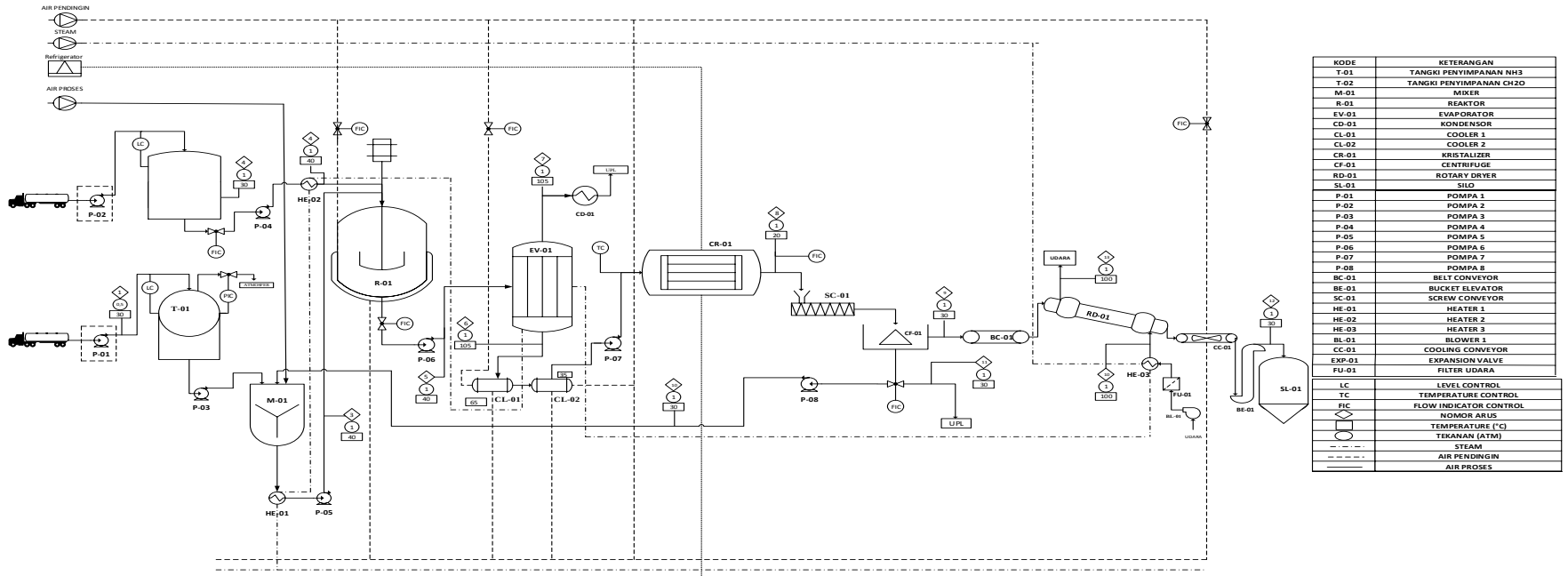


LAMPIRAN I

DIAGRAM ALIR PROSES

**DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK HEXAMETHYLENETETRAMINE DARI AMONIAK DAN FORMALDEHID DENGAN PROSES ALEXANDER F. MACLEAN
KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN**



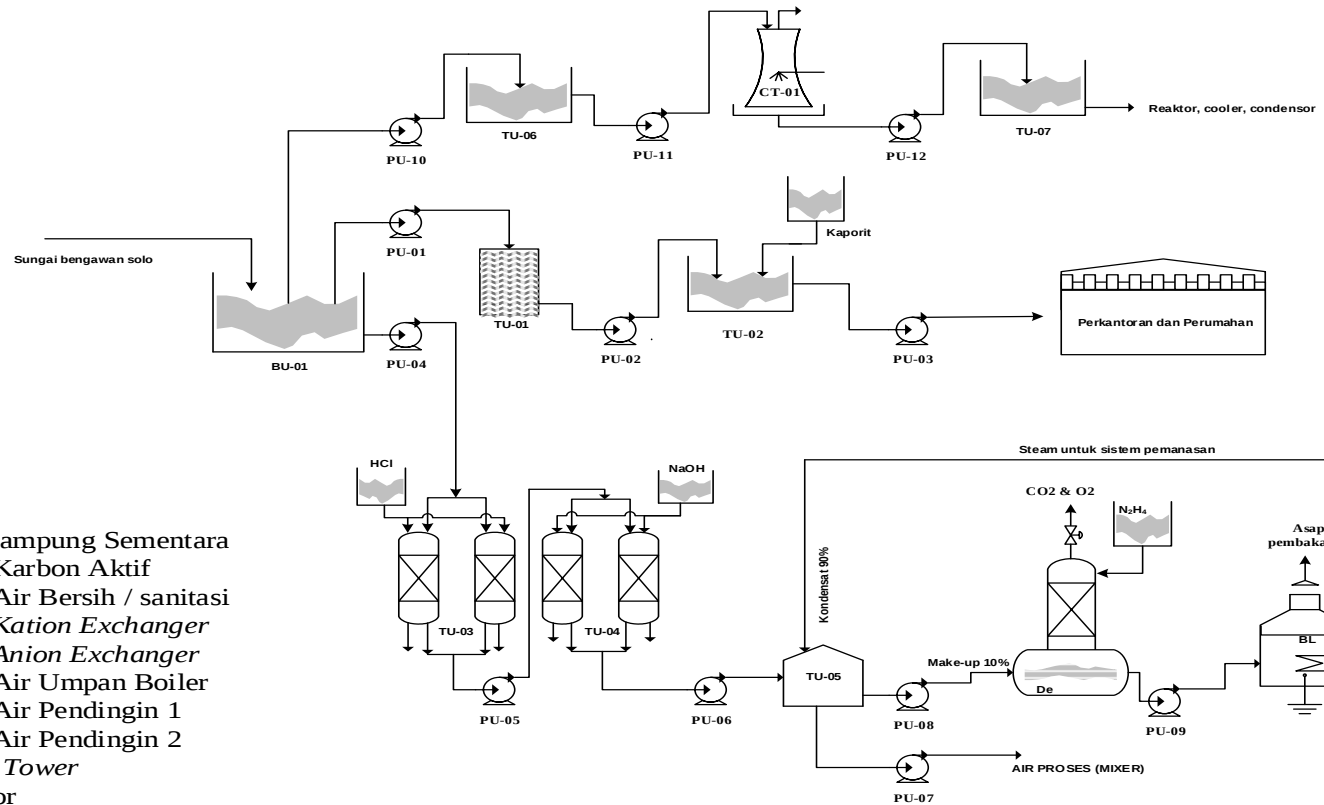
KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	Kg/jam ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12	ARUS 13
NH3	4165,91		4165,91		83,32		83,32						
CH2O				11027,4	220,55		220,55						
CH3OH				158,95	158,95		158,95						
H2O	69,43	159	9720,45	11176,42	20986,88	18676,91	2219,97	18676,91	2801,54	15875,37	4557	297,09	2504,45
CGH12N4			52,08		14941,53	14941,53		87,11			25		
CGH12N4.6H2O								14854,42	14854,42			14854,42	
TOTAL	4235,34	159	13938,44	22362,8	36391,23	33618,44	2682,79	33618,44	17655,96	15962,48	4582	15151,51	2504,45

DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK HEXAMETHYLENETETRAMINE DARI AMONIAK DAN FORMALDEHID DENGAN PROSES ALEXANDER F. MACLEAN KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN	
 PT. SUMBER KIRI	DESAIN : SEPTA NINGSIH 21070303
Disusun oleh : SEPTA NINGSIH	Disetujui oleh : DR. H. NINGSIH, S.T., M.T.

