

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK SODA ABU (Na_2CO_3)
DARI NATRIUM CLORIDA DENGAN PROSES SOLVAY
(KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN)**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR**

Disusun Oleh :

DIMAS ARYANTOKO

09.14.907



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
FEBRUARI 2012**

SECRET

ALL INFORMATION CONTAINED
HEREIN IS UNCLASSIFIED
DATE 08-14-2001 BY 60322 UCBAW/STP

UNCLASSIFIED

SECRET

SECRET

SECRET

SECRET

ALL INFORMATION CONTAINED
HEREIN IS UNCLASSIFIED
DATE 08-14-2001 BY 60322 UCBAW/STP

SECRET

SKRIPSI

**PRA RENCANA PABRIK SODA ABU (Na_2CO_3)
DARI NATRIUM CLORIDA DENGAN PROSES SOLVAY
(KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN)**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR**

**Disusun Oleh :
DIMAS ARYANTOKO 09.14.907**



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
FEBRUARI 2012**

LEMBAR PERSETUJUAN

**PRA RENCANA PABRIK ABU SODA (Na_2CO_3)
DARI NaCl DENGAN PROSES SOLVAY
(KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN)**

SKRIPSI

**Diajukan sebagai syarat guna menempuh ujian Sarjana
Pada jenjang Strata I (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

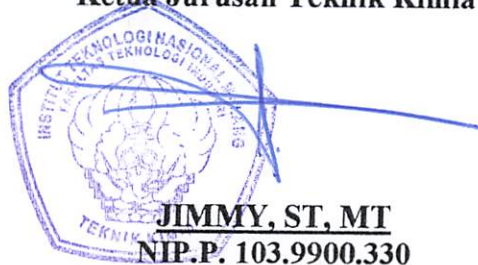
Disusun Oleh :

MUHAMMAD SAHLAN	09.14.901
DIMAS ARYANTOKO	09.14.907

Malang, Februari 2012

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia


JIMMY, ST, MT
NIP.P. 103.9900.330

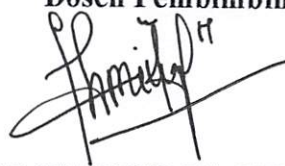
Menyetujui,

Dosen Pembimbing 1



M. ISTNAENY HUDA, ST, MT
NIP.P. 103.0400.400

Dosen Pembimbing 2



FAIDLIYAH NILNA MINAH, ST, MT
NIP.P. 103.0400.392


**BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

Nama Mahasiswa : **DIMAS ARYANTOKO**
NIM : **09.14.907**
Jurusan / Program Studi : **Teknik Kimia / S-1**
Judul Skripsi : **PRA RENCANA PABRIK ABU SODA (Na_2CO_3)
DARI NaCl DENGAN PROSES SOLVAY**

Dipertahankan di hadapan Tim Penguji Ujian Skripsi Jenjang Strata Satu (S-1) pada :


Hari : **Sabtu**
Tanggal : **18 Februari 2012**
Nilai : **B**

Ketua



Jimmy, ST, MT
NIP.P. 103.9900.330


Sekretaris



M. Istnaeny Huda, ST, MT
NIP.P. 103.0400.400

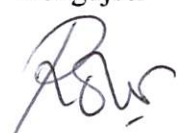
Penguji,

Penguji 1



Ir. Muyassaroh, MT
NIP.Y. 103.9700.306

Penguji 2



Rini Kartika Dewi, ST, MT
NIP.P. 103.0100.370

PERNYATAAN KEASLIAN ISI TUGAS AKHIR

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama Mahasiswa : DIMAS ARYANTOKO
NIM : 09.14.907
Jurusan / Program Studi : Teknik Kimia / S-1
Fakultas : PRA RENCANA PABRIK ABU SODA (Na_2CO_3)
DARI NaCl DENGAN PROSES SOLVAY

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tugas Akhir yang berjudul :

“PRA RENCANA PABRIK ABU SODA (Na_2CO_3)

DARI NaCl DENGAN PROSES SOLVAY”

Adalah Tugas Akhir hasil karya saya sendiri, bukan merupakan hasil duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain, kecuali yang tidak disebutkan dari sumber aslinya

Malang, Februari 2012

Yang membuat pernyataan

DIMAS ARYANTOKO

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa karena atas berkat dan rahmat-NYA, maka penyusun dapat menyelesaikan skripsi dengan judul **“Pra Rencana Pabrik Soda Abu (Na_2CO_3) Dari NaCl Dengan Proses Solvay (Kapasitas 100.000 Ton/Tahun)”**

Skripsi ini disusun untuk memenuhi tugas akhir mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Nasional Malang, sebagai salah satu syarat memperoleh gelar sarjana (Strata-1) Teknik Kimia.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan teroma kasih yang sebesar – besarnya kepada semua pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan skripsi ini, terutama pada :

1. Bapak Dr. Ir. Abraham Lomi, MSEE, selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang.
2. Bapak Ir. Sidik Noertjah Jono, MT selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
3. Bapak Jimmy, ST, MT selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia.
4. Bapak Istnaeny Huda, ST, MT selaku Dosen Pembimbing.
5. Ibu Faidliyah Nilna Minah, ST, MT selaku Dosen Pembimbing.
6. Bapak dan Ibu Dosen yang telah memberikan masukan kepada penyusun.
7. Rekan – rekan yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan skripsi ini.

Penyusun menyadari Laporan Tugas Akhir ini masih kurang sempurna, untuk itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dan semoga laporan ini bermanfaat bagi semua pihak

Malang, Februari 2012

Penyusun

ABSTRAK

Soda Abu (Na_2CO_3) merupakan salah satu industri kimia inorganic dasar yang paling penting dalam industri kimia, antara lain untuk pembuatan sabun dan detergen, plastic, kaca, petrokimia dan kertas, pupuk serta berbagai bahan kimia lainnya.

Perkembangan industri-industri di Indonesia semakin meningkat, maka kebutuhan akan soda abu semakin meningkat pula. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut hingga saat ini Indonesia masih mengimport dari berbagai Negara di Eropa, Jepang, Singapura karena pabrik pembuatan Soda Abu di Indonesia belum didirikan.

Pabrik Soda Abu (Na_2CO_3) ini direncanakan di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, pada tahun 2013 dengan kapasitas 100.000 ton /tahun. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT). Dari hasil perhitungan ekonomi didapatkan $\text{TCI} = \text{Rp. } 326.143.777.031$; $\text{ROI}_{\text{BT}} = 56,42\%$; $\text{ROI}_{\text{AT}} = 39,49\%$; $\text{POT} = 2,08$ tahun; $\text{BEP} = 45,18\%$; $\text{IRR} = 29,46\%$. Dari analisa ekonomi tersebut maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik Soda Abu (Na_2CO_3) layak untuk didirikan.

DAFTAR ISI

LEMBAR PERSETUJUAN	i
BERITA ACARA	ii
PERNYATAAN ISI TUGAS AKHIR	iii
KATA PENGANTAR	iv
ABSTRAKSI	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
BAB I PENDAHULUAN	1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	7
BAB III NERACA MASSA	14
BAB IV NERACA PANAS	25
BAB V SPESIFIKASI ALAT	69
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	80
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA	157
BAB VIII UTILITAS	164
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	175
BAB X STRUKTUR DAN ORGANISASI PERUSAHAAN	185
BAB XI ANALISA EKONOMI	202
BAB XII KESIMPULAN	214
DAFTAR PUSTAKA	216
APPENDIXS	
APPENDIKS A	217
APPENDIKS B	164
APPENDIKS C	278
APPENDIKS D	427
APPENDIKS E	495

DAFTAR GAMBAR

Gambar 9.1. Peta Kabupaten Gresik	BAB IX
Gambar 9.2. Gambar Tata Pabrik Soda Abu.....	BAB IX
Gambar 9.3. Tata Letak Peralatan Pabrik Soda Abu	BAB IX
Gambar 10.1. Gambar Struktur Organisasi Pabrik Soda Abu	BAB X
Gambar 11.1. Break Event Point Pra Rencana Pabrik Soda Abu	BAB XI

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dewasa ini seiring dengan perkembangan teknologi kebutuhan akan soda abu cukup luas baik yang dipergunakan sebagai bahan baku maupun bahan pada jenis produksi. Pembuatan Soda Abu merupakan salah satu industri kimia inorganic dasar yang paling penting. Dalam dasar penggunaan bahan-bahan ini hampir setingkat dengan asam sulfat dan ammonia. Penerapannya beraneka ragam. Sehingga boleh dikatakan tidak ada barang konsumsi yang diperjual belikan yang tidak tergantung pada klor dan alkali pada salah satu tahap pembuatannya. Produk-produk ini hampir seluruhnya dijual kepada industri dimana ia kemudian digunakan untuk untuk pembuatan sabun dan detergen, serat dan plastik. Kaca, petrokimia, pilp dan kertas, pupuk, bahan peledak dan berbagai bahan kimia lainnya.

Perkembangan industri-industri ini di Indonesia semakin meningkat, maka kebutuhan akan Soda Abu semakin meningkat pula. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut hingga saat ini Indonesia masih mengimport dari berbagai negara di Eropa, Jepang, Singapura, karena pabrik pembuatan Soda Abu di Indonesia belum didirikan.

Berdasarkan hal tersebut diatas maka perlu di pertimbangkan untuk memproduksi sendiri Soda Abu di dalam Negeri.

Faktor yang menunjang berdirinya pabrik soda abu di Indonesia :

1. Untuk mencukupi kebutuhan Soda Abu di Indonesia, serta menambah komoditi ekspor non migas.
2. Jumlah penduduk Indonesia yang semakin meningkat akan banyak membutuhkan sabun, plastik, gelas kertas, dll.
3. Kebutuhan akan material tercukupi dengan harga yang relatif murah sehingga dapat biaya produksi.

1.2 Sejarah Industri Soda Abu

Pembuatan Soda Abu pertama kali dirintis oleh Leblenc pada tahun 1773. Proses ini didasarkan atas pemanggangan kerak garam (*salt cake*) dengan karbon dan batu kapur di dalam tanur putar, sesudah itu mengkristalkan hasilnya dengan mendinginkan menggunakan air. Pada proses ini secara ekonomis tidak menguntungkan, karena soda abu yang dihasilkan sangat rendah, tetapi merupakan pelopor pendirinya soda abu.

Pada tahun 1861, Ernest Solvay mulai mengembangkan proses soda abu dari Ammonia. Pada mulanya proses ini mengalami kesulitan besar dalam bersaing dalam proses LeBlanc yang lebih tua dan lebih mapan, namun beberapa tahun saja proses Solvay berhasil menurunkan harga soda abu sampai sepertiganya. Proses soda abu dari garam akhirnya dapat menggantikan proses LeBlanc secara keseluruhan pada tahun 1951.

Tabel 1.1. Data kebutuhan Soda Abu di Indonesia

Tahun	Import (Kg)	% Kenaikan
2006	27.772.341	
2007	38.147.001	37%
2008	39.375.743	3%
2009	32.765.666	(-16)
2010	41.288.749	26%
Rata-rata Kenaikan pertahun		12.50

1.3 Spesifikasi Bahan Baku

1.3.1 Bahan Baku Utama

a. Utama

1. NaCl

Komposisi NaCl :

NaCl	: 96,28 %	
MgCl ₂	: 0,577 %	
CaSO ₄	: 0,609 %	
CaCl ₂	: 0,065 %	
H ₂ O	: 2,424 %	
Impuritis	: 0,045 %	(http://en.wikipedia.org/wiki/natrium_chlorida)

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- Berat molekul : 58,45g/mol	- Rumus molekul : NaCl
- Bentuk : Kristal	- Larut dalam air
- Warna : Putih	- Sedikit larut dalam alcohol
- Titik didih : 1431 °C	- Kadar : 96,28 %
- Titik leleh : 800,4 °C	
- Densitas : 2,163g/cm ³	

2. Ammonia

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- Berat molekul : 17,03 g/mol	- Rumus molekul : NH ₃
- Bentuk : Gas	- larut dalam air
- warna : Tidak Berwarna	
- titik didih : - 33,4 °C	
- densitas : 0,817 g/cm ³	
- Tekanan : 6 atm	

3. Karbondioksida

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- berat molekul : 44 g/mol	- Rumus molekul : CO_2
- bentuk : Gas	
- warna : Tidak Berwarna	
- titik didih : $-5,6,6^\circ\text{C}$	
- densitas : $1,1\text{ g/cm}^3$	

b. Pembantu

1. Natrium Hidroksida (NaOH)

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- Berat molekul : 40g/mol	- Rumus molekul : NaOH
- Bentuk : Kristal	- Larut dalam air
- Warna : Putih	- Larut dalam methanol dan etanol
- Titik didih : 1390°C	
- Titik leleh : $318,4^\circ\text{C}$	
- Densitas : $2,13\text{ g/cm}^3$	

2. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- Berat molekul : 106 g/mol	- Rumus molekul : Na_2CO_3
- Bentuk : Serbuk	- larut dalam air
- Warna : Putih	
- Titik leleh : 851°C	
- Densitas : $2,53\text{ g/cm}^3$	

1.3.2 Sifat-sifat Produk

1. Natrium Carbonat (Na_2CO_3)

Sifat Fisika	Sifat Kimia
- Berat molekul : 106 g/mol	- Rumus mlekul : Na_2CO_3
- Bentuk : Serbuk	- Larut dalam air
- Warna : Putih	
- Titk leleh : 851 °C	
- Densintas : 2,53 g/cm ³	

2. Kegunaan

Kegunaan dari Soda Abu antara lain :

- Industri kaca
- Sabun dan Deterjen
- industri pulp dan kertas
- pengolahan air dan limbah
- dll.

1.4 Penentuan kapasitas industri

1.5 Tabel 1.1. Data kebutuhan Soda Abu di Indonesia

Tahun	Import (Kg)	% Kenaikan
2006	27.772.341	
2007	38.147.001	37%
2008	39.375.743	3%
2009	32.765.666	(-16)
2010	41.288.749	26%
Rata-rata Kenaikan pertahun		12.50%

Perhitungan kapasitas pabrik Na_2CO_3 pada tahun 2013 berdasarkan :

1. Perhitungan jumlah import tahun 2013

kenaikan rata-rata import (12.50%)

$$M_1 = P(I + i)^n$$

Dimana

M_1 = Jumlah import 2013

P = jumlah import 2010

I = kenaikan rata-rata import

n = jumlah tahun = 3

$$\begin{aligned} M_1 &= 41.288.749\{1 + (0,1250)\}^3 \\ &= 58.788.082.07 \text{ kg/tahun} \\ &= 0 \text{ kg/tahun} \\ &= 58.788.082.07 \text{ kg/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan rata-rata kenaikan import sebesar 12.50 % per tahun dan prediksi import pada tahun 2013 sebesar 58.788.082.07 kg/tahun, maka kapasitas pabrik Soda Abu di ketahui sebagai berikut :

Kapasitas pabrik baru = import + ekspor

Diasumsikan

- Ekspor tahun 2013 diperkirakan sebesar 60 % dari kebutuhan
- Import dianggap sama dengan kebutuhan yang akan dipenuhi oleh pabrik baru.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas pabrik baru} &= \text{impor} + \text{ekspor} \\ &= 58.788.082.07 + (0,6 \times 58.788.082.07) \\ &= 94.060.931 \text{ kg/tahun} \\ &= 94.060,931 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Jadi kapasitas pabrik Soda Abu yang akan didirikan pada tahun 2013 diperkirakan sebesar 100.000 ton/tahun mengacu pada kebutuhan Soda Abu di Indonesia.

BAB II

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Untuk memproduksi soda abu terdapat beberapa macam proses yang dapat dilakukan, sehingga diperlukan pemilihan proses yang paling baik sebagai dasar perancangan pabrik Soda Abu di Indonesia.

2.1. Seleksi proses

Macam-macam proses pembuatan Soda Abu yaitu :

1. Proses Solvay
2. Proses LenBlanc
3. Proses Lake Brine

2.1.1. Proses Solvay

Proses ini menggunakan bahan baku NaCl, ammonia, Lime stone dan Coke. Garam harus dimurnikan terlebih dahulu untuk menurunkan kadar garam kalsium, magnesium dan heavy metal ion dalam konsentrasi rendah agar tidak terbentuk deposit pada peralatan. Zat yang digunakan untuk mengendapkan garam-garam tersebut antara lain Na_2CO_3 dan NaOH.

Brine yang telah murni diuapkan ke kolom absorber untuk penyerapan ammonia yang masuk dari bawah kolom absorber. Ammoniated brine (campuran ammonia yang terserap oleh larutan garam) keluar meninggalkan kolom absorber pada suhu $20 - 25^\circ\text{C}$, kemudian dipompa menuju kolom carbonating.

Pada kolom carbonating ini ammoniated brine bertemu dengan gas CO_2 yang diperoleh dari lime kiln dan calciner. Produk atas kolom carbonating yang berupa gas ditampung ditempat penampung gas sementara. Sedangkan produk bawah kolom carbonating yang berupa slurry dipompa menuju ke kolom carbonating II. Slurry dari carbonating II dipompa menuju Rotary Vacuum Filter.

Pada Rotary Vacuum Filter terjadi pemisahan antara filtrate dan cake. Filtrate yang tersaring dipompa menuju ammonia still untuk permurnian dengan

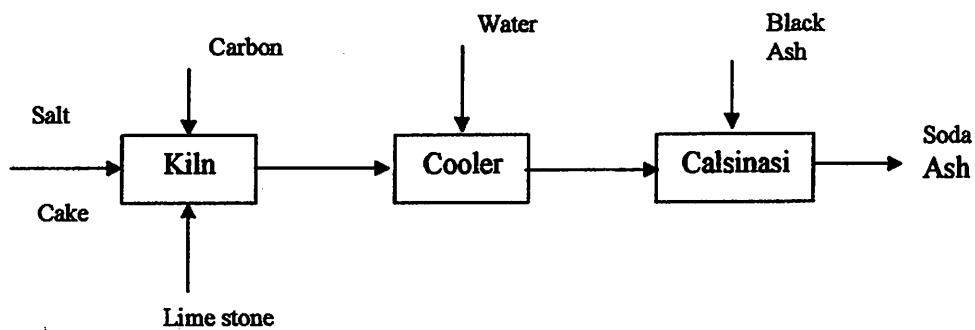
2.1.2. Proses LeBlanc

Pembuatan soda pertama kali dirintis oleh LeBlanc pada tahun 1773 dan digunakan secara umum untuk beberapa tahun di Eropa. Menurut proses LeBlanc reaksinya adalah :

1. $2 \text{NaCl}(i) + \text{H}_2\text{SO}_4(l) \longrightarrow \text{Na}_2\text{SO}_4(s) + 2\text{HCl}(l)$
2. $\text{Na}_2\text{SO}_4(l) + 2 \text{C}(g) + \text{CaCO}_3(l) \longrightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3(s) + \text{CaS}(l) + 2 \text{CO}$

Proses ini didasarkan atas pemanggangan kerak garam (salt cake atau natrium sulfat) dengan carbon dan batu gamping didalam tanur putar dan sesudah itu mengeraskan hasilnya dengan air. Produk kasar dari reaksi tersebut dinamakan abu hitam (black ash).

Pada proses pengerasan ini berlangsung hidrasi sebagian sulfite, yang kemudian diubah menjadi carbonat melalui pengolahan dengan gas carbondioksida.



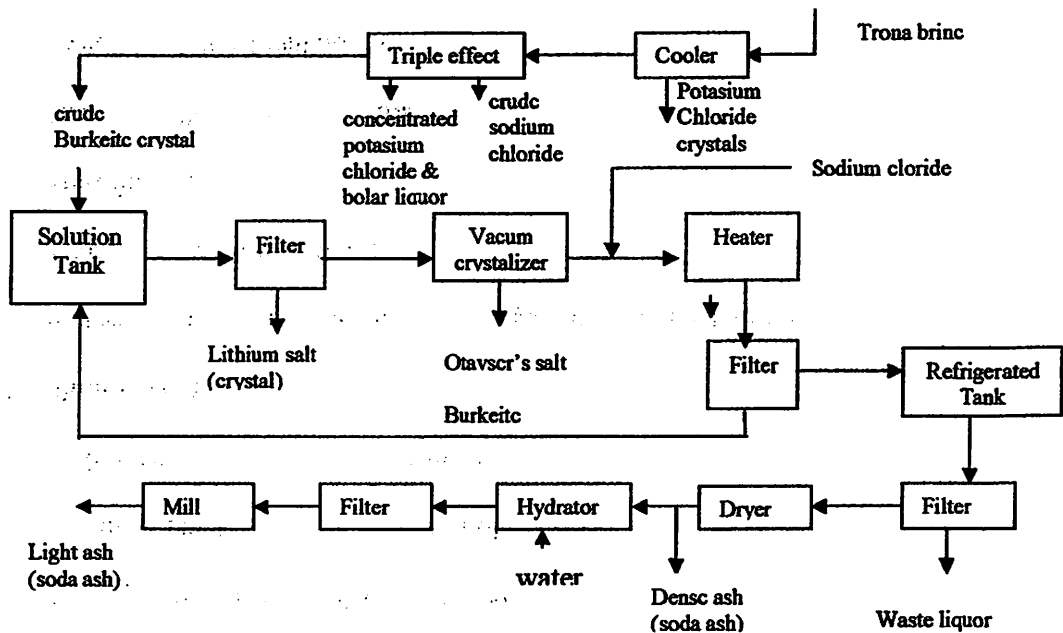
Blok Diagram Proses Le Blanc

2.1.3. Proses Lake Brine.

Tona Brine yang mengandung $\pm 35\%$ solid dipompa ke dalam triple efek evaporator untuk memisahkan garam laut. Produk dari triple efek evaporator terdiri dari potassium klorida dan larutan borak, NaCl, kristal Burkeite ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$) dan kristal dilithium Sodium Phospat (LiNaPO_4).

Soda Abu dihasilkan oleh kristal Burkeite ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$) melalui proses penyaringan slurry yang keluar dari triple efek evaporator yang kemudian dilarutkan kembali dengan air. Kristal Dilithium Sodium Phospat (LiNaPO_4) dibuang sebagai residu. Filtrat dipanaskan sebagai 28°C dan dipekatkan dalam vacuum crystalliser untuk menghasilkan garam Glauber ($\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) yang tidak murni.

Filtrate kemudian dipanaskan sampai suhu 53°C , kemudian difiltrasi untuk memisahkan kristal sodium sulfat sebagai burkeite, yang kemudian dikembalikan ke tangki pengencer. Sedangkan filtratnya kemudian didinginkan sampai suhu 5°C pada tangki refrigerate. Kristal garam yang terbentuk kemudian difiltrasi. Filtratnya dibuang, sedangkan cakenya dikeringkan pada steam-heated dryer. Setelah pengeringan ini terbentuk Soda Ash.



Blok Diagram proses Lake Brine

2.2. Pemilihan Proses

Dari empat macam proses Soda Ash dapat dilihat perbandingan dari masing-masing proses, yaitu:

NO	Parameter	Macam Proses		
		Solvay	LeBlanc	Lake Brine
1.	Bahan Baku	NaCl, CO ₂ , NH ₃	NaCl, CaCO ₃ , H ₂ SO ₄	Air Danau
2.	Kondisi operasi			
	- Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm
	- Suhu	50 °C	350 °C	60 °C
	- Kemurnian	99,2%	92-98%	99,2%
3.	Proses	Pemurnian dan pemanggangan	Pemenggangaran kerak garam dengan carbon dan batu gamping	Pemekatan, penyaringan dan pendinginan
4.	Yield	75%	-	75-80%
5.	Hasil samping	CaCl	CaS	Li ₂ NaPO ₄
6.	Aspek ekonomi			
	- investasi	Tinggi	Rendah	Sedang

Dari uraian tersebut diatas dapat diketahui kelebihan dan kekurangan masing-masing proses. Dalam seleksi ini pertimbangan didasarkan pada segala aspek keseluruhan yang lebih menguntungkan maka pada proses pembuatan Soda Ash dipilih Solvay dengan pertimbangan diantaranya adalah:

1. Bahan baku mudah didapat dan harganya relative murah.
2. Proses LeBlanc sudah tidak digunakan lagi, sedangkan untuk proses Lake Brine belum biasa diterapkan di Negara kita karena kandungan garam pada danau-danau kita sangat rendah.

2.3. Uraian Proses

Proses pembuatan soda abu dari garam dan ammonia melalui beberapa tahap yaitu:

1. Tahap persiapan bahan baku

a. Garam (NaCl)

yang berbentuk kristal dari gudang penyimpanan (F-111a) di angkut melalui Belt Conveyor (J-112a), kemudian diumpankan ke Bin (F-114a) dengan menggunakan Bucket Elevator (J-113a), dari bin

diumpangkan ke tangki pelarutan garam (NaCl) (M-115a) yang dilengkapi dengan pengaduk dan kondisi operasi pada suhu 30⁰C. Pada tangki pelarutan ini, air digunakan sebagai pelarut sehingga terbentuk larutan garam (NaCl) 26%.

b. Natrium Hidroksida (NaOH) kadar 50 %

Natrium Hidroksida yang terbentuk liquid dari storage (F111b) diumpangkan ke tangki pelarutan natrium hidroksida (M-113b) yang dilengkapi dengan pengaduk dan kondisi operasi pada suhu 30⁰C dengan menggunakan pompa (L-112b). Pada tangki pelarutan ini, air digunakan sebagai pelarut sehingga terbentuk larutan natrium hidroksida 30%.

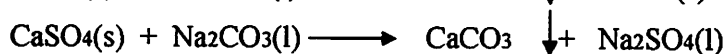
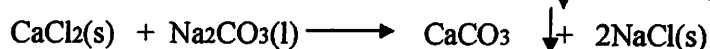
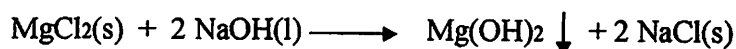
c. Natrium Carbonat (Na₂CO₃) kadar 99,5 %

Natrium Karbonat yang berbentuk serbuk dari gudang penyimpanan (F-111c) diangkut melalui belt conveyor (J112c), kemudian diumpangkan ke bin (F9-114c), dengan menggunakan bucket elevator (J-113c), dari bin diumpnsksn ke tangki pelarutan natrium karbonat (M-115c) yang dilengkapi dengan pengaduk dan kondisi operasi 30⁰C . Pada tangki pelarutan ini , air digunakan sebagai pelarut sehingga terbentuk larutan natrium karbonat 30%.

Larutan garam yang diperoleh kemudian dipompa menuju ke Reaktor (R-110) untuk mereaksikan larutan NaCl, NaOH, dan Na₂CO₃ dalam konsentrasi rendah. Seperti garam-garam magnesium dan kalsium. Zat yang digunakan untuk mengendapkan garam-garam tersebut antara lain Na₂CO₃ dan NaOH yan tersimpan dalam tangki pelarut.

