk menyerap CO_2 dari gas sintesa

Tipe : *Packed Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur : 48,89 °C

Tekanan : 18 atm

r) Data-data

Karakteristik Fluida

Gas

G' = 105.089,93 kg/jam = 29,19 kg/s

ρ_G = 40,3276 kg/m^3

μ_G = 1,64 x 10^{-7} kg/m.s

D_G = 4,06 x 10^{-9} m^2/s

BM_{AV} = 14,9607 kg/kmol

Liquid

L' = 290.881,27 kg/jam = 80,80 kg/s

ρ_L = 1.297,95 kg/m^3

μ_L = 1,3 kg/m.s

D_L = 0,001 m^2/s

BM_{AV} = 56,7850 kg/kmol

σ = 0,1964 N/m

s) Menentukan S_{CG} dan G untuk gas

Liquid leaving = jumlah liquid yang keluar dari absorber

= 345.350,78 kg/jam

= 95,93 kg/s

$$\left[\frac{L'}{G'}\right]\cdot\left[\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}\right]^{0,5} = \left[\frac{95,93\,kg/s}{29,19\ kg/s}\right]\cdot\left[\frac{40,33\ \ kg/m^3}{1.297,95\ kg/m^3\ - 40,33\ \ \ kg/m^3}\right]^{0,5}$$

= 0,0912

Dari *Mass transfer operation, Treybal hal 195*, pressure drop desain untuk scrubber berkisar antara 200 - 400 N/m^2 per meter packed depth. Diambil pressure drop = 400 N/m^2

Dari *figure 6.34 flooding and pressure drop in random-packed tower, Treybal hal. 195* untuk pressure drop = 400 N/m^2, maka diperoleh :

$$\frac{G'^2\,.\,C_f\,.\,\mu_L^{\ 0,1}\,.\,J}{\rho_G\,.\,(\rho_L - \rho_G)\,.\,g_C} = 0,068$$

Dari tabel 6.3, tabel 6.4 dan tabel 6.5, Treybal hal 196-199, 205, 206 dipilih :

Jenis packing	= Ceramic Rasching Rings	
Nominal size	= 50 mm	= 2 in
Wall Thickness	= 6 mm	
C_D	= 135,6	
C_f	= 65	
ε	= 0,74	
a_p	= 92 m^2/m^3	= 28 ft^2/ft^3
m	= 31,52	
n	= 0	
p	= 0,481	
ds	= 0,0725 m	

sehingga :

$$\frac{G'^2\,.\,C_f\,.\,\mu_L^{\ 0,1}\,.\,J}{\rho_G\,.\,(\rho_L - \rho_G)\,.\,g_C} = 0,068$$

Keterangan J = 1

g_c = 1

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \, . \rho_g \, (\rho_L - \rho_g) \, . \, g_c}{C_f \, . \mu_L^{\,0,1} \, . \, J} \right]^{0.5}$$

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \, . 40{,}33 . (1.297{,}95 - 40{,}33) \, .1}{65 . (1{,}3)^{0,1} \, .1} \right]^{0.5}$$

$$= 5{,}40 \, kg / m^2 . s$$

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{5{,}40 \ \text{kg/m}^2.\text{s}}{14{,}96 \ \text{kg/kmol}}$$

$$= 0{,}36 \ \text{kmol/m}^2.\text{s}$$

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G \, . D_G}$$

$$S_{CG} = \frac{1{,}64 x 10^{-7} \ \text{kg/m.s}}{40{,}33 \, \text{kg/m}^3 . \, 4{,}06 \ \text{x} \, 10^{-9} \ \text{m}^2\text{/s}}$$

$$= 1$$

t) Perhitungan Diameter Scrubber

Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$= \frac{29{,}19 \ \text{kg/s}}{5{,}40 \ \text{kg/m}^2.\text{s}}$$

$$= 5{,}41 \, \text{m}^2$$

Diameter Kolom Scrubber

$$D = \left[\frac{4 . A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{4 . 5{,}41 \, \text{m}^2}{3{,}14} \right]^{0,5}$$

$$= 2{,}62 \, \text{m}$$

u) Menentukan S_{CL} dan L untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$
$$= \frac{80{,}80\ \text{kg/s}}{5{,}41\ \text{m}^2}$$
$$= 14{,}94\ \text{kg/m}^2.\text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BM_{AV}}$$
$$= \frac{14{,}94\ \text{kg/m}^2.\text{s}}{56{,}79\ \text{kg/kmol}}$$
$$= 0{,}26\ \text{kmol/m}^2.\text{s}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L\ .\ D_L}$$
$$= \frac{1{,}3\ \text{kg/m.s}}{1.297{,}95\ \text{kg/m}^3\ .\ 0{,}001\ \text{m}^2/\text{s}}$$
$$= 1$$

v) Menentukan Hold Up

$L' = 14{,}94\ \text{kg/m}^2.\text{s}$

$L = 0{,}26\ \text{kmol/m}^2.\text{s}$

Dari *tabel 6.5, Treybal, hal 206* diperoleh :

Untuk *Ceramic Rasching Ring, nominal size* = 50 mm = 2 in :

$d_s = 0{,}0725$ m

$\beta = 1{,}508\ .\ d_s^{0{,}376}$

$= 1{,}508\ .\ (0{,}0725)^{0{,}376}$

$= 0{,}56$

$\rho_L = 1.297{,}95\ \text{kg/m}^3$

$\sigma_L = 0{,}1964$ N/m

Dari tabel 6.5, Treybal, untuk $\mu_L < 0{,}012$ kg/m.s, diperoleh persamaan:

$$\varphi_{LsW} = \frac{2{,}47\ .10^{-4}}{d_s^{1{,}21}}$$
$$= \frac{2{,}47\ .10^{-4}}{(0{,}0725)^{1{,}21}}$$
$$= 0{,}0059\ \text{m}^3 / m^3$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{2{,}09 . 10^{-6} (737{,}5 . L')^{0{,}499}}{d_s^{\;2}}$$

$$= \frac{2{,}09 . 10^{-6} (737{,}5 . 14{,}94)^{0{,}499}}{(0{,}0725)^2}$$

$$= 0{,}074 \, m^3 / m^3$$

$\varphi_{LoW} = \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW}$

= 0,074 – 0,0059

= 0,07 m^3/m^3

$$H = \frac{975{,}7 . L'^{0{,}57} . \mu_L^{\;0{,}31}}{\rho_L^{\;0{,}84} . (2{,}024 . L'^{0{,}43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0{,}073} \right)^{0{,}1737 - 0{,}262 \log L'}$$

$$H = \frac{975{,}7 . 14{,}94^{\;0{,}57} . 1{,}3^{\;0{,}31}}{1.297{,}95^{\;0{,}84} . (2{,}024 \;.\; 14{,}94^{\;0{,}43} - 1)} \left(\frac{0{,}1964}{0{,}073} \right)^{0{,}1737 - 0{,}262 \log 14{,}94}$$

H = 1,83

Dari tabel 6.5, *Treybal*, diperoleh :

$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW}$ x H

= 0,07 x 1,83

= 0,13 m^3/m^3

$$\varphi_{Ls} = \frac{0{,}0486 . \mu_L^{\;0{,}02} . \sigma^{0{,}99}}{d_s^{\;1{,}21} . \rho_L^{\;0{,}37}}$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0{,}0486 . 1{,}3^{0{,}02} . 0{,}1964^{0{,}99}}{0{,}0725^{1{,}21} . 1.297{,}95^{\;0{,}37}}$$

$$= 0{,}02 \; m^3 / m^3$$

$\varphi_{Lt} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls}$

= 0,13 + 0,02

= 0,15 m^3/m^3

w) Interfacial Area

Dari tabel 6.4, *Treybal*, untuk *Ceramic Rasching Ring* pada nominal size 50 mm (2 in) diperoleh :

m = 31,52

$n = 0$

$p = 0{,}481$

$$\alpha_{Aw} = m\left[\frac{808 . G'}{\rho_G^{\;0,5}}\right]^n L'^P$$

$$\alpha_{Aw} = 31{,}52\left[\frac{808 . 5{,}40}{40{,}33^{\;0,5}}\right]^n 14{,}94^{0,481}$$

$$= 115{,}75\ m^2/m^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{Aw}\frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 115{,}75\frac{0{,}13}{0{,}07}$$

$$= 211{,}76\ m^2 / m^3$$

x) Menentukan Operating Void Space Dalam Packing
Dari tabel 6.3 Treybal diperoleh :

$\varepsilon \quad = 0{,}74$

$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$ (*Treybal*, eq.6.71)

$= 0{,}74 - 0{,}15$

$= 0{,}1$

$$\frac{F_G . S_{CG}^{\;2/3}}{G} = 1{,}195\left[\frac{d_s . G'}{\mu_G . (1-\varepsilon_{Lo})}\right]^{-0,36}$$ (*Treybal*, eq.6.70)

$F_G \quad = 0{,}002$ kmol/m^2.s

y) Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{k_L . d_s}{D_L} = 25{,}1\left(\frac{d_s . L'}{\mu_L}\right)^{0,45} S_{CL}^{\;0,5}$$ (*Treybal*, eq. 6.72)

$k_L \quad = 0{,}32$ kmol/m^2.s (kmol/m^3)

$$C = \frac{\rho_L}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{1.297,95\ kg/m^3}{56,79\ kg/kmol}$$

$$= 22,86\ \text{kmol/m}^3$$

$F_L = k_L \,.\, C$

$= 0,32 \text{ x } 22,86$

$= 7,30\ \text{kmol/m}^2\text{.s}$

z) Menentukan Koefisien Volumetrik
Gas

$F_{Ga} = F_G \,.\, \alpha_A$

$= 0,002\ \text{kmol/m}^2\text{.s x } 211,76\ \text{m}^2\text{/m}^3$

$= 0,44\ \text{kmol/m}^3\text{.s}$

Liquid

$F_{La} = F_L \,.\, \alpha_A$

$= 7,30\ \text{kmol/m}^2\text{.s x } 211,76\ \text{m}^2\text{/m}^3$

$= 1.544,90\ \text{kmol/m}^3\text{.s}$

aa) Menentukan Tinggi Transfer Unit Overall

$$\alpha_A = 0,85 \,.\, \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{LtW}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 0,85 \,.\, 115,75 \frac{0,074}{0,07}$$

$$= 106,87$$

$$H_{tG} = \frac{G}{F_{Ga}}$$

$$H_{tG} = \frac{0,36}{0,44}$$

$$= 0,81\ \text{m}$$

$$H_{tL} = \frac{L}{F_{La}}$$

$$H_{tL} = \frac{0,26}{1,544,90}$$
$$= 0,0002 \text{ m}$$

$$m = \frac{P^*}{P_t}$$
$$= \frac{22.040,43}{24}$$
$$= 0,92$$

bb) Menentukan Heights of Transfer Unit

$$A = \frac{L}{m\,.\,G}$$

$$A = \frac{0,26}{0,92\,.\,0,36}$$
$$= 0,79$$

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m\,.\,G}{L} H_{tL} + H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{tOG} = 0,81 + \frac{0,79\,.\,0,36}{0,26} 0,0002 \quad + 0,81 + \frac{0,0002}{0,79}$$
$$= 1,63 \text{ m}$$

cc) Menentukan Number of Transfer Unit

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1 - \frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1 - \frac{1}{A}}$$ (*Treybal*, eq.8.50)

A = 0,79

Dimana :

y_1= fraksi mol CO_2 dalam fase gas feed = 1.257,57

y_2= fraksi mol CO_2 dalam fase gas top kolom = 19,63

x_1 = fraksi mol CO_2 dalam fase liquid bottom = 0

x_2 = fraksi mol CO_2 dalam solven = 0

maka diperoleh :

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1-\frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1-\frac{1}{A}}$$

N_{tOG} = 4,18

dd) Tinggi Packing, Z

Z = H_{tOG} x N_{tOG}

= 1,63 m x 4,18 m

= 6,80 m

ee) Tinggi Head Packing, H

H = 1/8 x D

= 1/8 x 2,62 m

= 0,33 m

ff) Tinggi Scrubber, H_{AB}

H_{AB} = Z + 2H

= 6,80 m +2 (0,33 m)

= 7,46 m

gg) Menentukan Pressure Drop

Pressure drop untuk *packing* yang terbasahi

ΔP_1 = P . Z

= 400 N/m^2 . 6,80 m

= 2.720,98 N/m^2 (untuk tiap 1 meter *packing*)

ρ_G = 40,33 kg/m^3

C_D = 135,6 (Tabel 6.3, Treybal)

G' = 5,40 kg/m^2.s

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[\frac{G'}{\rho_G}\right]^2$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 2{,}43\ N/m^2$$ (untuk tiap 1 meter *packing*)

Pressure drop total untuk packing = 2.720,98 N/m^2 + 2,43 N/m^2

= 27.212,19 N/m^2

= 0,27 atm

hh) Tebal Dinding kolom

$$t = \frac{P \, . \, r}{S \, . \, E_j - 0{,}6 \, . \, P} + C_c$$ (*Peter*, tabel. 4, hal 573)

dimana :

P = Tekanan design	= 18 atm	= 264,53 psi
R = Jari-jari vessel	= 1,31 m	= 51,66 in
S = Working stress allowable	= 13700 psi	(table 4, Peter, hal 538)
E = Joint effisiensi	= 0,85	(table 4, Peter, hal 538)
C = Korosi maksimum	= 0,0125 in	(table 6, Peter, hal 538)

Maka :

t = 1,19 in

= 0,03 m

= 3,01 cm

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Absorber*-01
Kode alat	AB-01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menyerap CO_2 dari gas sintesa
Safety Factor	10%
DATA DESAIN	
Tipe	*Packed Tower*
Tinggi Absorber (m)	7,46
Temperatur Operasi (°C)	48,89
Tekanan Operasi (atm)	18
Diameter Absorber (m)	2,62
Pressure Drop (atm)	0,27
Tebal Dinding Absorber (cm)	3,01
Packing	*Ceramic Rasching Ring*
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

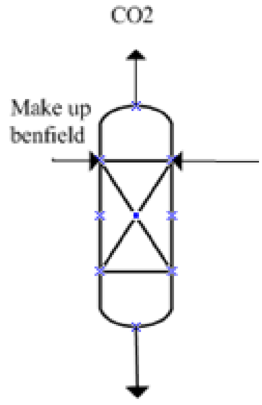
20. *STRIPPER*-01 (ST-01)

Fungsi : Untuk melucuti CO_2 dari solven (Larutan *Benfield*)

Tipe : *Packed Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Kondisi Operasi :

Temperatur : 118,33 °C

Tekanan : 1,68 atm

a) Data-data

Karakteristik Fluida

Gas

G' = 54.469,50 kg/jam = 15,13 kg/s

ρ_G = 10,004 kg/m^3

μ_G = 2,92 x 10^{-5} kg/m.s

D_G = 2,92 x 10^{-6} m^2/s

BM_{AV} = 44 kg/kmol

Liquid

L' = 290.881,27 kg/jam = 80,80 kg/s

ρ_L = 1.297,95 kg/m^3

μ_L = 1,3 kg/m.s

D_L = 0,001 m^2/s

BM_{AV} = 59,85 kg/kmol

σ = 0,1964 N/m

b) Menentukan S_{CG} dan G untuk gas

Liquid leaving = jumlah liquid yang keluar dari stripper

= 290.881,27 kg/jam

= 80,80 kg/s

$$\left[\frac{L'}{G'}\right].\left[\frac{\rho_G}{\rho_L-\rho_G}\right]^{0,5} = \left[\frac{80,80\,kg/s}{15,13\ \ kg/s}\right].\left[\frac{5,96\ \ kg/m^3}{1.268.946,23kg/m^3\ -5,96\,kg/m^3}\right]^{0,5}$$

= 0,4707

Dari *Mass transfer operation*, *Treybal hal 195*, pressure drop desain untuk stripper berkisar antara 200 - 400 N/m^2 per meter packed depth. Diambil pressure drop = 400 N/m^2

