APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Produk hexamine = 20000 kg/hari.

Reaktan : 1. Gas ammonia :

Ammonia = 99,5 % berat

Air = 0,5 % berat

2. Larutan formaldehyde

Formaldehyde = 37 %.

Metanol = 7 %.

Air = 56 %.

(Encyclopedia of Chemical Processing and Design)

Dari Perry 3rd :

BM_{Air} = 18 kg/kgmol

$BM_{Ammonia}$ = 17 kg/kgmol

$BM_{Formaldehyde}$ = 30 kg/kgmol

$BM_{Hexamine}$ = 140 kg/kgmol

Basis : 1 hari operasi

1. Bahan Baku

Formaldehyde yang masuk reaktor = 26069,3591 kg

$$= \frac{26069{,}3591 kg}{30 kg / kmol}$$

= 868,9786 kmol

Perbandingan Ammonia dengan Formaldehyde yang masuk reaktor :

$$\frac{0{,}67 NH_3}{CH_2O} (mol) \qquad \text{(Riegel's)}$$

Sehingga massa ammonia yang masuk rektor = 0,67 * 868,9786 kmol

= 582,2157 kmol = 9897,6669 kg

Jadi, Komposisi Bahan Baku masuk reaktor:

- Larutan Formaldehyde :
  - $M_{Formaldehyde}$ = 26069,3591 kg
  - $M_{Metanol}$ $= \left(\frac{7\%}{37\%}\right) * 26069{,}3591$ kg

    = 4932,0409 kg
  - M_{Air} $= \left(\frac{56\%}{37\%}\right) * 26069{,}3591$ kg

    = 39456,3273 kg

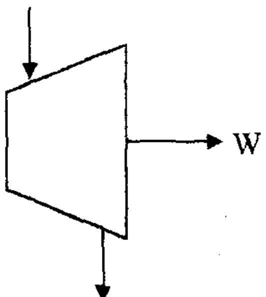
- Gas Amonia :
  - M_{Amonia} = 9897,6669 kg
  - M_{Air} $= \left(\frac{0{,}5\%}{99{,}5\%}\right) * 9897{,}6669$ kg

    = 49,7370 kg

2. **Expander**

$P_{1(NH3)}$ = 11,5 atm = 169,2 psia

T_1 = 30 °C



$P_{2(NH3)}$ = 10 psia = 0,7083 atm

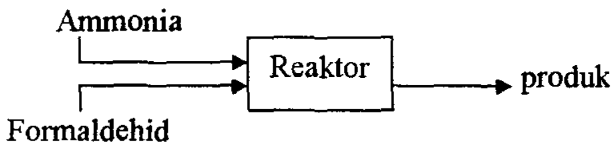
T_2 = - 40 °F = - 40 °C

Dari neraca panas dapat mengetahui komposisi NH_3 (ammonia) keluar Expander:

$X^v = 0{,}2095$

$X^l = 0{,}7905$

3. Reaktor



Reaksi yang terjadi :

$$6\ CHOH + 4NH_3 \rightarrow (CH_2)_6N_4 + 6\ H_2O$$

Formaldehyde   Ammonia   Hexamine   Air

Reaksi yang terjadi = 98% berdasarkan limiting reaktan (Riegel's)

a. Masuk reaktor

- $M_{Ammonia}$ = 9897,6669 kg = 582,2157 kmol
- $M_{Formaldehyde}$ = 26069,3591 kg = 868,9786 kmol
- $M_{Metanol}$ = 4932,0409 kg
- M_{Air} = 39506,0643 kg.

Berdasarkan reaksi yang terjadi 98% terhadap limiting reaktan (Riegel's).

- $M_{Ammonia\ yang\ bereaksi}$ = 0,98 x 582,2157 kmol

= 570,5714 kmol x 17 kg/kgmol

= 9699,7138 kg.

- $M_{Formaldehyde\ yang\ bereaksi} = \left(\frac{6}{4}\right)$x 570,5714 kmol

= 855,8571 kmol x 30 kg/kmol

= 25675,7130 kg.

- $M_{larutanHexamine\ yang\ terbentuk} = \left(\frac{1}{4}\right)$x 570,5714 kmol

= 142,6429 kmol x 140 kg/kgmol

= 19970 kg.

- $M_{H2O\ yang\ terbentuk}$ $= \left(\frac{6}{4}\right)$ x 570,5714 kmol

= 855,8571 kmol x 18 kg/kmol

= 15405,4278 kg.

b. Keluar reaktor

- Produk Bawah

Kandungan larutan Hexamin keluar dari reaktor (Rigel's):

Hexamine = 35 % berat = 19970 kg

Air = 65% berat $= \left(\frac{65\%}{35\%}\right)$ * 19970 kg

= 37087,143 kg

- Produk Atas (Uap)

M_{H2O} = (39506,0643 + 15405,4278) kg – 37087,143 kg

= 17824,3492 kg.

$M_{CHOH\ sisa}$ = (26069,3591 – 25675,713) kg = 393,645 kg.

M_{CH3OH} = 4932,0409 kg

$M_{NH3\ sisa}$ = (9897,6669 – 9699,7138) kg = 197,9531 kg.

Karena NH_3 berlebih maka gas NH_3 direcycle agar lebih ekonomis, maka massa gas NH_3 yang keluar dari tangki ammonia adalah:

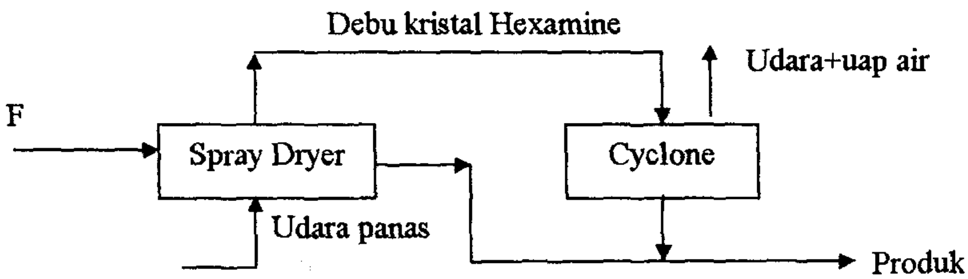
= (9897,6669-197,9531) kg

= 9699,7138 kg

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Kg**	**Komponen**	**Kg**
Gas Ammonia		Lar Hexamine	
- Ammonia	9699,7138	. Hexamine	19970,0000
- Air	49,7370	- Air	37087,1430

Lar Formaldehyde		Uap	
- Formaldehyde	26069,3591	- Metanol	4932,0409
- Air	39456,3273	- Formaldehide	393,645
- Metanol	4932,0409	- Air	17824,3492
Recycle Ammonia	197,9531	- Ammonia	197,9531
Total =	80405,1312	Total =	80405,1312

4. Spray Dryer dan Cyclone



Kandungan air dalam produk kristal hexamine = 0,1 sampai 0,2 % berat dan kristal yang menuju cylone sebesar 2 % berat. (Riegel's)

Asumsi kadar air dalam kristal hexamine = 0,15 % berat

Produk kristal Hexamine yang terbentuk

- $M_{Hexamine}$ = 19970 kg

- $M_{Air} = \frac{0{,}15\%}{99{,}85\%} * 19970$ = 30 kg +

20000,0000 kg

Massa Debu kristal hexamine yang menuju ke cyclone = 2% * 20000,0000 kg = 400 kg

Jadi, komposisi debu kristal hexamine:

- Hexamine = 99,85% * 400 kg = 399,4 kg
- Air = 0,15% * 400 kg = 0,6 kg

Massa kristal hexamine yang keluar dari spray dryer = (20000,0000 - 400) kg

= 19600,0000 kg,

dengan komposisi:

- Hexamine = (19970 – 399,4) kg = 19570,6 kg
- Air = (30 – 0,6) kg = 29,4 kg

Massa air yang teruapkan adalah: (37087,143 – 30) kg = 37057,143 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Kg**	**Komponen**	**kg**
Larutan Hexamine		Kristal Hexamine :	
- Hexamine	19970,0000	. Hexamine	19570,6000
- Air	37087,1430	- Air	29,4
		Debu Kristal Hexamine	
		- Hexamine	399,4000
		- Air	0,6000
		Air yang teruapkan	37057,1430
Total =	57057,143	Total =	57057,143

APPENDIX B

NERACA PANAS

APPENDIX B
NERACA PANAS

Satuan : kcal/hari.

Suhu referens : 25°C = 298 K

Fase referens : liquida gas

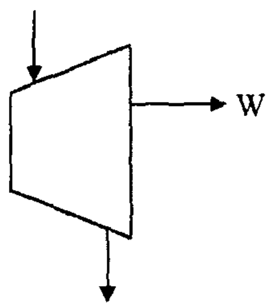
CH_2O NH_3

CH_3OH

H_2O

1. **Expander**

$P_{1(NH3)}$ = 11,5 atm = 169,2 psia
T_1 = 30 °C



$P_{2(NH3)}$ = 10 psia = 0,7083 atm
T_2 = - 40 °F = - 40 °C

Dari Smith and Van Ness edisi 4 dengan $P_{1(NH3)}$ = 11,5 atm= 169,2psia; T_1= 30 °C = 86 °F mendapat:

- H_1 = 138,9 Btu/lbm
- S_1 = 0,287 Btu/lbm

Dengan $P_{2(NH3)}$ = 10 psia = 0,7083 atm; T_2 = -40 °F = -40 °C mendapat:

- S^l = 0 Btu/lbm
- S^v = !,4242 Btu/lbm
- H^l = 0 Btu/lbm
- H^v = 597,6 Btu/lbm

Secara teoritis:

$S_1 = S_2 = 0{,}2875$ Btu/lbm

$S_2 = X^l * S^l + X^v * S^v$

$= (1 - X^v) * S^l + X^v * S^v$

$0{,}2875 = (1 - X^v) * 0 + X^v * 1{,}4242$

$X^v = 0{,}2019$

$H_2 = X^l * H^l + X^v * H^v$

$H_2 = (1 - X^v) * H^l + X^v * H^v$

$H_2 = (1 - X^v) * 0 + 0{,}2019 * 597{,}6$

$H_2 = 120{,}6554$ Btu/lbm

$W_{S\ teoritis} = H_{2\ teoritis} - H_1 = (120{,}6554 - 138{,}9)$ Btu/lbm

$= -18{,}2446$ Btu/lbm

Secara aktual :

dengan $\eta = 0{,}75$

$W_{S\ aktual} = W_{S\ teoritis} * \eta$

$= -18{,}2446 * 0{,}75$

$= -13{,}6835$ Btu/lbm

$W_{S\ aktual} = H_{2\ aktual} - H_1$

$H_{2\ aktual} = W_{S\ aktual} + H_1$

$= (-13{,}6835 + 138{,}9)$ Btu/lbm

$= 125{,}2165$ Btu/lbm

$H_{2\ aktual} = X^l * H^l + X^v * H^v$

$H_{2\ aktual} = (1 - X^v) * H^l + X^v * H^v$

$125{,}2165 = (1 - X^v) * 0 + X^v * 597{,}6$

$X^v = 0{,}2095$

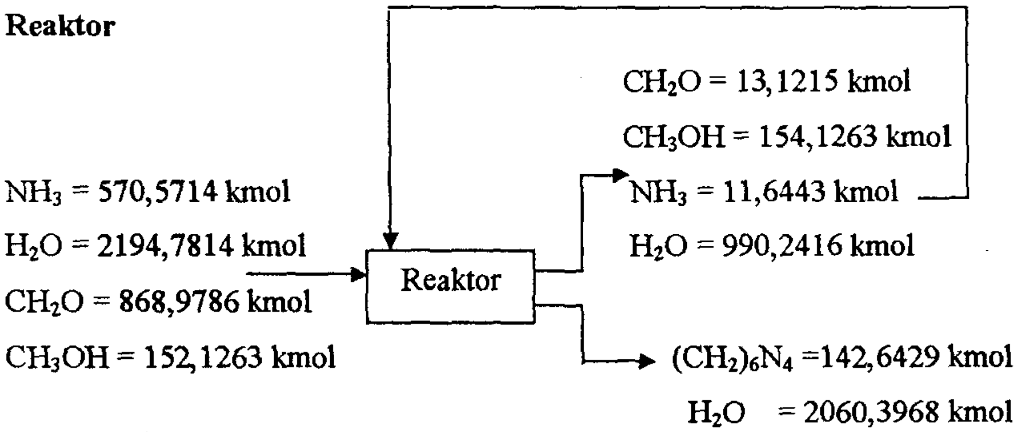
$X^l = 0{,}7905$

Jadi komposisi keluar expander :

$X^v = 0{,}2095$

$X^l = 0{,}7905$

2. Reaktor



a. Entalpi feed

H^l_{25} = 128,55 Btu/lbm (Smith van Ness,ed4)

H^l_{-40} = 0 Btu/lbm (Smith van Ness,ed4)

H^v_{25} = 630,25 Btu/lbm (Smith van Ness,ed4)

H^v_{-40} = 579,60 Btu/lbm (Smith van Ness,ed4)

H^v_{50} = 680,25 Btu/lbm (Perry ed5)

Cp H_2O (l) = 17,91 kcal/kmol °C (Himmeblau)

Cp CH_2O (l) = 8,461 kcal/kmol °C (Kirk Othmer)

Cp CH_3OH (l) = 28,9502 kcal/kmol °C (Sherwood)

$\Delta H\ NH_{3(g)}$ = $mNH_3 \times (H_{25} - H_{-40})$

=0,208x21384,183x(630,25 597,6)+0,792x21384,183x(128,55-0)

= 2322382,15 Btu

= 585614,174 kcal/hari

$\Delta H\ NH_{3r\,(g)}$ = $mNH_3 \times (H^v_{25} - H^v_{50})$

= 436,4142 x (630,25-680,6525)

= -21996,3667 Btu

= -5546,6038 kcal/hari

$\Delta H\ CH_2O$ = n CH_2O x Cp CH_2O x ΔT

= 868,9786 x 8,461 x (25-30)

= -36762,1397 kcal/hari

$\Delta H\ CH_3OH$ = n CH_3OH x Cp CH_3OH x ΔT

= 154,1263 x 28,9502 x (25-30)

= -22309,9361 kcal/hari

$\Delta H\ H_2O$ = n H_2O x Cp H_2O x ΔT

= 2194,7814 x 17,91 x (25-30)

= -196542,6744 kcal/hari

ΔH reaktan total = (585614,174 - 5546,6038 - 36762,1397 - 22309,9361 - 196542,6744) kcal/hari