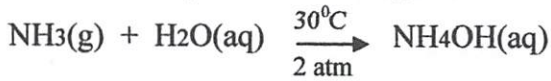
d. Tahap Reaksi

Pada Reaktor (R-110), reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

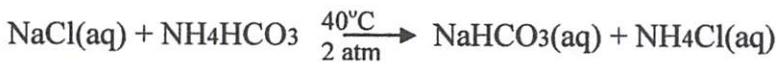


Slurry yang keluar dari reactor pada suhu 50⁰C dan dipompa (rotary pump) (L-121) ke dalam tangki pengendapan (H-122) untuk memisahkan endapan dari mother liquor. Larutan yang telah dimurnikan

diumpangkan ke kolom absorber (D-120) melalui bagian atas kolom. Setelah itu gas NH_3 dari tangki penampung (F-124) pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm dialirkan menuju kolom absorber melalui bagian bawah kolom dan terjadi reaksi sebagai berikut:



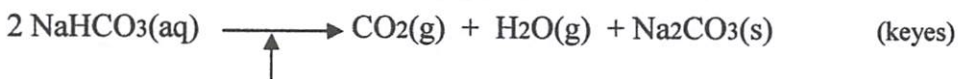
Produk atas berupa gas dialirkan menuju tempat penampung gas. Sedangkan hasil bawah yang berupa slurry ammoniated brine keluar pada suhu 30°C dipompa menuju ke carbonating tower (D-130). Setelah itu gas CO_2 dari penampung (F-133) pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm ditambahkan melalui bagian bawah carbonating tower dan terjadi reaksi sebagai berikut:



Produk atas berupa gas dialirkan menuju tempat pembuangan gas. Sedangkan hasil bawah yang berupa slurry keluar pada suhu 40°C dipompa menuju Rotary vacuum filter (H-140).

3. Tahap Pemurnian dan Pemisahan

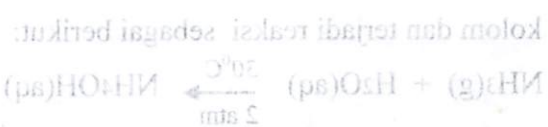
Pada vacuum filter (H-140) dipisahkan antara filtrate dan cakenya. Filtrat dipompa ke penampung sementara. Sedangkan cakenya diumpangkan ke Rotary kiln (B-150). Pada Rotary kiln (B-150) cake dipanaskan pada suhu 1750°C , sehingga cake terdekomposisi sebagai berikut:



4. Tahap Penanganan Produk

Dari Rotary kiln (B-150) Na_2CO_3 yang terikut udara panas masuk ke cyclone (H-155) kemudian jatuh ditampung oleh cooling conveyor (J-156a). Sedangkan Na_2CO_3 yang tidak terikut udara panas dari rotary kiln masuk ke cooling conveyor bersamaan dengan Na_2CO_3 dari cyclone, dibawa menuju bin produk (F-157), selanjutnya dikemas (P-158) dan siap dipasarkan.

dipompa ke kolom absorber (D-120) melalui bagian atas kolom. Setelah itu gas NH_3 dari tangki penampung (F-124) pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm dialirkan menuju kolom absorber melalui bagian bawah



Produk atas berupa gas dialirkan menuju tempat penampung gas. Sedangkan hasil bawah yang berupa slurry ammoniated brine keluar pada suhu 30°C dipompa menuju ke carbonating tower (D-130). Setelah itu gas CO_2 dari penampung (F-133) pada suhu 30°C dan tekanan 2 atm ditambahkan melalui bagian bawah carbonating tower dan terjadi reaksi sebagai berikut:



Produk atas berupa gas dialirkan menuju tempat penampung gas. Sedangkan hasil bawah yang berupa slurry keluar pada suhu 40°C dipompa menuju Rotary vacuum filter (H-140).

3. Tahap Pemurnian dan Pemisahan

Pada vacuum filter (H-140) dipisahkan antara filtrate dan cake-nya. Filtrat dipompa ke penampung sementara. Sedangkan cake-nya disimpan ke Rotary kiln (B-150). Pada Rotary kiln (B-150) cake dipanaskan pada suhu 1750°C , sehingga cake terdekomposisi sebagai berikut:



4. Tahap Penanganan Produk

Dari Rotary kiln (B-150) Na_2CO_3 yang terikat udara panas masuk ke cyclone (H-155) kemudian jatuh ditampung oleh cooling conveyor (G-156a). Sedangkan Na_2CO_3 yang tidak terikat udara panas dari rotary kiln masuk ke cooling conveyor bersamaan dengan Na_2CO_3 dari cyclone, dibawa menuju bin produk (F-157), selanjutnya dikemas (P-158) dan siap dipasarkan.

BAB III
NERACA MASSA

Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun

$$100\,000 \frac{\text{ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1000}{1\text{ ton}} \times \frac{1\text{ tahun}}{330\text{ hari}} \times \frac{1\text{ hari}}{24\text{ Jam}}$$

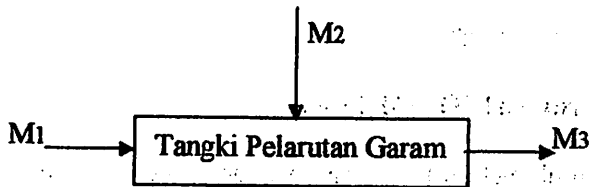
: 12.626,26 kg/jam

Waktu Operasi : 330 hari/tahun

Basis Perhitungan : 19.236,8289 kg/jam garam masuk tangki pelarutan

1. TANGKI PELARUTAN GARAM (M-111a)

Fungsi untuk melarutkan garam dengan menggunakan pelarut air.



Gambar A.1. Skema Tangki Pelarutan Garam

Keterangan :

M1 : Massa garam sebelum masuk tangki pelarut

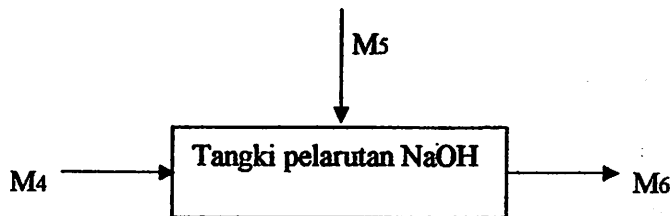
M2 : Massa air masuk tangki pelarut

M3 : Massa larutan garam keluar tangki

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
• Dari storage (M1)		• Ke reactor (M3)	
NaCl	18.521,2189	NaCl	18.521,2189
MgCl ₂	107,1491	MgCl ₂	107,1491
CaSO ₄	117,1523	CaSO ₄	117,1523
CaCl ₂	12,5039	CaCl ₂	12,5039
H ₂ O	466,3007	H ₂ O	53.336,0553
Impuritis	8,6566	Impuritis	8,6566
- Dari watter proses (M2)			
H ₂ O	52.869,7545		
Total	72.102,7361		72.102,7361

2. TANGKI PENGECERAN NaOH (M-111b)

Fungsi : Untuk mengencerkan NaOH dengan menggunakan pelarut air.



Gambar : A.1. Skema tangki pelarutan NaOH

Keterangan :

M4 : massa NaOH sebelum masuk tangki pelarut

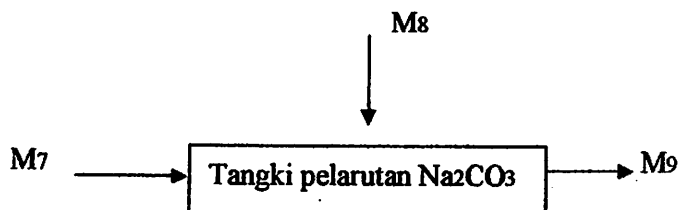
M5 : massa air masuk tangki pelarut

M6 : massa larutan NaOH keluar tangki

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
• Dari storage (M4)		• Ke reactor (M6)	
NaOH	90,0129	NaOH	90,0129
H ₂ O	90,0129	H ₂ O	150,0215
• Dari water proses (M5)			
H ₂ O	60,0086		
Total	240,0344	Total	240,0344

3. TANGKI PENECERAN Na₂CO₃ (M-111c)

Fungsi : untuk mengencerkan Na₂CO₃ dengan menggunakan pelarut air



Gambar : A.3.1. Skema Tangki Na₂CO₃ Garam

Keterangan:

M7 = Massa Na₂CO₃ sebelum masuk tangki pelarut

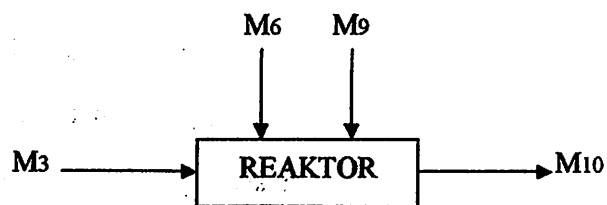
M8 = Massa air masuk tangki pelarut

M9 = Massa larutan Na₂CO₃ keluar tangki

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
* Dari Storage (M7)		* Ke reactor (M9)	
Na ₂ CO ₃	103,1629	Na ₂ CO ₃	103,1629
H ₂ O	0,5184	H ₂ O	240,7135
* Dari water proses (M8)			
H ₂ O	240,1951		
Total	343,8765	Total	343,8765

4. REAKTOR (R-110)

Fungsi : untuk memurnikan larutan garam dengan cara penambahan larutan NaOH/Na₂CO₃



Gambar : A.4.1. Skema Reaktor Pemurnian.

Keterangan:

M3 : massa larutan garam dari tangki pelarutan garam

M6 : massa larutan NaOH dari tangki pelarutan NaOH

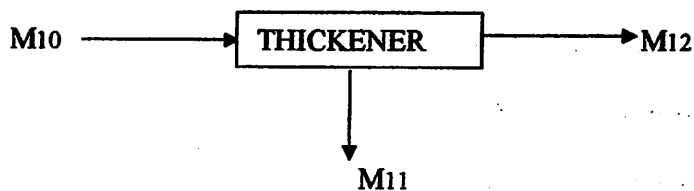
M9 : massa larutan Na₂CO₃ dari tangki pelarutan Na₂CO₃

M10 : massa larutan garam keluar reactor

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
Larutan garam (M3)		Ke thickener (M10)	
NaCl	18.521,2189	NaCl	18.661,5792
MgCl	107,1491	Mg(OH)2	63,6727
CaSO4	117,1523	CaCO3	94,4817
CaCl	12,5039	Na2SO4	118,5674
H2O	53.336,0553	Sisa MgCl2	3,2148
Impuritis	8,6566	Sisa NaOH	2,7004
Larutan NaOH 30% (M6)		Sisa CaSO4	3,5145
NaOH	90,0129	Sisa Na2CO3	3,0944
H2O	150,0215	Sisa CaCl2	0,3751
Larutan Na2CO3 30% (M9)		H2O	53.726,7904
Na2CO3	103,1629	Impuritis	8,6566
H2O	240,7135		
Total	72.686,6470	Total	72.686,6470

A.5. TANGKI PENGENDAPAN/THICKENER (H-122)

Fungsi : untuk memisahkan endapan dari larutan garam.



Gambar A.1. Skema Tangki Pengendapan Garam

Keterangan:

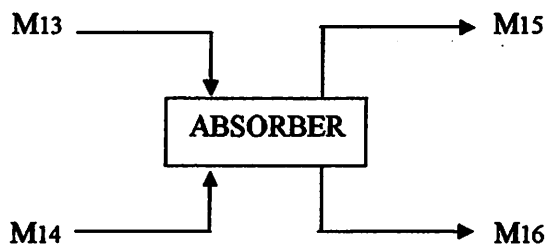
M10 = Massa larutan garam dari reactor

M11 = Massa endapan keluar thickener

M12 = Massa filtrate keluar thickener³

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
Dari reactor (M10)		Ke absorber (M12) Over Flow	
NaCl	18.661,5790	NaCl	18.474.9632
Mg(OH)2	63,6727	Na2SO4	117.3852
CaCO3	94,4840	MgCl2	3.1827
Na2SO4	118,5709	NaOH	2.6734
Sisa MgCl2	3,2148	CaSO4	3.4794
Sisa NaOH	2,7004	Na2CO3	0.9704
Sisa CaSO4	3,5146	CaCl2	0.3714
Sisa Na2CO3	3,0944	H2O	53.189.5105
Sisa CaCl2	0,3751	Ke waste (M11)	
H2O	53.726,7782	UNDER FLOW	
Impuritis	8,6566	Mg(OH)2	63,6727
		CaCO3	94,4840
		NaCl	186,6158
		Na2SO4	1,1857
		MgCl2	0,0321
		NaOH	0,0270
		CaSO4	0,0351
		Na2CO3	2,1241
		CaCl2	0,0038
		H2O	537,2678
		Impuritis	8,6566
Total	72.686,6407	Total	72.686,6407

6. ABSORBER (D-120)



Fungsi: Untuk mengabsorpsi gas NH₃ dengan menggunakan absorber larutan H₂O yang ada pada feed.

Keterangan:

M13 : massa larutan garam (NaCl) dari thickener

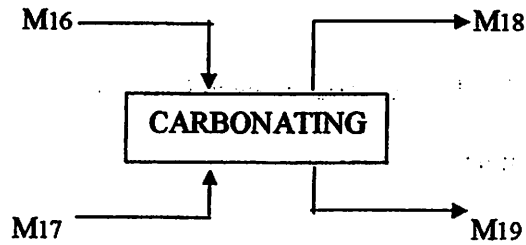
M14 : Massa NH₃ masuk absorber

M15 : Massa sisa NH₃ ke waste

M16 : Massa NH₄OH keluar absorber

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
* Dari thickener (M12)		* Ke carbonasi (M15)	
NaCl	18.474,9632	NH ₄ OH	101.355,5671
Na ₂ SO ₄	117,3852	NaCl	18.474,9632
MgCl ₂	3,1827	Na ₂ SO ₄	117,3852
NaOH	2,6734	MgCl ₂	3,1827
CaSO ₄	3,4794	NaOH	2,6734
Na ₂ CO ₃	0,9704	CaSO ₄	3,4794
CaCl ₂	0,3714	Na ₂ CO ₃	0,9704
H ₂ O	53.189,5105	CaCl ₂	0,3714
Dari Storage (M13)		H ₂ O	1.063,7902
NH ₃	50,234,5376	* Ke waste (M14)	
		Sisa NH ₃	1.004,6908
Total	122.027,0736	Total	122.027,0736

A.7. CARBONATING TOWER (D-130)



Fungsi : Untuk pembentukan sodium bikarbonat

Keterangan:

M16 = massa ammoniated brine dari absorber

M17 = massa CO₂ masuk carbonasi

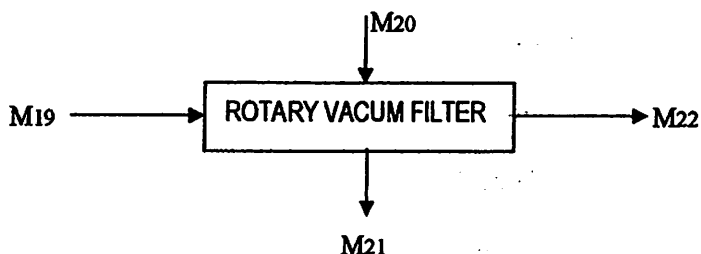
M18 = massa CO₂ ke waste

M19 = massa keluar carbonasi

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
* Dari thickener (M15)		* Ke carbonasi (M18)	
NH ₄ OH	101.355,5671	NaHCO ₃	19.913,1340
NaCl	18.474,9632	NH ₄ Cl	12.670,9168
Na ₂ SO ₄	117,3852	NaCl	4.618,7408
MgCl ₂	3,1827	Na ₂ SO ₄	117,3852
NaOH	2,6734	NH ₄ CO ₃	210.046,1660
CaSO ₄	3,4794	MgCl ₂	3,1827
Na ₂ CO ₃	0,9704	NaOH	2,6734
CaCl ₂	0,3714	CaSO ₄	3,4794
H ₂ O	1.063,7902	Na ₂ CO ₃	0,9704
Dari Storage (M16)		CaCl ₂	0,3714
CO ₂	127.545,8457	H ₂ O	1.063,7902
		# Ke waste (M17)	
		CO ₂	127,4184
Total	248.568,2286	Total	248.568,2286

A.8. ROTARY DRUM VACUM FILTER (H-140)

Fungsi memisahkan NaHCO_3 dari larutan



Keterangan:

M19 : massa dari carbonasi

M20 : massa H_2O masuk RVF

M21 : massa filtrate keluar RVF

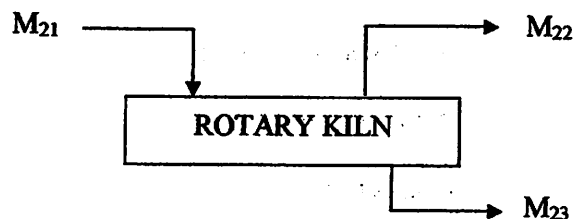
M22 : massa cake keluar RVF

<u>Masuk</u>			<u>Keluar</u>
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
Dari karbonasi(M18)		* Cake ke rotarykiln	
NaHCO_3	19.913,1340	(M22)	
NH_4Cl	12.670,9168	NaHCO_3	19.514,0923
NaCl	4.618,7408	NaCl	18,4750
Na_2SO_4	117,3852	NaSO_4	115,8165
NH_4HCO_3	210.046,1660	NH_4HCO_3	1.932,4247
MgCl_2	3,1827	NH_4Cl	50,6837
NaOH	2,6734	H_2O	2.355,5890
CaSO_4	3,4794	* Filtrat ke penampung	
Na_2CO_3	0,9704	(M21)	
CaCl_2	0,3714	NH_4Cl	12.620,2331
H_2O	1.063,7902	NaCl	4.600,2658
Air pencuci (M20)		Sisa NH_4HCO_3	20.8113,7413
H_2O	5.818,9645	MgCl_2	3,1827

		NaOH	3,1827
		CaSO ₄	2,6734
		Na ₂ CO ₃	3,4794
		CaCl	0,9704
		NaHCO ₃	0,3714
		Na ₂ SO ₄	398,2468
		H ₂ O	2,3636
		* Air bekas pencuci	1.063,7902
			3.463,3755
Total	254.259,7747	Total	254,259,7747

A.9 ROTARY KILN (B-150)

Fungsi : untuk mendekomposisi NaHCO₃ menjadi Na₂CO₃



Keterangan :

M₂₁ = massa cake dari RVF

M₂₂ = massa produk ke cyclone

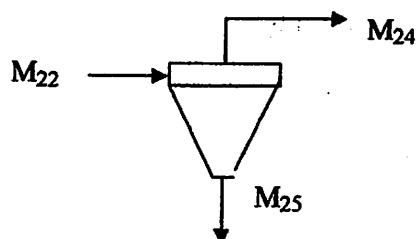
M₂₃ = massa produk keluar rotary kiln

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
• Cake dari RD (M ₂₂)		• Produk ke bin (M ₂₄)	
NaHCO ₃	19.514,0923	Na ₂ CO ₃	12.189,3384
NaCl	18,4750	NaCl	18,2902
Na ₂ SO ₄	115,8165	Na ₂ SO ₄	114,6583

NH ₄ HCO ₃	1.932,4247	NH ₄ Cl	50,1768
NH ₄ Cl	50,6837	H ₂ O	27,8541
H ₂ O	2.355,5890	• Produk ke cyclone (M ₂₃)	
		Na ₂ CO ₃	123,1246
		NaCl	0,1847
		Na ₂ SO ₄	1,1582
		NH ₄ Cl	0,5068
		NH ₃	415,8382
		CO ₂	6.187,1209
		H ₂ O	4.858,8299
Total	23.987,0811	Total	23.987,0811

A.10. CYCLONE (H-155)

Fungsi : memisahkan padatan dan gas



Keterangan :

M₂₃ = massa dari rotary kiln

M₂₅ = massa gas ke udara

M₂₆ = massa produk keluar cyclone

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
* Dari rotary kiln (M₂₃)		* Ke Bin Produk (M₂₅)	
Na ₂ CO ₃	123,1246	Na ₂ CO ₃	121,8934
NaCl	0,1847	NaCl	0,1829
Na ₂ SO ₄	1,1582	Na ₂ SO ₄	1,1466
NH ₄ Cl	0,5068	NH ₄ Cl	0,5018
NH ₃	415,8382	• Ke udara (M ₂₄)	
CO ₂	6.187,1209	Na ₂ CO ₃	1,2312
H ₂ O	4.858,8299	NaCl	0,0018
		Na ₂ SO ₄	0,0116
		NH ₄ Cl	0,0051
		NH ₃	415,8382
		CO ₂	6.187,1209
		H ₂ O	4.858,8299
Total	11.586,7634	Total	11.586,7634

BABA IV
NERACA PANAS

Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun

$$: 100.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$: 12626,2626 \text{ kg/jam}$$

Satuan : kkal/jam

Waktu operasi : 330 hari/tahun

Suhu referensi : 25°C (298,15 K)

Persamaan entalphi :

$$H = m \cdot C_p \cdot \Delta T = C_p \Delta T = m \int_{T_{ref}}^{T_i} C_p dT$$

Dimana :

H = Entalphi : kkal
m = mol bahan : kmol
C_p = Spesfic heat : kkal/mol kelvin
T_{ref} = suhu referensi : kelvin
T = suhu bahan : kelvin

Data konstanta persamaan kapasitas panas (C_p) untuk setiap komponen adalah sebagai berikut :

- MgCl₂ = 17,3 + 0,00377 T
- NaOH = 18,3 kkal/kmol. K
- Mg(OH)₂ = 18,2 kkal/kmol. K
- NaCl = 10,79 + 0,0042 T
- CaSO₄ = 18,52 + 0,02197 T – 156800 T²
- Na₂CO₃ = 26,2 kkal/kgmol. K
- CaCO₃ = 19,68 + 0,01189 T – 307600 T²
- Na₂SO₄ = 28,9 kkal/kmol. K
- CaCl₂ = 16,9 + 0,00386 T
- NH₃ = 6,70 + 0,00630 T

- $\text{H}_2\text{O} = 8,712 + 0,00125 T - 0,00000018 T^2$
- $\text{NH}_4\text{OH} = 35,5 \text{ kkal/kmol. K}$
- $\text{CO}_2 = 10,34 + 0,00274 T + 195500 T^{-2}$
- $\text{NH}_4\text{HCO}_3 = 50,3 \text{ kkal/kmol. K}$
- $\text{NH}_4\text{Cl} = 9,80 + 0,03680 T$
- $\text{NaHCO}_3 = 5,218 + 0,01815 T$

Penentuan C_p dengan metode Kopp's rule, Himmelblau hal edisi 4, hal :332

Konstanta metode Kopp's Rule

Unsur solid	Nilai	Unsur liquid	Nilai
C	1,8	C	2,8
H	2,3	H	4,3
O	4,0	O	6,0
S	5,4	S	7,4
P	5,4	P	7,4
F	5,0	F	7,0
Si	3,8	Si	5,8
B	2,7	B	4,7
lainnya	6,2	lainnya	8,0

Contoh perhitungan C_p kopp's Rule untuk NaOH

$$\text{Nilai unsur Na} = 1 \times 8,0 = 8,0$$

$$\text{Nilai unsur H} = 1 \times 6,0 = 6,0$$

$$\text{Nilai unsur O} = 1 \times 4,3 = 4,3$$

$$C_{p \text{ Kopp's}} = 18,3$$

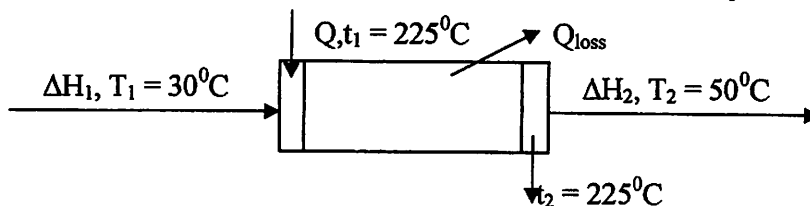
Data panas pembentukan senyawa (H_f) untuk setiap komponen adalah sebagai berikut :

- $\text{MgCl}_2 = -153,220 \text{ kkal/mol} = -153220 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{NaOH} = -101,96 \text{ kkal/mol} = -101960 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{Mg(OH)}_2 = -221,90 \text{ kkal/mol} = -221900 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{NaCl} = -98,321 \text{ kkal/mol} = -98321 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{CaSO}_4 = -338,73 \text{ kkal/mol} = -338730 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{Na}_2\text{CO}_3 = -269,46 \text{ kkal/mol} = -269460 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{CaCO}_3 = -289,5 \text{ kkal/mol} = -289500 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{Na}_2\text{SO}_4 = -330,50 \text{ kkal/mol} = -330500 \text{ kkal/kmol}$
- $\text{CaCl}_2 = -190,6 \text{ kkal/mol} = -190600 \text{ kkal/kmol}$

- NaCl = -98,321 kkal/mol = -98321 kkal/kmol
- CaSO₄ = -338,73 kkal/mol = - 338730 kkal/kmol
- Na₂CO₃ = -269,46 kkal/mol = -269460 kkal/kmol
- CaCO₃ = -289,5 kkal/mol = - 289500 kkal.kmol
- Na₂SO₄ = -330,50 kkal/mol = -330500 kkal/kmol
- CaCl₂ = -190,6 kkal/mol = -190600 kkal/kmol
- NH₃ = -10,96 kkal/mol = -10960 kkal/kmol
- H₂O_(l) = -68,3174 kkal/mol = -68317,4 kkal/kmol
- NH₄OH = -87,59 kkal/mol = -87590 kkal/kmol
- CO₂ = -94,052 kkal/mol = -94052 kkal/kmol
- NH₄HCO₃ = -226,3 kkal/mol = -226300 kkal/kmol
- NaHCO₃ = -226 kkal/mol = -226000 kkal/kmol
- NH₄Cl = -75,23 kkal/mol = -75230 kkal/kmol

B.1. Heater 1 (Garam) (E-117a)

Fungsi : untuk menaikkan suhu larutan garam dari 30⁰C menjadi 50⁰C



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada larutan garam masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung pada larutan garam keluar heater

Q = panas steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar perhitungan :

- suhu bahan masuk (T_1) = 30⁰C = 303,15 ⁰K
- suhu bahan keluar (T_2) = 50⁰C = 323,15 ⁰K
- suhu referensi (T_0) = 25 = 298,15 ⁰K
- Q_{loss} (asumsi) = 5%

Dari data App. A.2-9 Geankoplis hal 858 untuk saturated steam pada suhu 225⁰C

$$C_p = \int_{T_0}^T A + BT + CT^2 dT$$

Apabila persamaan diatas diintegrasikan maka persamaan diatas menjadi :

$$C_p = A(T-T_0) + \frac{B(T^2 - T_0^2)}{2} + \frac{C(T^3 - T_0^3)}{3}$$

Dimana : T_0 = temperature referensi (298,15 °K)

C_p = kapasitas panas (kal/mol.K)

Dari tabel C.3, APP C, Van Ness hal 658, diperoleh :

$$\frac{C_p}{R} - H_2O = 8,712 + 1,25 \times 10^{-3}T - 0,18 \times 10^{-6}T^2$$

$$\frac{C_p}{R} = R \int C_p dT$$

H₂O masuk pada suhu 30°C (303,15 °K)

$$\begin{aligned} R \int_{T_{ref}}^{T_1} C_p dT &= \left[8,314 \text{ J/mol.K} \times \int_{T_{ref}}^{T_1} 8,712 + 1,25 \times 10^{-3}T - 0,18 \times 10^{-6}T^2 \right] \\ &= \left[\left(8,712(T_1 - T_{ref}) + \frac{1,25 \times 10^{-3}}{2}(T_1^2 - T_{ref}^2) - \frac{0,18 \times 10^{-6}}{3}(T_1^3 - T_{ref}^3) \right) \times 8,314 \text{ J/mol.K} \right] \\ &= 8,314 [8.712(303,15 - 298,15) + 0,625 \times 10^{-3} (303,15^2 - 298,15^2) - 0,06 \times 10^{-6}(303,15^3 - 298,15^3)] \\ &= 45,4391 \text{ kkal/mol} \end{aligned}$$

a. Menghitung panas larutan garam masuk suhu 30°C (ΔH_1)