Gambar 9. Diagram Alir Proses Hexamethylenetetramine

LAMPIRAN II

DIAGRAM ALIR UTILITAS



KETERANGAN

- | | |
|----------|----------------------------------|
| BU-01 | : Bak Penampung Sementara |
| TU-01 | : Tangki Karbon Aktif |
| TU-02 | : Tangki Air Bersih / sanitasi |
| TU-03 | : Tangki <i>Kation Exchanger</i> |
| TU-04 | : Tangki <i>Anion Exchanger</i> |
| TU-05 | : Tangki Air Umpan Boiler |
| TU-06 | : Tangki Air Pendingin 1 |
| TU-07 | : Tangki Air Pendingin 2 |
| CT-01 | : <i>Cooling Tower</i> |
| De | : Deaerator |
| Bl | : Boiler |
| PU 01-12 | : Pompa Utilitas |

Gambar 10. Diagram Alir Utilitas

LAMPIRAN III PERHITUNGAN ALAT UTAMA

REAKTOR

Fungsi : untuk mereaksikan formaldehid dan amoniak
 Jenis : Reaktor Alir Tangki Beengaduk
 Kondisi operasi : T = 40 °C
 P = 1 atm
 t = 9 menit

Menghitung densitas = $A \times B^{-(1-T/T_c)^n}$

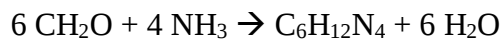
Komponen	A	B	n	T _c	ρ (kg/L)	x	$\rho * x$
CH ₂ O	0,26	0,22	0,29	408	0,71	0,37	0,261150348
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	1,01	0,625	0,633610946
CH ₃ OH	0,27	0,27	0,23	512,58	0,77	0,005	0,003867424
NH ₃	0,24	0,25	0,29	405,65	0,58	0,995	0,57566492
H ₂ O	0,35	0,27	0,29	647,13	1,01	0,005	0,005068888
			1,38			2	1,474293638
C ₆ H ₁₂ N ₄					1,33		

Tahap 1. Menghitung laju volumetric reaktor

F_v = massa campuran / densitas campuran

F_v = 31842, 84 L/jam = 1124,05 ft³

Reaksi :



mula-mula	264,71	176,47		
R _x	259,41	172,94	43,24	172,94
sisas	5,29	3,53	43,24	172,94

Tahap 2. Menghitung volume reaktor

Volume larutan = F_v x t

= 4776,43 L/jam = 4,78 m³/jam

Direncanakan larutan mengisi 80% volume reaktor

Volume reaktor = volume larutan / 0,8

= 5,97 m³ = 5970,53 L

Perhitungan Alat

$$Volume\ reaktor = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V}{\pi}}$$

$$D = H = 1,97\ m = 77,42\ in = 6,45\ ft$$

Dengan torispherical dished head

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{sf}{144}$$

Dengan :

Ds = diameter shell

$$V\ dish = 0,000049 \cdot D^3\ (volume,\ ft^3) = 0,0132\ ft^3$$

sf = 2 (straight flange)

$$Jadi,\ V_{sf} = 0,4535\ ft^3$$

Sehingga :

$$V\ head = 2 \times (V_{dish} + V_{sf})$$

$$= 0,93\ ft^3 = 0,03\ m^3$$

$$V\ total\ reaktor = V\ shell + V\ head$$

$$= 6\ m^3$$

Dengan spesifikasi reaktor sebagai berikut :

$$Diameter\ shell = 1,97\ m$$

$$Tinggi\ shell = 1,97\ m$$

$$Volume\ shell = 5,97\ m^3$$

$$Volume\ head = 0,03\ m^3$$

$$Volume\ reaktor = 6\ m^3$$

$$Volume\ bottom = 0,5 \times volume\ head$$

$$= 0,01320\ m^3$$

$$Volume\ cairan\ dalam\ shell = volume\ shell - volume\ bottom$$

$$= 5,96\ m^3$$

Tinggi cairan dalam shell

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

$$h = 1,96\ m = 6,44\ ft$$

Tahap 3. Menghitung tebal shell

Dirancang menggunakan *stainless steel* SA-240 (tipe 405)

$$ts = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Pers. 13.1, Brownell \& Young, 1959})$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 t_s &= \text{tebal shell} \\
 r &= \text{jari-jari} = \frac{1}{2} \text{ diameter reaktor} = 38,71 \text{ in} \\
 E &= \text{efisiensi pengelasan} = 0,85 \\
 C &= \text{faktor korosi} = 0,125 \text{ in} \\
 f &= \text{tegangan yang diizinkan} = 18750 \text{ Psi} \\
 &\quad \quad \quad (\text{Brownell, hal 342})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{is} &= \text{tinggi cairan} \times \rho_{\text{mix}} \\
 &= 2236,98 \text{ kg/m}^2 = 3,18 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ operasi} &= P \text{ reaksi} + P \text{ op} \\
 &= 17,88 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ desain} &= 1,1 \times P \text{ operasi} \\
 &= 19,66 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$P \text{ (tekanan dalam reaktor)} = 19,66 \text{ Psi}$$

Sehingga, $t_s = 0,17 \text{ in}$

Digunakan tebal standar = 3/16 in

Tahap 4. Menghitung tebal head dan tebal bottom

$$\begin{aligned}
 P &= P \text{ desain} - P \text{ udara luar} \\
 &= 4,96 \text{ Psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 77,77 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipakai OD standar = 78 in

Dari tabel 5.7 Brownell, hal 90 :

$$\begin{aligned}
 OD &= 78 \text{ in} & i_{cr} &= 4,75 \text{ in} \\
 t_s &= 3/16 \text{ in} & r &= 78 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{i_{cr}}} \right)$$

$$w = 1,76 \text{ in}$$

sehingga :

$$th = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C$$

(Pers. 7.77 Brownell, hal 138)

$$th = 0,21 \text{ in}$$

digunakan tebal standar = 3/16 = 0,0048 m

Tahap 5. Menentukan tinggi total reaktor

Untuk $th = 3/16$

Maka diperoleh $sf = 2$ ($sf = 1\frac{1}{2} - 2$)

(Tabel 5.6 Brownell, hal 88)

Dari persamaan 5.8 hal 87, Brownell :

$$ID = OD \text{ standart} - (2 \times ts) = 77,63 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 73,25 \text{ in}$$

$$AB = (ID / 2) - icr = 34,06 \text{ in}$$

$$AC = [BC^2 - AB^2]^{1/2} = 64,85 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 13,15 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head total (OA)} &= sf + b + th \\ &= 15,34 \text{ in} = 0,39 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= \text{tinggi shell} + (2 \times OA) \\ &= 108,10 \text{ in} = 2,75 \text{ m} = 9 \text{ ft} \end{aligned}$$

Desain pendingin :

$$Q = 942436,16 \text{ kJ/jam} = 893241 \text{ Btu/jam}$$

Pendingin yang digunakan adalah air (H_2O)

$$T \text{ masuk} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar} = 35^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

$$C_p = 376,70 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin (m)} = 139 \text{ kg/jam} = 306 \text{ lbm/jam}$$

Menentukan spesifikasi alat pendingin

$$T \text{ keluar reaktor} = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$T \text{ in air} = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$T \text{ out air} = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$$

Fluida panas ($^\circ\text{F}$)	Fluida dingin ($^\circ\text{F}$)	ΔT ($^\circ\text{F}$)	
104	95	9	ΔT_1
104	77	27	ΔT_2

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 16,38^\circ\text{F}$$

$$\text{Untuk fluida air UD} = 250 - 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F. jam}$$

$$UD = 450 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F. jam} \quad (\text{Tabel 8. Kern, 1969 840})$$

$$A = \frac{Q}{UD \times LMTD}$$

$$\text{Luas permukaan transfer panas (A)} = 121,15 \text{ ft}^2 = 11,15 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Luas tangki reaktor} &= \pi D H \\ &= 130,61 \text{ ft}^2 \\ \text{Luas penampung} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \\ &= 32,65 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{Luas total selubung reaktor} = 163,26 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan transfer panas < dari luas tangki reaktor maka dipilih pendingin jenis jaket.

$$\text{Jumlah air pendingin} = 139 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}V \text{ air} &= m / \rho \\ &= 135,26 \text{ L/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter jaket (D1)} &= \text{diameter dalam} + (2 \times \text{tebal jaket}) \\ D1 &= 78 \text{ in} = 1,98 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket} = \text{tinggi total reaktor} = 108,1 \text{ in} = 2,75 \text{ m}$$