= 324452,82 kcal/hari

b. Reaksi

$\Delta H^o_{F298}\ H_2O$ = - 68317,4 kcal/kmol (Perry, ed7)

$\Delta H^o_{F298}\ CH_2O$ = - 27700 kcal/kmol (Kirk Othmer, vol 10)

$\Delta H^o_{F298}\ NH_3$ = - 10960 kcal/kmol (Perry, ed7)

$\Delta H^o_{F298}\ C_6H_{12}N_4$ = - 28800 kcal/kmol (Riegel's)

ΔH reaksi = $\sum \Delta H_{Fproduk} - \sum \Delta H_{Freaktan}$

= ((n $C_6H_{12}N_4$ x $\Delta H^o_{F298}\ C_6H_{12}N_4$) + (n H_2O x $\Delta H^o_{F298}\ H_2O$)) –

((n CH_2O x $\Delta H^o_{F298}\ CH_2O$) + (n NH_3 x $\Delta H^o_{F298}\ NH_3$))

= ((142,6429 x 28800) + (855,8571 x (-68317,40))) –

((855,8571 x (-27700)) + (570,5714 x (-10960)))

= - 24401112,11 kcal/hari

c. Produk

Suhu keluar produk = 70°C

1. Produk Atas (uap)

$H^v_{70}(g)$ = 700,557 Btu/lbm (Perry ed5)

Cp $H_2O(g)$ = 8,0793 kcal/kmol°C

Cp $CH_2O(g)$ = 8,6772 kcal/kmol°C

Cp $CH_3OH(g)$ = 11,1916 kcal/kmol°C

$\Delta H\ NH_{3(g)} = mNH_3 \times (H^v_{70} - H^v_{25})$

$= 436{,}4142 \times (700{,}557\text{-}630{,}25)$

$= 30682{,}9732$ Btu

$= 7737{,}0185$ kcal/hari

$\Delta H\ CH_2O = n\ CH_2O \times Cp\ CH_2O \times \Delta T$

$= 13{,}1215 \times 8{,}6772 \times (70\text{-}25)$

$= 5123{,}6046$ kcal/hari

$\Delta H\ CH_3OH = n\ CH_3OH \times Cp\ CH_3OH_{(g)} \times \Delta T$

$= 154{,}1263 \times 11{,}1916 \times (70\text{-}25)$

$= 77621{,}3955$ kcal/hari

$\Delta H\ H_2O = n\ H_2O \times Cp\ H_2O_{(g)} \times \Delta T$

$= 990{,}2416 \times 8{,}0793 \times (70\text{-}25)$

$= 360020{,}6531$ kcal/hari

$\Delta H_{total\ Produk\ Atas} = (7737{,}0185 + 5123{,}6046 + 77621{,}3955 + 360020{,}6531)$kcal/hari

$= 450502{,}6717$ kcal/hari

2. Produk Bawah (Larutan)

Cp hexamine dihitung dengan Kopp Rule dimana :

Cp hexamine $= (6 \times C) + (12 \times H) + (4 \times N)$

$= (6 \times 2{,}8) + (12 \times 4{,}3) + (4 \times 8)$

$= 100{,}4$ cal/mol °C = 100,4 kcal/kmol °C

$\Delta H\ (CH_2)_6N_4 = n\ (CH_2)_6N_4 \times Cp\ (CH_2)_6N_4 \times \Delta T$

$= 142{,}6429 \times 100{,}4 \times (70 - 25)$

$= 644460{,}6222$ kcal/hari

$\Delta H\ H_2O = n\ H_2O \times Cp\ H_2O_{(g)} \times \Delta T$

$= 2060{,}3968 \times 18{,}0075 \times (70\text{-}25)$

$= 1669616{,}792$ kcal/hari

ΔH_{total} Produk Bawah = (644460,6222 +1669616,792) kcal/hari

= 2314077,414 kcal/hari

Total ΔH produk = ΔH_{total} Produk Atas + ΔH_{total} Produk Bawah

= (450502,6717 + 2314077,414) kcal/hari

= 2764580,086 kcal/hari

Entalpi feed + panas reaksi = entalpi produk :

= (324452,82 + (-24401112,11) + 2764580,086) kcal/hari

= -21312079,2 kcal/hari

Diambil Qloss = 5%, sehingga Qloss = 5% x (-21312079,2 kcal/hari)

= -1065603,96 kcal/hari

Panas yang timbul atau yang diserap pendingin adalah:

= -21312079,2 - (-1065603,96)

= -20246475,24 kcal/hari

Suhu air pendingin masuk = 30°C

Suhu air pendingin keluar = 50°C

Cp air rata-rata = 17,9746 kcal/kmol°C (Himmeblau)

Kebutuhan Air Pendingin (m):

$$= \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

$$= \frac{20246475,24}{17,9746.(50 - 30)}$$

= 56319,6823 kmol/hari

= 1013751,282 kg/hari

= 1013,7543 ton/hari

Masuk	kcal/hari	Keluar	Kcal/hari
Entalpi feed		Entalpi produk	2764580,086
- NH_3	585614,1740	Panas yang diserap	20246475,24
- NH_3	5546,6038	pendingin	
- CH_2O	36762,1397	Panas yang hilang	1065603,96
- CH_3OH	22309,9361		
- H_2O	196542,6744		
Panas reaksi	24401112,11		
Total	24076659,29	Total	24076659,29

3. Barometic condensor

Fungsi : Mengembunkan uap dari steam ejektor

Tipe : Dry air counter current condensor

Perhitungan :

Asumsi : suhu keluar barometic condensor = 50°C

Panas yang ditimbulkan oleh bahan masuk barometic kondensor:

1. Panas yang ditimbulkan oleh steam

   ΔH_{steam} = m * $\lambda_{100°C}$ + m * Cp_{liguid} * ΔT

   = 2779,5653 kg/jam * (2676,1-419,04) kj/kg + 154,4203 kgmol/jam * 75,8529 kj/kgmol.°K * (323-373)°K

   = 5687984,277 kj/jam

2. Panas yang ditimbulkan oleh metanol.

   $\Delta H_{metanol}$ = m * Cp_{gas} * ΔT +m * $\lambda_{64°C}$ + m * Cp_{liguid} * ΔT

   = 6,4219 kgmol/jam * 48,4053 kj/kgmol.°C * (64-70)°C + 6421.9283 grmol/jam * 3,17 kj/grmol + 6,4219 kgmol/jam * 244,8071 kj/kgmol.°C * (323-337)°K

   =-3517,3853 kj/jam

3. Panas yang ditimbulkan oleh amonia.

   ΔH_{amonia} = m * Cp_{gas} * ΔT

   = 0,4852 kgmol/jam * 36,9370 kj/kgmol.°C * (50-70)°C

   = -358,4366 kj/jam

4. Panas yang ditimbulkan oleh formaldehid.

   $\Delta H_{formaldehid}$ = m * Cp_{liguid} * ΔT

   = 546,7292 grmol/jam * 17,4 cal/grmol.°C * (50-70) °C

   = -796,5879 kj/jam

5. Panas yang ditimbulkan oleh uap air.

   $\Delta H_{uap\ air}$ = m * Cp_{liguid} * ΔT

$\Delta H_{uap\ air}$ $= m * Cp_{liguid} * \Delta T$

$= 41{,}2601$ kgmol/jam * 75,5815 kj/kgmol.°K * (323-343)°K

$= -62370{,}0050$ kj/jam

$\Delta H_{total\ bahan\ masuk\ barometic\ kondensor} = \Delta H_{steam} + \Delta H_{metanol} + \Delta H_{amonia} + \Delta H_{formaldehid} + \Delta H_{uap\ air}$

= 5687984,277 kj/jam +(-3517,3853 kj/jam) + (-358,4366 kj/jam) + (-796,5879 kj/jam) + (-62370,0050 kj/jam)

= 5620941,862 kj/jam

Berdasarkan Azas Black

$\Delta H_{total\ bahan\ masuk\ barometic\ kondensor} = \Delta H_{air\ pendingin}$

5620941,862 kj/jam $= m_{air\ pendingin} * Cp_{air\ pendingin} * \Delta T$

5620941,862 kj/jam $= m_{air\ pendingin}$ * 75,2049 kj/kmol°K * (323-303)°K

Jadi kebutuhan air pendingin = 3737,0849kg/jam

= 3,7533 m^3 / jam

4. Spray Dryer

Feed masuk berupa

Hexamine = 142,6429 kmol

Air = 2060,3968 kmol

T operasi = 105°C (Riegel's)

T feed masuk = 70°C

Cp Hexamine =100,4 kcal/kmol°C

Cp rata-rata H_2O (70-100°C) = 18,1728 kcal/kmol°C (Himmeblau)

Cp rata-rata H_2O (100-105°C) = 8,1836 kcal/kmol°C (Himmeblau)

Entalpi $H_2O_{(l)}$ pada T= 70°C adalah 292,98 kj/kg =1260,4302 kcal/kmol

Entalpi $H_2O_{(l)}$ pada T= 105°C adalah 2683,8 kj/kg =11545,9847 kcal/kmol

Panas yang dibutuhkan untuk mengeringkan hexamine

$Q_1 = n\ (CH_2)_6N_4 \times Cp\ (CH_2)_6N_4 \times \Delta T$

$= 142{,}6429 \times 100{,}4 \times (\ 105\text{-}70\ )$

$= 501247.1506$ kcal

Panas yang dibutuhkan untuk memanaskan air yang terikat pada hexamine

$Q_2 = n\ H_2O \times Cp\ H_2O \times \Delta T$

$= 1{,}6667 \times 18{,}1728 \times (\ 100\text{-}70\ )$

$= 908.6582$ kcal

Panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air

$Q_3 = n\ H_2O \times \Delta H$

$= 2058{,}7302 \times (11545{,}9847\text{-}1260{,}4302\ )$

$= 21175181.67$ kcal

$Q_4 = n\ H_2O \times Cp\ H_2O \times \Delta T$

$= 2058{,}7302 \times 8{,}1836 \times (\ 105\text{-}100\ )$

$= 84239.1223$ kcal

Panas yang harus disupplai diambil 25% berlebih dari panas total

$= 125\% \times (\ Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4\ )$

$= 27201970{,}75$ kcal

Menghitung massa udara panas yang dibutuhkan

Udara panas masuk pada suhu 200°C

Cp rata-rata udara panas = 7,0545 kcal/kmol°C (Himmeblau)

$Q_{\text{udara panas}} = n_{\text{udara panas}} \times Cp_{\text{udara panas}} \times \Delta T$

$n_{\text{udara panas}} = Q_{\text{udara panas}} / (\ Cp_{\text{udara panas}} \times \Delta T\ )$

$= 27201970{,}75 / (\ 7{,}0545 \times (\ 200\text{-}105\ ))$

$= 40589{,}2032$ kmol

$m_{\text{udara panas}} = 1177086{,}894$ kg

Masuk (kkal/hari)		Keluar (kkal/hari)	
Entalphi udara masuk	27201970,75	Entalphi bahan	21761576,6
		Panas yang hilang	5440394,15
Total	27201970,75	Total	27201970,75

5. Burner

Gas panas untuk memanaskan udara diperoleh dari hasil pembakaran gas LNG dengan udara.

Q untuk memanaskan udara = $Q_{udara\ panas} + Q_{loss}$

= (27149768,84 + (5% x 27149768,84)) kcal

= 28507257,28 kcal

Basis: X kmol LNG

Komposisi LNG (Ulman's)

Metana: 87,1% = 0,871X kmol

Etana : 3,41% = 0,0341X kmol

Propana : 1,73% = 0,0173X kmol

N2 : 7,1% = 0,071X kmol

CO_2 : 0,31% = 0,0031X kmol

Helium : 0,35% = 0,0035X kmol

Reaksi pembakaran pada Burner

$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2\ H_2O$ ....(1)

$C_2H_6 + 7/2O_2 \longrightarrow 2\ CO_2 + 3\ H_2O$ ....(2)

$C_3H_8 + 5O_2 \longrightarrow 3\ CO_2 + 4\ H_2O$ ....(3)

Mencari suhu untuk pembakaran

Metana : 87,1% = 0,871X kmol

Etana : 3,41% = 0,0341X kmol

Propana : 1,73% = 0,0173X kmol

Total = 0,9224X kmol

Fraksi mol Metana = (0,871X / 0,9224X) = 0.9443

Etana = 0,0370

Propana = 0,0188

Suhu pembakaran gas alam(LNG)

= Σ(Fraksi mol x Tf)i

dimana Tf : suhu pembakaran

untuk Metana: 1918°C, Etana: 1949°C, Propana: 1967°C (Hougen)

i : masing-masing komponen gas alam

Data yang ada dimasukkan ke rumus, sehingga memperoleh suhu pembakaran gas alam adalah : 1920,26°C

Berdasarkan persamaan reaksi, mendapat:

CO_2 hasil reaksi 1,2 dan 3 adalah = (0,871X + (2 x 0,0341X) + (3 x 0,0173X))

= 0,9911X kmol

CO_2 yang dihasilkan dari reaksi (1) sebanyak = (0,871X / 0,9911X) x 100%

= 87,8822%

O_2 yang dibutuhkan = ((2 x 0,871X) + ((7 / 2) x 0,0341X) + (5 x 0,0173X))

$\doteq$ 1,94785X kmol

H_2O yang dihasilkan = ((2 x 0,871X) + (3 x 0,0341X) + (4 x 0,0173X))

= 1,9135X kmol

Udara yang dibutuhkan = (100% / 21%) x 1,94785X kmol = 9,2755X kmol

Untuk pembakaran, menggunakan udara berlebih sebesar 25%.

