UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI

Jalan Telaga Warna - Tlogomas - Malang Telp. 0341 - 565500 - 565522



KARTU KONSULTASI SKRIPSI

NAMA : M. Vigri
JURUSAN : Teknik Kimia
NIM : 202151003 4
JUDUL : Pra Rancang Bangun Pabrik Amonium Nitrat Dari Amonia dan Asam Nitrat Menggunakan Proses Uhde dengan Kapasitas Produksi 7000 Ton/Tahun

No.	Tanggal	Uraian Materi Konsultasi	Tanda Tangan Pembimbing
1	12-10-2022	Judul, Kapasitas PRP	
2	20-10-2022	Melengkapi bab I & II	
3	21-10-2022	Lanjut bab III + flow sheet proses	
4	28-10-2022	Neraca massa + panas.	
		Flow Sheet	
5	7-11-2022	Kapasitas	
6	9-11-2022	Neraca massa & Neraca panas	
7	11-11-2022	Neraca ~~dan~~ nozzle	
8	14-11-2022	Perbaiki neraca panas	
9	30-11-2022	Ukuran nozzle disamakan	
10	6-12-2022	Lanjut neraca ekonomi	
11	16-12-2022	Analisa Ekonomi BEP	
12	29-12-2022	Samakan tujuan dan kesimpulan	
13	12-01-2023	Perbaiki kesimpulan	
14	26-01-2023	Acc Semhas	
15	27-01-2023	Acc Semhas dan ujian	

Malang, 27 Januari 2023

Dekan,

(Ir. Hesti Ferwanto, M.Si., Ph.D.)

Mengetahui,
Ka. Program Studi

(S.P. Abrina Anggraini, S.T. M.T.)

Scanned with CamScanner

Yayasan Bina Patria Nusantara
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
FAKULTAS TEKNIK
Jl. Telaga Warna, Tlogomas, Malang 65114 – Indonesia, Telp. (0341) 565500, Fax (0341) 565522
Program Studi : Teknik Sipil, Teknik Kimia

Form U5a

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	M.Viqri
NIM	:	2021510034
Fakultas	:	Teknik
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul Skripsi	:	Pra Rancang Bangun Pabrik Amonium Nitrat Dari Amonia Dan Asam Nitrat Menggunakan Proses Uhde Dengan Kapasitas Produksi 7.000 Ton / Tahun

No	URAIAN PERMINTAAN REVISI
1	Gambar alat utama.
2	
3	
4	
5	
6	

Malang, 6-02-2023
Dosen Penguji 1,

Dr. Zuhdi Ma'sum, ST., MT

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan : 11/2/2023
Disetujui Dosen Penguji,

Dr. Zuhdi Ma'sum, ST., MT

Scanned with CamScanner

Yayasan Bina Patria Nusantara
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI MALANG
FAKULTAS TEKNIK
Jl. Telaga Warna, Tlogomas, Malang 65114 – Indonesia, Telp. (0341) 565500, Fax (0341) 565522
Program Studi : Teknik Sipil, Teknik Kimia

Form U5c

PERMINTAAN REVISI UJIAN SKRIPSI

Nama	:	M.Viqri
NIM	:	2021510034
Fakultas	:	Teknik
Program Studi	:	Teknik Kimia
Judul Skripsi	:	Pra Rancang Bangun Pabrik Amonium Nitrat Dari Amonia Dan Asam Nitrat Menggunakan Proses Uhde Dengan Kapasitas Produksi 7.000 Ton / Tahun

No	URAIAN PERMINTAAN REVISI
1	Expander + kompressor di flowsheet
2	Uraian proses blm ditulis kode alat sesuai flowsheet
3	Di Reaktor ⊕ PC (Pressure Control)
4	Gbr Buchet elevator diperbaiki
5	
6	

Malang, 6-2-2023
Dosen Penguji 3,

Ayu Chandra Kartika Fitri, ST., MT

Persetujuan Hasil revisi data yang telah diperbaiki

Tanggal Persetujuan : 10-2-2023
Disetujui Dosen Penguji,

Ayu Chandra Kartika Fitri, ST., MT

Scanned with CamScanner

APPENDIX C

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Jenis perhitungan : 1 kali produksi

Satuan : Kilokalori (Kkal)

Suhu referensi : 25°C = 298 K

1. Kompresor

Berfungsi untuk menaikan tekanan asam nitrat dari 1 atm menjadi 4,4 atm.

Keterangan :

Q (2a) = entalpi umpan masuk kompresor.

Q (2b) = entalpi keluar.

Kompresor.

Neraca Panas Total :

Q (2a) + Q kompresi = Q (2b)

Perhitungan jumlah stage :

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan Rc <5.

(Coulson, J. M. Richardson, J. F. 1983)

Rc = (Pi/P0) ^ 1/n

Dengan :

P0 = tekanan masuk kompresor

Pi = tekanan keluar kompresor

n = jumlah stage

Rc = (4,4/1) ^ 1/1

Dari trial n diperoleh dengan 1 stage rasio kompresi kurang dari 4.

Menghitung suhu keluar kompresor :

T2 = T1 (P2/P1) ^ R/Cp (pers, 7.18 Smith Vaan Ness ed.5)

T0 = 30^{o}C + 273^{o}K 303

T1 = 25^{o}C + 273^{o}K 298

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	204,3008	0,3975	5	406,0479
HNO_3	306,4512	0,4979	5	762,9105
Total	**510,7521**			**1168,9584**

R = 8,314 Kj/kmol.K

(R/Cp) = 0,0071

T2 = 303 (4,4/1)^0,0071

306,2097 K

33,0597 C

Qout

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	201,8492	0,3975	8,2097	658,7126
HNO_3	302,7739	0,4979	8,2097	1237,6345
Total	**504,6231**			**1896,3471**

Tabulasi Neraca Panas Kompresor

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	1168,9584	Q out	1896,3472
Q kompresi			
	727,3888		
Total	**1896,3472**	**Total**	**1896,3472**

2. Expander I

Berfungsi untuk menurunkan tekanan amonia dari 11,5 atm menjadi 4,4 atm.

Keterangan :

Q (2a) = entalpi umpan masuk kompresor

Q (2b) = entalpi keluar kompresor

Neraca Panas Total :

Q (2a) + Q kompresi = Q (2b)

Perhitungan jumlah stage :

Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan Rc <5.

(Coulson, J. M. Richardson, J. F. 1983)

Rc = (Pi/P0) ^ 1/n

Dengan :

P0 = tekanan masuk kompresor

Pi = tekanan keluar kompresor

n = jumlah stage

Rc = (4,4/1) ^ 1/1

Dari trial n diperoleh dengan 1 stage rasio kompresi kurang dari 4.

Menghitung suhu keluar kompresor :

T2 = T1 (P2/P1) ^ R/Cp (pers, 7.18 Smith Vaan Ness ed.5)

T0 = 30^{o}C + 273^{o}K 303

T1 = 25^{o}C + 273^{o}K 298

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
H20	2,5537	0,3975	5	5,0755
NH3	508,1983	0,3694	5	938,5661
total	**510,7521**			**943,6417**

R = 8,314 Kj/kmol.K

(R/Cp) = 0,0088

T2 = 303 (4,4/1)^0,0071

306,9812 K

33,8312 C

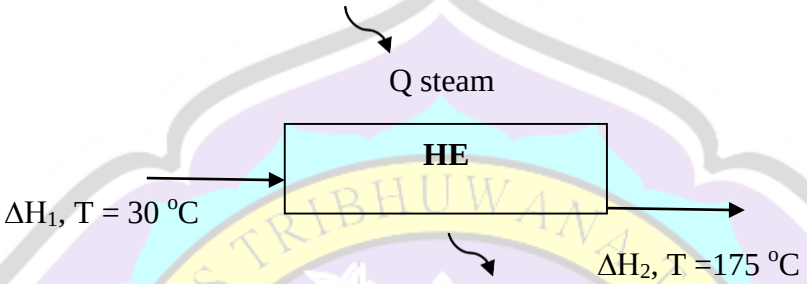
Qout

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
H_2O	2,5487	0,3975	8,9812	9,0989
NH_3	507,182	0,3694	8,98121	1682,5209
total	**509,7307**			**1691,6198**

Tabulasi Neraca Panas Expander I

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	943,6418	Q out	1691,6198
Q kompresi	747,9781		
Total	**1691,6198**	**Total**	**1691,6198**

3. Heat Exchanger I



Berfungsi untuk menaikan suhu asam nitrat dari 30°c ke 175°c.

Kondisi operasi T = 175^0C

Persamaan neraca panas :

$\Delta H = Q + W$, $W = 0$

a. Menghitung panas pada bahan baku masuk (Q in), t = 30^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	201,8492	0,3975	5	401,1753
HNO_3	302,7738	0,4979	5	753,7555
Total	**504,6231**			**1154,9309**

b. Menghitung Panas Pada Bahan Baku Keluar (Q out), t = 175^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	197,8123	0,3975	150	11794,5583
HNO_3	296,7184	0,4979	150	22160,4137
Total	**494,5307**			**33954,9720**

c. Panas suplai (Q steam)

Q masuk = Qkeluar

Q in + Q steam = Q out

= (Q out – Q in)

= 32800,0412 kkal/jam

Pemanas yang digunakan adalah saturated steam 190 ^{0}C

(Dari steam tabel Geankoplish)&s7

Hv : 2786,4 kj/kg , Hl : 807,62 kj/kg

λ = Hv – Hl

= 1978,78 kj/kl

= 472,9397 kkal / jam

Maka kebutuhan steam

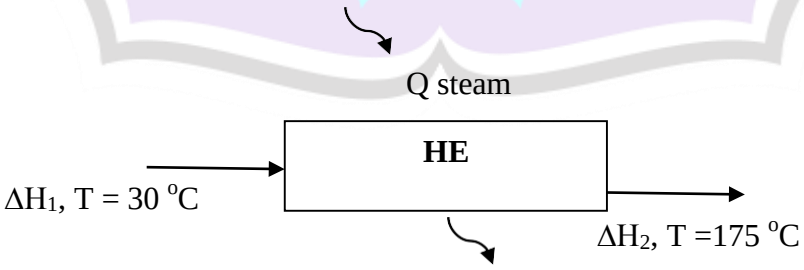
m = Q / λ

= 69,3535 kkal/jam

Tabulasi Neraca Panas Heat Exchanger

Masuk (kkal/jam)		**Keluar (kkal/jam)**	
Q in	1154,9309	Q out	33954,9721
Q steam	32800,0412		
Total	**33954,9721**	**Total**	**33954,9721**

4. Heat Exchanger II



Berfungsi untuk menaikan suhu amonia dari 30°c ke 175°c.

Kondisi operasi T = 175^{0}C

Persamaan neraca panas :

$\Delta H = Q + W,\ W = 0$

a. Menghitung panas pada bahan baku masuk (Q in), t = 30^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	2,5486	0,3975	5	5,0654
NH_3	507,1819	0,3694	5	936,6890
Total	**509,7306**			**941,7544**

b. Menghitung Panas Pada Bahan Baku Keluar (Q out), t = 175^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	2,4977	0,3975	150	148,9253
NH_3	497,0383	0,3694	150	27538,6555
Total	**499,536**			**27687,5808**

c. Panas suplai (Q steam)

Q masuk = Qkeluar

Q in + Q steam = Q out

= (Q out – Q in)

= 26745,8264 kkal/jam

Pemanas yang digunakan adalah saturated steam 190 ^{0}C

(Dari steam tabel Geankoplish)&s7

Hv : 2786,4 kj/kg , Hl : 807,62 kj/kg

λ = Hv – Hl

= 1978,78 kj/kl

= 472,9397706 kkal / jam

Maka kebutuhan steam

m = Q / λ

= 56,5523 kkal/jam

Tabulasi Neraca Panas Heat Exchanger II

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	941,7545	Q out	27687,5809
Q steam	26745,8264		
Total	**27687,5809**	**Total**	**27687,5809**

5. Reaktor

Berfungsi untuk mereaksikan HNO_3 dan NH_3 menjadi NH_4NO_3

a. Menghitung Q4 yang masuk

Panas yang dibawa umpan, T4 = 175^oC = 448 K

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	197,8123	0,3975	150	11794,5584
HNO_3	296,7184	0,4979	150	22160,4137
Total	**494,5307**			**33954,9721**

b. Menghitung Q5 yang mauk

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	2,4977	0,3975	150	148,9254
NH_3	497,0383	0,3694	150	27540,8922
Total	**499,536**			**27689,8176**

c. Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi (ΔH^o298 reaktan)

Komponen	m (Kg/Jam)	ΔH^o (298)	Q
H_2O	200,31	-28,5840	-5725,6611
HNO_3	296,7184	-17,3008	-5133,4776
NH_3	497,0383	-4,6000	-2286,3762
Total			**-13145,5148**

d. Menghitung Q6 yang keluar

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	200,3099	0,3975	150	11943,4801
NH_4NO_3	769,9440	0,2673	150	30873,2155
NH_3	14,9112	0,3694	150	826,2268
HNO_3	8,9016	0,4979	150	664,8124
Total				**44307,7348**

e. Kebutuhan air pendingin

T pendingin masuk = 30^{o}C

Cp = 4,181 kj/kg.K

ΔH = 20,905 kj.kg

Qreaksi = 4191,5400

Qsteam = -13145,5148

T pendingin keluar = 55^{o}C

Cp = 4,185 kj/kg.K

ΔH = 104,645 kj.kg

ΔH total = 104,645 kj.kg

Kebutuhan air pendingin = Q / ΔH total = 40,0548

Tabulasi Neraca Panas Reaktor

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q 4	33954,9721	Q out	44307,7348
Q5	27689,8176	Qreaksi	4191,5400
Qsteam	-13145,5148		
Total	**48499,2748**	**Total**	**48499,2748**

6. Expander II

Berfungsi untuk menurunkan tekanan lelehan ammonium nitrat sebelum masuk ke evaporator

Keterangan :

Q (2a) = entalpi umpan masuk expander

Q (2b) = entalpi keluar expander

Neraca Panas Total :

Q (2a) + Q kompresi = Q (2b)

Perhitungan jumlah stage :

Harga Rc untuk expander sentrifugal multistage disyaratkan Rc <5.

(Coulson, J. M. Richardson, J. F. 1983)

Rc = (Pi/P0) ^ 1/n

Dengan :

P0 = tekanan masuk expander

Pi = tekanan keluar expander

n = jumlah stage

Rc = (4,4/1) ^ 1/1

= 0,2273

Dari trial n diperoleh dengan 1 stage rasio kompresi kurang dari 4.

Menghitung suhu keluar expander :

T2 = T1 (P2/P1) ^ R/Cp (pers, 7.18 Smith Vaan Ness ed.5)

T0 = 30^{o}C + 273^{o}K 303

T1 = 25^{o}C + 273^{o}K 298

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
H_2O	194,3006	0,3975	5	386,1725
HNO_3	8,9015	0,4979	5	22,1604
NH_4NO_3	769,9440	0,2673	5	1029,1071
Total	**973,1462**			**1437,4401**

R = 8,314 Kj/kmol.K

(R/Cp) = 0,0057

T2 = 303 (1/4,4)^0,0071

300,4145 K

27,2645 K

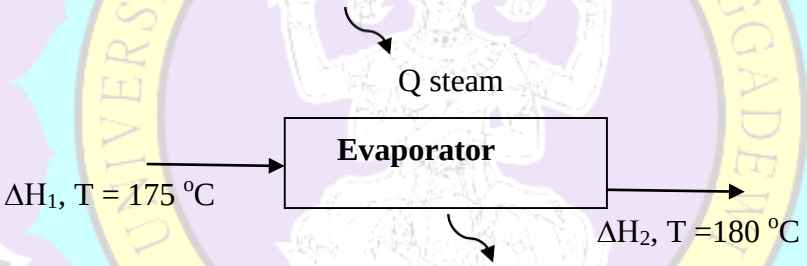
Q out

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	191,969	0,3975	2,4145	184,2489
HNO_3	8,7947	0,4979	2,4145	10,5730
NH_4NO_3	760,7047	0,2673	2,4145	491,0031
Total	**961,4684**			**685,8250**

Tabulasi Neraca Panas Expander II

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	1437,4401	Q out	685,8251
Q kompresi	-751,6151		
Total	**685,8251**	**Total**	**685,8251**

7. Evaporator



Berfungsi memekatkan amonium nitrat dari 78% menjadi 90%:

ΔH = Q + W, W = 0

a. Menghitung panas pada bahan baku masuk (Q in), t =175^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	191,9690	0,3975	150	11446,1536
NH_4NO_3	760,7046	0,2673	150	30502,7369
HNO_3	8,7947	0,4979	150	656,8346
Total	**961,4684**			**42605,7251**

b. Menghitung panas pada bahan baku keluar (Q out), t = 180^0 C

Arus 6 (Q6)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	186,2099	0,3975	155	11472,8612
NH_4NO_3	760,7046	0,2673	155	31519,4948
Total	**946,9146**			**42992,3560**

Arus 5 (Q5)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
HNO_3	8,7947	0,4979	155	678,7291
H_2O	5,7590	0,3975	155	354,8307
Total	**14,5538**			**1033,5598**

c. Beban evaporator

ΔQ = Qout – Qin

= 1420,1980

d. Panas steam

Medium pemanas adalah saturated steam pada T = 198^{0}C, sehingga :

Hf = 843,3 kkal/kg

Hv = 2789,7 kkal/kg

Λs = 1946,4 kkal/kg (smith van ness,appendix F.1 Steam,hal 669)

Jumlah steam yang dibutuhkan (ms)

Ms = ΔQ/ Λs = 0,7296 kg/jam

Panas steam masuk(Qs in)

Qs in = ms x Hv

Qs in = 2035,504717kkal/jam

e. Panas steam keluar (Qs out)

Qs out = ms x Hf

Qs out = 615,3138

Tabulasi Neraca Panas Evaporator

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
Q in	42605,7251	Q 6	42992,3561
		Q 5	1033,5599
Qs in	2035,5047	Qs out	615,3139
Total	**44641,2299**	**Total**	**44641,2299**

8. Mixing Tank

Berfungsi sebagai tempat untuk mencampur lelehan amonium nitrat dari evaporator dan sisa prill amonium nitrar dari screening yang akan di recycle .

