REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara NaCl dan HNO_3 membentuk $NaNO_3$.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk tanpa jaket.

Kondisi Operasi : T = 60 ^{0}C

P = 1,5 atm

Konversi reaksi : 90 %.

1. Menentukan Jenis Reaktor

Reaktor yang dipilih adalah reaktor alir tangki berpengaduk (CSTR) dengan jaket pendingin. Alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut :

- Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase cair – cair.
- Reaksi berjalan secara kontinyu.
- Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga dengan CSTR pengaturan suhu lebih mudah dengan menggunakan jaket pendingin.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Stainless steel SA-316* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Tahan terhadap korosi
- Mempunyai allowable stress yang cukup tinggi, 17.500 lbin/ft^3

3. Mencari harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Neraca massa bahan masuk reaktor

Komponen	Input (Kg/jam)	Output (Kg/jam)	Berat Jenis (Kg/liter)
HNO_3	5054,796103	388,83	1,50
NaCl	3606,363728	360,64	2,16
H_2O	1269,93	1936,92	1
$NaNO_3$		4720,28	2,26
NOCl		1211,79	1,273
Cl_2		1312,63	1,56
Total	9931,09	9931,09	

Kecepatan Volumetrik Umpan (Fv)

$$Fv = \frac{5054,796103}{1,50} + \frac{3606,363728}{2,16} + \frac{1269,93}{1}$$

= 6305,15 liter/jam

Diketahui : BM HNO_3 = 63

NaCl = 58,45

H_2O = 18

$NaNO_3$ = 85

$$FB_0 = \frac{5054,796103}{63,012} = 80,21957886 \text{ Kmol/jam}$$

$$FA_0 = \frac{3606,363728}{58,4430} = 61,7074 \text{ Kmol/jam}$$

$$CB_0 = \frac{FB_0}{Fv} = \frac{80,2196\,Kmol/jam}{6305,15\,liter/jam} = 12,72287498 \text{ kmol/l}$$

$CA_0 = \frac{FA_0}{Fv} = \frac{61,7074 Kmol/jam}{6305,15 liter/jam}$ = 9,786826911 kmol/l

Menentukan harga k

(-rA) = k CA CB

$-\frac{dCA}{dt}$ = k CA CB

dimana, $CA = CA_0 (1 - X_A)$

$CB = CB_0 (C_{A0} X_A)$

$\frac{dCA}{dt} = k\ CA_0 (1 - X_A) (CB_0 - CA_0 X_A)$

dimana, $M = \frac{CB_0}{CA_0}$

$-\frac{dCA}{dt} = k\ CA_0 (1 - X_A)\ CA_0 (\frac{CB_0}{CA_0} - X_A)$

$= k\ CA_0 (1 - X_A)\ CA_0 (M - X_A)$

$= k\ CA_0^2 (1 - X_A) (M - X_A)$

dimana, $CA = CA_0 (1 - X_A)$

$dCA = dCA_0 - dCA_0 X_A$

$dCA = - dCA_0 X_A$

$\frac{dXA}{dt} = k\ CA_0 (1 - X_A) (M - X_A)$

$kdt = \frac{1}{CA_0} \frac{dXA}{(1 - XA)(M - XA)}$

Diintegrasikan,

k / dt = $\frac{1}{CA_0} \int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$

Integral Parsial

$\int \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$

$$\frac{1}{(1-XA)(M-XA)} = \frac{A}{(1-XA)} + \frac{B}{(M-XA)}$$

ruas kanan pada persamaan diatas dikalikan dengan $(1 - X_A)(M - X_A)$ sehingga menjadi

$$\frac{1}{(1-XA)(M-XA)} = A (M - X_A) + B (1 - X_A)$$

$$= AM - AX_A + B - BX_A$$

$$= AM + B - AX_A - BX_A$$

$$= AM + B - (A+B) X_A$$

maka,

1 = AM + B

0 = A + B

A = - B

1 = AM +B

$$= \frac{1}{(1-M)} [- \ln(M - X_A)_0^{XA} + \ln (1 - X_A)_0^{XA}]$$

1 = -BM + B

1 = B (1 – M)

$$B = \frac{1}{(1-M)}$$

A = - $\frac{1}{(1-M)}$

$$/ \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)} \quad = / \frac{AdXA}{(1-XA)} + / \frac{BdXA}{(M-XA)}$$