Jadi, jumlah udara yang digunakan: 125% x 9,2755X = 11,1306X kmol

Udara terdiri dari:

21% O_2 = 2,33742X kmol

79% N_2 = 8,79315X kmol

Komposisi gas keluar:

CO_2	= (0,9911X + 0,0031X) kmol = 0,9942X kmol	= 43,7448X kg
H_2O	= 1,9135X kmol	= 34,4430X kg
O_2	= (2,33742X - 1,94785X) kmol = 0,38957X kmol	= 12,4662X kg
N_2	= (0,79315X + 0,071X) kmol = 8,86415X kmol	= 248,1962X kg
He	= 0,0035X kmol	= 0,0140X kg
	Total	= 338,8642X kg

% berat CO_2 = (43,7448X / 338,8642X) x 100% = 12,9092%

Dengan cara sama memperoleh:

% berat H_2O = 10,1642%

% berat O_2 = 3,6788%

% berat N_2 = 73,2436%

% berat He = 0,0042%

Cp gas panas:

Dari Himmeblau App E, mendapat data sbb:

	T_1	T_2	a	$b.10^2$	$c.10^5$	$d.10^9$
CO_2	1500	500	36,11	4,233	-2,887	7,464
H_2O	1500	500	33,46	0,688	0,7604	-3,593
He	1500	500	20,8	-	-	-

Cp rata-rata = $a + (b \times (T_1 + T_2) / 2) + (c \times (T_2^2 + (T_2 \times T_1) + T_1^2) / 3) + (d \times (T_1^2 + T_2^2) \times (T_1 + T_2) / 4)$

Dengan memasukkan data yang ada ke dalam rumus diatas,maka memperoleh:

Cp CO_2 = 56,4942 J/mol°C = 1,2840 kJ/kg°C

Cp H_2O = 44,0864 J/mol°C = 2,4492 kJ/kg°C

Cp O_2 = 35,7364 J/mol°C,= 1,1168 kJ/kg°C

Cp N_2 = 33,8102 J/mol°C = 1,2075 kJ/kg°C

Cp He = 20,8 J/mol°C = 5,2 kJ/kg°C

Cp gas panas = (y CO_2 x Cp CO_2) + (y H_2O x Cp H_2O) +(y O_2 x Cp O_2) + (y N_2 x Cp N_2) + (y He x Cp He)

= (0,129092 x 1,2840) + (0,101642 x 2,4492) + (0,036788 x 1,1168) + (0,732436 x 1,2075) + (0,000042 x 5,2)

= 1,3404 kJ/kg°C

Cp udara = 1,0272 kJ/ kg°C

Mencari ΔH_T

- Reaktan, masuk pada suhu 30°C

Cp CH_4 = 35,8165 kJ/kmol°C

Cp C_2H_6 = 53,1541 kJ/kmol°C

Cp O_2 = 29,4139 kJ/kmol°C

Cp N_2 = 29,0648 kJ/kmol°C

$Cp\ C_3H_8 = 74{,}1455$ kJ/kmol°C

$Cp\ CO_2 = 37{,}2523$ kJ/kmol°C

$Cp\ He = 20{,}8$ kJ/kmol°C

- Gas LNG:

$\Delta H_R CH_4 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}8710X \times 35{,}8165 \times (25-30)$
$= -155{,}9809X$ kJ

$\Delta H_R C_2H_4 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}0341X \times 53{,}1541 \times (25-30)$
$= -9{,}0628X$ kJ

$\Delta H_R C_3H_8 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}0173X \times 74{,}1455 \times (25-30)$
$= -6{,}4136X$ kJ

$\Delta H_R CO_2 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}0031X \times 37{,}2523 \times (25-30)$
$= -0{,}5774X$ kJ

$\Delta H_R N_2 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}0710X \times 29{,}0648 \times (25-30)$
$= -10{,}3180X$ kJ

$\Delta H_R He = n \times Cp \times \Delta T$
$= 0{,}0035X \times 20{,}8 \times (25-30) = -0{,}364X$ kJ

- Udara:

$\Delta H_R N_2 = n \times Cp \times \Delta T$
$= 8{,}7932X \times 29{,}0648 \times (25-30)$
$= -1277{,}8620X$ kJ

$\Delta H_R O_2$ = n x Cp x ΔT

= 2,3374X x 29,4139 x (25-30)

= -343,7603X kJ

ΔH_R total = -1804,34X kJ

- Reaksi (ΔH^o_{298})

$\Delta H_F CH_4$ = -74,84 kJ/mol $\Delta H_F O_2$ = 0

$\Delta H_F C_2H_6$ = -84,667 kJ/mol $\Delta H_F CO_2$ = -393,51 kJ/mol

$\Delta H_F C_3H_8$ = -103,85 kJ/mol $\Delta H_F H_2O$ = -241,826 kJ/mol

ΔH^o_{298} = Σ (n x ΔH_Fhasil) - Σ (n x ΔH_Freaktan)

= (nCO_2 x $\Delta H_F CO_2$ + nH_2O x $\Delta H_F H_2O$) – (nO_2 x $\Delta H_F O_2$ + nCH_4 x $\Delta H_F CH_4$ + nC_2H_6 x $\Delta H_F C_2H_6$ + nC_3H_8 x $\Delta H_F C_3H_8$)

= -782872,4223X kJ

- Produk

Cp CO_2 = 44,9350 kJ/kmol°C

Cp H_2O = 35,8147 kJ/kmol°C

Cp N_2 = 29,9848 kJ/kmol°C

Cp O_2 = 31,6450 kJ/kmol°C

$\Delta H_P CO_2$ = n x Cp x ΔT

= 0,9942X x 44,9350 x (1920,26-25)

= 84669,5598X kJ

$\Delta H_P H_2O$ = n x Cp x ΔT

= 1,9135X x 35,8147 x (1920,26-25)

= 129884,8751X kJ

$\Delta H_P O_2$ = n x Cp x ΔT

= 0,3896X x 31,6450 x (1920,26-25) = 23366,4559X kJ

$\Delta H_P N_2$ = n x Cp x ΔT

= 8,8642X x 29,9848 x (1920,26-25)

= 503743,5513X kJ

$\Delta H_P He$ = n x Cp x ΔT

$= 0,0035X \times 20,8 \times (1920,26-25)$

$= 137,9749X$ kJ

$\Delta H_P total = 741802,417X$ kJ

$\Delta H_T = \Delta H_R total + \Delta H^o_{298} + \Delta H_P total$

$= -42874,3453X$ kJ

Menghitung kebutuhan gas panas

Qgas panas = Qudara + Qloss

$(mxCpx\Delta T)$gas panas + $(mx\Delta H_T)$gas panas = $(mxCpx\Delta T)$udara + (5%xQgas panas)

$0,95 \times ((338.8642X \times 1.3404 \times (1920.26 - 500)) + (-42874.3453X)) =$

$1177086,894 \times 1,0272 \times (200 - 30)$

$572115,6737X = 205547621,8$

$X = 359.2763$ kmol

Komposisi gas keluar:

CO_2 = 0,9942X kmol = 357,1925 kmol	= 15716,47 kg
H_2O = 1,9135X kmol = 687,4752 kmol	= 12374,5536 kg
O_2 = 0,38957X kmol = 139,9633 kmol	= 4478,8256 kg
N_2 = 8,86415X kmol = 3184,6790 kmol	= 89171,012 kg
He = 0,0035X kmol = 1,2575 kmol	= 5,03 kg

BM LNG = (0,8710 x 16) + (0,0341 x 30) + (0,0173 x 44) + (0,0710 x 28) + (0,0031 x 44) + (0,0035 x 4)

= 17,8586 kg/kmol

Massa LNG yang dibutuhkan = 359,2763 kmol x 17,8586 kg/kmol

= 6416,1717 kg

Massa udara yang dibutuhkan = 11,1306X kmol

= 3998,9608 kmol

= 115969,8628 kg/hari

= 115,9698 ton/hari

Masuk (kkal/hari)		Keluar (kkal/hari)	
Entalphi Gas Panas	216365916,7	Entalphi Panas keluar	205547621,8
		Panas yang hilang	10818294,86
Total	216365916,7	Total	216365916,7

APPENDIX C

SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C
SPESIFIKASI ALAT

NH_3 Storage Tank (F-120)

Fungsi : untuk menyimpan NH_3 dalam bentuk cair selama 1 minggu

Bentuk : Tangki silinder horizontal bertekanan dengan tutup elliptical dished head

Kondisi operasi :

Tekanan , P = 168,5384 psia = 11,4683 atm (Perry 7 ed., pp 2-88)

Temperatur, t = 30° C

Kebutuhan NH_3 = 414,4752 kg/jam ×(2,2046 lb / 1 kg) = 913,7519 lb/jam

Pada P = 11,4683 atm; Sv NH_3 liquid= 1,678 . 10^{-3} m^3/kg (Perry 7 ed, pp2-214)

$$\rho NH_3 = \frac{1}{Sv} = 595{,}9476 \text{ kg/m}^3$$

ρH_2O = 995,647 kg/m^3 (Perry 7 ed, pp 2-91)

$$\frac{1}{\rho_{lar}\ NH_3} = \frac{X\,NH_3}{\rho\ NH_3} + \frac{X\,H_2O}{\rho\ H_2O} = \frac{0{,}995}{595{,}9476} + \frac{0{,}005}{995{,}647}$$

$$\rho \text{ lar. } NH_3 = 597{,}1462 \text{ kg/m}^3 = 597{,}1462 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1\,\dfrac{lb}{ft^3}}{16{,}0185\,\dfrac{kg}{m^3}}$$

$$= 37{,}2785 \text{ lb/ft}^3$$

Direncanakan :

- untuk persediaan 7 hari = 168 jam
- 2 tangki

maka volume larutan dalam tangki :

$$\text{volume} = \frac{913{,}7519\,\dfrac{\text{lb}}{\text{jam}}}{37{,}2785\,\dfrac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \times \frac{168 \text{ jam}}{2 \text{ tangki}} = 2573{,}9659 \text{ ft}^3 \text{ / tangki}$$

Volume larutan = 80 % volume tangki

Volume tangki = 1,25 . 2058.9659 ft^3 = 2573,7075 ft^3

Volume tangki = 0,25. π Di^2. H + π/12. Di^3 (B&Y pers. 5-11)

H = 3 D

2573,7075 ft^3 = 0,25 π. 3 Di^3 + π/12.Di^3

Di^3 = 983,0838 ft^3

Di = 9,9433 ft

H = 3 Di = 29,8299 ft

H diambil sama dengan 30 ft karena untuk pembuatan tangki ini lembaran plat logam yang diambil mempunyai lebar 6 ft sebanyak 5 lembar. Sedang Di diambil sama dengan 10 ft.

Tebal shell

P = 168,5384 psia + ρ.g.h

= 168,5384 psia + (595,9476 kg/m^3 x 9,80665 m/s^2 x 9,14 m)

= 168,5384 psia + (53137,67 kg/m.s^2)

= 168,5384 psia + ((53137,67 gr/cm.s^2) / (6,8976.10^4 gr/cm.s^2.psia))

= 176,2422 psia

P design = 1,2 . 176,2422 psia = 211,4906 psia

Direncanakan : - bahan konstruksi carbon steel SA- 283 grade C

- Bentuk head Elliptical dished head

Tabel 13.1 Brownell didapat F allowable = 12650 lb/in^2

C (faktor korosi) = 0,125 in

E pengelasan = 85 %

$$ts = \frac{P.ri}{f.E - 0,6.P} + C \qquad \text{(Brownell \& Young, pers 13.1)}$$

$$= \frac{211,4906 \frac{lb}{in^2} . \frac{120}{2} in}{12650 \frac{lb}{in^2} . 0,85 - 0,6.211,4906 \frac{lb}{in^2}} + 0,125 = 1,3125 \text{ in} \approx 1^3/_8 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup atas

Untuk head digunakan bahan yang sama dengan yang digunakan untuk shell. Head yang digunakan berbentuk Elliptical dished head

Harga k = 2 (Brownel, hal 133)

$V = 1/6 \,.\, (2 + K^2)$ (7.56, brownel)

$= 1/6.\,(2+2^2) = 1$

$$th = \frac{P.D.v}{2.f.E - 0{,}2P} + C \quad (7.57,\ brownel)$$

$$= \frac{211{,}4906\frac{lb}{in^2}.120in.1}{2.12650.0{,}85 - 0{,}2.211{,}4906\frac{lb}{in^2}} + 0{,}125 = 1{,}3007\ in \approx 1^3/_8\ in$$

Menghitung kedalaman head dan panjang tangki

IDS = 120 in

ODS = 120 + (2. 2) = 124 in

Dari B&Y hal 91 tabel 5.7 didapat:

OD standar = 126 in

r = 114 in

icr = $7^5/_8$ in

Jika a = ID/2 = 120/2 = 60 in

AB = (ID/2)-icr = (120/2)- $7^5/_8$ = 52,0348 in

BC = r-icr = 114-$7^5/_8$ = 106,375 in

AC = $((BC)^2-(AB)^2)^{1/2}$

$= (106{,}375^2-52{,}0348^2)^{1/2} = 92{,}7794$ in

$b = r - ((BC)^2-(AB)^2)^{1/2} = 114 - 92{,}7794 = 21{,}2206$ in

$OA = Ts+b+S_f = 1^3/_8 + 21{,}2206 + 4{,}5 = 27{,}0956$ in

Jadi panjang tutup (h) =27,0956 in = 2,258 ft

Spesifikasi alat

Nama alat = Tangki Penyimpan ammonia (Storage tank NH_3)

Jumlah = 2 buah

Kapasitas total = 2058,9659 ft^3/minggu

Type = Silinder horisontal bertekanan dengan tutup eliptical dished head

Bahan konstruksi = Carbon steel SA-283 Grade C

Dimensi tangki :

- Diameter tangki = (OD)= 124 in
- Panjang shell = Ls = 360 in
- Tebal shell = ts = $1^{3}/_{8}$ in
- Tebal tutup = $1^{3}/_{8}$ in

Formaldehyde Storage Tank (F-110)

Fungsi : untuk menyimpan larutan Formaldehyde selama 1 minggu

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas dished head dan alas datar (Flat)

Kondisi operasi : Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30 °C

Kebutuhan larutan Formaldehyde = 2935,7386 kg/jam

Densitas larutan Formaldehyde

Komposisi aliran Formaldehyde :

Formaldehyde	= 1086,2233 kg	= 0,37	sg = 0,815
H_2O	= 1644,0137 kg	= 0,56	
Metanol	= 205,5017 kg +	= 0,07 +	sg = 0,792
Total	= 2935,7386 kg	1	

ρ H_2O (30°C) = 995,647 kg/m^3

ρ Formaldehyde = 0,815 . 995,647 kg/m^3 = 811,4523 kg/m^3

ρ Metanol = 0,792 . 995,647 kg/m^3 = 788,5524 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho\,\text{camp}} = \frac{x\,\text{Formaldehyde}}{\rho\,\text{Formaldehyde}} + \frac{x\,H_2O}{\rho\,H_2O} + \frac{x\,\text{Metanol}}{\rho\,\text{Metanol}}$$

$$\frac{1}{\rho\,\text{camp}} = \frac{0{,}37}{811{,}4523} + \frac{0{,}56}{995{,}647} + \frac{0{,}07}{788{,}5524}$$

ρ camp = 903,1864 kg/m^3

$$= 903{,}1864\ \text{kg/m}^3 \cdot \frac{1\ \text{lb/ft}^3}{16{,}0185\,\text{kg/m}^3} = 56{,}384\ \text{lb/ft}^3$$

Direncanakan :- Untuk persediaan 7 hari = 168 jam

- 4 buah tangki

maka volume larutan dalam tiap tangki :

$$\text{volume} = \frac{2935{,}7386 \frac{kg}{jam}}{903{,}1864 \frac{kg}{m^3}} \times \frac{168\ jam}{4\ tangki} = 136{,}5178\ m^3 / tangki$$

$$= 4821{,}0545\ ft^3$$

Volume larutan = 80 % volume tangki

Volume tangki = 1,25 × 4821,0545 ft^3 = 6026,3181 ft^3

Volume tangki = 0,25. π Di^2. H + 0,000049 Di^3 (B&Y pers. 5-11)

H = D

6026,3181 ft = 0,25 π. Di^3 + 0,000049 Di^3

Di^3 = 7672,4678 ft^3

Di = 19,7232 ft

H = Di = 19,7232 ft

H diambil sama dengan 20 ft karena untuk pembuatan tangki ini lembaran plat logam yang diambil mempunyai lebar 8 ft sebanyak 3 lembar. Sedang untuk Di diambil sama dengan 20 ft.