Kondisi operasi T= 170^{o}C

$\Delta H = Q + W$, $W = 0$

a. Panas Masuk

Tabulasi panas masuk (Qin) pada T = 180^{o}C adalah :

T2 = 180^{o}C = 180 + 273 = 453 K

T1 = 25^{o}C = 25+ 273 = 298 K

Arus 4 (Q4)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	186,2099	0,3975	155	11472,8612
NH_4NO_3	760,7046	0,2673	155	31519,4948
Total	**946,9146**			**42992,3560**

Arus 5 (Q5)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	3,7078	0,3975	155	228,4468
NH_4NO_3	15,3824	0,2673	155	637,3635
Total	**19,0902**			**865,8104**

b. Panas Keluar (Qout)

170 + 273 = 433^{o}K

Arus 6 (Q 6)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	188,9682	0,3975	145	10891,6546
NH_4NO_3	772,2067	0,2673	145	29931,8127
Total	**961,1749**			**40823,4674**

c. Panas Yang Hilang

Q loss = 4

d. Q Masuk

Q in = Q keluar

Q panas = Q44 + Q5 +Q6 + Q loss

Menghitung kebutuhan pendingin = 84685,6339 kkal/jam

e. Pendingin Masuk

Pendingin masuk = pendingin keluar

Suhu referensi = 26^{o}C

Cp pendingin 26oC = 17^{o}C

Cp pendingin 170^{o}C = 25^{o}C

DH pendingin keluar = 4,183

4,3456 (Geankoplis App A2-11)

m *x* Cp *x* DT

DH pendingin masuk = m *x* 4,3456 *x* 144

m *x* 625,7664

m *x* Cp *x* DT

Q panas = m *x* 4,183 *x* 1

84685,633 = m *x* 4,183

m = Q pendingin keluar – Q pendingin masuk

= 27,9795 M

= 3026,6990 kg/jam

Tabulasi Neraca Panas Mixing Tank

Masuk (kkal/jam)		Keluar (kkal/jam)	
		Qout	40827,4674
Qin	43858,16651	Qloss	4
		Qpanas	3026,6991
Total	**43858,1665**	**Total**	**43858,1665**

9. Prilling Tower

Berfungsi memadatkan lelehan amonium nitrat menjadi bentuk prill dengan bantuan angin dari fan

$$\Delta H = Q + W,\ W = 0$$

a. Menghitung panas pada bahan baku masuk (Q in), t = 170^0 C

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_2O	188,9681	0,3975	145	10891,6530
NH_4NO_3	772,2066	0,2673	145	29931,8112
Total	**961,1748**			**40823,4643**

b. Menghitung panas pada bahan baku keluar (Q out), t = 40^0 C

Arus 8 (Q8)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
H_20	2,8345	0,3975	15	16,9008
Total	**2,8345**			**16,9008**

Arus 9 (Q9)

Komponen	m (Kg/Jam)	Cp (Kkal/Kg.K)	ΔT (K)	Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)
NH_4NO_3	772,2066	0,2673	15	3096,3942
H_2O	186,1336	0,3975	15	1109,8218
total	**958,3403**			**4206,2161**

c. Kebutuhan pemanas prilling tower

Masuk = 40823,4634

Keluar = 4223,1170

ΔQ = -36600,3473

Udara panas

T in = 150^{o}C

T out = 120^{o}C

Cp udara = 0,24 kkal/jam

ΔT = 30^{o}C

Massa udara yang dibutuhkan

m udara = ΔQ / (Cp udara *x* ΔT)

= -5083,3815 kg/jam

Input udara

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
udara	-5083,3815	0,2400	125	-152501,4472
Total	**-5083,3815**			**-152501,4472**

Output udara

Komponen	**m (Kg/Jam)**	**Cp (Kkal/Kg.K)**	**ΔT (K)**	**Q = m.Cp.ΔT (Kkal/Jam)**
Udara	-5083,3816	0,2400	95	-115901,0999
Total	**-5083,3816**			**-115901,0999**

Tabulasi Neraca Panas Prilling Tower

Masuk (kkal/jam)		**Keluar (kkal/jam)**	
Q in	-152501,4472	Q out	-115901,0999
Q 1	40823,4643	Q2	4223,1170
Total	**-111677,9829**	**Total**	**-111677,9829**

APPENDIX A

KAPASITAS PRODUKSI

Dalam mendirikan pabrik diperlukan suatu perkiraan kapasitas produksi agar produk yang dihasilkan sesuai dengan permintaan dan bahan bakunya. Dengan jumlah produksi bisa ditentukan kapasitas pabrik yang hendak didirikan. Berikut adalah tabel data produksi ammonium nitrat setiap tahunnya :

Tabel A.1. Produksi ekspor dan impor ammonium nitrat (Ton)

TAHUN	EKSPOR	% KENAIKAN	IMPOR	% KENAIKAN
2017	72.394.400,00	0%	71.187.832,00	0%
2018	28.900.400,00	-60%	73.474.350,00	3%
2019	40.172.000,00	39%	82.700.025,00	13%
2020	67.032.000,00	67%	39.084.160,00	-53%
2021	35.689.800,00	-47%	24.326.429,00	-38%
RATA-RATA	**48.837.720,00**	**0%**	**58.154.559,20**	**-15%**
TOTAL	**244.188.600,00**	**-1%**	**290.772.796,00**	**-75%**

Sumber: (1) Badan Pusat Statistik 2021

Dengan menggunakan tabel A.1 diperoleh kenaikan impor pertahun -15% maka perkiraan impor ammonium nitrat pada tahun 2026 dapat dihitung dengan persamaan :

$$m = P\,(I + i)^n$$

Kenaikan rata-rata impor produksi ammonium nitrat $= \frac{3 + 13 + (-53) + (-38)}{4}$

$= -15\%$

Dimana ;

M = Jumlah produk pada tahun 2026

P = Nilai tahun sebelumnya (2021)

I = Nilai persentase kenaikan

n = Selisih tahun (2021 - 2026) = 5

Sehingga perkiraan konsumsi pada tahun 2026 sebesar;

$M1 = 24.362.492\,(1 + (-\,0{,}15))^5$

$= 10.828.040{,}97$ ton/tahun

Dengan menggunakan tabel A.1 diperoleh kenaikan impor pertahun 0% maka perkiraan impor ammonium nitrat pada tahun 2026 dapat dihitung dengan persamaan :

$$m = P\,(I + i)^n$$

Kenaikan rata-rata impor produksi ammonium nitrat = $\frac{(-60) + 39 + 67 + (-47)}{4}$

= 0 %

Dimana ;

M = Jumlah produk pada tahun 2026

P = Nilai tahun sebelumnya (2021)

I = Nilai persentase kenaikan

n = Selisih tahun (2021 - 2026) = 5

Sehingga perkiraan konsumsi pada tahun 2026 sebesar;

$M4 = 35.689.800\,(1 + 0)^5$

= 35.344.143,44 ton/tahun

Dari hasil diatas dapat dihitung kapasitas pabrik ammonium nitrat pada tahun 2026 adalah :

M1 + M2 + M3 = M4 + M5

M3 = (M4 + M5) - (M1 + M2)

M3 = 35.344.143,44 - 10.828.040,97

M3 = 24.516.102 kg/tahun

M3 = 24.516,10 ton/tahun

M3 = 24.516,10 x 0,3

M3 = 7354,8307 ton/tahun

Dari hasil peluang kapasitas produksi diatas dikalikan dengan 0,3 karena pabrik yang akan kami dirikan sudah ada di Indonesia, maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik ammonium nitrat sebesar 7000 ton/tahun

APPENDIX D

PERANCANGAN ALAT UTAMA

AD.1 Perancangan Alat Utama Evaporator

Nama Alat : Evaporator
Jenis : Vertical Tube
Kode Alat : V-120
Fungsi : Memekatkan amonium nitrat dari 78% menjadi 95%
Prinsip Kerja :

Evaporator adalah alat untuk mengevaporasi larutan. Evaporasi merupakan suatu proses penguapan sebagian dari pelarut sehingga didapatkan larutan zat cair pekat yang konsentrasinya lebih tinggi. Tujuan evaporasi yaitu untuk memekatkan larutan yang terdiri dari zat terlarut yang tak mudah menguap dan pelarut yang mudah menguap. Evaporator terdiri dari silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk torisperical. Pada evaporator terdiri dari 5 nozzle. Nozzle - nozzle yang terpasang pada evaporator antara lain nozzle vapor, nozzle feed masuk, nozzle steam, nozzle steam condensate, dan nozzle produk

Cara kerja pada evaporator jenis vertical tube ini adalah cairan yang masuk akan mengalir didalam shell (dinding tube), sementara uap (steam) mengalir di dalam pipa atau tube. Penguapan ini berdasarkan titik didih dari pelarut yang memiliki titik didih lebih rendah dari pada zat terlarut sehingga menghasilkan zat yang lebih terkonsentrasi. Pada tahap ini akan teriadi sirkulasi cairan yang disebabkan oleh perbedaan fase antara fluida yang terdiri dari campuran uap - cair dengan cairan yang berbeda di bagian luar pipa. Proses pemisahan antara uap dengan cairan dalam ruang uap dimana uap akan keluar melalui saluran atas sementara cairan akan keluar melalui saluran bawah bejana, selanjutnya akan bersikulasi melalui pipa – pipa.

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 180^{o}C
- Tekanan : 1 atm = 14,7 psia
- Fase : liquid
- Residence time : 75 menit
- Densitas ammonium nitrat : 1.725 kg/m^3 = 107,688 lb/ft^3

Direncanakan :

- Tutup atas : berbentuk torisperical
- Tutup bawah : berbentuk torisperical
- Bahan kontruksi : stainles steel SA 240 Grade M Type 316 (*Brownell & Young, 1959, App. D,item 4, hal 342*)
- Faktor korosi : $^1/_{16}$ in *(Brownell & Young, 1959)*

- Volume fluida : 80% dari volume bejana
- Allowed stress (f) : 18750 psi (*Brownell & Young, 1959, App. D,item 4, hal 342*)
- Bahan yang masuk : 961,4685 kg/jam = 2120,0381 lb/jam

AD.2 Menentukan Dimensi Evaporator

- Massa masuk = 961,4685 kg/jam = 2120,0381 lb/jam
- ρ ammonium nitrat = 1,725 g/cm^3
  = 1.725 kg/m^3
  = 107,688 lb/ft^3

a. Volume Bahan dan Volume Evaporator

$V_{liq} = \frac{m}{\rho}$ (Walas, 1990, pers 6.2, hal 91)

$= \frac{2120{,}0381\ lb/jam}{107{,}688\ lb/ft3}$ = 19,6868 ft ^{3}

$V_{evaporator}$ = V_{liq} + V_{kosong}

$V_{evaporator}$ = 19,6868 ft^3 + 20% V_{evap}

= 19,8868 ft^3

$V_{evaporator}$ − 20% V_{evap} = 19,8868 ft^3 – 20%

80% $V_{evaporator}$ = 19,6868 ft^3

$V_{evaporator}$ = 24,6085 ft^3

= 42523,488 in^3

b. Diameter Dalam (ID)

- Volume *head* (Vh) :
  Berdasarkan pers. 5.11, hal.100, Brownell & Young :
  Volume *head* (Vh) = 0,000049. ID^3
- Volume *bottom* (Vb) :
  Volume *bottom* (Vb) = 0,000049. ID^3
- Volume *shell* (Vs):
  Direncanakan rasio H / D shell adalah 1
  Ditetapkan tinggi shell (Hs) sama dengan diameter shell (ID), sehingga:
  Volume shell (Vs) = $\frac{\pi}{4}$ x (ID)^3 x H
  = $\frac{3{,}14}{4}$ x (1)^3 x 1
  = 0,7850.ID^3
- Diameter Dalam (ID)
  Volume evaporator = volume *shell* + volume *head* + volume *bottom*
  = 24,6085 ft^3 = 0,7850.ID^3 + 0,000049.ID^3 + 0,000049.ID^3
  = 24,6085 ft^3 = 0,785098 ID^3
  ID = 24,6085 ft^3 / 0,785098
  = 3,1529 ft = 37,8348 in = 0,9610 m

c. Tebal Shell (ts)

Ditetapkan menggunakan material kontruksi *stainless stell* SA-240 type 304 *grade* S dan penjelasan tipe double welded butt joint, sehingga :

Allowable stress = 18750 psia (App. D, *item* 4, B & Y . Hal,342)

Efisiensi penjelasan = 0,8 (tabel 13,2, Brownell & Young)

- Tinggi Bahan (h)

  Tinggi bahan = $\frac{4\ x\ volume\ bahan}{\pi\ x\ ID^2}$

  = $\frac{4\ x\ 24{,}6085\ \text{ft3}}{3{,}14\ x\ (3{,}1529)^2}$

  = 3,1535 ft

- Tekanan Design (Pi) :

  Tekanan hidrostatik = $\frac{p\ x\ g\ x\ h}{gc}$

  = $\frac{107{,}688\ \text{lb/ft3}\ x\ (3{,}1535\ ft - 1)\ ft}{144}$

  = 1,6104 psia

  P operasi = 1 atm = 14,7 psi

  Tekanan design = tekanan hidrostatik + tekanan operasi

  = 1,6104 psia + 14,7 psi

  = 16,3104 psia

- Tebal Shell (ts) :

  Berdasarkan pers. 13 .1 Brownell & Young, perhitungan tebal shell adalah :

  $$ts = \left(\frac{Pi.ID}{2(f.E - 06.Pi)}\right) + C$$

  Keterangan:

  Pi = tekanan *design*, psia = 16,3104 psia

  ID = diameter dalam *shell* = 37,8348 in

  F = *allowable stress* bahan *stainless steel* SA-240 type 316 grade M, Menurut tabel 13,1 Brownell & Young , hal. 342, App. D, item 4 yaitu = 18.750 psia

  E = efisiensi penjelasan tipe double welded butt joint, menurut tabel 13,2 Brownell & Young, hal 254, App. D, item 4 yaitu = 0,8

  C = faktor korosi 1/16 in

  Sehingga:

  $$ts = \left(\frac{16{,}3104\ psia\ x\ 37{,}8348\ in}{2(18.750\ x\ 0{,}8 - 0{,}6\ x\ 16{,}3104\ )}\right) + \frac{1}{16}$$

  = 0,0205 + 0,0625 in

  = 0,083 in

d. Standarisasi OD dan ID

OD = ID + (2 x ts)

= 37,8348 in + (2 x 0,083 in)

= 38,0008 in

= 3,1667 ft

= 0,9650 m

Merujuk tabel 5.7, hal 89, Brownell & Young, diameter standar ASME yan mendekati diameter di atas adalah :

OD standar = 38 in = 3,16 ft

ts baru = 0,083 in atau 3/36 in

ID standar = 38 in – (2 x 0,083 in)

= 37,834 in = 3,1528 ft = 0,9610 m

e. Tebal *Head* (th) dan *Bottom* (tb)

- Tebal *head* (th)

Berdasarkan tabel 5.7 dan 5.8, Brownell & Young, diketahui data berikut:

r = 38 in ; icr = 2 in ; sf = 1,5 in

Perhitungan tebal *head* dan *bottom* adalah :

$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$ (pers.7.76, hal. 138, Brownell &Young)

$= \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{38\ in}{2\ in}}\right)$

= 1,8365 in

$th = \frac{Pi.icr.w}{2.f.E - 0{,}2.Pi} + c$ (pers.7.76, hal. 138, Brownell &Young)

$= \frac{16{,}3104\ psia\ x\ 2\ in\ x\ 1{,}8365\ in}{2\ x\ 18750\ psia\ x\ 0{,}8 - 0{,}2\ x\ 16{,}3104\ psia} + \frac{1}{16}$

= 0,0640 in = 0,0016 m

f.* Tinggi *Shell, Head&Bottom, dan Evaporator

- Tinggi *shell* (Hs) :

Hs = sf x OD

= 1,5 in x 38 in

= 57 in = 4,75 ft = 1,45 m

- Tinggi *head* dan bottom (Hh)

a $= \frac{Hs}{2}$ $= \frac{67\ in}{2}$ = 28,5 in

AB = a – icr = 28,5 in – 2 in = 26,5 in

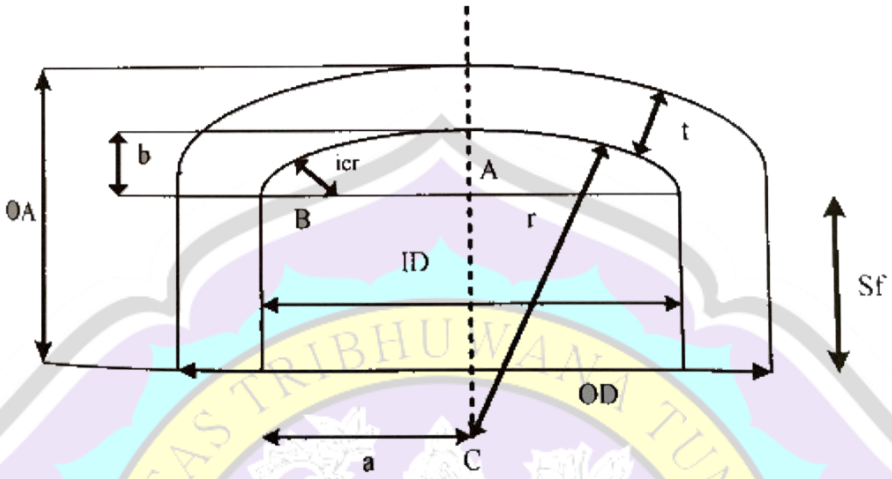
BC = r – icr = 38 in – 2 in = 36 in

AC $= \sqrt{BC\ x\ AB}$

$= \sqrt{36\ x\ 26{,}5}$ = 24,3670 in

b = r – AC
= 38 in – 24,3670 in
= 13,633 in

Hh = th + b + sf
= 0,0640 in + 13,633 in + 1,5 in
= 15,197 in = 1,2664 ft = 0,3860 m



- Tinggi Evaporator

Hs = 57 in = 4,75 ft

Hh = 15,197 in = 1,2664 ft

Tinggi evaporator = tinggi shell + tinggi head + tinggi bottom
= 57 in + 15,197 in + 15,197 in
= 87,394 in
= 7,2828 ft
= 2,219 m

Menentukan Waktu Tinggal Bahan

t = V/v

Dimana :

t = waktu tinggal

V = volume total evaporator = 24,6085 ft^3

v = rate feed masuk

$= \frac{rate\ bahan\ masuk}{p}$

$= \frac{2120{,}0381\ \text{lb}jam}{107{,}688\ lb/ft3}$

= 19,6868 ft^3/jam

Sehingga dapat dihitung :

Waktu tinggal = V/v

= 24,6085 ft^3 / 19,6868 ft^3/jam

= 1,25 jam

= 75 menit

AD.3 Luas Perpindahan Panas

Berdasarkan perhitungan neraca panas, diketahui data sebagai berikut :

- Panas yang masuk = 42605,7251 kkal/jam = 169059,52 btu/jam
- Rate masa steam = 2035,5047 kkal/jam = 8076,88 btu/jam
- Densitas steam = 918,08 kg/m^3 = 57,3138 lb/cuft
- Rate bahan masuk = 961,4685 kg/jam = 2120,0381 lb/jam
- T_1 = temperatur fluida panas masuk = 70°C
  = (70 x (9/5) + 32 = 158°F
- T_2 = temperatur fluida panas keluar = 65°C
  = (65 x (9/5) + 32 = 149°F
- t1 = temperatur steam masuk = 65°C
  = (65 x (9/5) +32 = 149°F
- t2 = temperatur fluida dingin keluar = 30°C
  = (30 x (9/5) +32 = 86°F

$$\Delta TLMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{In\left(\frac{\Delta t2}{\Delta t1}\right)}$$

$$= \frac{63-9}{In\left(\frac{63}{9}\right)}$$

= 27,7505°F

Faktor korosi untuk fluida panas (R) : hal. 142 (Kern,1950)

$$R = \frac{(T1-T2)}{(t1-t2)}$$

$$= \frac{(158-149)}{(149-86)}$$

= 0,1429°F

Faktor koreksi untuk fluida dingin (S) : hal.142 (Kern,1950)

$$S = \frac{(t1-t2)}{(T1-T2)}$$

$$= \frac{(149-86)}{(158-149)}$$

= 7°F

Dari fig – 19 Kern, 1950 diperoleh : hal. 829 (Kern,1959)