Dari *figure 6.34 flooding and pressure drop in random-packed tower, Treybal hal. 195* untuk pressure drop = 400 N/m^2, maka diperoleh :

$$\frac{G'^2 . C_f . \mu_L^{0,1} . J}{\rho_G . (\rho_L - \rho_G) . g_C} = 0,03$$

Dari tabel 6.3, tabel 6.4 dan tabel 6.5, Treybal hal 196-199, 205, 206 dipilih :

Jenis packing	= Ceramic Rasching Rings	
Nominal size	= 25 mm	= 1 in
Wall Thickness	= 3 mm	
C_D	= 155	
C_f	= 301	
ε	= 0,73	
a_p	= 190 m^2/m^3	= 58 ft^2/ft^3
m	= 68,2	
n	= 0,0389	
p	= -0,47	
ds	= 0,0536 m	

sehingga :

$$\frac{G'^2 . C_f . \mu_L^{0,1} . J}{\rho_G . (\rho_L - \rho_G) . g_C} = 0,03$$

Keterangan J = 1

$g_c = 1$

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \cdot \rho_g \, (\rho_L - \rho_g) \cdot g_c}{C_f \cdot \mu_L^{0,1} \cdot J} \right]^{0.5}$$

$$G' = \left[\frac{0{,}08 \cdot 10{,}004 \, (1.297{,}95 - 10{,}004) \cdot 1}{301 \cdot 1{,}3^{0,1} \cdot 1} \right]^{0.5}$$

$= 2{,}55 \text{ kg/m}^2\text{s}$

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{2{,}55 \text{ kg/m}^2.\text{s}}{44 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0{,}06 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G}$$

$$S_{CG} = \frac{2{,}92 x 10^{-5} \text{ kg/m.s}}{10{,}004 \text{ kg/m}^3 \cdot 2{,}92 \text{ x } 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}}$$

$= 1$

c) Perhitungan Diameter Stripper
Cross Section Area Tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$= \frac{15{,}13 \text{ kg/s}}{2{,}55 \text{ kg/m}^2.\text{s}}$$

$$= 5{,}94 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom Stripper

$$D = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{4 \cdot 5{,}94 \text{ m}^2}{3{,}14} \right]^{0,5}$$

$= 2{,}75 \text{ m}$

d) Menentukan S_{CL} dan L untuk Liquid

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$= \frac{80{,}80 \text{ kg/s}}{5{,}94 \text{ m}^2}$$

$$= 13{,}59 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{13{,}59 \text{ kg/m}^2.\text{s}}{59{,}85 \text{kg/kmol}}$$

$$= 0{,}23 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L \; . \; D_L}$$

$$S_{CL} = \frac{\mu_L}{\rho_L \; . \; D_L}$$

$$= \frac{1{,}3 \text{kg/m.s}}{1.297{,}95 \text{ kg/m}^3 \; . \; 0{,}001 \text{ m}^2\text{/s}}$$

$$= 1$$

e) Menentukan Hold Up

L' = 13,59 kg/m^2.s

L = 0,23 kmol/m^2.s

Dari *tabel 6.5, Treybal, hal 206* diperoleh :

Untuk *Ceramic Rasching Ring, nominal size* = 25 mm = 1 in :

d_s = 0,0536 m

β = 1,508 . $d_s^{0,376}$

= 1,508 . $(0{,}0536)^{0,376}$

= 0,50

ρ_L = 1.297,95 kg/m^3

σ_L = 0,1964 N/m

Dari tabel 6.5, Treybal, untuk μ_L < 0,012 kg/m.s, diperoleh persamaan:

$$\varphi_{LsW} = \frac{2,47 . 10^{-4}}{d_s^{\ 1,21}}$$

$$= \frac{2,47 . 10^{-4}}{(0,0536)^{1,21}}$$

$$= 0,01 m^3 / m^3$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{2,09 . 10^{-6}\ (737,5 . L')^{0,499}}{d_s^{\ 2}}$$

$$= \frac{2,09 . 10^{-6}\ (737,5 .\ 13,59)^{0,499}}{(0,0536)^2}$$

$$= 0,07\ \ m^3 / m^3$$

φ_{LoW} = φ_{LtW} - φ_{LsW}

= 0,07 – 0,01

= 0,06 m^3/m^3

$$H = \frac{2168 . L'^{0,57} . \mu_L^{\ 0,31}}{\rho_L^{\ 0,84} . (2,024 . L'^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262\ \log L'}$$

$$H = \frac{2168\ .13,59^{\ 0,57} .1,3^{\ 0,31}}{1.297,95^{\ 0,84} . (2,024 . .\ 13,59^{\ 0,43} - 1)} \left(\frac{0,1964}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262\ \log 13,59}$$

H = 1,84

Dari tabel 6.5, *Treybal*, diperoleh :

φ_{Lo} = φ_{LoW} x H

= 0,06 x 1,83

= 0,12 m^3/m^3

$$\varphi_{Ls} = \frac{0,0486 . \mu_L^{\ 0,02} . \sigma^{0,99}}{d_s^{\ 1,21} . \rho_L^{\ 0,37}}$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0,0486 . .1,3^{\ 0,02} . 0,1964^{\ 0,99}}{0,0536^{\ 1,21} .1.297,95^{\ 0,37}}$$

$$= 0,02\ \ m^3 / m^3$$

φ_{Lt} = φ_{Lo} + φ_{Ls}

= 0,12 + 0,02

= 0,14 m^3/m^3

f) Interfacial Area

Dari tabel 6.4, *Treybal*, untuk *Ceramic Rasching Ring* pada nominal size 50 mm (2 in) diperoleh :

m = 68,20

n = 0,04

p = -0,47

$$\alpha_{Aw} = m\left[\frac{808 \cdot G'}{\rho_G^{0,5}}\right]^n L'^P$$

$$\alpha_{Aw} = 68,20\left[\frac{808 \cdot 2,55}{10,004^{0,5}}\right]^n 13,59^{-0,47}$$

$$= 20\ m^2/m^3$$

$$\alpha_A = \alpha_{Aw}\frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 20\ \frac{0,12}{0,06}$$

$$= 36,78\,m^2/m^3$$

g) Menentukan Operating Void Space Dalam Packing

Dari tabel 6.3 Treybal diperoleh :

ε = 0,73

$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$ (*Treybal*, eq.6.71)

= 0,73 – 0,14

= 0,59

$$\frac{F_G \cdot S_{CG}^{2/3}}{G} = 1,195\left[\frac{d_s \cdot G'}{\mu_G \cdot (1-\varepsilon_{Lo})}\right]^{-0,36}$$ (*Treybal*, eq.6.70)

F_G = 0,002 kmol/m^2.s

h) Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{k_L \cdot d_s}{D_L} = 25,1\left(\frac{d_s \cdot L'}{\mu_L}\right)^{0,45} S_{CL}^{0,5}$$ (*Treybal,* eq. 6.72)

k_L= 0,36 kmol/m^2.s (kmol/m^3)

$$C = \frac{\rho_L}{BM_{AV}}$$

$$= \frac{1.297,95\ kg/m^3}{59,85\ kg/kmol}$$

$$= 21,69\ \text{kmol/m}^3$$

$F_L = k_L \,.\, C$

$= 0,36 \text{ x } 21,69$

$= 7,83 \text{ kmol/m}^2\text{.s}$

i) Menentukan Koefisien Volumetrik

Gas

$F_{Ga} = F_G \,.\, \alpha_A$

$= 0,002 \text{ x } 36,78$

$= 0,09 \text{ kmol/m}^3\text{.s}$

Liquid

$F_{La} = F_L \,.\, \alpha_A$

$= 7,83 \text{ x } 36,78$

$= 288,05 \text{ kmol/m}^3\text{.s}$

j) Menentukan Tinggi Transfer Unit Overall

$$\alpha_A = 0,85 \,.\, \alpha_{Aw} \frac{\varphi_{LtW}}{\varphi_{LoW}}$$

$$\alpha_A = 0,85 \,.\, 20 \frac{0,07}{0,06}$$

$$= 19,21$$

$$H_{tG} = \frac{G}{F_{Ga}}$$

$$H_{tG} = \frac{0,06}{0,09}$$

$$= 0,65\ \text{m}$$

$$H_{tL} = \frac{L}{F_{La}}$$

$$H_{tL} = \frac{0{,}23}{288{,}05}$$
$$= 0{,}001\,m$$

$$m = \frac{P^*}{P_t}$$

$$m = \frac{358{,}74}{1{,}68}$$
$$= 0{,}21$$

k) Menentukan Heights of Transfer Unit

$$A = \frac{L}{m\,.\,G}$$

$$A = \frac{0{,}23}{0{,}21\,.\,0{,}06}$$

$$= 18{,}38$$

$$H_{tOG} = H_{tG} + \frac{m\,.\,G}{L} H_{tL} + H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{tOG} = 0{,}65 + \frac{0{,}21\,.\,0{,}06}{0{,}23} 0{,}001 + 0{,}65 + \frac{0{,}001}{18{,}38}$$
$$= 1{,}31\,m$$

l) Menentukan Number of Transfer Unit

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1 - \frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1 - \frac{1}{A}}$$ (*Treybal*, eq.8.50)

A = 18,38

Dimana :

y_1 = fraksi mol CO_2 dalam fase gas feed = 1.257,57

y_2 = fraksi mol CO_2 dalam fase gas top kolom = 19,6

x_1 = fraksi mol CO_2 dalam fase liquid bottom = 1.257,57

x_2 = fraksi mol CO_2 dalam solven = 0

maka diperoleh :

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}(1-\frac{1}{A}) + \frac{1}{A}\right]}{1-\frac{1}{A}}$$

N_{tOG} = 4,34

m) Tinggi Packing, Z

Z = H_{tOG} x N_{tOG}

= 1,31 x 4,34 m

= 5,68

n) Tinggi Head Packing, H

H = 1/8 x D

= 0,125 m x 2,75 m

= 0,34 m

o) Tinggi Scrubber, H_{ST}

H_{ST} = Z + 2H

= 1,31 m +2 (0,34 m)

= 6,37 m

p) Menentukan Pressure Drop

Pressure drop untuk *packing* yang terbasahi

ΔP_1 = P . Z

= 400 N/m^2 . 5,68

= 2.271,86 N/m^2 (untuk tiap 1 meter *packing*)

ρ_G = 10,004 kg/m^3

C_D = 301 (Tabel 6.3, Treybal)

G' = 2,55 kg/m^2.s

$$\frac{\Delta P}{Z} = C_D \cdot \left[\frac{G'}{\rho_G}\right]^2$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = 19{,}49\ N/m^2$$ (untuk tiap 1 meter *packing*)

Pressure drop total untuk packing = 2.271,86 N/m^2 + 19,49 N/m^2

= 2.291,34 N/m^2

= 0,02 atm

q) Tebal Dinding kolom

$$t = \frac{P \,.\, r}{S \,.\, E_j - 0{,}6 \,.\, P} + C_c$$ (*Peter*, tabel. 4, hal 573)

Keterangan:

P = Tekanan design = 1,68 atm = 24,69 psi

R = Jari-jari vessel = 2,75 m = 108,34 in

S = Working stress allowable = 13700 psi (table 4, Peter, hal 538)

E = Joint effisiensi = 0,85 (table 4, Peter, hal 538)

C = Korosi maksimum = 0,0125 in (table 6, Peter, hal 538)

Maka :

t = 0,12 in

= 0,003 m

= 0,32 cm

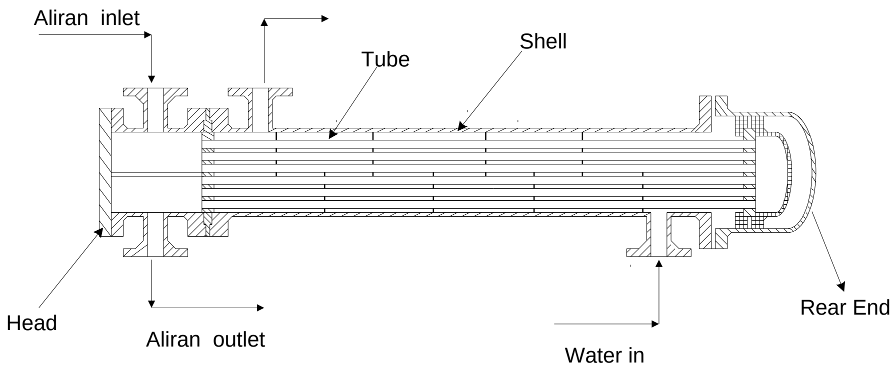
IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Stripper*-01
Kode alat	ST-01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk melucuti CO_2 dari solven (Larutan *Benfield*)
Safety Factor	10%
DATA DESAIN	
Tipe	*Packed Tower*
Tinggi Stripper (m)	6,37
Temperatur Operasi (^oC)	118,33
Tekanan Operasi (atm)	1,68
Diameter Stripper (m)	2,75
Pressure Drop (atm)	0,02
Tebal Dinding Stripper (cm)	0,32
Packing	*Ceramic Rasching Ring*
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

21. *HEATER*-01 (H-01)

Fungsi : Untuk memanaskan produk AB-01

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Steam

W = 18.313,81 kg/hr = 40.374,98 lb/hr

T_1 = 200 ^oC = 392 ^oF

T_2 = 98,89 ^oC = 210 ^oF

Fluida Dingin : Keluaran AB-01

w = 345.350,78 kg/hr = 761.367,23 lb/hr

t_1 = 45 ^oC = 113 ^oF

t_2 = 48,89 ^oC = 120 ^oF

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

oo) Beban Panas C-02

Q = 52.316.867,60 kJ/hr

= 49.587.548,94 Btu/hr

pp) LMTD

Fluida Panas (^oF)		Fluida Dingin (^oF)	Selisih
392	Suhu tinggi	120	272
210	Suhu rendah	113	97
	Selisih		175

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

= 169,72 ^oF

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 169,72 ^oF

qq) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\frac{T1+T2}{2}$

= 301 ^oF

tavg = $\frac{t1+t2}{2}$

= 116,5 ^oF

rr) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.^oF (Tabel 8, Kern)

A = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\frac{49.587.548,94}{150\ x\ 169,72}$

= 1.947,77 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

ss) Spesifikasi tube dan shell

25) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 4

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\frac{A}{L\,x\,a"}$

= $\frac{1.947,77\quad ft2}{18 \times 0,1963}$

= 551,25

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 550

26) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 550 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 1.943,37

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 150,34

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 27 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 13,5 inch

Pass = 4

Pt = 0,9375 in triangular pitch

tt) Perhitungan desain bagian tube

27) Flow Area/tube, a'_t

a'_t = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{550 \times 0,334}{144 \times 4}$

= 0,32 ft^2

28) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{40.374,98}{0,32}$

= 126.597,66 $lb/hr.ft^2$

29) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,03 cp = 0,07 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0,053 \times 126.597,66}{0,07}$

= 96.723,01

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 300 (Fig.24, Kern)

30) Nilai hi

CP = 9,27 Btu/lb.°F

k = 0,005 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 8,68$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 300\left(\frac{0,005}{0,053}\right)\times(8,68)^{1/3}$

= 638,71 Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

= 538,22 Btu/hr.ft^2.°F

uu) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 27 in

B = Baffle spacing = 13,5 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$$= \frac{27\times0,188\times13,5}{144\times0,9375}$$

= 0,51 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$$= \frac{761.367,23}{0,51}$$

= 1.503.935,26 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,05 ft

μ = 0,58 cp = 1,41 lb/ft hr

R_{es} = $\frac{G_S De}{\mu}$

= $\frac{1.503.935{,}26 \quad x\,0{,}05}{1{,}41}$

= 48.909,51

Maka:

jH = 120 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 17,96 Btu/lb.°F

k = 0,37 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 69,19

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). $(Cp\mu/k)^{1/3}$\

= $120x\frac{0{,}37}{0{,}05}x69{,}19$

= 33.875,88 Btu / hr ft^2 °F

vv) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C = $\frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 529,80 Btu/hr.ft^2.°F

ww) Dirt Factor, Rd

Rd = $\frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,005 hr.ft^2.°F/Btu

xx) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 96.723,01

Faktor friksi = 5 x 10^{-4} (Fig 26, Kern)

s = 0,85

$$\Delta Pt = \frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

= 0,06 psi

V^2 / 2g = 0,0037 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) (V^2/2g)