Menentukan tekanan hidrostatis

$$P\ hidrostatis = \frac{\rho . L}{144}$$

$$L = \text{tinggi liquida} = \frac{\text{vol cairan}}{\frac{1}{4}\pi D^2} = \frac{4821{,}0545\ ft^3}{\frac{1}{4}\pi . 20^2} = 15{,}3459\ ft$$

$$P\ hidrostatis = \frac{1}{144} \times 56{,}384\ lb/ft^3 \times 15{,}3459\ ft = 6{,}0088\ lb/in^2$$

P = 14,7 + 6,0088 = 20,7088 lb/in^2

P design = 1,2 P hidrostatis = 1,2 . 20,7088 lb/in^2 = 24,8506 lb/in^2

Menentukan tebal shell (ts)

Bahan konstruksi yang digunakan

- High Alloy steel SA- 240 Grade M type 316
- T= 30 °C = 86°F
- F allow = 18750 psi (B&Y, p 342-343)
- Doubled welded butt joint
- E = 0,8 (B&Y, tabel 13-2)
- C = faktor korosi = 0,125 in

$$ts = \frac{P.D}{2f.E} + C$$ (Brownell & Young, pers 3.16)

$$= \frac{24{,}8506\frac{lb}{in^2}.240in}{2.\ 18750\frac{lb}{in^2}.\ 0{,}8} + 0{,}125 = 0{,}324\ in \approx {}^{3}/_{8}\ in$$

OD = Di + 2.ts = 240 in + 2. $^{3}/_{8}$ in = 240,75 in

Menentukan tebal tutup bawah

Tutup bawah bentuk datar (flat)

$$t = C.\ D\sqrt{\frac{P}{f}}$$

$$= 0{,}125.\ 240\ in\sqrt{\frac{24{,}8506\frac{lb}{in^2}}{18750\frac{lb}{in^2}}} = 1{,}0922\ in = 1\,{}^{1}/_{8}in$$

Menentukan tebal tutup atas

Tutup atas bentuk dished head

$$t = \frac{P.D}{2.f.E - 0{,}2P}$$ (Brownell & Young, pers 13.10)

$$= \frac{24{,}8506\frac{lb}{in^2}.240in}{2.18750.0{,}8 - 0{,}2.24{,}8506\frac{lb}{in^2}} = 0{,}1988\ in = {}^{1}/_{4}\ in$$

Spesifikasi alat

Nama alat = Tangki Penyimpan Formaldehyde (Storage tank CH_2O)

Jumlah = 4 buah

Kapasitas total = 3991,7278 ft^3/minggu

Type = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk torispherical dished head dan tutup bawah Flat

Bahan konstruksi = HAS SA-240 Grade M type 316

Dimensi tangki

- Diameter tangki = (OD) = 240 in
- Tinggi shell = Ls = 240 in
- Tebal shell = ts = $^5/_8$ in
- Tebal tutup atas = $^1/_4$ in

Tebal tutup bawah = $1\,^1/_8$ in

Steam jet ejector (G-211)

Fungsi : Mevacumkan ruang dalam reaktor.

Tekanan yang divacumkan 5,03 psia = 260 mm Hg

Kondisi operasi : Tekanan steam = 46,456 psia

Tipe : Single stage steam ejektor.

Perhitungan :

Dari Ludwig (1964) fig 6-9 untuk tekanan 260 mmHg dan suhu gas keluar reaktor = 70° C = 158 °F stage ejektor sebanyak 1 stage.

Mencari kebutuhan steam :

$$\text{Udara ekivalent} = \frac{lb/hr\,campuran}{ratio\ dari\ fig\ 6-18, ludwig}$$

Dari neraca massa rate gas campuran keluar reaktor = 2144,7404 lbm/jam

Dari ludwig, fig 6-18, 1964, dengan $BM_{campuran}$ = 21,1494 mendapat ratio sebesar 0,875.

$$\text{Udara ekivalent} = \frac{2144{,}7404\, lbm/jam}{0{,}875}$$

$$= 2451{,}1319$$

Dari ludwig, fig 6-25, 1964 untuk grafik hubungan antara ejektor suction pressure dengan perbandingan kebutuhan steam/lb udara ekivalen, maka mendapat :

$$\frac{steam.required}{lb.udara.ekivalen} = 2,5$$

jadi kebutuhan steam = 2,5*2451,1319

= 6127,8298 lb/jam

Barometric Condensor (E-212)

Fungsi : Mengembunkan uap dari steam ejektor

Tipe : Dry air counter current condensor

Perhitungan :

Rate uap = 3752,3981 kg/jam = 8272,4826 lb/jam

- Tinggi badan condensor (antara tempat air masuk dengan bagian atas kolom condensor = H)

Dari tabel 41.1, Hugot, untuk rate uap 8272,4826 lb/jam menggunakan H = 3 ft

- Luas penampang condensor (S)

  S = 1,7 ft^2/ ton uap yang diembunkan perjam (Hugot, hal.801)

  maka S = 1,7 x 3,7524ton/jam = 6,3791 ft^2

- Diameter condensor (D)

  $S = \frac{1}{4} * \pi * D^2$

  D = 2,85 ft

Hot well (F-213)

Fungsi : untuk menampung kondensasi dari barometik kondensor.

Perhitungan :

Laju massa	= 29864,6384 kg/jam
Waktu tinggal	= 10 menit
Kapasitas	= 29864,6384 * 10/60
	= 4977,4397 kg
ρ_{air}	= 1000 kg/m^3
Volume air	= 195,4611 /1000 = 4,9774 m^3

Volume air	= 80 % dari volume hot well
Volume hot well	= 4,9774/ 0,8
	= 6,2218 m^3
Bentuk	= persegi
Ukuran	= p 2,00 m
	l : 2,00 m
	t : 0,60 m

Reaktor (R-210)

Fungsi : sebagai tempat reaksi gas amonia dengan larutan Formaldehyde menjadi Hexamine

Type : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *eliptical* dished head, bagian bawah berbentuk konis, serta dilengkapi dengan pengaduk, jacket pendingin dan sparger

Kondisi operasi : T = 50-90°C

P = 260 mmHg = 5,0289 lb/in^2 = 0,3421 atm

Aliran Formaldehyde = 70457,7273 kg/hari(liquid)

= 244,6448 kg/5menit

Aliran Ammonia = 9947,4039 kg/hari (gas)

= 34,5395 kg/5menit

Waktu tinggal = 5 menit

Komposisi aliran Formaldehyde :

Formaldehyde	= 90,5186 kg	= 0,37	sg = 0,815
H_2O	= 137,0011 kg	= 0,56	
Metanol	= 17,1251 kg +	= 0,07 +	sg = 0,792
Total	= 244,6448 kg	1	

ρ H_2O (70°C) = 977,81 kg/m^3

ρ Formaldehyde = 0,815 . 977,81 kg/m^3 = 796,9152 kg/m^3

ρ Metanol = 0,792 . 977,81 kg/m^3 = 774,4255 kg/m^3

$$\frac{1}{\rho\,\text{camp}} = \frac{x\,\text{Formaldehyde}}{\rho\,\text{Formaldehyde}} + \frac{x\,H_2O}{\rho\,H_2O} + \frac{x\,\text{Metanol}}{\rho\,\text{Metanol}}$$

$$\frac{1}{\rho\,\text{camp}} = \frac{0{,}37}{796{,}9152} + \frac{0{,}56}{977{,}81} + \frac{0{,}07}{774{,}4255}$$

ρ camp =887,0058 kg/m^3

$$= 887{,}0058\ \text{kg/m}^3 \cdot \frac{1\ \text{lb/ft}^3}{16{,}0185\ \text{kg/m}^3} = 55{,}3738\ \text{lb/ft}^3$$

$$\text{volume cairan} = 244{,}6448\ \text{kg/jam} \cdot \frac{1\ \text{jam}}{887{,}0058\ \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1{,}379\ \text{m}^3$$

$$= 1{,}379\ \text{m}^3 \cdot 35{,}313\ \text{ft}^3/\text{m}^3 = 48{,}6966\ \text{ft}^3$$

reaktor berisi liquida 60 %

jadi volume reaktor = 1,379 m^3 100/60 = 2,2983 m^3

= 2,2983 m^3 35,313 ft^3/m^3 = 81,1599 ft^3

Dimensi reaktor

Volume shell = $\pi/4 \cdot D^2 \cdot H$

Volume konis = $(1/3 \cdot \pi/4 \cdot D^2 \cdot Hk) - (1/3 \cdot \pi/4 \cdot Dn^2 \cdot Hn)$

Volume head = $0{,}000076\ D^3$ (B& Y hal 95 pers 5-14)

H = 2D; sudut puncak konis 60° ;

$$Hk = \frac{D}{2\tan 30}\ ;\ Hn = \frac{Dn}{2\tan 30}\ ;\ Dn = 1/3\ D$$

Vol total = vol shell + vol konis + vol head

$$= \pi/4.D^2.H + (1/3\ .\pi/4\ .D^2\ .Hk) - (1/3\ .\pi/4\ .Dn^2\ .Hn) + 0{,}000076\ D^3$$

$$= \pi/4.D^2.2D + (1/3\ .\pi/4.D^2 \cdot \frac{D}{2\tan 30}) - (1/3\ .\pi/4.Dn^2 \cdot \frac{Dn}{2\tan 30}) + 0{,}000076\ D^3$$

$$= \pi/2.D^3. + (1/3\ .\pi/4.D^2 \cdot \frac{D}{2\tan 30}) - (1/3\ .\pi/4.(1/3D)^3 \cdot \frac{1}{2\tan 30}) + 0{,}000076\ D^3$$

81,1599 ft^3 = 1,7892 D^3

D^3 = 45,361 ft^3

D = 3,5664 ft $\approx$ 4ft = 48 in

H = 2. D = 2. 4 ft = 8 ft

$$Hk = \frac{D}{2\tan 30} = 3{,}1 \text{ ft}$$

Dn = 1/3 D = 1,3 ft = 15,6 in

$$Hn = \frac{Dn}{2\tan 30} = 1{,}04 \text{ ft}$$

V konis = (1/3 .π/4 .(4 ft)^2 . 3,1 ft) -(1/3 .π/4 .(1,3 ft)^2 .1,04 ft)

= 9,9038 ft^3

vol cairan di shell = vol cairan – vol cairan di konis

= 48,6966 ft^3 – 9,9038 ft^3

= 38,7928 ft^3

tinggi cairan di shell = $\frac{V}{1/4.\pi.D^2}$ = 38,928 ft / (1/4. π. 4^2) = 3,8833 ft

L = tinggi cairan di shell + tinggi konis

Tekanan hidrostatis :

$$P = \frac{\rho.L}{144} = \frac{55{,}3738\,lb/ft^3\,(3{,}8833 + 3{,}1 - 1{,}04)}{144} = 2{,}2851 \text{ lb/in}^2$$

P =5,0289 + 2,2851 = 7,314 lb/in^2

Pdesign = 1,2 .7,314 lb/in^2 = 8,7768 lb/in^2

Menentukan tebal shell

Bahan konstruksi yang diambil

- High Alloy steel SA-240 grade M type 316
- T= 70 °C = 158°F
- F allow = 18.750 lb/in^2 (B&Y, p342-343)
- Double welded butt jointed
- E = 0,8 (B&Y, tabel 13-2)
- C = faktor korosi = 0,125 in

$$ts = \frac{P.D}{2f.E} + C \qquad \text{(Brownell \& Young, pers 3.16)}$$

$$= \frac{8{,}7768\frac{lb}{in^2}.48\,in}{2.18750\frac{lb}{in^2}.0{,}8} + 0{,}125$$

$= 0{,}1375 \text{ in} = 2{,}2 / 16 \approx {}^{3}/_{16} \text{ in}$

$OD = 48 \text{ in} + (2 \,.\, {}^{3}/_{16} \text{ in}) = 48{,}375 \text{ in} = 4{,}03 \text{ ft}$

Menentukan tebal head

Untuk head menggunakan bahan yang sama, berbentuk elliptical dished head

$V = 1/6 \,.\, (2 + K^2)$ (7.56, brownel)

$= 1/6.\,(2+2^2) = 1$

$$th = \frac{P.D.v}{2.f.E - 0{,}2P} + C$$ (7.57, brownel)

$$= \frac{8{,}7768\frac{lb}{in^2}.48in.1}{2.18750.0{,}8 - 0{,}2.8{,}7768\frac{lb}{in^2}} + 0{,}125 = 0{,}1375 \text{ in} \approx {}^{3}/_{16} \text{ in}$$

Menghitung kedalaman head dan panjang tangki

IDS = 48 in

$ODS = 48 + (2.\,{}^{3}/_{16}) = 48{,}375 \text{ in} = 4{,}03 \text{ ft}$

Dari B&Y hal 91 tabel 5.7 didapat:

OD standar = 48 in

r = 48 in

icr = 3 in

Jika a = ID/2 = 48 /2 = 24 in

AB = (ID/2)-icr = (48 /2)- 3 = 21 in

BC = r-icr = 48-3 = 45 in

$AC = ((BC)^2-(AB)^2)^{1/2}$

$= (45^2-21^2)^{1/2} = 41{,}067 \text{ in}$

$b = r - ((BC)^2-(AB)^2)^{1/2} = 48 - 41{,}067 = 6{,}933 \text{ in}$

$OA = ts + b + S_f = {}^{3}/_{16} + 6{,}933 + 2{}^{1}/_{4} = 9{,}3705 \text{ in}$