Ft (faktor koreksi LMTD) = 0,97

ΔT = FT x LMTD

= 0,97 x 27,7505^{o}F

= 26,9180^{o}F

Penempatan fluida :

a) Fluida panas atau steam adalah fluida yang keluar dari evaparator berada dalam tube
b) Fluida dingin atau bahan yang masuk (ammonium nitrat, asam nitrat, dan air) adalah liquid berada di dalam shell

Pengambilan nilai UD :

Light organic : μ < 0,5 cp

Medium organic : 0,5 < μ < 1 cp

Heavy organic : μ < 0,5 cp

Dari tabel 8, hal 840, Kern. 1950 diperoleh (steam – heavy organics) harga UD = 6 – 60 BTU/jam.ft^{2o}F karena viksositas asam nitrat 1,4 cp maka di ambil UD = 50 BTU/jam.ft^{2o}F

AD.3.1 Luas Perpindahan Panas (A)

1 Kkal/jam = 0,252 BTU/jam

Q masuk = 44641,2299 kkal/jam = 177147,7375 BTU/jam

Ud = 50 BTU/jam.ft^{2} ^{o}F

A = $\frac{Q}{Ud\ x\ \Delta T}$ (Kern,1950)

= $\frac{177147{,}7375\ BTU/jam}{(50\frac{\text{BTU}}{\text{jam}}\text{ft2 F})x\ (26{,}9180\ F)}$

= 131,6203 ft^{2} = 12,227 m^{2}

AD.3.2 Penentuan Jumlah Tube

Berdasarkan tabel 10 hal.843 Kern 1950, sehingga diperoleh ukuran tube sebagai berikut :

OD = $^{3}/_{4}$ in = 0,75 in

BWG = 12 (Birmingham Wire Gauge / Ukuran Kawat Birmingham)

ID = 0,532 in

a' = 0,223 in^{2}

a" = 0,1963 ft^{2}

ts = 0,109 in

L = 16 ft

Berdasarkan (hal.842,Kern 1950) untuk tipe 1 –2, dengan $^3/_4$ in OD tubes on 1 – in, triangular pitch diperoleh jumlah tube sebagai berikut :

Nt $= \frac{A}{a"x\ L}$

$= \frac{131{,}6203\ ft}{(0{,}1963 ft\ x\ 16\ ft)}$

= 41,906

= 61 (paling mendekati)

UD koreksi $= \frac{Nt}{Nt\ standar}$ x Ud trial

$= \frac{41{,}906}{61}$ x 50

= 34,35

(Artinya masih memenuhi range Ud = 6-60)

Menghitung tinggi tube:

Tinggi tube $= \frac{banyaknya\ tube}{panjang\ tube}$

$= \frac{41{,}906}{16}$

= 2,619 ft = 0,7983 m

Nilai B $= \frac{1}{5}$ x IDS

$= \frac{1}{5}$ x 10

= 2

Hasil sementara untuk rancangan HE, Type HE = 1- 2 :

Bagian shell :		Bagian tube :	
IDS	= 10	Nt	= 61
n’	= 1	a’	= 0,223 in
B	= 2	a”	= 0,1963 ft^2
		n	= 2
		do	= 0,7500 in
		di	= 0,5320 in
		pt	= 1 in

a) Bagian Shell

C’ = pt – do

= (1) – 0,7500

= 0,2500

as $= \frac{IDS\ X\ B\ X\ C'}{n^F xptx144}$

$= \frac{10\ X\ 2\ X\ 0{,}2500}{1\ x\ 1\ x\ 144} = 0{,}0347$ ft

Dimana :

Fluida dalam shell = 2120,0381 lb/jam

Gs $= \frac{fluida\ dalam\ shell}{as}$

$= \frac{2120{,}0381\ lb/jam}{0{,}0347222 ft}$

= 61057,1364 lb/jam.ft^2

De = 0,55 (hal 838, gambar 28, Kern 1950)

Viskositas air (T=60^{o}C) = 0,4688 cp (hal.855 Geankopolis 1993)

Viskositas asam nitrat = 1,4 cp

Viskositas (μw) total = 0,4688 cp + 1,4 cp = 1,8688 cp

Cp air (T =60^{o}C) = 4,187 (hal.856 Geankoplis 1993)

Cp asam nitrat = 0,498 (hal.875 Geankoplis 1993)

Cp total = 4,187 + 0,498 = 4,685

Nre $= \frac{de\ x\ gs}{\mu x\ 2{,}42}$

$= \frac{\frac{0{,}55}{12}\ x\ \frac{61057{,}1364\ lb}{jam} ft2}{1{,}8688\ cp\ x\ 2{,}42}$

= 618,7845

Jh = 12 (hal.838, gambar 28)

k air = 0,0183 (tabel 4,hal 800,D,Q.Kern,1950)

k asam nitrat = 0,124 (tabel 4, hal.800,D,Q.Kern,1950)

k total = 0,0183 + 0,124 = 0,1423

Ho $= Jh\frac{K}{de} . \{\frac{1{,}8688\ x\ 4{,}685\ x\ 2{,}42}{0{,}1423}\}$ ^1/3 . $\{\frac{1{,}8688}{1{,}295}\}$ ^0,14

= 37,2567 x 49,6309 x 1,0527

= 1946,5165

b) Bagian Tube

At $= \frac{Nt\ x\ a'}{n\ x\ 144}$

$= \frac{61\ x\ 0{,}223}{2x144}$

= 0,047232639 ft^2

Gt $= \frac{fluida\ dalam\ tube}{at}$

$= \frac{8076{,}88\ lb/jam}{0{,}047232639\ ft2}$

= 171.002,0907 lb/jam.ft^2

di = 0,5320

Viskositas steam T = 100^{o}C = 1,295 kg/m.s

Viskositas steam T = 212 ^{o}F = 0,87 lb/ft.s

Cp steam T = 100^{o}C = 1,888 (Kj/Kg/.K)

Cp steam T = 212^{o}F = 0,451 (Btu/lb.^{o}F)

(hal.863. Geankoplis)

Nre $= \frac{di\ x\ Gt}{\mu\ x\ 2{,}42}$

$= \frac{\frac{0{,}5320}{12}\ x \frac{171.002{,}0907\ lb}{jam} ft2}{1{,}295\ cp\ x\ 2{,}42}$

= 2419,06

Jh = 25 (hal.838,gambar 28.Kern,1950)

k = 0,0137 (hal 802 D.Q.Kern,tabel 5)

$Hi = Jh\frac{K}{de} . \{\frac{cp\ x\ \mu}{k}\}$ ^1/3 . $\{\frac{4,685}{0,451}\}$ ^0,14

= 7,7256 x 357,226 x 1,3878

= 3.829,8976

$Hio = hi\frac{di}{do}$

= 3.829,8976 x $\frac{0,5320}{0,7500}$

= 2.716,6740

$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{Hio+\ ho}$

$= \frac{2.716,6740\ x\ 1946,5165}{2.716,6740 + 1946,5165}$

= 1.133,9984

$Rd = \frac{uc-ud}{uc\ x\ ud}$

$= \frac{1.133,9984 - 34,35}{1.133,9984\ x\ 34,35}$

= 0,0282

Preasure Drop

a. Bagian Shell

Nre s = 165,1070

f = 0,00357 (Gambar 29hal.839,Kern 1950)

Sg air = 1 (hal. 808, Kern)

Sg asam nitrat = 0,82 (hal. 808, Kern)

Sg total = 1 + 0,82 = 1,82

No. of crosses = N + 1 = 12 x (L/B)

= 12 x (16/2)

= 96

Gs = 61057,1364 lb/jam.ft^2

$\Delta Ps = \frac{f.(Gs2).IDs.(N+1)}{(5,22)\ x\ (10)^{10}\ x\ (\frac{0,55}{12})\ x\ 1.82\ x\ 1,3878}$

= 2,1364 psi

b. Bagian Tube

Nre t = 2419,06

F = 0,0026 (Gambar 29,hal.839, Kern 1950)

Sg steam = 1

Gt = 171002,23 lb/jam.ft^2

$\Delta Pt = \frac{f.(Gt2).L.n}{(5,22.10).de.Sg.\Phi t}$

$= \frac{0,0026\ x\ (171002,23)^2\ x\ 16\ x\ 2}{(5,22)\ x\ (10)^{10}\ x\ (\frac{0,532}{12})\ x\ 1\ x\ 1,2718}$

= 0,7576 psi

AD.4 Perhitungan Nozzle

AD.4.1 Nozzle Bahan Masuk

- Bahan masuk (m) = 961,4685 kg/jam
  = 2120,0381 lb/jam = 0,27 kg/s

  ρ ammonium nitrat = 107,688 lb/ft^3
  = 1.725 kg/m^3

  Q $= \frac{m}{\rho}$ $= \frac{2120{,}0381\ lb/jam}{107{,}688\ lb/ft3}$
  = 19,687 ft^3/jam
  = 0,0055 ft^3/sekon

  V $= \frac{Q}{A}$ $= \frac{0{,}0055}{\frac{ft^3/sekon}{131{,}6203\ ft^2}}$
  = 4,2 E – 05 ft/s

Dari Petter and Timmerhaus Pers, 14.2 didapatkan di optimum untuk aliran terbulen :

Di optimum = 3,9 x $(Q)^{0,45}$ x $(\rho)^{0,13}$
= 3,9 x $(0{,}0055)^{0,45}$ x $(107{,}688)^{0,13}$
= 3,9 x 0,096 x 1,837
= 0,6875 ft
= 8,25 in

Dari Petter and Timmerhaus appendix D tabel 13, hal 888 diperoleh ukuran standart :

Ukuran pipa Nominal (NPS) = 10 in
Schedule (NSC) = 40
Diameter luar (OD) = 10,75 in
Diamater dalam (ID) = 10,02 in
Flow area per pipa = 78,8 in^2 = 0,5472 ft^2

Dari Brownell and Young hal 221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran pipa Nomonal (NPS) = 10 in
Diamater luar flange (A) = 16 in
Ketebalan minimun flange (T) = 1 3/16 in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 12 $^3/_4$ in
Diameter hub. pada dasar flange (E) = 12 in
Diameter hub. pada titik pengelasan (K) = 10,75 in
Panjang flange (L) = 4 in
Standart diameter dalam pipa (B) = 10,02 in
Jumlah lubang baut = 16 buah
Diameter lubang baut = 1 $^1/_8$ in
Diameter baut = 1 in
Lingkaran baut = 21 1/14 in

Untuk menghitung nilai Nre dibutuhkan data sebagai berikut :

Viskositas air (T:60^{o}C) = 0,4688 cp
Viskositas asam nitrat = 1,4 cp
Viskositas total (μ) = 1,8688 cp

Menghitung nilai Nre:

$$\text{Nre} = \frac{D \; x \; v \; x \; \rho}{\mu}$$

$$= \frac{10{,}02 \; in \; x \; 4{,}2 \; E{-}\frac{05 ft}{s} \; x \; 107{,}688 \; lb/ft3}{1{,}8688 \; cp}$$

= 0,0240 cp

Berdasarkan Nre jenis termasuk aliran laminer karena Nre < 2100 Dari Petter and Timmerhous pers.14.2 didapatkan nilai optimum untuk aliran turbulen:

Di Optimum = 3,0 x $(Q)^{0,36}$ x $(\mu)^{0,18}$
= 3,0 x $(0{,}0055)^{0,36}$ x $(1{,}8688)^{0,18}$
= 3,0 x 0,153 x 1,119
= 0,5148 ft
= 6,1776 in

Dari Petter and Timmerhous Appendix.D Tabel 13 hal 888, diperoleh ukuran standar :

Ukuran Pipa Nominal (NPS) = 10 in
Schedule (NSC) = 40
Diameter luar (OD) = 10,75 in
Diameter dalam (ID) = 10,02 in
Flow area per pipa = 78,8in^2 = 0,5472 ft^2

Dari Brownell and Young hal 221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran Pipa Nominal (NPS) = 10 in
Diameter luar flange (A) = 19 in
Ketebalan minimum flange (T) = 1 $^1/_4$ in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 15 in
Diameter hub pada dasar flange (E) = 14 $^3/_8$ in
Diameter hub pada titik pengelasan (K) = 10,75 in
Panjang flange (L) = 4 $^1/_2$ in
Standart diameter dalam pipa (B) = 12 in
Jumlah lubang baut = 12 buah
Diameter lubang baut = 1 in
Diameter baut = $^{7/}_{8}$ in
Lingkaran baut = 17 in

AD.4.2 Nozzle Steam Masuk dan Keluar

- Bahan masuk (m) = 2035,5047 kg/jam
  = 8076,88 lb/jam
  = 0,565 kg/s

  ρ steam = 57,3034 lb/ft^3
  = 918,08 kg/m^3

  Q $= \frac{m}{\rho}$
  $= \frac{8076{,}88\ lb/jam}{57{,}3034\ lb/ft^3}$
  = 140,937 ft^3/jam
  = 0,0391 ft^3/s

  V $= \frac{Q}{A}$
  $= \frac{0{,}0391\ ft3/s}{0{,}3472\ ft2}$
  = 0,1127 ft/s

Dari Petter and Timmerhaus pers. 14,2 didapatkan di optimum untuk aliran turbulen:

Di optimum = 3,9 x $(Q)^{0,45}$ x $(\rho)^{0,13}$
= 3,9 x $(0{,}039)^{0,45}$ x $(57{,}3138)^{0,13}$
= 3,9 x 0,2327 x 1,693
= 1,536 ft
= 18,431 in

Dari petter and timmerhaus appendix tabel 15 hal 888 diperoleh ukuran standart :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 8 in
Schedule (NSC) = 40 in
Diameter luar (OD) = 8,625 in
Diameter dalam (ID) = 8 in
Flow area per pipa = 50 in^2
= 0,3475 ft^2

Dari Brownell and Young hal 221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 8 in
Diameter luar flange (A) = 9 in
Ketebalan minimum flange (T) = $^{15}/_{16}$ in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 6 $^{1}/_{16}$ in
Diameter hub pada dasar flange (E) = 5 $^{5}/_{16}$ in
Diameter hub pada titik pengealasan (K) = 4,50 in
Panjang flange (L) = 3 in
Standart diameter dalam pipa (B) = 3,03 in

Untuk menghitung nilai Nre dibutuhkan data sebagai berikut :
Viskositas steam (T=100 ^{o}C) = 1,295 cp (hal.863.Geankopolis)

Menghitung nilai Nre

$$\text{Nre} = \frac{D \; x \; v \; x \; p}{\mu}$$

$$= \frac{8 \; in \; x \; 0{,}1127 \; x 57{,}3138 \; lb/ft3}{1{,}295 \; cp}$$

$$= 39{,}3728$$

Berdasarkan nilai Nre jenis termasuk aliran laminar karena Nre < 2100
Dari Petter and timmerhaus pers 14.2 di dapatkan di optimum aliran turbulen :
Di optimum : = 3,0 x $(Q)^{0,36}$ x $(\mu)^{0,18}$
= 3,0 x $(0{,}0391)^{0,36}$ x $(1{,}295)^{0,18}$
= 3,0 x 0,311 x 1,048
= 0,977 ft
= 11,7 in

Dari petter and timmerhaus appendix tabel 13, hal. 888 diperoleh ukuran standart :
Ukuran pipa nominal (NPS) = 4 in
Schedule (NSC) = 40 in
Diameter luar (OD) = 4,50 in
Diameter dalam (ID) = 4,026 in
Flow area per pipa = 12,7 in^2
= 0,0882 ft^2

Dari Brownell and Young hal 221 diperoleh dimensi flange :
Ukuran pipa nominal (NPS) = 4 in
Diameter luar flange (A) = 9 in
Ketebalan minimum flange (T) = 15/16 in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 6 1/16 in
Diameter hub pada dasar flage (E) = 5 1/3 in
Diameter hub pada titik pengelasa (K) = 4,50 in
Panjang flange (L) = 3 in
Standart diameter dalam pipa (B) = 4,03 in
Jumlah lubang baut = 12 in

AD.4.3 Nozzle Produk Keluar

Bahan masuk (m) = 760,7047 kg/jam
= 1677,3539 lb/jam
= 0,211 kg/s
ρ ammonium nitrat = 107,688 lb/ft^3
= 1.725 kg/m^3

Q $= \frac{m}{\rho}$

$= \frac{1677{,}3539\ lb/jam}{107{,}6881\ lb/ft3}$

$= 15{,}576\ ft^3/jam$

$= 0{,}0043\ ft^3/s$

V $= \frac{Q}{A}$

$= \frac{0{,}0043}{0{,}0513}$

$= 0{,}084$ ft.s

Dari petter and timmerhaus pers 14.2 didapatkan di optimum untuk aliran turbulen

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

$= 3{,}9 \times (0{,}0043)^{0{,}45} \times (107{,}688)^{0{,}13}$

$= 3{,}9 \times 0{,}0864 \times 1{,}837$

$= 0{,}6188$ ft

$= 7{,}425$ in

Dari petter and timmerhaus appendix tabel 13 hal 888, Diperoleh ukuran standart :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 3 in

Schedule (NSC) = 40

Diameter Luar (OD) = 3,50 in

Diameter dalam (ID) = 3,068 in

Flow area per pipa = 7,38 in^2

= 0,0513 ft^2

Dari Brownell and Young hal.221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 3 in

Diameter luar flange (A) = $7\ ^1/_2$ in

Ketebalan minimum flange (T) = 15/16 in

Diameter luar bagian menonjol (R) = 5 in

Diameter hub pada dasar flange (E) = $4\ ^1/_4$ in

Diameter hub pada titik pengelasa (K) = 3,50 in

Panjang flange (L) = $2\ ^3/_4$ in

Standart diameter dalam pipa (B) = 3,07 in

Untuk menghitung nilai Nre dibutuhkan data sebagai berikut :

Viskositas air = 0,4688 cp

Menghitung nilai Nre:

$$Nre = \frac{D\ x\ v\ x\ p}{\mu}$$

$$= \frac{3{,}068\ in\ x\ 0{,}084 \frac{ft}{s}\ x\ 1725\ lb/ft3}{0{,}4688\ cp}$$

$= 953{,}0548$

Berdasarkan nilai Nre jenis termasuk aliran laminar karena Nre < 2100

Dari petter and timmerhaus pers, 14.2 di dapatkan di optimum aliran turbulen :

Di Optimum = 3,0 x $(Q)^{0,36}$ x $(\mu)^{0,18}$
= 3,0 x $(0,0043)^{0,36}$ x $(0,4688)^{0,18}$
= 3,0 x 0,141 x 0,873
= 0,369 ft
= 4,427 in

Dari petter and timmerhaus appendix D tabel 13, hal 888. Diperoleh ukuran standar :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 3 in
Schedule = 40
Diameter luar (OD) = 3,50 in
Diameter dalam (ID) = 3,068 in
Flow area per pipa = 7,38 in^2
= 0,0513 ft^2