Asumsi, jarak jaket 5 in

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar jaket (D2)} &= D1 + (2 \times \text{jarak jaket}) \\ D2 &= 87,77 \text{ in} = 2,23 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\text{Luas yang dilalui panas (A')} = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A' = 1299,5 \text{ in}^2 = 0,84 \text{ m}^2$$

$$\text{Kecepatan superficial pendingin (V')} = V \text{ pendingin} / A'$$

$$V' = 0,16 \text{ m/jam}$$

$$\text{P hidrostatik jaket (Ph)} = \rho g h$$

$$Ph = 3,82 \text{ Psi}$$

$$\text{Faktor kelonggaran (fk)} = 20\%$$

$$Pd = (1 + fk) \times (Ph + 14,7)$$

$$Pd = 22,22 \text{ Psi} = 1,51 \text{ atm}$$

Menghitung tebal jaket

Dari persamaan 13.1 hal 254 Brownell

$$t_{min} = \frac{P \times r}{F \times E - 0,6 \times P} + C$$

Dengan :

$$F = 18750$$

$$r = D/2 = 38,89 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Maka, } t_{min} = 0,18 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal standar} = 3/16 \text{ in}$$

EVAPORATOR

Fungsi : untuk memekatkan larutan *Hexamine* dengan menguapkan impuritis

Jenis : *standard vertical tube evaporator*

Perhitungan dari neraca panas :

$$\begin{aligned} Q &= 6588604 \text{ Btu/jam} \\ T \text{ masuk} &= 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ T \text{ keluar} &= 105 \text{ }^{\circ}\text{C} = 221 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \Delta T &= 117 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ UD &= 500 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Luas peindahan panas evaporator :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$$

$$A = 101 \text{ ft}^2 = 9,35 \text{ m}^2$$

Dipilih pipa standard ukuran $\frac{1}{4}$ in IPS, Schedule number 40 (Kern, tabel 11)

$$\begin{aligned} OD \text{ tube} &= 0,54 \text{ in} \\ ID \text{ tube} &= 0,364 \text{ in} \\ a't &= 0,141 \text{ ft} \\ ao &= 0,104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = A / (L \times a't)$$

$$Nt = 89,24 \text{ buah}$$

Digunakan Nt standar = 91 buah (1 pass)

Diameter evaporator :

$$D = \sqrt{4 \times \frac{A}{\pi}} = 11,44 \text{ ft} = 3,49 \text{ m}$$

Tinggi evaporator berdasarkan *dimenstion ratio* :

$$\text{Asumsi } \textit{dimention ratio} = H/D = 2$$

$$H = 22,87 \text{ ft} = 6,97 \text{ m}$$

Tebal shell evaporator :

$$ts = \frac{P \times r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)}$$

(pers. 13.1, Brownell & Young, 1959)

$$ts = 0,19 \text{ in}$$

Digunakan ts standar = $\frac{1}{4}$ in

Tebal tutup evaporator :

$$\text{tebal conical} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Tebal conis = 0,2 in

Digunakan tebal standar = ¼ in

CRYSTALLIZER

Fungsi : untuk mengkristalkan larutan *Hexamine* dengan pendingin

Tipe : *Swenson – Walker Crystallizer*

Volume bahan = 1027,47 ft³/jam

Overdesign 20%, maka :

Volume *Crystallizer* = 1232,97 ft³

Perhitungan dimensi :

$$Volume\ cry = \frac{m \times D^3}{2} \times \left(1 + \frac{\pi}{4}\right)$$

$$(m \times D^3)/2 = 690,74\ ft$$

$$m \times D^3 = 1381,48\ ft$$

$$D^3 = 418,63\ ft$$

$$D = 7,48\ ft = 2,3\ m$$

$$L = 3,33 \times D$$

$$= 24,69\ ft = 7,5\ m$$

CENTRIFUGE

Fungsi : untuk memisahkan slurry *Hexamine* dengan *mother liquor*

TABLE 18-12 Specifications and Performance Characteristics of Typical Sedimenting Centrifuges

Type	Bowl diameter, in	Speed, r/min	Maximum centrifugal force × g	Throughput		Typical motor size, hp
				Liquid, gal/min	Solids, ton/ft	
Tubular	1.75	50,000*	62,400	0.05–0.25		*
	4.125	15,000	13,200	0.1–10		2
	5	15,000	15,900	0.2–20		3
Disk	7	17,000	14,500	0.1–10		45
	13	7,500	10,400	3–20		6
	24	4,000	5,500	20–300		744
Nutsche discharge	10	10,000	14,500	10–40	0.1–1	20
	16	6,250	8,900	25–150	0.4–4	40
	27	4,200	6,750	40–400	1–11	125
	30	3,500	4,600	40–400	1–11	155
Helical conveyor	6	8,000	5,500	To 20	0.03–0.33	15
	14	4,000	3,150	To 75	0.5–1.5	20
	16	3,500	3,150	To 100	1.5	30
	24	2,000	1,070	To 250	3.5–12	155
	30	2,700	3,105	To 350	3–13	200
	36	2,250	2,500	To 600	10–25	300
	44	1,600	1,600	To 700	10–25	400
	54	1,000	770	To 750	50–60	750
Knife discharge	20	1,800	920	†	1.01	20
	36	1,300	740	†	4.11	30
	65	600	750	†	20.51	40

*Turbine drive, 100 lbf/h (45 kg/h) of steam at 40 lbf/in² gauge (3/2 KPa) or equivalent compressed air.

†Widely variable.

‡Maximum volume of solids that the bowl can contain, ft³.

NOTE: To convert inches to millimeters, multiply by 25.4; to convert revolutions per minute to radians per second, multiply by 0.105; to convert gallons per minute to liters per second, multiply by 0.003; to convert tons per hour to kilograms per second, multiply by 0.025; and to convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746.

Perhitungan :

Bahan masuk = 33618,44 kg/jam = 74115,21 lb/jam

Volume bahan = 995,68 cuft/jam = 124,14 gall/menit

Dari tabel 18-12, Perry hal 1734, berdasarkan *rate volumetric* (gallon/menit), dipilih spesifikasi *Centrifuge* sebagai berikut :

Tipe yang dipilih adalah *nozzle discharge*

Kapasitas maksimum : 25-150 gpm

Diameter bowl : 16 in

Panjang bowl : 32 in

Speed : 6250 m

Centrifuge force : 8900 lbf/ft²

Power motor : 40 Hp

ROTARY DRYER

Fungsi : untuk mengeringkan produk dengan bantuan udara panas

Kondisi operasi : T = 373 K

P = 1 atm

Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca panas

Feed masuk = 17655,96 kg/jam = 38924,32 lb/jam

Kebutuhan panas = 190282, 82 kJ/jam = 180388,11 Btu/jam

Kebutuhan udara = 109243,71 kg/jam = 240838,69 lb/jam

Luas penampung (A) = massa udara masuk / *mass velocity*

A = 96,34 ft² = 8,95 m²

Diameter :

$$Diameter (D) = \left(\frac{A}{\pi \times 4} \right)^{1/2}$$

D = 2,77 ft = 0,84 m

Suhu bahan masuk = 86 °F

Suhu bahan keluar = 212 °F

Suhu udara masuk = 302 °F

Suhu udara keluar = 248 °F

ΔT_1 = 54 °F

ΔT_2 = 126 °F

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

$$LMTD = 84,98 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$Panjang (L) = \frac{Qt}{0,125 \times \pi \times D \times G^{0,67} \times LMTD}$$

$$L = 11 \text{ ft} = 3,32 \text{ m}$$

Volume *Rotary dryer* :

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 L$$

$$V = 64,60 \text{ cuft} = 1,97 \text{ m}^3$$

Perlengkapan *Rotary dryer* :