Jadi tinggi tutup (h) = 9,3705 in (= tinggi bagian dish) = 0,7809 ft ≈ 0,78 ft

Menentukan tebal konis

Untuk setengah sudut konis tidak lebih dari 30 ° digunakan persamaan 6.154 hal 118 B&Y

$$tc = \frac{Pd}{2.\cos\alpha.(f.e - 0,6.P)} + C$$

$$tc = \frac{8,7768\frac{lb}{in^2}.48\ in}{2.\cos 30.(18.750\frac{lb}{in^2}.0,8 - 0,6.8,7768\frac{lb}{in^2})} + 0,125$$

$= 0,1395$ in = $^3/_{16}$ in

OD nozzle = 15,6 + 2 . $^3/_{16}$ = 15,975 in = 1,33 ft

1. Pemilihan sistem pengaduk

Dipilih jenis pengaduk turbin flat six blade dengan baffle

Diameter impeler (Da) = (0,3 –0,5 Dt)

Mengambil Da = 1/3 Dt

Da = 48 in / 3 = 16 in =1,3 ft

$$= 16\ in . \frac{1m}{39,37 in} = 0,4064\ m$$

Merencanakan putaran pengaduk 100 rpm = 1,67 rps

V =π. D. N = π . 16 in .1,67 rps = 23,8235 in/s

$$Nre = \frac{Da^2.N.\rho}{\mu} = \frac{(1,3ft)^2.1,67rps..55,3738\frac{lb}{ft^3}}{8,2699.10^{-4}\frac{lb}{ft.s}} = 158.029,4882 < 10^4 \text{ turbulen}$$

$\frac{Da}{W} = 5$; $\frac{Dt}{J} = 12$; $\frac{Dd}{Da} = 2/3$; $\frac{Da}{Dt} = 1/3$; $\frac{C}{Dt} = 1/3$; $\frac{L}{Da} = 1/4$

dari figure 3.4-4 Geankoplis mendapat Np = 5

ρ = 55,3738 lb/ft^3 = 886,9742 kg/m^3

μ lar = 8,2699. 10^{-4} lbm/ft.s = 1,2307 cps

N= 1,67 rps

$P = Np.\ \rho.\ N^3.\ Da^5$

= 5. 886,9742 kg/m^3. (1,67 rps)^3. (0,4064 m)^5 = 128,9354 kg.m^2/s^3

= 128,9354 J/s = 0,1289 kw

= 0,1289 kw. 1hp/ 0,74570 kw = 0,1729 Hp

efisiensi motor penggerak = 90 %, maka tenaga penggerak = 0,1921 Hp

penentuan jumlah pengaduk

n= tinggi liquid . sg / diameter tangki

$$n = \frac{(3,8833 + 3,1 - 1,04)\,\text{ft} . \dfrac{887,0058\ \text{kg/m}^3}{977,81\ \text{kg/m}^3}}{4\ \text{ft}} = 1,5115 = 2 \text{ buah pengaduk}$$

P = 2. 0,1921 = 0,3842 Hp = $^1/_2$ Hp

2. Jaket pendingin

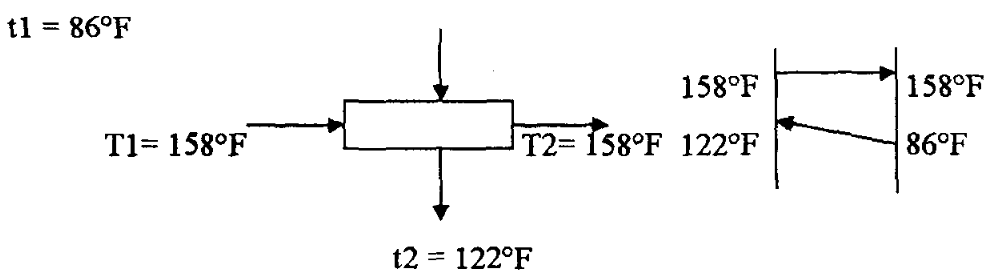
Jaket pendingin berfungsi untuk mempertahankan panas dalam reaktor yang beroperasi pada temperatur 70°C sebagai media pendingin menggunakan air.

Dasar perencanaan

- rate massa air pendingin = 42239,7618 kg/jam = 93.123, 2209 lb/jam
- air pendingin masuk pada suhu 30°C = 86 °F
- tekanan operasi = P= 260 mmHg
- jumlah panas yang diserap dari reaktor = 20.246.475,24 kkal = 3.345.507,356 Btu
- Digunakan bahan konstruksi : High Alloy Steel SA-240 Grade M type 316

Perhitungan

1. Kebutuhan air pendingin = 3.345.507,356 Btu/jam
2.



$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(158-122)-(158-86)}{\ln\left(\frac{158-122}{158-86}\right)} = 51{,}937°F$$

temperatur kalorik

$$Tc = \frac{158+158}{2} = 158\ °F$$

$$tc = \frac{122+86}{2} = 104\ °F$$

Diambil spasi jaket = 1 in

ID jacket =OD shell + jaket spacing

= 48,375 in + 2 . 1in = 50,375 in

ρair pendingin = (t=30°C) = 995,68 kg/m^3 = 62,1581 lb/ft^3

μ air pendingin = (t=30°C) = 0,8007 cp = 5,3805.10^{-4} lb/ft.s

$$\text{Rate air pendingin} = \frac{93.123{,}2209\ \text{lb/jam}}{62{,}1581\ \text{lb/ft}^3} = 1498{,}1671\ \text{ft}^3\text{/jam} = 0{,}4162\ \text{ft}^3\text{/s}$$

Outside

$$Nre = \frac{D.G}{\mu}$$

$$De = \frac{4.\text{flow area}}{\text{wetted perimeter}} = \frac{4.\pi.(ID_2^{\ 2} - OD_1^{\ 2})}{4.\pi.OD_1} = \frac{.(50{,}375^2 - 48{,}375^2)}{48{,}375}$$

= 4,0927 in = 0,3410 ft

a = flow area = ¼ . π (ID$_2^2$- OD$_1^2$) = 138,7698 in^2 = 0,9637 ft^2

$$G = \frac{93.123{,}2209\ \text{lb/jam}}{0{,}9637\ \text{ft}^2} = 100.270{,}7517\ \text{lb/ft}^2\text{jam}$$

$$Nre = \frac{0{,}3410\text{ft}.100.270{,}7517\frac{\text{lb}}{\text{ft}^2\text{hr}}.\frac{1\text{h}}{3600\text{s}}}{5{,}3805.10^{-4}\frac{\text{lb}}{\text{ft.s}}} = 17652{,}39\ \text{turbulen}$$

Jh= 65

Untuk aliran turbulen $(\mu/\mu w)^{-0,14}$=1

k= 0,356 Btu/(hr.ft^2°F/ft)

c =75,3007 J/mol°K = 0,9992 btu/lbm°F

$$ho = \frac{Jh.k}{De}\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$ho = \frac{65.0,356\dfrac{Btu}{hr.ft^2\,{}^\circ F/ft}}{0,3410ft}\left(\frac{0,9992\dfrac{Btu}{lb^\circ F}.5,3805.10^{-4}\dfrac{lb}{ft.s}}{0,356\dfrac{Btu}{hr.ft^2\,{}^\circ F/ft}.\dfrac{hr}{3600s}}\right)^{1/3}.1 = 119,3214$$

Btu/hr.ft^2°F

Inside

$$Nre = \frac{L^2.N.\rho}{\mu}$$

ρ camp = 887,0058 kg/m^3 = 55,3738 lb/ft^3

μ camp = 8,2699.10^{-4} lb/ft.s

$$Nre = \frac{(1,2ft)^2.1,67rps.55,3738\dfrac{lb}{ft^3}}{8,2699.10^{-4}\ lb/ft.s} = 158.029,4882 \quad \text{turbulen}$$

$(\mu/\mu w)^{-0,14}$=1

Didapat J = 950 fig 20.2 kern ; k = 0,387 Btu/(hr.ft^2°F/ft)

$$hi = \frac{Jh.k}{De}\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0,14}$$

$$hi = \frac{950.\ 0,387\dfrac{Btu}{hr.ft^2\,{}^\circ F/ft}}{4ft}\left(\frac{26,4409\dfrac{Btu}{lb^\circ F}.8,2699.10^{-4}\dfrac{lb}{ft.s}}{0,387\dfrac{Btu}{hr.ft^2\,{}^\circ F/ft}.\dfrac{hr}{3600s}}\right)^{1/3}.1$$

= 606,2623 Btu/hr.ft^2°F

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho} = \frac{606,2623*119,3124}{606,2623 + 119,3124} = 99,6991$$

Dari tabel 8 kern didapat untuk hot fluid : aqueous solution ; cold fluid : Rd total = 0,001

$$Ud = \frac{1}{\dfrac{1}{Uc} + Rd} = \frac{1}{\dfrac{1}{99,6991} + 0,001}$$

= 90,6604 Btu/hr.ft^2°F

$= 7{,}555\ \text{Btu/5mnt.ft}^2{}^\circ\text{F}$

Asumsi air pendingin : 10 × penggantian

$$Q = \frac{3.345.507{,}356}{10} Btu/hr = 278.792{,}2797\ \text{Btu/hr} = 27.879{,}22797\ \text{Btu/5mnt}$$

$$A = \frac{Q}{Ud\,\Delta t_{LMTD}} = (27.879{,}22797\ \text{Btu/5mnt}) / (7{,}555\ \text{Btu/5mnt.ft}^2{}^\circ\text{F}\ .51{,}937^\circ\text{F})$$

$= 71{,}0509\ \text{ft}^2$

A = luas permukaan shell + luas permukaan konis

$$= \pi.\ \text{OD. Hj} + \tfrac{1}{2}\ .\ \pi \left(\sqrt{Hk^2 + \left(\frac{D}{2}\right)^2}\right)^2 - \tfrac{1}{2}\ .\ \pi \left(\sqrt{Hn^2 + \left(\frac{Dn}{2}\right)^2}\right)^2$$

$$71{,}0509\ \text{ft}^2 = \pi.\ 48{,}375/12.\ \text{Hj} + \tfrac{1}{2}\ .\ \pi \left(\sqrt{3{,}1^2 + \left(\frac{4}{2}\right)^2}\right)^2$$

$$- \tfrac{1}{2}\ .\ \pi \left(\sqrt{1{,}04^2 + \left(\frac{1{,}3}{2}\right)^2}\right)^2$$

Hj = 4,7099 ft ≈ 4,7 ft

Tinggi jaket di bagian shell = 4,7 ft

Tinggi cairan dalam jaket = tinggi konis + tinggi jaket dibagian shell

= 3,1 –1,04 + 4,7 = 6,76 ft

$$P = \frac{\rho.H}{144} = \frac{995{,}68\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}.\dfrac{1\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{16{,}0185\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}.6{,}76\ \text{ft}}{144} = 2{,}9219\ \text{lb/in}^2$$

$= 14{,}7 + 2{,}9219\ \text{lb/in}^2 = 17{,}6219\ \text{lb/in}^2$

$P = 1{,}2\ .P = 1{,}2\ .\ 17{,}6219\ \text{lb/in}^2 = 21{,}1463\ \text{lb/in}^2$

$$tj = \frac{P.D}{2.f.e} + c$$

$$= \frac{21{,}1463\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}.48{,}375\ \text{in}}{2.17900\frac{\text{lb}}{\text{in}^2}.0{,}8} + 0{,}125 = 0{,}158 = {}^3/_{16}\ \text{in}$$

OD jaket = ID jaket + 2 tj = 50,375 + 2. $^3/_{16}$ = 50,75 in = 4,23 ft

ID jaket bagian nozzle = 15,975 + 2.1 in = 17,975 in = 1,5 ft

OD jaket bagian nozzle = 17,975 + 2 . $^3/_{16}$ = 18,35 in = 1,53 ft

Spesifikasi Alat :

Fungsi : sebagai tempat reaksi amonia dengan larutan Formaldehyde menjadi Hexamine.

Type : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk eliptical dished head, bagian bawah berbentuk konis, serta dilengkapi dengan pengaduk, jacket pendingin dan sparger

Kondisi operasi : T = 50-90°C

P = 260 mmHg

Dimensi:

D =Diameter = 4 ft

H = Tinggi = 8 ft

Hk = Tinggi konis = 3,1 ft

Dn = Diameter Nozzle = 1,3 ft

Hn = Tinggi Nozzle =1,04 ft

Ts = Tebal shell = $^3/_{16}$ in

OD = Outside Diameter shell= 4,03 ft

Th = Tebal head = $^3/_{16}$ in

tinggi tutup (h) = 0,78 ft

tc =Tebal konis = $^3/_{16}$ in

OD nozzle = 1,33 ft

Pengaduk turbin flat six blade dengan baffle

P = 0,1921 Hp

Jumlah = 2 buah pengaduk

Power total = 3 Hp

Tinggi jaket di bagian shell = 4,7 ft

tj = tebal jaket = $^3/_{16}$ in

ID jaket = 4,2 ft

OD jaket = 4,23 ft

ID jaket bagian nozzle = 1,5 ft

OD jaket bagian nozzle = 1,53 ft

Pompa.(L-214)

Fungsi : untuk memompa larutan hexamin ke spray dryer

Tipe : Centrifugal pump

Dasar pemilihan : harga murah, konstruksi sederhana dan viskositas rendah

Kondisi operasi : T = 70°C

P = 1 atm

Bahan masuk

Hexamin	= 35 % berat	= 19970 kg/hari
Air	= 65 % berat	= 37087,143 kg/hari
Total		= 57057,143 kg/hari
		= 5241,2552 lb/jam

Perhitungan

ρ_{air} = 977,81 kg/m³

μ_{air} = 0,4061*10⁻³ kg/m*s

$\rho_{hexamin}$ = 1331 kg/m³

Fraksi volume cair (x) $= \dfrac{(65/977,81)}{((65/977,81)+(35/1331))} = 0,7166$

$$\rho_{campuran} = \left(\frac{19970}{57057,143} * 1331\right) + \left(\frac{37087,143}{57057,143} * 977,81\right)$$

= 1101,4265 kg/m³

= 68,7621 lbm/ft³

$\Psi_p = \dfrac{1}{10^{[illegible]}}$ (Geankoplis)

$= \dfrac{1}{10^{[illegible]}}$

= 0,3080

$\mu_{campuran} = \mu_{air} / \Psi_p$ (Geankoplis)