Menghitung $C_p dT$ NaCl suhu 30°C :

$$C_p = \int_{T_0}^T A + BT + CT^2 dT$$

$$C_p = \int_{298,15}^{303,15} A(T-T_0) + \frac{B}{2}(T_2^2 - T_0^2)$$

$$= 10,79 \times (303,15 - 298,15) + \frac{0,0042}{2} \times (303,15^2 - 298,15^2)$$

$$= 60,2637 \text{ (kkal/kmol)}$$

Komponen	m (kmol)	$\int Cp \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp \cdot dT$ (kkal)
NaCl	316,8729	60,2637	19.095,9154
MgCl ₂	1,1252	92,1673	103,7030
CaSO ₄	0,8605	125,6264	108,1051
CaCl ₂	0,1127	90,3025	10,1733
H ₂ O	2.963,1142	45,4391	134.641,1306
Total			153.959,0273

b. Menghitung panas larutan garam yang keluar suhu 50°C (ΔH_2)

Menghitung $Cp \cdot dT$ NaCl suhu 50°C :

$$Cp = \int_{T_0}^T A + BT + CT^2 dT$$

$$Cp = \int_{298,15}^{323,15} A(T-T_0) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_0^2)$$

$$= 10,79 \times (323,15 - 298,15) + \frac{0,0042}{2} \times (323,15^2 - 298,15^2)$$

$$= 302,3683 \text{ (kkal/kmol)}$$

Komponen	m (kmol)	$\int Cp \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp \cdot dT$ (kkal)
NaCl	316,8729	302,3683	95.812,2934
MgCl ₂	1,1252	461,7788	519,5755
CaSO ₄	0,8605	630,2794	542,3732
CaCl ₂	0,1127	452,4777	50,9752
H ₂ O	2.963,1142	227,5078	674.131,6260
Total			771.056,8433

c. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{loss} &= 5\% \text{ dari panas masuk} \\ &= 5\% \times (\Delta H_1 + Q) \\ &= 0,05 \times (153959.0273 + Q) \\ &= 7697.9514 + 0,05Q \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

$$153959.0273 + Q = 771056.8433 + 7697.9514 + 0,05 Q$$

$$0,95 Q = 778754.7947 - 153959.0273$$

$$Q = 657679.7551$$

$$Q_{\text{loss}} = 7697.951365 + 0,05 Q$$

$$= 40581.9391 \text{ kkal}$$

d. Menghitung massa steam yang masuk

$$\lambda_s = H_v - H_L$$

$$= 670,0048 - 231,0660$$

$$= 438,9388 \text{ kkal/kg}$$

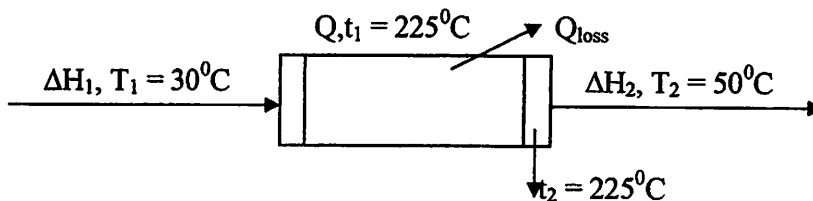
$$m = \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{657679,7551}{438,9388} = 1498.3404 \text{ kg/jam}$$

Tabel Neraca panas heater garam

panas masuk (kkal)	panas keluar (kkal)
$\Delta H_1 = 153959.0273$	$\Delta H_2 = 771056.8433$
$Q = 657679.7551$	$Q_{\text{loss}} = 40581.9391$
Total = 811638.7824	total = 811638.7824

B.2. Heater II (N₂OH) (E-117b)

Fungsi : untuk menaikkan suhu larutan NaOH dari 30⁰C menjadi 50⁰C



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada larutan NaOH masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung pada larutan NaOH keluar heater

Q = panas steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar perhitungan :

- suhu bahan masuk (T_1) = 30⁰C
- suhu bahan keluar (T_2) = 50⁰C

$$- Q_{\text{loss}} (\text{asumsi}) = 5\%$$

Dari data App. A.2-9 Geankoplis hal 858 untuk saturated steam pada suhu 225°C

- Tekanan : 2548 kPa
- H_v : 2803,3 kJ/kg = 670,0048 kkal/kg
- H_L : 966,78 kJ/kg = 231,0660 kkal/kg

a. Menghitung panas larutan NaOH masuk pada suhu 30°C (ΔH_1)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
NaOH	2,2503	91,5000	205,9045
H ₂ O	3,7505	45,4391	170,4209
Total			376,3254

b. Menghitung panas larutan NaOH keluar pada suhu 50°C (ΔH_2)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
NaOH	2,2503	457,5000	1029,5225
H ₂ O	3,7505	227,5078	853,2766
Total			1882,7991

c. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ dari panas masuk} \\ &= 5\% \times (\Delta H_1 + Q) \\ &= 0,05 \times (376.3254 + Q) \\ &= 1882.7991 + 0,05 Q \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\begin{aligned} \Delta H_1 + Q &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ 376.3254 + Q &= 1882.7991 + 1882.7991 + 0,05 Q \\ 0,95 Q &= 1901.6154 - 376.3254 \\ Q &= 1605.5684 \text{ kkal} \\ Q_{\text{loss}} &= 1882.7991 + 0,05 Q \\ &= 99.0947 \text{ kkal} \end{aligned}$$

d. Menghitung massa steam yang masuk

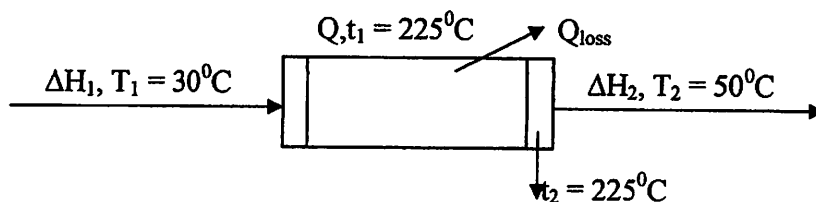
$$\begin{aligned}\lambda_s &= H_v - H_L \\ &= 670,0048 - 231,0660 \\ &= 438,9388 \text{ kkal/kg} \\ m &= \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{2836,3690}{438,9388} = 6,4619 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel Neraca panas heater NaOH

Panas masuk (kkal)		Panas keluar (kkal)	
ΔH_1	376.3254	ΔH_2	1882.7991
Q	1605.5684	Q_{loss}	99.0947
	1981.8938		1981.8938

B.3. Heater III (Na_2CO_3)

Fungsi : untuk menaikkan suhu larutan Na_2CO_3 dari 30°C menjadi 50°C



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada larutan Na_2CO_3 masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung pada larutan Na_2CO_3 keluar heater

Q = panas steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar perhitungan :

- suhu bahan masuk (T_1) = 30°C
- suhu bahan keluar (T_2) = 50°C
- Q_{loss} (asumsi) = 5%

Dari data App. A.2-9 Geankoplis hal 858 untuk saturated steam pada suhu 225°C

- Tekanan : 2548 kPa
- H_v : 2803,3 kJ/kg = 670,0048 kkal/kg

$$- H_L : 966,78 \text{ kJ/kg} = 231,0660 \text{ kkal/kg}$$

a. Menghitung panas larutan Na_2CO_3 masuk pada suhu 30°C (ΔH_1)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
Na_2CO_3	0,9732	144,5000	140,6324
H_2O	13,3730	45,4391	607,6553
Total			748,2878

b. Menghitung panas larutan Na_2CO_3 keluar pada suhu 50°C (ΔH_2)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
Na_2CO_3	0,9732	722,5000	703,1622
H_2O	13,3730	457,5000	6.118,1348
Total			6.821,2970

c. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ dari panas masuk} \\ &= 5\% \times (\Delta H_1 + Q) \\ &= 0,05 \times (748.2878 + Q) \\ &= 37.4144 + 0,05 Q \end{aligned}$$

Neraca panas total

$$\begin{aligned} \Delta H_1 + Q &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} \\ 748.2878 + Q &= 6821.2970 + 37.4144 + 0,05 Q \\ 0,95 Q &= 6858.7114 - 748.2878 \\ &= 6110.4236 / 0,95 \\ Q &= 6432.0249 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 37.4144 + 0,05 Q \\ &= 359.0156 \text{ kkal} \end{aligned}$$

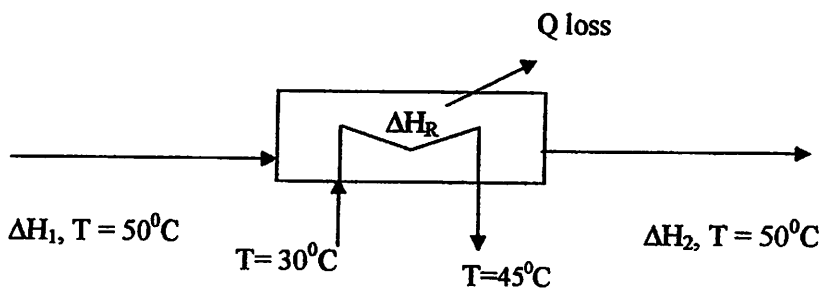
d. Menghitung massa steam yang masuk

$$\begin{aligned} \lambda_s &= H_v - H_L \\ &= 670,0048 - 231,0660 \\ &= 438,9388 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{6432,0249}{438,9388} = 14.6536 \text{ kg/jam}$$

Tabel Neraca panas heater Na_2CO_3

panas masuk (kkal)		panas keluar (kkal)	
ΔH_1	748,2878	ΔH_2	6.821,2970
Q	6.432,0249	Q_{loss}	359.015,6322
Total	7.180,3126	Total	7.180,3126

B.4. REAKTOR (R-110)

Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada masuk reaktor

ΔH_2 = panas yang terkandung pada keluar reaktor

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas yang diserap

Q_{loss} = panas yang hilang 5%

Dasar perhitungan :

- Suhu bahan masuk (T_1) = $50^\circ\text{C} = 323,15^\circ\text{K}$
- Suhu bahan keluar (T_2) = $50^\circ\text{C} = 323,15^\circ\text{K}$
- Suhu referensi (T_R) = 200°C
- Q_{loss} (asumsi) = 5% dari bahan masuk

a. Menghitung panas bahan yang masuk pada suhu 50°C (ΔH_1)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
NaCl	316,8729	302,3683	95.812,2934
CaCl ₂	0,1127	452,4777	50,9752
CaSO ₄	0,8605	630,2794	542,3732
MgCl ₂	1,1252	461,7788	519,5755
Na ₂ CO ₃	0,9732	722,5000	703,1622
NaOH	2,2503	457,5000	1.029,5225
H ₂ O	2.963,1142	451,2159	1.337.004,2330
Total			1.435.662,1351

Menghitung panas reaksi



ΔH reaktan

$$\Delta H \text{ MgCl}_2 = m \cdot C_p dT = 0,7483 \times 461,7788 = 345,5625 \text{ kkal}$$

$$\Delta H 2 \text{ NaOH} = m \cdot C_p dT = 1,4967 \times 457,5000 = 684,7212 \text{ kkal}$$

$$1030,2836 \text{ kkal}$$

ΔH produk

$$\Delta H \text{ Mg(OH)}_2 = m \cdot C_p dT = 0,7483 \times 455,000 = 26,7458 \text{ kkal}$$

$$\Delta H 2 \text{ NaCl} = m \cdot C_p dT = 1,4967 \times 302,3683 = 452,5419 \text{ kkal}$$

$$793,0317 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f298} \text{ produk} - \Delta H_{f298} \text{ reaktan}$$

$$= [(Hf_{\text{Mg(OH)}_2} \times m_{\text{Mg(OH)}_2}) + (Hf_{\text{NaCl}} \times m_{\text{NaCl}})] - [(Hf_{\text{MgCl}_2} \times m_{\text{MgCl}_2}) +$$

$$(Hf_{\text{NaOH}} \times m_{\text{NaOH}})]$$

$$= [(-221900 \times 0,7483) + (-98321 \times 1,4967)] - [(-153220 \times 0,7483) + (-101960 \times 1,4967)]$$

$$= [(-166054,2333) + (-147152,9362)] - [(-114658,9889) + (-152599,5756)]$$

$$= -313207,1695 - (-267258,2465)$$

$$= -45948,9051 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{R1} = (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{f298}$$

$$= (793,0317 - 1030,2836) + (-45948,9051)$$

$$= -46186,1570 \text{ kkal}$$



ΔH reaktan

$$\Delta H \text{ CaSO}_4 = m \cdot \text{CpdT} = 0,5525 \times 630,2794 = 348,2294 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{CO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 0,5525 \times 722,5000 = 399,1813 \text{ kkal}$$

$$747.4107 \text{ kkal}$$

ΔH produk

$$\Delta H \text{ CaCO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 0,5525 \times 557,7355 = 308,1489 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{SO}_4 = m \cdot \text{CpdT} = 0,5525 \times 820,000 = 453,5031 \text{ kkal}$$

$$761,6519 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}}$$

$$= [(\text{Hf}_{\text{CaCO}_3} \times m_{\text{CaCO}_3}) + (\text{Hf}_{\text{Na}_2\text{SO}_4} \times m_{\text{Na}_2\text{SO}_4})] - [(\text{Hf}_{\text{CaSO}_4} \times m_{\text{CaSO}_4}) +$$

$$(\text{Hf}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \times m_{\text{Na}_2\text{CO}_3})]$$

$$= [(-289500 \times 0,5525) + (-330500 \times 0,5525)] - [(-338730 \times 0,5525) + (-269460 \times 0,5525)]$$

$$= [(-159945,0246) + (-182596,997)] - [(-187143,9661) + (-148873,1825)]$$

$$= [(-342542,0217) - (-336017,1486)]$$

$$= - 6525.025 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{R \text{ II}} = (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{f298}$$

$$= (761,1812 - 747,4106) + (- 6525.025)$$

$$= -6510.7837 \text{ kkal}$$



ΔH reaktan

$$\Delta H \text{ CaCl}_2 = m \cdot \text{CpdT} = 0,0723 \times 452,4777 = 32,7141 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ Na}_2\text{CO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 0,0723 \times 722,5000 = 52,2368 \text{ kkal}$$

$$84,9509 \text{ kkal}$$

ΔH produk

$$\Delta H \text{ CaCO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 0,0723 \times 557,7355 = 40,3243 \text{ kkal}$$

$$\Delta H 2 \text{ NaCl} = m \cdot \text{CpdT} = 0,1147 \times 302,3683 = 34,6816 \text{ kkal}$$

$$75,0059 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{f298} &= \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}} \\
&= [(Hf_{\text{CaCO}_3} \times m_{\text{CaCO}_3}) + (Hf_{\text{NaCl}} \times m_{\text{NaCl}})] - [(Hf_{\text{CaCl}_2} \times m_{\text{CaCl}_2}) + \\
&\quad (Hf_{\text{Na}_2\text{CO}_3} \times m_{\text{Na}_2\text{CO}_3})] \\
&= [(-289500 \times 0,0723) + (-98321 \times 0,0723)] - [(-190600 \times 0,0723) + (-269460 \\
&\quad \times 0,1147)] \\
&= [(-20939,6151) + (-14223,1703)] - [(-13786,1507) + (-38980,2327)] \\
&= [(-35162,7853) - (-52766,3834)] \\
&= 16647.9837 \text{ kkal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\Delta H_{R \text{ III}} &= (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{f298} \\
&= (75,0059 - 84,9509) + 16647.9837 \\
&= 16638.0387 \text{ kkal}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total } \Delta H_R &= \Delta H_{R \text{ I}} + \Delta H_{R \text{ II}} + \Delta H_{R \text{ III}} \\
&= (-46186,1570) + (-6510.7837) + 16638.0387 \\
&= -36056.7559 \text{ kkal}
\end{aligned}$$

a. Menghitung panas bahan yang keluar (ΔH_2)

Menghitung Cp.dT NaCl 50°C :

Komponen	m (kmol)	$\int \text{Cp.dT}$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int \text{Cp.dT}$ (kkal)
NaCl	319,2742	302,3683	96.538,4085
Mg(OH) ₂	1,0914	455,0000	496,5903
CaCO ₃	0,9440	557,7355	526,4841
Na ₂ SO ₄	0,8347	820,0000	684,4440
Sisa MgCl ₂	0,0338	461,7788	15,5889
Sisa NaOH	0,0675	457,5000	30,8858
Sisa CaSO ₄	0,0258	620,0624	16,0071
Sisa Na ₂ CO ₃	0,0292	722,5000	21,0915
Sisa CaCl ₂	0,0034	452,4777	1,5292
H ₂ O	2.984,8217	451,2159	1.346.799,0047
Total			1.445.130,0342

a. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned}
Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ dari panas masuk} \\
&= 5\% \times (\Delta H_1 + \Delta H_R)
\end{aligned}$$

$$= 0,05 \times [1.435.662.1351 + (-36056.7559)]$$

$$= 69980.26896 \text{ kkal}$$

$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q + Q_{\text{loss}}$$

$$1.435.662.1351 + (-36056.7559) = 1.445.130,0342 + Q + 69980.26896$$

$$1399605.3791 = 1515110.303 + Q$$

$$Q = -115504.9240 \text{ kkal}$$

Diketahui : Suhu air masuk = 30°C

Suhu air keluar = 45°C

sehingga kebutuhan air pendingin (m) :

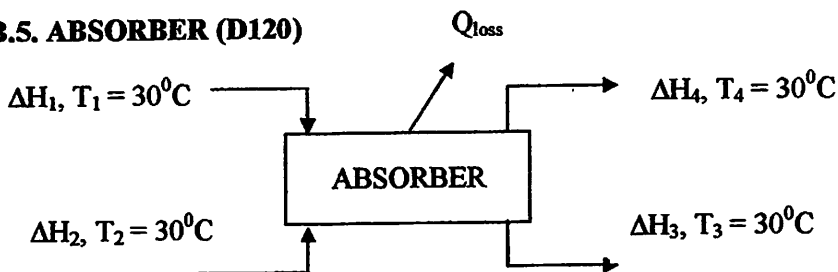
$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{83552,4127 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}\text{C} \times (45^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C})}$$

$$= 5570,1608 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.1 Neraca panas reactor

panas masuk (kkal)		panas keluar (kkal)	
ΔH_1	1.435.662,1351	ΔH_2	1.445.130,0340
Q	-36.056,7559	Q	-115.504,9240
		Q_{loss}	69.980,2689
Total	1.399.605,3791	Total	1.399.605,3791

B.5. ABSORBER (D120)



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = panas larutan masuk menuju kolom absorber

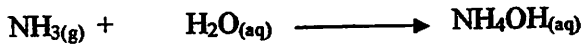
ΔH_2 = panas gas NH_3 masuk menuju kolom absorber

ΔH_3 = panas produk keluar menuju carbonating tower

ΔH_4 = panas produk atas keluar dari absorber (NH_3)

Q_{loss} = panas yang hilang

Reaksi yang terjadi :



(keyes, hal 707)

Kondisi operasi 30°C

a. Menghitung panas bahan masuk absorber pada suhu 30°C

- Dari Thickener (ΔH_1)

Komponen	Massa (kmol)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal)
NaCl	316,0815	60,2637	19.048,2244
Na ₂ SO ₄	0,8264	164,0000	135,5239
MgCl ₂	0,0334	92,1673	3,0803
NaOH	0,0668	91,5000	6,1154
CaSO ₄	0,0256	125,6264	3,2107
Na ₂ CO ₃	0,0068	144,5000	0,9871
CaCl ₂	0,0033	90,3025	0,3022
H ₂ O	2.954,9728	45,4391	134.271,1940
Total			153.468,6381

- NH₃ masuk (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal)
NH ₃	2954,9734	42,9705	126.976,6840
Total			126.976.,6840

Menghitung panas reaksi



ΔH reaktan

$$\Delta H \text{ NH}_3 = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 42,9705 = 83046,9249 \text{ kkal}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 45,4391 = 87817,7915 \text{ kkal}$$

$$170864,7165 \text{ kkal}$$

ΔH produk

$$\Delta H \text{ NH}_4\text{OH} = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 177,5 = 343045,3258 \text{ kkal}$$

$$343045,3258 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f298} &= \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}} \\
 &= [(H_f \text{ NH}_4\text{OH} \times m \text{ NH}_4\text{OH})] - [(H_f \text{ NH}_3 \times m \text{ NH}_3) + (H_f \text{ H}_2\text{O} \times m \text{ H}_2\text{O})] \\
 &= [(-87590 \times 1932,6497)] - [(-10960 \times 1932,6497) + (-68317 \times 1932,6497)] \\
 &= [-169280789,3] - [(-21 181840,9758) + (-132033604,3)] \\
 &= -16134433.9561 \text{ kkal} \\
 \Delta H_R &= (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}) + \Delta H_{f298} \\
 &= [343045.3258 - 170864,7165] + (-16134433.9561) \\
 &= -15962253.3468 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung panas bahan keluar absorber pada suhu 30°C (ΔH_3)

- Produk bawah menuju carbonating tower

Komponen	m (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \int C_p.dT$ (kkal)
NH ₂ OH	2.895,8733	177,5000	514.017,5189
NaCl	316,0815	60,2637	19.048,2244
Na ₂ SO ₄	0,8264	164,0000	135,5239
MgCl ₂	0,0334	92,1673	3,0803
NaOH	0,0668	91,5000	6,1154
CaSO ₄	0,0256	125,6264	3,2107
Na ₂ CO ₃	0,0068	144,5000	0,9871
CaCl ₂	0,0033	90,3025	0,3022
H ₂ O	59,0995	45,4391	2.685,4239
Total			535.900,3868

- Produk atas (ΔH_4)

Komponen	m (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \int C_p.dT$ (kkal)
NH ₃	59,0995	42,9705	2.539,5333
Total			2.539,5333

c. Menghitung Q_{loss}

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

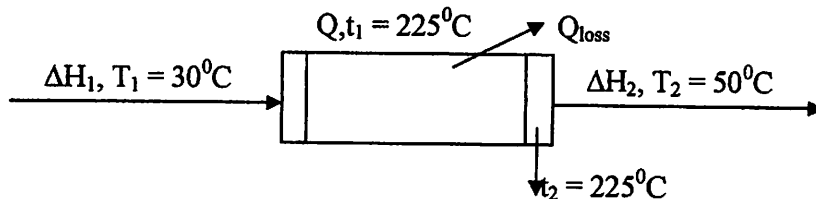
$$191090,9328 + 84741,71087 + (-15979535,4010) = 360139,8341 + 1694,8342 + Q_{\text{loss}}$$

$$-15681808.0247 = 538439.9201 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = -16220247.9448 \text{ kkal}$$

Neraca panas absorber

Komponen	m (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
ΔH_1	153468.6381	ΔH_3	535900.3868
ΔH_2	126976.6840	ΔH_4	2539.5333
ΔH_R	-15962253.3468	Q_{loss}	-16220247.9448
	-15681808.0247		-15681808.0247

B.7. HEATER (E-132)Fungsi : untuk menaikkan suhu larutan garam dari 30°C menjadi 50°C Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$ ΔH_1 = panas yang terkandung pada larutan garam masuk heater ΔH_2 = panas yang terkandung pada larutan garam keluar heater Q = panas steam masuk Q_{loss} = panas yang hilang

Dasar penghitungan :

- Suhu bahan masuk (T_1) = 30°C = $303,15^\circ\text{K}$
- Suhu bahan keluar (T_2) = 50°C = $323,15^\circ\text{K}$
- Suhu referensi (T_0) = 25 = $198,15^\circ\text{K}$
- Q_{loss} (asumsi) = 5%

Dari rata-rata App.A.2-9 geankoplis hal 858 untuk saturated seteam pada suhu 225°C

- Tekanan : 2548 kPa
- H_v : 2803,3 kJ/kg = 670,0048 kkal/kg
- H_L : 966,78 kJ/kg = 231,0660 kkal/kg

a. Menghitung panas larutan garam masuk pada suhu 30°C (ΔH_1)

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
NaCl	316,0815	60,2637	19048,2244
Na ₂ SO ₄	0,8264	164,0000	135,5239
MgCl ₂	0,0334	92,1673	3,0803
NaOH	0,0668	91,5000	6,1154
CaSO ₄	0,0256	125,6264	3,2107
Na ₂ CO ₃	0,0068	144,5000	0,9871
CaCl ₂	0,0033	90,3025	0,3022
H ₂ O	2954,9728	45,4391	134.271,1940
NH ₃	2954,9734	42,9705	126.976,6840
Total			280.445,3220

b. Menghitung panas larutan garam keluar pada suhu 50°C (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
NH ₄ OH	2.895,8733	887,5000	2.570.087,5943
NaCl	316,0815	302,3683	95.573,0234
Na ₂ SO ₄	0,8264	820,0000	677,6196
MgCl ₂	0,0334	461,7788	15,4332
NaOH	0,0668	457,5000	30,5770
CaSO ₄	0,0256	620,0624	15,8473
Na ₂ CO ₃	0,0068	655,0000	4,4746
CaCl ₂	0,0033	452,4777	1,5141
H ₂ O	59,0995	392,1661	23.176,8030
NH ₃	59,0995	216,4274	12.790,7422
Total			2.702.373,6286

c. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$Q_{loss} = 5\% \text{ dari panas masuk}$$

$$= 5\% \times (\Delta H_1 + Q)$$

$$= 0,05 \times (280445.3220 + Q)$$

$$= 14022.2661 + 0,05 Q$$

Neraca panas total (Q) :

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$280445.3220 + Q = 2702373.6286 + 14022.2661 + 0,05 Q$$

$$0,95 Q = 2716395.8947 - 280445.3220$$

$$Q = 2564158.4976 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 14022.2661 + 0,05 Q$$

$$= 142230.1910 \text{ kkal}$$

d. Menghitung massa steam yang masuk

$$\lambda_s = H_v - H_L$$

$$= 670,0048 - 231,0660$$

$$= 438,9388 \text{ kkal/kg}$$

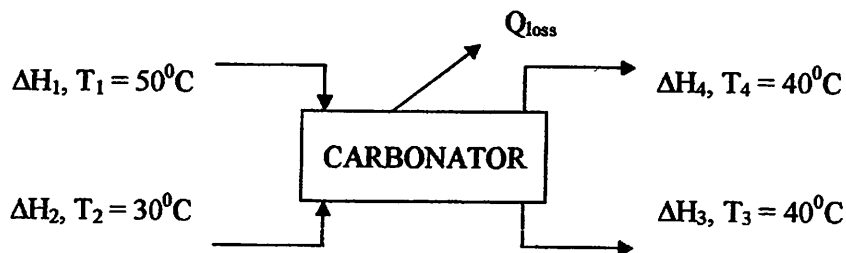
$$m = \frac{Q}{\lambda_s} = \frac{2564158.4976}{438,9388} = 5841.7221 \text{ kg/jam}$$

Tabel Neraca panas heater

panas masuk (kkal)		panas keluar (kkal)	
ΔH_1	280.445,3220	ΔH_2	2.702.373,6286
Q	2.564.158,4976	Q_{loss}	142.230,1910
Total	2.844.603,8196	Total	2.844.603,8196

B.8. CARBONATING TOWER (D-130)

Fungsi : untuk karbonasi ammoniated brine menjadi sodium-carbonate.