Dari petter and young hal 221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 3 in
Diameter luar flange (A) = $7\,^1/_2$ in
Ketebalan minimum flange (T) = 15/16 in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 5 in
Diameter hub pada dasar flange (E) = $4\,^1/_4$ in
Diameter hub pada titik pengelasan (K) = 3,50 in
Panjang flange (L) = $2\,^3/_4$ in
Standart diameter dalam pipa (B) = 3,07 in

AD.4.4 Nozzle Gas Keluar

Bahan Masuk (m) = 14,5538 kg/jam
= 32,0911 lb/jam
= 0,004 kg/s

ρ gas = 0,0375 lb/ ft^3
= 0,60 kg/m^3

Q = $\frac{m}{\rho}$
= $\frac{32,0856\ lb/jam}{0,037457\ lb/ft3}$
= 856,751 ft^3/jam
= 0,2380 ft^3/s

V = $\frac{Q}{A}$
= $\frac{856,751\ ft3/s}{2,0208\ ft2}$
= 0,1178 ft.s

Dari petter and timmerhaus pers 14.2 didapatkan di optimum untuk aliran turbulen

Di Optimum $= 3,0 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$

$= 3,0 \times (0,2380)^{0,45} \times (0,0375)^{0,13}$

$= 3,0 \times 0,5241 \times 0,652$

$= 1,3337$ ft

$= 16,005$ in

Dari petter and timmerhaus appendix D tabel 13, hal 888 Diperoleh ukuran standar

Ukuran pipa nominal (NPS) = 20 in

Schedule (NSC) = 20 in

Diameter luar (OD) = 20 in

Diameter dalam (ID) = 19,25 in

Flow area per pipa (A) = 291 in^2

= 2,0208 ft^2

Dari brownell and young hal 221 diperoleh dimensi flange :

Ukuran pipa nominal (NPS) = 20 in

Diameter liar flange (A) = $27\ 1/2$ in

Ketebalan minimum flange(T) = 1 11/16 in

Diamete luar bagian menonjol (R) = 23 in

Diameter hub pada dasar flange (E) = 22 in

Panjang flange (L) = 5 11/16 in

Standart diameter dalam pipa (B) = 19,25 in

Untuk menghitung nilai Nre dibuthkan data sebagai berikut :

Viskositas vapor (T:100^oC) = 0,87

= 87000

Menghitung nilai Nre :

$$Nre = \frac{B \times V \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{19,25\ in \times 0,1178 \frac{ft}{s} \times 0,60\ lb/ft3}{0,87\ cp}$$

= 1,5635

Berdasarkan nilai Nre jenis termasuk aliran laminar karena Nre<2100

Dari Petter and Timmerhaus pers .14,2 di dapatkan Di optimum aliran turbulen :

Di optimum $= 3,0 \times (Q)^{0,36} \times (\mu)^{0,18}$

$= 3,0 \times (0,2380)^{0,36} \times (0,87)^{0,18}$

$= 3,0 \times 0,596 \times 2,975$

$= 1,745$ ft

$= 20,940$ in

Dari petter and timmerhaus appendix D tabel 13, hal.888, Diperoleh ukuran standar

Ukuran pipa nominal (NPS) = 8 in

Schedule (NSC) = 40

Diamaeter luar (OD) = 8,625 in
Diameter dalam (ID) = 7,981
Flow area per pipa = 50 in^2
= 0,347222 ft^2

Dari brownell and young hal 221 diperoleh dimensi dimensi flange :
Ukuran pipa nominal (NPS) = 8 in
Diameter luar flange (A) = 13 ½ in
Ketebalan minimum flange (T) = 1 1/8 in
Diameter luar bagian menonjol (R) = 10 5/8 in
Diameter hub pada dasar flange (E) = 9 11/16 in
Diameter hub pada titik pengelasan (K) = 8,63 in
Panjang flange (L) = 4 in
Standart diameter dalam pipa (B) = 7,98 in

AD.4.5 Perhitungan Sambungan Tutup dengan Dinding Evaporator

Untuk mempermudah memperbaiki dan perawatan dari evaporator, maka tutup bejana dihubungkan dengan bagian shell secara sistem flange dan bolting

AD.4.5.1 Gasket

Bahan : flat metal, jacket, asbstor filed
Gasket factor (stainless steels) = 3,75
Minimum design seating stess = 9000 psi
(Brownell and young 1959, fig,12,11,hal 288)

a. Penentuan Diameter Gasket (di)

Dari pers 12.2 Brownell and young 1950 hal 226 di dapat :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{yi-pi.m}{y-pi(m+1)}}$$

Dimana :
y : yeald stress = 9000 psi
m : gasket fector = 3,75
pi : internal design pressure = 16,3104 psi
do : diameter luar gasket = do shell = 38 in
di : diameter dalam gasket =

Sehingga dapat dihitung :

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y-pi.m}{y-pi(m+1)}}$$

$$\frac{38\ in}{di} = \sqrt{\frac{9000\ psi-(16{,}3104\ psi\ x\ 3{,}75)}{9000\ psi-((16{,}3104)\ x\ (3{,}75+1))}}$$

$$\frac{38\ in}{di} = 1{,}0107$$

$$di = \frac{38\ in}{1{,}0107}$$

di = 37,5977 in

b. Lebar Gasket (n)

n = $\frac{do-di}{2}$ (Brownell and Young, 1959)

Dimana :

do : diameter luar gasket = do shell = 38 in

di : diameter dalam gasket = 37,5977 in

sehingga dapat dihitung :

n = $\frac{do-di}{2}$

= $\frac{38\ in-37{,}5977\ in}{2}$

= 0,2012 in

= 0,2012 in x 16 = 3,2184

= $\frac{3{,}2184}{16}$ in

Diambil = $\frac{1}{16}$ in (standart)

= 0,0625 in

c. Diameter Rata – Rata Gasket (G)

G = do + n (Brownell and Young,1959)

Dimana :

do : diameter luar gasket = do shell = 38 in

n : lebar gasket = 0,0625 in

Sehingga dapat dihitung :

G = do + n

= 38 in + 0,0625 in

= 38,06 in

d. Tebal Gasket

tg = $\frac{G-do}{2}$ (Brownell and Young, 1959)

dimana :

do : diameter luar gasket = do shell = 38 in

G : diameter rata –rata gasket = 38,06 in

Sehingga dapat dihitung :

tg : $\frac{G-do}{2}$

= $\frac{38{,}06\ in-38\ in}{2}$

= 0,031 in

= 0,031 x 16 – 0,5

= $\frac{0{,}5}{16}$ in

Diambil = $\frac{1}{16}$ in (standar)

= 0,0625 in

e. Effective Gasket (b)

bo : basic gasket seating width = $\frac{n}{2}$ (Brownell & Young,1959,hal229)

dimana :

n : lebar gasket = 1/16 in = 0,0625 in

maka :

bo $= \frac{n}{2}$

$= \frac{0,0625}{2}$

= 0,031 in

Sehingga diperoleh bo<n yaitu 0,031 in < 0,0625 in maka

b = bo = 0,031 in

AD.4.5.2 Perhitungan Beban Baut (Bolt)

a. Beban Terhadap Seal Gasket

$Wm_2 = Hy = \pi \times G \times y$ (Brownell and Young,1959,pers,12.88 hal.240)

Dimana :

Hy : berat beban baut maksimum (lb)

b : effective gasket seating widuh = 0,031 in

G : diameter rata – rata gasket = 38,06 in

y : yelled stress = 9000 psi

Sehingga dapat dihitung :

$Hy = Wm_2 = Hy = \pi \times b \times G \times y$

= 3,14 x 0,031 in x 38,06 in x 9000 psi

= 33.619,945 lb

b. Beban Agar Baut Tidak Bocor (Hp)

Hp = 2 x b x π x G x m x pi

(Brownell & Young,1959,pers,12.88 hal,240)

Dimana :

b : effective gasket seating width = 0,031 in

π : 3,14

G : diameter rata –rata gasket = 38,06 in

m : gasket faktor = 3,75

pi : internal design pressure = 16,3104 psi

sehingga dapat dihitung :

Hp = 2 x b x π x G x m x p

(Brownell & young,1959,pers,12.88hal,240)

Dimana :

b : effective gasket seating width = 0,031 in

π : 3,14

G : diameter rata –rata gasket = 38,06 in

m : gasket faktor = 3,75

pi : internal design pressure = 16,3104 psi

sehingga dapat dihitung :

Hp = 2 x b x π x G x m x pi

= 2 x 0,013 in x 3,14 x 38,06 in x 3,75 x 16,3104 psi

= 456,881 lb

c. Beban Karena Tekanan Dalam (H)

$H = \frac{\pi \; x \; G2 \; x \; pi}{4}$ (Brownell & young,1959,pers,12.89hal,240)

Dimana :

π : 3,14

G : diameter rata – rata gasket = 38,06 in

pi : internal design pressure = 16,3104 psi

sehingga dapat dihitung :

$H : \frac{\pi \; X \; G^2 \; x \; pi}{4}$

$= \frac{3{,}14 \; x \; (38{,}06 \; in)^2 \; x \; 16{,}3104 \; psi}{4}$

= 18549,358 lb

d. Beban Operasi Total (Wm1)

Wm1 = H + hp (Brownell & young,1959,pers12.91hal240)

Dimana:

H : 18549,358 lb

Hp : 456,881 lb

Sehingga dapat dihitung :

Wm1 = H +Hp

= 18549,358 lb + 456,881 lb

= 19006,239 lb

Karena Wm1 < Wm2 yaitu 19006,239 lb < 33.619,945 lb, maka yang mengntrol adalah Wm2

AD.4.5.3. Bolting

Bahan : staniless SA 193 B6 type 417

Tensile strengh minimum = 75000

Allowable stress bolt (fb) = 20000 psi

Typo minimum bolting area (in^2)

Wm1 : beban operasi total = 19006,239 lb

Fb : Allowed stress bolt = 20000 psi

$Am1 = \frac{Wm1}{fb}$

$= \frac{19006{,}239}{20000 \; psi}$

= 0,9503 in^2

a. Perhitungan Bolt Optimum

Dari tabel 10.4 hal 118 Brownell & Young dicoba:

Ukuran baut = $^{5}/_{8}$ in = 0,625 in

Root area = 0,202 in^2

Bolt spacing distance preference (Bs) = 3 in

Minmum radial distance (R) = $^{15}/_{16\ in}$ = 0,9375 in

Edge distance (E) = $^{3}/_{4}$ in = 0,75 in

Go = tebal shell = 0,083 in

Minimum No of bolt = 37,6

Actual no of bolt (N) = 40

Jumlah bolting minimum = $\frac{Am1}{Root\ area}$ (Brownell & Young 1959)

Dimana :

Am1 : luas minimum bolting area = 0,9503 in^2

Root area = 0,202 in^2

Maka :

Jumlah bolting minimum = $\frac{Am1}{root\ area}$

= $\frac{0{,}9503\ in2}{0{,}202\ in2}$

= 4,70 buah

Diambil pembuatan = 5 buah

Bolting circle diameter (C) :

C = di + 2 (1,415 x go + R)

Dimana :

di : diameter internal shell = 37,834 in

go : tebal shell = $^{3}/_{34}$ in = 0,0872 in

R : minimum radial distance = $^{15}/_{16}$ in = 0,9375 in

Sehingga dapat dihitung :

C = di + 2 (1,415. Go + R)

= 37,834 in + 2 ((1,415 x 0,0872 in) + 0,9375 in)

= 39,0064 in

Cek Bolting = $\frac{N+\ Bs}{\pi}$ (Brownell & Young,1959, hal, 243)

Dimana :

Bolt spacing distance preference (Bs) = 3 in

Actual No of bolt (N) = 40 in

Sehingga dapat dihitung :

Cek bolting = $\frac{N+\ R}{\pi}$

= $\frac{40\ x\ 3\ in}{3{,}14}$

= $\frac{12\ in}{3{,}14}$ = 38,217 in

Diameter luar flange (A)

A = C + 2.E (Brownell & Young,1959, hal, 243)

Dimana :

C : bolting circle diameter = 39,0064 in

E : edge distance = ¾ in = 0,75 in

Sehingga dapat dihitung :

A = C + 2.E

= 39,0064 in (2 x 0,75 in) = 40,5064 in

Cek lebar gasket

Ab actual = jumlah baut x root area

(Brownell and young 1959, hal 243)

Dimana :

Jumlah baut = 5 buah

Root area = 0,202 in^2

Sehingga dapat dihitung :

Ab actual = jumlah baut x root area

= 5 x 0,202 in^2

= 1,01 in^2

Lebar gasket minimal (n_{min})

n_{min} = Ab actual x $\frac{fb}{2\pi.Y.G}$ (Brownell and young 1959, hal 243)

dimana :

Ab actual = 1,01 in^2

π : 3,14

fb : allowable stress bolt = 20000 psi

G : diameter rata – rata gasket = 38,06 in

y : yelled stress = 9000 psi

sehingga dapat dihitung :

n_{min} = Ab actual x $\frac{fb}{2.\pi Y.G}$

= 1,01 in^2 x $\left(\frac{20000\ psi}{2\ x\ 3{,}14\ x\ 9000\ psi\ x\ 38{,}06\ in}\right)$

= 0,009 in

Diketahuii bahwa lebar gasket minimal < lebar gasket hitung, yaitu 0,009 in < 0,0626 in, maka lebar gasket memenuhi

b. Perhitungan Moment

Yntuk keadaan bolting up tanpa internal tekanan dengan pers , 12.94 hal234 Brownell and Young

Beban Design (W)

W = $\frac{Ab+Am1}{2}$ fb (Brownell and young 1959,pers 12.94 hal243)

Dimana :

Ab : Ab actual = 1,01 m^2

Am1 : luas minimal bolting area = 0,9503 in^2

Fb : allowed stress bolt = 20000 psi

Sehingga dapat dihitung :

W $= \frac{Ab+Am1}{2}$ fb

W $= \frac{1{,}01\ in^2+0{,}9503 in2}{2}$ 20000 psi

= 19603,119 lb

Tahanan radial circle (hG)

hG $= \frac{c-G}{2}$ (Brownell and young 1959,pers 12.94 hal243)

dimana :

C : bolt circle diameter = 39,0064 in

G : diameter rata –rata gasket = 38,06 in

Sehingga dapat dihitung:

hG $= \frac{c-G}{2}$

$= \frac{39{,}0064\ -38{,}06\ in}{2}$

= 0,472 in

Moment flange (Ma)

Ma = Hg x W (Brownell and young 1959,pers 12.94 hal243)

Dimana :

Hg : tahanan radial circle = 0,472 in

W : beban design = 19603,119 lb

Sehingga dapat dihitung :

Ma = Hg x W

= 0,472 in x 19603,119 lb

= 9251,594 lb.in

Beban design dalam keadaan operasi (W operasi)

W = Wm1 (Brownell and young 1959,pers 12.94 hal243)

= 19006,239 lb

Hidrostatik dan force pada daerah dalam flange (H_D)

H_D = 0,785 x B^2 x pi (Brownell and young 1959,pers 12.94 hal243)

Dimana :

B : diameter dalam flange = do shell = 38 in

Pi : tekanan design operasi = 16,3104 psi

Sehingga dapat dihitung :

H_D = 0,785 x B^2 x pi

= 0,785 x $(38\ in)^2$ x 16,3104 psi

= 18.488,4908 lb

Jarak radial circle pada aksi (hD)

hD = 0,5 x (C – B) (Brownell &Young, 1959, pers12.100)

dimana :

C : bolt circle diameter = 39,0064 in

B : diameter dalam flange = do shell = 38 in

Sehingga dapat dihitung :

hD = 0,5 x (C –D)

= 0,5 x (39,0064 in – 38 in)

= 0,503 in

Moment (mD)

mD = hD x H_D

(Brownell &Young, 1959, pers12.100)

dimana :

hD :Jarak radial bolt circle pada aksi = 0,503 in

H_D : Hidrostatik dan force pada area dalam flange = 39,0064 in

Sehingga dapat dihitung :

M_D = hD x H_D

= 0,503 in x 39,0064 in = 9303,32 lb.in

Perbedaan Antara Baut Flange Dengan Gaya Hidrostatik Total (Hc)

H_G = W – H (Brownell &Young 1959,pers.12,98 hal242)

Dimana :

W : beban design = 19603,119 lb

H : beban karena tekanan dalam = 18549,358 lb

Sehingga dapat dihitung :

H_G = W – H

= 19603,119 lb – 18549,358 lb

= 1053,761 lb

Moment Flange (M_G)

M_G = H_G x h_G (Brownell & Young 1959, pers 12,98 hal242)

Dimana :

H_G : perbedaan antara baut flange dengan gaya hidrostastik total

= 1053,761 lb

h_G : tahanan radial circle = 0,472 in

sehingga dapat dihitung :

M_G = H_G x h_G

= 1053,761 lb x 0,472 in

= 497,3174 lb.in

Perbedaan Antara Gaya Hidrostatik Total Dengan Gaya Hidrostatik Dalam Area Flange (Hr)

Hr = H – H_D (Brownell & Young 1959, pers 12,98 hal242)

Dimana :

H : beban karena tekanan dalam = 18549,358 lb

H_D : hindrostatik dan force pada area dalam flange = 18488,4908 lb

Sehingga dapat dihitung :

Hr = H - H_D

= 18549,358 lb – 18488,4908 lb

= 60,8674 lb

Hr = $\frac{hD+hG}{2}$

(Brownell & Young 1959,pers12,102hal242)

Dimana :

h_D : jarak radial bolt cicle pada aksi = 0,503 in

h_G : tahanan radial circle = 0,472 in

sehingga dapat dihitung :

hr = $\frac{hD+hG}{2}$

= $\frac{0{,}503\ in+0{,}472\ in}{2}$

= 0,739 in

Momen Komponen (Mr)

Mr = Hr x hr

(Brownell & Young 1959,pers12,102hal242)

Dimana :

Hr = 60,8674 lb

hr = 0,739 in

sehingga dapat dihitung :

Mr = Hr x hr

= 60,8674 lb x 0,739 in

= 44,991 lb.in

Momen Total Pada Keadaan Operasi (Mo)

Mo = $M_D + M_G + M_r$

(Brownell & Young 1959,pers12,102hal242)

Dimana :

M_D : momen = 9303,32 lb.in

M_G : momen flange = 497,3714 lb.in

M_r : momen komponen = 44,991 lb.in

Sehingga daoat dihitung :

Mo = $M_D + M_G + M_r$

= 9303,32 lb.in + 9303,32 lb.in + 44,991 lb.in

= 9845,62 lb.in

Karena Mo > Ma yaitu 9845,62 lb.in > 9251,594 lb.in maka M max adalah Mo yaitu 9845,62 lb.in

AD.4.5.4 fFange

- Bahan stainless steel SA 336 gade M type 316
- Tensile strength minimum = 75000

- Allowable (fb) = 18750
- Type flange = ring flange loose type
  (Brownell & Young 1959,App D item 4 hal 342)

Tebal Flange (t)

$t = \left(\frac{Yx\ M\ max}{f\ x\ b}\right)^{0,5}$

dimana :