$= 0{,}4061 * 10^{-3} / 0{,}3050$

$= 1{,}331 * 10^{-3}$ kg/m*s = 8,94 10^{-4} lb/ft*s

Laju volumetric (Q) $= \dfrac{5241{,}2552\, lb/jam}{68{,}7621\, lb/ft^3}$

$= 76{,}2230 ft^3/jam = 0{,}0212\ ft^3/dt$

Asumsi aliran turbulen

ID opt $= 3{,}9 \times (Q)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$

$= 3{,}9 \times (0{,}0212)^{0{,}45}(68{,}7621)^{0{,}13}$

= 1,2 in

Dipilih :

Pipa NPS $= 1\frac{1}{4}$ in sch 80

OD = 1,66 in

ID = 1,278 in = 0,03246 m = 0,1065 ft

a" $= 0{,}00891\ ft^2 = 8{,}275*10^{-4}\ m^2$

kecepatan aliran $v_1 = 0$

$v_2 = \dfrac{Q}{a"} = \dfrac{0{,}0212\, ft^3/dt}{0{,}00891\, ft^2}$

= 2,3794 ft/dt

Cek terhadap aliran

Nre $= \dfrac{\rho \times Di \times v}{\mu} = \dfrac{68{,}7621*0{,}1065*2{,}3794}{8{,}94*10^{-4}}$

= 19490,7557 (turbulen)

Menggunakan :

4 buah elbow 90° :

Le/D = 35

(Geankoplis) Le = 4 * 35 * ID

= 14,91 ft

1 buah gate valve wide open

Le/D = 9

Le = 1 * 9 * ID

= 0,9585 ft

Panjang total = 14,91 + 0,9585

= 15,8685 ft

Friksi pada pipa karena gesekan :

Stainless steel; ε = 0,00015 ft

(Timmerhaus) $\frac{\varepsilon}{Di} = \frac{0{,}00015}{0{,}1065} = 1{,}4085 * 10^{-3} \approx 0{,}0014$

Dari fig.14-1, Timmerhaus memperoleh factor friksi fanning:

f = 0,0052

Perkiraan panjang pipa lurus total = 82,7216 ft = 25,22 m

$$F = \frac{2 * f * (L + Le) * v^2}{Di * gc}$$

$$= \frac{2 * 0{,}0052 * (82{,}7216 + 15{,}8685) * (2{,}3794)^2}{0{,}1065 * 32{,}17}$$

= 2,2808 lbf*ft/lbm

Friksi karena kontraksi pada inlet tangki

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

(Geankoplis) $A_2/A_1 = 0$, karena $A_1 >>>>> A_2$

$K_{ex} = 1$

$$h_{ex} = K_{ex} \frac{{v_2}^2}{2 * \alpha * gc}$$

Untuk aliran turbulen α = 1

gc = 32,17 ft*lbm/dt^2*lbf

sehingga

h_{ex} = 0,0880 lbf*ft/lbm

Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa (outlet tangki)

$$K_c = 0{,}55 * \left(1 - \left(\frac{A_2}{A_1}\right)\right)$$

(Geankoplis)

$A_2/A_1 = 0$, karena $A_1 >>>>>>> A_2$

Sehingga

$K_c = 0{,}55$

$h_c = K_c \frac{v_2^2}{2 * \alpha * gc}$

$= 0{,}0484$ lbf*ft/lbm

Friksi total = friksi pipa + friksi kontraksi

= 2,2808 + 0,0880 + 0,0484

= 2,4172

Δz = 24,3005 ft

ΔP = (1-0,34)atm = 0,66 atm = 1396,7362 lbf/ft^2

Persamaan Bernoulli

$\frac{[illegible]}{2 \cdot \alpha \cdot g_c}$ [illegible] Δz [illegible] $\frac{\Delta P}{\rho} + \sum F - W_p = 0$

$\frac{[illegible]}{2*1*[illegible]}$ [illegible] $+ (24{,}3005) + \frac{1396{,}7362}{67{,}2912} + 2{,}4172 = -W_p$

[illegible]

WHP = [illegible] = $\frac{[illegible]*(47{,}5620)}{550}$

= [illegible] HP

Dari Timmerhaus, fig. 14-37 :

Untuk Q = 562,6891 gal/jam = 9,5037 gal/min

Didapat η = 45 %

BHP = $\frac{WHP}{\eta}$ = [illegible] HP

Dari fig. 14-38, timmerhaus didapat :

η_{motor} = 80 %

Power pompa actual = $\frac{BHP}{\eta_{motor}}$

= 0,3497

Power pompa diambil = 0,5 HP

Blower (G-321A)

Fungsi : Menyuplai kebutuhan udara untuk media pemanas di spray dryer

Type : Centrifugal

Dasar pemilihan : Sesuai untuk debit yang besar

Kondisi operasi : Suhu udara masuk = 30 oC = 303 °K

Tekanan = 1 atm

Perhitungan :

Rate udara = 1177.086,894 kg/hari = 13,6237 kg/dt

Efisiensi = 80 %

$$-Ws = \frac{\gamma}{\gamma-1}\cdot\frac{RT_1}{M}\cdot\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}}-1\right]$$ (Geankoplis,3rd ed)

Dimana :

W = Kerja

T1 = Suhu udara masuk

P2 = Tekanan udara keluar (diambil 1,1 atm)

M = Berat molekul udara = 29

R = 8314,3 J/kmol*K

g = 1,4

sehingga – Ws = 8393.3681 J/kg

$$\text{Power} = \frac{-W_S * m}{Efisiensi * 1000}$$

= 142,9359 kW

Power = 191,68 Hp ≈ 192 Hp

Bahan konstruksi : Carbon steel

Jumlah : 1 buah

Burner spray dryer (Q-322)

Fungsi : menghasilkan gas panas yang digunakan untuk Spray dryer

Type : thermal direct fired heater

Dasar pemilihan: beroperasi pada tekanan atmosfir

Kondisi operasi : P = 1 atm

Perhitungan :

Panas yang disuplay ke Spray Dryer = 27.201.970,75 kkal/hari

= 4.494.826,492 Btu/jam

Panas yang disuplay ke Spray Dryer = panas yang keluar dari Burner.

Berdasarkan Perry ed.5,hal. 20-82, untuk panas yang keluar dari burner sebesar 7.900.000 Btu/jam, dimensi dari burner :

A = 40 inch

B = 24 inch

C = 84 inch

D = 46 inch

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Spray Dryer (D-320)

Fungsi : sebagai alat pengering slurry Hexamine guna memperoleh kristal Hexamine dalam bentuk granular

Tipe : Bejana silinder dengan bagian bawah berbentuk konis dan tutup atas berbentuk dished head.

Kapasitas : 57057,143 kg/hari = 2377,381 kg/jam

Kondisi : Suhu udara masuk 200^{0}C

Suhu feed masuk : 70 ^{0}C

Tekanan operasi 1 atm

Suhu operasi : 105^{0}C

Menghitung ukuran dryer:

Feed masuk terdiri dari :

Hexamine : 19970 kg/hari = 832,0833 kg/jam

Air : 37087,143 kg/hari = 1545,2976 kg/jam

Kadar air mula – mula : 37087,143 / 57057,143 = 65%

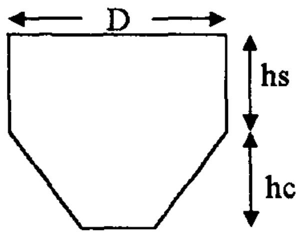
Dari perhitungan Appendix A:

Air yang menguap = 37057,143 kg/hari = 1544,0476 kg/jam

Laju pengeringan = 1544,0476 kg/jam = 3404,0073 lb/jam

Kristal Hexamine keluar sebagai produk = 19600 kg/hari = 816,6667 kg/jam

Kadar air dalam produk = 0,15%



Suhu udara masuk = 200^0C

Suhu udara keluar = 105^0C

Dari Perry ed 5. p. 20-63 :

Volume chamber = 8500 ft^3 = 240,6945 m^3

Diameter = 25 ft =7,62 m

Lubang pengeluaran (m) = 12 in (Hesse p.85)

Tinggi shell (hs) = 0,4 D (fig 20.72 Perry ed 5) = 10 ft = 3,048 m

Volume silinder = $\pi/4.D^2.Hs = \pi/4.\ 25^2\ ft^2.\ 8,8\ ft = 3345,167\ ft^3$

Vol konis = Volume chamber – Vol silinder

$= 8500 - (\pi/4.\ D^2\ .\ hs)$

$= 8500 - (\pi/4.\ 25^2.\ 10)$

$= 3591,2615\ ft^3$

Vol konis = $1/3.\pi/4.hc.(D^2+D.m+m^2)$ (Hesse pers. 4-18)

$3951,2615\ ft^3 = 1/3.\pi/4.hc.(25^2 + 25.1 + 1^2)$

hc = 21,0716 ft = 6,4227m

Tinggi total = hs + hc

= 9,4707 m

Volume yang dibutuhkan untuk pengeringan tersebut:

Volume = Waktu tinggal x total rate gas

Waktu tinggal = 5 detik (Riegel's)

ρ udara pada suhu 200^0C = 0,7471 kg/m^3 (Geankoplis app A3-3)

Rate volume udara = 1177086,894 kg/hari /0,7471 = 65647,5535 m^3/jam ρ uap air pada 105^0C = 0,5887 kg/m^3 (Geankoplis A.2-12)

Rate volumetrik air yang menguap = 1544,0476/0,5887 = 2622,8089 m^3/jam

Total aliran gas meninggalkan dryer = rate udara + rate uap air

65647,5535 m^3/jam + 2622,8089 = 68270,3624 m^3/jam = 18,964 m^3/s

Volume = 5 x 18,964 m^3/s = 94,82 m^3

Pengecekan terhadap volume chamber:

Volume chamber = 8500 ft^3 = 240,6945 m^3 > 94,82 m^3 kadar air yang diinginkan dapat tercapai.

Menghitung tebal shell

Untuk shell, tutup bagian bawah dan tutup bagian atas bahan konstruksi Stainless steel SA – 240 grade A (Brownell, App D item 4)

F = 13400 psia

E = 0,85 (single welded but joint)

C = $^1/_8$ in = 0,125 in

ri = 12,5 ft = 150 in

Tebal shell

$$ts = \frac{P.ri}{f.E - 0,6P} + C$$

$$ts = \frac{14,7.150}{13400.0,85 - 0,6.14,7} + \frac{1}{8} in$$

ts = 0,3187 = $^3/_8$ in

Menghitung tebal konis

$$\text{Tebal konis} = \frac{P.L.W}{2.f.E - 0,2P} + C \qquad \text{(B \& Y pers 7.77)}$$

L = di/2cosα (B & Y pers 13.17)

di = D-2 icr(1-cosα) (B & Y p. 260)

D = 25 ft = 300 in

Dari table 5.6 B&Y untuk t = $^3/_8$ in didapat icr = $1^1/_8$ in = 1,125 in

di = 300 – 2.1,25.(1-cos 30) = 299,6986 in

L = 299,6986 / 2 cos 30 = 173,0311 in

W = ¼ {3+$\sqrt{L/icr}$ }= ¼ {3+$\sqrt{\dfrac{173{,}0311}{1{,}125}}$ }=3,8505 in

$$t = \frac{14{,}7.173{,}0311.3{,}8505}{2.13400.0{,}85 - 0{,}2.14{,}7} + 0{,}125$$

= 0,555 ~5/8 in

Menghitung tutup atas (dished head)

Tebal dished = $\dfrac{0{,}885.P.Rc}{f.E - 0{,}1P}$ +C..............................(Brownell, pers 13-12)

Dimana Rc = ID = 25 ft = 300 in

$$t = \frac{0{,}885.14{,}7.300}{13400.0{,}85 - 0{,}1.14{,}7} + 0{,}125$$

= 0,4677 in = ½ in

Dari table 5.6 Brownel, untuk tebal dished = ½ in, sf = 3,5 in, icr = 1,5 in

BC = r-icr (B&Y,p87)

= 300 – 1,5 in = 298,5 in = 24,875 ft = 7,582 m

a = ID/2 = 300/2 = 150 in = 12,5 ft = 3,81m

AB = a – icr = 150 – 1,5 = 148,5 in = 12,375 ft = 3,7719 m

b = r - $\sqrt{BC^2 - AB^2}$ = 300 - $\sqrt{298{,}5^2 - 148{,}5^2}$ = 41,06 in = 3,4217 ft = 1,0429 m

OA = t + b + sf = 0,5 + 41,06 + 3,5 = 45,06 in = 3,755 ft = 1,1445 m

OD = ID + 2 t = 300 + 2.0,5 = 301 in = 25,08 ft = 7,64 m

Atomizer

Menentukan kecepatan atomizer

$$\frac{Dvs}{r} = 0{,}4\left[\frac{\Gamma}{\rho_L.N.r^2}\right]^{0,6}.\left[\frac{\mu}{\Gamma}\right]^{0,2}.\left[\frac{\alpha.\rho_L.Lw}{\Gamma^2}\right]^{0,1}$$ (pers 20-49,Perry 6thed)

dimana:

Dvs = Average drop diameter = $1{,}47.10^{-4}$ m = $4{,}8216.10^{-4}$ ft

N = kecepatan putaran, rpm

di = diameter dish = 0,25 m = 0,82 ft (Perry 6thed,hal 20-56)

ri = jari-jari dish = 0,41 ft

μ = Viskositas liquid = 0,05364 lb/ft.min

α = Surface tension, lb/min^2

Lw = wetted dish peripheral = π.di = 2,5761 ft

Γ = kecepatan massa semprotan dari wetted dish peripheral, lb/min.ft

$$= \frac{massa\ feed\ masuk}{Lw} = \frac{87{,}3529\ lb/\min}{\pi..0{,}82\ ft} = 33{,}909 \text{ lb/min.ft}$$

$\alpha^{1/4}$ = [P].[ρ_L.ρ_G] (pers 3-151, Perry 6thed)

dimana:

α = dyne/cm

[P] = Komponen Parachor = 310 (Tabel 3.343, Perry 6thed)

ρ_L = densitas liquid = 1,0779 gr/cm^3

= 1,0779 gr/cm^3 / 60,7 gr/mol = 1,7758.10^{-2} mol/cm^3

ρ_G = densitas gas, mol/cm^3

Pada tekanan rendah, ρ_L>>>ρ_G, maka ρ_G dapat diabaikan, sehingga

$\alpha^{1/4}$ = [P].ρ_L = 310.1,7758.10^{-2} = 5,505 dyne/cm

α = 918,3945 dyne/cm = 7289,0059 lb/min^2

$$\frac{Dvs}{r} = 0{,}4\left[\frac{\Gamma}{\rho_L.N.r^2}\right]^{0,6}.\left[\frac{\mu}{\Gamma}\right]^{0,2}.\left[\frac{\alpha.\rho_L.Lw}{\Gamma^2}\right]^{0,1}$$

$$\frac{4{,}8216.10^{-4}}{0{,}41} = 0{,}4\left[\frac{33{,}909}{67{,}2912.N.0{,}41^2}\right]^{0,6}.\left[\frac{0{,}0536}{33{,}909}\right]^{0,2}.\left[\frac{7289{,}0059.\ 67{,}2912.\ 2{,}5761}{33{,}909^2}\right]^{0,1}$$

$$1{,}176.10^{-3} = \left[\frac{2{,}9977}{N}\right]^{0,6}.0{,}2218$$

N =18594 rpm

Menghitung power yang dibutuhkan :

P = 1,04.10^{-8}(r.N)^2.W

Dimana P = netto horse power, Hp

r = jari-jari dish = 0,41 ft

N = putaran disk = 18594 rpm

W = rate feed = 87,3529 lb/min

P = 1,04.10^{-8}.(0,41. 18594)^2. 87,3529 = 52,79 Hp ≈ 53 Hp

Spesifikasi:

Nama : Spray Dryer

Fungsi : sebagai alat pengering slurry Hexamine guna memperoleh kristal Hexamine dalam bentuk granular

Tipe : Bejana silinder dengan bagian bawah berbentuk konis dan tutup atas berbentuk dished head.