ΔH_1 = panas larutan masuk menuju kolom karbonasi

ΔH_2 = panas gas CO_2 masuk menuju kolom carbonasi

ΔH_3 = panas produk atas keluar (CO_2)

ΔH_4 = panas produk keluar masuk rotary vakum filter

Q_{loss}

Neraca panas total : $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$

Dimana : = panas yang hilang 5%

a. Bahan masuk carbonating tower pada suhu 50°C (ΔH_1)

- Dari absorber

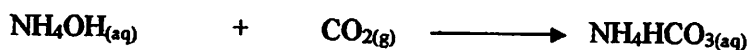
Komponen	massa (kmol)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal)
NH_4OH	2.895,8733	887,5000	2.570.087,5943
NaCl	316,0815	302,3683	95.573,0234
Na_2SO_4	0,8264	820,0000	677,6196
MgCl_2	0,0334	461,7788	15,4332
NaOH	0,0668	457,5000	30,5770
CaSO_4	0,0256	620,0624	15,8473
Na_2CO_3	0,0068	655,0000	4,4746
CaCl_2	0,0033	452,4777	1,5141
H_2O	59,0995	392,1661	23.176,8030
Total			2.689.582,8864

b. Bahan (CO_2) masuk carbonating tower pada suhu 30°C (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int \text{Cp} \cdot dT$ (kkal)
CO_2	2.898.76922	52,2139	151.356,0462
Total			151.356,0462

Menghitung panas reaksi

Reaksi I



Reaktan

$$\Delta H \text{ NH}_4\text{OH} = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 887,5000 = \underline{1715226,6290 \text{ kkal}}$$

$$\Delta H \text{ CO}_2 = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 52,2139 = 100911,1794 \text{ kkal}$$

$$1816137,8084 \text{ kkal}$$

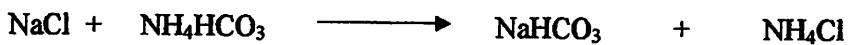
ΔH Produk

$$\Delta H \text{ NH}_4\text{HCO}_3 = m \cdot \text{Cp} \cdot dT = 1932,6497 \times 754,5000 = \frac{1458184,2159 \text{ kkal}}{1458184,2159 \text{ kkal}}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f298} &= \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}} \\
 &= [(Hf_{\text{NH}_4\text{HCO}_3} \times m_{\text{NH}_4\text{HCO}_3})] - [(Hf_{\text{NH}_4\text{OH}} \times m_{\text{NH}_4\text{OH}}) + (Hf_{\text{CO}_2} \times m_{\text{CO}_2})] \\
 &= [(-223400 \times 1932,6497)] - [(87590 \times 1932,6497) + (-94052 \times \\
 &\quad 1932,6497)] \\
 &= [-431753948,4] - [(-169280789,3) + (-181769571,8)] \\
 &= -80703587,1271 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R1} &= (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}) + \Delta H_{f298} \\
 &= [1458184,2168 - 1816137,8536] + (-80703587,1271) \\
 &= -81061540,7196 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Reaksi II



Reaktan

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ NaCl} &= m \cdot \text{CpdT} = 156,8127 \times 181,1060 &= 28399,7208 \text{ kkal} \\
 \Delta H \text{ NH}_4\text{HCO}_3 &= m \cdot \text{CpdT} = 156,8127 \times 754,5000 &= \underline{118315,1822 \text{ kkal}} \\
 &&146714,9030 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

ΔH Produk

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ NaHCO}_3 &= m \cdot \text{CpdT} = 156,8127 \times 161,4832 &= 25322,6166 \text{ kkal} \\
 \Delta H \text{ NH}_4\text{Cl} &= m \cdot \text{CpdT} = 156,8127 \times 315,7188 &= \underline{49508,7175 \text{ kkal}} \\
 &&74831,3341 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{f298} &= \Delta H_{f298 \text{ produk}} - \Delta H_{f298 \text{ reaktan}} \\
 &= [(Hf_{\text{NaHCO}_3} \times m_{\text{NaHCO}_3}) + (Hf_{\text{NH}_4\text{Cl}} \times m_{\text{NH}_4\text{Cl}})] - [(Hf_{\text{NaCl}} \times m_{\text{NaCl}}) + \\
 &\quad (Hf_{\text{NH}_4\text{HCO}_3} \times m_{\text{NH}_4\text{HCO}_3})] \\
 &= [(-226000 \times 156,8127) + (-75230 \times 156,8127)] - [(98321 \times \\
 &\quad 156,8127) + (-223400 \times 156,8127)] \\
 &= -27622713,9177 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{R11} &= (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan}) + \Delta H_{f298} \\
 &= [74831,3341 - 146714,9030] + -27622713,9177 \\
 &= -27694597,4866 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total } \Delta H_R &= \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} \\
 &= -81060540,8143 + -27694597,4866
 \end{aligned}$$

$$= -108756138.2062 \text{ kkal}$$

c. Bahan keluar carbonating tower suhu 40°C (ΔH_3)

Komponen	m (kmol)	$\int Cp.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp.dT$ (kkal)
NaHCO ₃	237,0611	161,4832	38.281,3881
NH ₄ Cl	236,8396	315,7188	74.774,7037
NaCl	79,0204	181,1060	14.311,0637
Na ₂ SO ₄	0,8264	492,0000	406,5718
NH ₄ HCO ₃	2.658,8122	754,5000	2.006.073,8259
MgCl ₂	0,0334	276,7845	9,2505
NaOH	0,0668	274,5000	18,3462
CaSO ₄	0,0256	370,1299	9,4596
Na ₂ CO ₃	0,0068	433,5000	2,9614
CaCl ₂	0,0033	271,1971	0,9075
H ₂ O	59,0995	270,5600	15.989,9487
Total			2.149.878,4270

d. Bahan (CO₂) keluar carbonating tower pada suhu 40°C (ΔH_4)

- CO₂ keluar

Komponen	massa (kmol)	$\int Cp.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp.dT$ (kkal)
CO ₂	2,8959	157,1926	455,2098
Total			455,2098

e. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

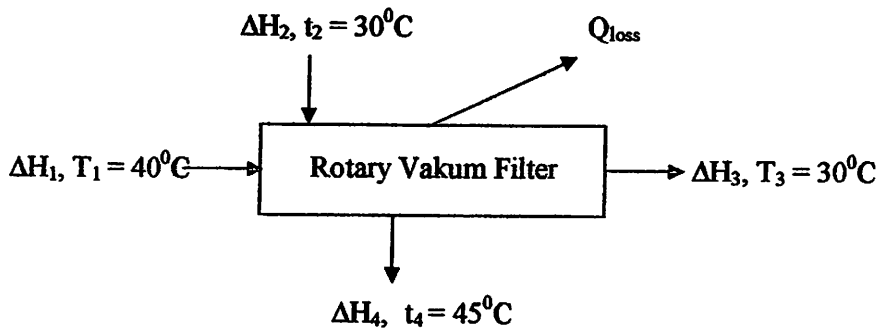
$$2689582.8864 + 151356.0462 + (-108756138.2062) = 2149878.4270 + 455.2098 + Q_{\text{loss}}$$

$$-105915199.2736 = 2150333.6368 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = -108065532.9104 \text{ kkal}$$

Neraca massa carbonating tower

Masuk		Keluar	
ΔH_1	2.689.582,8864	ΔH_3	2.149.878,4270
ΔH_2	151.356,0462	ΔH_4	455,2098
ΔH_R	-108.756.138,2062	Q_{loss}	-108.065.532,9104
	-105.915.199,2736		-105.915.199,2736

B.9. ROTARY VAKUM FILTER (H-140)

Neraca panas total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{loss}$$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan rotary vakum filter

ΔH_2 = bahan masuk rotary vakum filter (H_2O) dari utilitas

ΔH_R = panas bahan keluar dari rotary kiln

ΔH_3 = panas bahan keluar ke tangki penampung filtrat

ΔH_4 = panas reaksi

Q_{loss} = panas yang hilang

Diketahui :

Suhu bahan masuk (T_1) = 40 °C

Suhu bahan air (t_2) = 30 °C

Suhu bahan keluar = 30 °C

Suhu referensi = 25 °C

a. Menentukan panas bahan masuk pada 40 °C (ΔH_1) :

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
NaHCO ₃	156,8127	161,4832	25.322,6166
NH ₄ Cl	156,8127	315,7188	49.508,7175
NaCl	79,0204	302,3683	23.893,2558
Na ₂ SO ₄	0,8264	820,0000	677,6196
NH ₄ HCO ₃	2.658,8122	754,5000	2.006.073,8259
MgCl ₂	0,0334	461,7788	15,4332
NaOH	0,0668	457,5000	30,5770
CaSO ₄	0,0256	620,0624	15,8473
Na ₂ CO ₃	0,0068	655,0000	4,4746
CaCl ₂	0,0033	452,4777	1,5141
H ₂ O	59,0995	392,1661	23.176,8031
Total			2.128.720,6846

b. Bahan masuk (H₂O) dari utilitas pada suhu 30 °C (ΔH_2) :

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
H ₂ O	323,2758	45,4391	14.689,3495
Total			14.689,3495

c. Menentukan bahan keluar ke rotary kiln 30 °C (ΔH_3) :

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
<u>Cake</u>			
NaHCO ₃	232,3106	52,9240	12.294,8074
NaCl	0,3161	60,2637	19,0483
Na ₂ SO ₄	0,8153	164,0000	133,7128
NH ₄ HCO ₃	24,4611	157,5000	3.852,6189
NH ₄ Cl	0,9841	104,3196	102,6661
H ₂ O	130,8661	45,4391	5946,4309
Total			22.349,2843

d. Menentukan panas bahan keluar ke penampung filtrat pada suhu 30 °C (ΔH_4) :

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
Filtrat			
NH ₄ Cl	235.8922	235.8922	24608.1807
NaCl	78.7043	78.7043	4743.0078
NaHCO ₃	2634.3512	2634.3512	414910.3070
MgCl ₂	0.0334	0.0334	3.0803
NaOH	0.0668	0.0668	6.1154
CaSO ₄	0.0256	0.0256	3.2107
Na ₂ CO ₃	0.0068	0.0068	0.9871
CaCl ₂	0.0033	0.0033	0.3022
NaHCO ₃	4.7410	4.7410	250.9144
Na ₂ SO ₄	0.0166	0.0166	2.7288
H ₂ O	59.0995	59.0995	2685.4239
Total			447214.2585

e. menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$2128720.6845 + 2128720.6845 = 22349.2843 + 447214.2585 + Q_{\text{loss}}$$

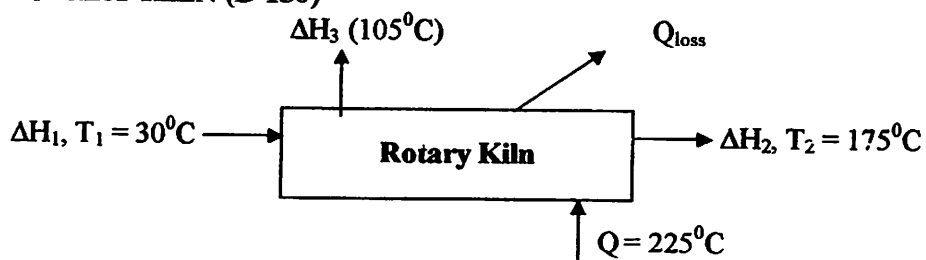
$$2143410.0341 = 319157,3464 + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 1673846.4913 \text{ kkal}$$

Neraca panas

Masuk		Keluar	
ΔH_1	2128720.6846	ΔH_3	22349.2843
ΔH_2	14689.3495	ΔH_4	447214.2585
		Q_{loss}	1673846.4913
	2143410.0341		2143410.0341

B.10. ROTARY KILN (B-150)



Neraca panas total

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk rotary kiln

ΔH_2 = bahan masuk rotary kiln menuju screw cooling conveyor

ΔH_3 = panas bahan keluar rotary kiln menuju cyclone

ΔH_R = panas reaksi

Q = panas udara masuk

Q_{loss} = panas yang hilang 5 %

Ketentuan :

Suhu rotary kiln = 175 °C (keyes, hal 707)

Direncanakan :

Suhu bahan masuk (t_1) = 30 °C

Suhu produk ke cooling conveyor (t_2) = 175 °C

Suhu udara masuk (T_1) = 190 °C

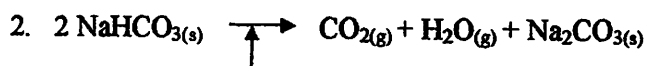
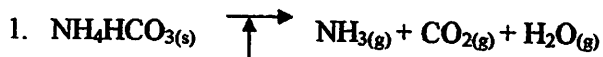
Suhu produk ke cyclone (T_2) = 105 °C

Suhu referensi = 25 °C

a. Bahan masuk rotary kiln pada suhu 30 °C (ΔH_1)

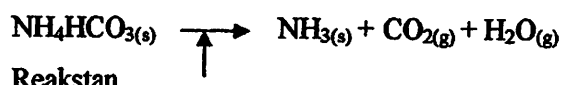
Komponen	massa (kmol)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p \cdot dT$ (kkal)
<u>Cake</u>			
NaHCO ₃	232,3106	52,9240	12.294,8074
NaCl	0,3161	60,2637	19,0483
Na ₂ SO ₄	0,8153	164,0000	133,7128
NH ₄ HCO ₃	24,4611	157,5000	3.852,6189
NH ₄ Cl	0,9841	104,3196	102,6661
H ₂ O	130,8661	45,4391	5.946,4309
Total			22.349,2843

Reaksi :



(Ullan's, volume 33)

Reaksi yang terjadi



Reaktan

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 24.4611 \times 157,5000 = \underline{3852,6189 \text{ kkal}}$$

$$3852,6189 \text{ kkal}$$

Produk

$$\text{NH}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 24,4611 \times 42,9705 = 1051.1045 \text{ kkal}$$

$$\text{CO}_2 = m \cdot \text{CpdT} = 24,4611 \times 52,2139 = 1277.2080 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = m \cdot \text{CpdT} = 24,4611 \times 45,4391 = \underline{1111.4882 \text{ kkal}}$$

$$3439.8007 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{f298} =$$

$$\left[(\text{Hf}_{\text{NH}_3} \times m_{\text{NH}_3}) + (\text{Hf}_{\text{CO}_2} \times m_{\text{CO}_2}) + (\text{Hf}_{\text{H}_2\text{O}} \times m_{\text{H}_2\text{O}}) - (\text{Hf}_{\text{NH}_4\text{HCO}_3} \times m_{\text{NH}_4\text{HCO}_3}) \right]$$

$$= [(-10960 \times 60,3785) + (-94052 \times 60,3785) + (-68317 \times 60,3785)]$$

$$[(-223400 \times 60,3785)]$$

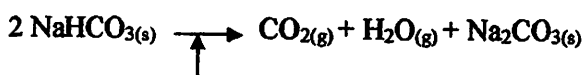
$$= (-4239813.175) - (-5464603.519)$$

$$= 1224790.3437 \text{ kkal}$$

$$\Delta H_{R1} = (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{f298}$$

$$= (11188,9988 - 9509,6073) + 3023209,8084$$

$$= 1224377.5255 \text{ kkal}$$



Reaktan

$$2 \text{ NaHCO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 232,3106 \times 52,9240 = \underline{12294,8074 \text{ kkal}}$$

$$12294,8074 \text{ kkal}$$

Produk

$$\text{CO}_2 = m \cdot \text{CpdT} = 76,8382 \times 52,2139 = 4012,0251 \text{ kkal}$$

$$\text{H}_2\text{O} = m \cdot \text{CpdT} = 76,8382 \times 90,1300 = 3491,4558 \text{ kkal}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = m \cdot \text{CpdT} = 76,8382 \times 144,5 = \underline{11103,1199 \text{ kkal}}$$

$$18606,5978 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{f298} &= \\ &= [(Hf_{CO_2} \times m_{CO_2}) + (Hf_{H_2O} \times m_{H_2O}) + (Hf_{Na_2CO_3} \times m_{Na_2CO_3}) - (Hf_{NaHCO_3} \times m_{NaHCO_3})] - \\ &= [(-94052 \times 76,8382) + (-68317 \times 76,8382) + (-269460 \times 76,8382)] - \\ &= [(-226000 \times 153,9764)] \\ &= (-33180963.07) - (-52502200.71) \\ &= 19321237.6441 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_2 &= (\Delta H_{\text{produk}} \times \Delta H_{\text{reaktan}}) + \Delta H_{f298} \\ &= (18606,5978 - 12294,8074) + (19321237.6441) \\ &= 1580077,5636 \text{ kkal} \\ &= 19327549.4345 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total } \Delta H_R &= \Delta H_{R1} + \Delta H_{R2} \\ &= 1224377.5255 + 19327549.4345 \\ &= 20551926.9600 \text{ kkal} \end{aligned}$$

b. Bahan keluar rotary kiln pada suhu 175 °C (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int Cp \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp \cdot dT$ (kkal)
NaHCO ₃	98,3011	4.335,0000	426.135,3398
NaCl	0,3129	1.853,5845	580,0245
Na ₂ SO ₄	0,8075	4.920,0000	3.972,6679
NH ₄ Cl	0,9467	3.529,7880	3.341,7635
H ₂ O	1,5475	2.728,1912	4.221,7395
Total			438.251,5352

c. Bahan masuk cyclone pada suhu 105 °C (ΔH_3)

Komponen	massa (kmol)	$\int Cp \cdot dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp \cdot dT$ (kkal)
NaHCO ₃	0,8671	2.312,0000	2.312,0000
NaCl	0,0032	976,8184	976,8184
Na ₂ SO ₄	0,0082	2.624,0000	2.624,0000
NH ₄ Cl	0,0096	1.779,5136	1.779,5136
NH ₃	24,4611	706,4276	706,4276
CO ₂	140,6164	855,0826	855,0826
H ₂ O	269,9350	1.448,8312	1.448,8312
Total			530.655,0223

d. Menghitung panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5 \% \text{ dari panas masuk} \\
 &= 0,05 \times (\Delta H_1 + Q) \\
 &= 0,05 \times (22349.2843 + Q) \\
 &= 1117.4642 + 0,05 Q
 \end{aligned}$$

Neraca panas total (Q)

$$\begin{aligned}
 \Delta H_1 + Q &= \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_R + Q_{\text{loss}} \\
 22349.2843 + Q &= 438251.5352 + 530655.0223 + 20551926.9600 + 1117.4642 + \\
 &\quad 0,055 Q \\
 Q &= 5402933,4637 + 0,05 Q \\
 0,95 Q &= 21499601.6974 \\
 Q &= 22631159.6815 \text{ kkal} \\
 Q_{\text{loss}} &= 1117.4642 + 0,05 Q \\
 &= 1132675.448 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

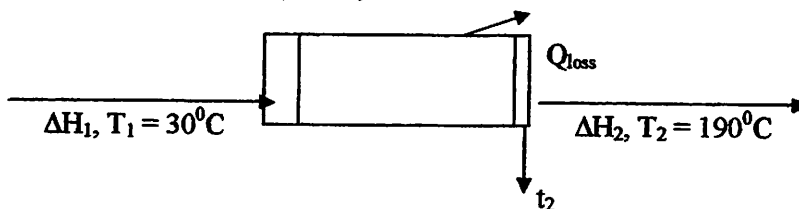
e. Massa udara (m)

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{22631159,6815}{0,26 \times (190 + 105)} \\
 &= 1024034.3747 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca massa rotary kiln

Masuk		Keluar	
ΔH_1	22.349,2843	ΔH_3	438.251,5352
Q	22.631.159,6815	ΔH_4	530.655,0223
		ΔH_R	20.551.926,9600
		Q_{loss}	1132675,4485
22653508.9658		22.653.508,9658	

B.11. Heater Udara (E-154)



$$\text{Neraca panas total : } \Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk heater

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar heater

Q = panas steam masuk

Q_{loss} = panas yang hilang (asumsi 5 % panas masuk)

Dasar perhitungan :

Suhu bahan masuk (t_1) = 30 °C

Suhu produk ke cooling conveyer (t_2) = 190 °C

Suhu udara masuk (T) = 225 °C

Q_{loss} = 5 % dari panas masuk

Berat udara = 257343,8182 kg/jam

Komposisi udara :

O_2 = 21 % x berat udara

= 21 % x 257343,8182 kg

= 54042,2018 kg/jam

N_2 = 79 % x berat udara

= 79 % x 257343,8182 kg

= 203301,6164 kg

a. Menentukan panas pada bahan masuk heater (ΔH_1)

Komponen	massa (kmol)	$\int Cp.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp.dT$ (kkal)
O_2	1.688,8188	16,7355	28.263,2271
N_2	7.260,7720	34,0033	246.890,2085
Total			275.153,4356

b. Menentukan panas pada bahan masuk heater (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int Cp.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int Cp.dT$ (kkal)
O_2	1.688,8188	1.305,9941	2.205.587,3888
N_2	7.260,7720	1.135,3073	8.243.207,4552
N_2O	222,5075	1.515,9891	337.318,9447
Total			10.786.113,7887

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{loss}} &= 5 \% \text{ dari panas masuk} \\
 &= 5 \% \times (\Delta H_1 + Q) \\
 &= 0,05 \times (275153,4355 + Q) \\
 &= 13757,67178 + 0,05 Q
 \end{aligned}$$

Neraca panas total (Q)

$$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$$

$$275153,4355 + Q = 10786113,7887 + 13757,6718 + 0,05 Q$$

$$0,95 Q = 10524718,0249$$

$$Q = 11078650,5525 \text{ kkal}$$

$$Q_{\text{loss}} = 13757,6718 + 0,05 Q$$

$$= 567690,1994 \text{ kkal}$$

c. Menghitung massa steam yang masuk

$$\lambda_s = H_v - H_L$$

$$= 670,0048 - 231,0660$$

$$= 438,9388 \text{ kkal/kg}$$

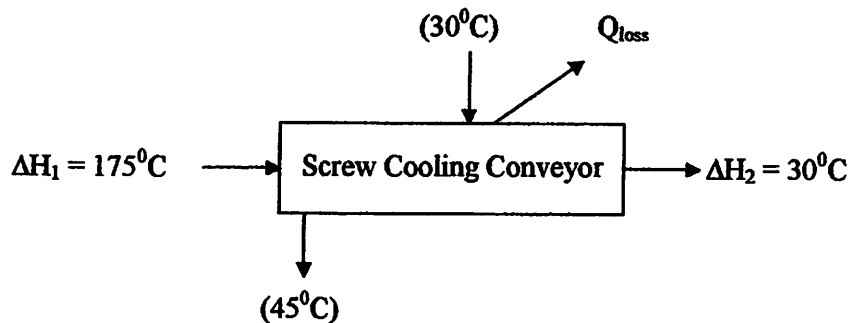
$$m = \frac{Q}{\lambda}$$

$$= \frac{11078650,5525}{438,9388} = 25239,6246 \text{ kg/jam}$$

Neraca panas total pada heater udara :

Masuk	kkal	Keluar	kkal
ΔH_1	275.153,4356	ΔH_2	10.786.113,7887
Q	11.078.650,5525	Q_{loss}	567.690,1994
	11.353.803,9881		11.353.803,9881

B.12. SCREW COOLING CONVEYOR (J-156a)



Neraca panas total : $\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = panas yang terkandung pada bahan masuk

ΔH_2 = panas yang terkandung pada bahan keluar

Q = panas yang terkandung pada dalam air pendingin

Q_{loss} = panas yang hilang

a. Menghitung panas yang masuk screw cooling conveyor pada suhu 175 °C (ΔH_1)

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
NaHCO ₃	98,3011	4.335,0000	426.135,3398
NaCl	0,3129	1.853,5845	580,0245
Na ₂ SO ₄	0,8075	4.920,0000	3.972,6679
NH ₄ Cl	0,9467	3.529,7880	3.341,7635
H ₂ O	1,5475	2.728,1912	4.221,7395
Total			438.251,5352

b. Menghitung panas yang keluar screw cooling conveyor pada suhu 30 °C (ΔH_2)

Komponen	massa (kmol)	$\int C_p.dT$ (kkal/kmol)	$\Delta H = m \cdot \int C_p.dT$ (kkal)
NaHCO ₃	98,3011	131,0000	12.877,4463
NaCl	0,3129	60,2637	18,8577
Na ₂ SO ₄	0,8075	164,0000	132,4223
NH ₄ Cl	0,9467	104,3196	98,7627
H ₂ O	1,5475	45,4391	70,3147
Total			13.197,8036

c. Menentukan panas yang hilang (Q_{loss})

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= 5 \% \text{ dari panas masuk} \\ &= 5 \% \times \Delta H_1 \\ &= 0,05 \times 438251.5352 \\ &= 21912.57676 \end{aligned}$$

Neraca panas total (Q)

$$\begin{aligned} \Delta H_1 &= \Delta H_2 + Q_{\text{loss}} + Q \\ 438251.5352 &= 13197.8036 + 21912.57676 + Q \\ Q &= 403141.1548 \text{ kkal} \end{aligned}$$

d. Kebutuhan air pendingin

Diketahui :

$$\text{Suhu air masuk} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu air keluar} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$$

Sehingga kebutuhan air pendingin (m)

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{403141,1548 \text{ kkal/jam}}{1 \text{ kkal/kg. }^\circ\text{C} \times (40 \text{ }^\circ\text{C} - 30 \text{ }^\circ\text{C})} \\ &= 26876.0770 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas screw conveyer cooling

Masuk	kkal	Keluar	kkal
ΔH_1	438.251,5352	ΔH_1	13.197,8036
		Q_{loss}	21.912,5768
		Q	403.141,1548
	438.251,5352		438.251,5352

BAV V

SPEKIFIKASI ALAT

1. Storage Garam (F-111a)

Fungsi : Untuk menyimpan garam sebagai bahan baku selama 30 hari

Tipe : Gudang

Spesifikasi :

- Nama : Storage garam
- Fungsi : untuk menyimpan bahan baku garam
- Tipe : Bangunan segi empat
- Kapasitas : 191.989,1994 ft²
- Dimensi :
 - Panjang = 59,4908 ft
 - Lebar = 29,7454 ft
 - Tinggi = 32,8080 ft
- Bahan konstruksi : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

2. Belt Conveyor (J-112a)

Fungsi : Untuk mengangkut garam dari gudang

Tipe : Troughed belt on 20⁰ idlers

Spesifikasi alat :

- Nama : Belt Conveyor
- Tipe : Troughed belt on 20⁰ idlers
- Fungsi : Untuk mengangkut garam dari gudang
- Kapasitas : 673.700,1698 lb/hari
- Dimensi :
 - Panjang : 47.7474 ft/min
 - Sudut kemiringan : 20⁰

- Daya motor : 0,5 Hp
- Jumlah : 1 buah

3. Bucket Elevator (J-113a)

Fungsi : Mengangkut garam dari belt conveyer menuju tangki pelarut

Tipe : Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevators

Spesifikasi Bucket Elevator

- Nama : Bucket Elevator
- Tipe : Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevators
- Bahan konstruksi : Carbon steel
- Ukuran Bucket : (152 x 102 x 108) in
- Kapasitas : 673.700,1698 lb/hari
- Kecepatan Bucket : 255 ft/menit
- Putaran head shaft : 24,5 rpm
- Daya head shaft : 2,5 Hp
- Daya motor : 3 Hp
- Jumlah : 1 Buah

4. Bin Bahan baku (F-114a)

Fungsi : Menampung garam sebelum masuk mixer

Type : Tangki berbentuk silinder vertical, tidak ada tutup atas (terbuka)
dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 60°

Bahan : Carbon steel SA212 grade B

Pengelasan : Double welded butt joint

Dimensi :

do = 90 in

di = 71,6250 in

ts = 3/16 in

thb = 3/16 in

hb = 62,0291 in

Jumlah : 1 buah

5. Tangki Pelarut Garam (M-115a)

Fungsi : untuk melarutkan garam dengan bantuan air proses

Type : Tangki vertical dengan tutup atas dan bawah standard dished yang di lengkapi dengan pengaduk tipe turbin impeller flat blades