= 0,07 Psi

ΔP_T = ΔPt + ΔPr

= 0,13 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 48.909,51

f = 0,00006 (Fig.29, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 16

Ds = 2,25 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} Des\phi_s}$$

= 2,04 psi

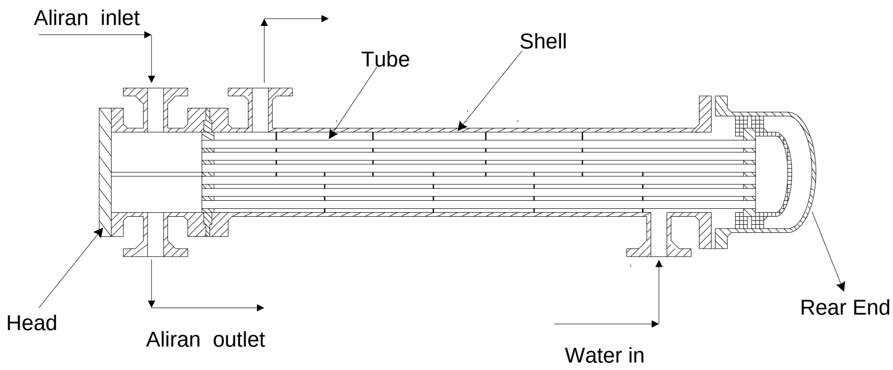
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		*Heater*-01	
Kode Alat		H-01	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Menaikkan temperatur keluaran AB-01	
DATA DESAIN			
Tipe		*Shell and Tube Heat Exchanger*	
Bahan Konstruksi		*Carbon Steel*	
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	550	ID	27 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	13,5 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	4	Pass	4
ΔPt	0,13 psi	ΔPs	2,04 psi
Dirt Factor		0,005	

22. *HEATER*-02 (H-02)

Fungsi : Untuk memanaskan temperature sebelum masuk MS-02

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Steam

W = 5.455,90 kg/hr = 12.028,19 lb/hr

T_1 = 200 ^oC = 392 ^oF

T_2 = 115 ^oC = 239 ^oF

Fluida Dingin : Keluaran AB-01

w = 395.970,80 kg/hr = 872.965,15 lb/hr

t_1 = 48,89^oC = 120 ^oF

t_2 = 115 ^oC = 239 ^oF

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

yy) Beban Panas C-02

Q = 14.571.325,84 kJ/hr

= 13.811.154,34 Btu/hr

zz) LMTD

Fluida Panas (^oF)		Fluida Dingin (^oF)	Selisih
392	Suhu tinggi	239	153
239	Suhu rendah	120	118,998
	Selisih		34,002

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

= 135,29 ^oF

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 135,29 ^oF

aaa) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\frac{T1+T2}{2}$

= 315,50 ^oF

tavg = $\frac{t1+t2}{2}$

= 179,50 ^oF

bbb) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.^oF (Tabel 8, Kern)

A = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\frac{13.811.154,34}{150 \, x \, 135,50}$

= 680,58 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

ccc) Spesifikasi tube dan shell

31) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 4

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\frac{A}{L \, x \, a''}$

= $\frac{680,58 \quad ft2}{18 \times 0,1963}$

=192,61

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 194

32) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 194 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 685,48

UD = $\dfrac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 148,93

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 17,25 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 8,625 inch

Pass = 4

Pt = 0,9375 in triangular pitch

ddd) Perhitungan desain bagian tube

33) Flow Area/tube, a'$_t$

a'$_t$ = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\dfrac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\dfrac{194 \times 0{,}334}{144 \times 4}$

= 0,11 ft^2

34) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\dfrac{12.028{,}19}{0{,}11}$

= 106.923,83 lb/hr.ft^2

35) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,025 cp = 0,06 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\dfrac{0{,}053 \times 106.923{,}83}{0{,}06}$

= 93.641,26

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 320 (Fig.24, Kern)

36) Nilai hi

CP = 11,37 Btu/lb.°F

k = 0,009 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 73,52$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 320 \left(\frac{0,009}{0,053}\right) \times (73,52)^{1/3}$

= 183,44 Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

= 154,58 Btu/hr.ft^2.°F

eee) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 17,25 in

B = Baffle spacing = 8,625 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$= \frac{17,25 \times 0,188 \times 8,625}{144 \times 0,9375}$

= 0,21 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$= \frac{872.965,15}{0,21}$

= 4.224.562 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,046 ft

μ = 0,343 cp = 0,83 lb/ft hr

R_{es} = $\frac{G_S De}{\mu}$

= $\frac{4.224.562 \ \text{x} \ 0,046}{0,83}$

= 233.261,09

Maka:

jH = 300 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 17,96 Btu/lb.°F

k = 0,383 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 38,88

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

= $300x\frac{0,383}{0,046}x38,88$

= 51.485,65 Btu / hr ft^2 °F

fff) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C = $\frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 154,12 Btu/hr.ft^2.°F

ggg) Dirt Factor, Rd

Rd = $\frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,0002 hr.ft^2.°F/Btu

hhh) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 93.641,26

Faktor friksi = 6×10^{-5} (Fig 26, Kern)

s = 0,841

$$\Delta Pt = \frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

= 0,00513 psi

$V^2 / 2g$ = 0,003 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) (V^2/2g)

= 0,046 Psi

ΔP_T = $\Delta Pt + \Delta Pr$

= 0,051 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 233.261,09

f = 0,000002 (Fig.29, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 300,52

Ds = 1,438 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} Des\phi_s}$$

= 6,45 psi

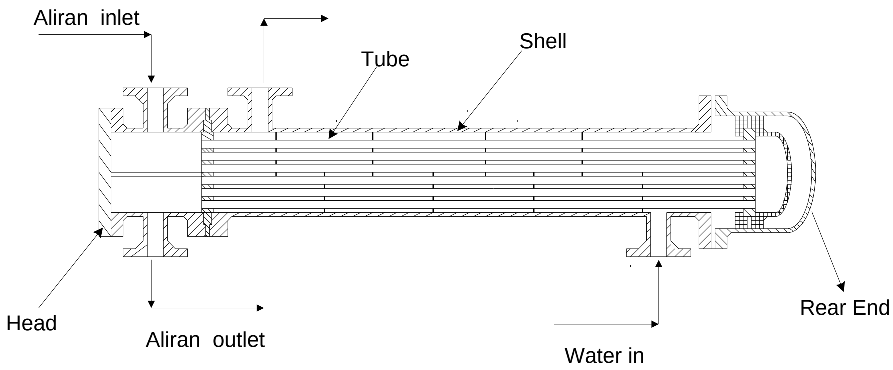
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		*Heater* -02	
Kode Alat		H-02	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Menaikkan temperatur sebelum masuk MS-02	
DATA DESAIN			
Tipe		*Shell and Tube Heat Exchanger*	
Bahan Konstruksi		*Carbon Steel*	
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	194	ID	17,25 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	8,625 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	4	Pass	4
ΔPt	0,051 psi	ΔPs	6,45 psi
Dirt Factor		0,0002	

23. *HEATER*-03 (H-03)

Fungsi : Untuk memanaskan temperature sebelum masuk R-05

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Steam

W = 5.595,99 kg/hr = 12.337,04 lb/hr

T_1 = 200 °C = 392 °F

T_2 = 130 °C = 266 °F

Fluida Dingin : Keluaran MP-02

w = 99.493,17 kg/hr = 219.344,63 lb/hr

t_1 = 71,71 °C = 161,07 °F

t_2 = 130 °C = 266 °F

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

a) Beban Panas C-02

Q = 34.541.609,90 kJ/hr

= 32.739.608,66 Btu/hr

b) LMTD

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	Selisih
392	Suhu tinggi	266	126
266	Suhu rendah	161,07	104,93
	Selisih		21,07

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

= 115,14 °F

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 115,14 °F

c) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\frac{T1+T2}{2}$

= 329 °F

tavg = $\frac{t1+t2}{2}$

= 213,53 °F

d) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.°F (Tabel 8, Kern)

A = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\frac{32.739.608,66}{150 \, x \, 115,14}$

= 1.895,57 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

e) Spesifikasi tube dan shell

1) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 6

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\frac{A}{L\,x\,a''}$

= $\frac{1.895,57 \text{ ft2}}{18 \times 0,1963}$

= 536,47

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 536

2) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 536 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 1.893,90

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 150,13

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 27 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 13,5 inch

Pass = 6

Pt = 0,9375 in triangular pitch

f) Perhitungan desain bagian tube

3) Flow Area/tube, a'$_t$

a'$_t$ = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{536 \times 0{,}334}{144 \times 6}$

= 0,31 ft^2

4) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{12.337{,}04}{0{,}31}$

= 39.693,75 lb/hr.ft^2

5) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,05 cp = 0,12 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0{,}053 \times 39.693{,}75}{0{,}12}$

= 17.817,02

Dengan L/D = 341,77 diperoleh

Jh = 60 (Fig.24, Kern)

6) Nilai hi

CP = 17,14 Btu/lb.°F

k = 0,05 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 41,64$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 60\left(\frac{0,05}{0,053}\right)\times(41,64)^{1/3}$

= 303,56 Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

= 255,80 Btu/hr.ft^2.°F

g) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 27 in

B = Baffle spacing = 13,5 in

Pt = tube pitch = 0,9375 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 0,9375 – 0,75

= 0,188 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$$= \frac{27\times0,188\times13,5}{144\times0,9375}$$

= 0,51 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$$= \frac{219.344,63}{0,051}$$

= 433.273,35 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

de = 0,55 in (Fiq.28 Kern)

De (Equivalent diameter) = 0,05 ft

μ = 0,28 cp = 0,67 lb/ft hr

R_{es} $= \dfrac{G_S De}{\mu}$

$= \dfrac{433.273{,}35 x\ 0{,}05}{0{,}67}$

= 29.710,71

Maka:

jH = 120 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

Cp = 18,05 Btu/lb.°F

k = 0,39 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}$ = 30,96

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

$= 120 x \dfrac{0{,}39}{0{,}05} x 30{,}96$

= 16.845 Btu / hr ft^2 °F

h) Clean Overall Coefficient, U_C

U_C $= \dfrac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 251,97 Btu/hr.ft^2.°F

i) Dirt Factor, Rd

Rd $= \dfrac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,003 hr.ft^2.°F/Btu

j) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 17.817,02

Faktor friksi = 2 x 10^{-4} (Fig 26, Kern)

s = 0,89

$$\Delta Pt = \frac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$$

= 0,0023 psi

V^2 / 2g = 0,001 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) (V^2/2g)

= 0,027 Psi

ΔP_T = ΔPt + ΔPr

= 0,029 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 29.710,71

f = 0,00004 (Fig.26, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 192

Ds = 2,25 ft

s = 1

$$\Delta Ps = \frac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$$

= 1,36 psi

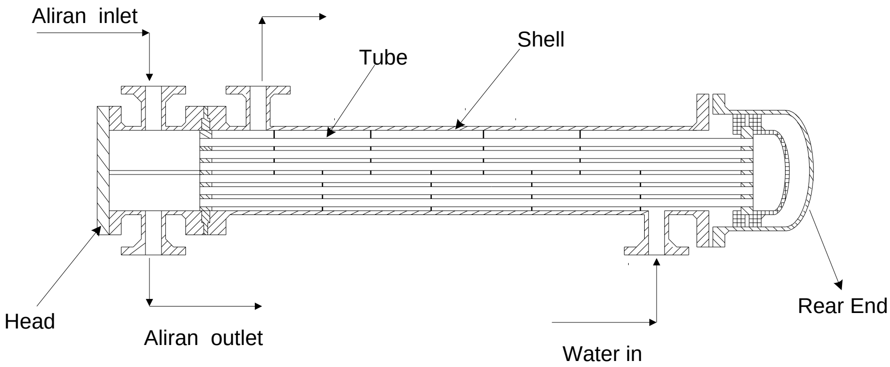
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		*Heater*-03	
Kode Alat		H-03	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Menaikkan temperatur sebelum masuk R-05	
DATA DESAIN			
Tipe		*Shell and Tube Heat Exchanger*	
Bahan Konstruksi		*Carbon Steel*	
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	536	ID	27 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	13,5 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	15/16 in triangular pitch		
Pass	6	Pass	6
ΔPt	0,029 psi	ΔPs	1,36 psi
Dirt Factor		0,003	

24. *HEAT EXCHANGER*-01 (HE-01)

Fungsi : Perpindahan panas dari keluaran R-05 dan H-03

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Gambar :



Fluida Panas : Keluaran R-05

W = 99.493,17 kg/hr = 219.344,63 lb/hr

T_1 = 450 ^oC = 842 ^oF

T_2 = 54,36 ^oC =129,84 ^oF

Fluida Dingin : Keluaran H-03

w = 99.493,17 kg/hr = 219.344,63 lb/hr

t_1 = 130 ^oC = 266 ^oF

t_2 = 140 ^oC = 842 ^oF

Perhitungan design sesuai dengan literatur pada buku Donald Q. Kern (1965).

a) Beban Panas C-02

Q = 8.128.293,97 kJ/hr

= 7.704.249 Btu/hr

b) LMTD

Fluida Panas (^oF)		Fluida Dingin (^oF)	Selisih
842	Suhu tinggi	842	0
129,84	Suhu rendah	266	-136,16
	Selisih		136,16

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

= 27,71 °F

Ft = 1 (Fig.18, Kern)

Δt = 27,71 °F

c) Temperatur Rata-rata

Tavg = $\frac{T1+T2}{2}$

= 485,92 °F

tavg = $\frac{t1+t2}{2}$

= 554 °F

d) Menentukan luas daerah perpindahan panas

Asumsi U_D = 150 Btu/hr.ft^2.°F (Tabel 8, Kern)

A = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= $\frac{7.704.249}{150\ x\ 27,71}$

= 1.853,60 ft^2

Karena A > 200 ft2, maka digunakan Shell & Tube Heat Exchanger

e) Spesifikasi tube dan shell

1) Tube Side

Panjang tube (L) = 18 ft

Outside Diameter (OD) = 0,75 in

BWG = 18

Pass = 2

a" = 0,1963 ft^2/lin ft

Jumlah tube, Nt = $\frac{A}{L\,x\,a''}$

= $\frac{1.853,60\ \text{ft2}}{18 \times 0,1963}$

= 524,59

Dari tabel.9 Kern, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah

Nt = 534

2) Corrected Coefficient, U_D

A = Nt x L x a"

= 534 x 18 ft x 0,1963 ft^2

= 1.886,84

UD = $\frac{Q}{U_D.\Delta t}$

= 147,36

karena nilai Ud perhitungan mendekati nilai Ud asumsi, maka data untuk shell :

Shell = Air

ID = 27 inch (Tabel 9, Kern)

Baffle Space (B = ID/2) = 13,5 inch

Pass = 2

Pt = 1 in triangular pitch

f) Perhitungan desain bagian tube

3) Flow Area/tube, a'$_t$

a'$_t$ = 0,334 in^2 (Tabel 10, Kern)

a_t = $\frac{Nt \times a't}{144 \times n}$

= $\frac{534 \times 0{,}334}{144 \times 2}$

= 0,62 ft^2

4) Laju Alir, Gt

Gt = W/a_t

= $\frac{219.344{,}63}{0{,}62}$

= 354.186,31 lb/hr.ft^2

5) Bilangan Reynold, Ret

μ = 0,052 cp = 0,127 lb/ft hr

ID = 0,632 inch = 0,053 ft (Tabel 10, Kern)

Ret = ID.Gt/ μ

= $\frac{0{,}053 \times 354.186{,}31}{0{,}127}$

= 146.864,55

Dengan L/D = 28,48 diperoleh

Jh = 900 (Fig.24, Kern)