Kapasitas : 57057,143 kg/hari = 2377,381 kg/jam

Tinggi silinder : 3,048 m ≈ 3,05 m

Tinggi konis : 6,4227 m ≈ 6,42 m

Diameter : 7,6 m

Tebal shell : $^{3}/_{8}$ in

Tebal konis : $^{5}/_{8}$ in

Tebal head : ½ in

Jumlah : 1 buah

Spesifikasi Atomizer :

Type = centrifugal dish

Diameter dish = 0,25 m

Kecepatan putaran dish = 18594 rpm

Kecepatan massa semprotan = 33,909 lb/min.ft

Cyclone (H-323)

Fungsi : Memisahkan debu-debu kristal Hexamine dari Spray Dryer yang terikut udara

Type : Cyclone separator

Kondisi operasi : Suhu masuk = 105°C

Dasar pemilihan : Untuk memisahkan solid dan gas

Perhitungan :

Rate uap air yang teruapkan = 37.057,1430 kg/hari = 0,4289 kg/dt

Asumsi : Kristal hexamine yang terikut udara = 2 % berat Kristal hexamine yang terbentuk (Perry's,ed.7)

Rate kristal hexamine yang terbentuk = 20.000 kg/hari = 0,2315 kg/dt

Kristal hexamine yang terikut udara = 0,02 x 0,2315 =0,00463 kg/s

Rate masuk separator = 0,4289 + 0,00463 = 0,4335 kg/s

Asumsi : pemisahan yang terjadi 99 %

rhexamine = 0,001331 kg/cm3

ruap air = 0,001 kg/cm3

rcampuran = 0,0013 kg/cm3

$$\text{Rate volumetric} = \frac{\textit{Rate masuk separator}}{\rho_{campuran}}$$

= 333,4615 cm3/dt

Luas inlet = HC . BC = DC/2 . DC/4 = DC2/8

Asumsi : inlet velocity (vc) = 40 ft/s =1219,2 Cm/s (Perry's,ed.6,hal.20-84)

$$\text{Luas inlet} = \frac{\textit{Rate volumetrik}}{\textit{inlet velocity}}$$

$$\frac{DC^2}{8} = \frac{333{,}4615}{1219{,}2}$$

DC = 1.48 cm

Tinggi separator = ZC + LC = 2DC + 2DC= 4DC = 5,92 cm

Ukuran inlet pipa : HC = 0,5 DC = 0,74 Cm

BC = 0,25 DC = 0,37cm

Pipa pengeluaran uap (De) = HC = 0,74 cm

Pipa pengeluaran debu (JC) = BC = 0,0,37 cm

Screw conveyor (J-324)

Fungsi : Memindahkan kristal hexamine dari spray dryer dan cylone ke Bucket Elevator.

Type : Standard pitch screw conveyor.

Dasar pemilihan : Membutuhkan ruangan sedikit, harga murah, pemeliharaan mudah, cocok untuk padatan.

Kondisi operasi : Muatan masuk = 20000 kg/hari = 833.3333 kg/jam

Perhitungan

$\rho_{hexamin}$ = 83,0914 lb/ft^3

$\rho_{material\ screw}$ = 50 lb/ft^3

Kapasitas $= \dfrac{\rho_{hexamin}}{\rho_{materialscrew}}$ * muatan masuk

$= \dfrac{80,0914}{50}$ * 833.3333 kg/jam

= 1334,8566 kg/jam = 1,3349 ton/jam

Dari Perry, 6th, hal. 7-7 didapat :

Untuk kapasitas 5 ton/jam :

Diameter flight = 9 inch

Diameter pipa = 2 ½ inch

Diameter shaft = 2 inch

Kecepatan putar = 40 rpm

Feed section = 6 inch

Panjang screw = 30 ft

Power = 0,85 HP

Kecepatan Putaran $= \dfrac{Kapasitas bahan}{Kapasitas baku}$ * kecepatan putar baku

$= \dfrac{1,3349}{5} * 40$

= 10,6792 rpm

Power $= \dfrac{Kapasitas bahan}{kapasitas baku}$ * power baku

$= \dfrac{1,3349}{5} * 0,85$

= 0,2269 HP ≈ 0,5 HP

Bahan konstruksi : Stainless Steel

Jumlah : 2 buah

Bucket Elevator (J-325)

Fungsi :Untuk memindahkan hexamine dari screw conveyor ke screw conveyor akhir.

Dasar pemilihan :Untuk kapasitas kecil

Kondisi operasi :Suhu masuk = 105 °C

Tekanan = 1 atm

Dari Perry, 6th, tabel 7-8, memperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Jenis	: Centrifugal discharge bucket
Untuk kapasitas	: 14 ton/jam
Ukuran bucket	: 6 x 4 x 4 ½ inch
Kecepatan	: 225 ft/min
Putaran head shaft	: 43 rpm
Power head shaft	: 1 Hp
Bucket spacing	: 12 inch
Shaft diameter	: Head : $1\frac{15}{16}$ inch
	Tail : $1\frac{15}{16}$ inch
Pully diameter	: Head : 20 inch
	Tail : 14 inch
Lebar belt	: 7 inch
Jumlah	: 1 buah

Bin Hexamine (F-330)

Fungsi : untuk menampung krisal Hexamine sebelum ke packing

Tipe : Silinder tegak dengan tutup bawah berupa konis.

Dasar pemilihan : tempat penyimpanan produk solid

Kondisi operasi : $T_{operasi}$ = 30°C ; $P_{operasi}$=14,7 psia

Kapasitas = 20000 kg/hari = 833,3333 kg/jam (= 6666,6664 kg)

Residence time = 8 jam

Perhitungan

ρ campuran = 1331 kg/m^3 (= 83,0914 lb/ft^3)

Volume produk (Hexamine) = $\frac{833{,}3333\, kg/jam}{1331\, kg/m^3} x\, 8\, jam$ = 5,0088 m^3

Volume bulk= Volume Hexamine + Volume ruang kosong

$$\frac{Volume\ bulk}{Volume\ bulk} = \frac{Volume\ Hexamine}{Volume\ bulk} + \frac{Volume\ ruang\ kosong}{Volume\ bulk}$$

$$1 = \frac{Volume\ Hexamine}{Volume\ bulk} + \varepsilon$$

Diameter granular Hexamine 300 mikron = 0,03 cm (Riegel's)

dari example 3.1-3 untuk bentuk silinder dengan d = 2 cm mempunyai nilai

ε= 0,399

dari example 3.1-6 untuk bentuk silinder dengan d = 0,012 cm mempunyai

nilai ε= 0

sehingga untuk diameter Hexamine= 0,03 cm dengan interpolasi diperoleh

nilai ε= 0,0036

$$1 = \frac{Volume\ Hexamine}{Volume\ bulk} + \varepsilon$$

$$1 = \frac{5{,}0088}{Volume\ bulk} + 0{,}0036$$

Volume bulk = 5,0269 m^3

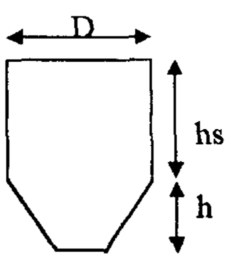
Volume bulk = 80%x volume silo

Volume Bin = (100/80)x 5,0269m^3 = 6,2836 m^3 = 221,902 ft^3

Mengambil : hs/D = 2

: Diameter lubang pengeluaran (M) = 1 ft (= 0,3048 m)

(Hesse) : Sudut konis 120^0



h(tinggi konis) = (D - d) / 2 x tg60
= (D - 0,3048) / 2 x tg 60
= 0,866.D – 0,264

Volume.Bin = Volume tabung + volume konis

= $\pi/4.D^2.hs + \pi/12.(D^2 + D.M + M^2)$

6,2836 m^3 = $\pi/4.D^2.2.D + \pi/12.(0{,}866.D - 0{,}264).(D^2 + 0{,}3048.D + 0{,}3048^2)$

6,2836 m^3 = $1{,}7975.D^3 - 6{,}4141.10^{-3}$

D = 1,5182 m (= 59,77 in)

r = 0,7591 m (= 29,89 in)

sehingga hs = 2xD = 3,0364 m

h = (0,866.D) – 0,264 = 1,0508 m

H = hs + h = 4,0872 m (13,4 ft)

Menghitung tebal shell

Diambil : Bahan Konstruksi Steel SA-167 Grade 3

F = 18750

E = 0,8 (double welded butt joint)

C = 0,125 in

Volume Bin = volume silinder + volume konis

6,2836 m^3 = $^1/_2.\pi.D^3$ + Volume konis

Volume silinder = 5,4968 m^3

Volume konis = 0,7868 m^3

Massa di konis = 0,7868 m^3 x 1331 kg/m^3 = 1047,2308 kg

Massa di silinder = 6666,6664 kg – 1047,2308 kg

= 5619,4356 kg

Tinggi bahan di konis (tk) = tinggi konis = 1,0508 m

Tinggi bahan di silinder (ts) = (4 x massa di silinder) / ($\rho \times \pi \times D^2$)

$$= \frac{(4 x 5619{,}4356 kg)}{1331 kg/m^3 \, x \, \pi \, x (1{,}5182 m)^2}$$

= 2,3322 m.

Tinggi total bahan = tk + ts = 3,383 m = 11,0989 ft

Tekanan Vertikal (P_B)

$P_B = \frac{r.\rho}{2.\mu.K}\left(1 - e^{-2.\mu.K.Z_T/r}\right)$, di mana :

P_B = tekanan vertikal pada dasar bejana, lb/ft^2

ρ = densitas bahan, lb/ft^3

μ = koefisien friksi, 0,35 – 0,55 (ditetapkan 0,4)

K = rasio tekanan, 0,35 – 0,6 (ditetapkan 0,4)

Z_T = tinggi total bahan, ft

r = jari-jari dalam, ft

$$P_B = \frac{2{,}4905.83{,}0914}{2.0{,}4.0{,}4}\left(1-e^{-2.0{,}4.0{,}4.6{,}1426/2{,}4905}\right) = 352{,}9706 \text{ lb/ft}^2 = 2{,}4512 \text{ psia}$$

Tekanan lateral (P_L)

$P_L = K.P_B = 0{,}4.2{,}4512 = 0{,}9805$ psia

Tekanan total = $\sqrt{PB^2 + PL^2} = \sqrt{2{,}4512^2 + 0{,}9805^2} = 2{,}64$ psia

$P_{design} = 1{,}1.P_{total} = 1{,}1.2{,}64 = 2{,}904$ psia

Dengan pers. dari ASME, diperoleh :

$$t_{shell} = \frac{P.r}{f.E - 0.6.P} + c = \frac{2{,}904\,psia.29{,}89\,in}{18750.0{,}8 - 0{,}6.2{,}904\,psia} + \frac{1}{8} = 0{,}1308\ in \approx \frac{3}{16}\ in$$

Menghitung tebal konis

Dengan pers. dari ASME, diperoleh :

$$t = \frac{P.D}{2.\cos\alpha.(f.E - 0{,}6.P)} + c$$

$$= \frac{2{,}904.59{,}77}{2.\cos 120°.(18750.0{,}8 - 0{,}6.2{,}904)} + \frac{1}{8} = 0{,}1138 in \approx \frac{3}{16}\ in$$

Spesifikasi

Fungsi : menampung kristal Hexamine sebelum ke packing

Tipe : Silinder tegak dengan tutup bawah berupa konis

Diameter tangki : 4,98 ft ≈ 5 ft

Tinggi tangki : 13,4 ft

Volume tangki : 221,902 ft^3

Kapasitas : 20000 kg/hari

Jumlah : 2 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Harga alat akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi dan politik, untuk itu dibutuhkan suatu metode yang dapat mengkonversikan harga alat pada beberapa tahun yang lalu, supaya dapat diperoleh harga yang ekuivalen pada saat ini. Ekuivalensi itu dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\textit{Indeks harga saat ini}}{\textit{Indeks harga pada tahun A}} \times \text{Harga alat tahun A}$$

Harga alat pada tahun A diperoleh dari literature :

1. Peters and Timmerhaus, diperoleh harga peralatan pada tahun 1990 dengan indeks harga 904 (CE Plant Cost Index)
2. Ulrich, diperoleh harga peralatan pada tahun 1992 dengan index harga 315 (CE Plant Cost Index)
3. Garret, D.E., 1989, " Chemical Engineering Economic ", Van Nostrand Reinhold, New York.

Sedangkan Indeks harga didapatkan dari:

- Marshall & Swift Equipment Cost Indeks, tahun A (Januari, 1990) = 904 (Tabel 3 Peter ed 4 hal 163)
- Marshall & Swift Equipment Cost Indeks, saat ini (Juni 2002) = 1074,9 (Chemical Engineering, Maret 2002)
- Chemical Plant Cost Indeks, tahun A (Mid, 1982) = 315 (Ulrich, fig 5-1)
- Chemical Plant Cost Indeks, saat (Mid, 2002)= 390,4 (Chemical Engineering, Agustus 2002)

A. Perhitungan Harga Peralatan

Contoh Perhitungan:

Screw Conveyor (J-112)

Fungsi: memindahkan kristal Hexamine dari spray dryer ke bucket elevator.