Spesifikasi alat :

Nama : Tangki pelarut garam rakyat

Type : Tangki vertical dengan tutup atas dan bawah standard dished yang dilengkapi dengan pengaduk tipe turbin impeller flat blades

Kapasitas : 2.540.653,8253 lb/hari

Dimensi tangki :

- * Bahan konstruksi : Carbon steel SA 212 grade B
- * Jumlah : 1 buah
- * Diameter dalam (di) ; 113,6250 in
- * Diameter luar (do) : 114 in
- * tebal silinder ts : 3/16 in
- * Tinggi silinder (Ls) : 146,8013 in
- * Tebal tutup atas (tha) : 3/16 in
- * Tebal tutup bawah (thb) : 3/16 in
- * Tinggi tutup atas (ha) : 19,2026 in
- * Tinggi tutup bawah (hb): 19,2026 in
- * Tinggi tangki : 185,2065 in
- * Dimensi pengaduk :
 - Diameter (Da) : 34,0875 in
 - Lebar (W) : 6,8175 in
 - Panjang (L) : 8,5219 in
 - Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 37,8750 in
- * Jenis pengaduk : *Flat six blade Turbine with 4 Baffle*
- * Jumlah : 1 buah
- * Daya : 3,3 Hp

6. Pompa (L-116a)

Fungsi : Untuk melarutkan larutan garam menuju ke reactor

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat :

- Nama : pompa larutan garam
- Type : Centrifugal pump
- Bahan : Commercial steel
- Kapasitas : 105.860,5761 lb/jam
- Ukuran : 4 in sch 40
- Dimensi :
 - OD = 4,5 in = 0,3750 ft
 - iD = 4,026 in = 0,3550 ft
 - A = 0,08840 ft²
- Daya : 1,5 Hp
- Jumlah : 1 Buah

7. Heater (E-117a)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan sebelum masuk reactor

Type : Shell and tube

Spesifikasi heater :

- Nama : Heater
- Type : Shell and tube
- Kapasitas : 105.860,5761 lb/jam
- Kebutuhan steam : 4.609.5152 lb/jam
- Ukuran tube : 1 OD 14 BWG
- Panjang : 16 ft
- Tipe HE : 2-4
- Nt : 48 buah
- IDs : 12 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A
- Jumlah : 1 buah

8. Storage NaOH (F-111b)

Fungsi : Menyimpan bahan baku NaOH

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah flat head (data)

Spesifikasi alat :

Nama : Storage bahan baku NaOH

Fungsi : Sebagai storage bahan baku NaOH selama 7 hari

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished dan tutup bawah flat head (data)

Kapasitas : 6.531,1387 lb/jam

Dimensi vessel :

Do = 84 in

Di = 83,6250 in

Ts = 3/16 in

Tha = 3/16 in

Ha = 14.1326 in

Tinggi tangki = 124.5589 in

9. Pompa (L-112b)

Fungsi : untuk mengalirkan bahan menuju ke mixer

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat :

Nama : Pompa larutan garam

Type : Centrifugal pump

Bahan : Commercial steel

Kapasitas ; 272,1266 lb/jam

Ukuran : 3/8 in sch 40

Dimensi :

- OD = 0,6750 in = 0,0563 ft

- ID = 3/8 in = 0,0313 ft

- A = 0,00133 ft²

Daya : 0,5 Hp
 Jumlah : 1 buah

10. Tangki pelarut NaOH (M-113b)

Fungsi : Untuk melarutkan garam dengan bantuan air proses
 Type : Tangki vertical dengan tutup atas dan bawah standard dished yang dilengkapi dengan pengaduk tipe turbin impeller flat blades

Spesifikasi alat :

Nama : Tangki pelarut garam NaOH
 Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head dengan pengaduk

Kapasitas : 362,8353 lb/jam

Dimensi tangki :

- * Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 212 Grade B
- * Jumlah : 1 buah
- * Diameter dalam (di) : 17,6250 in
- * Diameter luar (do) : 18 in
- * Tebal silinder (ts) : 3/16 in
- * Tinggi silinder (Ls) : 19,1505 in
- * Tebal tutup atas (tha) : 3/16 in
- * Tebal tutup bawah (thb) : 3/16 in
- * Tinggi tutup atas (ha) : 2,9786 in
- * Tinggi tutup bawah (hb) : 2,9786 in
- * Tinggi tangki : 25,1077 in
- * Dimensi pengaduk :
 - Diameter (Da) : 5,2875 in
 - Lebar (W) : 1,0575 in
 - Panjang (L) : 1,3219 in
 - Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 5,8750 in
- * Jenis pengaduk : *Flat Six Blade Turbine with 4 Baffle*
- * Jumlah : 1 buah

* Daya : 0,5 Hp

11. Pompa (L-114b)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan menuju ke reactor

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat :

Nama : Pompa larutan NaOH

Type : Centrifugal pump

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 362,8353 lb/jam

Ukuran : 3/8 in sch 40

Dimensi :

- OD = 0,6750 in = 0,0563 ft

- ID = 3/8 in = 0,0313 ft

- A = 0,00133 ft²

Daya : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

12. Heater (E-124)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan sebelum masuk reactor

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Spesifikasi Heater :

Nama : Heater

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Kapasitas : 362,8353 lb/jam

Kebutuhan steam : 11,0012 lb/jam

Bagian annulus :

- a_{an} : 1,19 in²

- d_e : 0,915 in

- d_e' : 0,40 in

Bagian pipa :

- ap : 1,50 in²
- do : 1,66 in
- di : 1,38 in
- a' (flow area) : 1,50 in²
- a'' (heating surface) : 0,435 ft²/ft

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A

Jumlah : 1 buah

13. Storage Na₂CO₃ (F-111c)

Fungsi : Untuk menyimpan Na₂CO₃ sebagai bahan selama 30 hari

Type : Gudang

Spesifikasi alat :

- Nama = Storage Na₂CO₃
- Fungsi = Untuk menyimpan
- Type = Bangunan segi empat
- Kapasitas = 457,1991 ft²
- Dimensi =
 - Panjang = 10,6830 ft
 - Lebar = 5,3415 ft
 - Tinggi = 8,0122 ft
- Bahan konstruksi = beton bertulang
- Jumlah = 1 buah

14. Belt Conveyor (J-112c)

Fungsi : Untuk mengangkut garam dari gudang

Type : Troughed belt on 20⁰ idlers

Spesifikasi peralatan :

- Nama : Belt Conveyor
- Tipe : Troughed belt on 20⁰ idlers
- Fungsi : Untuk mengangkut garam dari gudang

- Kapasitas : 151,2866 lb/jam
- Dimensi :
 - Panjang = 54 ft
 - Lebar = 1,667 ft
- Kecepatan Belt = 0,2573 ft/min
- Sudut kemiringan = 20°
- Daya motor = 0,5 Hp
- Jumlah = 1 buah

15. Bucket Elevator (J-113c)

Fungsi : Mengangkut garam dari belt conveyor menuju tangki pelarut

Type : Spaced-Bucket Centrifugal-Disccharge Elevator

Spesifikasi Bucket Elevator :

Nama : Bucket elevator

Type : Spaced-Bucket Centrifugal-Disccharge Elevator

Bahan konstruksi : Carbon steel

Ukuran Bucket : (6 x 4 x 4,5) in

Kapasitas : 151,2866 lb/jam

Kecepatan Bucket : 255 ft/menit

Putaran head shaft : 0,2529

Daya head shaft : 1,5 Hp

Daya motor : 2 Hp

Jumlah : 1 jumlah

16. Bin Bahan Baku (F-114c)

Fungsi : Menampung bahan sebelum masuk mixer

Type : Tangki berbentuk silinder vertical, tidak ada tutup atas (terbuka) dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 60°

Spesifikasi alat :

Nama : Bin bahan baku

Type : Tangki berbentuk silinder vertical, tidak ada tutup atas (terbuka)

dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut puncak 60°

Bahan : Carbon steel SA 212 grade B

Pengelasan : Double welded butt joint

Dimensi vessel :

do = 14 in

di = 13,6250 in

ts = 3/16 in

thb = 3/16 in

hb = 11,7996 in

Tinggi tangki = 24,4578 in

Jumlah = 1 buah

17. Tangki Pelarut Na_2CO_3 (M-115c)

Fungsi : Untuk melarutkan garam dengan bantuan air proses

Type : Tangki vertical dengan tutup atas dan bawah standard dished yang dilengkapi dengan pengaduk tipe turbin impeller flat blades

Spesifikasi alat :

Nama : Tangki Pelarut Na_2CO_3

Type : Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut 120° dilengkapi dengan pengaduk.

Kapasitas : 501,7597 lb/hari

Dimensi Tangki :

- * Bahan konstruksi : Carbon steel SA 212 grade B
- * Jumlah : 1 buah
- * Diameter dalam (di) : 19,6250 in
- * Diameter luar (do) : 20 in
- * Tebal silinder (ts) : 3/16 in
- * Tinggi silinder (Ls) : 22,2822 in
- * Tebal tutup atas (tha) : 3/16 in
- * Tebaktutup bawah (thb) : 3/16 in

- * Tinggi tutup atas (h_a) : 3,3166 in
- * Tinggi tutup bawah (h_b) : 3,33166 in
- * Tinggi tangki : 28,9154 in
- * Dimensi pengaduk :
 - Diameter (D_a) : 5,8875 in
 - Lebar (W) : 1,1775 in
 - Panjang (L) : 1,4719 in
 - Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C) : 6,5417 in
- * Jenis pengaduk : *Flat six blade Turbin with 4 Baffle*
- * Jumlah : 1 buah
- * Daya : 0,5 Hp

18. Pompa (L-116c)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan Na_2CO_3 menuju ke reaktor

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat:

Nama : Pompa larutan Na_2CO_3

Type : Centrifugal pump

Bahan : Comercial steel

Kapasitas : 501,7597 lb/jam

Ukuran : 3/8 in sch 40

Dimensi :

- OD = 3/8 in = 0,0313 ft

- ID = 0,6750 in = 0,0563 ft

- A = 0,00133 ft²

Daya : 0,6 Hp

Jumlah : 1 buah

19. Heater (E-117c)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan sebelum masuk reactor

Type : Double Pipe Heat Exchanger

Spesifikasi Heater :**Nama : Heater****Type : Double Pipe Heat Exchanger****Kapasitas : 501,7597 lb/jam****Kebutuhan steam : 16,9871 lb/jam****Bagian annulus :****- a_{an} : 1,19 in²****- d_e : 0,915 in****- d_e' : 0,40 in****Bagian pipa :****- a_p : 1,50 in²****- d_o : 1,66 in****- d_i : 1,38 in****- a' (flow area) : 1,38 in²****- a'' (heating surface) : 0,435 ft²/ft****Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade A****20. Reaktor (R-110) (lihat Perancangan Alat Utama : Dimas Aryantoko : 09.149.07****21. Pompa (L121)****Fungsi : Untuk mengalirkan larutan garam menuju ke thickener****Type : Rotary pump****Spesifikasi alat :****Nama : Pompa campuran larutan garam****Type : Rotary pump****Bahan : Commercial steel****Kapasitas : 106.725,1704 lb/jam****Ukuran : 4 in sch 40****Dimensi :****- OD = 4,5 in = 0,3750 ft****- ID = 4,26 in = 0,3550 ft**

- $A = 0,08840 \text{ ft}^2$

Daya : 1,6 Hp

Jumlah : 1 buah

22. Thickener (H-122)

Fungsi : memisahkan larutan berdasarkan berat jenis

Type : Tangki silinder tegak dengan tutup bawah konikal

Spesifikasi alat :

Fungsi : memisahkan larutan berdasarkan berat jenis

Type : Tangki silinder tegak dengan tutup bawah konikal

Kapasitas : 2.540.653,8253 lb/hari

Dimensi tangki :

* Bahan konstruksi : Carbon steel SA 212 Grade B

* Jumlah : 1 buah

* Diameter dalam (di): 137,6250 in

* Diameter luar (do) : 138 in

* Tebal silinder (ts) : 3/16 in

* Tinggi silinder (Ls) : 189,9374 in

* Tebal tutup bawah (thb) : 3/16 in

* Tinggi tutup bawah (hb) : 119,1867 in

* Tinggi tangki : 309,1242

* Jumlah : 1 buah

23. Pompa (L-123)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan garam menuju ke absorber

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat :

Nama : Pompa larutan garam

Type : Centrifugal pump

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 105.413,6686 lb/jam

Ukuran : 5 in sch 40

Dimensi :

- OD = 5,563 in = 0,4636 ft

- ID = 5 in = 0,4167ft

- A = 0,1930 ft²

Daya : 1,6 Hp

Jumlah : 1 buah

24. Storage NH₃ (F-124)

Fungsi : Sebagai tempat menampung bahan baku NH₃ sebelum diumpankan ke absorber.

Type : Spherical Tank (Bola)

Spesifikasi storage NH₃

Fungsi : Menampung bahan baku NH₃

Type : Spherical Tank (Bola)

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 212 Grade B

Kapasitas : 48,2920 m³

Jumlah : 1 buah

Dimensi Tangki :

- Diameter : 122,8240 in = 10.2353 ft

- Tebal silinder : 7/16 in = 0,0365 ft

25. Ekspander (N-125)

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan NH₃ dari 6 atm menjadi 2 atm

Type : Multistage Resiprocating Expander

Spesifikasi ekspander :

Fungsi : Untuk menurunkan tekanan

Type : Multistage Resiprocating Expander

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 73.910,4416 lb/jam

Daya : 5,5 Hp

25. Absorber (D-120)

Fungsi : Untuk mengabsorpsi gas NH_3 dengan menggunakan absorben larutan NaCl jenuh

Type : Bubble Cap tray

Kapasitas : 105.413,6686 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki :

- * Bahan konstruksi = Carbon Steel 212 Grade B
- * Jumlah Tray = 14 buah
- * Susunan lubang = triangular (Δ)
- * Di (diameter dalam) = 96 in
- * Do (diameter luar) = 95,6250 in
- * ts (tebal silinder) = 3/16 in
- * Ls (tinggi silinder) = 280 in
- * tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- * ha (tinggi tutup atas) = 16,1606 in
- * thb (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- * hb (tinggi tutup bawah) = 16,1606 in
- * Tinggi tangki = 312,3213 in

27. Pompa (L-131)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan garam

Type : Centrifugal pump

Spesifikasi alat :

Nama : Pompa larutan garam

Type ; Centrifugal pump

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 177.845,9014 lb/jam

Ukuran : 6 in sch 40

Dimensi :

- OD = 6,25 in = 0,5521 ft

- ID = 6 in = 0,5000 ft

- A = 0,2006 ft²

Daya : 2,3 Hp

Jumlah : 1 buah

28. Heater (E-132)

Fungsi : Untuk memanaskan bahan sebelum masuk carbonisasi

Type : Shell ang tube

Spesifikasi Heater :

Nama : Heater

Type : Shell ang tube

Kapasitas : 105.860,5761 lb/jam

Kebutuhan steam : 4.609,5152 lb/jam

Ukuran Tube : 1 OD 14 BWG

Panjang : 16 ft

Tipe HE : 2-4

Nt : 48 buah

IDs : 12 in

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 285 grade A

Jumlah : 1 buah

29. Carbonasi (D-130)

Fungsi : Untuk mengabsorbsi gas CO₂ dengan menggunakan absorben larutan NH₄OH

Type : Bublecup tray

Kapasitas : 352.561,4781 kg/jam

Jumlah : 1 buah

Dimensi tangki :

* Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 212 Grade B

* Jumlah tray = 13 buah

* Susunan lubang = triangular (Δ)

- * Di (diameter dalam) = 107,6250 in
- * Do (diameter luar) = 108 in
- * ts (tebal silinder) = 3/16 in
- * Ls (tinggi silinder) = 260 in
- * tha (tebal tutup atas) = 3/16 in
- * ha (tinggi tutup atas) = 18,1886 in
- * thb (tebal tutup bawah) = 3/16 in
- * hb (tinggi tutup bawah) = 18,1886 in
- * Tinggi tangki = 296,3773 in

30. Pompa (L-141)

Fungsi : Untuk mengalirkan larutan garam menuju RVF

Type : Rotary pump

Spesifikasi alat :

Nama : Pompa larutan garam

Type : Rotary pump

Bahan : Commercial steel

Kapasitas : 177.845,9014 lb/jam

Ukuran : 6 in sch 40

Dimensi :

- OD = 8,625 in = 0,7188 ft

- ID = 8 in = 0,06667 ft

- A = 0,3474 ft²

Daya : 3,2 Hp

Jumlah : 1 buah

31. Rotary Vacuum Filter (H-140)

Fungsi : Untuk memisahkan NaHCO₃ dari filtrate sebelum ke rotary kiln

Type : Horizontal Rotary Drum

Spesifikasi alat :

Fungsi : Memisahkan filtrate dan cake

Type : Horizontal Rotary Drum

Kapasitas : 7,5914 m³

Dimensi :

- Diameter : 1,5 m
- Panjang : 9,1 m
- Putaran : 6 rpm
- Power : 22,4 kW = 30 hp
- Bahan : Carbon steel

32. Screw Conveyor (J-15)

Fungsi : untuk mengangkat cake dari menuju rotary Dryer

Type : Horizontal Screw Conveyor

Rate : 19.358,8469 kg/jam = 19,3588 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor :

Fungsi : Untuk mengangkat Cake dari RVF menuju Rotary Dryer

Type : Horizontal Screw Conveyor

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-285 grade B

Diameter flight : 12 in

Diameter pipa : 2,5 in

Diameter shaft : 2 in

Diameter feed masuk : 10 in

Panjang : 30 ft

Kecepatan putar : 60 rpm

Hanger center : 12 ft

Power motor : 3 Hp

33. Rotary Kiln (B-150) (Lihat perancangan alat utama : Muhammad

Sahlan : 09.149.01

34. Screw Cooling Conveyor (J-156a)

Fungsi : Untuk mengangkat dan mendinginkan produk

Type : Horizontal screw conveyor

Rate : 8.288,9166 kg/jam = 8,2889 ton/jam

Spesifikasi Screw Conveyor

Fungsi : Untuk mengangkat kristal Pentaeritritol dari screen menuju Bucket Elevator

Type : Horizontal Screw Conveyor

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-285 grade B

Diameter flight : 10 in

Diameter pipa : 2,5 in

Diameter shaft : 2 in

Diameter feed masuk : 9 in

Panjang : 30 ft

Kecepatan putar : 55 rpm

Hanger center : 10 ft

Power motor : 1,69 Hp

35. Bucket Elevator (J-156b)

Fungsi : Mengangkut produk dari screw conveyor menuju bin produk

Type : Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator

Spesifikasi Bucket Elevator :

Nama : Bucket Elevator

Type : Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Ukuran Bucket : (6 x 4 x 4,5) in

Kapasitas : 9,9467 ton/jam

Kecepatan Bucket : 255 ft/menit

Putaran head shaft : 24,5 rpm

Daya head shaft : 2,5 Hp

Daya motor : 2 Hp

Jumlah : 1 buah

36. Bin Produk (F-157)

Fungsi : menampung produk sementara

Type : Tangki berbentuk silinder vertical, tidak ada tutup atas (terbuka)

- Dimensi =
 - Panjang = 32,5106 ft
 - Lebar = 16,2553 ft
 - Tinggi = 24,3830 ft
- Bahan konstruksi = beton bertulang
- Jumlah = 1 buah

- Dimensi =
 - Panjang = 32,5106 ft
 - Lebar = 16,2553 ft
 - Tinggi = 24,3830 ft
- Bahan konstruksi = beton bertulang
- Jumlah = 1 buah

BAB VI

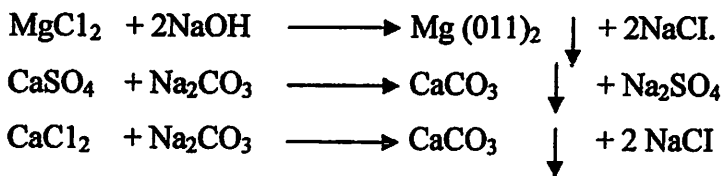
PERENCANAAN ALAT UTAMA

Nama alat : Reaktor

Jenis : mixed flow

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara campuran larutan garam. NaOH 30%. dan Na₂CO₃ 30% membentuk NaCl

Dengan reaksi yang terjadi di dalam reaktor sebagai berikut:



Type : Bejana silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

Dasar perencanaan :

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu 50°C, maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin. Karena reaksi yang terjadi bersifat eksoterm, yaitu reaksi yang melepaskan panas.

Palengkapan : Pengaduk dan jaket pendingin.

Kondisi operasi : - Temperatur = 50°C
 - Tekanan = 1 atm
 - Waktu operasi = 1 jam
 - Fase = liquid – liquid

Direncanakan :

- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 212 Grade B
 1: 17500 psi (Brownell S.: Young. hal. 251)
- Type pengelasan : Double welded butt joint
 0.8 (Brownell & tabel 13.2 hal. 254)
- Faktor korosi (C) : $\frac{1}{16}$ in

ccđ masuk ke reaktor = 72.686,647 kg/jam
 = 160.244,982 lb/jam

Tahapan perancangan reaktor

6.1. Perancangan dimensi reaktor

- a. Menentukan volume reaktor
- b. Menentukan diameter tangki
- c. Menentukan tinggi larutan dalam tangki
- d. Menentukan tekanan design
- e. Menentukan tebal tangki
- f. Standardisasi do
- g. Menentukan tinggi silinder
- h. Menentukan dimensi tutup
- i. Menentukan tinggi total reaktor

6.2. Perancangan dimensi pengaduk

- j. Perencanaan pengaduk
- k. Perhitungan daya pengaduk
- l. Perhitungan poros pengaduk

6.3. Perancangan Nozzle

- a. Perancangan Nozzle pada Cutup atas standard dished head
- b. Perancangan Nozzle untuk silinder reaktor
- c. Perancangan Nozzle pada turup bakvah standard dished head
- d. Penentuan Fiange pada Nozzle

6.4. Perancangan jaket pendingin

6.5. Perancangan dimensi Gasket, Bolting dan Flange tngki reaktor

- a. Perancangan Gasket
- b. Perancangan Bolting
- c. Peraricangau Flange

6.6. Perancangan sistem penyangga reaktor

- a. Menentukan berat total reaktor
- b. Perancangan leg support (penyangga)
- c. Perancangan base plate
- d. Perancangan lug dan gusset

6.7. Perancangan pondasi

1. Peraneangan dimensi reaktor

A. Menentukan volume reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan masuk} &= 160.244,982 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ campuran} &= 124.6398 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{160.244,982 \text{ lb/jam}}{124,6398 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 1.285,6646 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 \text{Volume liquid} &= 856,2687 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 1.285,6646 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume liquid mengisi 80\% dari volume reaktor. maka :} & \\
 \text{Volume reaktor} &= \frac{\text{volume liquid}}{80\%} \\
 &= \frac{1.285,6646 \text{ ft}^3}{0,8} \\
 &= 1607,0807 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Menentukan diameter tangki

$$\text{Asumsi : } L_s = 1,5 \text{ di}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3 \\
 1607,0807 \text{ ft}^3 &= 0,0847 \text{ di}^3 + \frac{\pi}{4} \text{ di}^2 (1,5 \text{ di}) + 0,0847 \text{ di}^3 \\
 1607,0807 \text{ ft}^3 &= 1,3469 \text{ di}^3 \\
 \text{Di}^3 &= 1193,1700 \text{ ft}^3 \\
 \text{di} &= 10,6063 \text{ ft} \\
 &= 127,2761 \text{ in}
 \end{aligned}$$

C. Menentukan tinggi larutan dalam tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan dalam shell} &= \text{volume larutan} - \text{volume tutup hawah} \\
 &= 1285,6646 \text{ ft}^3 - 0.0847 \text{ di}^3 \\
 &= 1285,6646 \text{ ft}^3 - 101,0615 \\
 &= 1184,6031 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell (LIs)} &= \frac{\text{volume larutan dalam sell}}{1/4 \cdot \pi \cdot di^2} \\ &= \frac{1184,6031 \text{ ft}^3}{1/4 \cdot \pi \cdot (9,2611)^2} \end{aligned}$$

D. Menentukan tekanan design

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho(H - I)}{144} \\ &= \frac{124.16398 \text{ b/ft}^3 \times (11,7126 - I)}{144} \\ &= 9,2723 \text{ psia} \\ \text{Pi} &= p \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi} \\ &= (9,2723 + 14,7) \text{ psia} \\ &= 23,9723 \text{ psia} - 14,7 \text{ psig} \\ &= 9,2723 \text{ psig} \end{aligned}$$

E. Menentukan tebal tangki

$$\begin{aligned} T_s &= \frac{pi \times di}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot Pi)} + C \\ &= \frac{9,2723 \times 127,2761}{2(17500 \times 0,5 - 0,6 \times 9,2723)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1299 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{2,0784}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

F. Standardisasi do

Standarisasi :

$$\begin{aligned} do &= di + 2 \cdot ts \\ &= 127,2761 + 2 \left(\frac{3}{16} \right) \\ &= 127,6511 \text{ in} \\ &= 10,6376 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan pendekatan ke atas maka didapat harga do = 132

Dari label 5.7 Brownell & Young. hal 90 didapat harga :

$$d_o = 132$$

$$i_{cr} = 8$$

$$r = 130$$

Menentukan harga di baru :

$$d_i = d_o - 2 \cdot t_s$$

$$= 132 - 2 \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 131,625 \text{ in}$$

$$= 10,9688 \text{ ft}$$

G. Menentukan tinggi silinde

$$\text{Volume tangki} = 0,0847 d_i^3 + \frac{\pi}{4} d_i^2 L_s + 0,0847 d_i^3$$

$$1607,0807 \text{ ft}^3 = 0,0847 (10,6063)^3 + \frac{\pi}{4} (10,6063)^2 L_s + 0,0847 (10,6063)^3$$

$$1607,0807 \text{ ft}^3 = 101,059 + 88,3075 L_s + 101,059$$

$$L_s = 15,9099 \text{ ft}$$

Cek hubungan L_s dengan d_i :

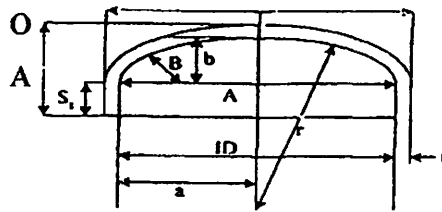
$$\frac{L_s}{d_i} = \frac{15,9099}{10,9688} = 1,4505 < 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

H. Menentukan dimensi tutup

- Menentukan tebal tutup atas berbentuk standard dished head :

$$\begin{aligned} T_{ha} &= \frac{0,885 \times \pi \times r}{f \cdot E - 0,6 \cdot \pi} + C \\ &= \frac{0,885 \times 9,2723 \times 130}{(17500 \times 0,8) - (0,6 \times 9,2723)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,1387 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{2,2192}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tinggi tutup atas berbentuk standard dished head :



Gambar 6.1.1 dimensi tutup atas reactor

Tinggi tutup atas

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{di}{2} \\
 &= \frac{127,261}{2} \text{ in} = 63,6305 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (63,6305 - 8) \text{ in} = 55,6305 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (130 - 8) \text{ in} \\
 &= 122 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\
 &= \sqrt{(122)^2 - (55,6305)^2} \\
 &= 108,5783 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (130 - 108,5783) \text{ in} = 21,4217 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Ha &= tha + b + sf \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in} + 21,4217 \text{ in} \pm 2 \text{ in} \\
 &= 23,6092 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan tebal tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished

Karena tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head maka :

$$\begin{aligned}
 thb &= tha \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard

dished

Karena tutup atas dan tutup bawah berbentuk standard dished head
maka :

$$\begin{aligned} H_b &= h_a \\ &= 23,6092 \text{ in} \end{aligned}$$

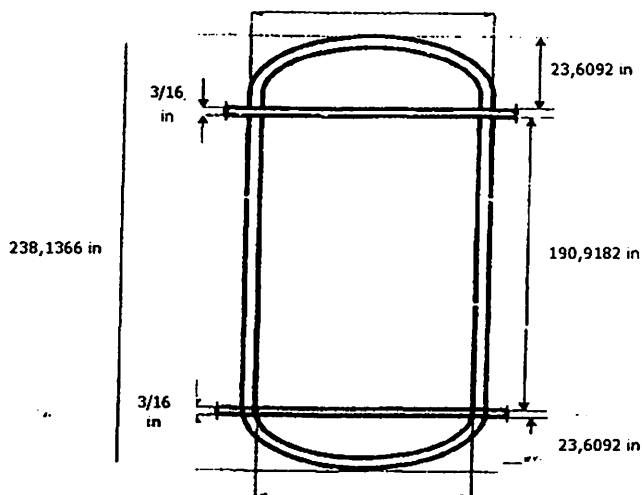
1. Menentukan tinggi total reaktor

$$\text{Tinggi sell (Ls)} = 190,9182 \text{ in} = 15,9099 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup atas (h}_a\text{)} = 23,6092 \text{ in} = 1,9674 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tutup bawah (h}_b\text{)} = 23,6092 \text{ in} = 1,9674 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi sell} + \text{tinggi tutup bawah} \\ &= 23,6092 + 190,9182 + 23,6092 \\ &= 238,1366 \text{ in} \\ &= 19,8447 \text{ ft} \end{aligned}$$



6.2. Perancangan dimensi pengaduk

A. Perencanaan pengaduk

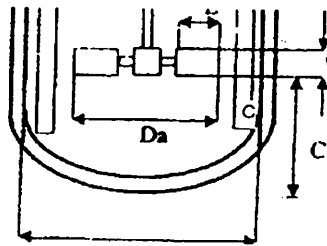
Data-data perbandingan geometris standard sistem per-wactukan diambil

dari Geankoplis, tabel 3.4-1, hal 144 :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3 - 0,5 \qquad \frac{C}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

- Dimana :
- D_t - Diameter dalam tangki
 - D_a = Diameter impeller.
 - C = Tinggi pengaduk dari dasar tangki
 - W = Lebar impeller
 - L = Panjang impeller
 - J = Lebar baffle



Gambar 6.2. Dimensi pengaduk

- Menentukan diameter impeller

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3$$

$$\begin{aligned} D_a &= 0,3 \times 131,625 \text{ in} \\ &= 39,4875 \text{ in} \\ &= 3,2906 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan tinggi impeller dari dasar tangki

$$\frac{C}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$\begin{aligned} C &= \frac{1}{3} \times 131,625 \\ &= 43,875 \text{ in} \\ &= 3,6563 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan panjang impeller

$$\frac{L}{D_s} = \frac{1}{4}$$

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} \times 39,4875 \\ &= 9,8719 \text{ in} \\ &= 0,8227 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan lebar impeller

$$\frac{W}{D_s} = \frac{1}{5}$$

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{5} \times 39,4875 \\ &= 7,8975 \text{ in} \\ &= 0,6581 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan lebar baffle

$$\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{12} \times 131,625 \\ &= 10,9688 \text{ in} \\ &= 0,9141 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menentukan jenis pengaduk

Dari perbandingan D_a/W hal 145 Geankoplis didapatkan bahwa $D_a/W = 5$ maka jenis pengaduk yang digunakan adalah jenis

Flat Six Blade Turbine with 4 Baffle.