6) Nilai hi

CP = 6,84 Btu/lb.°F

k = 0,007 Btu/hr ft.°F

Prandl Number (Pr)

$$\left(\frac{c.\mu}{k}\right) = 119{,}01$$

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

Koreksi viskositas diabaikan, karena $\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14} = 1$

hi $= 900\left(\frac{0{,}007}{0{,}053}\right)\times(119{,}01)^{1/3}$

$= 557{,}76$ Btu/hr ft^2 °F

hio = hi x ID/OD

= 470,01 Btu/hr.ft^2.°F

g) Perhitungan desain bagian shell

ID = Diameter dalam shell = 27 in

B = Baffle spacing = 13,5 in

Pt = tube pitch = 1 in

C' = Clearance = Pt – OD

= 1 – 0,75

= 0,25 in

- **Flow Area, a_s**

a_s = ID x C'B/144 P_t

$= \frac{27\times0{,}25\times13{,}5}{144\times1}$

= 0,015 ft^2

- **Laju Alir, Gs**

Gs = w/a_s

$= \frac{219.344{,}63}{0{,}015}$

= 14.808.076,42 lb/hr.ft^2

- **Bilangan Reynold, Res**

  de = 0,73 in (Fiq.28 Kern)

  De (Equivalent diameter) = 0,061 ft

  μ = 415,51 cp = 1.005,54 lb/ft hr

  $R_{es} = \dfrac{G_S De}{\mu}$

  $= \dfrac{14.808.076{,}42 \text{ x } 0{,}061}{1.005{,}54}$

  = 895,86

Maka:

jH = 600 (Fig.28, Kern)

- **Nilai ho**

  Cp = 11,272 Btu/lb.°F

  k = 0,219 Btu/hr ft.°F

  Prandl Number (Pr)

  $\left(\dfrac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3} = 51.823{,}19$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak significant, maka diperoleh :

h_o = jH . (k/De). (Cpμ/k)$^{1/3}$\

$= 600x\dfrac{0{,}219}{0{,}061}x51.823{,}19$

= 40.562.096,75 Btu / hr ft^2 °F

h) Clean Overall Coefficient, U_C

$U_C = \dfrac{hio \cdot ho}{hio + ho}$

= 470,00 Btu/hr.ft^2.°F

i) Dirt Factor, Rd

$Rd = \dfrac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D}$

= 0,005 hr.ft^2.°F/Btu

j) Pressure drop

- **Bagian tube**

Untuk N_{Re} = 146.864,55

Faktor friksi = 0,001 (Fig 26, Kern)

s = 310,86

$\Delta Pt = \dfrac{f\ Gt^2\ L\ n}{5{,}22\ x 10^{10}\ x\ D_e\ s\ \phi_t}$

= 0,00264 psi

$V^2 / 2g$ = 0,020 (Fig 27, Kern)

ΔPr = (4n/s) ($V^2/2g$)

= 0,001 Psi

ΔP_T = $\Delta Pt + \Delta Pr$

= 0,003 psi

- **Shell Side**

R_{es} = 895,86

f = 9 x 10^{-8} (Fig.26, Kern)

N + 1 = 12 L / B = 192

Ds = 2,250 ft

s = 1

$\Delta Ps = \dfrac{fGs^2 Ds(N+1)}{5{,}22 \times 10^{10}\ Des\phi_s}$

= 2,68 psi

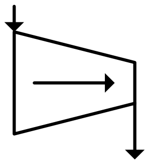
IDENTIFIKASI			
Nama Alat		*Heat Exchanger*-01	
Kode Alat		HE-01	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Tempat perpindahan panas dari keluaran R-05 dan H-03	
DATA DESAIN			
Tipe		*Shell and Tube Heat Exchanger*	
Bahan Konstruksi		*Carbon Steel*	
Tube Side		**Shell Side**	
Jumlah	534	ID	27 in
Panjang	18 ft	Baffle Space	13,5 in
OD	0,75 in		
BWG	18		
Pitch	1 in triangular pitch		
Pass	2	Pass	2
ΔPt	0,003 psi	ΔPs	2,68 psi
Dirt Factor		0,005	

25. Compressor (Cp-01)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan aliran gas N_2 dan CH_4 sebelum ke MP-01

Tipe : *Centrifugal multistage compressor*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 25 atm

T_1 = 30,28 ºC

P_2 = 60 atm

b) Rasio Kompresi

Rc = (Po/Pi)

= (60 /25) atm

= 2,4

Sehingga, digunakan *single stage compressor*

c) Laju alir gas masuk

W = 21.371,62 kg/jam = 785,27 lb/menit

Densitas gas = 57,65 kg/m^3 = 3,6 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

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

Q = (785,27 lb/menit) / (3,6 lb/ft^3)

= 218,2 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas kompresor = 1,1 x 218,2 ft^3/menit

= 240,02 ft^3/menit

d) Power Kompresor

Pw $= \frac{0,0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)\eta}\left[\left[\frac{P2}{P1}\right]^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$ Eq, 14,24.(Peter, 1991)

k = Cp / Cv

k = 63,97 / 47,34

k = 1,35

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

Pw $= \frac{0,0643\ x\ 1,35\ x\ 485,49\ x\ 218,2}{520\ x\ (1,35-1)0,8}\left[\left[\frac{60}{25}\right]^{\frac{1,35-1}{1,35}} - 1\right]$

Pw = 16,1 Hp

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Compressor*
Kode alat	Cp – 01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan aliran gas (N_2 dan CH_4)

DATA DESAIN

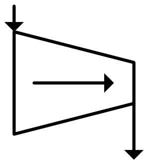
Tipe	*Centrifugal single stage compressor*
Kapasitas, ft^3/min	240,02
Temperatur (^oC)	30,28
Tekanan Masuk (atm)	25
Tekanan Keluar (atm)	60
Power (Hp)	16,1
Jumlah stage	1
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

26. Compressor (Cp-02)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan aliran gas *steam* (H_2O)

Tipe : *Centrifugal multistage compressor*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 15,35 atm

T_1 = 200 °C

P_2 = 60 atm

b) Rasio Kompresi

Rc = (Po/Pi)

= (60 /15,35) atm

= 3,91

Sehingga, digunakan *single stage compressor*

c) Laju alir gas masuk

W = 61.931,15 kg/jam = 2.275,58 lb/menit

Densitas gas = 31,08 kg/m^3 = 1,94 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

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

Q = (61.931,15 lb/menit) / (1,94 lb/ft^3)

= 1.172,85 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas kompresor = 1,1 x 1.172,85 ft^3/menit

= 1.290,14 ft^3/menit

d) Power Kompresor

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)\eta}\left[\left[\frac{P2}{P1}\right]^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$ Eq, 14,24.(Peter, 1991)

k = Cp / Cv

k = 34,23 / 25,91

k = 1,32

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ 1,32\ x\ 757,04\ x\ 1.172,85}{520\ x\ (1,32-1)0,8}\left[\left[\frac{60}{15,35}\right]^{\frac{1,32-1}{1,32}} - 1\right]$$

Pw = 221,75 Hp

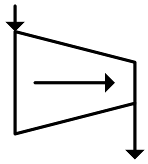
IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Compressor*
Kode alat	Cp – 02
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan aliran gas *steam* (H_2O) menuju MP-01
DATA DESAIN	
Tipe	*Centrifugal single stage compressor*
Kapasitas, ft^3/min	1.290,14
Temperatur (^oC)	200
Tekanan Masuk (atm)	15,35
Tekanan Keluar (atm)	60
Power (Hp)	221,75
Jumlah stage	1
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

27. Compressor (Cp-03)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan udara

Tipe : *Centrifugal single stage compressor*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 1 atm

T_1 = 30 ^oC

P_2 = 60 atm

b) Rasio Kompresi

Rc = (Po/Pi)

= (60 /1)

= 60

Digunakan *multi stage compressor*

c) Laju alir gas masuk

W = 51.983,53 kg/jam = 1.910,07 lb/menit

Densitas gas = 4,02 kg/m^3 = 0,25 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

Q = (1.910,07 lb/menit) / (0,25 lb/ft^3)

= 7.606,21 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas kompresor = 1,1 x 7.606,21 ft^3/menit

= 8.366,83 ft^3/menit

d) Power Kompresor

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)\eta}\left[\left[\frac{P2}{P1}\right]^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$

Eq, 14,24.(Peter, 1991)

k = Cp / Cv

k = 79,34 / 54,4

k = 1,46

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ 1,46\ x\ 485,04\ x\ 7.606,19}{520\ x\ (1,46-1)0,8}\left[\left[\frac{60}{1}\right]^{\frac{1,46-1}{1,46}} - 1\right]$$

Pw = 4.765,11 Hp

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Compressor*
Kode alat	Cp – 03
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan udara

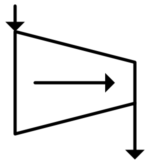
DATA DESAIN	
Tipe	*Centrifugal multi stage compressor*
Kapasitas, ft^3/min	8.366,83
Temperatur (^oC)	30
Tekanan Masuk (atm)	1
Tekanan Keluar (atm)	60
Power (Hp)	4.765,11
Jumlah stage	12
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

28. Compressor (Cp-04)

Fungsi : Untuk menaikkan tekanan aliran gas (N_2 dan H_2) ke R-05

Tipe : *Centrifugal multistage compressor*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 18 atm

T_1 = 71,71°C

P_2 = 150 atm

b) Rasio Kompresi

Rc = (Po/Pi)

= (150/18)

= 8,33

Digunakan *multistage compressor*

k = $\frac{Cp}{Cv}$

= 94,40 / 69,46

= 1,36

c) Laju alir gas masuk

W = 99.493,17 kg/jam = 3.724,69 lb/menit

Densitas gas = 50,97 kg/m^3 = 3,18 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

Q = (3.724,69 lb/menit) / (3,18 lb/ft^3)

= 11.852,04 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas kompresor = 1,1 x 11.852,04 ft^3/menit

= 13.037,24 ft^3/menit

e) Power Kompresor

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)η}\left[[\frac{P2}{P1}]^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$

Eq, 14,24.(Peter, 1991)

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0,0643\ x\ 1,36\ x\ 114,76\ x\ 11.852,04}{520\ x\ (1,36-1)0,8}\left[[\frac{150}{18}]^{\frac{1,36-1}{1,36}} - 1\right]$$

Pw = 597,47 Hp

IDENTIFIKASI

Nama alat	*Compressor*
Kode alat	Cp-04
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan tekanan aliran gas sintesa menuju R-05

DATA DESAIN

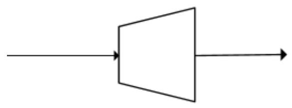
Tipe	*Centrifugal multistage compresor*	
Kapasitas	13.037,24	ft^3/min
Temperatur	71,71	^oC
Tekanan Masuk	18	atm
Tekanan Keluar	150	Atm
Power	597,47	Hp
Jumlah stage	2	
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*	

29. EXPANDER (E-01)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan aliran keluaran *Gas Metering Station*

Tipe : *Centrifugal single stage*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 27,87 atm

T_1 = 30 °C

P_2 = 25 atm

b) Rasio Ekspansi

Rc = (Po/Pi)

= 1,11

Digunakan *single stage expander*

c) Laju alir gas masuk

W = 30.919,62 kg/jam = 1.136,10 lb/menit

Densitas gas = 113,25 kg/m^3 = 7,07 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

Q = (1.136,10 lb/menit) / (7,07 lb/ft^3)

= 160,69 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas ekspander = 1,1 x 160,69 ft^3/menit

= 176,76 ft^3/menit

k = Cp/Cv

= 957,05 / 873,91

= 1,1

d) Power Ekspander

Pw $= \frac{0,0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)\eta}\left[[\frac{P2}{P1}]^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$

Eq, 14,24.(Peter, 1991)

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0,0643 \times 1,1 \times 485,04\ R \times 160,69\ ft^3/menit}{520 \times (1,1-1) \times 0,8} \times 0,01$$

Pw = 1,32 Hp

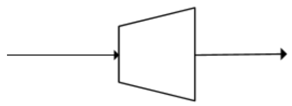
IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Expander*-01
Kode alat	E-01
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan keluaran dari *Gas Metering Station*
DATA DESAIN	
Tipe	*Centrifugal single stage*
Kapasitas, ft^3/min	176,76
Temperatur (^oC)	30
Tekanan Masuk (atm)	27,87
Tekanan Keluar (atm)	25
Power (Hp)	1,32
Jumlah stage	1
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

30. EXPANDER (E-02)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan aliran keluaran R-04

Tipe : *Centrifugal single stage*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 60 atm

T_1 = 220 °C

P_2 = 18 atm

b) Rasio Ekspansi

Rc = (Po/Pi)

= 3,33

Digunakan *single stage expander*

c) Laju alir gas masuk

W = 135.286,29 kg/jam = 4.970,91 lb/menit

Densitas gas = 163,87 kg/m^3 = 10,23 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

Q = (4.970,91 lb/menit) / (10,23 lb/ft^3)

= 485,9 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas ekspander = 1,1 x 485,9 ft^3/menit

= 534,50 ft^3/menit

k = Cp/Cv

= 235,95/177,75

= 1,33

d) Power Ekspander

Pw $= \frac{0,0643 \; x \; k \; x \; T \; x \; Qi}{520 \; x \; (k-1)\eta} \left[[\frac{P2}{P1}]^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$

Eq, 14,24.(Peter, 1991)

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0,0643 \text{ x } 1,33 \text{ x } 789,04 \text{ R x } 485,90 \text{ ft}^3\text{/menit}}{520 \text{ x } (1,33-1) \text{ x } 0,8} \text{ x } 0,35$$

Pw = 83,07 Hp

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Expander*
Kode alat	E-02
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan keluaran R-04

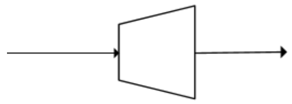
DATA DESAIN	
Tipe	*Centrifugal single stage*
Kapasitas, ft^3/min	534,50
Temperatur (^oC)	220
Tekanan Masuk (atm)	60
Tekanan Keluar (atm)	18
Power (Hp)	83,07
Jumlah stage	1
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

31. EXPANDER (E-03)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan aliran keluaran HE-01

Tipe : *Centrifugal single stage*

Gambar :



a) Kondisi Operasi

P_1 = 150 atm

T_1 = 54,36 ^oC

P_2 = 18 atm

b) Rasio Ekspansi

Rc = (Po/Pi)

= 8,33

Digunakan *multistage expander*

c) Laju alir gas masuk

W = 99.493,17 kg/jam = 3.655,74 lb/menit

Densitas gas = 606,24 kg/m^3 = 37,85 lb/ft^3

Volumetrik gas masuk (Q)

Q = (3.655,74 lb/menit) / (37,85 lb/ft^3)

= 96,59 ft^3/menit

Faktor keamanan = 10 %

Kapasitas ekspander = 1,1 x 96,59 ft^3/menit

= 106,25 ft^3/menit

k = Cp/Cv

= 94,24/69,3

= 1,36

d) Power Ekspander

$$Pw = \frac{0{,}0643\ x\ k\ x\ T\ x\ Qi}{520\ x\ (k-1)\eta}\left[\left[\frac{P2}{P1}\right]^{\frac{k-1}{k}} - 1\right]$$

Eq, 14,24.(Peter, 1991)

η = 80% (Ismail, 1999)

Maka,

$$Pw = \frac{0{,}0643 \text{ x } 1{,}36 \text{ x } 524{,}02 \text{ R x } 96{,}59 \text{ ft}^3/\text{menit}}{520 \text{ x } (1{,}36-1) \text{ x } 0{,}8} \text{ x } 0{,}75$$

Pw = 22,25 Hp

IDENTIFIKASI	
Nama alat	*Expander*
Kode alat	E-03
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menurunkan tekanan keluaran HE-01

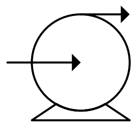
DATA DESAIN	
Tipe	*Centrifugal multi stage*
Kapasitas, ft^3/min	106,25
Temperatur (^oC)	54,36
Tekanan Masuk (atm)	150
Tekanan Keluar (atm)	18
Power (Hp)	22,25
Jumlah *stage*	2
Bahan konstruksi	*Carbon Steel*

32.POMPA (P-01)

Fungsi : Mengalirkanlarutan Benfield dari T-01ke ST-01

Tipe : Pompa Centrifugal

Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur (T) = 30 ^{0}C

Lajualir (m_s) = 290.881,27kg/jam = 641.283,55lb/jam

Densitas (ρ) = 1.297,95kg/m^3= 81,03lb/ft^3

Viskositas (μ) = 2,58cp= 6,25lb/ft jam

Tekananuap (P_v) = 760 mmHg = 2.116,22lbf/ft^2

Faktorkeamanan (f) = 10 %

a) Menentukan Ukuran Pipa

1) Kapasitas pompa (q_f)

m_f = (1+ f) x m_s

= (1 + 0,01) x 641.285,55lb/jam

= 647.696,38lb/jam

= 10.794,94lb/min

q_f $= \frac{m_f}{\rho}$

$= \frac{10.794,94 \text{ lb/min}}{81,03 \text{ lb/ft}^3}$

= 133,22ft^3/min

= 2,22 ft^3/sec

= 996,59gal/min

2) Menentukan Diameter Optimum (D_{opt})

Untuk aliran turbulent yang mempunyai range viskositas 0,02 – 20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa.