$$= / \frac{1}{(1-M)} \, dX_A \; / \frac{1}{(1-M)}$$

$$= \frac{1}{(1-M)} \; / \frac{dXA}{(1-XA)} + \frac{1}{(1-M)} \; / \frac{dXA}{(M-XA)}$$

$$= \frac{1}{(1-M)} \left[/ \frac{dXA}{(M-XA)} - / \frac{dXA}{(1-XA)} \right]$$

$$= \frac{1}{(1-M)} \left[-\ln \frac{(M-XA)}{(M-0)} + \ln \frac{(1-XA)}{(1-0)} \right]$$

$$= \frac{1}{(1-M)} \left[-\ln \frac{(M-XA)}{M} + \ln \frac{(1-XA)}{1} \right]$$

$$= \frac{1}{(1-M)} \left[\ln \frac{M}{(M-XA)} + \ln \frac{(1-XA)}{1} \right]$$

$$/ \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)} = \frac{1}{(1-M)} \ln \frac{M(1-XA)}{(M-XA)}$$

$$k / dt = \frac{1}{CA0} \; / \frac{dXA}{(1-XA)(M-XA)}$$

$$kt = \frac{1}{CA0} \; \frac{1}{(1-M)} \ln \frac{M(1-XA)}{(M-XA)}$$

atau

$$k = \frac{1}{tCA0(M-1)} \ln \frac{(M-XA)}{M(1-XA)}$$

dimana,

Suhu = 60 ^{0}C

Tekanan = 1,5 atm

Waktu = 0,5 jam

Konversi = 90 %

Maka,

$$M = \frac{CB_0}{CA_0} = 1,3$$

$$k = \frac{1}{tCA_0(M-1)} \ln \frac{(M-XA)}{M(1-XA)}$$

$$= \frac{1}{0,5x9,786826911(1,3-1)} \ln \frac{(1,3-0,9)}{1,3(1-0,9)}$$

= 0,76561 l/kmoljam

4. **Menentukan Dimensi Reaktor**

Safety faktor = 20 %

Volume shell

$$V = \frac{F_{A0}.X}{-rA}$$

$$V = \frac{61,7074 \text{kmol/jam} . 90\%}{2,9333 \text{kmol/m}^3 . jam} = 18,9334 \text{ m}^3$$

Diameter shell

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.Vshell}{\pi}}$$

D = 2,8893 m = 113,7504 in

Volume head

$$V_{head} = 2.(V_{shell} + V_{sf})$$

$$V_{head} = 2.(0{,}000049.D^3 + \frac{\pi/4\, D^2 sf}{144}$$

V_{head} = 5,9928 m^3

Volume reaktor = 18,9334 m^3 x 5,9928 m^3

= 24,9263 m^3

5. Menghitung tebal tangki

Untuk menghitung tebal tangki/shell (ts) dipergunakan persamaan Brownell page 254 eq (13.1), yaitu :

$$ts = \frac{P\,ri}{FE - 0{,}6P} + C$$

dimana,

ts = tebal shell/dinding, in

P = tekanan design, psia

ri = jari-jari dalam shell, in

F = maksimum allowable stress

E = efisiensi pengelasan

C = faktor korosi = 0,25 in

P operasi = P reaksi +P hidrostatik

P reaksi = 1,5 atm = 22,1 psia

P hidrostatis = H cairan x ρ cairan x g/gc

= 2,4320 m x 1392,266712 kg/m^3 x 1

= 3385,9984 kg/m^2

= 4,8059 psia

P total = (4,8059 + 22,1) psia

= 26,8559 psia

Faktor keamanan = 20 %

P design = 1,2 x 26,8559 psia = 32,2271 psia

Jari-jari dalam shell (ri) = ½ x D = ½ x 113,7504 in = 56,8752 in

Tipe sambungan yang dipakai adalah single welded but joint. Dari tabel 13.2 p 254 diperoleh E = 0,85 %

Maka,

$$ts = \frac{32{,}2271 psia \times 56{,}8752 in}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 32{,}2271 psia} + 0{,}125 \text{ in}$$

= 0,2401 in

Jadi dipilih tebal diding raktor ¼ in.