- Menentukan jumlah pengaduk

$$\begin{aligned}
 n &= \frac{\text{tinggi liquidida dalam silinder}}{2 \times D_a^2} \\
 &= \frac{11,7126}{2 \times 2,8406^2} \\
 &= 0,7891 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

B. Perhitungan daya pengaduk

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\
 P &= \frac{N^3 \cdot D_a^5 \cdot N_p \cdot \rho}{gc}
 \end{aligned}$$

Dimana : P = daya pengaduk (ft.lbf/s)

N_p = power number dengan menghitung bilangan reynold

(N_{re})

N = putaran pengaduk (rpm atau rps)

D_a = diameter impeler (ft)

ρ = 124.6398 lb/ft³

μ = 3.2. 10⁻⁴ lb/ft.s

gc = 32.174 lbf.ft/lbf

Untuk standard kecepatan putaran pengaduk (N) diambil 56 rpm = 0,933 rps^(Stanley M .Walas 1988) dari halaman 293 stanley M. Walas untuk Number Power (N_p) ditentukan berdasarkan jenis pengaduk yang digunakan. Dimana untuk jenis pengaduk Flat Six Blade Turbine with 4 baffles nilai N_p antara 3 – 5. Diambil dari $N_p = 3$

Direncanakan putaran pengaduk (N) : 56 rpm = 0,933 rps

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{D_a^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \\
 &= \frac{2,8406^2 \cdot 1.124,6398}{3,2 \cdot 10^{-4}} \\
 &= 2933400,839 \text{ (aliran turbulen)}
 \end{aligned}$$

(Gcankoplis, 1993)

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N^3 \cdot D_a^5 \cdot N_p \cdot \rho}{gc} \\
 &= \frac{\left(\frac{56}{60}\right)^2 \cdot (2,8406^5) \cdot 5.124,6398}{32,174} \\
 &= 1747,6435 \text{ ft.lbf/s} \\
 &= 3,1775 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Kehilangan-kehilangan daya :

- Gain Losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10 % dari daya masuk.
- Transmission System Losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 20 % dari daya masuk

Sehingga daya yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}
 P \text{ yang dibutuhkan} &= (0,1 + 0,2) P + P \\
 &= [(0,1 + 0,2) \times 3,1775 + 3,1775] \\
 &= 3,9719 \text{ Hp} \approx 4 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Jadi digunakan pengaduk dengan daya 4 Hp

C. Perhitungan poros pengaduk

a. Diameter Poros Pengaduk

$$T = \frac{\pi \cdot S \cdot D^2}{16}$$

$$\text{Dimana } = T : \text{Momen punter} = \frac{63025 \cdot H}{N}$$

H : Daya motor pada poros = 4 Hp

N : Putaran pengaduk = 56 rpm

Sehingga :

$$T = \frac{63025 \times 4}{56} = 4501,7857 \text{ lb in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020 mengandung karbon 20 % dengan batas = 36000 lb/in²

S = maksimum design shering stress yang diujikan

$$\begin{aligned} S &= 20 \% \times (36000) \text{ lb/in}^2 \\ &= 7200 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Maka didapatkan diameter poros pengaduk (D):

$$D = \left(\frac{16 \times T}{\pi \times S} \right)^{1,3}$$

$$D = \left(\frac{16 \times 4501,7857}{3,14 \times 7200} \right)^{1,3}$$

b. Panjang Poros Pergaduk

$$L = h + I - Z_i$$

Dimana :

L = panjang poros (ft)

h = tinggi silinder + tinggi tutup atas = 180,1459 in

I = panjang poros diatas bejana tarwki = 8.5219 in

Z_i = jarak impeller dari dasar tangki = 37.8750 in

Jadi panjang poros pengaduk :

$$\begin{aligned} L &= (180,1459 + 8,5219) - 37,8750 \\ &= 150,7928 \text{ in} \\ &= 12,5661 \end{aligned}$$

6.3.Perancangan Nozzle

A. Perancangan Nozzle pada tutup atas standard dished head

- Nozzle pemasukan bahan baku litama (larutan garam)

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= 48018.0423 \text{ kg/jam} \\ &= 105860.5760 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 2,1721 \text{ g/cm}^3 \\ &= 135.5496 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetrik.} &= \frac{105860,576 \text{ lb/jam}}{135,5496 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 780,9730 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,2169 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhause edisi 3 pers. 15 hal. 496, didapatkan:

$$\begin{aligned}\text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,2169)^{0,45} (135,5496)^{0,13} \\ &= 3,7118 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A5 hal 892, maka dipilih pipa 4 in iPS Sch 40 dengan ukuran :

$$\text{Di} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{Do} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{A} = 0,0884 \text{ ft}^2$$

Nozzle pemasukan bahan baku NaOH

$$\text{Bahan masuk} = 164,5810 \text{ kg/jam}$$

$$= 362,8352 \text{ lb/jam}$$

$$= 362,83652 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{p campuran} &= 2,2411 \text{ g/cm}^3 \\ &= 139,9104 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate Volumetrik} &= \frac{362,8352 \text{ lb/jam}}{139,9104 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2,5933 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0007 \text{ ft}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhause edisi 3 pers. 15 hal. 496. didapatkan:

$$\begin{aligned}\text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,0007)^{0,45} (139,9104)^{0,13} \\ &= 0,2857 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A5 hal 892, maka dipilih pipa 12 in IPS Sch 40 dengan ukuran :

$$\text{Di} = 0,622 \text{ in}$$

$$\text{Do} = 0,840 \text{ in}$$

$$\text{A} = 0,00211 \text{ ft}^2$$

- Nozzle pemasukan bahan baku Na₂CO₃

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan masuk} &= 227,5967 \text{ kg/jam} \\
 &= 501,7597111/\text{jam} \\
 \rho \text{ campuran} &= 2,2411 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 139,9104 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate Volumetrik} &= \frac{501,7597 \text{ lb/jam}}{139,9104 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 3,5863 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0010 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhause edisi 3 pers. 15 hal. 496, didapatkan:

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 3.9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\
 &= 3.9 (0.0010)^{0,45} \cdot (139.9104)^{0,13} \\
 &= 0.3306 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App AS hal 892.maka dipilih pipa ½ in IPS Sch 40 dengan ukuran :

$$\begin{aligned}
 \text{Di} &= 0.622 \text{ in} \\
 \text{Do} &= 0.840 \text{ in} \\
 \text{A} &= 0,00211 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

B. Perancangan Nozzle untuk silinder reaktor

- Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan masuk} &= 5687.1239 \text{ kg/jam} \\
 &= 12537.8333 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ campuran} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 62,43 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Rate Volumetr} &= \frac{12537,8333 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 200,8303 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0558 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhause edisi 3 pers. 15 hal. 496, didapatkan:

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

$$= 3,9 (0,0558)^{0,45} \cdot (62,43)^{0,13}$$

$$= 1,8214 \text{ in}$$

Dari Geankoplis App A5 hal 892, maka dipilih pipa 2 in IPS Sch 40 dengan ukuran :

$$D_i = 2,0687 \text{ in}$$

$$D_o = 2.375 \text{ in}$$

$$A = 0.0233 \text{ ft}^2$$

- Nozzle untuk manhole

Lubang manhole dibuat berdasarkan standard yang ada yaitu : 20 in (Brownell & Young fig.3.15 hal 51 dengan data item 3,4,5 hal 351)

Berdasarkan fig. 12.2 brownell & Young hal 221, didapatkan dimensi pipa :

Ukuran pipa nominal (NPS)	: 20 in
Diameter luar pipa	: 27 ½ in
Ketebalan flange minimum (T)	: 1 11/16 in
Diameter bagian lubang menonjol (R)	: 23 in
Diameter hubungan pada titik pengelasan (K)	: 20 in
Diameter hubungan pada alas (E)	: 22 in
Panjang julukan (L)	: 5 11/16 , in
Diameter claim flange (B)	: 19,25 in
Jumlah lubang baut	: 20 buah
Diameter baut	: 1 1/8 in

C. Perancangan Nozzle pada tutup bawah standar dishead

- Nozzle pengeluaran produk

$$\text{Bahan masuk} = 48410,2197 \text{ kg/jam}$$

$$= 106725,1704 \text{ lb/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 2,4024 \text{ g/cm}^3$$

$$= 124.6398 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \frac{106725,1704 \text{ lb/jam}}{124,6398 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 856,2687 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,2379 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari Peter & Timmerhause edisi 3 pers. 15 hal. 496, didapatkan:

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13} \\ &= 3,9 (0,2379)^{0,45} \cdot (124,6398)^{0,13} \\ &= 3,8268 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A5 hal 892, maka dipilih pipa 4 in IPS Sch 40 dengan ukuran :

$$\text{Di} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{Do} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{A} = 0,0884 \text{ ft}^2$$

D. Penentuan Flange pada Nozzle

Dan Brownell & Young tabel 12.2 hal. 221 diperoleh dimensi flange untuk semua nozzle, dipilih flange standar type welding neck dengan dimensi nozzle sebagai berikut :

- Nozzle A = Nozzle untuk pemasukan larutan garam
- Nozzle B = Nozzle untuk pemasukan larutan NaOH
- Nozzle C = Nozzle untuk pemasukan larutan Na_2CO_3
- Nozzle D = Nozzle untuk pemasukan dan pengeluaran air pendingin
- Nozzle E = Nozzle untuk Manhole
- Nozzle F = Nozzle untuk pengeluaran produk

Dimana :

- NPS = Ukuran pipa nominal, in
- A = Diameter luar flange, in
- T = Ketebalan flange minimum, in
- R = Diameter luar bagian yang menonjol, in
- E = Diameter hubungan atas, in
- K = Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L = Panjang julakan, in
- B = Diameter dalam flange, in

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	4	9	$\frac{15}{16}$	$6\frac{3}{8}$	$5\frac{5}{8}$	4.50	3	4,03
B	$\frac{1}{2}$	$3\frac{1}{2}$	$\frac{7}{16}$	$1\frac{3}{8}$	$1\frac{3}{5}$	0,84	$1\frac{7}{8}$	0,62
C	$\frac{1}{2}$	$3\frac{1}{2}$	$\frac{7}{16}$	$1\frac{3}{8}$	$1\frac{3}{5}$	0,84	$1\frac{7}{8}$	0,62
D	2	6	$\frac{3}{4}$	$3\frac{3}{8}$	$3\frac{1}{8}$	2,38	$1\frac{7}{8}$	2,07
E	20	$27\frac{1}{2}$	$1\frac{11}{16}$	23	22	20	$5\frac{1}{16}$	19,25
F	4	9	$\frac{15}{16}$	$6\frac{3}{8}$	$5\frac{5}{8}$	4,50	3	4,03

6.4. Perancangan Jacket Pendingin

- Menentukan volume air pendingin

$$\begin{aligned} \text{Bahan masuk} &= 5687.12391 \text{ kg/jam} \\ &= 12537.8333 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ bahan} &= 1 \text{ g/cm}^3 \\ &= 62,43 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{operasi} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia}$$

- Menentukan rate volumetric

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric} &= \frac{12537,8333 \text{ lb/jam}}{62,43 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 200,8303 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

- Volume air pendingin yang dibutuhkan

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin} &= \text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal reaktor} \\ &= 200.8303 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 200,8303 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Volume air pendingin total

$$\begin{aligned} \text{Volume total air pendingin} &= 200,8303 \text{ ft}^3 + (200,8303 \text{ ft}^3 \times 0,1) \\ &= 220,9133 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Volume liquida dalam tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume liquida dalam tangki} &= 788,9903 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 788,9903 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Volume tutup bawah tangki

$$\text{Volume tutup bawah} = 0,0847 \times d_i^3$$

$$= 0,0847 \times (9,4688 \text{ ft})^3$$

$$= 71,9054 \text{ ft}^3$$

- Volume liquida di dalam silinder

Volume liquida silinder = volume liquida tangki — volume tutup

bawah

$$= (788.9903 - 71,9054) \text{ ft}^3 = 717.0849 \text{ ft}^3$$

- Luas alas silinder tangki

$$\text{Luas alas silinder tangki (A)} = \frac{\pi}{4} \times d_i^2$$

$$= \frac{\pi}{4} \times (9.4688 \text{ ft})^2$$

$$= 70.4166 \text{ ft}^2$$

- Tinggi liquida di dalam silinder (H)

$$H = \frac{\text{volume liquida dalam silinder}}{\text{luas alas silinder}}$$

$$= \frac{721,7199 \text{ ft}^3}{70,4166 \text{ ft}^2}$$

$$= 10,2492 \text{ ft}$$

- Menentukan volume silinder bagian luar

- Volume tutup bawah tangki

$$\text{Volume tutup bawah tangki} = 0,0847 \times d_o^3$$

$$= 0,0847 \times (9,5 \text{ ft})^3$$

$$= 72,6197 \text{ ft}^3$$

- Volume liquida dalam silinder

$$\text{Volume liquida di dalam silinder} = \frac{\pi}{4} \times d_o^2 \times L$$

$$= \frac{3,14}{4} \times (9,5 \text{ ft})^2 \times 5,3541 \text{ ft}$$

$$= 830,2153 \text{ ft}^3$$

- Volume liquida

$$\text{Volume liquida} = (72.6197 + 830.2153) \text{ ft}^3$$

$$= 902,8350 \text{ ft}^3$$

➤ Volume jaket

$$\begin{aligned}\text{Vol. jaket} &= \text{vol. total air pendingin} + \text{vol. liquida} + 10\% \text{ vol. liquida} \\ &= 220,9133 \text{ ft}^3 + 830,2153 \text{ ft}^3 + (0.1 \times 830,2153 \text{ ft}^3) \\ &= 1214,0138 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Asumsi : } L_s = 1.5 \text{ di}$$

$$\text{Volume jaket} = V_{\text{silindwer jaket}} + V_{\text{tutup bawah jaket}}$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times di^2 L_s + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times di^2 (1,5 di) + 0,0847 \text{ di}^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = 1,2628 \text{ di}^3$$

$$di^3 = 961,3830$$

$$di = 9,8696$$

$$= 118,4350 \text{ in}$$

➤ Tekanan hidrostatik

$$\begin{aligned}\text{Tekanan hidrostatik (Ph)} &= \frac{\rho (H - I)}{144} \\ &= \frac{62,43 \text{ lb/ft}^2 \times (10,1835 - 1)}{144}\end{aligned}$$

$$= 3,9814 \text{ psia}$$

$$P_i = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}}$$

$$= 3,9814 + 14,7$$

$$= 18,6814 \text{ psia}$$

$$= 3,9814 \text{ psig}$$

Standarisasi :

$$d_o = d_i + 2 \cdot t_s$$

$$= 118,4350 + 2 \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 118,8100 \text{ in}$$

Dengan pendekatan ke atas maka didapat. harga $d_o = 120$

Dari tabel 5.7 Brownell & Yount!. hal 120 didapat harga :

$$d_o = 120$$

$$i_{cr} = 5 \frac{1}{2}$$

$$r = 114$$

$$sf = 2$$

Menentukan harga di baru :

$$Di = do - 2.ts$$

$$= 120 - 2 \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 119,6250 \text{ in}$$

$$= 9,9688 \text{ ft}$$

➤ Menentukan tinggi jaket

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} di^2 Ls + 0,0847 di^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} (9,9688)^2 Ls + 0,0847 (9,9688)^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = 35,2880 Ls + 78,0497$$

$$Ls = 14,4795 \text{ ft}$$

Cek hubungan Ls dengan di :

$$\frac{Ls}{di} = \frac{14,4795}{9,9688} = 1,4525 < 1,5 \quad (\text{memenuhi})$$

➤ Menghitung tebal dinding jaket

$$Tj = \frac{Pi \times di}{\dots} + C$$

$$r = 114$$

$$sf = 2$$

Menentukan harga di baru :

$$Di = do - 2.ts$$

$$= 120 - 2 \left(\frac{3}{16} \right)$$

$$= 119,6250 \text{ in}$$

$$= 9,9688 \text{ ft}$$

➤ Menentukan tinggi jaket

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} di^2 Ls + 0,0847 di^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} (9,9688)^2 Ls + 0,0847 (9,9688)^3$$

$$1214,0138 \text{ ft}^3 = 35,2880 Ls + 78,0497$$

$$Ls = 14,4795 \text{ ft}$$

Cek hubungan Ls dengan di :

$$\frac{Ls}{di} = \frac{14,4795}{9,9688} = 1,4525 < 1,5 \quad (\text{memenuhi})$$

➤ Menghitung tebal dinding jaket (tj)

$$\begin{aligned} Tj &= \frac{Pi \times di}{2.(f.E - 0,6.Pi)} + C \\ &= \frac{3,7527 \times 89,6250}{2(17200 \times 0,8 - 0,6 \times 3,7527)} + \frac{1}{16} \\ &= 0,0798 \times \frac{16}{16} \\ &= \frac{1,2770}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in} \end{aligned}$$

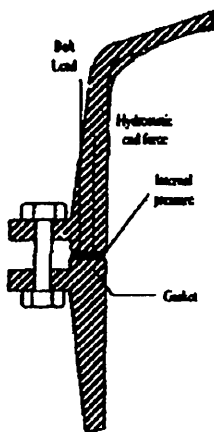
• Menentukan tebal tutup bawah Jake, (tjb)

$$\begin{aligned} Tj &= \frac{0,885 \times pi, r}{f.E - 0,1.Pi} + C \\ &= \frac{0,885 \times (3,9814)(90)}{(17200)(0,8) - 0,1 (3,7527)} + \frac{1}{16} \end{aligned}$$

$$= 0,0842 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,4671}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

6.5. Perancangan dimensi Gasket, Bolting dan Flange tangki reaktor Bagian tutup reaktor dan bagian shell reaktor dihubungkan secara flange dan bolting untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.



Gambar 6.5.1. Dimensi gasket dan bolting

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- tebal silinder (t_s) = $\frac{3}{16}$ in
- Diameter dalam silinder (d_i) = 113.6250 in
- Diameter ;Liar silinder (d_o) = 114 in
- Tekanan; internal tangki (P_i) = 23.9723 psia
- Stress yang diijinkan (1) = 17500
- Factor korosi yang dipakai (C) = $\frac{3}{16}$ in

1. Flange

Dari Brownell & Young, App. D-4 hal. 342. didapatkan :

- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M type316
- Tensile strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 17700
- Type flange : Ring flange

2. Bolting

Dad Brownell & Young, App. D-4 hal. 344, didapatkan :

Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 193 Grade B8c type

347

Tensile strength minimum : 75000 psia

Allowable stress (f) : 15000

3. Gasket

Dad Brownell & Young, Fig. 12.11 hal. 228, didapatkan :

Bahan konstruksi : Flange metal, asbestos filled

Gasket factor (m) : 3,75 psi

Min design seating stress (y) : 9000 psi

A. Perancangan Gasket

- Perhitungan Lebar Gasket

Dari Brownell & Young, persamaan 12.1 hal 226 :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \times m}{y - p(m + 1)}}$$

Dimana :

d_o = diameter luar gasket

d_i = diameter dalam gasket

y = yield stress;

p = internal pressure

m = gasket faktor

Diketahui d_i gasket = d_o shell = 114 in = 9.5 ft

Sehingga :

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{9000 - (23,9723 \times 3,75)}{9000 - 23,9723(3,75 + 1)}}$$

$$\frac{d_o}{55} = 1,0013$$

$$d_o = 9,5128 \text{ ft}$$

$$= 114,1537 \text{ in}$$

$$\text{Lebar gasket minimum} = \frac{d_o - d_i}{2} + \frac{144,1875 - 144}{2}$$

$$= 0,0768 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,2293}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Diambil gasket (n) = $\frac{3}{16}$.in

Diameter rata-rata gasket (G) :

$$G = d_i + n = 114 \text{ in} + \frac{3}{16} \text{ in} \cdot 16$$

$$G = 114,1875 \text{ in}$$

$$= 9,5156 \text{ ft}$$

- Menghitung beban gasket (W_{m2})

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

(Brownell and Young. pers 12.88. hal. 2440)

Dari Brownell & Young, fig. 12.12 hal. 129 :

Lebar setting gasket bawah

$b = b_o$ dimana $b_o < \frac{1}{4} \text{ in}$

$$b = \sqrt{\frac{b_o}{2}} \text{ dimana } b_o > \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Lebar setting gasket bawah} = b_o = \frac{n}{2}$$

$$= \frac{3/16}{2}$$

$$= 0,0938 \text{ in}$$

$$b = b_o = 0,0938 \text{ in}$$

Sehingga didapatkan H_y :

$$H_y = W_{m2} = (10 \times 0,0938) \times (114,1875) \times (9000)$$

$$H_y = 302678,9532 \text{ lb}$$

- Menghitung beban operasi total pada kondisi kerja (W_{m2})

$$W_{ml} = H + H_p$$

(Brownell and Yount!. pers 12.91. hal. 2401)

➤ Beban untuk menjaga sambungan (H_p)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

(Brownell and Youni?.. pers 12.90. hal. 240)

$$H_p = 2 (\pi) \times (0,0938) \times (114,1875) \times (3,75) \times (23,9723)$$

$$H_p = 6064,6035 \text{ lb}$$

- Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \frac{\pi}{4} \cdot G^2 \cdot p$$

(Brownell and Young. pers 12.89. hal. 24)

$$H = \frac{\pi}{4} \times (114,1875)^2 \times (219723)$$

$$H = 245492,1027 \text{ lb}$$

Sehingga dari Brownell & Young, persamaan 12.9I hal. 240

didapatkan total berat beban pada kondisi operasi (W_{m2}) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 245492,1027 \text{ lb} + 6046,6035 \text{ lb} \\ &= 251538,7062 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dapat dilihat bahwa $W_{m2} > W_{m1}$, sehingga dapat disimpulkan bahwa beban kerja yang digunakan dalam proses adalah W_{m2} .

B. Perancangan Bolting

- Perhitungan luas minimum bolting area

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

(Brownell & Young. per.. 12.92 hal 240)

$$\begin{aligned} &= \frac{302678,9532}{1500} \\ &= 20,1786 \text{ in}^2 \\ &= 0,1401 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dari Brownell & Young, tabel ! 0.4 hal. 188 mini!: ukuran baut 1 ½ in:

$$\text{Ukuran baut} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}^2$$

$$\text{Root area} = 1,294 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah bolting optimum} &= \frac{A_{m2}}{\text{root area}} \\
 &= \frac{20,1786}{1,294} \\
 &= 15,5940 \approx 16 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Kemudian dari tabel yang sama diperoleh :

- Bolt size	: 1 ½ in
- Root area	: 1,294 in ²
- Bolt spacing (Bs)	: 3 ¼ in
- Min. radial distance (R)	: 2 in
- Edge distance (E)	: 1 ½ in
- Nut dimension	: 2,375 in
- Max. Fillet radius	: 0,625 in

- Evaluasi lebar gasket

$$A_{b \text{ actual}} = \text{jumlah bolt} \times \text{root area}$$

$$A_{b \text{ actual}} = 16 \times 1.294 \text{ in}^2$$

$$A_{b \text{ actual}} = 20.7040 \text{ in}^2$$

- Lebar gasket minimum (W)

$$\begin{aligned}
 W &= A_{b \text{ actual}} \times \frac{f}{2 \times \pi \times y \times G} \\
 &= 20,7040 \times \frac{15000}{2 \times \pi \times 900 \times 114,1875} \\
 &= 0.0481 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari sini dapat dilihat bahwa nilai $W <$ lebar gasket yang telah ditentukan (0,1875 in) sehingga lebar gasket telah memadai.