D_{opt} = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ Eq. 15 Pg. 496 (Peter, 1991)

= 3,9 x $(2,22 ft^3/s)^{0,45}$ x $(81,03 lb/ft^3)^{0,13}$

= 9,89in

3) Ukuran Pipa

Dari *tabel 10-18 Properties of steel pipe, Perry's chemical Engineers' Handbook, hal 10-72 – 10-74*, dimensi pipa yang digunakan adalah :

Suction Pipe			**Discharge Pipe**		
IPS	= 10in	= 0,83	IPS	= 8in	= 0,67 ft
SN	= 5S	ft	SN	= 5S	
ID	= 10,48in		ID	= 8,41 in	= 0,7 ft
OD	= 10,75 in	= 0,87ft	OD	= 8,63in	= 0,72 ft
Ls	= 15m	= 0,9 ft	Ls	= 17m	= 55,77 ft
a”	= 0,599 ft^2	= 49,21 ft	a”	=0,385ft^2	= 55,51 in^2
		= 86,3in^2			

b) Perhitungan pada Suction

1) Suction friction loss

Suction Velocity (υ_s) $= \dfrac{q_f}{a''}$

$$= \frac{2,22\ ft^3/s}{0,599\ ft^2}$$

= 3,7ft/s

= 13.337,98 ft/jam

Velocity head $= \dfrac{\upsilon s^2}{g_c} = \dfrac{(3{,}7\ ft/s)^2}{32{,}174\ lb/ft^3} = 0{,}21\ ft.lb_f/lb_m$

2) Bilangan Reynold (Re)

Reynold *Number*, $N_{Re} = \dfrac{D.V.\rho}{\mu}$

$= \dfrac{0{,}87\ ft \times 13.337{,}98\ ft/jam \times 81{,}03\ lb/ft^3}{6{,}25\ lb/ft.hr}$

= 151.054,76

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah "Commercial Steel Pipe". Dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015ft (Peter, 1991)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0{,}00015\ ft}{0{,}87\ ft}$

= 0,000172

PadaN_{Re} = 151.054,76 dan ε/D = 0,000172, dari*figure 14-1, Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh*fanning factor*, f = 0,0035

***3) Skin friction loss* (H_{fs})**

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{g_c}$$ (Peter, 1991)

*Equivalent length*dari*fitting*dan*valve*diperolehdariTabel II.1 *AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35.*Digunakan 2 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, jadi*equivalent length*dari*fitting*dan*valve*adalah :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L Suction + (Le x ID Suction)

L = 49,21 ft + (71 x 0,87 ft)

= 111,23 ft

Maka : $H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} x \frac{V^2}{g_c}$ = 0,19ftlbf/lb

***4) Sudden Contraction Friction Loss* (H$_{fc}$)**

$$H_{fc} = \frac{Kc}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc}$$ (Peter, 1991)

α = 1 (untukaliranturbulen)

K_c = $0{,}4\ x\ \left(1{,}25 - \frac{A2}{A1}\right)$

= 0,5

H_{fc} = $\frac{0{,}5}{2 \times 1} \times 0{,}21\, ft.lbf\ /\ lb$

= 0,05lb_f / lb_m

***5) Fitting + Valve Friction Loss* (H$_{ff}$)**

$$H_{ff} = K_f\ x\ \frac{V^2}{2g_c}$$ (Ismail, 1999)

Nilai$K_f$diperolehdariTabel II.2 AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal35 :

Elbow 90^{o}std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow*std + 1 *gate* valve

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

H_{ff} = 2 x 0,21 ftlb_f / lb_m

= 0,42 ftlb_f/lb_m

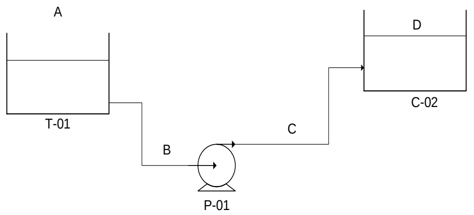
***6) Total Suction Friction Loss* (H$_{fsuc}$)**

H_{fsuc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,19 + 0,05 + 0,42) $ftlb_f / lb_m$

= 0,67$ftlb_f / lb_m$

7) Suction Head



Za = 1 m = 3,28 ft

Zb = 0 m = 0 ft (reference)

Static suction, SH = Za – Zb = 3,28ft

$$\frac{Pa - Pb}{\rho} + \frac{g}{gc}(Za - Zb) + \frac{Va^2 - Vb^2}{2g\alpha} = Hf$$

Pa = 1 atm = 14,7 psi = 2.116,22lb/ft^2

Pa/ρ=26,12lbf ft/lb

g/gc = 1 lbf/lb

Static Head, Hs = Zsuc x (g/gc)

= 3,28

Velocity Head, H_v = Va-Vb = 0 ft, lbf/lb

Hv = 0 ft. lbf/lb

Maka, H_{suc} = (Pb/ρ)

$$\frac{Pb}{\rho} = H_p + H_s + H_v - H_{fsuc}$$ (Ismail, 1999)

$$\frac{Pb}{\rho} = 43{,}88 ftlbf/lb + 3{,}28 ft, lbf/lb + 0 - 0{,}67 ft,llbf/lb$$

Pb/ρ = 46,49lbf ft/lb

Pb = 3.766,79lb_f/ft^2

=26,16psi

***8) Net Positive Suction Head* (NPSH)**

$$NPSH = \frac{Pb}{\rho} - \frac{Pb\,uap}{\rho}$$ (Ismail, 1999)

= 46,49lbf ft/lb – 43,88lbf ft/lb

= 2,61 ftlb/lbf

c) Perhitungan pada Discharge

Menentukan Dischrage Friction Loss

***1) Discharge Velocity* (υ)**

$$\upsilon = \frac{q_f}{a''}$$

$$= \frac{2{,}22\ ft^3/s}{0{,}385\ ft^2}$$

= 5,76 ft/s

= 20.735,28 ft/jam

$$\text{Velocity head} = \frac{\upsilon^2}{2g_c} = \frac{(5{,}76\ ft/s)^2}{32{,}174\ lb/ft^3} = 0{,}52\ ft.lb_f/lb_m$$

2) Bilangan Reynold (Re)

$$Re = \frac{D\,v\,\rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}7\ ft\ x\ 20.735{,}28\ ft/jam\ x\ 81{,}03\ lb/ft^3}{6{,}25\ lb/ftjam}$$

= 188.343,74

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah commercial steel pipe, FIGURE 14-1.*Fanning friction factors for long straight pipes*. Peter, hal 482, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015 (Peter, 1991)

έ/D = 0,000214

Pada N_{Re} = 188.343,74 dan ε/D = 0,000214, dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh :

fanning factor, f = 0,0032

***3) Skin friction loss* (H_{fs})**

Digunakan 1 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, dari tabel II.1 Syarifuddin didapat :

elbow 90 std = 32

gate valve = 7

jadi equivalent *length* dari*fitting*dan*valve* :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L discharge + (Le x ID discharge)

L = 55,77ft + (71 x 0,7 ft)

= 105,52 ft

$$H_{fs} = \frac{2fL}{D} x \frac{v^2}{g_c} = 0{,}52 ftlb_f / lb_m \quad \text{(Peter, 1991)}$$

***4) Sudden Contraction Friction Loss* (H_{fe})**

$$H_{fe} = \frac{Ke}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc} \quad \text{(Peter, 1991)}$$

Diketahui :

K_c = 1

α = 1 untuk aliran turbulent

$$H_{fe} = \frac{1}{2 \times 1} \times 0{,}52 \quad ft.lbf / lb$$

$= 0{,}26\ ftlb_f / lb_m$

***5) Fitting + Valve Friction Loss* ($\mathbf{H_{ff}}$)**

$$H_{ff} = K_f\ x\ \frac{V^2}{2g_c}$$ (Ismail, 1999)

nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 Alat Industri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35 :

Elbow 90^o std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow std* + 1*gate valve* (Ismail, 1999)

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

Hff= 2 x 0,52 ft , lbf/lb

= 1,03 ft . lbf/lb

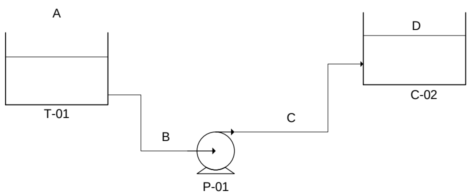
***6) Total Discharge Friction Loss* ($\mathbf{H_{fdisc}}$)**

H_{fdis} = H_{fs} + H_{fe}+ H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,54 + 0,26 + 1,03) $ftlb_f / lb_m$

= 1,83$ftlb_f / lb_m$

7) Discharge Pressure



Zc = 0 m = 0 ft

Zd = 1m = 3,28 ft

Static discharge head, Zs = Zd – Zc = 3,28 ft

$$\frac{Pc - Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}(Zc - Zd) + \frac{(Vc^2 - Vd^2)}{2g\alpha} = \text{Hf}$$

Discharge Pressure, Pd = 18 atm

= 264,53psi

= 38.091,90lb/ft^2

Pressure Head, H_p = Pd/ρ

$$\frac{Pd}{\rho} = \frac{38.091,90 \text{ lbf/ft}^2}{81,03 \text{lb/ft}^3}$$

= 470,11ft. lbf/lb

g/gc = 1 lbf/lb

static head, Hs = $\frac{g}{gc}(Zd - Zc)$

= 1 lbf/lb x 23,2 ft

= 23,2 ft. lbf/lb

Velocity head, H_v

Vc – Vd = 0

Hv = 0 ft, lbf/lb

$$\frac{Pc}{\rho} = \frac{Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}(Zd - Zc) + \frac{Vd^2 - Vc^2}{2g\alpha} - \text{Hf}$$ (Ismail, 1999)

$\frac{Pc}{\rho}$ = 470,11ft. lbf/lb + 3,28ft. lbf/lb + 0 ft. lbf/lb – 1,83 ft. lbf/lb

= 475,22ft. lbf/lb

Pc = 475,22ft. lbf/lb x 81,03lb/ft^3

= 38.506,13lb_f/ft^2

=267,40psi

d) Menghitung Tenaga Pompa

1) *Differential Pressure* (Total ΔP)

Differential pressure = *Discharge pressure- Suction pressure*

= (267,40–16,16) psi

= 251,24psi

2) ***Total Head***

Total head = *DischargeHead - Suction Head*

= (475,22– 28,73) ft

= 446,49ft

3) **Efisiensi Pompa**

Kapasitas pompa, Qf = 996,59gal/min

Efisiensi pompa diperoleh dari *figure 14-37efficiencies of centrifugal pump, Peter 4th edition hal 520* diperoleh:

Effisiensi pompa, η = 82 %

4) ***Brake Horse Power*(BHP)**

Persamaan Bernoulli :

$$Ws = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{g_c} + \Delta H_f \qquad \text{(Peter, 1991)}$$

= 446,49ft lbf/lbm

$$BHP = \frac{m_f \times W_s}{\eta_p}$$

$$= \frac{10.794,94 \ lb/\min \times 446,49 \ \text{ft. lbf/lb}}{82\ \%}$$

= 5.877.847,48ft. lbf/min

= 178,12HP

5) **Tenaga Pompa (MHP)**

Dari *gambar 14-38, efficiencies of three-phase motor, Peter (hal 521)* diperoleh :

Effisiensi motor = 92 %

$$MHP = \frac{BHP}{Effisiensi\ motor}$$

$$MHP = \frac{178,12\ HP}{92\%}$$

MHP = 193,60HP

Dipilih pompa :

Power = 193,60HP

Tipe = *Centrifugal*

Jumlah = 2 buah (1 cadangan)

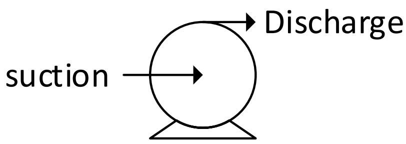
IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Pompa			
Kode Alat	P-01			
Fungsi	Mengalirkan *liquid Benfield* dari T-01 ke ST-01			
DATA DESAIN				
Tipe	*Centrifugal Pump*			
Temperatur	30		^0C	
Densitas	1.297,95		kg/m^3	
Laju alir massa	290.881,27		kg/jam	
Viskositas	2,58		cp	
Tekanan uap	14,7		psi	
Kapasitas pompa	996,59		gal/min	
Volumetric Flowrate	2,22		ft^3/det	
	SUCTION		**DISCHARGE**	
NPS	10	in	8	in
SN	5S		5S	
ID	10,48	in	8,41	in
OD	10,75	in	8,63	in
L	49,21	ft	55,77	ft
Velocity	3,7	ft/s	5,76	ft/s
Total friction loss	0,67	ftlbf/lb	1,83	ftlbf/lb
Required motor driver	193,60Hp			
Jumlah	2 (1 Cadangan)			
Bahan	*Carbon Steel*			

33. POMPA (P-02)

Fungsi : Untuk mengalirkan Lean Benfield dari ST-01 ke Ab-01

Tipe : Pompa Centrifugal

Gambar :



Kondisi Operasi

Temperatur (T) = 43,33 ^{0}C

Lajualir (m_s) = 290.881,27kg/jam = 641.283,55lb/jam

Densitas (ρ) = 1.297,95kg/m^3= 81,03lb/ft^3

Viskositas (μ) = 2,58cp= 6,25lb/ft jam

Tekanan uap (P_v) = 1.276,80mmHg = 3.555,24 lbf/ft^2

Faktor keamanan (f) = 10 %

a) Menentukan Ukuran Pipa

1) Kapasitas pompa (q_f)

m_f = (1+ f) x m_s

= (1 + 0,01) x 641.285,55lb/jam

= 647.696,38lb/jam

= 10.794,94lb/min

$q_f = \dfrac{m_f}{\rho}$

$= \dfrac{10.794,94 \text{ lb/min}}{81,03 \text{ lb/ft}^3}$

= 133,22ft^3/min

= 2,22ft^3/sec

= 996,59gal/min

2) Menentukan Diameter Optimum (D_{opt})

Untuk aliran turbulent yang mempunyai range viskositas 0,02 – 20 cp maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa.