1. Kecepatan putaran *Rotary dryer* = 12 m

2. Flight :

$$\text{Tinggi flight} = 0,11 \text{ m}$$

$$\text{Panjang flight} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah flight} = 3$$

$$\text{Jumlah circle} = 2$$

$$\text{Total jumlah flight} = 6$$

3. *Hold up* padatan = 0,30 m³

4. Waktu rata-rata dalam dryer :

$$\text{Feed} = 17655,96 \text{ kg/jam}$$

$$t = \frac{\text{hold up} \times \rho \text{ camp}}{\text{feed}}$$

$$t = 1,20 \text{ menit}$$

5. Tebal shell drum = 3/16 in

PERHITUNGAN ALAT UTILITAS

KATION EXCHANGER

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler dan umpan proses

Resin : *Natural Greensand Zeolit*

Bahan : *Stainless steel plate SA-167 type 304*

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas (Q)} &= W / \rho \\ \text{Jumlah air yang diolah (W)} &= 3758,47 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas } (\rho) &= 997 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Overdesign 20\%, maka} \\ Q &= 4,52 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

Kisaran laju alir melalui *bed zeolite* : 3-8 gpm/ft²

Dirancang :

$$\begin{aligned}\text{Waktu operasi} &= 16 \text{ jam} \\ \text{Kecepatan air} &= 3 \text{ gpm/ft}^2 = 7,33 \text{ m}^3/\text{jam.m}^2 \\ \text{Luas penampang kolam (A)} &= Q / \text{kecepatan air} \\ A &= 0,62 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$D = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$D = 0,89 \text{ m} = 2,9 \text{ ft}$$

Tiap 1 *cuft zeolite* dapat menghilangkan 2000-12000 *grain hardness*

Kapasitas *natural green sand zeolite* = 3000 *grain hardness/cuft*

Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum masuk KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama waktu operasi = 4,21 kg = 64962 *grain*

Volume *bed zeolite* = kesadahan air yang dihilangkan / kapasitas *zeolite*

$$V \text{ bed zeolite} = 21,65 \text{ cuft} = 0,65 \text{ m}^3 = 171,61 \text{ gall}$$

$$\text{Tinggi bed zeolite} = V \text{ bed zeolite} / A = 1,05 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan di atas bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan di bawah bed} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kolom} = 1,55 \text{ m} = 5 \text{ ft}$$

Kebutuhan HCl untuk *regenerasi hardness* = 0,5 lb/1000 *grain*
Efisiensi *regenerasi* = 32,48 lb/waktu siklus
Jumlah HCl = 14,73 kg/waktu siklus
*waktu siklus = 24 jam

ANION EXCHANGER

Fungsi : Menghilangkan kation dari air keluaran *kation exchanger*

Resin : *Synthetic Resin Anion Exchanger*

Kapasitas (Q) = W / ρ

W = 3758,47 kg/jam

ρ = 997 kg/m³

Overdesign 20%, maka :

Q = 4,52 997 m³/jam

Karakteristik *synthetic resin anion exchanger*

Kapasitas = 10.000 – 22.000 *grain/cuft*

Kecepatan aliran = 5 – 7,5 *gpm/ft²*

Kebutuhan regenerasi dengan NaOH = 12 *lb/cuft*

Dirancang :

Waktu operasi = 22,5 jam

Kecepatan air = 5 *gpm/ft²* = 7,33 m³/jam.m²

Luas penampang kolam (A) = Q / kecepatan air

A = 0,62 m²

$$D = \left(\frac{4 A}{\pi} \right)^{0,5}$$

D = 0,89 m = 2,9 ft

Kapasitas resin = 10.000 *grain/cuft*

Diperkirakan :

Total anion sebelum lewat AUE = 70 ppm

Total anion setelah lewat AEU = 0 ppm

Total anion yang dihilangkan = 5,92 kg = 91352,37 *grain*

Volume bed resin = kesadahan air yang dihilangkan / kapasitas resin

V bed resin = 9,14 *cuft* = 0,27 m³ = 72,4 *gall*

Tinggi bed zeolite = V bed resin / A = 0,44 m

Tinggi cairan di atas bed = 0,25 m

Tinggi cairan di bawah bed = 0,25 m

Tinggi kolom = 0,94 m = 3,1 ft

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi = 12 lb/cuft

Efisiensi regenerasi = 1,31 lb/waktu siklus

Jumlah NaOH = 0,6 kg/waktu siklus

*waktu siklus = 24 jam

DEAERATOR

Fungsi : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂ sehingga mengurangi korosi

Jenis : silinder tegak dengan bahan isian

Kecepatan volumetric (Q) = 4,52 m³/jam

Bahan isian = *rasching ring ceramic*

Dp = 1 in = 25,4 mm

Packing factor (Fp) = 160

Kecepatan air (V) = 3599,47 kg/jam

Kecepatan *steam* (L) = 1000 kg/jam

Densitas air (ρ_l) = 997 kg/m³

Densitas *steam* (ρ_v) = 997 kg/m³

Viskositas air (μ_l) = 1 cP = 0,001 Ns/m²

$$FL_v = \frac{L}{V} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)^{0,5}$$

FL_v = 0,28

Dari fig. 11.44 Coulson dengan dP/m diambil : 21 mm air/m

Didapat K4 = 0,8

$$V'_w = \left[\frac{K_4 \cdot \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{42,9 \cdot F_p (\mu_l / \rho_l)^{0,1}} \right]^{0,5}$$

V'_w = 3 kg/m².s

Luas penampung (A) = L / (V'_w x 3600)

A = 0,09 m²

$$Diameter = \sqrt[2]{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

D bed = 0,34 m

Dipakai $D = 0,4 \text{ m} = 1,312 \text{ ft}$

Untuk diameter *packing* 1 in, maka tinggi bed diperkirakan 0,4 – 0,5 m

Tinggi bed (H_o) = 0,5 m

Tinggi di atas bed (H_1) = $H_o / 2 = 0,25 \text{ m}$

Tinggi di bawah bed (H_2) = $H_o / 2 = 0,25 \text{ m}$

$H_s = H_o + H_1 + H_2 = 1 \text{ m}$

Digunakan *elliptical dished head* dengan $a/b = 2$

$H_h = D/4 = 0,1 \text{ m}$

$H_{\text{total}} = H_s + 2 \cdot H_h = 1,2 \text{ m} = 4 \text{ ft}$

$$V = \left(\frac{\pi \cdot D}{2} \right)^2 \cdot H_h$$

$$V = 0,01 \text{ m}^3 = 3,32 \text{ gall}$$

BOILER

Fungsi : menghasilkan *steam* yang akan digunakan diperalatan proses

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah *steam* = 3599,47 kg/jam = 7935,4 lb/jam

Kondisi *steam* (*steam table*) :

$P = 14,7 \text{ Psi}$

$T = 150^\circ\text{C}$

$H_g = 2745,4 \text{ kJ/kg}$

$H_f = 632,1 \text{ kJ/kg}$

$H_{fg} = 2113,3 \text{ kJ/kg}$

Efisiensi boiler 85%, maka :

Massa umpan air (m) = 4234,68 kg/jam = 9335,77 lb/jam = 224058,4 lb/hari

T umpan air boiler (T_1) = 30°C

$C_p \text{ air} = 1 \text{ kJ/kg}$

Beban boiler (Q) = $m_{\text{air}} \cdot C_p \text{ air} (T_s - T_1) + m_{\text{air}} (H_g - H_f)$

$Q = 9457300,7 \text{ kJ/jam}$

Digunakan bahan bakar *fuel oil* (solar) dengan spesifikasi :

Normal heating value (F) = 45600 kJ/kg

Densitas (ρ) = 0,85 kg/l

Efisiensi 80%, maka :

Kebutuhan solar = $Q / (F \times \rho) = 195,2 \text{ L/jam} = 4684,73 \text{ L/hari}$

LAMPIRAN IV

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas pabrik per tahun = 120.000 ton/tahun

Waktu operasi = 330 hari/tahun

Kapasitas pabrik per jam = 15151,51 kg/jam

MIXER

Basis perhitungan = 10.000 kg/jam

NM Mixer = arus 1 + arus 2 = arus 3

Arus 3 :

NH₃ (30%) = 3000 kg/jam

H₂O (70%) = 7000 kg/jam

Arus 1 :