K : A/B

A : diameter luar flange = 40,5064 in

B : diameter luar shell = 38 in

f : stress yang diijinkan untuk bahan flange = 18750 psi

M_{max} : momen maksimum = 9845,62 lb.in

Maka :

$K = \frac{A}{B}$

$= \frac{40,5064\ in}{38\ in}$

= 1,07

Dengan harga K = 1,03 harga Y pada Brownell & Young 1959,grafik 12.22,hal 238

Y = 65

Sehingga dapat dihitung :

$t = \left(\frac{Yx\ M\ max}{f\ x\ b}\right)^{0,5}$

$= \left(\frac{65\ x\ 9845,62\ lb.in}{18750\ psi\ x\ 38\ in}\right)^{0,5}$

= 0,948 in

AD.4.6 Perhitungan Sistem Penyangga

Sistem penyangga dirancang untuk mampu menyangga berat bejana total dan perlengkapannya. Bahan – bahan yang taan terdiri dari :

- Berat silinder dan tutupnya
- Berat larutan dalam evaportaor
- Berat shell dan tube
- Berat attachment

a. Berat Silinder (Ws)

$Ws = \frac{\pi}{4} \times (do^2 - di^2) \times H \times p$ (Brownell & Young,1959)

Dimana :

Ws : Berat silinder evaporator (lb)

do : diameter luar evaporator = 38 in = 3,16 ft

di : diameter dalam evaportaor = 37,834 in = 3,1528 ft

H : tinggi shell = 57 in = 4,75 ft

p : densitas bahan kontruksi = 489 lb/ft

π : 3,14

Sehingga dapat dihitung:

Ws $= \frac{\pi}{4} \times (do^2 - di^2) \times H \times p$

$= \frac{3,14}{4} \times ((3,16\ ft)^2 - (3,1528\ ft)^2) \times 4,75\ ft \times 489\ lb/ft$

= 82,876 lb

= 37,585 kg

b. Berat Tutup Bagian Atas dan Bawah

(dari tabel 5.6 Brownell & Young hal 888 diperoleh data dari tha = 3/16 yaitu :

Sf = 1,5 in

Lcr = 9/16 in = 0,5625 in

do = 38

Mencari diameter dengan pers 5.12 hal 888 Brownell & Young 1959 (dengan tha < 1 in) :

d $= do + \frac{do}{42} + 2.sf + \frac{2}{3} icr$

d $= 38 + \frac{38}{42} + 2.\ (1,5\ in) + \frac{2}{3}\ 0,5625\ in$

= 42,2798 in

= 3,5233 ft

Volume head&bottom torrispercial (Vd) $= 0,000049.\ ID^3$

$= 0,000049 \times (42,2798)^3\ in^3$

$= 3,703341\ in^3$

$= 0,002143137\ ft^3$

Sehingga :

W head&bottom torrisperical = volume total head x p

$= 0,002143137\ ft^3 \times 489\ lb/ft^3$

= 1,0479940 lb

= 0,47528 kg

W total tutup atas dan bawah = 2,09599

c. Berat Larutan dalam Evaporator

W1 = m x t

(Brownell and Young,1959)

Dimana :

m : berat larutan dalam evaporator = 961,4685 kg/jam

t : waktu tinggal dalam evaporator = 75 menit

Sehingga dapat dihitung :

W1 = m x t

= 961,4685 kg/jam x 75 menit

= 72110,138 kg
= 2650,0476 lb

d. Berat Shell dalam Evaporator

Berat shell dalam evaporator

Mencari volume shell :

V $= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$ (Brownell and Young,1959)

Dimana :

D : diameter shell = (OD-ID)
= 3,16 ft - 3,1528 ft
= 0,0455 ft

H : tinggi shell = 57 in = 4,75 ft

Sehingga dapat dihitung :

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

$= \frac{3,14}{4} \times (0,0455 \text{ ft})^2 \times 4,75 \text{ ft}$

$= 0,16 \text{ ft}^3$

Sehingga diperoleh berat shell :

Ws = V x p
= 0,16 ft^3 x 489 lb/ft^3
= 82,8756 lb

e. Berat Tube dalam Evaporator

Mencari volume tube :

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

(Brownell and Young,1959)

Dimana :

D : diameter tube = 0,532 in = 0,0443 ft
L : panjang tube = 16 ft
π : 3,14
Nt : jumlah tube = 61

Sehingga dapat dihitung :

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

$= \frac{3,14}{4} \times (0,0443 \text{ ft})^2 \times 16 \text{ ft}$

$= 0,0247 \text{ ft}^3$

V total tube = volume tube x Nt
= 0,0247 ft^3 x 61
= 1,506 ft^3

Sehingga diperoleh berat tube :

Wt = V x p
= 1,506 ft^3 x 489 lb/ft^3
= 736,358 lb

f. Berat Attachment (Wa)

Wa = 18% x Ws

Dimana :

Wa = berat attachment

Ws = berat silinder evaporator = 82,8756 lb

Sehingga dapat dihitung :

Wa = 18% x Ws

= 18% x 82,8756 lb

= 14,9176 lb

g. Berat Total (Wt)

Wt = Ws + Wd + W1 + Ws + Wt + Wa

Dimana :

Ws : berat silinder evaporator = 82,876 lb

Wd : berat tutup atas dan tutup bawah = 1,0479940 lb

W1 : berat larutan dalam silinder = 2120,0381 lb/jam

Ws : berat shell = 82,8756 lb

Wt : berat tube = 736,358 lb

Wa : berat attachment = 14,9176 lb

Sehingga dapat dihitung :

Wt = Ws + Wd + W1 + Ws + Wt + Wa

= 82,876 lb + 1,0479940 lb + 2120,0381 lb/jam + 82,8756 lb + 736,358 lb + 14,9176 lb

= 3038,113 lb

Dengan faktor keamanan sama dengan 10% maka berat total evaportaor adalah :

Wt = (100% + 10%) x 3038,113 lb

= 3341,924 lb

= 1515,87 kg

AD.4.7 Perhitungan Kolom Penyangga (Leg)

Perencanaan :

- Digunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Digunakan penyangga jenis beam

a. Beban Tiap Kolam (p)

P = $\frac{4xpwx(H-L)}{nxDbc}$ = $\frac{\Sigma w}{n}$(Brownwll and Young pers 10 – 76 hal 179

Dimana :

P : beban tiap kolom

Pw : total beban permukaan karena angin (Ib)

H :tinggi evaportaor dari pondasi (ft)
L : jarak antara level dengan dasa pondasi (ft)
Dbc : diameter acnhor bolt circle (ft)
n : jumlah support = 4 buah
Σw : berat total = 6380,037 lb

Beban terletak dalam ruang sehingga beban tekanan anign tidak terkontrol, sehingga berlaku rumus :

P $= \frac{\Sigma w}{n}$

$= \frac{6380{,}037\ lb}{4}$

= 1595,0093 lb

- Ditentukan jarak dengan tanah (L) = 4 ft
- Tinggi evaporator (H) = 7,2828 ft
- Tinggi penyangga (leg) = ½ x H x L
  = ½ x 7,2828 ft x 4 ft
  = 7,641 ft

Jadi tinggi penyangga (leg) = 91,692 in

b. Tirai Ukuran 1 Beam

Untuk tirai ukuran 1 beam digunakan panduan pada App G item 2 Brownell & Young :

Dimensi 1beam pada tirai = 24 in
Kedalaman beam(h) = 24 in
Lebar flange (b) = 8,048 in
Wb thickness = 0,798 in
Tebal flange rata – rata = 1,102 in
Area section (A) = 35,14 in^2 = 0,244 ft^2
Berat per ft = 120 lb

Perletakan dengan sumbu 1 – 1

I = 3010,8 in^4
S = 250,9 in^3
r = 9,26 in

Perletakan dengan sumbu 2-2

I = 84,9 in^4
S = 21.1in^3
r = 1,56 in

Dilakukan pengecekan terhadap perletakan sumbu 1 -1 dan sumbu 2 – 2

- Sumbu 1 – 1

I = tinggi penyangga (leg) = 7,641 ft = 91,692 in
r = 9,26 in
i/r $= \frac{91{,}692\ in}{9{,}26 in}$
= 9,902

Stress komprehensif yang dijinkan (f) = 15000 psi

Jarak antara center line kolom dengan center line shell (a)

a $= \frac{1}{2}$ x b + 1,5 in

$= \frac{1}{2}$ x (8,048 in) + 1,5 in

= 5,524 in

y $= \frac{1}{2}$ x b

$= \frac{1}{2}$ x 8,048 in

= 4,024 in

Z $= \frac{I}{y}$

$= \frac{3010{,}8 in4}{4{,}024 in}$

= 748,211 in^3

Beban eksentik $= \frac{p \; x \; a}{z}$ (Bronwnell & Young 1959,pers,10.98)

Dimana:

P :beban tiap kolom = 1595,0093 lb

a : jarak center line kolom dengan center line shell = 5,524 in

Z : 748,211 in^3

Sehingga dapat dihitung :

Beban eksentik $= \frac{p \; x \; a}{Z}$

$= \frac{1595{,}0093 \; lb \; x \; 5{,}524 \; in}{748{,}211 \; in3}$

= 11,776 lb/in^2

Sumbu 2- 2

I = tinggi penyangga (leg) = 7,641 ft = 91,692 in

r = 1,56 in

i/r $= \frac{91{,}692 \; in}{1{,}56 in}$

= 58,780

Stress komprehensif yang dijinkan (f) = 15000 psi

Jarak antara center line kolom dengan center line shell (a)

a $= \frac{1}{2}$ x b + 1,5 in

$= \frac{1}{2}$ x (8,048 in) + 1,5 in

= 5,524 in

y $= \frac{1}{2}$ x b

$= \frac{1}{2}$ x 8,048 in

= 4,024 in

Z $= \frac{I}{Y}$

$= \frac{84{,}9 \; in4}{4{,}024 in}$

= 21,0,98 in^3

Beban eksentik = $\frac{p\ x\ a}{z}$ (Brownell & Young ,1959,pers10.98)

Dimana :

P : beban tiap kolom = 1595,0093 lb

a : jarak center line kolom dengan center line shell = 5,524 in

Z : 21,098 in^3

Sehingga dapat dihitung :

Beban eksentik = $\frac{pxa}{z}$

= $\frac{1595{,}0093\ lb\ x\ 5{,}524\ in}{21{,}098\ in3}$

= 417,606 lb/in^2

Karena beban eksentrik yang didapat oleh sumbu 2-2 lebih besar dibanding sumbu 1-1 yaitu : 417,606 lb/in^2 > 11,776 lb/in^2 maka dipilih beam dengan sumbu 1 -1

c. Perancangan Lug

– jumlah baut pada setiap penyangga = 4 buah

– stress maksimum yang didapat setiap baut (f blot) = 12000 psi

p baut = $\frac{p}{n}$ (Brownell & Young,1959,pers 10.35)

dimana :

p : beban tiap kolom = 1595,0093 lb

a : jumlah baut = 4 buah

sehingga didapat perhitungan :

p baut = $\frac{p}{n}$

= $\frac{1595{,}0093\ lb}{4}$

= 398,7523 lb

A baut = $\frac{p\ baut}{f\ baut}$

= $\frac{398{,}7523\ lb}{12000\ psi}$

= 0,033 in^2

Dari Brownell & Young tabel 10 – 4 hal 188 didaptkan dimensi baut :

Ukuran baut	= 5/8 in	= 0,625 in
Jarak antar baut	= 1,5 in	
Edge distance (E)	= ¾	= 0,75 in
Nut dimensi	= 1,0625	
Radius fillent max	= 5/16	= 0,3125 in

d. Menentukan Bending Moment (Moment Lengkung) (My)

Stress maksimum yang didapat setiap baut (f bolt) = 12000 psi

My = $\frac{n}{\pi}$ [(1+ μ) in $\frac{21}{e\pi}$+ (1- y1)] (B and Y tabel 10 – 40hal 192)

Dimana :

My : bending moment (lb.in)

P : beban baut maksimum tiap kolom = 398,7523 lb

I : jarak radial 1 dari luar horizontal plate keluar shell = 6 in

μ : poisson ratio untuk shell = 0,33

b : lebar plate vertical (gusset) = ukuran baut + 8 in
= 0,625 in + 8 in
= 8,625 in

A : panjang compression plate (lebar lug) = ukuran baut + 9 in
= 9,625 in

e : jarak konsentrasi beban = $\frac{nut\ \ dimension}{2}$
= $\frac{1{,}0625in}{2}$
= 0,531 in

yl : konstanta dari tabel 10.6 hal 192 B & Y = $\frac{b}{I}$
= $\frac{8{,}625in}{6in}$
= 1,438
Diperoleh yl = 0,211

Sehingga dapat dihitung :

My = $\frac{W}{\pi}$ [(1+μ)in$\frac{2l}{e\pi}$ + (1-y1)]
= $\frac{398{,}7523\ lb}{4\ x\ 3{,}14}$[(1 + 0,33)in $\frac{2\ x\ 6in}{0{,}531\ x\ 3{,}14}$ + (1-0,211)]
= 31,748 lb x 3,413 in
= 106,369 lb.in

e. Tebal Plate Horizontal (thp)

thp = $\sqrt{\frac{6My}{f}}$ (brownell and Young.pers.10-41,hal 193)

dimana :

my :bending moment = 106,369 lb.in

f : stress maksimum yang didapat setiap baut = 1200 psi

sehingga dapat dihitung :

thp = $\sqrt{\frac{6My}{f}}$ (brownell and Young.pers.10-41,hal 193)
= $\sqrt{\frac{6\ x\ 106{,}369\ lb.in}{12000\ psi}}$
= 0,054 in x 16
= 0,876 in

Diambil = 3/8 in (ukuran standart)
= 0,375 in

f. Tebal Flate Vertical / Gusset (tg)

tg = 3/8 in x thp (Brownell & Young 1959, 194)

dimana :

thp : tebal plate horizontal = 0,375 in

sehingga dapat dihitung :

tg = 3/8in x thp
= 3/8 in x 0,375 in
= 0,141 in
= 0,141 in x 16
= 2,25 in

Diambil = 3/16 in (ukuran standart)
= 0,1875 in

g. Tinggi Plate Vertical / Gusset (hg)

hg = ukuran baut + A (Brownell & Young 1959 hal 191)

dimana :

A : panjang compression plate = 9,625 in
Ukuran baut = 0,625 in

Sehingga dapat dihitung :

hg = ukuran baut + A
= 0,625in + 9,625 in
= 10,250 in

h. Lebar Plate Vertical / Gusset (b)

b = ukuran baut + 8 in

dimana :

ukuran baut yang digunakan = 0,625 in

sehingga dapat dihitung :

b = ukuran baut + 8 in
= 0,625 in + 8 in
= 8,625 in

i. Tinggi Lug (H)

H = hg + 2 thp

Dimana :

Hg = 10,250 in
Thp = 0,375 in

Sehingga dapat dibilang :

H = hg + 2 thp
= 10,250 in + 2 x 0,375 in
= 11,000 in
= 0,917 ft

j. Luar Base Plate (Abp)

Digunakan dalam perncangan base plate :

Ukuran beam = 24 in
Berat beam = 120 lb/ ft
Tinggi peyangga (leg) = 7,641 ft

Sehingga berat 1 leg $= \frac{Berat\ beam}{tinggi\ penyangga\ (leg)}$

$= \frac{120\ lb/ft}{7{,}641\ ft}$

= 15,704 lb

Beban yang ditanggung oleh base plate :

= berat leg + berat tiap kolom

= 14,992 lb + 1595,009

= 1610,713 lb

Maka dapat dihitung :

Abp $= \frac{p}{Fbp}$

Dimana :

Abp : luas base plate (in^2)

P : beban tiap kolom = 1595,009 lb

Fbp : stress yang diterima pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton = 600 lb/in^2

Sehingga dapat dihitung :

Abp $= \frac{p}{Fbp}$

$= \frac{1595{,}009\ lb}{600\ lb/in2}$

= 2,658 in^2

k. Panjang dan Lebar Base Plate

Abp = P x I

Dimana :

Abp : luas base plate = 2,658 in^2

P : panjang base plate (in)

I : lebar base plate (in)

P : 2 m + 0,95 h

I : 2 n + 0,8 b

Asumsi :

m = n

b = lebar flange = 8,048 in

h = kedalaman beam = 24 in

sehingga dapat dihitung :

Abp = p x I

2,658 in^2 = (2m+ 0,95 h) x (2m + 0,8 b)

2,658 in^2 = (2m + 0,9 x 24) x (2m + 0,8 x 8,048)

2,658 in^2 = $4m^2$ + 12,877 m + 45,600 m + 146,796

2,658 in^2 = $4m^2$ + 58,477 m + 146,796

a. = $4m^2$ + 58,477 m + 145,796 – 1,397 in^2

0 = $4m^2$ + 58,477 m + 144,137

a b c

memperoleh nilai m dengan menggunakan rumus : ABC

$m_{1.2} = \frac{-b \pm \sqrt{b^2 - 4ac}}{2a}$

$= \frac{-58{,}477 \pm \sqrt{58{,}477^2 - (4\ x\ 4\ x\ 144{,}137)}}{2\ x\ 4}$

Maka akan diperoleh nilai m1 dan m2 seperti dibawah ini :

m1 = -3,139 in

m2 = -11,480 in

maka diambil nilai yang paling besar yaitu :

m1 = -3,139 in

sehingga dapat dihitung :

Panjang base plate (p) = 2 m + 0,95 h

= (2 x -3,139 in) + (0,95 x 24)

= 16,522 in

Lebar base plate (I) = 2 n + 0,8 b

= 2 m + 0,8 b

= (2 x -3,139 in) + (0,8 x 8,048 in)

= 0,161 in

Umumnya dibuat p = 1 maka :

I = p

= 16,522 in

= 1,377 ft

l. Abp baru n baru dan m baru

Abp baru = p x I

= 16,522 in x 16,439 in

= 272,993 in^2

m baru $= \frac{Abp\ baru - (0{,}95\ x\ h)}{2}$

$= \frac{272{,}993\ in^2 - (0{,}95\ x\ 24)}{2}$

= 125,096 in

n baru $= \frac{Abp\ baru - (0{,}8\ x\ b)}{2}$

$= \frac{272{,}993\ in2 - (0{,}8\ x\ 8{,}048)}{2}$

= 133,277 in

Karena m < n yaitu 125,096 in < 133,277 in maka yang digunakan adalah harga n

m.Peninjauan terhadap bearing capacity

$F = \frac{p}{A}$

Dimana :

F : bearing capacity (lb/in2)

P : beban tiap kolom = 1595,009 lb

A : Abp baru = luas base plate = 272,993 in^2

Sehingga dapat dihitung :

F maksimal diijinkan adalah $= \frac{p}{Abp\ baru}$

$= \frac{1595{,}009\ lb}{272{,}993\ in2}$

$= 5{,}8\ lb/in^2$

Karena F < Fbp yaitu 5,8 lb/in^2 < 600 lb/in^2 maka dimensi yang dicoba memenuhi

n. Tebal base plate

tbp = $(0{,}00015 \times F \times n^2)^{1/2}$

Dimana :