D_{opt} = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ Eq. 15 Pg. 496 (Peter, 1991)

= 3,9 x (2,22 $ft^3/s)^{0,45}$ x (81,03lb/ft^3 $)^{0,13}$

= 9,89in

3) Ukuran Pipa

Dari *tabel 10-18 Properties of steel pipe, Perry's chemical Engineers' Handbook, hal 10-72 – 10-74*, dimensi pipa yang digunakan adalah :

Suction Pipe			**Discharge Pipe**		
IPS	= 10in	= 0,83ft	IPS	= 8in	= 0,67 ft
SN	= 5S		SN	= 5S	
ID	= 10,48in	= 0,87ft	ID	= 8,41 in	= 0,7 ft
OD	= 10,75 in	= 0,9 ft	OD	= 8,63in	= 0,72 ft
Ls	= 15m	= 49,21 ft	Ls	= 17m	= 55,77ft
a”	= 0,599 ft^2	= 86,3in^2	a”	=0,385ft^2	= 55,51 in^2

b) Perhitungan pada Suction

1) Suction friction loss

Suction Velocity (υ_s) $= \dfrac{q_f}{a''}$

$= \dfrac{2,22\ ft^3/s}{0,599\ ft^2}$

= 3,7ft/s

= 13.337,98ft/jam

Velocity head $= \frac{\upsilon s^2}{g_c} = \frac{(3{,}7\ ft/s)^2}{32{,}174\ lb/ft^3} = 0{,}21\ ft.lb_f/lb_m$

2) Bilangan Reynold (Re)

Reynold *Number*, $N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$

$$= \frac{0{,}87\,ft \times 13.337{,}98\ ft/jam \times 81{,}03\,lb/ft^3}{6{,}25\,lb/ft.hr}$$

= 151.054,76

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah "Commercial Steel Pipe". Dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015ft (Peter, 1991)

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}00015\,ft}{0{,}87\ ft}$$

= 0,000172

PadaN_{Re} = 151.054,76dan ε/D = 0,000172, dari*figure 14-1, Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh*fanning factor*, f = 0,0035

***3) Skin friction loss* (Hfs)**

$$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{g_c}$$ (Peter, 1991)

*Equivalent length*dari*fitting*dan*valve*diperolehdariTabel II.1 *AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35.*Digunakan 2 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, jadi*equivalent length*dari*fitting*dan*valve*adalah :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L Suction + (Le x ID Suction)

L = 49,21ft + (71 x 0,87ft)

= 111,23ft

Maka : $H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} x \frac{V^2}{g_c}$ = 0,19ftlbf/lb

4) ***Sudden Contraction Friction Loss*** **(H_{fc})**

$$H_{fc} = \frac{Kc}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc}$$ (Peter, 1991)

α = 1 (untukaliranturbulen)

K_c = $0,4\ x\ \left(1,25 - \frac{A2}{A1}\right)$

= 0,5

H_{fc} = $\frac{0,5}{2 \times 1} \times 0,21 ft.lbf / lb$

= 0,05lb_f / lb_m

5) ***Fitting + Valve Friction Loss*** **(H_{ff})**

$$H_{ff} = K_f\ x\ \frac{V^2}{2g_c}$$ (Ismail, 1999)

Nilai$K_f$diperolehdariTabel II.2 AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal35 :

Elbow 90^{o}std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow*std + 1 *gate* valve

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

H_{ff} = 2 x 0,21ftlb$_f$ / lb$_m$

= 0,42ftlb$_f$/lb$_m$

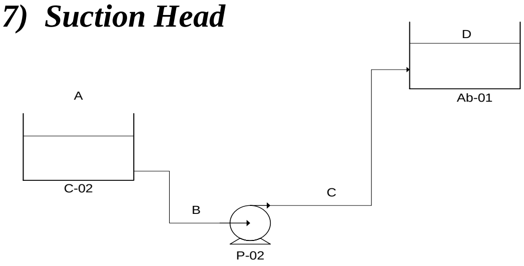
6) ***Total Suction Friction Loss*** **(H_{fsuc})**

H_{fsuc} = H_{fs} + H_{fc}+ H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,19 + 0,05 + 0,42) ftlb$_f$ / lb$_m$

= 0,67ftlb$_f$ / lb$_m$

7) Suction Head



Za = 1m = 3,28 ft

Zb = 0 m = 0 ft (reference)

Static suction, SH = Za – Zb = 3,28ft

$$\frac{Pa - Pb}{\rho} + \frac{g}{gc}(Za - Zb) + \frac{Va^2 - Vb^2}{2g\alpha} = Hf$$

Pa = 1,68 atm = 24,69psi = 3.555,24lb/ft^2

Pa/ρ =43,88lbf ft/lb

g/gc = 1 lbf/lb

Static Head, Hs = Zsuc x (g/gc)

= 3,28

Velocity Head, H_v = Va-Vb = 0 ft, lbf/lb

Hv = 0 ft. lbf/lb

Maka, H_{suc} = (Pb/ρ)

$\frac{Pb}{\rho}$ =H_p + H_s + H_v - H_{fsuc} (Ismail, 1999)

$\frac{Pb}{\rho}$ =43,88ftlbf/lb +3,28ft, lbf/lb + 0 –0,67ft,llbf/lb

Pb/ρ = 46,49 lbf ft/lb

Pb = 3.766,79lb_f/ft^2

=26,16psi

***8) Net Positive Suction Head* (NPSH)**

NPSH = $\frac{Pb}{\rho} - \frac{Pb\,uap}{\rho}$ (Ismail, 1999)

= 46,49lbf ft/lb – 43,88 lbf ft/lb

= 2,61ftlb/lbf

c) Perhitungan pada Discharge

Menentukan Dischrage Friction Loss

υ = $\frac{q_f}{a''}$

= $\frac{2{,}22\, ft^3/s}{0{,}385\ ft^2}$

= 5,76ft/s

= 20.735,28ft/jam

Velocity head = $\frac{\upsilon^2}{2g_c} = \frac{(5{,}76\, ft/s)^2}{32{,}174\ lb/\ ft^3} = 0{,}52\ \ ft.lb_f\ /lb_m$

2) Bilangan Reynold (Re)

Re = $\frac{D\,v\,\rho}{\mu}$

= $\frac{0{,}7\ \ ft\ x\ 20.735{,}28\ \ ft/\ jam\ x\ 81{,}03\, lb/\ ft^3}{6{,}25\, lb/\ ftjam}$

= 188.343,74

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah commercial steel pipe, FIGURE 14-1.*Fanning friction factors for long straight pipes*. Peter, hal 482, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015 (Peter, 1991)

έ/D = 0,000214

Pada N_{Re} = 188.343,74dan ε/D = 0,000214, dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh :

fanning factor, f = 0,0032

3) *Skin friction loss* (H_{fs})

Digunakan 1 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, dari tabel II.1 Syarifuddin didapat :

elbow 90 std = 32

gate valve = 7

jadi equivalent *length* dari*fitting*dan*valve* :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L discharge + (Le x ID discharge)

L = 55,77ft + (71 x 0,7ft)

= 105,52ft

$$H_{fs} = \frac{2fL}{D} \, x \, \frac{v^2}{g_c} = 0{,}5 ftlb_f / lb_m \qquad \text{(Peter, 1991)}$$

4) *Sudden Contraction Friction Loss* (H_{fe})

$$H_{fe} = \frac{Ke}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc} \qquad \text{(Peter, 1991)}$$

Diketahui :

K_c = 1

α = 1 untuk aliran turbulent

$$H_{fe} = \frac{1}{2 \times 1} \times 0{,}52 \;\; ft.lbf / lb$$

$= 0{,}26 ftlb_f / lb_m$

5) *Fitting + Valve Friction Loss* (H_{ff})

$$H_{ff} = K_f \, x \, \frac{V^2}{2g_c} \qquad \text{(Ismail, 1999)}$$

nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 Alat Industri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35 :

Elbow 90^o std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow std* + 1*gate valve* (Ismail, 1999)

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

Hff= 2 x 0,52ft , lbf/lb

= 1,03 ft . lbf/lb

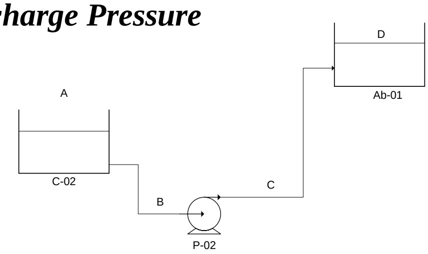
***6) Total Discharge Friction Loss* (H_{fdisc})**

H_{fdis} = H_{fs} + H_{fe}+ H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,5 + 0,26 + 1,03) ftlb$_f$ / lb$_m$

= 1,79ftlb$_f$ / lb$_m$

7) Discharge Pressure



Zc = 0 m = 0 ft

Zd = 7,45m = 24,44 ft

Static discharge head, Zs = Zd – Zc = 24,44ft

$$\frac{Pc - Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}\left(Zc - Zd\right) + \frac{(Vc^2 - Vd^2)}{2g\alpha} = Hf$$

Discharge Pressure, Pd = 18 atm

= 264,53psi

= 38.091,90lb/ft^2

Pressure Head, H_p = Pd/ρ

$$\frac{Pd}{\rho} = \frac{38.091,90 \text{ lbf/ft}^2}{81,03 \text{ lb/ft}^3}$$

= 470,11ft. lbf/lb

g/gc = 1 lbf/lb

static head, Hs $= \frac{g}{gc}(Zd - Zc)$

= 1 lbf/lb x 24,44 ft

= 24,44 ft. lbf/lb

Velocity head, H_v

Vc – Vd = 0

Hv = 0 ft, lbf/lb

$$\frac{Pc}{\rho} = \frac{Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}(Zd - Zc) + \frac{Vd^2 - Vc^2}{2g\alpha} + \text{Hf}$$ (Ismail, 1999)

$\frac{Pc}{\rho}$ = 470,11ft. lbf/lb + 24,44ft. lbf/lb + 0 ft. lbf/lb + 1,79 ft. lbf/lb

= 496,33ft. lbf/lb

Pc = 496,33 ft. lbf/lb x 81,03lb/ft^3

= 40.217,12lb$_f$/ft^2

=279,29psi

d) Menghitung Tenaga Pompa

1) Differential Pressure **(Total ΔP)**

Differential pressure = *Discharge pressure– Suction pressure*

= (279,29 –26,16) psi

= 253,13psi

2) Total Head

Total head = *Discharge Head– Suction Head*

= (496,33 – 46,49) ft

= 449,85ft

3) Efisiensi Pompa

Kapasitas pompa, Qf = 996,59gal/min

Efisiensi pompa diperoleh dari *figure 14-37efficiencies of centrifugal pump, Peter 4th edition hal 520* diperoleh:

Effisiensi pompa, η = 82 %

***4) Brake Horse Power*(BHP)**

Persamaan Bernoulli :

$$Ws = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{g_c} + \Delta H_f \qquad \text{(Peter, 1991)}$$

= 449,85ft lbf/lbm

$$BHP = \frac{m_f \times W_s}{\eta_p}$$

$$= \frac{10.794{,}94\ lb/\min \times 449{,}85\ \text{ft. lbf/lb}}{82\ \%}$$

= 5.922.033,01lbf. ft/min

= 179,46HP

5) Tenaga Pompa (MHP)

Dari *gambar 14-38, efficiencies of three-phase motor, Peter (hal 521)* diperoleh :

Effisiensi motor = 92%

$$MHP = \frac{BHP}{Effisiensi\ motor}$$

$$MHP = \frac{179{,}46\ HP}{92\%}$$

MHP = 195,06HP

Dipilih pompa :

Power = 195,06HP

Tipe = *Centrifugal*

Jumlah = 2 buah (1 cadangan)

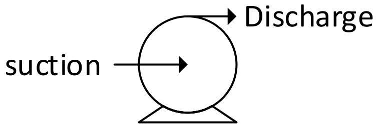
IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Pompa			
Kode Alat	P-02			
Fungsi	Mengalirkan*Lean Benfield*dariC-02keAb-01			
Tipe	*Centrifugal Pump*			
Temperatur	43,33		^oC	
Densitas	1.297,95		kg/m^3	
Laju alir massa	290.881,27		kg/jam	
Viskositas	2,58		cP	
Tekanan uap	24.69		psi	
Kapasitas pompa	996,59		gal/min	
Volumetric Flowrate	2,22		ft^3/det	
	SUCTION		**DISCHARGE**	
NPS	10	in	8	in
SN	5S		5S	
ID	10,48	in	8,41	in
OD	10,75	in	8,63	in
L	49,21	ft	55,77	ft
Velocity	3,7	ft/s	5,76	ft/s
Total friction loss	0,67	ft lbf/lb	1,79	ft lbf/lb
Required motor driver	195,06 Hp			
Jumlah	2 (1 Cadangan)			
Bahan	*Carbon Steel*			

34. POMPA (P-03)

Fungsi : MengalirkanNH$_3$liquid dariKOD-02 keT-03

Tipe : Pompa Centrifugal

Gambar :



KondisiOperasi

Temperatur (T) = 33 ^{0}C

Lajualir (m_s) = 48.611,11kg/jam = 107.169,17lb/jam

Densitas (ρ) = 667,45 kg/m^3= 41,67 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 4,58cp = 11,09lb/ft jam

Tekananuap (P_v) = 13.680 mmHg =38.091,91 lbf/ft^2

Faktorkeamanan (f) = 10 %

e) MenentukanUkuranPipa

4) Kapasitaspompa (q_f)

m_f = (1+ f) x m_s

= (1 + 0,1) x 107.169,17lb/jam

= 108.240,86lb/jam

= 1.804,01lb/min

q_f $= \frac{m_f}{\rho}$

$= \frac{1.804,01 \text{ lb/min}}{41,67 \text{ lb/ft}^3}$

= 43,3 ft^3/min

= 0,72ft^3/sec

= 323,87gal/min

5) Menentukan Diameter Optimum (D_{opt})

Untukaliran turbulent yang mempunyai range viskositas 0,02 – 20 cp makadigunakanrumus diameter dalam optimum pipa.

D_{opt} = 3,9 x $qf^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ Eq. 15 Pg. 496 (Peter, 1991)

= 3,9 x (0,72ft^3/s)^{0,45} x (41.667,54 lb/ft^3)^{0,13}

= 5,47 in

6) UkuranPipa

Dari *tabel 10-18 Properties of steel pipe, Perry's chemical Engineers' Handbook, hal 10-72 – 10-74,* dimensipipa yang digunakanadalah :

Suction Pipe			Discharge Pipe		
IPS	= 6in	= 0,5ft	IPS	= 5in	= 0,417ft
SN	= 5 S		SN	= 5 S	
ID	= 6,47in	= 0,539ft	ID	= 5,345in	= 0,445ft
OD	= 6,625 in	= 0,552ft	OD	= 5,563 in	= 0,464ft
Ls	= 4m	= 13,123ft	Ls	= 3,33m	= 10,925ft
a”	= 0,224ft^2	= 32,242 in^2	a”	= 0,156 ft^2	= 22,435 in^2

f) Perhitunganpada Suction

1) Suction friction loss

Suction Velocity (υ_s) $= \frac{q_f}{a''}$

$= \frac{0,72\ ft^3/s}{0,224\ ft^2}$

= 3,22ft/s

= 11.602,20ft/jam

Velocity head $= \frac{\upsilon s^2}{g_c} = \frac{(3{,}22\ ft/s)^2}{32{,}174\ lb/ft^3} = 0{,}161\ ft.lb_f/lb_m$

2) Bilangan Reynold (Re)

Reynold *Number*, $N_{Re} = \frac{D.V.\rho}{\mu}$

$= \frac{0{,}539\ ft \times 11.602{,}20\ ft/jam \times 41{,}67\ lb/ft^3}{11{,}09\ lb/ft.hr}$

= 23.503,29

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah "Commercial Steel Pipe". Dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015ft Fig 14-1 (Peter, 1991)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}00015ft}{0{,}539ft}$

= 0,00028

PadaN_{Re} = 270.918,50dan ε/D = 0,00028, dari*figure 14-1, Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482*, diperoleh*fanning factor*, f = 0,007

***3) Skin friction loss* (H_{fs})**

$H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{g_c}$ (Peter, 1991)

*Equivalent length*dari*fitting*dan*valve*diperolehdariTabel II.1 *AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35.*

Digunakan 2 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, jadi*equivalent length*dari*fitting*dan*valve*adalah :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L Suction + (Le x ID Suction)

L = 13,12ft + (71 x 0,539ft)

= 51,4ft

Maka : $H_{fs} = \frac{2 \times f \times L}{D} x \frac{V^2}{g_c}$ = 0,215 ft.lbf/lb

***4) Sudden Contraction Friction Loss* (H$_{fc}$)**

$$H_{fc} = \frac{Kc}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc}$$ (Peter, 1991)

α = 1 (untukaliranturbulen)

K_c = $0,4\ x\ \left(1 - \frac{A2}{A1}\right)$

= 0,50

H_{fc} = $\frac{0,05}{2 \times 1} \times 0,161\,ft.lbf\ /\,lb$

=0,0403 lb_f / lb_m

***5) Fitting + Valve Friction Loss* (H$_{ff}$)**

$$H_{ff} = K_f\ x\ \frac{V^2}{2g_c}$$ (Ismail, 1999)

Nilai$K_f$diperolehdariTabel II.2 AlatIndustri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal35 :

Elbow 90^{o}std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow*std + 1 *gate* valve