NH₃ (99,5%) = 3000 kg/jam

H₂O (0,5%) = 50 kg/jam

Arus 2 :

Air yang harus ditambahkan (70%) = arus 3 – arus 1 = 6950 kg/jam

NM Mixer	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
komponen	arus 1	arus 2	arus 3
NH ₃	3000	0	3000
H ₂ O	50	6950	7000
Sub total	3050	6950	10000
Total	10000		10000

REAKTOR

Arus 4 :

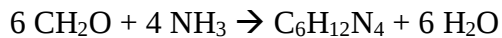
mol CH₂O masuk 264,71 kmol/jam

7941,18 kg/jam

komponen	mol (kmol/jam)	massa (kg/jam)
CH ₂ O	264,71	7941,18
CH ₃ OH	3,58	114,47
H ₂ O	447,14	8048,49

mol CH₂O 259,41 kmol/jam

Reaksi :



mula-mula	264,71	176,47		
Rx	259,41	172,94	43,24	172,94
sisia	5,29	3,53	43,24	172,94

NM Reaktor	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
komponen	arus 3	arus 4	arus 5
C6H12N4	0	0	10722,35
NH3	3000	0	60
CH2O	0	7941,18	158,82
CH3OH	0	114,47	114,47
H2O	7000	8048,49	15048,49
Sub total	10000	16104,13	26104,13
Total	26104,13		26104,13

EVAPORATOR

Arus 7 (menguap)

Solubility dalam 105°C/100 ml H₂O :

C6H12N4	80	kg/100 ml
total air pelarut	13402,94	kg/jam
air keluar reaktor	15048,49	kg/jam
air yang harus diuapkan	1645,55	kg/jam
NH3 teruapkan	60	kg/jam
CH2O teruapkan	158,82	kg/jam
CH3OH teruapkan	114,47	kg/jam

NM Evaporator	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
komponen	arus 5	arus 6	arus 7
C6H12N4	10722,35	10722,35	0
NH3	60	0	60
CH2O	158,82	0	158,82
CH3OH	114,47	0	114,47
H2O	15048,49	13402,94	1645,55
Sub total	26104,13	24125,29	1978,84
Total	26104,13	26104,13	

CRYSTALLIZER

Penentuan Kristal yang terbentuk :

$$P = R \times \frac{100 W_o - S (H_o - E)}{100 - S(R-1)} \quad (\text{Perry, 3}^{\text{rd}} \text{ Edition})$$

Dengan :

P = berat kristal

R = ratio BM dari kristal/larutan

S = *solubility* kristal pada *mother liquor*

W_o = berat bahan yang akan dikristalkan

H_o = total bahan yang bersifat *liquid*

E = *evaporation*

Solubility C₆H₁₂N₄ pada 20°C = 87,4 kg/100ml

R (BM ratio) = 1

S = 0,47

W_o = 10722,35 kg/jam

H_o = berat total – W_o = 13402,94 kg/jam

E = 0 (asumsi tidak ada *hexamine* yang menguap)

100 . W_o – S (H_o – E) = 1065984,4 kg/jam

100 – S (R – 1) = 100

P = R x (1065984,4 / 100)

P = 10659,84 kg/jam

C₆H₁₂N₄ (aq) = 62,51 kg/jam

C₆H₁₂N₄ (s) = 10659,84 kg/jam

H₂O = 13402,94 kg/jam

NM Crystallizer	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Komponen	Arus 6	Arus 8
C ₆ H ₁₂ N ₄ (aq)	10722,35	62,51
C ₆ H ₁₂ N ₄ (s)	0	10659,84
H ₂ O	13402,94	13402,94
Total	24125,29	24125,29

CENTRIFUGE

Arus 9

C₆H₁₂N₄ (s) = P

= 10659,84 kg/jam

H₂O = 15% x 13402,94

= 2010,44 kg/jam

Arus 10 (*mother liquor*)

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 (\text{aq}) &= W_o - P \\ &= 62,51 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \text{arus 8} - \text{arus 9} \\ &= 13402,94 - 2010,44 \\ &= 11392,5 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

NM Centrifuge	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
Komponen	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₁₂ N ₄ (aq)	62,51	0	62,51
C ₆ H ₁₂ N ₄ (s)	10659,84	10659,84	0
H ₂ O	13402,94	2010,44	11392,5
Sub total	24125,29	12670,29	11455,01
Total	24125,29	24125,29	

ROTARY DRYER

Arus 12 : akan dibuat produk dengan kadar 98% ; Kadar air max 2%

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 (\text{s}) &= \text{arus 9} \\ &= 10659,84 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= 2\% \times \text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 (\text{s}) \\ &= 213,2 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Arus 13 : H₂O yang menguap (H₂O umpan – H₂O dalam produk) = 1797,24 kg/jam

NM Rotary dryer	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
komponen	Arus 9	Arus 12	Arus 13
C ₆ H ₁₂ N ₄ (s)	10659,84	10659,84	0
H ₂ O	2010,44	213,2	1797,24
sub total	12670,29	10873,04	1797,24
Total	12670,29	12670,29	

$$\begin{aligned} \text{Cek kemurnian produk} &= 98\% \text{ wt} \\ \text{Cek produk hasil akhir} &= 10873,04 \text{ kg/jam} \\ \text{Kapasitas terhitung} &= 86114,48 \text{ ton/tahun} \\ \text{Error (koreksi)} &= 0,72 \end{aligned}$$

Sehingga, pada arus 12 (produk yang keluar) adalah :

$$\begin{aligned} \text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 (\text{s}) &= \text{NM recycle / faktor koreksi} \\ &= 14854,42 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 297,09 \text{ kg/jam}$$

Total produk yang keluar adalah = 15151,51 kg/jam.

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi = 120.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi = 330 hari/tahun

Suhu referensi (Tref) = 25°C = 298 K

Tekanan = 1 atm

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus berikut :

1. Perhitungan beban panas pada masing-masing alur masuk dan keluar

$$Q = \Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT$$

(Smith, 2005)

2. Perhitungan kapasitas panas untuk masing-masing komponen

$$C_p = AT + BT^2 + CT^3 + DT^4$$

Dimana :

C_p = kapasitas panas

A, B, C, D = konstanta

T = suhu (K)

Tabel 43. Data C_p

Data C_p (kJ/mol.K)					
Komponen	A	B	C	D	E
CH ₂ O (g)	34,428	-0,0298	0,00015104	-0,00000012733	3,39E-11
CH ₃ OH (g)	40,046	-0,04	0,00024529	-0,00000021679	5,99E-11
H ₂ O (g)	33,933	-0,00848	- 0,000029906	-0,00000001783	3,6934E-12
NH ₃ (g)	33,573	-0,0126	0,000088906	-0,00000007178	1,86E-11
CH ₂ O (l)	19,40				
CH ₃ OH (l)	40,152	0,31	-0,0010291	0,00000146	
H ₂ O (l)	92,053	-0,04	-0,00021103	0,000000533	
NH ₃ (l)	- 182,157	3,362	-0,014398	0,0000204	
C ₆ H ₁₂ N ₄ (l)	100,40				
C ₆ H ₁₂ N ₄ (s)	63,20				

MIXER

Panas masuk = $30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Q1

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
NH ₃	4165,91	245,05	403,50	98880,08
H ₂ O	69,43	3,86	377,23	1455,10
Total	4235,34	248,91	780,74	100335,18

Q2

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
H ₂ O	159,00	8,83	377,23	3332,19

Q10

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C ₆ H ₁₂ N ₄ (l)	52,08	0,37	502,00	186,75
H ₂ O	9492,02	527,33	377,23	198927,16
Total	9544,10	527,71	879,23	199113,91

Perhitungan :

Menghitung ΔH_s

Panas pelarut NH₃ = $26,60\text{ cal/mol} = 0,11\text{ kJ/mol}$

Massa NH₃ = $4165,91\text{ kg/jam} = 245,05\text{ kmol/jam} = 245053,42\text{ mol/jam}$

Sehingga,

panas pelarutnya = panas pelarutan x massa
= 27247 kJ/jam

Neraca panas total :