C. Perancangan Flange

- Menghitung diameter luar flange (A) :

$$\text{Flange OD} = \text{bolt circle diameter} + 2E$$

$$= C + 2E$$

Dari dimensi baut didapatkan :

$$R = 2 \text{ in}$$

$$E = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

➤ Menentukan bolt circle diameter (C) :

$$C = \text{di gasket} + 2 (1,415 \cdot g_o + R)$$

Dimana :

$$\text{di gasket} = 114 \text{ in}$$

$$g_o = \text{tebal shell (ts)} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

Maka bolting circle diameter (C) :

$$C = (114) + 2 [(1.415) \times (\frac{3}{16} \text{ in}) + (2)]$$

$$= 118,5306 \text{ in}$$

$$\text{Flange OD} = \text{bolt circle diameter} + 2E$$

$$= 118,5306 + (2 \times 1 \frac{1}{2})$$

$$= 121.5306 \text{ in}$$

- Perhitungan moment

Total moment pada kondisi operasi :

$$M = M_D + M_G + M_T$$

Dari (Brownell & Young 1959), persamaan 12.94 hal. 242. untuk keadaan bolting up (tanpa tekanan uap dalam) :

$$W = \frac{A_{m2} + A_b}{2} \times f_a$$

$$W = \left(\frac{20,1786 \times 20,7040}{2} \right) \times 18750$$

$$= 383274,3457 \text{ lb}$$

➤ Jarak radial dari beban gasket yang bereaksi terhadap bolt circle Dan Brownell & Young, persamaan 12.101 hal. 242 :

$$h_g = \frac{C - G}{2}$$

$$h_g = \frac{118,5306 \text{ in} - 114,1537 \text{ in}}{2}$$

$$= 2,1716 \text{ in}$$

➤ Moment flange (Ma)

$$M_a = W \times h_G$$

(Ha1.243. Brownell and Young. 1959)

$$M_a = (351590.3332 \text{ lb}) \times (2.1716 \text{ in})$$

$$M_a = 832304.1964 \text{ lb.in}$$

Dalam kondisi operasi :

$$W = W_{m2} = 175444.4507 \text{ lb}$$

➤ Menghitung moment M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

(Ha1.243. Brownell and Young. 1959)

Tekanan Hidrostatik pada daerah dalam flange (H_D)

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times P$$

(Ha1.243. Brownell and Young. 1959)

Dimana :

$$B = \text{do shell} = 114 \text{ in}$$

$$P = \text{tekanan operasi} = 23.9723 \text{ psia}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_D &= (0,785) \times (114 \text{ in})^2 \times (23,9723 \text{ psia}) \\ &= 244562,5051 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak jari-jari dari bolt circle pada H_d (h_D)

$$h_g = \frac{C - G}{2}$$

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{118,5306 - 114}{2} \\ &= 2,2653 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment komponen M_D

$$M_D = H_D \times h_D$$

(Ha1.243. Brownell and Young. 1959)

$$= (244562,5051 \text{ lb}) \times (2,2653 \text{ in})$$

$$M_D = 554010.4999 \text{ lb.in}$$

➤ Menghitung komponen moment ke M_G

$$M_G = H_G \times h_G$$

(Ha1.243. Brownell and Young. 1959)

Perbedaan antara beban baut flange dengan gaya hidrostatik total :

$$\begin{aligned}
 H_G &= W - H = W_{m2} - H \\
 &= (302678,9532 \text{ lb}) - (245492,1027 \text{ lb}) \\
 &= 57186,8505 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Sehingga

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \\
 &= (57186,8505 \text{ lb}) \times (2,1716 \text{ in}) \\
 &= 124184,8200 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

➤ Menghitung komponen moment ke MT

$$M_T = H_T \times h_T$$

(Hal.244, Brownell and Young, 1959)

Perbedaan antara hidrostatik total dengan gaya hidrostatik dalam area flange (H_T)

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \\
 &= (245492,1027 \text{ lb}) - (244562,5051 \text{ lb}) \\
 &= 929,5976 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$H_r = \frac{H_D + H_G}{2}$$

(Hal.243. Brownell and Young. 1959)

$$= \frac{1}{2} (2.2653 \text{ in} + 2,1716 \text{ in}) = 2.2184 \text{ in}$$

Sehingga.

$$M_T = (929,5976 \text{ lb}) \times (2.2184 \text{ in})$$

$$M_T = 2062,2541 \text{ lb.in}$$

➤ Moment total pL la keadaan operasi (M_o)

$$\begin{aligned}
 M_o &= M_D + M_G + M_T \\
 &= (554010,4999 + 124184.8200 + 2062,2541) \text{ lb.in} \\
 &= 680257,5740 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Karena $M_a > M_o$, maka $m_{max} = M_a = 832304,1964 \text{ lb.in}$

- Perhitungan Tebal Flange

$$f_T = \frac{Y.M_o}{t^2.B}$$

(Hal.244. Brownell and Young. 1959)

Sehingga didapatkan rumus :

$$F_T = \sqrt{\frac{Y.M_o}{t^2.B}}$$

(Hal.244. Brownell and Young. 1959)

$$F_t = \sqrt{\frac{Y.M}{t.B}} \text{ DAN } k = A/B$$

Dimana :

A = diameter luar flange (121,5306 in = 10,1276 ft)

B = diameter luar silinder (114 in = 9,5 ft)

F = stress yang diijinkan untuk bahan flange (18750 psia)

Maka :

k = A/B = (10,1276 ft)/(9,5 ft)

k = 1,0661

Dari Brownell & Young. fig. 12.22 hal 238. didapatkan :

Y = 18

$M_{\max} = M_a = 832304.1964 \text{ lb.in}$

Sehingga tebal flange :

$$T = \sqrt{\frac{(18) \times (832304,1964 \text{ lb.in})}{(18750 \text{ psia}) \times (114 \text{ in})}}$$

T = 2.6474 in

= 0.2206 ft

6.8. Perancangan sistem penyangga reaktor

A. Menentukan berat total reaktor

Dari perancangan silinder reaktor dapat diketahui data sebagai berikut :

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 212 Grdc B

Tebal

- Silinder $= \frac{3}{16}$ in
- Diameter dalam silinder (d_i) $= 113.6250$ in $= 9.4688$ ft
 - Diameter luar silinder (d_o) $= 114$ in $= 9.5$ ft
 - Tekanan internal tangki (P_i) $= 23,9723$ psia
 - Tinggi badan silinder (L_s) $= 13, 1578$ ft

Perhitungan

- Menentukan berat tangki kosong

Bahan konstruksi yang dipakai untuk pembuatan reaktor termasuk steel, densitasnya dapat dilihat pada tabel 2-118 (^{7th} Perry's, 1999), yaitu :

$$\rho = \text{Densitas dari bahan konstruksi} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_s = \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_i^2) H_s \rho$$

(Stanley M. Walas 1988)

Berat shell Reaktor :

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{\pi}{4} \times [(9.5 \text{ ft})^2 - (9.4688 \text{ ft})^2] \times (13.1578 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) \\ &= 2995,5010 \text{ lb} \\ &= 1358,7293 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menentukan berat tutup atas reaktor

Tutup atas berbentuk standard dished head

$$t_{ha} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,0156 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup dalam atas}} &= 0,0847 \times d_i^3 \\ &= 0,0847 \times (9.4688 \text{ ft})^3 \\ &= 71,9054 \text{ ft}^3 \quad V_{\text{dinding tutup atas}} = 0,0847 \times (D_1 + t_{ha})^3 \\ &= 0,0847 \times (9.4688 + 0,0156)^3 \\ &= 72,2619 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tutup atas luar}} &= V_{\text{lump atas luar}} - V_{\text{tutup dalam atas}} \\ &= (72,2619 - 71,9054) \text{ ft}^3 \\ &= 0,3566 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat tutup alas : } W_{\text{tutup alas}} &= V_{\text{dinding tutup atas}} \times \rho \\ &= 0,3566 \text{ ft}^3 \times 489 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$= 174,3554 \text{ lb}$$

$$= 79,0858 \text{ kg}$$

- Menentukan berat tutup bawah reaktor

Tutup bawah berbentuk standard dished head

$$\begin{aligned} W_{\text{larutan}} &= W_{\text{tutup alas}} \\ &= 174.3554 \text{ lb} \\ &= 79.0858 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menentukan berat larutan dalam reaktor

$$\begin{aligned} W_{\text{larutan}} &= m \times t \\ &= 48410.2197 \times 1 \text{ jam} \\ &= 48410,2197 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung berat air pendingin

$$\begin{aligned} W_{\text{air pendingin}} &= m \times t \\ &= 5642,8289 \times 1 \text{ jam} \\ &= 5642,3289 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung berat poros pengaduk

Dari perhitungan dimensi poros pengaduk diperoleh data :

- Panjang poros pengaduk (Lps) = 12,5661 ft
- Diameter poros pengaduk (Dps) = 0,1321 ft

$$\begin{aligned} W_{\text{poros pengaduk}} &= \frac{\pi}{4} \times Dps^2 \times Lps \times \rho \\ &= \frac{\pi}{4} (0,1321 \text{ ft})^2 \times 12,5661 \text{ ft} \times 489 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 72,5411 \text{ lb} \\ &= 32,9039 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung berat pengaduk

Dari perhitungan dimensi pengaduk diperoleh :

- Diameter pengaduk (Da) = 2.8406 ft
- Panjang Pengaduk (L) = 0,7102 ft
- Lebar pengaduk (W) = 0,581 ft
- Jumlah blade (n) = 6 buah

$$W_{\text{pengaduk}} = n \times Da \times W \times \rho$$

$$\begin{aligned}
 &= 6 \times 2,8406 \text{ ft} \times 0,7102 \text{ ft} \times 0,5581 \text{ ft} \times 4891 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 3362,5738 \text{ lb} \\
 &= 1525,2299 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung berat jaket

$$W_j = \frac{\pi}{4} (d_o^2 - d_i^2) H \cdot \rho$$

(stanley M. Walas. 1988)

Keterangan :

d_o = diameter luar dari jacket (10 ft)

d_i = diameter dalam dari jacket (9,9688 ft)

H = tinggi jaket (14,4795 ft)

Berat jaket :

$$\begin{aligned}
 W_j &= \frac{\pi}{4} \times [(10 \text{ ft})^2 - (9,9688 \text{ ft})^2] \times (14,4795 \text{ ft}) \times (489 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}) \\
 &= 3470,1976 \text{ lb} \\
 &= 1574,0469 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung berat perlengkapan lain-lain (attachment)

Berat attachment merupakan berat dari seluruh perlengkapan seperti nozzle, flange, baut dan sebagainya dari Brownell dan Young, 1959, halaman 157 diperoleh:

$$W_a = 18 \% \times W_s$$

Dimana :

W_a = berat attachment. lb

W_s = berat shell Reaktor = 2995.5010 kg

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 W_a &= (0,18) \times (2995.5010 \text{ kg}) \\
 &= 244,5713 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung berat total reaktor

$$\begin{aligned}
 WT &= WS + W_{\text{tutup alas}} + W_{\text{tutup bawah}} + W_{\text{pendingin}} + W_{\text{poros pengaduk}} \\
 &\quad + W_{\text{pengaduk}} + W_{\text{jaket}} + W_{\text{attachment}} \\
 &= (2995,5010 + 174.3554 + 174.3554 + 106725.1704 + 12537.8333 \\
 &\quad +
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 & 72.54114 + 3362,5738 + 3470.1976 + 539.1902) \\
 & = 130051,7182 \text{ lb} \\
 & = 58990,1588 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Dengan memperhatikan faktor keamanan sebesar 10% maka berat total beban reaktor adalah :

$$\begin{aligned}
 W_{\text{Total}} &= (1,1) (58990,1589 \text{ kg}) \\
 &= 64889,1747 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

B. Prerancangan leg support (penyangga)

- menggunakan 4 buah kolom penyangga (kaki penahan)
- Jenis kolom yang digunakan : I beam

Perhitungan :

- Beban tiap kolom

Dari Brownell & Young, persamaan 10.76 hal. 197 :

$$\frac{4.P_{bc} \cdot (H - L)}{n.D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana :

P = beban tiap kolom, lb

P_w = total beban permukaan karena angin

H = tinggi vessel dari pondasi.

L = jarak antara vessel dengan dasar pondasi, ft

D_{bc} = diameter anchor bolt circle, ft

n = jumlah support

ΣW = berat total, lb

P = beban kompresi total maksimum untuk tiap leg, lb

Reaktor diletakkan di dalam ruangan, sehingga tidak dipengaruhi adanya tekanan angin (beban tekanan angin tidak dikontrol).

Maka berlaku rumus :

$$P_w = 0$$

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

$$P = \frac{143056,8900}{4} = 35764,2225 \text{ lb}$$

Direncanakan :

Jarak kolom penyangga dari tanah (L) = 5 It

Tinggi silinder (H) = 16.8666 it

$$\begin{aligned} \text{Panjang penyangga} &= \frac{1}{2} (H - L) \\ &= \frac{1}{2} (16.8666 + 5) \text{ft} \\ &= 10.9333 \text{ It} \\ &= 131,1994 \text{ in} \end{aligned}$$

- Trial ukuran I beam

Trial ukuran I beam 5" Li:wan 5 x3 derigan pemasano,an memakai heban eksentrik (terhadap sumbu).

Dari Brownell & Young, App. G-3 hal. 355. didapatkan :

Nominal size	= 5 in
Berat	= 10 lb
Area of section (A,,)	= 2,87 in ²
Dept of beam	= 5 in
Width of flange (b)	= 3
Axis (r)	= 2,05
Analisa terhadap sumbu	= Y-Y

Dengan :

$$\begin{aligned} L/r &= (131,1994 / 2,05) \\ &= 63,9997 \end{aligned}$$

karena L/r antara 60-200, maka :

$$\begin{aligned} f_c \text{ aman} &= \frac{1800}{1 + \left[\frac{(L/r)^2}{18000} \right]} \\ &= \frac{1800}{1 + \left[\frac{(63,9997)^2}{18000} \right]} \\ &= 14663.3138 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$f_c = \frac{P}{A}$$

$$A = \frac{P}{f_c} = \frac{35764,2225 \text{ lb}}{14663,3138 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 2,4390 \text{ in}^2 < 2,87 \text{ in}^2 \text{ (memadai)}$$

karena $A < A$ yang tersedia, berarti trial I beam sudah memadai.

Kesimpulan perancangan penyangga (leg) :

Ukuran 1 beam = 5 x 3 in

Berat = 10 lb

Jumlah penyangga = 4 buah

Peletakan beban dengan beban eksentrik.

C. Perancangan base plate

Perencanaan :

- Dibuat base plate dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20% Hesse, hal. 163
- Digunakan besi cor sebagai bahan konstruksi dari base plate

Perhitungan :

- Luas base plate

Rumus :

$$A_{bp} = \text{luas base plate, in}^2 \quad \text{Hesse, hal. 163}$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate. in}^2$$

$$p = \text{beban dari tiap-tiap base plate} = 35764:225 \text{ lb}$$

$$f_{bp} = \text{stress yang diterima oleh pondasi (bearing capacity yang terbuat dari beton} = 600 \text{ lb/in}^2)$$

Sehingga :

$$A_{bp} = \frac{35764,2225}{600 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 59,6070 \text{ in}^2$$

- Panjang dan lebar base plate

$$A_{bp} = p \times l$$

Dimana :

$$A_{bp} = \text{luas base plate} \\ = 59,6070 \text{ in}^2$$

$$p = \text{panjang base plate, in} \\ = 2m + 0,95h \\ = \text{lebar base plate, in} \\ = 2n + 0,8b$$

Diasumsikan $m = n$

$$b = 2,8 \text{ in}$$

$$h = 4 \text{ in}$$

Maka :

$$A_{bp} = [2m + 0,95h] \times [2n + 0,8b] \\ 59,6070 = [2m + (0,95 \times 3,8)] \times [2n + (0,8 \times 2,24)] \\ = (2m + 3,8) \times (2n + 2,624)$$

$$59,6070 = 4m^2 + 12,08m + 8,512$$

$$0 = 4m^2 + 11,08m - 5,905$$

Dengan menggunakan rumus abc. didapatkan :

$$m_1 = 13,699$$

$$m_2 = -5,3899$$

$$\text{diambil} = 2,3699$$

sehingga :

$$\text{Panjang base plate (p)} = 2m + 0,95h \\ = 2 \cdot (2,3699) + (0,95 \times 3) \\ = 8,5399 \text{ in} \approx 9 \text{ in}$$

$$\text{Lebar base plate (l)} = 2n + 0,8b \\ = 2 \cdot (2,3699) + (0,8 \times 2,33) \\ = 6,9799 \text{ in} \approx 7 \text{ in}$$

Dari perhitungan didapatkan panjang base plate 9 in dan lebar base plate 7 in, maka ditetapkan ukuran base plate yang digunakan adalah 9 x 7 in dengan luas (A) = 63 in².

- Peninjauan terhadap bearing capacity

$$f = \frac{P}{A}$$

Dengan :

$$f = \text{bearing capacity, lb/in}^2$$

$$p = \text{beban tiap kolom} = 35764,2225 \text{ lb}$$

$$A = \text{luas base plate} = 63 \text{ in}^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= \frac{P}{A} \\ &= \frac{35764,2225 \text{ lb}}{63 \text{ in}^2} \\ &= 567,6861 \text{ lb/in}^2 < 600 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Karena $f < f_{bp}$, maka dimensi base plate sudah memenuhi

- Peninjauan terhadap harga m dan n

Panjang base plate (p)

$$p = 2m + 0,95$$

$$9 = 2m + (0,95 \times 3,8)$$

$$9 = 2m + 2,24$$

$$m = 2,6$$

➤ Lebar base plate (!)

$$I = 2n + 0,8b$$

$$7 = 2n + (0,8 \times 3)$$

$$7 = 2n + 2,24$$

$$n = 2,38$$

Karena harga $m > n$, maka tebal base plate dihitung berdasarkan harga m

- Tebal base plate

$$t = \sqrt{0,0015 \cdot p \cdot m^2} \quad \text{Hesse, pers 7-12 hal. 163}$$

Dengan :

$$t = \text{tebal base plate, in}$$

$$p = \text{actual unit pressure yang terjadi pada base plate} = 569,8878 \text{ psi}$$

$$m = 2,6 \text{ in}$$

Tebal base plate :

$$\begin{aligned} T &= \sqrt{0,00015 \times (5697,6861) \times (2,6)^2} \\ &= 0,7578 \text{ in} \approx 1 \text{ in} \end{aligned}$$

- Ukuran Baut Beban tiap baut :

Beban tiap baut

$$\begin{aligned} P_{\text{baut}} &= \frac{P}{n_{\text{baut}}} \\ &= \frac{36764,2225}{4} \\ &= 8941,0556 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{P_{\text{baut}}}{f_{\text{baut}}}$$

Dimana $f_{\text{baut}} = \text{stress tiap baut max} = 12000$

$$\begin{aligned} A_{\text{baut}} &= \frac{8941,0556}{12000} \\ &= 0,7451 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$A_{\text{baut}} = \frac{\pi}{4} db^2$$

$$0,7451 \text{ in}^2 = \frac{\pi}{4} db^2$$

$$db^2 = 0,9487$$

$$db = 0,9740 \text{ in}$$

Dari Brownell & Young, tabel 10.4 hal. 188 diperoleh ukuran baut 13/8 in dengan dimensi baut sebagai berikut :

$$\text{Ukuran baut} \quad : 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Ukuran baut} \quad : 1 \frac{3}{8} \text{ in}$$

Root area	: 1.054 in ²
Bolt spacing min	: $3\frac{1}{16}$ in
Min radial distance	: $1\frac{7}{8}$ in
Edge distance	: $1\frac{3}{8}$ in
Nut dimension	: $2\frac{3}{16}$ in
Max radius	: $\frac{9}{16}$ in

D. Perancangan lug dan gusset

Perencanaan :

Digunakan 2 buah plate horisontal (maul: lug) dan 2 buah plate vertikal (untuk gusset).

Perhitungan :

Dari gambar 10.6, hal 191. Brownell diperoleh:

- Lebar Lug

$$\begin{aligned}
 A = \text{lebar lug} &= \text{ukuran baut} + 9 \text{ in} \\
 &= 1\frac{3}{8} + 9 \text{ in} \\
 &= 10,3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B = \text{jarak antar gusset} &= \text{ukuran baut} + 8 \text{ in} \\
 &= 1\frac{3}{8} + 8 \text{ in} \\
 &= 9,3750 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Lebar Gusset

$$\begin{aligned}
 L = \text{lebar gusset} &= 2 (\text{lebar kolom} - 0,5 \times \text{ukuran baut}) \\
 &= 2 [(2,8 - 0,5) \times 13/8] \\
 &= 4,2250 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Lebar lug atas} = a = 0,5 (I. + \text{ukuran baut})$$

Brownell & Young

Hal 193

$$= 0.5 (4.4750 + 1 \frac{3}{8})$$

$$= 2,8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Perbandingan tebal base plate} &= \frac{B}{L} \\ &= \frac{9,3750}{4,2250} \\ &= 2.0391 \end{aligned}$$

Dari tabel 10.6, hal 192, Brownell didapat $\gamma_1 = 0,0420$

$$e = 0.5 \times \text{nut dimension}$$

$$= 0,5 \times 1 \frac{1}{4}$$

$$= 0,625 \text{ in}$$

- Tebal Plate Horizontal (Lug)

Menentukan maksimum bending moment sepanjang sumbu radial Dari persamaan 10.40, hal 192. Brownell :

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left[(1 + \mu) \times \ln \frac{2L}{\pi \cdot e} + (1 - \gamma_1) \right]$$

Dimana :

$$P = \text{beban tiap baut} = 8941,0536 \text{ lb}$$

$$\mu = \text{posson's ratio} = 0,3 \text{ (untuk baja)}$$

$$L = \text{panjang horizontal plate bawah} = 4,2250$$

$$e = \text{nut dimension} = 0,625 \text{ in}$$

$$\gamma_1 = 0,0420$$

Jadi

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{8941,0556}{4\pi} \left[(1 + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 5.2250}{\pi \cdot 0,625} + (1 - 0,0420) \right] \\ &= 1686.9812 \text{ lb} \end{aligned}$$

M_y distubtitusikan ke persamaan 10.41, hal 193, Brownell diperoleh :

$$Thp = \sqrt{\frac{6.M}{f_{allowable}}}$$

$$Thp = \sqrt{1714,0621}$$

$$= 0,9184 \text{ in}$$

maka digunakan plate dengan tebal 0.9 i 84 in

- **Tebal Plate Vertikal (Gusset)**

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh

$$\begin{aligned} \text{tebal gusset minimal} &= \frac{3}{8} \times thp \\ &= \frac{3}{8} \times 0.9184 \\ &= 0,3444 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Tinggi Gusset**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi gusset} &= hg = A + \text{tikuran baut} \\ &= 10,3750 + 13/8 \text{ in} \\ &= 11,750 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Tinggi Lug**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi lug} &= hg + 2 thp \\ &= 11,750 + 2(0,9184) \\ &= 13,1015 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi:

$$\begin{aligned} My &= \frac{8941,0556}{4\pi} \left[(I + 0,3) \times \ln \frac{2 \times 5.2250}{\pi \cdot 0,625} + (I - 0,0420) \right] \\ &= 1686,9812 \text{ lb} \end{aligned}$$

My distubtitusikan ke persamaan 10.41. hal 193. Brownell diperoleh :

$$Thp = \sqrt{\frac{6.M}{f_{allowable}}}$$

$$\begin{aligned} Thp &= \sqrt{1714,0621} \\ &= 0,9184 \text{ in} \end{aligned}$$

maka digunakan plate dengan tebal 0.9184 in

- **Tebal Plate Vertikal (Gusset)**

Dari fig 10.6, hal 191, Brownell dan pers 10.47 hal 194, diperoleh

$$\begin{aligned} \text{tebal gusset minimal} &= \frac{3}{8} \times \text{thp} \\ &= \frac{3}{8} \times 0,9184 \\ &= 0,3444 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Tinggi Gusset**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi gusset} &= \text{hg} = A + \text{ukuran baut} \\ &= 10,3750 + 1 \frac{3}{8} \text{ in} \\ &= 11,750 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Tinggi Lug**

$$\begin{aligned} \text{Tinggi lug} &= \text{hg} + 2 \text{ thp} \\ &= 11,750 + 2(0,9184) \\ &= 13,5868 \text{ in} \end{aligned}$$

6.8. perancangan pondasi

Perencanaan

- **Beban total yang harus ditahan pondasi :**
 - Berat reaktor total
 - Berat kolom penyangga
 - Berat base plate
- **Ditentukan :**
 - Masing-masing penyangga diberi pondasi
 - Spesifik untuk semua penyangga lama

Perhitungan :

$$w = 143056,8900 \text{ lb}$$

- **Beban yang harus ditanggung tiap kolom**

Rumus :

$$W_{hp} = p.l.t.\rho$$

Dimana :

- p = panjang base plate = 9 in = 0,75 ft
 l = lebar base plate = 7 in = 0,5833 ft
 t = tebal base plate = 1 in = 0,0833 ft
 ρ = densitas dari bahan konstruksi = 489 lb/ft³

Beban yang ditanggung tiap kolom :

$$W_{bp} = (0,75 \text{ ft}) \times (0,5833 \text{ ft}) \times (0,0833 \text{ ft}) \times (489 \text{ lb/ft}^3) = 17,8281 \text{ lb}$$

- Beban tiap peuyangga

Rumus :

$$W_p = L.A.F.\rho$$

Dimana

- L = Tinggi kolom = 16,8666 ft
 A = Luas kolom I beam = 2,87 in² = 0,0199 ft²
 F = factor koreksi = 3,4
 ρ = desintas bahan kontruksi = 489 lb/ft³

Beban tiap penyangga :

$$W_p = (16,8666 \text{ ft}) \times (0,0199 \text{ ft}^2) \times (3,4) \times (489 \text{ lb/ft}^3) = 558,8995 \text{ lb}$$

- Beban total

$$\begin{aligned}
 W_r &= W + W_{hp} + W_p \\
 &= (143056,8900 + 17,8281 + 558,8995) \text{ lb} \\
 &= 143633,6176 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka ditetapkan :

- Luas pondasi atas = 25 x 25 in
- Luas pondasi bawah = 40 x 40 in
- Tinggi = 20 in
- Luas permukaan tanah rata-rata :

$$A = \left\{ \left(\frac{25 \times 25}{2} \right) + \left(\frac{40 \times 40}{2} \right) \right\} = 1112,5 \text{ in}^2$$

- Volume pondasi :

$$\begin{aligned}
 V &= A \times t \\
 &= (1112,5 \text{ in}^2) \times (20 \text{ in})
 \end{aligned}$$

$$= 22500 \text{ in}^3$$

$$= 12.8762 \text{ ft}^3$$

➤ Berat pondasi

$$W = V \times \rho$$

Dimana :

$$\rho \text{ densitas semen} = 144 \text{ lb/ft}^3$$

maka :

$$W = (12,8762 \text{ ft}^3) \times (144 \text{ lb/ft}^3)$$

$$= 1854,1667 \text{ lb}$$

➤ Tekanan tanah :

Pondasi didirikan diatas semen sand dan dengan :

- Save bearing minimum = 5 ton/ft²

- Save bearing maximum = 10 ton/ft²

Tabel 12.2 Hesse Hal.327

Kemampuan tekanan tanah sebesar :

$$P = 10 \text{ ton/ft}^2$$

$$= 22046 \text{ lb/ft}^2$$

$$= 153,0972 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan pada tanah :

$$P = \frac{W}{A}$$

Dimana :

$$W = \text{berat beban total} + \text{berat pondasi}$$

$$A = \text{luas bawah pondasi} = (40 \times 40) \text{ in} = 1600 \text{ in}^2$$

Sehingga :

$$P = \frac{143633,6176 \text{ lb} + 1854,1667 \text{ lb}}{1600 \text{ in}^2}$$

$$= 90.9299 \text{ lb/in}^2$$

Karena tekanan yang diberikan oleh tanah lebih kecil daripada kemampuan tanah menahan pondasi ($90.9299 < 153.0972$), maka pondasi dengan ukuran (20x20) in luas atas dan (45 x 45) in luas bawah dengan tinggii pondasi 20 in dapat digunakan.