F : bearing capacity = 5,8 lb/in^2

n : harga n baru = 133,277 in

sehingga dapat dihitung :

tbp = $(0{,}00015 \times F \times n^2)^{1/2}$

= $(0{,}00015 \times 3{,}1\ lb/in^2 \times (131{,}902)^2)^{1/2}$

= 0,117 in

= 0,010 ft

AD.4.8 Perhitungan Dimensi Pondasi

Beban total yang harus ditahan pondasi :

- Berat beban bejana total
- Berat kolom peyangga
- Berat base plate

Ditentukan :

- Masing – masing peyanggah diberi pondasi
- Spesifikasi semua peyanggah sama

a. Beban ditanggung tiap kolom peyanggah (W)

W = P

Dimana :

P : beban tiap kolam = 1595,009 lb

Sehingga :

W = P

= 838,42 lb

b. Beban base plate (Wbp)

Wbp = P x I x tbp x p

Dimana :

Wbp : beban base plate

P : panjang base plate = 1,377 ft

I : lebar base plate = 1,377 ft

tbp : tebal base plate = 0,010 ft

p : densitas bahan kontruksi = 489 lb/ft^3

Sehingga dapat dihitung :

Wbp = p x I x tbp x p

= 1,377 ft x 1,377 ft x 0,010 ft x 489 lb/ft^3

= 9,024 lb

c. Beban peyangga kolom (Wp)

Wp = A x p x f x I

Dimana :

Wp	: beban kolom (Ib)	
A	: luas kolom 1 beam	= 0,244 ft^2
p	: densitas bahan kontruksi	= 489 lb/ft3
f	: faktor korosi	= 3,4
I	: tinggi lug	= 0,917 ft

Sehingga dapat dihitung :

Wp = A x p x f x I

= 0,244 ft^2 x 489 lb/ft^3 x 3,4 x 0,917 ft

= 371,805 lb

d. Berat beban total

Wt = W + Wbp + Wp

Dimana :

W	: beban tiap kolom penyangga	= 838,42 lb
Wbp	: beban base plate	= 9,024 lb
Wp	: beban kolom penyangga	= 371,805 lb

Sehingga dapat dihitung :

Wt = W + Wbp + Wp

= 838,42 lb + 207,707 lb + 371,805 lb

= 1975,84 lb

e. Pondasi tanah

Gaya yang bekerja pada pondasi dianggap sebagai gaya vertical berat total kolom, sedangkan bidang kerja dianggap bujur sangkar dengan perencanaan ukuran

ρ beton = 149 lb/ft^3

- Luas tanah bagian atas pondasi (a) = asumsi (sisi 20 in = 1,667 ft)
  Maka a = 1,667 ft x 1,667 ft
  = 2,778 ft^2
- Luas tanah bagian bawah pondasi (b) = asumsi (sisi 25 in = 2,083 ft)
  Maka ab = 2,083 ft x 2,083 ft
  = 4,340 ft^2
- Tinggi pondasi (t) = asumsi 30 in = 2,5 ft
- Volume pondasi (V) = $\frac{1}{3}$ x t (a + b) x (a + b)$^{1/2}$

  = $\frac{1}{3}$ x 2,5 (2,778 ft^2+4,340 ft^2) x (2,778 ft^2+4,340 ft^2)^{½}

= 15,826 ft^3

- Berat pondasi (Wo) = V x ρ
  = 15,826 ft^3 x 149 lb/ft^3
  = 2358,018 lb

Sehingga dapat dihitung berat total yang diterima tanah adalah :

W total = Wt + Wo
= 1975,84 lb + 2358,018 lb
= 4333,855 lb
= 361,155 kg
= 0,3611 ton

f. Tekanan tanah

Pondasi didirikan di atas semen dan gravel, dengan asumsi :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft^2
- Save bearing miximum = 10 ton/ft^2 (tabel 12,2hesse hal327)

Tegangan tanah karena beban (T) = $\frac{p}{F}$

Dimana :

P : W total = 0,3611 ton

F = b : luas tanah bagian bawah = 4,340 ft^3

Sehingga dapat dihitung :

Tegangan tanah karena beban (T) = $\frac{p}{F}$

= $\frac{0{,}3611\ ton}{4{,}340\ ft3}$

= 0,0832

Tegangan tanah karena beban (T) diatas merupakan harga untuk 1 penyangga. Jika ditotal untuk semua penyangga maka dapat digunakan :

T = 4 x 0,0832
= 0,333 ton/ft2

Karena tegangan tanah < 10 ton/ft^2, maka pondasi yang digunakan memenuhi

APPENDIX E

ANALISA EKONOMI

Perhitungan analisa ekonomi dalam Pra Rancang Bangun Pembuatan Amonium Nitrat ini menggunakan beberapa asumsi sebagai berikut :

1. Beroperasi selama 300 hari dalam setahun
2. Kapasitas maksimum 7.000 ton/tahun
3. Perhitungan didasarkan pada harga alat terpasang
4. Harga alat disesuaikan tahun 2022, dimana nilai tukar dolar terhadap rupiahadalah U$ 1 = Rp 15.500,-

Perancangan suatu industri perlu ditinjau dari faktor-faktor ekonomi yang menentukan apakah industri tersebut layak didirikan atau tidak. Faktor-faktoryang perlu dipertimbangkan dalampenentun untung rugi dalam mendirikan rancang bangun ini adalah sebagai berikut :

- Pay Out Time (POT)
- Return Of Invetment (ROI)
- Break Event Point (BEP)
- Net Present Value (NPV)
- Internal Rate of Return (IRR)

Sedangkan untuk menghtung faktor-faktor di atas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses, yaitu:

A.1 Faktor-Faktor Penentu

A.1.1 Total Capital Invesman (TCI)

Yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi. Meliputi:

- Fixed Capital Invesment (FCI)
- Working Capital Investment (WCI)

1. Fixed Capital Invesman (FCI)

a. Biaya langsung (direct cost) meliputi :

1. Harga peralatan

Harga satuan alat akan berubah tergantung pada perubahan kondisi ekonomi. Untuk itu digunakan beberapa cara konversi harga alat terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu sehingga diperoleh harga yang ekuivalendengan harga sekarang.Harga alat dalam pra rancang pabrik briket didasarkanpada data harga alat yang terdapat pada *Peter and Timmerhaus* dan Gd Ulrich. Sedangkan untuk menafsir harga alat pada tahun 2015 digunakan persamaanberikut :

$C_x = \frac{I_x}{I_k} k\ C_k$ (*Peter and Timmerhaus*)

Dimana : C_x = Tafsiran harga alat saat ini

C_k = Tafsiran harga alat pada tahun k

I_x = Indeks harga saat ini

I_k = Indeks harga tahun k

Sedangkan untuk menafsir harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut :

$VA = VB[CA/CB)^n$ (Peter and Timmerhaus hal 169)

Dimana : VA = Harga alat A

VB = Harga alat B CA

= Capasitas alat A

CB = Capasitas alat B

N = eksponen harga alat (Peter and Timmerhaus hal 170)

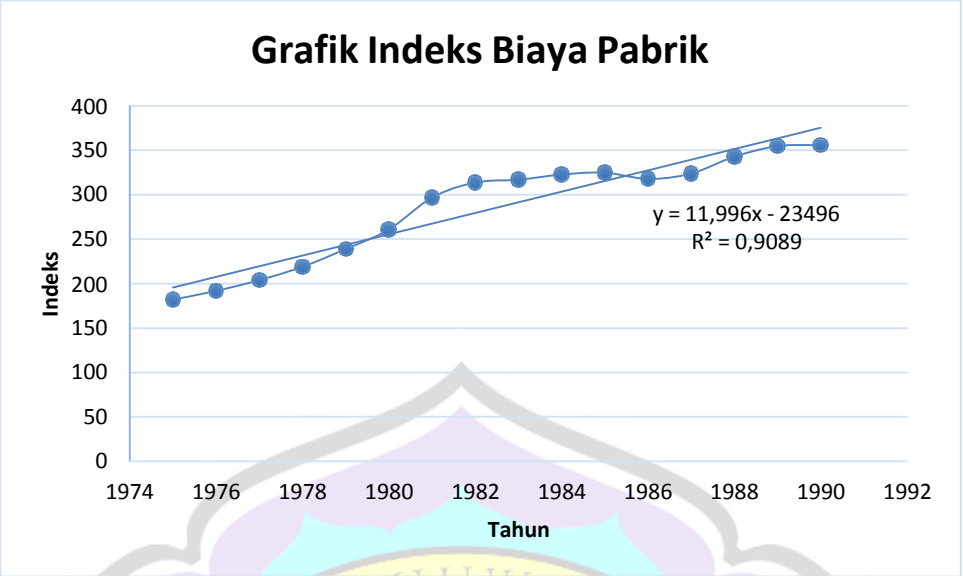
Harga alat pada pra rancang pabrik briket didasarkan harga alat yang terdapat pada Peter and Timmerhaus dan G.D. Ulrich

Tabel. E.1 Indeks Harga Alat pada Tahun Sebelum Evaluasi

No	Tahun Y	Indeks Harga X	X^2	XY
1	1975	182	33124	359450
2	1976	192	36864	379292
3	1977	204	41616	403308
4	1978	219	47961	433182
5	1979	239	57121	472981
6	1980	261	68121	516780
7	1981	297	88209	588357
8	1982	314	98596	622348
9	1983	317	100489	628611
10	1984	323	104329	640832
11	1985	325	105625	645125
12	1986	318	101124	631548
13	1987	324	104976	643788
14	1988	343	117649	681884
15	1989	355	126025	706095
16	1990	356	126736	708440
∑	31720	4569	1358565	9062121

(Peter and Timmerhaus hal 163 tabel 3)

Dengan memasukkan harga-harga pada table A.1 maka diperoleh harga koefisien korelasi :



Gambar E.1 Linearisasi Cost Indekx pada Tahun 1985-1990 R^2 = 0,9089

Harga koefisien yang mendekati +1 menyatakan bahwa terdapat hubungan linear antara variabel X dan Y, sehingga persamaan regresi yang mendekati adalah persamaan regresi linier.

Peramaan umum regresi linear, Y = a + bX

Dengan Y = Indeks harga pada tahun yang di cari (2022)

X = Variabel tahun ke n

a,b = tetapan persamaan regresi

Tetapan regresi ditentukan oleh :

$$a = \frac{(\Sigma y)(\Sigma x^2)-(\Sigma x)(\Sigma x.y)}{n\,(\Sigma x^2)-(\Sigma x)^2} \qquad b = \frac{n(\Sigma x.y)-(\Sigma y)(\Sigma x)}{n\,(\Sigma x^2)-(\Sigma x)^2}$$ (Montgomery,1992)

$$a = \frac{(31720)\,(1358565) - (4569)\,(9062161)}{16\,(1358565) - (4569)^2}$$

$$= 1960{,}8640$$

$$b = \frac{16\,(9062121) - (31720)\,(4596)}{16\,(1358565) - (4569)^2}$$

$$= 0{,}0758$$

Y= a + b . x

Indeks harga pada tahun 2022 (Y = 2022)

2022 = 1960,8640 + 0,0758X = 806,9018

Indeks harga pada tahun 2026 (Y = 2026)

2026 = 1960,8640 + 0,0758X = 859,6957

Contoh perhitungan peralatan :

Nama alat : Belt Conveyor

Bahan kontruksi : *Carbon Steel*

Dari *http://www.alibaba.com*, diperoleh:

Harga alat tahun 2022= $ 4.000,-

F_{BM} = 1

C_{BM} = F_{BM} x Cp

= 1 x 4.000,- = $ 4.000,-

Jadi harga belt conveyor pada tahun 2026

$$= \frac{\textit{Indeks harga tahun 2026}}{\textit{Indeks harga tahun 2022}} \text{ x harga tahun 2022}$$

$$= \frac{859,6957}{806,9018} \text{ x } \$\ 4.000$$

= $ 4261,7116

Asumsi $ 1 = Rp 15.500,-

Jadi harga belt conveyor dalam rupiah adalah

=1 x $ 4261,7116 x 15.500 = Rp. 66.056.527

Selanjutnya dengan perhitungan yang sama ditaksir harga peralatan pada pra rancangan pabrik amonium nitrat dapat dilihat pada Tabel E.2

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses Pada Tahun 2026

No	Nama Peralatan	Harga/Unit (Rp)	Unit	Harga Total (Rp)
1	Belt Convenyor	66.056.527	3	198.169.581
2	Kompresor	82.570.659	1	165.141.318
3	Heat Exchanger	82.570.659	2	165.141.318
4	Reaktor	511.938.085	1	511.938.085
5	Pompa	4.128.533	5	20.642.665
6	Expander	82.570.659	2	82.570.659
7	Evaporator	406.247.642	1	406.247.642
8	Mixing Tank	376.522.204	1	376.522.204
9	Prilling Tower	865.340.505	1	865.340.505
10	Cyclone	49.542.395	1	49.542.395
11	Bin	6.605.653	1	6.605.653
12	Screening	61.102.288	1	61.102.288
13	Coating Drum	82.570.659	1	82.570.659
14	Tangki Asam Nitrat	693.593.534	1	693.593.534
15	Tangki Amonia	581.297.438	1	581.297.438
16	Storage Produk	462.395.690	1	462.395.690

17	Storage Waste	462.395.690	1	462.395.690
18	Bucket Elevator	74.313.593	1	74.313.593
TOTAL				**Rp. 5.265.530.915,-**

Sumber : ***http://www.alibaba.com***

Tabel E.3 Harga Peralatan Utilitas Pada Tahun 2026

No	Nama Peralatan	Harga/Unit (Rp)	Unit	Harga Total (Rp)
1	LC	9.114.735	3	27.344.206
2	TC	8.774.864	2	17.549.728
3	FC	7.724.352	1	7.724.352
4	TIC	9.269.222	3	27.807.667
T OTAL				**Rp. 80.425.953,-**

Sumber :***http:/www.alibaba.com***

Dari tabel E.2 dan E.3 maka dapat diketahui total harga peralatan proses dan utilitas.

Harga total peralatan = harga peralaan proses + harga utilitas
= Rp. 5.265.530.915,- + Rp. 80.425.953,-
= Rp. 5.345.956.867,-

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 10% maka :

Harga faktor keamanan = 10% x Rp. 5.345.956.867,-
= Rp. 534.595.687,-

Jadi total harga peralatan = Rp. 5.345.956.867,- + Rp. 534.595.687,-
= Rp. 5.880.552.554,-

a. Biaya Langsung / Direct Cost (DC)

- Biaya Instalasi Peralatan

  Diperkirakan biaya instalasi peralatan 25% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya instalasi peralatan = 25%/40% x Rp. 5.880.552.554,-
  = Rp. 3.685.345.346,-

- Biaya Insrumentasi dan Alat Control

  Diperkirakan biaya instrumentasi dan alat control 8% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya instrumentasi dan alat control = 8%/40% x Rp. 5.880.552.554,-
  = Rp. 1.176.110.511**,-**

- Biaya Perpipaan

  Diperkirakan biaya perpipaan 15% dari total harga peralatan (*Timmerhause etal, 2004*).

  Biaya perpipaan = 15%/40% x Rp. 5.880.552.554,-
  = Rp. 2.205.207.208,-

- Biaya Lisrik

  Diperkirakan biaya listrik 15% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya Listrik = 15%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 2.205.207.208,-

- Biaya Bangunan

  Diperkirakan biaya bangunan 15% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya Listrik = 15%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 2.205.207.208,-

- Biaya Pengembangan Lahan

  Diperkirakan biaya pengembangan lahan 5% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya pengembangan lahan = 5%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 735.069.069,-

- Biaya Fasilitas Pelayanan

  Diperkirakan biaya fasilitas pelayanan 40% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya fasilitas pelayanan = 40%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 5.880.552.554,-

- Biaya Tanah

  Diperkirakan biaya tanah 4% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*).

  Biaya fasilitas pelayanan = 4%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 589.055.255,-

Jadi Total Biaya Langsung/Direct Cost (DC) = Rp. 18.670.754.360,-

b. Biaya Tak Langsung / Indirect Cost (IC)

- Biaya Teknik dan Pengawasan

  Diperkirakan 10% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya Teknik dan Pengawasan = 10%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 1.470.138.139,-

- Biaya Konstruksi

  Diperkirakan 8% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya konstruksi = 8%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 1.176.110.511,-

- Biaya Kontraktor

  Diperkirakan 6% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

  Biaya kontraktor = 6%/40% x Rp. 5.880.552.554,-

  = Rp. 882.082.883,-

- Biaya Tak Terduga

  Diperkirakan 10% dari total harga peralatan (*Timmerhause et al, 2004*)

Biaya tak terduga = 10%/40% x Rp. 5.880.552.554,-
= Rp. 1.470.138.139,-

Jadi Total Biaya Tak Langsung/Indirect Cost (IC) = Rp. 4.998.469.671,-

c. Fixed Capital Investment (FCI) = Total biaya DC + Total biaya IC
= Rp. 18.670.754.360,- + Rp. 4.998.469.671,-
= Rp. 23.669.224.031,-

d. Working Capital Investment (WCI)
Modal Kerja (15% x FCI) = 15% x Rp. 23.669.224.031,-
= Rp. 3.550.383.605,-

e. Total Capital Investment = (FCI + WCI)
= (Rp. 23.669.224.031,- + Rp. 3.550.383.605,-)
= Rp. 27.219.607.635,-

Komponen	Skala (%)	Harga (Rp)
Direct Cost (DC)		
Harga Peralatan	100	Rp. 5.880.552.554,-
Instalasi Peralatan	25	Rp. 3.685.345.346,-
Instrumentasi dan Alat Control	8	Rp. 1.176.110.511,-
Perpipaan	15	Rp. 2.205.207.208,-
Listrik	15	Rp. 2.205.207.208,-
Bangunan	15	Rp. 2.205.207.208,-
Pengembangan Lahan	5	Rp. 735.069.069,-
Fasilitas Pelayanan	40	Rp. 5.880.552.554,-
Tanah	4	Rp. 589.055.255,-
Total Direct Cost		**Rp. 18.670.754.360,-**
Indirect Cost (IC)		
Teknik dan Pengawasan	10	Rp. 1.470.138.139,-
Konstruksi	8	Rp. 1.176.110.511,-
Kontraktor	6	Rp. 882.082.883,-
Tak Terduga	10	Rp. 1.470.138.139,-
Total Indirect Cost		**Rp. 4.998.469.671,-**
Fixed Capital Investment (FIC)		**Rp. 23.669.224.031,-**
Working Capital Investment (WIC)	**15% (FCI)**	**Rp. 3.550.383.605,-**
Total Capital Investment (TCI)		**Rp. 27.219.607.635,-**

Modal perusahaan :

1. Modal Sendiri 30% = 30% x TCI
= 70% x Rp. 27.219.607.635,-
= Rp. 8.165.882.291,-
2. Modal Pinjaman 70% = 30% x TCI
= 30% x Rp. 27.219.607.635,-
= Rp. 19.053.752.345,-