$Q_{\text{input}} = Q_{\text{output}}$

$Q_1 + Q_2 + Q_3 + \Delta H_s = Q_3$

$Q_3 = 330028,28\text{ kJ/jam}$

Panas keluar

Q3

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	52,08	0,37	502	186,75
H2O	9720,45	540,03	377,23	203714,45
NH3	4165,91	245,05	403,50	98880,08
Total	13938,44	785,45	1282,74	302781,28

NP MIXER	Input (kJ/jam)			Ouput (kJ/jam)
Komponen	Q1	Q2	Q10	Q3
NH3	98880,08	0	0	98880,08
H2O	1455,10	3332,19	198927,16	203714,45
C6H12N4	0	0	186,75	186,75
Panas Pelarutan	27247	0	0	27247
Sub Total	127582,18	3332,19	199113,91	330028,28
Total	330028,28			330028,28

HEATER 1

Umpan= 13938,44 kg/jam

Panas masuk (arus 3)

T = 30°C = 303 K

P = 1 atm

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	52,08	0,37	502	186,75
H2O	9720,45	540,03	377,23	203714,45
NH3	4165,91	245,05	403,50	98880,08
Total	13938,44	785,45	1282,74	302781,28

Panas keluar

T = 40°C = 313 K

P = 1 atm

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	52,08	0,37	1506	560,25
H2O	9720,45	540,03	1130,18	610325,65
NH3	4165,91	245,05	1230,15	301452,42
Total	13938,44	785,45	3866,33	912338,32

NP Heater 1		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
C6H12N4 (l)	186,75	560,25
H2O	203714,45	610325,65
NH3	98880,08	301452,42
Sub total	302781,28	912338,32
Q loss		32081,95
Beban pemanas	641638,98	
Total	944420,27	944420,27

Neraca Q total = Q bahan masuk + Q supply = Q bahan keluar + Q loss

Asumsi Q loss = 5% Q supply (Ulrich hal 432)

$302781,28 + Q \text{ supply} = 912338,32 + 5\% Q \text{ supply}$

$Q \text{ supply} = (Q \text{ bahan keluar} - Q \text{ bahan masuk}) / 0,95$
 $= 641638,98 \text{ kJ/jam}$

$Q \text{ loss} = 5\% \times Q \text{ supply}$
 $= 32081,95 \text{ kJ/jam}$

Pemanas yang digunakan adalah H₂O dengan :

T masuk 100°C = 373 K

T keluar 70°C = 343 K

Q = 641638,98 kJ/jam

$C_p \cdot dT = 2255,15 \text{ kJ/mol.K} = 40593 \text{ kJ/kg.K}$

Kebutuhan pemanas (m) = $Q / C_p \cdot dT$

m = 15,81 kg/jam

REAKTOR

T = 40°C = 313 K

P = 1 atm

Panas masuk (Q3)

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	52,08	0,37	1506	560,25
H2O	9720,45	540,03	1130,18	610325,65
NH3	4165,91	245,05	1230,15	301452,42
Total	13938,44	785,45	3866,33	912338,32

Q₄ (sebelum *Heater*)

$$T = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
CH ₂ O	11027,40	367,58	97,00	35655,27
CH ₃ OH	158,95	4,97	400,65	1990,14
H ₂ O	11176,42	620,91	377,23	234227,67
Total	22362,78	993,46	874,88	271873,09

Q₄ (setelah *Heater*)

$$T = 40^{\circ}\text{C} = 313 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
CH ₂ O	11027,40	367,58	291	106965,82
CH ₃ OH	158,95	4,97	1208,69	6003,94
H ₂ O	11176,42	620,91	1130,18	701742,82
Total	22362,78	993,46	2629,87	814712,58

NP <i>Heater</i> 2		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
CH ₂ O	35655,27	106965,82
CH ₃ OH	1990,14	6003,94
H ₂ O	234227,67	701742,82
Sub total	271873,09	814712,58
Q loss		28570,50
Beban pemanas	571409,99	
Total	843283,08	843283,08

Neraca Q total = Q bahan masuk + Q *supply* = Q bahan keluar + Q *loss*

Asumsi Q *loss* = 5% Q *supply* (Ulrich hal 432)

$$271873,09 + Q \text{ supply} = 814712,58 + 5\% Q \text{ supply}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ supply} &= (Q \text{ bahan keluar} - Q \text{ bahan masuk}) / 0,95 \\ &= 571409,99 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ loss} &= 5\% \times Q \text{ supply} \\ &= 28570,5 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Pemanas yang digunakan adalah H₂O dengan :

$$T \text{ masuk } 100^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } 70^{\circ}\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$Q = 571409,99 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \cdot dT = 2255,15 \text{ kJ/mol.K} = 40593 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pemanas (m)} = Q / C_p \cdot dT$$

$$m = 14,08 \text{ kg/jam}$$

Panas keluar (Q5)

$$T = 40^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
CH ₂ O	220,55	7,35	291	2139,32
CH ₃ OH	158,95	4,97	1208,69	6003,94
H ₂ O	20896,88	1160,94	1130,18	1312068,47
NH ₃	83,32	4,90	1230,15	6029,05
C ₆ H ₁₂ N ₄	14941,53	106,73	1506	160728,14
Total	36301,22	1284,88	5366,02	1486968,92

STOIKIOMETRI (kmol/jam)



mula-mula	264,71	176,47		
Rx	259,41	172,94	43,24	172,94
sisia	5,29	3,53	43,24	172,94

C₆H₁₂N₄ yang terbentuk = 43,24 kmol/jam

Tabel 44. ΔHf° keadaan standar (25°C)

Komponen	ΔHf° kJ/mol
C ₆ H ₁₂ N ₄	332,56
CH ₂ O	-115,89
NH ₃	-67,20
H ₂ O	-285,84

$$\begin{aligned} \Delta H_{R298} &= \Sigma \Delta H \text{ Produk} - \Sigma \Delta H \text{ reaktan} \\ &= \{(\text{C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 + (6 \times \text{H}_2\text{O})) - ((6 \times \text{CH}_2\text{O}) + (4 \times \text{NH}_3))\} \\ &= -418,34 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

(tanda negative hanya menunjukkan reaksi eksotermis)

$$\begin{aligned} \int C_p \cdot dT &= \int C_p \cdot dT_{\text{produk}} - \int C_p \cdot dT_{\text{reaktan}} \\ &= \{(\int C_p \cdot dT \text{ C}_6\text{H}_{12}\text{N}_4 + \int C_p \cdot dT \text{ H}_2\text{O}) - \\ &(\int C_p \cdot dT \text{ CH}_2\text{O} + \int C_p \cdot dT \text{ NH}_3)\} \\ &= 1115,03 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Menghitung panas reaksi

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= \Delta H_{R298} + \int C_p \cdot dT \\ &= 30121,61 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

NP REAKTOR	Input (kJ/jam)		Output (kJ/jam)
Komponen	Q3	Q4	Q5
CH ₂ O	0	35655,27	2139,32
CH ₃ OH	0	1990,14	6003,94
H ₂ O	203714,45	234227,67	1312068,47
NH ₃	98880,08	0	6029,05
C ₆ H ₁₂ N ₄	186,75	0	160728,14
Panas reaksi			30121,61
Beban pendingin	942436,16		
Sub total	302781,28	271873,09	1486968,92
Total	1517090,53		1517090,53

Pendingin yang digunakan adalah H₂O dengan :

T masuk 30°C = 303 K

T keluar 35°C = 308 K

Q lepas = 942436,16 kJ/jam

C_p.dT = 376,7 kJ/mol.K = 6780,66 kJ/kg.K

Kebutuhan pemanas (m) = Q / C_p . dT

m = 138,99 kg/jam

EVAPORATOR

T masuk = 313 K

T keluar = 378 K

T steam masuk = 423 K

T steam keluar = 393 K

Panas masuk (Q5)