6. Menghitung tebal head

Jenis head dipilih torispherical dished head sehingga persamaan untuk menhitung tebal head diperoleh dari p 256 eq (13.12), ri = rc

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

$$= \frac{17{,}5271 psia \times 108 in \times 1{,}7409 in}{2 \times 18750 \times 0{,}85 - 0{,}2 \times 17{,}5271 psia} + 0{,}125 \text{ in}$$

= 0,2284 in

Jadi dipilih tebal head raktor ¼ in.

7. Menghitung tinggi reaktor total

OD = ID + (2 x ts)

= 113,7504 in + (2 x 0,2406 in)

= 114,3754 in

Untuk th = ¼ in diperoleh standart straight flanged (Sf) = 1 ½ – 2 in, dan dipilih

Sf = 2 in = 0,1667 ft. (table 5,6 brownell & young)

Untuk tirispherical dished head

icr = 6% x OD = 0,06 x 114,3754 in = 6,8625 in

Dari fiog 5.8 p 87 (Dimensional relationship for flanged dished head) dapat dihitung,

$a = \frac{ID}{2} = \frac{113{,}7504\ in}{2}$ = 56,75 in

$b = D - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

AB = (ID/2) – icr = (56,75 – 6,8625) in = 49,875 in

BC = r – icr = (108 – 6,8625) in = 101,125 in

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = \sqrt{(101{,}125 in)^2 - (49{,}875 in)^2}$ = 87,9702 in

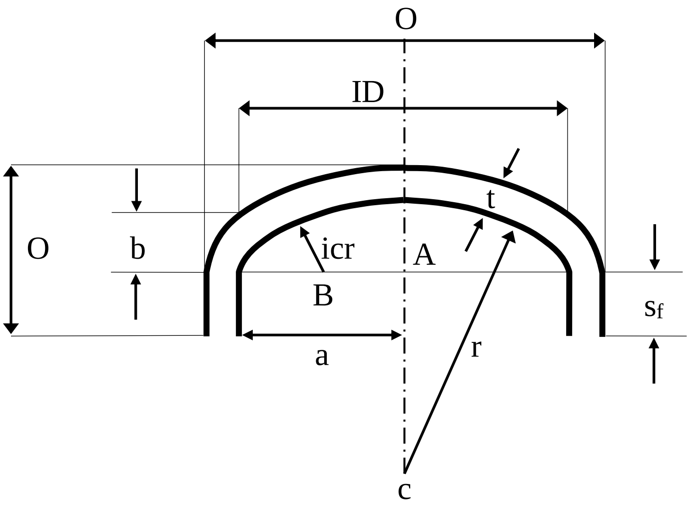
b = r – AC = (108 - 87,9702) in = 20,0298 in

OA = th + b + Sf = (0,2237 + 20,0298 + 2) in = 0,5659 in

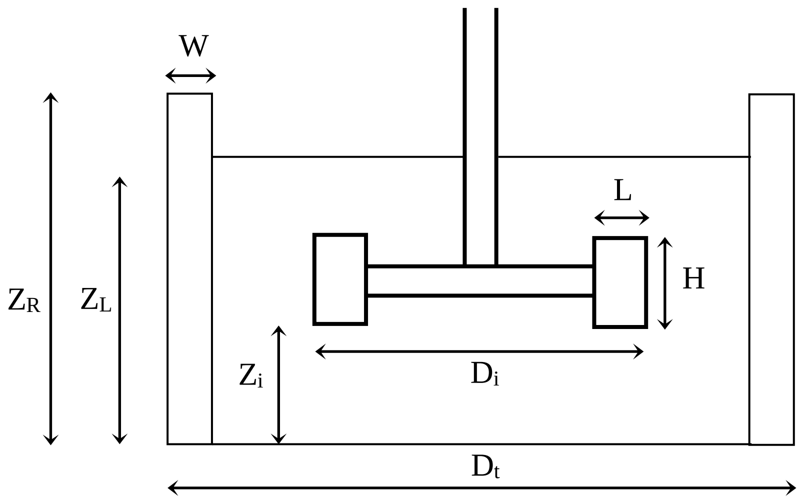
Tinggi total reaktor = tinggi shell + (2 x tinggi head)

= 2,8893 m + (2 x 1,1318 m)

= 4,0211 m



8. Menghitung Pengaduk



Dari persamaan Perry's Chemical Handbook 6th edition page 3.282 diperoleh tabel dibawah ini