Harga alat:

Dari Peter, hal 570, untuk kapasitas 1,3349 ton/jam dengan panjang 30 ft dan diameter 9 in didapatkan harga = \$ 6500,- (tahun 1990)

Dengan cost indekas didapatkan:

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{1074{,}9}{904} \times \$\ 6500,-$$

$$= \$\ 7728{,}82$$

$$= \text{Rp.}68.013.584,-$$

Jumlah = 1 buah

Diambil: 1\$ = Rp. 8800 (Maret 2003, Jawa Post)

Dengan cara yang sama didapatkan harga alat lainnya seperti gambar berikut:

Tabel D.1. Harga Peralatan Proses

No.	Nama Alat	Kode	Jumlah	Harga, Rp
1	NH_3 Storage tank	F-120	1	108.432.500
2	Tangki Formaldehyde	F-110	1	49.878.950
3	Pompa	L-111	1	983.581
4	Preneutralizer(Reaktor)	R-210	1	271.081.250
5	Expander	N-122	1	10.843.250
6	Pompa	L-214	1	983.581
7	Spray Dryer	D-320	1	1.569.544.248
8	Cyclone	H-323	1	20.927.256
9	Screw Conveyor	J-324	1	68.013.584
10	Bucket Elevator	J-325	1	69.279.073
11	Screw Conveyor	J-326	1	68.013.584
12	Steam jet ejector	G-211	1	13.640.000
13	Barometric condensor	E-212	1	54.560.000
14	Hot Well	F-213	1	4.348.945
15	Bin	F-330	2	17.788.168
16	Burner	Q-322	1	68.312.475

17	Blower	G-321	2	1.500.000
Jumlah total				2.448.009.395

Tabel D.2. Harga Peralatan Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga, Rp
1	Bak Flotasi	1	1.231.416
2	Bak Koagulator dan Floakulator	1	1.231.416
3	Bak Clarifier	1	1.231.416
4	Bak Penampung	1	1.231.416
5	Sand Filter	1	2.677.128
6	Bak Penampung Air Bersih	1	1.231.416
7	Tangki Demineralizer	1	14.251.304
8	Bak Penampung Air Demineralizer	1	1.231.416
9	Bak Penampung Air Boiler	1	2.175.000
10	Bak Penampung Air Dingin	1	2.175.000
11	Boiler	1	36.050.000
12	Cooling Tower	1	421.004.085
13	Tangki Penampung Solar	1	706.500
14	Generator	1	35.000.000
15	Bak Penampung Air Sanitasi	1	2.175.000
16	Pompa air sungai ke bak Flotasi	1	750.000
17	Pompa air ke bak koagulator	1	750.000
18	Pompa air ke tangki Sand Filter	1	750.000
19	Pompa Air ke Demineralizer	1	750.000
20	Pompa ke Bak Air Boiler & Proses	1	750.000
21	Pompa Air ke Reaktor dan Barometrik Kondensor	1	750.000
	Jumlah Total		528.102.513

Total harga peralatan (E)

=Rp (2.448.009.395 + 528.102.513) = Rp. 2.976.111.908,-

= US$ 338,194.535

B. Perhitungan harga tanah dan bangunan

Luas tanah= 13.200 m^2

Luas bangunan pabrik= 3.140 m^2

Luas bangunan gedung= 1.660 m^2

Harga tanah/m^2= Rp.200.000,00

Harga bangunan pabrik/m^2= Rp.400.000,00

Harga bangunan gedung/m^2= Rp.500.000,00

Harga tanah total= Rp.2.640.000.000,00

Harga bangunan pabrik = Rp.1.256.000.000,00

Harga bangunan gedung = Rp.830.000.000,00

Total = Rp.4.726.000.000,00

C. Perhitungan Gaji Karyawan

Jadwal kerja karyawan dibagi menjadi 2, yaitu:

Non Shift : (Senin-Jumat) pk. 08.00- pk. 17.00 (Sabtu dan Minggu libur), Istirahat, pk. 12.00 -13.00

Shift : I. pk. 07.00 – pk. 15.00

II. pk. 15.00 – pk. 23.00

III. pk 23.00 – pk. 07.00

Perhitungan biaya untuk karyawan selama 1 tahun didasarkan pada gaji yang diterima selama 13 bulan (12 bulan gaji + 1 bulan gaji sebagai Tunjangan Hari Raya).

Tabel D.3. Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji (Rp/Orang)	Jumlah (Rp)
		Non Shift		
1	Direktur Utama	1	5.000.000	5.000.000
2	Direktur Produksi	1	3.500.000	3.500.000
3	Direktur Administrasi dan	1	3.500.000	3.500.000

	Keuangan			
4	Kepala Bagian Produksi	1	2.500.000	2.500.000
5	Kepala Bagian Pemasaran	1	2.500.000	2.500.000
6	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	2.500.000	2.500.000
7	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1	2.500.000	2.500.000
8	Kepala Seksi Laboratorium	1	1.500.000	1.500.000
9	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbaikan	1	1.500.000	1.500.000
10	Kepala Seksi Pembelian dan Penyediaan Bahan Baku	1	1.500.000	1.500.000
11	Karyawan Personalia dan Umum	2	1000.000	2.000.000
12	Karyawan Pemasaran	4	1000.000	4.000.000
13	Karyawan Administrasi dan Keuangan	2	1000.000	2.000.000
14	Sekretaris	1	1.500.000	1.500.000
15	Karyawan Kebersihan	5	750.000	3.750.000
		Shift		
16	Kepala Seksi Proses	4	1. 500.000	6.000.000
17	Kepala Seksi Utilitas	4	1.500.000	6.000.000
18	Kepala Seksi Keamanan	4	1.500.000	6.000.000
19	Karyawan Proses	40	1.000.000	40.000.000
20	Karyawan Laboratorium	8	1.000.000	8.000.000
21	Karyawan Utilitas	8	1.000.000	8.000.000
22	Karyawan Pemeliharaan dan Perbaikan	4	1.000.000	4.000.000
23	Karyawan Pembelian dan Penyediaan Bahan Baku	4	1.000.000	4.000.000

24	Karyawan Keamanan	12	1000.000	12.000.000
Jumlah gaji total				133.750.000

Jumlah karyawan = 112 orang

Biaya gaji karyawan selama 1 tahun = 13 x Rp. 133.750.000

= Rp.1.738.750.000,-

Jadwal kerja

Kelompok	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

D. Biaya Utilitas

1. Bahan bakar

1.1 Solar

Kebutuhan = 139,104 ft^3/tahun = 3939,008 L/tahun

Harga= Rp.2050,00/L

Biaya solar = 3939,008 x 2050

= Rp.8.074.966,00

1.2 LNG (Liquid Natural Gas)

Kebutuhan = 6.416,1717 kg/hari = 2.117.336,661 kg/tahun

Harga= Rp.500,00/kg

Biaya LNG= 2.117.336,661 x 500

= Rp.1.058.668.331,00

1.3 Batubara

Kebutuhan = 637,0798 lb/jam = 2.288.701,813 kg/tahun

Harga = Rp. 413,6/kg

Biaya Batubara = Rp. 413,6/kg x 2.288.701,813 kg/tahun = Rp.946.607.070,-

2. Listrik

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 31,72 Kw

Kebutuhan listrik untuk motor penggerak = 201,42 Kw

Total kebutuhan listrik = 233,14 Kw

Pemakaian listrik terpasang = 1,25 * 233,14 Kw

= 292 Kw

Biaya beban = Rp.32.048,00/Kw.bulan (2 Januari 2003, Jawa Pos)

Biaya beban untuk 1 tahun = Rp.32.048,00 x 292 x 12 bulan

= Rp.112.296.192,-

Biaya Listrik:

Waktu Beban Puncak =Rp.275/Kwh (pk 18.00-22.00)

Luar Waktu Beban Puncak= Rp.111/Kwh (pk 22.00-18.00)

Biaya listrik terpakai pertahun

= [{(4 jam * 233,14 Kw * Rp275/Kwh) + (20 jam * 233,14 Kw * Rp111/Kwh)}* (330 hari/tahun)] + [{(4 jam * 31,72 Kw * Rp275/Kwh) + (20 jam * 31,72 Kw * Rp111/Kwh)} * (35 hari/tahun)]

= Rp.259.114.048,-

Biaya listrik total = Biaya beban + Biaya listrik terpakai

= Rp. 112.296.192,- + 259.114.048,-

= Rp.371.410.240,-

3. Air

Air sanitasi yang digunakan berasal dari air PDAM

Kebutuhan = 50 m^3/hari= 16.500 m^3/tahun

Harga = Rp.1500/m^3

Biaya = 16500 x 1500

= Rp. 24.750.000,00

Total biaya Utilitas = Rp. 2.409.510.607,-

E. Harga Bahan Baku

Tabel D.4 Harga Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan/tahun,kg	Harga/kg,Rp	Total Harga,Rp
Ammonia	3.282.643,287	1502,4	4.931.843.274
Formaldehyde	23.251.050,01	1002,3	23.304.527.430
Total			28.236.370.704

F. Biaya Pengemasan

Kemasan produk Hexamine : karung dari plastik,kapasitas 50 kg

Harga/karung = Rp. 750,-

Dibutuhkan = 400 karung/hari

Total biaya pengemasan/tahun = (400 x 330 x 750)

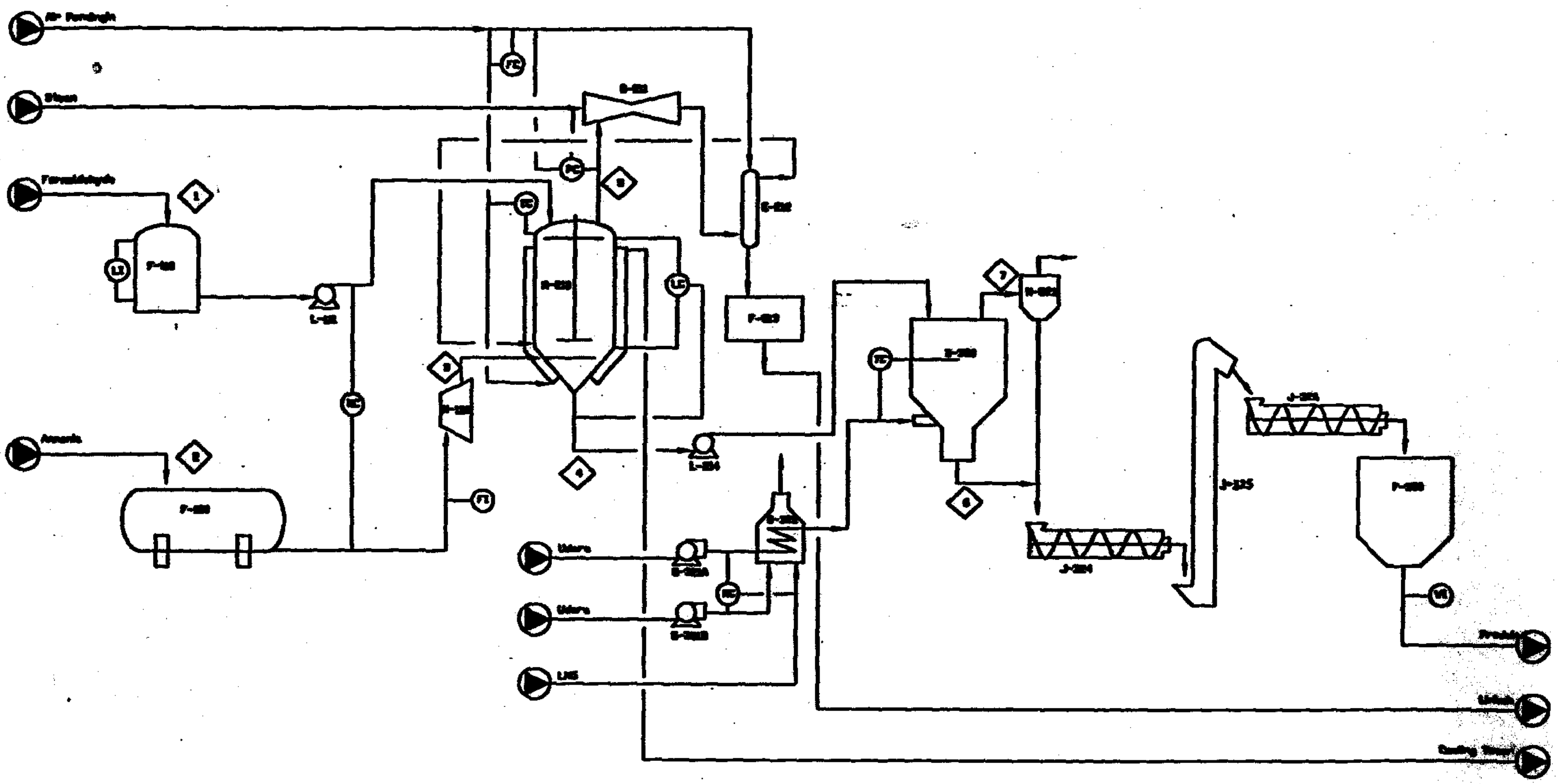
= Rp, 99.000.000,-

Produk Hexamine yang dihasilkan = 6.600 ton/tahun

Harga Produk = Rp.7.920

Total penjualan/tahun = (7.920x 6.600.000)

= 52.272.200.000



No.	No. K
19	F-3
17	J-3
16	J-3
15	J-3
14	H-3
13	D-3
12	Q-3
11	G-3
10	G-3
9	L-2
8	R-2
7	F-2
6	E-2
5	G-2
4	N-1
3	L-1
2	F-1
1	F-1

Nama : Yongky J.W / Lin
NRP : 5203098060 / 52
Jurusan Teknik Ki
Fakultas Teknil
Universitas Katolik Widy
Surabaya

Neraca Massa							
	Aliran						
Komponen	1	2	3	4	5	6	7
Ammonia		9.897,6669	9.699,7138		197,9531		
Formaldehyde	26.069,3591				393,645		
Air	39.456,3273	49,7370	49,7370	37.087,1430	17.824,3492	29,4	0,6
Metanol	4.932,0409				4.932,0409		
Hexamine				19.970		19.570,6	399,4
Total	70.457,7273	9.947,4039	9.749,4508	57.057,143	23.347,9882	19.600	400