Komponen	Massa	Massa	C _p	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
CH ₂ O	220,55	7,35	291	2139,32
CH ₃ OH	158,95	4,97	1208,69	6003,94
H ₂ O	20896,88	1160,94	1130,18	1312068,47
NH ₃	83,32	4,90	1230,15	6029,05
C ₆ H ₁₂ N ₄	14941,53	106,73	1506	160728,14
Total	36301,22	1284,88	5366,02	1486968,92

Panas keluar Q6 (output produk)

Komponen	Massa	Massa	C _p	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C ₆ H ₁₂ N ₄ (l)	14941,53	106,73	8032	857216,77
H ₂ O	18676,91	1037,61	6014,80	6240996,87
Total	33618,44	1144,33	14046,80	7098213,64

Q7 (kondensat)

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
NH3	83,32	4,90	2957,08	14492,85
CH2O	220,55	7,35	2973,42	21859,38
CH3OH	158,95	4,97	3760,77	18680,88
H2O	2219,97	123,33	2158,82	266250,96
Total	2682,79	140,55	11850,09	321284

NP EVAPORATOR	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
Komponen	Q5	Q6	Q7
C6H12N4	160728,14	857216,77	0
NH3	6029,05	0	14492,85
CH2O	2139,32	0	21859,38
CH3OH	6003,94	0	18680,88
H2O	1312068,47	6240996,87	266250,96
Sub total	1486968,92	7098213,64	321284,06
Beban pemanas	6244767,14		
Q loss		312238,36	
Total	7731736,06	7731736,06	

Q bahan masuk + Q supply = Q bahan keluar + Q loss

Asumsi Q loss = 5% Q supply (Ulrich hal 432)

1486968,92 + Q supply = 7419497,7 + 5% Q supply

Q supply = (Q bahan keluar – Q bahan masuk) / 0,95
= 6244767,14 kJ/jam

Q loss = 5% x Q supply
= 312238,36 kJ/jam

Entalpi uap air pada suhu 105°C = 378 K

H = m . Cp . ΔT + m . λ

Massa uap air = 2219,97 kg/jam = 123,33 mol/jam

Cp.dT H₂O gas = 2158,82 kJ/mol.K

λ H₂O = 9,73 kal/mol (Perry 7^{ed}, tabel 2-190)
= 0,04 kJ/mol.K

Q H₂O = m . Cp. dT + m . λ
= 266250,96 + 5,02
= 266255,97 kJ/jam

Total Q keluar = 321284 + 266255,97
= 587540,03 kJ/jam

Kebutuhan *steam*

Pemanas yang digunakan adalah *steam* jenuh (*saturated steam*)

T masuk = 150°C = 423 K

T keluar = 120°C = 393 K

Q pemanas = 6244767,14 kJ/jam

λ *steam* 150°C, 1 atm = $H_{\text{vapor}} - H_{\text{liquid}}$

= 2745,4-632,1

(Smith & Vannesh 8^{ed}, 2017)

Kebutuhan *steam* = Q / λ

= 2954,98 kg/jam

KONDENSOR

T masuk = 105°C

Panas keluar, T = 50°C

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kmol/jam)	Cp (kJ/mol.K)	Q (kJ/jam)
NH3	83,32	4,90	906,59	4443,25
CH2O	220,55	7,35	906,24	6662,29
CH3OH	158,95	4,97	1133,98	5632,80
H2O	2219,97	123,33	697,87	86068,83
Total	2682,79	140,55	3644,67	102807

NP CONDENSOR		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
NH3	14492,85	4443,25
CH2O	21859,38	6662,29
CH3OH	18680,88	5632,80
H2O	266250,96	86068,83
Sub total	321284,06	102807,17
Beban pendingin		218476,89
Total	321284,06	321284,06

Pendingin yang digunakan adalah H₂O dengan :

T masuk 30°C = 303 K

T keluar 35°C = 308 K

Q = 218476,89 kJ/jam

Cp.dT = 752,95 kJ/mol.K = 13553,08 kJ/kg.K

Kebutuhan pemanas (m) = $Q / C_p \cdot dT$

m = 16,12 kg/jam

COOLER 1

$$Q = 7098213,64 \text{ kJ/jam.K}$$

$$m = 33618,44 \text{ kg/jam}$$

$$T \text{ masuk (Q6)} = 105^\circ\text{C} = 378 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar} = 65^\circ\text{C} = 338 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	14941,53	106,73	4016	428608,38
H2O	18676,91	1037,61	3007,09	3120177,37
Total	33618,44	1144,33	7023,09	3548785,76

NP Cooler 1		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
C6H12N4 (l)	857216,77	428608,38
H2O	6240996,87	3120177,37
Sub total	7098213,64	3548785,76
Beban pendingin		3549427,88
Total	7098213,64	7098213,64

Pendingin yang digunakan adalah H₂O

$$T \text{ masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$T \text{ keluar} = 60^\circ\text{C}$$

$$Q = 3549427,88 \text{ kJ/jam}$$

$$Cp.dT = 2254,8 \text{ kJ/jam} = 40586,39 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin (m)} = Q / Cp.dT$$

$$m = 87,45 \text{ kg/jam}$$

COOLER 2

$$T \text{ masuk} = 65^\circ\text{C} = 338 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar} = 35^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (l)	14941,53	106,73	1004	107152,10
H2O	18676,91	1037,61	753,94	782287,55
Total	33618,44	1144,33	1757,94	889439,65

NP Cooler 2		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
C6H12N4 (l)	428608,38	107152,10
H2O	3120177,37	782287,55
Sub total	3548785,76	889439,65
Beban pendingin		2659346,11
Total	3548785,76	3548785,76

Pendingin yang digunakan adalah H₂O

T masuk = 30°C

T keluar = 35°C

Q = 2659346,11 kJ/jam

Cp.dT = 376,7 kJ/jam = 6780,66 kJ/kg

Kebutuhan pendingin (m) = Q / Cp.dT

m = 392,2 kg/jam

CRYSTALLIZER

T masuk = 35°C = 308 K

Panas keluar (Q8)

T keluar = 20°C = 293 K

Komponen	Massa (kg/jam)	Massa (kmol/jam)	Cp (kJ/mol.K)	Q (kJ/jam)
C6H12N4 (l)	87,11	0,62	-502	-312,34
C6H12N4 (s)	14854,42	106,10	-316	-33528,55
H2O	18676,91	1037,61	-377,83	-392035,13
Total	33618,44	1144,33	-1195,83	-425876,02

ΔHs = 4,78 kal/mol

(Perry & Green tabel 2-183,2008)

= 0,02 kJ/mol

Mol Kristal = 106,1 kmol/jam

= 106103,01 mol/jam

Q kristalisasi = ΔHs C₆H₁₂N₄ x mol Kristal

= 2119,98 kJ/jam

NP CRYSTALLIZER	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Komponen	Q6	Q8
C6H12N4 (l)	107152,10	-312,34
C6H12N4 (s)	0	-33528,55
H2O	782287,55	-392035,13
Panas Kristalisasi	2119,98	
Sub total	891559,63	-425876,02
Beban pendingin		1317435,65
Total	891559,63	891559,63

Pendingin yang digunakan adalah refrigerant (amonia)

T masuk = 5°C = 278 K

T keluar = 15°C = 288 K

Cp.dT = 778,48 kJ/mol = 27246,68 kJ/kg

Q lepas = 1317453,65 kJ/jam

Kebutuhan pendingin (m) = Q / Cp.dT

m = 48,35 kg/jam

CENTRIFUGE

Kondisi operasi : T masuk = 303K (suhu naik seiring berjalannya suhu disekitar).

Pada *Centrifuge* tidak ada beban pemanas atau pendingin, sehingga prosesnya adiabatik, $Q_{in} = Q_{out}$. Suhu campuran yang keluar dari *Centrifuge* adalah 30°C.