A.2 Biaya Produksi

Biaya produksi = Biaya Manufactur + Biaya Umum

A.2.1 Biaya Manufactur

a. Biaya Produksi Langsung

- Bahan Baku NH_3

  Harga NH_3 = Rp. 2.654,- /kg

  Kebutuhan NH_3 per jam = 497,0383 kg/jam

  Biaya per jam = Rp. 1.319.140,- /jam

  Biaya per tahun = Rp. 1.319.140,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)

  = Rp. 9.497.806.191,-

- Bahan Baku HNO_3

  Harga HNO_3 = Rp. 3.747,- /kg

  Kebutuhan HNO_3 per jam = 296,7184 kg/jam

  Biaya per jam = Rp. 1.111.804,- /jam

  Biaya per tahun = Rp. 1.111.804,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)

  = Rp. 8.004.987.365,-

- Bahan Penunjang $Ca_3(PO_4)_2$

  Harga $Ca_3(PO_4)_2$ = Rp. 2.800,- /kg

  Kebutuhan $Ca_3(PO_4)_2$ per jam = 95,6843 kg/jam

  Biaya per jam = Rp. 267.916,- /jam

  Biaya per tahun = Rp. 267.916,- x (24 jam) / (1 hari) x (300 hari) / (1 tahun)

  = Rp. 1.928.995.588,-

Jadi total biaya bahan baku = Rp. 19.431.789.144,-

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total/Bulan(Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000	Rp.40.000.000
2	Manager Produksi	1	Rp. 35.000.000	Rp.35.000.000
3	Manager Keuangan	1	Rp. 35.000.000	Rp.35.000.000
4	Manager Umum	1	Rp. 28.000.000	Rp.28.000.000
5	Kepala Bagian	6	Rp. 15.000.000	Rp.90.000.000
6	Kepala Seleksi	6	Rp. 15.000.000	Rp.90.000.000
7	Staff Ahli	10	Rp. 8.500.000	Rp.85.000.000
8	Operator Lapangan	15	Rp. 7.500.000	Rp.112.500.000
9	Karyawan Staff	50	Rp. 6.700.000	Rp.335.000.000
10	Medis	6	Rp. 6.000.000	Rp.36.000.000
11	Satpam	26	Rp. 5.300.000	Rp.137.800.000
12	Sopir	15	Rp. 5.180.000	Rp.77.700.000
13	Cleaning Service	20	Rp. 5.180.000	Rp.103.600.000
Total				**Rp. 1.205.600.000**

- Biaya Pengemasan

  Produksi Amonium Nitrat = 7.000 ton/tahun
  = 7.000.000 kg/tahun
  = 7.000.000 kg

  Karung 50 kg = Rp. 3.000,-/buah

  Total = (7.000.000kg/50kg) x Rp 3.000,-
  = Rp. 420.000.000,-

- Utilitas

  - Listrik

    Kebutuhan listrik untuk unit proses : 64,876 kW
    Kebutuhan listrik untuk unit utilitas : 1,864 kW
    Kebutuhan listrik untuk penerangan : 65,08 kW
    Lain-lain : 6,508 kW
    Total : 138,328 kW

Ditetapkan safety factor adalah 10%, sehingga :

Total kebutuhan listrik keseluruhan = 1,1 x 138,328 kW
= 152,160965 kW
= 1.095.558,948 kW/tahun

- Air

Penyediaan air diperoleh dari PDAM dan air sungai. Air ini berfungsi sebagai air sanitasi, media pendingin, pemadam kebakaran dan cadangan air. Hal ini disebabkan karena:

a. Air kebutuhan karyawan

Kebutuhan karyawan = 30 L/hari/org (Standar WHO)
Jumlah karyawan = 158 orang
Densitas air (30°) = 0,99527 kg/L
Kebutuhan air = 30 L/hari/org x 158 orang
= 4740 L/hari
= 4,74 m^3/hari

b. Air untuk laboratorium dan taman

Diperkirakan 45% dari kebutuhan karyawan, sehingga :
Kebutuhan air = 45% x 4,74 m^3/hari
= 2,133 m^3/hari

Jadi kebutuhan sanitasi = (4,74 + 2,133) m^3/hari
= 6,873 m^3/hari

c. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Diperkirakan 50% dari air sanitasi, sehingga :
Kebutuhan air = 50% x 6,873 m^3/hari
= 3,4365 m^3/hari

d. Air pendingin pada jaket reaktor

Diperkirakan dalam sekali proses produksi diperlukan air sebanyak 966,15 L/hari, maka air yang dibutuhkan adalah :

966,15 L/hari = 0,966 m^3/hari

e. Air pendingin pada jaket mixing tank

Diperkirakan dalam sekali proses produksi diperlukan air sebanyak 73005,807 L/hari, maka air yang dibutuhkan adalah :

73005,807 L/hari = 73,006 m^3/hari

No.	Kebutuhan	Kebutuhan (m^3/hari)
1	Karyawan	4,74
2	Laboratorium dan Taman	2,133
	Air Sanitasi	6,873
3	Pemadam Kebakaran dan Cadangan Air	3,4365
4	Air Pendingin Jaket Reaktor	0,966
5	Air Pendingin Mixing Tank	73,066
	Jumlah	**91,514**

Jadi total kebutuhan air per tahun = 84,281 x 300 hari
= 27.346,336 m^3/tahun

- Bahan Bakar

Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar

1. Bahan bakar untuk generator

Daya generator = 1 kW = 3.412,142 Btu/jam

Densitas (ρ) = 54,31 lb/ft^3

Heating value solar = 18.800 Btu/lb

η generator = 80%

Kapasitas input generator = 80% / 152,160965 kW
= 190,201 kW
= 648.993,524 Btu/jam

Kebutuan solar = 648.993,524 x 20%

$$= \frac{129.798,705 \text{ Btu/jam}}{(80\%)\,(54,31)\,(18.800)}$$

= 0,159 ft^3/jam x 28,317 liter
= 4,500 liter/jam x 24 jam
= 107,994 liter/hari x 300 hari
= 32.398,318 liter/tahun

Jadi total biaya bahan bakar dapat dihitung sebagai berikut:

Solar (Diesel Oil)

Pemakaian = 32.398,318 liter/tahun

Harga Solar = Rp 6.800,-/liter
Biaya pertahun = 32.398,318 x Rp. 6.800,-
= Rp. 220.308.559,-

Jadi biaya utilitas pada tahun 2026 :

No	Utilitas	Satuan	Kebutuhan (per hari)	Biaya 1 tahun (Rp)
1	Listrik	kW/tahun	1.083.747,060	133.800.000
2	Air	m^3/tahun	28.284,436	191.460.354
3	Solar	L/tahun	32.049,012	220.308.559
TOTAL				**Rp. 545.568.913,-**

- Biaya pemeliharaan
  Diperkirakan 5% dari FCI = 5% x Rp. 23.669.224.031,-
  = Rp. 1.183.461.202,-
- Biaya pemasaran
  Diperkirakan 7% dari gaji karyawan = 7% x Rp. 14.467.200.000,-
  = Rp. 1.012.704.000,-
- Biaya laboratorium
  Diperkirakan 8% dari gaji karyawan = 8% x Rp. 14.467.200.000,-
  = Rp. 1.157.376.000,-
- Operator suplies
  Diperkirakan 10% dari biaya pemeliharaan = 10% x Rp. 1.183.461.202,-
  = Rp. 118.346.120,-

Jadi Total Biaya Produksi Langsung (TPC) = Rp. 18.909.836.234,-

Bahan Baku		Rp. 19.431.789.144,-
Gaji Karyawan		Rp.14.467.200.000,-
Biaya Utilitas		Rp. 545.568.913,-
Biaya Pengemasan		Rp. 420.000.000,-
Pemeliharaan	5% (FIC)	Rp. 1.183.461.202,-
Pemasaran	7% (gaji karyawan)	Rp. 1.012.704.000,-
Laboratorium	10% (gaji karyawan)	Rp. 1.157.376.000,-
Oprator Suplies	10% (biaya pemeliharaan)	Rp. 118.346.120,-

Total Productin Cost (TPC)	**Rp. 18.909.836.234,-**

- **Biaya Produksi Tetap**

  - Depresiasi peralatan

    Diperkirakan 5% dari FCI = 5% x Rp. 23.669.224.031,-
    = Rp. 1.183.461.202,-

  - Depresiasi bangunan

    Diperkirakan 3% dari FCI = 3% x Rp. 23.669.224.031,-
    = Rp. 710.076.721**,-**

  - Pajak kekayaan

    Diperkirakan 5% dari FCI = 5% x Rp. 23.669.224.031,-
    = Rp. 1.183.461.202,-

  - Bunga bank

    Diperkirakan 10% dari modal pinjaman = 10% x Rp. 19.053.725.345,-
    = Rp. 1.905.372.354,-

  - Asuransi pabrik

    Diperkirakan 3% dari FCI = 3% x Rp. 23.669.224.031,-
    = Rp. 710.076.721,-

`Total Fixed Production Cost (FPC) = Rp. 5.692.448.379,-

Depresiasi Peralatan 5% FCI	Rp. 1.183.461.202,-
Depresiasi Bangunan 3% FCI	Rp. 710.076.721**,-**
Pajak Kekayaan 5% FCI	Rp. 1.183.461.202,-
Bunga Bank 10% Modal Pinjaman	Rp. 1.905.372.354,-
Asuransi Pabrik 3% FCI	Rp. 710.076.721,-
Total FPC	**Rp. 5.692.448.379,-**

- **Biaya Overhead (10% dari TPC)** = 10% x Rp. 18.909.836.234,-
  = Rp. 1.890.983.623,-
- **Biaya Manufactur** = Biaya overhead + TPC + FPC
  = Rp**.** 26.493.268.237,-
- **Biaya Umum (GE)**

A. Biaya Administrasi

Diperkirakan 2% dari gaji karyawan

Biaya administrasi = 2% x Rp. 14.467.200.000,-
= Rp. 289.344.000,-

B. Biaya Distribusi
Diperkirakan 2% dari Total Production Cost (TPC)
Biaya distribusi = 2% x Rp. 18.909.836.234,-
= Rp. 378.196.725,-

C. Penelitian
Diperkirakan 2% dari Total Productin Cost (TPC)
Biaya penelitian = 2% x Rp. 18.909.836.234,-
= Rp. 378.196.725,-

D. Bunga Bank
Diperkirakan 5% dari modal pinjaman
Biaya penelitian = 5% x Rp. 19.053.725.345,-
= Rp. 952.686.267,-

Biaya Administrasi	2% (Gaji Karyawan)	Rp. 289.344.000,-
Biaya Distribusi	2% (Total Product Cost)	Rp. 378.196.725,-
Penelitian	2% (Total Product Cost)	Rp. 378.196.725,-
Bunga Bank	5% (Modal Pinjaman)	Rp. 952.686.267,-
Total GE		Rp. 1.998.423.717,-

Total Biaya Produksi = Biaya Manufactur + Biaya Umum (GE)
= Rp. 26.493.268.237,- + Rp. 1.998.423.717,-
= Rp. 28.491.691.954,-

A.3 Analisa Profitabilitas

a. Modal
30% Modal Sendiri = Rp. 8.165.882.291,-
70% Modal Pinjaman = Rp. 19.053.725.345**,-**
b. Bunga Kredit (sebesar 10% per tahun)
c. Masa konstruksi 2 tahun
d. Kapasitas Produksi
- Tahun I : 60% dari Produksi Total
- Tahun II : 100% dari produksi total

e. Pajak penghasilan
- **Menghitung biaya variabel (VC)**
Bahan Baku :Rp. 19.431.789.144,-
Pengemasan :Rp. 420.000.000,-
Gaji Karyawan :Rp. 14.467.200.000,-
Pemeliharaan :Rp. 1.183.461.202,-
Utilitas :Rp. 545.568.913,-
Total VC :Rp. 34.048.019.258,-

- **Menghitung Biaya Semi Variabel (SVC)**

  Operator Suplies :Rp. 118.346.120,-
  Biaya Overhead :Rp. 1.890.983.623,-
  Laboratorium :Rp. 1.157.376.000,-
  Biaya Umum :Rp. 1.998.423.717,-
  Total SVC :Rp. 5.165.129.460,-

Produk Utama

- Amonium Nitrat = 7.000 ton/tahun = 7.000.000 kg/tahun
  Harga Jual/Kg = Rp. 8.000,-
  Total Harga Jual = Rp. 8.000,- x 7.000.000
  = Rp. 56.000.000.000,-
- Laba kotor = Hasil Penjualan – Biaya Produksi Total
  = (Rp. 56.000.000.000,-) – (Rp. 28.491.691.954,-)
  = Rp. 27.508.308.046,-
- Pajak penghasilan (10%) = 10% x Rp. 27.508.308.046,-
  = Rp. 2.750.830.805,-
- Laba Bersih = Laba Kotor – Pajak
  = (Rp. 27.508.308.046,-) – (Rp. 2.750.830.805,-)
  = Rp. 24.757.477.242,-

Menghitung Penilaian Investasi

CA = Total Depresiasi + Laba Bersih
= Rp. 1.893.537.922,- Rp. 24.757.477.242,-
= Rp. 26.651.015.164,-

A.3.1 Return Of Investment (ROI)

Laba kotor : Rp. 27.508.308.046,-
Laba bersih : Rp. 24.757.477.242,-
Fixed Capital Inverstment (FCI) : Rp. 27.219.607.635,-

$$\text{ROI bt} = \frac{\text{laba kotor}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp. 27.508.308.046,-}}{\text{Rp. 27.219.607.635,-}} \times 100\%$$

$$= 100\%$$

$$\text{ROI at} = \frac{\text{laba bersih}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\text{Rp. 24.757.477.242,-}}{\text{Rp. 27.219.607.635,-}} \times 100\%$$

$$= 91\%$$

A.3.2 Metode POT (Pay Out Time)

Data :

TCI = Rp. 27.219.607.635,-

CA = Rp. 26.651.015.164,-

Perhitungan POT :

$$POT = \frac{TCI}{CA} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{\text{Rp. } 27.219.607.635,-}{\text{Rp. } 26.651.015.164,-} \times 1 \text{ tahun}$$

= 1,0213 tahun x 12

= 12,2560 bulan

A.3.3 Break Event Point (BEP)

Data :

FPC = Rp. 5.692.448.379,-

SVC = Rp. 4.889.897.460,-

VC = Rp. 34.048.019.258,-

S = Rp. 56.000.000.000,-

$$\textbf{BEP} = \frac{FPC + 0{,}3\ SVC}{S - 0{,}7\ SVC - VC} \times 100\%$$ **(Aries dan Newton, hal 206)**

= 39,50%

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi

= 39,50% x 7.000.000 kg/tahun

= 2.764.661,43 kg/tahun

Nilai BEP rancang bangun amonium nitrat ini berada diantara nilai 30-50%, maka nilai BEP ini memadai. Untuk produksi tahun pertama rancang bangun 60% dari kapasitas sesungguhnya, sehingga keuntungannya adalah :

$$\frac{PBI}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100 - \%kapasitas)}{(100 - BEP)}$$

Dimana :

PBI = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% Kapasitas = % Kapasitas Tercapai

$$\frac{PBI}{PB} = \frac{(100\text{-}44{,}60\%) - (100\text{-}60\%)}{(100\text{-}44{,}60\%)}$$

PBI = 0,598 x Rp. 24.757.477.242,-

= Rp. 14.815.219.235,-

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah :

CA = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi

= Rp. 14.815.219.235,- + Rp. 1.893.537.922,-

= Rp. 16.708.757.157,-

A.3.4 Shut Down Point (SDP)

$$SDP = \frac{0{,}3\ x\ SVC}{S - 0{,}7\ SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 8{,}45\%$$

Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas = 8,45% x 7.000.000 kg/tahun

= 591543,472 kg/tahun

A.3.5 Net Present Value (NPV)

Metode ini dipakai sebagai perhitungan selisih antara nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investigasi sekarang.

Bunga Bank = 10% pertahun

Massa Produksi Pabrik = 10 tahun

Cara menghitung NPV :

1. Menghitung CAO (Tahun ke-0) untuk konstruksi 2 tahun

CA-2 = 40% x CA x $(1+i)^2$

= 40% x Rp. 16.708.757.157,- x $(1 + 0{,}1)^2$

= Rp. 8.087.038.464,-

CA-1 = 60% x Rp. 16.708.757.157,- x $(1 + 0{,}1)^1$

= Rp. 11.027.779.724,-

CA-0 = (CA-2 – CA-1)

= Rp. -2.940.741.260,-

Menghitung NPV tiap tahun :

NPV = CA . Fd

Dimana :

CA = Cash Flow setelah pajak Fd

Faktor Diskon = $1/(1+i)^n$

I = Tingkat Bunga

n = Tahun ke- n

Tahun	Cash Flow (Rp)	Fd(i=10%)	NPV-1
0	-Rp 2.940.741.260	1	-Rp 2.940.741.260
1	Rp 11.027.779.724	0,9091	Rp 10.025.254.294
2	Rp 8.087.038.464	0,8264	Rp 6.683.502.863
3	Rp 8.087.038.464	0,7513	Rp 6.075.911.693
4	Rp 8.087.038.464	0,6830	Rp 5.523.556.085
5	Rp 8.087.038.464	0,6209	Rp 5.021.414.623
6	Rp 8.087.038.464	0,5645	Rp 4.564.922.384
7	Rp 8.087.038.464	0,5132	Rp 4.149.929.440
8	Rp 8.087.038.464	0,4665	Rp 3.772.663.128
9	Rp 8.087.038.464	0,4241	Rp 3.429.693.752
10	Rp 8.087.038.464	0,3855	Rp 3.117.903.411
		Jumlah	**Rp. 49.424.010.414**

Karena harga NPV positif (+), maka pabrik amonium nitrat dari amonia dan asam nitrat layak didirikan.