Mengitung viskositas produk pada suhu operasi

Log μ = A + B/T + CT + DT2			T=	60	°C=	333.15	K
Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**log μ**	**μ, cp**	**μ.x**
NaCl	-0.9169	1.0789E+03	-7.6231E-05	1.1105E-08	2.297417339	198.3432106	7.202613398
H_2O	-10.2158	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05	-0.330492328	0.467205205	0.091121936
HNO_3	-3.5221	7.2948E+02	3.9634E-03	-2.2372E-06	-0.260353403	0.549093872	0.021498597
NOCl	-2.5251	6.2166E+02	-8.9116E-04	8.4659E-07	-0.862021539	0.137397383	0.016765223
Cl_2	-0.7681	1.5140E+02	-8.0650E-04	4.0750E-07	-0.537107542	0.290330364	0.038373991
$NaNO_3$						0	0

$$\mu\ camp = \mu_{NaCl} \cdot x_{NaCl} + \mu_{H2O} \cdot x_{H2O} + \mu_{HNO3} \cdot x_{HNO3} + \mu_{NOCl} \cdot x_{NOCl} + \mu_{Cl2} \cdot x_{Cl2} + \mu_{NaNO3} \cdot x_{NaNO3}$$

$$= 198,3432 \cdot 0,0363 + 0,04672 \cdot 0,0391 + 0,0215 \cdot 0,4753 + 0,01678 \cdot 0,12 + 0,0383 \cdot 0,13217$$

$$= 7,37037\ cp$$

Dari fig 8.4 Rase H.F 'Chemical reactor design for process plant' vol 1 p 341 tentang viskositas dan tipe pengaduk diperoleh jenis pengaduk flate blade turbin impeler dengan 6 buah blade dan jumlah baffle 4 buah untuk viskositas 1,208 cp.

Dimensi pengaduk

Dari Brown 'Unit Operation p 507 untuk tipe pengaduk turbin dengan 6 buah flate blade, dipergunakan rumus :

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

dimana, Dt = diameter tangki

Di = diameter pengaduk

Diameter pengaduk (Di)

Di = 1/3 x Dt = 1/3 x 2,8893 m = 0,9631 m

Lebar pengaduk (L)

L = 0,25 Di = 0,25 x 0,9631 m = 0,2408m

Lebar baffle (W)

W = 10 Dt = 10 x 2,8893 m = 0,2889 m

Jarak pengaduk dengan dasar tangki (Zi)

$$\frac{Zi}{Di} = 0{,}75 - 1{,}3$$

dipilih 0,75, maka

Zi = 0,75 Di = 0,75 x 0,9631 m = 0,7223m

Menentukan jumlah pengaduk yang dipakai

ρ campuran = 556,9474 lb/ft^3

= 9081,6203 kg/m3

ρ air = 1000,kg/m^3

tinggi bahan = 2,4320 m

Diketahui 1 lb/ft^3 = 16,518 kg/m^3

Dari Rase H.F p 345 diperoleh persamaan

Jumlah pengaduk = $\frac{WELH}{D}$

WELH = Water Equivalent liquid High

= tinggi bahan x (ρ campuran/ρ air)

$$= 2{,}4320 \text{ m x } \left(\frac{9081{,}6203\, kg/m^3}{1000\, kg/m^3}\right)$$

= 22,2016 m

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{D} = \frac{22{,}2016\, m}{2{,}8893\, m} = 7{,}6842$$

Jadi jumlah pengaduk yang digunakan adalah 8 buah

Menghitung power pengaduk

Diketahui, ρ campuran = 556,9474 lb/ft^3

= 9081,6203 kg/m3

μ campuran = 7,3704 cp = 0,0050 lb/ft.s

catatan 1 cp = 2,42 lb/jamft

Bilangan Reynold

$$\text{Re} = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu}$$

Dimana, N = kecepatan putaran pengaduk = 100 rpm = 1,667 rps = 600,12/jam

Di = diameter pengaduk

ρ = densitas campuran

μ = viskositas campuran

$$\text{Re} = \frac{3{,}4219/\, jam \times (3{,}1597\, ft) \times 566{,}9280\, lb/\, ft^3}{0{,}0050\, lb/\, jamft}$$

= 3910699,602

Dari fig 8.7 Rase H.F p 358 tentang hubungan antara bilangan Reynold dan jenis pengaduk maka diproleh Np = 1,5