NP CENTRIFUGE	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)	
Komponen	Q8	Q9	Q10
C6H12N4 (l)	312,34	0	312,34
C6H12N4 (s)	33528,55	33528,55	0
H2O	391417,62	58712,64	332704,97
Sub total	425258,51	92241,19	333017,31
Total	425258,51	425258,51	

ROTARY DRYER

Panas masuk (Q9)

T = 30°C

Panas keluar

T = 100°C = 373 K

Q13 (udara)

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
H2O (g)	2504,45	139,14	2030,52	282518,33
Total	2504,45	139,14	2030,52	282518,33

Q12 (produk)

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C6H12N4 (s)	14854,42	106,10	4740	502928,27
H2O	297,09	16,50	5637,30	93043,23
Total	15151,51	122,61	10377,30	595971,50

Entalpi uap air pada suhu 100°C

$$H = m \cdot C_p \cdot \Delta T + m \cdot \lambda$$

Massa uap air = 2504,45 kg/jam = 139,14 mol/jam

$$C_p \cdot \Delta T \text{ H}_2\text{O gas} = 2030,52 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\lambda \text{ H}_2\text{O} = 9,73 \text{ kal/mol}$$

$$= 40,86 \text{ J/mol.K}$$

(Perry 7^{ed}, tabel 2-190)

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= m \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= 282518,33 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{\text{laten}} &= m \cdot \lambda \\
 &= 5685,35 \text{ J/jam} = 5,69 \text{ kJ/jam} \\
 Q_{H_2O \text{ total}} &= m \cdot C_p \cdot dT + m \cdot \lambda \\
 &= 282524,01 \text{ kJ/jam} \\
 \text{Total } Q_{\text{keluar}} &= Q_{12} + Q_{13} + Q_{H_2O \text{ total}} \\
 &= 1161013,84 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Umpan masuk *Heater* udara

Udara pada suhu 30°C dan RH 70%

Jumlah air = 19 g/kg udara kering (psychometric chart)

Dengan *relative humidity* = 70% maka berdasarkan *humidity chart* (Perry 7th ed, gambar 12-3) diperoleh $H = 0,019 \text{ kg uap air/kg udara kering}$.

Asumsi bahwa *humidity* tidak berubah saat udara dipanaskan. Sehingga, $H_2O = 1,019 \text{ kg uap air/kg udara kering}$ (Geankoplis hal 536, 1993).

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)
Udara	1,00	0,98
H ₂ O	0,02	0,02
Total	1,02	1,00

$$T_{\text{udara masuk}} = 120^\circ\text{C} = 393 \text{ K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,01 \text{ kJ/kg.K} = 34,93 \text{ J/mol.K}$$

$$C_p \cdot dT_{\text{udara masuk}} = 3318,45 \text{ J/mol} = 3,32 \text{ kJ/mol}$$

$$T_{\text{udara keluar}} = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,01 \text{ kJ/kg.K} = 34,93 \text{ J/mol.K}$$

$$C_p \cdot dT_{\text{udara keluar}} = 2609,48 \text{ J/mol} = 2,61 \text{ kJ/mol}$$

$$C_p \cdot dT_{H_2O \text{ } 120^\circ\text{C}} = 7152,03 \text{ kJ/mol.K}$$

$$C_p \cdot dT_{H_2O \text{ } 100^\circ\text{C}} = 5637,3 \text{ kJ/mol.K}$$

Neraca panas total

$$Q_{\text{bahan masuk}} + Q_{\text{udara masuk}} = Q_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{udara keluar}}$$

$$Q_{\text{bahan keluar}} - Q_{\text{bahan masuk}} = Q_{\text{udara masuk}} - Q_{\text{udara keluar}}$$

$$190282,82 = (m \cdot C_p \cdot dT_{\text{udara}} + m \cdot C_p \cdot dT_{\text{air}})_{\text{masuk}} - (m \cdot C_p \cdot dT_{\text{udara}} + m \cdot C_p \cdot dT_{\text{air}})_{\text{keluar}}$$

$$m = 111473,18 \text{ kg/jam}$$

Massa udara = fraksi . massa
 = 109243,71 kg/jam

Massa air = 2229,46 kg/jam

Q uap air pada udara

Massa = 2229,46 kg/jam = 123,86 mol/jam

Uap air masuk

$Q = m \cdot C_p \cdot dT$
 = 885843,57 kJ/jam

Uap air keluar

$Q = m \cdot C_p \cdot dT$
 = 698231,44 kJ/jam

Q udara

Massa = 109243,44 kg/jam = 2767,02 mol/jam

Udara masuk

$Q = m \cdot C_p \cdot dT$
 = 12500,68 kJ/jam

Udara keluar

$Q = m \cdot C_p \cdot dT$
 = 9829,99 kJ/jam

NP Rotary dryer	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
Komponen	Q9	Q12 (udara)	Q12	Q13
C6H12N4 (s)	33528,55	0	502928,27	0
H2O	58712,64	885843,57	93043,23	282518,33
Udara	0	12500,68	102265	9829,99
Sub total	92241,19	898344,25	698236,50	292348,31
Total	990585		990585	

HEATER UDARA

Q masuk

Kebutuhan udara *dryer*

Udara = 109243,71 kg/jam = 3767,01 mol/jam

Uap air dalam udara = 2229,46 kg/jam = 123,86 mol/jam

Panas masuk

C_p udara masuk 30°C = 1,01 kJ/kg = 29,15 kJ/mol

Q udara masuk = 109789,93 kJ/jam

C_p uap air 30°C = 153,89 kJ/mol

C_p uap air masuk = 19061,05 kJ/jam

Panas keluar

$$Q \text{ uap air keluar} = 698231,44 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ udara keluar} = 9829,99 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Total } Q \text{ keluar} = 708061,43 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Neraca } Q \text{ total} = Q \text{ bahan masuk} + Q \text{ supply} = Q \text{ bahan keluar} + Q \text{ loss}$$

$$\text{Asumsi } Q \text{ loss} = 5\% Q \text{ supply} \quad (\text{Ulrich hal 432})$$

$$128850,98 + Q \text{ supply} = 708061,43 + 5\% Q \text{ supply}$$

$$Q \text{ supply} = (Q \text{ bahan keluar} - Q \text{ bahan masuk}) / 0,95$$

$$= 609695,21 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ loss} = 5\% \times Q \text{ supply}$$

$$= 30484,76 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan *steam*

Pemanas yang digunakan adalah H_2O dengan :

$$T \text{ masuk } 150^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$$

$$T \text{ keluar } 120^\circ\text{C} = 393 \text{ K}$$

$$Q = 609695,21 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \cdot dT = 2305,06 \text{ kJ/mol.K} = 41491,02 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Kebutuhan pemanas (m)} = Q / C_p \cdot dT$$

$$m = 14,69 \text{ kg/jam}$$

NP Heater Udara		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
Udara	109789,93	9829,99
Uap air	19061,05	698231,44
Steam	609695,21	
Q loss		30484,76
Total	738546,19	738546,19

COOLING CONVEYOR

Panas masuk (Q12)

$$T = 100^\circ\text{C} = 373 \text{ K}$$

Panas keluar (produk)

$$T = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

Komponen	Massa	Massa	Cp	Q
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kJ/mol.K)	(kJ/jam)
C ₆ H ₁₂ N ₄ (s)	14854,42	106,10	316	33528,55
H ₂ O	297,09	16,50	377,23	6226,17
Total	15151,51	122,61	693,23	39754,72

Neraca panas total

$Q_{\text{bahan masuk}} = Q_{\text{bahan keluar}}$

$Q_{\text{lepas}} = Q_{\text{bahan masuk}} - Q_{\text{bahan keluar}}$

$Q_{\text{lepas}} = \text{beban pendingin} (Q_{12} - Q_{\text{produk}})$

$Q_{\text{lepas}} = 556216,78 \text{ kJ/jam}$

Pendingin yang digunakan adalah H_2O

$T_{\text{masuk}} = 25^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$

$T_{\text{keluar}} = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

$Q = 556216,78 \text{ kJ/jam}$

$C_p \cdot dT = 6790,17 \text{ kJ/kg}$

Kebutuhan pendingin (m) = $Q / C_p \cdot dT$

$m = 81,92 \text{ kg/jam}$

NP Cooling conveyor		
Komponen	Q Input (kJ/jam)	Q Output (kJ/jam)
C6H12N4	502928,27	33528,55
H2O	93043,23	6226,17
Q loss		556216,78
Sub total	595971,50	595971,50