A.3.6 Internal Rate Of Return (IRR)

Metode yang digunakan untuk menghitung tingkat bunga pada investasi. Harga IRR harus lebih tinggi dari bunga bank sehingga harus dipenuhi persamaan di bawah ini dengan mencoba harga trial.

$$IRR = i + \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} X (i_2 - i_1)$$

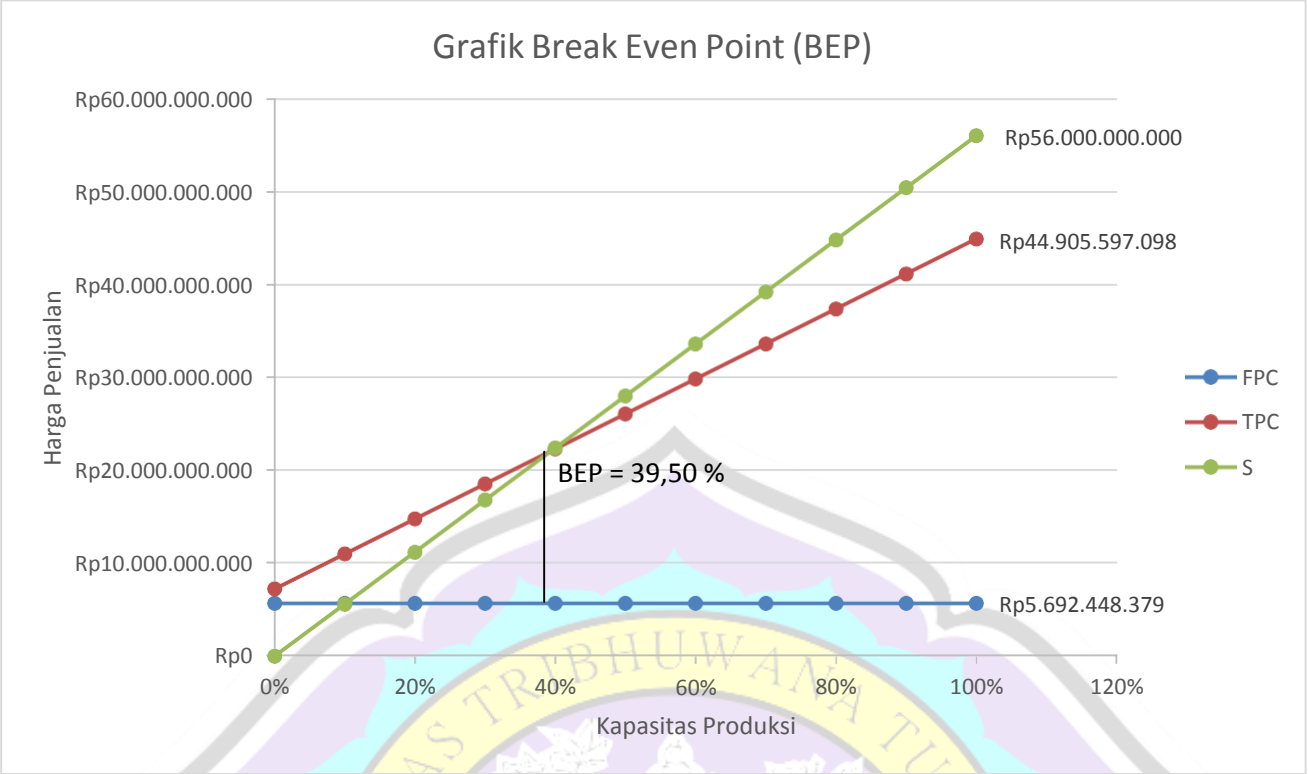
Tahun	Cash Flow (Rp)	Fd(i=15%)	NPV-2
0	-Rp 2.940.741.260	1,00	-Rp 2.940.741.260
1	Rp 11.027.779.724	0,87	Rp 8.717.612.430
2	Rp 8.087.038.464	0,76	Rp 5.053.688.365
3	Rp 8.087.038.464	0,66	Rp 3.995.010.565
4	Rp 8.087.038.464	0,57	Rp 3.158.111.119
5	Rp 8.087.038.464	0,50	Rp 2.496.530.529
6	Rp 8.087.038.464	0,43	Rp 1.973.541.920
7	Rp 8.087.038.464	0,38	Rp 1.560.112.190
8	Rp 8.087.038.464	0,33	Rp 1.233.290.269
9	Rp 8.087.038.464	0,28	Rp 974.933.019
10	Rp 8.087.038.464	0,25	Rp 770.698.038
		Jumlah	**Rp. 26.992.787.183**

$$IRR = i + \frac{NPV1}{NPV1 + NPV2} X (i_2 - i_1)$$

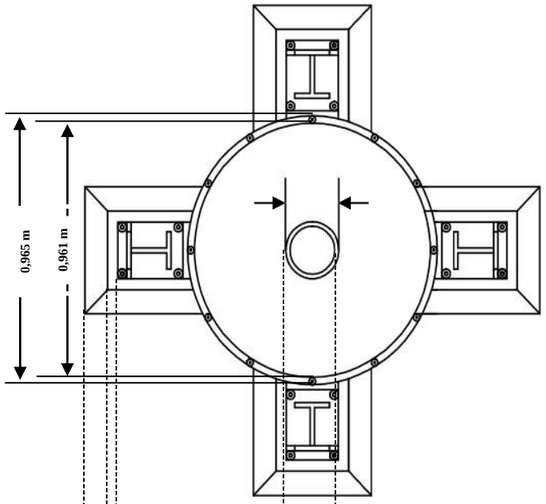
$$= \frac{10 + \text{Rp. } 50.792.836.988}{\text{Rp. } 50.792.836.988 + \text{Rp. } 27.331.140.177} \text{ x } (15-10)$$

$$= 20,82\%$$

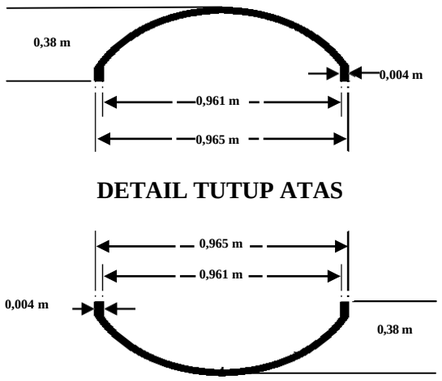
Karena IRR yang diperoleh yakni 20,79 % lebih besar dari bunga pinjaman bank yang ditetapkan sebesar 10%, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dengan tingkat bunga pinjaman sebesar 10% per tahun.



Grafik E.2 Break Event Point Pra Rancang Pabrik Aminum Nitrat

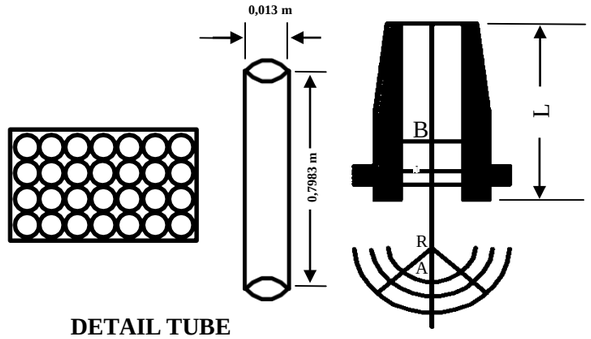


TAMPAK ATAS



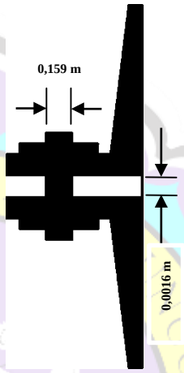
DETAIL TUTUP ATAS

DETAIL TUTUP BAWAH

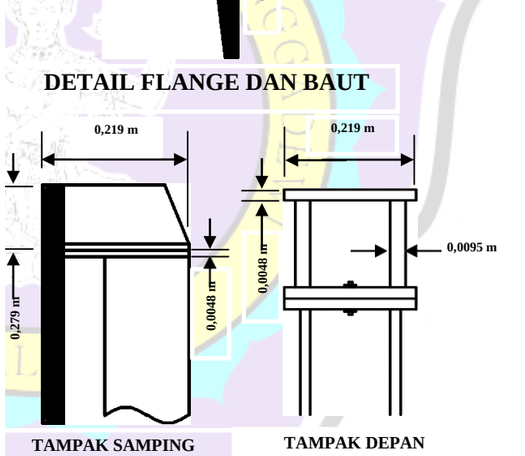


DETAIL TUBE

DETAIL LUBANG



DETAIL FLANGE DAN BAUT



TAMPAK SAMPING

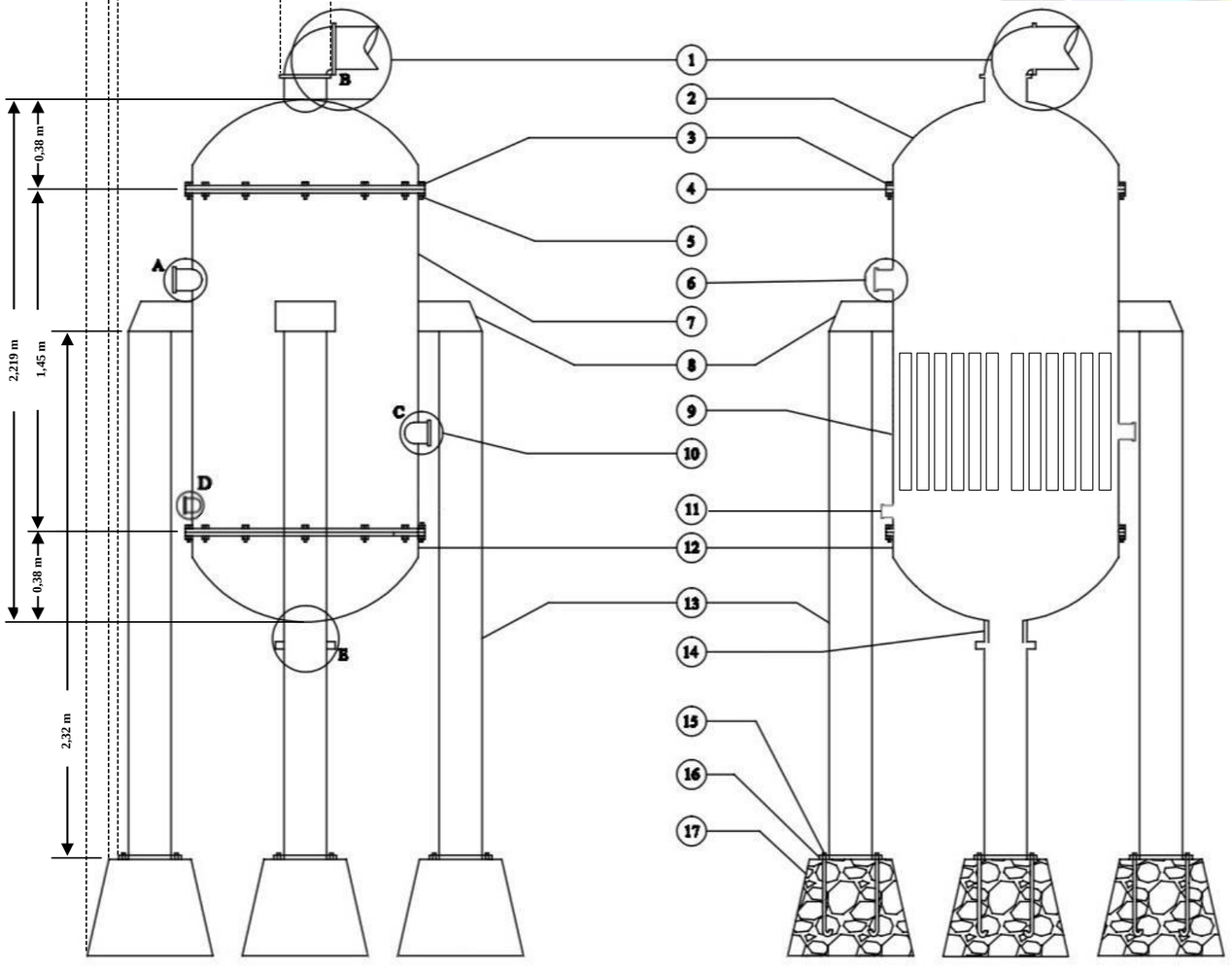
TAMPAK DEPAN

DETAIL LUG DAN GUSSET

TAMPAK SAMPING

TAMPAK ATAS

DETAIL BASE PLATE DAN PONDASI



TAMPAK SAMPING

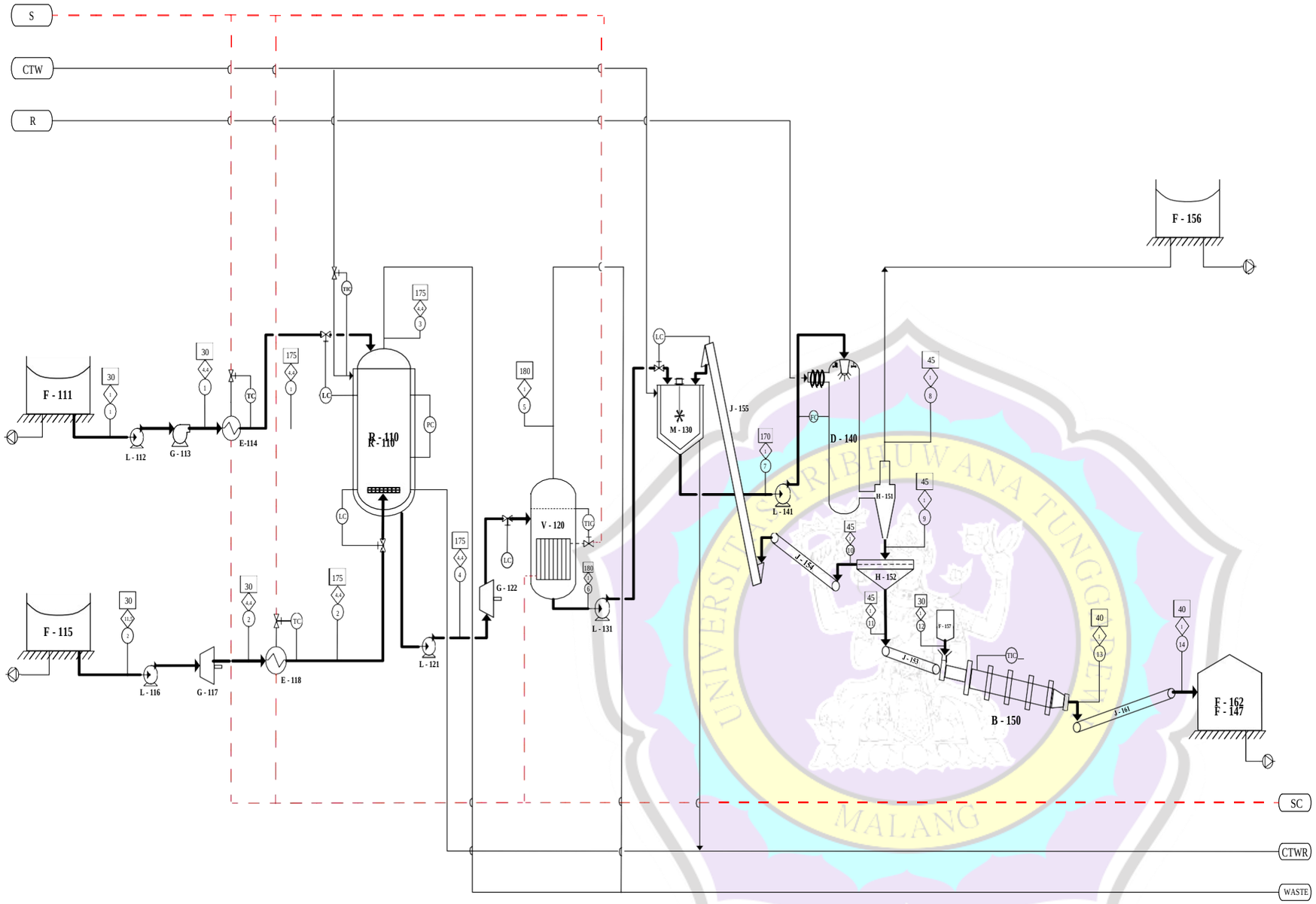
POTONGAN MEMBUJUR

17	PONDASI	BETON
16	BASE PLAT	STAINLESS STEEL SA-283 GRADE C
15	ANCHOR BOLT	HAS SA-336 GRADE 128 TYPE 364
14	NOZZLE PRODUK	STAINLESS STEEL SA-283 GRADE C
13	KOLOM PENYANGA	TSAINLESS STEEL SA-240 GRADE S
12	TUTUP BAWAH	STAINLESS STEEL SA-333 GRADE C
11	NOZZLE STEAM KONDENSAT	STAINLESS STEEL SA-333 GRADE C
10	NOZZLE STEAM	STAINLESS STEEL SA-213 TYPE 304
9	TUBE	STAINLESS STEEL SA-240 GRADE C
8	LUG DAN GUSSET	STAINLESS STEEL SA-240 GRADE S
7	SHELL	STAINLESS STEEL SA-213 TYPE 304
6	NOZZLE FEED	STAINLESS STEEL SA-139 GRADE B8 TYPE 304
5	BAUT	STAINLESS STEEL SA-139 GRADE B8 TYPE 304
4	GASKET	ASBESTORS 1/16 TRICK
3	FLANGE	HAS SA-240 GRADE S TYPE 304
2	TUTUP ATAS	STAINLESS STEEL SA-240 TYPE 304 GRADE S
1	NOZZLE VAPOR	STAINLESS STEEL SA- 333 GRADE C
NO	KETERANGAN	BAHAN KONSTRUKSI

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS
TRIBHUWANA TUNGGADEWI

PERANCANGAN ALAT UTAMA
EVAPORATOR

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
	1. Dr. Zuhdi Ma'sum, S.T.,M.T
M.Viqri	2. S P.Abrina Anggraini, ST.,MT



17	WASTE	WASTE
16	R	REFRIGERANT
15	S	STEAM
14	CTW	COOLING TOWER WATER
13	SC	STEAM
12	CTWR	COOLING TOWER WATER RETURN
11		FINISH
10		PIPING
9		NOMOR ARUS
8		TEKANAN (ATM)
7		SUHU (^{O}C)
6	TIC	TEMPERATURE INDICATOR CONTROLLER
5	TC	TEMPERATURE CONTROLLER
3	FC	FLOW CONTROLLER
2	LC	LEVEL CONTROLLER
1		START
N0	SIMBOL	KETERANGAN

18	F-162	SILO
17	B-150	COATING DRUM
16	F-157	BIN KALSIUM TRI FOSFAT
15	F-156	DUSK STORAGE
14	J-155	BUCKET ELEVATOR
13	J-153, J-154, J-161	BELT CONVEYOR
12	H-152	SCREENING
11	H-151	CYCLONE
10	D-140	PRILLING TOWER
9	M-130	MIXING TANK
8	V-120	EVAPORATOR
7	G-117, G-122	EXPANDER
6	G-113	KOMPRESOR
5	F-115	STORAGE AMONIA
4	L-112, L-116, L-121, L-131, L-141	POMPA
3	E-114, E-118	HEAT EXCHANGER
2	F-111	STORAGE ASAM NITRAT
1	R-110	REAKTOR
NO	KODE	KETERANGAN

Komponen	Nomor Aliran Neraca Massa (Kg/Jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
HNO_3	296,7184			8,9016	8,7947									
NH_3		497,0383	14,9112											
NH_4NO_3				769,9440		186,2100	772,2067		772,2067	15,4441	755,2490		1023,5514	1021,5043
$Ca_3(PO_4)_2$												95,6843		
CL_2												0,0970		
H_2SO_4												0,7763		
H_2O	197,8123	2,4977	6,0093	194,3006	5,7591	760,7047	188,9682	2,8345	186,1337	3,7227	182,0462	0,4852		
Total	494,5307	499,536	20,9205	973,1462	14,5538	946,9147	961,1748	2,8345	958,3403	19,1668	937,2952	97,0428	1034,3381	1021,5043

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS TRIBHUWANA TUNGGADEWI

PRA RANCANG PABRIK AMONIUM NITRAT DARI AMONIA DAN ASAM NITRAT DENGAN MENGGUNAKAN PROSES UHDE KAPASITAS PRODUKSI 7.000 TON/TAHUN

DIRANCANG OLEH	DOSEN PEMBIMBING
Fredyansyah Ramadhan (2021510025)	1. Dr. Zuhdi Ma'sum, S.T, M.T.
M.Viqri (2021510034)	2. S.P. Abrina Anggraini, S.T, M.T.