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

H_{ff} = 2 x 0,161ftlb_f / lb_m / 2

= 0,32ftlb_f/lb_m

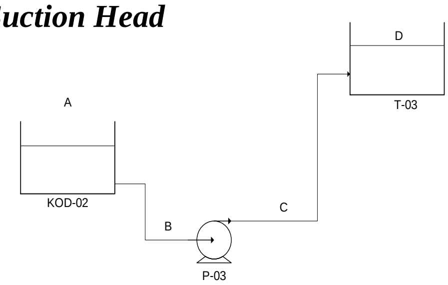
6) Total Suction Friction Loss **(H_{fsuc})**

H_{fsuc} = H_{fs} + H_{fc} + H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,22+ 0,04+ 0,32) $ftlb_f$ / lb_m

= 0,578 $ftlb_f$ / lb_m

7) Suction Head



Za = 6,4 m = 21,01 ft

Zb = 0 m = 0 ft (reference)

Static suction, SH = Za – Zb = 21,01ft

$$\frac{Pa - Pb}{\rho} + \frac{g}{gc}(Za - Zb) + \frac{Va^2 - Vb^2}{2g\alpha} = Hf$$

Pa = 18atm = 264,53psi = 38.091,90lb/ft^2

Pa/ρ =914,19lbf ft/lb

g/gc = 1 lbf/lb

Static Head, Hs = Zsuc x (g/gc)

= 21,01 ft

Velocity Head, H_v = Va-Vb = 0 ft, lbf/lb

Hv = 0 ft. lbf/lb

Maka, H_{suc}= (Pb/ρ)

$$\frac{Pb}{\rho} = H_p + H_s + H_v - H_{fsuc}$$ (Ismail, 1999)

$\frac{Pb}{\rho}$ =914,19 ftlbf/lb +21,01ft, lbf/lb + 0 –0,578 ft,llbf/lb

Pb/ρ = 934,61lbf ft/lb

Pb = 38.942,70lb_f/ft^2

=270,44psi

***8) Net Positive Suction Head* (NPSH)**

NPSH = $\frac{Pb}{\rho} - \frac{Pb\ uap}{\rho}$ (Ismail, 1999)

= 934,61lbf.ft/lb – 914,19lbf.ft/lb

= 20,42ft.lb/lbf

g) Perhitunganpada Discharge

MenentukanDischrage Friction Loss

1) *Discharge Velocity* (υ)

υ = $\frac{q_f}{a''}$

= $\frac{0{,}72\ ft^3/s}{0{,}156\ ft^2}$

= 4,63ft/s

= 16.673,50ft/jam

Velocity head = $\frac{\upsilon^2}{g_c} = \frac{(4{,}63\, ft/s)^2}{32{,}174\ lb/\ ft^3} = 0{,}33\ ft.lb_f\ /lb_m$

2) Bilangan Reynold (Re)

Re = $\frac{D\,v\,\rho}{\mu}$

$$= \frac{0{,}4454\ ft\ x\ 16.673{,}50\ ft/jam\ x\ 41{,}67\ lb/ft^3}{11{,}09\ lb/ftjam}$$

= 27.903,51

Material yang digunakanuntukkonstruksipipaadalah commercial steel pipe, FIGURE 14-1.*Fanning friction factors for long straight pipes*. Peter, hal 482, diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015 (Peter, 1991)

έ/D = 0,00037

Pada N_{Re} = 27.903,51dan ε/D = 0,00037, dari *figure 14-1. Fanning friction factors for long straight pipes. Peter, hal 482,* diperoleh :

fanning factor, f = 0,006

3) *Skin friction loss* (H_{fs})

Digunakan 1 *elbow* 90^0 dan 1 *gate valve*, dari tabel II.1 Syarifuddin didapat :

elbow 90 std = 32

gate valve = 7

jadi equivalent *length* dari*fitting*dan*valve* :

Le = 2(32) + 1(7)

= 71

L = L discharge + (Le x ID discharge)

L = 10,93ft + (71 x 0,4454ft)

= 42,55ft

$$H_{fs} = \frac{2fL}{D}\ x\ \frac{v^2}{g_c} = 0{,}38\ ftlb_f / lb_m$$ (Peter, 1991)

4) *Sudden Contraction Friction Loss* (H_{fe})

$$H_{fe} = \frac{Ke}{2\alpha} \times \frac{V^2}{gc}$$ (Peter, 1991)

Diketahui :

$K_c = 1$

$\alpha = 1$ untuk aliran turbulent

$$H_{fe} = \frac{1}{2 \times 1} \times 0{,}33\ ft.lbf / lb$$

$= 0{,}166\ ftlb_f / lb_m$

5) ***Fitting + Valve Friction Loss*** **(H_{ff})**

$$H_{ff} = K_f\ x\ \frac{V^2}{2g_c} \qquad \text{(Ismail, 1999)}$$

nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 Alat Industri Kimia, Prof. Dr. Ir. Syarifuddin Ismail, hal 35 :

Elbow 90^o std : 0,9

Gate valve : 0,2

K_f = 2 *elbow std* + 1*gate valve* (Ismail, 1999)

= (2 x 0,9) + (1 x 0,2)

= 2

Hff= 2 x 0,33ft , lbf/lb

= 0,66 ft . lbf/lb

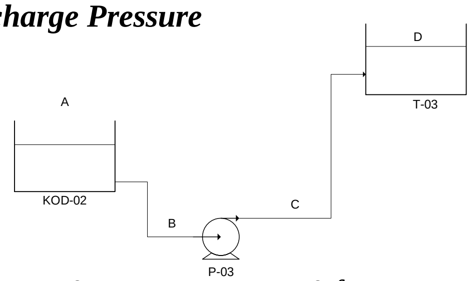
6) ***Total Discharge Friction Loss*** **(H_{fsuc})**

H_{fdis} = H_{fs} + H_{fe}+ H_{ff} (Ismail, 1999)

= (0,38 + 0,166+ 0,66) $ftlb_f / lb_m$

= 1,215 $ftlb_f / lb_m$

7) ***Discharge Pressure***



Zc = 0 m = 0 ft

Zd = 14,21m = 46,62 ft

Static discharge head, Zs = Zd – Zc = 46,62 ft

$$\frac{Pc-Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}\left(Zc-Zd\right) + \frac{(Vc^2-Vd^2)}{2g\alpha} = \text{Hf}$$

Discharge Pressure, Pd = 19atm

= 279,22psi

= 40.208,12lb/ft^2

Pressure Head, H_p = Pd/ρ

$$\frac{Pd}{\rho} = \frac{40.208{,}12\ \text{lbf/ft}^2}{41{,}67\ \text{lb/ft}^3}$$

= 964,98ft. lbf/lb

g/gc = 1 lbf/lb

static head, Hs $= \frac{g}{gc}\left(Zd-Zc\right)$

= 1 lbf/lb x 46,62 ft

= 46,62 ft. lbf/lb

Velocity head, H_v

Vc – Vd = 0

Hv = 0 ft, lbf/lb

$$\frac{Pc}{\rho} = \frac{Pd}{\rho} + \frac{g}{gc}(Zd-Zc) + \frac{Vd^2-Vc^2}{2g\alpha} - \text{Hf} \qquad \text{(Ismail, 1999)}$$

$\frac{Pc}{\rho}$ = 964,98ft. lbf/lb + 46,62 ft. lbf/lb + 0 ft. lbf/lb – 1,215 ft. lbf/lb

= 1.012,81ft. lbf/lb

Pc = 1.012,81ft. lbf/lb x 41,67lb/ft^3

= 42.201,34lb_f/ft^2

=293,06psi

h) Menghitung Tenaga Pompa

6) *Differential Pressure* (Total ΔP)

Differential pressure = *Discharge pressure– Suction pressure*

= (293,06–270,44) psi

= 22,63psi

7) *Total Head*

Total head = *Discharge Head– Suction Head*

= (1.012,81– 934,61) ft

= 78,21ft

8) Efisiensi Pompa

Kapasitas pompa, Qf = 323,87gal/min

Efisiensi pompa diperoleh dari *figure 14-37efficiencies of centrifugal pump, Peter 4th edition hal 520* diperoleh:

Effisiensi pompa, η = 80 %

9) *Brake Horse Power*(BHP)

Persamaan Bernoulli :

$$Ws = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta v^2}{g_c} + \Delta H_f$$ (Peter, 1991)

= 78,21ft lbf/lbm

$$BHP = \frac{m_f \times W_s}{\eta_p}$$

$$= \frac{1.804,01 lb/\min \times 78,21\, ft.\, lbf/lb}{80\,\%}$$

= 176.355,44ft. lbf/min

= 5,34HP

10) Tenaga Pompa (MHP)

Dari *gambar 14-38, efficiencies of three-phase motor, Peter (hal 521)* diperoleh :

Effisiensi motor = 82%

$$MHP = \frac{BHP}{Effisiensi\ motor}$$

$$MHP = \frac{5{,}34\ HP}{84\ \%}$$

MHP = 6,36HP

Dipilih pompa :

Power = 2HP

Tipe = *Centrifugal*

Jumlah = 2 buah (1 cadangan)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Pompa
KodeAlat	P-03
Fungsi	Mengalirkan NH_3 liquid dari KOD-02 ke T-03

DATA DESAIN		
Tipe	*Centrifugal Pump*	
Temperatur	33	^0C
Densitas	667,45	kg/m^3
Lajualirmassa	48.611,11	kg/jam
Viskositas	11,09	cp
Tekananuap	264,02	psi
Kapasitaspompa	323,87	gal/min
Volumetric Flowrate	0,72	ft^3/det

	SUCTION		DISCHARGE	
NPS	6	in	5	in
SN	5S		5S	
ID	6,47	in	5,345	in
OD	6,625	in	5,563	in
L	13,123	ft	10,925	ft
Velocity	3,22	ft/s	4,63	ft/s
Total friction loss	0,578	ftlbf/lb	1,215	ftlbf/lb

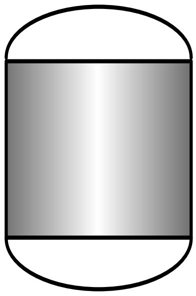
Required motor driver	6,36Hp
Jumlah	2 (1 Cadangan)
Bahan	*Carbon Steel*

35. *TANK*– 01 (T-01)

Fungsi : Menampung larutan *benfield*

Tipe : Silinder vertical dengan *ellipsoidal head*

Gambar :



Data Kondisi Operasi :

Tekanan, P = 1,68 atm

Temperatur, T = 43,33 ^oC

Laju alir massa, W = 345.350,78 kg/jam

Densitas, ρ = 1297,95 kg/m^3

Bahan Konstruksi = Carbon Steel

Lama Penyimpanan, t = 3 hari

Jumlah Tanki = 1

Perhitungan Desain :

a). Kapasitas Tanki, V_t

Volume liquid, V_t = $\frac{\text{Laju Alir}}{\text{Densitas}}$ x lama penyimpanan

= $\frac{345.350,78\ \text{kg/jam}}{1297,95\ \text{kg/m}^3}$ x 3 harix $\frac{24\ \text{jam}}{1\ \text{hari}}$

= 772,82 m^3

Digunakan 1 buah tanki dengan tanki berkapasitas :

Vt = 772,82 m^3

Faktor keamanan = 10 %

V_t = (100 + 10) % x 772,82 m^3

= 850,10 m^3

b). Diameter Tanki, *D*

Tipe tanki yang direncanakan adalah bejana silinder vertikal dengan tutup ellipsoidal.

Dimana, H = tinggi silinder = 3/2 D

$$Vs = \pi r^2 H$$

$$= \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \left(\frac{3}{2} D\right)$$

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

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

$$Vt = Vs + Ve$$

$$= \frac{3}{8}\pi D^3 + 2\left(\frac{\pi}{24} D^3\right)$$

$$= \frac{9\pi}{24} D^3 = 2,028\ D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{Vt}{2,068}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{850,10\ m3}{2,068}}$$

$$= 8,97\ m$$

$$r = ½\ D = 4,49\ m$$

c). Tinggi Tanki, *H_t*

Tinggi Silinder, H_s

H_s = 3/2 .D

=3/2 x (8,97 m)

= 13,46 m

Tinggi Ellipsoidal, *h*

h = ¼ .D

= ¼ x (8,97 m)

= 2,24 m

Tinggi Tanki, H_t

H_t = H_s + 2h

= 13,46 m + 2 (2,24)m

= 15,70 m

d). Tebal dinding, *t*

Rumus untuk silinder :

$$t = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C_C \qquad \text{(Peters,1991)}$$

Keterangan :

t	=	tebal dinding, m	
P	=	tekanan desain, psi	=1,17 atm
r	=	jari-jari, m	= 4,49 m
S	=	tekanan kerja yang diizinkan, psi	= 932,23 atm
E	=	efisiensi pengelasan	= 0,85
C_c	=	korosi yang diizinkan, in	= 0,0125 in

Tebal Dinding Tanki, t

$$t = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C_C$$

$$= \frac{1{,}17 \text{ atm x } (4{,}49 \text{ m})}{932{,}23 \text{ x } 0{,}85 - 0{,}6 \text{ x } 1{,}17 \text{ atm}} \text{ x } 0{,}0125 \text{ m}$$

= 0,01 m

e) Outside diameter

ID = 8,97 m

OD = ID + 2t

= 8,97 m + (2 x 0,01) m

= 8,99 m

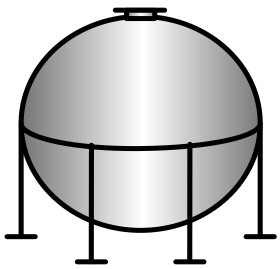
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Tank*-01
Kode Alat	T – 01
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat penyimpanan larutan benfield
DATA DESIGN	
Tipe	Silinder vertikal dengan tutup *elipsoidal*
Kapasitas	850,10 m^3
Temperatur	43,33 °C
Tekanan	1,68 atm
Diameter	8,97 m
OD	8,99 m
Tinggi	15,70 m
Tebal	0,01 m
Bahan Konstruksi	*Carbon Steel*

36. *TANK*-02 (T-02)

Fungsi : Tempat menyimpan karbon dioksida keluaran ST-01

Tipe : *Spherical Tank*

Gambar :



Data Kondisi Operasi :

Tekanan, P = 30° C

Temperatur, T = 25 atm

Laju alir massa = 54.469,50 kg/jam

Densitas, ρ = 50,2498 kg/m^3

Bahan Konstruksi = Carbon Steel

Lama Penyimpanan = 3 hari

Jumlah Tanki = 1

Perhitungan Desain :

a) Kapasitas Tanki, Vt

Volume, Vt $= \frac{\text{Laju Alir}}{\text{Densitas}} \text{ x lama penyimpanan}$

$= \frac{54.469,50 \text{ kg/jam}}{50,2498 \text{ kg/m}^3} \text{ x 3 hari x } \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}}$

$= 437,27 \text{ m}^3$

Tanki yang digunakan 1 buah, maka:

Vt $= \frac{Vt}{n\ tanki}$

$= \frac{437{,}27\ m^3}{1}$

$=$ 437,27 m^3/ tanki

Safety factor = 10 %

Kapasitas tanki (Vt) = (1 + 0,1) x 437,27 m^3

= 480,99 m^3

b) Diameter Tanki, D

$Vt = \frac{4}{3}\pi r^3$

$r^3 = \frac{Vt}{(4/3)\pi}$

$r = \left[\frac{480{,}99\ m^3}{(4/3)\ x 3{,}14}\right]^{1/3}$

r = 4,86 m

D = 2 x 4,86 m

D = 9,72 m

c) Tebal dinding tanki, t

$$t = \frac{Pr_i}{2SE_J - 0.2P} + C_c$$ (Peters, 1991)

Dimana :

P	= Tekanan design	= 25 atm
D	= Diameter tanki	= 9,72 m
r	= Jari-jari tanki	= 4,86 m
S	= Working stress allowable	= 932,23 atm
Ej	= Welding joint efficiency	= 0,85
C	= Tebal korosi yang diijinkan	= 0,0032 m