Dari Brown ‘Unit Operation’ p 508 diperoleh persamaan

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc}$$

Dimana

P = daya pengaduk

Np = power number

ρ = densitas campuran

Di = diameter pengaduk

gc = gravitasi = 32,2 lbft/lbf.sec^2

$$P = \frac{4 \times 602547 lb/ft^2 \times (1{,}6667/\sec)^3 \times (2{,}2631 ft)^5}{32{,}2 lbft/lbf.\sec^2}$$

$$= 2057{,}2453 \text{ lbf.ft/sec x } \frac{1}{550} \; \frac{Hp}{lbf.ft/\sec}$$

= 1,79 yy Hp

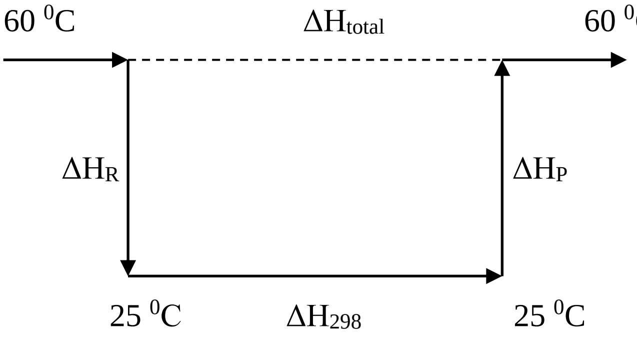
η reaktor = 85 %

$$\text{Daya pengaduk motor} = \frac{P}{\eta.reaktor} = \frac{3{,}7404 Hp}{83\%} = 4{,}5066 \text{ Hp}$$

Jadi digunakan power pengaduk sebesar 5 Hp.

NERACA PANAS

Menghitung panas yang dilepaskan (ΔH_{total})



$\Delta H_{total} = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$

$$\Delta H_R = m \int_{T1}^{T2} Cp\,dT$$

$$= m\ Cp\ (T_1 - T_2)$$

ΔH_R ?

$T_1 = 333\ ^0K$, $T_2 = 298\ ^0K$

ΔH reaktan

Komponen	N (Kmol/jam)	ΔHr
NaCl	61,707	-23814,10759
HNO_3	80,220	-13887,94217
H_2O	70,493	-20146,82304
Total		**-57848,87281**

ΔH produk

Komponen	N (Kmol/jam)	ΔHr
NaCl	6,171	-2381,41076
HNO_3	6,171	-1068.30324
$NaNO_3$	55,537	-25974,88268
NOCl	18,587	237,91887
Cl_2	18,587	-477,6964884
H_2O	107,517	-30728,40256
Total		**-60392,77686**

ΔH_R^o = -137,3652245 KJ/jam

Neraca Panas Masuk Reaktor (ΔH1)

Komponen	Arus Masuk			
	m (kg/jam)	N (Kmol/jam)	Cp.dT (KJ/Kmol)	Q (KJ/jam)
NaCl	3606,364	61,707	1767,920	1300.80657
HNO_3	5054,796	80,220	3918,442	293214.47581
H_2O	1269,927	70,493	2634,166	11288536.65772
	TOTAL			**609119,107**

Neraca Panas Keluar Reaktor (ΔH2)

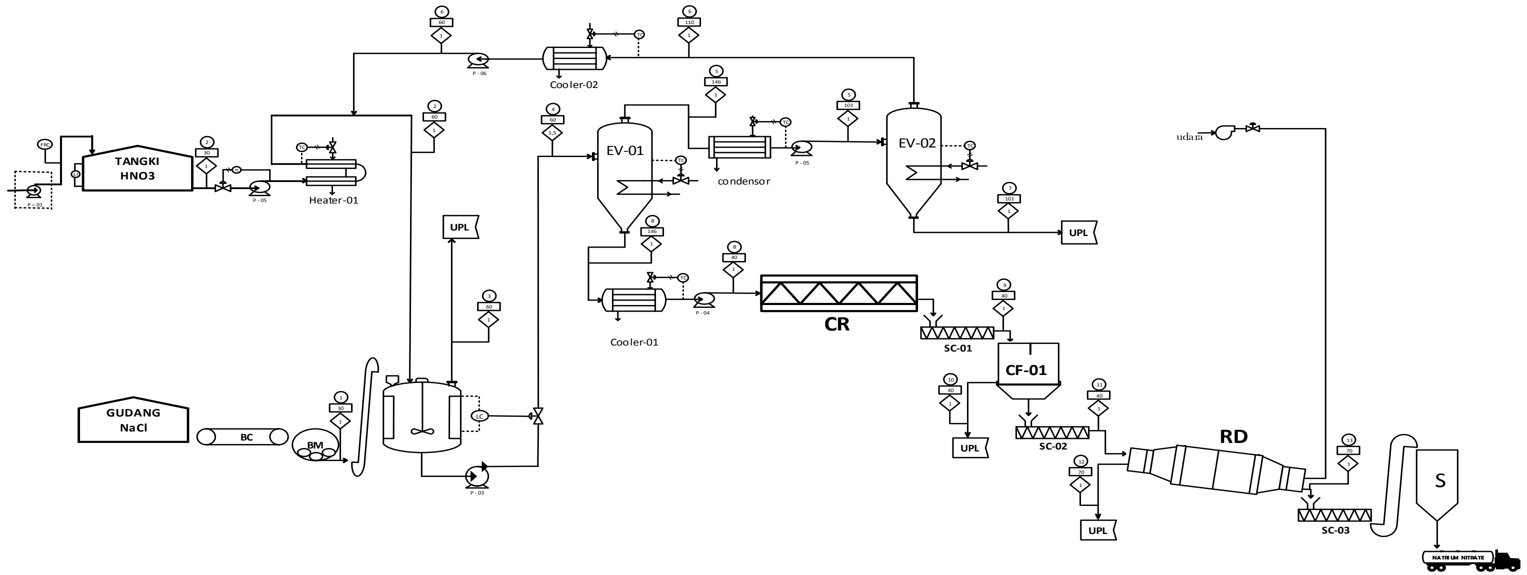
Komponen	Arus Keluar			
	m (kg/jam)	N (Kmol/jam)	Cp.dT (KJ/Kmol)	Q (KJ/jam)
NaCl	360,636	6,171	2991,646	18460,679
HNO_3	388,830	6,171	3918,442	24179,677
$NaNO_3$	4720,280	55,537	32588,800	1809872,157
NOCl	1216,713	18,587	3296,549	61274,318
Cl_2	1317,959	18,587	2734,432	5082626,004
H_2O	1936,922	107,517	2634,166	283218,071
	TOTAL			**2247839,906**

Q = ΔH1 – ΔH2

Q=1638711,799 KJ/jam

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM NITRAT DARI ASAM NITRAT DAN NATRIUM KLORIDA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN



NOMOR	Komponen	BM	NOMOR ARUS (kg/jam)												
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
1	NaCl	58.443	3606.364			360.64				360.64	360.64	84.08	276.56		276.56
2	HNO_3	63.012		5054.796		388.83	388.83	388.83							
3	$NaNO_3$	84.994				4720.28				4720.28	4720.28		4720.28		4720.28
4	NOCl	65.459			1211.791										
5	Cl_2	70.906			1312.627										
6	H_2O	18.015	22.254	1247.673		1936.92	846.705	99.6135	747.09	1090.22	1090.22	85.00	1005.21	995.16	10.05
Jumlah :			3628.618	6302.469	2524.418	7406.67	1235.54	488.44	747.09	6171.13	6171.13	169.08	6002.05	995.16	5006.89

Keterangan :

BC	Belt conveyor	S	Silo
BE	Bucet elevator	T	Tangki
CF	Centrifuge	TC	Temperature Controller
CL	Cooler	SC	Screw Conveyor
CR	Cristalyzer	VM	Volumetrik Meter
EV	Evaporator	WR	Weight Recorder
FC	Flow Controller	WI	Weight Indicator
HE	Heater	R	Reaktor
LC	Level Controller	○	Nomer Arus
LI	Level Indicator	▭	Suhu, °C
H	Hopper	◇	Tekanan , atm
P	Pompa	—/—	Kawat Elektrik
RD	Rotary Dryer	----	Pipa Udara Tekan

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
20004

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM NITRAT DARI ASAM NITRAT DAN NATRIUM KLORIDA DENGAN KAPASITAS 40.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
1. NOVA ARINA SILFIYAH (13521020)
2. RIDHO HALIM (13521205)

DOSEN PEMBIMBING :
1. Ir. Drs. Faisal RM, MSIE., Ph.D.
2. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.