$t = \frac{25\ atm\ x\ 4{,}86\ m}{(2\ x\ 932{,}2302\ atm\ x\ 0{,}85)-(0{,}2\ x\ 25\ atm)} + 0{,}0032\ m$

t = 0,08 m

d) Outside diameter, OD

Outside diameter (OD) = ID + t

= 9,72 m+ 0,08 m

= 9,80 m

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	*Tank*-02	
Kode Alat	T-02	
Jumlah	1 Unit	
Fungsi	Menyimpan Karbon dioksida Keluaran Stripper-01	
DATA DESIGN		
Tipe	*Spherical Tank*	
Kapasitas	437,27	m^3
Tekanan	25	Atm
Temperatur	30	^oC
Diameter	9,72	m
OD	9,80	m
Tebal Dinding	0,08	m
Bahan Konstruksi	*Carbon steel*	

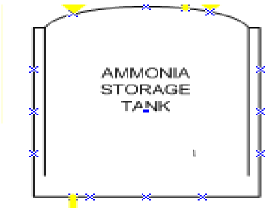
37. *TANK*-03 (T-03)

Fungsi : Menampung produk Amonia

Bentuk : Silinder Vertikal dengan *elipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



a) Data

Temperatur, T : 27 ^{o}C

Tekanan, P : 19 atm

Laju alir massa : 48.580,58 kg/jam

Densitas campuran : 1.098,85 Kg/m^3

b) Kapasitas Tanki, Vs

$$Vt = \frac{\text{Laju alir x 24 jam}}{\text{Densitas}} \text{ x Lama persediaan}$$

$$Vt = \frac{48.580{,}58 \text{x } 24}{1.098{,}85} \text{ x 3 hari}$$

$$Vt = 3.183{,}15 \text{ m}^3$$

Jumlah tangki yag digunakan sebanyak 5 buah maka :

Volume masing-masing tangki adalah : 636,63 m3

Safety factor = 10 %

Vt = (1 + 0,1) x 636,63 m^3

= 700,29 m^3

c) Diameter Tanki, D
Volume silinder, Vs

$$Vs = (3/8).\pi.D^3$$

$$Vs = (3/8)\ 3{,}14\ D^3$$

$$= 1{,}178\ D^3$$

Volume Head, Vh

$$Vh = 1/24\ \pi\ D^3$$

$$= (1/24)\ 3{,}14\ D^3$$

$$= 0{,}131\ D^3$$

Volume Total, Vt

$$Vt = Vs + Vh$$

$$= 1{,}178\ D^3 + 0{,}131\ D^3$$

$$= 1{,}308\ D^3$$

$$D = \left[\frac{Vt}{1{,}3083333}\right]^{1/3}$$

$$= \left[\frac{700{,}29}{1{,}3083333}\right]^{1/3}$$

$$= 8{,}12\ m$$

$$r = D/2$$

$$= 4{,}06\ m$$

d) Tinggi tanki total, Ht
Tinggi silinder, Hs

$$Hs = 3/2 \times D$$

$$= 3/2 \times 8{,}12\ m$$

$$= 12{,}18\ m$$

Tinggi elipsoidal, He

$$He = 1/4 \times D$$

$$= 1/4 \times 8{,}12\ m$$

$$= 2{,}03\ m$$

Tinggi tanki total, H_t

Ht = Hs + He

= (12,18 + 2,03) m

= 14,21 m

e) Tebal dinding Tanki, t

$$t = \frac{P.R}{S.E_j - 0{,}6.P} + C$$

Keterangan :

P = Tekanan design = 19 atm = 279,22 Psi

r = Jari – jari kolom = 4,06 m = 159,84 in

S = Working stress allowable = 13.700 Psi

Ej = Welding joint efficiency = 0,85

C = Tebal korosi yang diinginkan = 0,125 in

$$t = \frac{279{,}22\text{psi x } 159{,}84\text{in}}{(13.700\text{psi x } 0{,}85) - (0{,}6 \text{ x } 279{,}22\text{psi})} + 0{,}125\text{in}$$

= 3,90 in

= 0,1 m

f) Outside Diameter (OD)

OD = ID + 2t

= 8,12 m + (2 x 0,1) m

= 8,32 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	*Tank*-03
Kode Alat	T-03
Tipe	Silinder vertikal
Jumlah	5 Unit
Fungsi	Tempat menampung produk Amonia
DATA DESAIN	
Temperatur (°C)	27
Tekanan (atm)	19
Kapasitas (m^3)	700,29
Tinggi (m)	14,21
Diameter (m)	8,12
OD (m)	8,32
Tebal Dinding (m)	0,1
Bahan Konstruksi	*Stainless Steel*
Lama Penyimpanan	3 hari

LAMPIRAN V
PERHITUNGAN EKONOMI

1. Menentukan Indeks Harga

Untuk menghitung biaya peralatan pada tahun 2022 digunakan indeks harga peralatan dari tahun 2012-2022 referensi "Plant Design and Economic for Chemical Engineers edisi 5" karangan Peter-Timmerhaus.

Tabel L4.1 Indeks Harga Tahun 2012 – 2022

Tahun	Indeks Harga
2012	443,213
2013	447,345
2014	451,476
2015	455,608
2016	459,739
2017	463,871
2018	468,002
2019	472,134
2020	476,265
2021	480,396
2022	484,528

Dengan menggunakan metode regresi linier, data diatas diubah ke dalam bentuk persamaan $y = 4,1315x - 7869,3056$. Dari ekstrapolasi data tersebut didapat indeks harga untuk tahun 2017 adalah 463,871 dan untuk tahun 2022 adalah 484,528.

2. Perhitungan Harga Peralatan

Nilai tukar uang pada 2022 untuk US $ 1.00 adalah sebesar Rp 15.000 dengan asumsi bahwa kondisi moneter nasional dalam keadaan stabil. Untuk menghitung harga peralatan digunakan perkiraan peralatan dengan menggunakan rumus :

$$\textit{Present cost} = \textit{original cost} \times \frac{\textit{Index cost at present price}}{\textit{Index cost at original price}} \quad \textit{(Peter,pg.164)}$$

Apabila data harga untuk ukuran yang dibutuhkan tidak tersedia maka dapat dipergunakan aturan yang disebut *"Sixth – Tenth Factor Rule"* dengan faktor 0,6. Diperoleh harga korelasi sebagai berikut :

$$\text{Harga alat A} = \text{Harga alat B} \times \left(\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}}\right)^{0,6} \quad \text{(Peter,Eq.6.1,pg.169)}$$

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka masing–masing harga peralatan pada tahun 2022 dapat dihitung, dengan hasil perhitungan pada tabel berikut :

Tabel 3. Daftar Harga Peralatan Tahun 2022

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Total Harga
1	Ab-01	Absorber	1	910.832
2	C-01	Cooler 01 (C-01)	1	80.598
3	C-02	Cooler-02 (C-02)	1	89.613
4	Cp-01	Compressor (Cp-01)	1	12.879
5	Cp-02	Compressor (Cp-02)	1	104.531
6	Cp-03	Compressor (Cp-03)	1	1.862.125
7	Cp-04	Compressor (Cp-04)	1	194.465
8	E-01	Ekspander (E-01)	1	2.039
9	E-02	Ekspander (E-02)	1	39.172
10	E-03	Ekspander (E-03)	1	15.991
11	F-01	Furnace (F-01)	1	1.631.492
12	F-02	Furnace (F-02)	1	3.344.762

13	F-03	Furnace (F-03)	1	2.433.716
14	H-01	Heater (H-01)	1	95.086
15	H-02	Heater (H-02)	1	44.753
16	H-03	Heater (H-03)	1	143.488
17	HE-01	Heat Exchanger (HE-01)	1	142.415
18	KOD-01	Knock Out Drum (KOD-01)	1	84.783
19	KOD-02	Knock Out Drum (KOD-02)	1	81.564
20	MS-01	Molecular Sieve (MS-01)	2	929.399
21	MS-02	Molecular Sieve (MS-02)	2	43.572
22	PC-01	Partial Condensor (PC-01)	1	88.432
23	PC-02	Partial Condenser (PC-02)	1	113.867
24	P-01	Pompa (P-01)	2	22.752
25	P-02	Pompa (P-02)	2	22.752
26	P-03	Pompa (P-03)	2	16.527
27	R-01	Reaktor (R-01)	1	8.446.904
28	R-02	Reaktor (R-02)	1	5.672.874
29	R-03	Reaktor (R-03)	1	5.464.028
30	R-04	Reaktor (R-04)	1	4.140.332
31	R-05	Reaktor (R-05)	1	7.243.945
32	ST-01	Stripper	1	794.174
33	WHB-01	Waste Heat Boiler (WHB-01)	1	128.570
34	WHB-02	Waste Heat Boiler (WHB-02)	1	110.541
35	T-01	Tangki (T-01)	1	162.698
36	T-02	Tangki (T-02)	1	118.697
37	T-03	Tangki (T-03)	5	408.356
		TOTAL	**46**	**$45.242.725,27**

Total *Purchased Equipment Cost* (PEC) = US$ 45.242.725,27

3. Perhitungan Biaya

3.1. Bahan Baku dan Katalis

Gas Alam

Harga (US $/ mmbtu) = 6

Kebutuhan /thn (mmbtu) = 64.800

Biaya / tahun (US$) = 64.800 mmbtu x 6 US$/mmbtu

= 388.800

Katalis Nikel Oxide (NiO)

Harga (US $/ kg) = 6,5

Kebutuhan /tahun (kg) = 41.135,35

Biaya / tahun (US$) = 41.135,35 kg x 6,5 US$/kg = 267.380

Katalis Iron Oxide (Fe_2O_3)

Harga (US $/ kg) = 1

Kebutuhan /tahun (kg) = 4.251,41

Biaya / tahun (US$) = 4.251,41 kg x 1 US $/kg

= 4.251

Katalis Ruthenium (Ru/Al_2O_3)

Harga (US $/ kg) = 0,055

Kebutuhan /tahun (kg) = 242.789

Biaya / tahun (US$) = 242.789 kg x 0,055 US $/kg

= 13.353

Adsorben 3A Zeolite

Harga (US $/ kg) = 1,725

Kebutuhan /tahun (kg) = 9.548

Biaya / tahun (US$) = 9.548 kg x 1,725 US$/kg

= 16.470

Adsorben 5A Zeolite

Harga (US $/ kg) = 1,8

Kebutuhan /tahun (kg) = 2.009,32

Biaya / tahun (US$) = 2.009,32 kg x 1,8 US$/kg

= 3.617

Larutan Benfield

Harga (US $/ kg) = 0,975

Kebutuhan /tahun (kg) = 27.924.602

Biaya / tahun (US$) = 27.924.602 kg x 0,975 US $/ m^3

= 83.773.806

Total Biaya Bahan Baku (US$) = $84.078.877

3.2. Biaya Bahan Bakar (*Fuel Gas*)

Harga Bahan Bakar per kg (US $/mmbtu) = 6

Kebutuhan Bahan Bakar /tahun (mmbtu) = 16.583,45

Biaya per tahun (US $) = 16.583,45 mmbtu x 6 US $/kg

= 99.501

3.3. Perhitungan Harga Tanah

Harga tanah /m^2 = Rp 3.583.659

Luas tanah = 125.524,02 m^2 = 12,55 Ha

Total Biaya tanah = Rp 449.835.216.214

= US$ 29.989.014

3.4. Perhitungan Harga Bangunan

Harga bangunan/m^2 = Rp. 3.000.000

Luas bangunan = 13.258 m^2

Biaya bangunan = Rp 39.774.000.000

= US$ 2.651.600

4. Operating Labour

Daftar gaji karyawan per bulan dapat dilihat dalam tabel L4.4. berikut ini

Tabel 4. Daftar Gaji Karyawan per Bulan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Total gaji/bulan (Rp)
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000
2	Direktur	3	35.000.000	105.000.000
4	Sekretaris Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
5	Sekretaris Direktur	3	10.000.000	10.000.000
6	Kepala Bagian	7	15.000.000	105.000.000
7	Kepala Seksi	18	10.000.000	180.000.000
8	Operator Instrument	16	7.000.000	112.000.000
9	Operator Kontrol	56	7.500.000	420.000.000
10	Operator Lapangan	108	7.000.000	756.000.000
11	Analis Laboratorium	8	6.500.000	52.000.000
12	Dokter	1	7.000.000	7.000.000
13	Perawat	2	5.500.000	11.000.000
14	Staff	20	5.000.000	100.000.000
15	Pekerja Bengkel	4	4.000.000	16.000.000
16	Pekerja Gudang	2	4.000.000	8.000.000
17	Pengemudi	2	3.500.000	7.000.000
18	Security	8	3.500.000	28.000.000
	Total	**260**		**1.997.000.000,00**

Jumlah gaji karyawan per bulan = Rp. 1.997.000.000,00

Jumlah gaji karyawan per tahun + Tunjangan hari raya (13 bulan)

Jumlah gaji karyawan pertahun = Rp. 1.997.000.000,00/bulan x 13 bulan/tahun

= Rp 25.961.000.000

= US$ 1.730.733

4.2 Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

1. **Total *Direct Cost* (DC)**

a. *Equipment, Installation dan Investment*

Purchased Equipment-pDelivered (PEC)	= US$ 45.242.725,27
Installation, insulation and painting (55% PEC)	= US$ 24.883.498,90
Instrumentation and Control (30% PEC)	= US$ 13.572.817,58
Piping and installed (80% PEC)	= US$ 36.194.180,21
Electrical and installed (40% PEC)	= US$ 18.097.090,11
b. *Building*	= US$ 2.651.600
c. *Service Facilities & yard improvement* (98% PEC)	= US$ 44.337.870,76
d. *Land*	=US$ 29.989.014,41+
Total *Direct Cost* (DC)	**= US$ 214.968.797,23**

2. ***Indirect Cost* (IDC)**

a. *Engineering and supervision* (5% PEC)	= US$ 2.262.136,26
b. *Contruction expense* (10 % DC)	= US$ 21.496.879,72
c. *Contractor's fee* (3 % DC)	= US$ 6.449.063,92
d. *Contigency* (7 % FCI)	= US$22.883.175,20+
Total *Indirect Cost* (IDC)	**= US$ 53.091.255,10**

3. ***Fixed capital Investement* (FCI)**

FCI = (DC + IDC) **=US$ 326.902.502,85**

4. ***Working Capital* (10 % TCI)**

WC = 10 % TCI **= US$ 57.688.676,97**

***TOTAL CAPITAL INVESTMENT* (TCI)**

TCI = FCI + WC

= FCI + 0,3 TCI

= FCI/(1- 0,3) **=US$ 384.591.179,82**

4.3. Perhitungan *Total Production Cost* (TPC)

1. *Manufacturing Cost* (MC)

a. Direct Production Cost

Raw material	= US$ 84.078.877,41
Operating Labor (OL)	= US$ 1.732.466,67
Direct supervisory & Clerical Labor(20% OL)	= US$ 346.493,33
Utilities (15% TPC)	= US$ 45.186.033,12
Maintenance & repair/MR (10% FCI)	= US$ 32.690.250,29
Operating Supplies (15%MR)	= US$ 4.903.537,54
Labortory charge (15% OL)	= US$ 259.870
Patent & royalties (6% TPC)	= US$ 18.074.413,25+
Total Direct Production Cost	**=US$ 187.271.941,61**

b. Fixed Charge

Depreciation (10% FCI)	= US$ 32.690.250,29
Local taxes (4% FCI)	= US$ 13.076.100,11
Insurance (1% FCI)	= US$3.269.025,03+
Total Fixed Charge	**= US$ 49.035.375,43**

***Plant Overhead Cost* (70% MR + LO + DSCL)** = **US$ 17.384.605,14**

Total Manufacturing Cost **=US$ 253.691.922,18**

2. *General Expenses* (GE)

a. *Administrative cost* (15% OL)	= US$ 5.215.381,54
b. *Distribution & selling price* (20% TPC)	= US$ 60.248.044,16
c. *Research & Development cost* (5% TPC)	= US$ 15.062.011,04
d. *Financing* (10% TCI)	= US$ 38.459.117,98 +
Total General Expenses	**= US$ 118.984.554,72**

***TOTAL PRODUCTION COST* (TPC)**

TPC = MC + GE **= US$ 301.240.220,78**