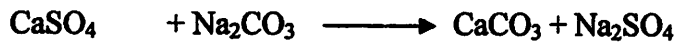
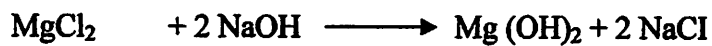
Sepesifikasi alat :

Nama alat : Reaktor

Jenis : Mixed flow

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara campuran larutan garam. NaOH 30 %, dan Na₂CO₃ 30% membentuk NaCl Dengan reaksi yang terjadi di dalam reaktor sebagai

berikut:



Type : Bejana silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk standar dishead.

Dasar perencanaan :

Untuk mengendalikan temperatur operasi pada reaktor, yaitu pada suhu 50°C maka reaktor dilengkapi dengan jaket pendingin.

Karena reaksi yang terjadi bersifat eksoterm, yaitu reaksi yang melepaskan panas.

Kesimpulan dimensi reaktor

1. Bagian silender

- Diameter luar : 132 in
- Diameter dalam : 131,625 in
- Tinggi silender (L_s) : 190,9188 in
- T_{cbal} silender : $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi tutup atas (h_a) : 23,6092 in
- T_{cbal} tutup atas : $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi tutup bawah (h_b) : 23,6092 in
- Tebal tutup bawah : $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi Reaktor : 238,1366 in
- Bahan konstruksi : Carbon Steel SA 212 Grade B

2. Bagian Pengaduk

- Type : Flat six blade turbine with 4 baffle
- Diameter impeller (Da) : 39,4975 in
- Tinggi impeller dari dasar bejana (C) : 43,875 in
- Lebar impeller (W) : 9,8719 in
- Panjang impeller (L) : 7,8975 in
- Lebar baffle (J) : 10,9688 in
- Jumlah pengaduk : 1 buah
- Daya : 4 Hp
- Diameter poros (D) : 1.4712 in
- panjang poros : 150.7928 in
- Bahan konstruksi : High Allor Sic/ SA-240 urade

3. Nouzzle

a. Nozzle pemasukan produk larutan garam

- Diameter dalam (di) : 4,026 in
- Diameter luar (do) : 4,5 in
- Schedule : 40
- Luas (A) : 0,0884 ft²

b. Nozzle pemasukan larutan NaOH

- Diameter dalam (di) : 0.662 in
- Diameter Liar (do) : 0,840 in
- Schedule : 40
- Luas (A) : 00,0021 ft²

c. Nozzle pemasukan larutan Na₂CO₃

- Diameter dalam (di) : 0.662 in
- Diameter Liar (do) : 0,840 in
- Schedule : 40
- Luas (A) : 00,0021 ft²

d. Nozzle pemasukan dan pengeluaran air pendingin

- Diameter dalam (di) : 2,067 in
- Diameter luar (do) : 2,375 in
- Schedule : 40
- Luas (A) : 0.02330 ft²

e. Nozzle Manhole

- Diameter dalam (di) : 20 in
- Diameter luar (do) : 27 ½ in
- Schedule : 40

f. Nozzle pengeluaran produk

- Diameter dalam (di) : 4,026 in
- Diameter luar (do) : 4,5 in
- Schedule : 40
- Luas (A) : 0.0884 ft²

4. Jaket pendingin

- Dimeter dalam (dij) : 119,6250 in
- Diameter luar (doj) : 120 in
- Jaket tebal (Tj) : $\frac{3}{16}$ in
- Tinggi jaket (H) : 14,4795 ft

5. Flange

- Tensile Strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (f) : 17700 psia
- Tebal flange : 2,6474 in
- Diameter dalam (D₁) flange : 114 in
- Diameter luar (D_o) flange : 121,5306 in
- Type flange : Ring flange loose type
- Bahan konstruksi : High Alloy Steel SA 240 Grade M316

6. Bolting

- Bahan konstruksi : HAS SA 193 Grade B8 Type 347
- Tensile Strength minimum : 75000 psia
- Allowable stress (1) : 15000 psia
- Ukuran baut : 1 ½ in
- Jumlah baut : 16 buah
- Bolting circle diameter (C) : 118,5306 in
- Edge distance (E) : 1 ½ in
- Minimum radial (R) : 2 in

7. Casket

- Bahan konstruksi : flat metal, jacketed, asbestos filled
- Gasket factor (m) : 3,75
- Min design seating stress(y) : 9000 psia
- Tebal gasket : $\frac{3}{16}$ in

8. Penyangga

- Jenis : I beam
- Ukuran : 5 x 3
- Berat (W) : 10 lb
- Luas penyangga (Ay) : 2,87 in²
- Tinggi (h) : 3 in
- Lebar penyangga (b) : 2,33 in
- Jumlah penyangga : 4 buah

9. Base Plate

- Bahan : besi cor
- Panjang (P) : 9 in
- Lebar (1) : 7 in
- Luas (A) : 63 in²
- Tebal (t) : 1 in
- Ukuran baut : $1 \frac{3}{8}$ in

- Root area : 1,054
- $\frac{3}{16}$ Bolt spacing min : $3 \frac{1}{6}$ in
- Min radial distance : $1 \frac{7}{8}$ in
- Edge distance : $1 \frac{3}{8}$ in
- Nut dimension : $2 \frac{3}{16}$ in
- Max filled radius : $\frac{9}{16}$.in 16

10. Lug dan Gusset

a. Lug

- Lebar (L) : 10,3750 in
- Tebal (t) : 0,9184 in
- Tinggi (h) : 13,5868 in

11. Gusset

- Lebar (L) : 4,2250 in
- Tebal (t) : 0,3444 in
- Tinggi (h) : 11,7500 in

12. Pondasi

- Bahan : cemented sand and gravel
- Luas pondasi atas (A) : 25 x 25 in
- Luas pondasi bawah (A) : 40 x 40 in
- Tinggi pondasi (h) : 20 in

BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA

Nama Alat : ROTARY KILN (B-150)
Jenis : Single Shell Direct Heat Rotary
Fungsi : Untuk dekomposisi NaHCO_3 menjadi Na_2CO_3 .

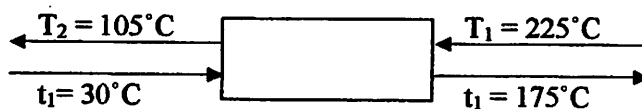
Prinsip Kerja

Rotary Kiln merupakan silinder horisontal yang berputar pada bearing dengan keimiringan tertentu. Putaran pada silinder disebabkan oleh roda gigi (gear) yang dihubungkan dengan motor penggerak. Umpan masuk yang berada pada bagian silinder yang lebih tinggi, dan produk keluar ke ujung yang lain

Perancangan alat utama *Single Shell Direct Heat Rotary kiln* ini mempunyai indikasi :

- Mendekomposisi NaHCO_3 menjadi Na_2CO_3
- Mengurangi kandungan air sampai menjadi 2 %
- Media pemanas yang digunakan adalah udara kering yang panas masuk dari ujung yang lebih rendah dengan bantuan blower, sehingga akan berkontak langsung dengan bahan secara berlawanan arah. Dengan cara tersebut diharapkan efisiensi panas yang diperoleh lebih besar.

Kondisi Operasi



Rate aliran umpan = 19.358.8469 kg/jam = 1b/jam
Rate udara kering masuk = 257343.8182 kg/jam = 586.258.0058 lb/jam
Total panas = 5.650.903.8480 kkal/jam
Suhu umpan masuk = 30 ° C = 86° F
Suhu produk keluar = 175° C = 347° F
Suhu udara pemanas masuk = 190° C = 374° F
Suhu udara pemanas keluar = 105° C = 221° F

$$\Delta T = 67^{\circ} \text{ F} = 293 \text{ K}$$

Tahap – Tahap Perancangan

Perancangan Rotary Kiln yang diperlukan meliputi :

Perancangan Dimensi Rotary Kiln

- A. Dimensi silinder
- B. Volume bahan
- C. Panjang silinder
- D. Tebal silinder
- E. Putaran rotary kiln
- F. Kecepatan aliran solid
- G. Slope rotary kiln
- H. Hopper rotary kiln
- I. Sudu-sudu rotary kiln

Perancangan Penggerak Rotary Kiln

- A. Menentukan jumlah gigi pinion dan putaran drive
- B. Menentukan pitch line velocity dari gear dan pinion
- C. Menghitung safe strength dari gear dan pinion
- D. Menentukan tenaga yang ditransmisikan oleh gear drive ke pinion
- E. Menentukan batas pemakaian muatan gear drive
- F. Menentukan berat beban total
- G. Menghitung tenaga yang dibutuhkan untuk memutar rotary kiln
- H. Putaran Reducer

Perancangan Poros dan Roll Supporting

- A. Menghitung Roll Support
- B. Menghitung Thrust Roller dan Bearing

Perancangan Sistem Pondasi

Tahap-Tahap Perancangan :

6.3.1. Perancangan Dimensi Rotary Kiln

A. Menghitung Diameter Silinder Rotary Kiln

Kebutuhan panas seluruhnya untuk rotary kiln

$$Q = 5.687.298.3828 \text{ kkal/jam} = 22.554.119.1967 \text{ J/detik}$$

(dari neraca panas)

Perpindahan panas :

$$Q = U_a \times V \times \Delta T \quad (\text{perry } 7^{\text{ed}} \text{ hal : 12-53})$$

dimana : Q = panas total, J/detik

U_a = koefisien volumetrik heat transfer, $J/m^3 \cdot dt \cdot K$

$$= 25-60 \text{ KJ/m}^3 \cdot dt \quad (\text{perry } 7^{\text{ed}} \text{ hal : 12-58})$$

V = Volume drum, m^3

ΔT = log mean temperatur difference = 293 K

Dalam perancangan di ambil

$$U_a = 25 \text{ KJ/m}^3 \cdot dt = \frac{25000 \text{ J/m}^3 \cdot dt}{293 \text{ K}} = 85,4256 \text{ J/m}^3 \cdot dt \cdot K$$

$$\text{maka : } V = \frac{Q}{U_a \times \Delta T} \quad Q = 263,0810 \text{ m}^3$$

$$Q = \left[\frac{0,5 \times G^{0,67}}{D} \right] \times V \times \Delta T \times \quad (\text{perry } 7^{\text{ed}}, \text{ hal : 12-54})$$

dimana : Q = panas total, Btu/jam

G = rate media pemanas, $lb/jam \cdot ft^2$

D = diameter, ft

V = Volume drum = $263.0810 \text{ m}^3 = 9.290.2778 \text{ ft}^3$

ΔT = log mean temperatur difference = 293 K

Dari Perry ed 7 hal 12-55, diperoleh :

$$\begin{aligned} \text{Range kecepatan udara dalam rotary kiln (G)} &= 0.5 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot dt \\ &= 400 - 4000 \text{ lb ft}^2 \cdot j \end{aligned}$$

Dalam perancangan diambil kecepatan udara = 700 $lb/ft^2 \cdot j$

maka :

$$D = \left[\frac{0,5 \times G^{0,67}}{D} \right] \times V \times \Delta T$$

$$D = \left[\frac{0,5 \times G^{0,67}}{22.554.119,1967} \right] \times 9.290,2778 \times 2.93 = 4,8880 \text{ ft}$$

$$= 1.4899 \text{ m} \approx 1.5 \text{ m}$$

Dari tabel 4.10, hal 132 Ulrich, diketahui range rotary kiln (direct) adalah 1- 4 m, sehingga ukuran diameter memenuhi.

B. Menghitung Volume Bahan

Rate bahan masuk = 19.358,8469 kg/jam = 42.678,5139 lb/jam

Densitas bahan = 153,9903 lb/ft³

Diasumsikan waktu tinggal = 45 menit = 0,75 jam

Berat bahan = 42.678,5139 lb/jam x 0,75 jam = 32.008,8854 lb

$$\text{Volume bahan} = \frac{\text{berat bahan}}{\rho} = \frac{32.008,8854}{153,9903} = 207,8630 \text{ ft}^3 = 5,8862 \text{ m}^3$$

C. Menghitung Panjang Silinder Rotary Kiln

Volume bahan dari rotary kiln = 10% - 15% dari volume rotary kiln

(Ulrich, tabel 4-10 hal 132) maka didapatkan persamaan :

Volume bahan < Volume rotary kiln

Volume bahan = 15 % x Volume rotary kiln

5,8862 m³ = 15 % Volume rotary kiln

Volume rotary kiln = 39,2416 m³

Volume rotary kiln = $\pi/4 \times D^2 \times L$

39,2416 m = $\pi/4 \times (1.5)^2 \times L$

L = 22.2175 m \approx 22.5 m

Dari Ulrich tabel 4-10 hal 132, diketahui range panjang rotary kiln (direct) adalah = 10-160 m, sehingga ukuran panjang di atas memenuhi.

Maka :

Perbandingan L/D = 10-40 (Ulrich tabel 4-10, hal 132)

D = 1,5 m = 4,9212 ft

$$L = 22,5 \text{ m} = 73,8180 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = \frac{22,5 \text{ m}}{1,5 \text{ m}} = 15 \text{ (memenuhi)}$$

$$\text{Kecepatan solid} = \frac{\text{panjang}}{\text{waktu tinggal solid}} = \frac{22,5 \text{ m}}{2700 \text{ s}} = 0,0083 \text{ m/s}$$

Dari Ulrich tabel 4-10 hal 132, kecepatan solid = (0,002-0,006) m/s, karena kecepatan solid tidak memenuhi maka diambil kecepatan solid = 0,006 m/detik.

Sehingga waktu tinggal solid dalam rotary kiln :

$$\frac{22,5 \text{ m}}{0,006 \text{ m/s}} = 3.750 \text{ detik} = 62,5 \text{ menit}$$

Jadi dimensi rotary kiln :

$$D = 1,5 \text{ m} = 4,9212 \text{ ft}$$

$$= 22 \text{ m} = 73.8180 \text{ ft}$$

Menghitung Tebal Shell

Rotary kiln bekerja pada tekanan 1 atm = 14,7 psia

$$\frac{\pi \times d_i}{2 \times ((f \times E) (0,6 \times \pi))} + C$$

Dimana :

$$= \text{diameter rotary kiln} = 4,9212 \text{ ft}$$

$$= \text{tebal shell}$$

$$= \text{tekanan operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$= \text{stress maksimum yang diijinkan} = 17500 \text{ psia}$$

$$= \text{efisiensi pengelasan} = 0,8$$

$$= \text{faktor korosi} = 16$$

perencanaan :

Bahan konstruksi shell kiln : Carbon Steel SA-240 Grade B Tekanan = 14,7 psi

Temperatur operasi = 175 °C

$$= \frac{14,7 \times 4,9212 \times 12}{(2 \times ((17500 \times 0,8) (0,6 \times 14,7)))} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0935 \times 16/16$$

$$= \frac{14964}{16} \text{ in} = \frac{3}{16} \text{ in}$$

tebal shell rotary kiln adalah 3/16 in

$$\text{rotary kiln} = 4,9212 + 2 [3/16/12] = 4,9368 \text{ ft} = 1.5095 \text{ m}$$

isolasi yang dipakai adalah hard brick dengan tebal isolasi 6,5 in = 0,1651 m

$$\text{diameter kiln terisolasi} = 1,5095 + 0,1651 = 1,6746 \text{ m}$$

Menghitung Kecepatan Putar Rotary Kiln

$$\text{Persamaan : } N = \frac{v}{\pi \times D}$$

dimana : N = jumlah putaran rotary kiln (rpm)

Kecepatan periphetal (ft/menit)

Diameter rotary kiln (ft)

Perry ed. 3 hal 8-32, diketahui kecepatan peripheral rotary kiln (30 - ft/menit dan diambil $v = 90$ ft/menit.

$$\frac{90}{3,14 \times 4,9212} = 5,8190 \text{ rpm} \approx 6 \text{ rpm}$$

Diketahui : $N \times D = 25-35$ (Perry ed.3, hal 832)

Perhitungan di atas, maka harga $N \times D$ yaitu : $6 \times 4,9212 = 29,5272$

(memenuhi)

$$= 0,0935 \times 16/16$$

$$= \frac{1,4964}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Jadi tebal shell rotary kiln adalah 3/1 6in.

Jadi :

$$\text{CO rotary kiln} = 4,9212 + 2 [(3/16)/12] = 4,9368 \text{ ft} = 1,5095 \text{ m}$$

isolasi yang dipakai adalah hard brick dengan tebal isolasi 6,5 in = 0,1651 m

$$\text{Diameter kiln terisolasi} = 1,5095 + 0,1651 = 1.6746 \text{ in}$$

Menghitung Kecepatan Putar Rotary Kiln

$$\text{Persamaan : } N = \frac{V}{\pi \times D}$$

Dimana : N = jumlah putaran rotary kiln (rpm)

kecepatan periphetal (ft/menit)

= Diameter rotary kiln (ft)

Dari Perry ed. 3 hal 8-32, diketahui kecepatan peripheral rotary kiln (30 – 60) ft/menit dan diambil $v = 90$ ft/menit.

$$\frac{90}{\pi \times 4,912} = 5,8190 \text{ rpm}$$

Diketahui : $N \times D = 25-35$ (Perry ed.3, hal 832)

Dari perhitungan di atas, maka harga $N \times D$ yaitu :

$$N \times D = 6 \times 4,9212 = 29,5272 \text{ (memenuhi)}$$

Menentukan Slope Rotary Kiln

Persamaan untuk aliran counter current :

$$0 = \frac{0.23 \times L}{S \times N^{0.9} \times D} + 0,6 \frac{B \times L \times G}{F} \quad (\text{Perry ed. 7 hal 12-55})$$

dimana :

0 = waktu tinggal = 62,5 menit

L = panjang dryer, ft

B = konstanta beban material

D = diameter kiln

S = slope atau kemiringan

N = putaran kiln, rpm

F = kecepatan umpan, lb/jam.ft²

G = kecepatan massa udara, lb/ft².jam

Konstanta beban material :

$$B = \frac{5}{D_p^{0,5}}$$

Dimana $D_p = 100$ mesh = 2.969 mikron

$$B = \frac{5}{(2.969)^{0,5}} = 0,0918$$

Menghitung kecepatan umpan (F)

$$F = \frac{\text{umpan masuk}}{1/4 \times D^2} = \frac{42.678,5139}{1/4 \times (4,9212)^2} = 7.048,9958 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Maka :

$$0 = \frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D} + 0,6 \frac{B \times L \times G}{F}$$

$$62,5 \text{ menit} = \frac{0,23 \times 73,8180}{S \times 6^{0,9} \times 6,5616} + 0,6 \frac{0,0918 \times 73,8180 \times 700}{7.048,9958}$$

$$= 0,0097 \text{ ft/ft} \approx 0,1164 \text{ in/ft}$$

Jadi slope = 0,1164

$$\alpha = \text{tg}^{-1} 0,1164$$

$$= 6,6^\circ$$

Dari Perry ed 5 hal 20-36, diperoleh harga slope 0 – 1 in/ft, sehingga perhitungan di atas memenuhi.

Menghitung Corong Feed atau Hopper

Maju umpan masuk = 42.678,5139 lb/jam

Bahan masuk = 153,9903 lb/ft³

$$\text{Volume bahan} = \frac{\text{berat bahan}}{\rho} = \frac{42.678,5139}{153,9903} = 277,1507 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

asumsi waktu tinggal = 60 detik

maka volume corong pemasukan atau hopper :

$$V = 277,1507 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 1\text{jam}/3600 \text{ detik} \times 60 \text{ detik} \\ = 4,6192 \text{ ft}^3$$

faktor keamanan = 20%

$$\text{maka volume hopper} = 1,2 \times 4,6192 \text{ ft}^3 = 5,5430 \text{ ft}^3$$

rencanakan corong berbentuk kerucut terpancung dengan ketentuan :

2 ft dan $D_{\text{dalam}} = 0,5 \text{ ft}$ maka :

$$V = 1/3 \times r^2 \times t$$

$$430 = 1/3 \times (2^2 - 0,5^2) \times t$$

$$t = 4,4344 \text{ ft} = 53,2129 \text{ in}$$

Menghitung Sudu-Sudu atau Flight Pada Rotary Dryer

Dari Perry ed.6, hal 20-23 untuk diameter (D) = 0.3 - 3 m

Diperoleh : jumlah flight = $0,6 D - 1 D$ Tinggi radial flight = $1/12 D - 1/8 D$

Maka ditetapkan sebagai berikut :

$$\text{Jumlah flight} = 0,8 \times D \\ = 0,8 \times 4,9212 = 3,9370 = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Tinggi flight} = 1/12 D \\ = 1/12 \times 4,9212 = 0,4101 \text{ ft} = 4,9212 \text{ in}$$

Menghitung jarak antara sudu-sudu :

$$L = D \frac{1}{2} \sin \beta$$

Dimana : L = jarak antara sudu-sudu, ft

D = diameter kiln, ft

β = sudut apit pada titik pusat

$$= \frac{360}{\text{jumlah sudu}} = \frac{360}{4} = 90^\circ$$

$$= 4,9212 \times \sin (1/2 \times 90)$$

$$= 3,4798 \text{ ft} = 41,7574 \text{ in}$$

Perancangan Penggerak Rotary Kiln

Untuk menggerakkan rotary kiln digunakan gear drive yaitu suatu roda yang digerakkan oleh pinion, sedangkan pinion digerakkan oleh motor.

Hubungan antara pitch dan circular pitch pada gear drive adalah :

$$D_g = \frac{N_g \times P_c}{\pi} \quad (\text{Pers 15-1, Hesse hal 420})$$

Dimana D_g = diameter gear

P_c = circular pitch

P_d = rasio dari jumlah gigi dalam gear terhadap pitch diameter

N_g = jumlah gigi gear

(Pers 15-3, Hesse hal 421)

$$D_g = \frac{N_g}{P_d} \quad (\text{Pers 15-1, Hesse hal 420})$$

(Hesse, hal 420)

Hubungan antara circular pitch dan diameter pitch adalah :

$$P_c \times P_d = \pi$$

nilai circular pitch = 1,75 — 2 in

menentukan P_c = 2 in, sehingga :

$$P_d = \frac{\pi}{2} = 1,57 \text{ in} = 0,1308 \text{ ft}$$

ditetapkan : $D_g = 8 \text{ ft} = 96 \text{ in}$

Jumlah gigi gear = $N_g = D_g \times P_d$

= $96 \times 1,57 = 150,7200 \approx 151$ buah

Menentukan Jumlah Gigi Pinion dan Putaran Drive

Jumlah gigi pinion (N_p) dan putaran Drive gear

$$N_p = \frac{1}{5} N_g$$

$$= \frac{1}{5} \times 151$$

30,2 \approx 30 buah

Diameter gigi penggerak / diameter pinion (D_p)

$$D_p = \frac{N_p \times P_c}{\pi} = \frac{30 \times 2}{3,14} = 19,1083 \text{ in} = 1,5924 \text{ ft}$$

kecepatan putar pinion = $\frac{D_g}{D_p}$ x putaran rotary kiln (N)

$$\frac{96}{19,1083} \times 6 = 30,1440 \text{ rpm} = 30,5 \text{ rpm}$$

19,1083 Menentukan Pitch Line Velocity dari Gear dan Pinion

Untuk pitch line velocity dari gear

$$V_m = \frac{\pi \times N_g \times \text{rpm}}{12 P_d} \quad (\text{Hesse hal 433})$$

$$D_g = N_g / P_d$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_m &= \frac{\pi \times D_g \times \text{rpm}}{12} \\ &= \frac{\pi \times 8 \times 30,5}{12} = 12,5600 \text{ ft/menit} \end{aligned}$$

Untuk pitch line velocity dari pinion

$$V_m = \frac{\pi \times 8 \times 30,5}{12} = 63,8467 \text{ ft/menit}$$

Menghitung Safe Strenght dari Gear dan Pinion

$$F_s = S \times K \times \frac{b}{P_d} \times Y \quad (\text{Hesse, hal 431})$$

Dimana : F_s = safe strenght

S = stress yang diijinkan

K = faktor kecepatan

b = lebar permukaan pinion

Y = faktor permukaan gigi

P_d = ratio jumlah gigi dengan pitch diameter

Bahan yang digunakan adalah cast iron :

$$s = 8000 \text{ psi} \quad (\text{Hesse, tabel 15-1, Lai 430})$$

Untuk metalik gearing dengan pitch line velocity (V_m) lebih kecil dari 1000 rpm, mempunyai faktor kecepatan :

$$\text{Untuk gear K} = \frac{600}{(600 + 12,5600)} = 0,9038$$

$$\text{Untuk pinion K} = \frac{600}{(600 + 63,8467)} = 0,9795$$

Lebar permukaan gear

Lebar permukaan gear (b) dari Hesse, hal 431 didapatkan harga antara $9,5/p_d$ – $12,5/p_d$, dimana $p_d = 1,57$ (Hesse, hal 433)

Faktor permukaan gigi (Y)

Digunakan 14,5 involute (Hesse, hal 430)

$$Y = 0,39 - (2,15/N)$$

Untuk gear dengan jumlah gigi 151 buah

$$Y = 0,39 - (2,15/151) = 0,3758$$

Untuk pinion dengan jumlah gigi 30 buah

$$Y = 0,39 - (2,15/30) = 0,3183$$

Maka safe strenght (F_s) :

- Pinion

$$F_s = 8000 \times 0,9038 \times \frac{12,5}{1,57} \times 0,3183 = 17592,8893 \text{ lb}$$

- Gear

$$F_s = 8000 \times 0,9795 \times \frac{12,5}{1,57} \times 0,3758 = 23443,1166 \text{ l}$$

Menentukan Tenaga yang ditransmisikan oleh Gear Drive ke Pinien

$$H_p = \frac{F_s \times V_m}{33000} \quad (\text{Hesse, hal 430})$$

$$H_p = \frac{23443,1166 \times 12,56}{33000} = 8,9226 \text{ Hp}$$

Menentukan batas pemakaian muatan Gear Drive

Untuk mengetahui apakah beban total yang diterima oleh gear drive pada rotary kiln ini memenuhi atau tidak maka lebih dahulu memperhitungkan batas pemakaian muatan gear drive.

$$F_w = D_p \times b \times Q \times W \quad (\text{Hesse, hal 432, tabel 15-16})$$

Dimana :

F_w = batas beban, lb

D_p = diameter pinion, in

b = lebar permukaan gear, in

Q = faktor perbandingan kecepatan

W = konstanta kombinasi material (psi) untuk semi steel dan gear

Untuk semi steel dan gear, $W = 190$ (Hesse, hal -132. tabel 15-2)

$$Q = \frac{2 \times N_g}{N_g + N_p} = \frac{2 \times 151}{151 + 30} = 1,6685$$

$$\begin{aligned} F_w &= 19,1083 \times (12,5/1,57) \times 1,6685 \times 190 \\ &= 48229.6302 \text{ lb} \end{aligned}$$

Menghitung berat beban total Shell

1. Berat silinder (W_1)

$$W_1 = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

dimana :

D_o = diameter luar = 4,9525 ft

D_i = diameter dalam = 4,9212 ft

L = panjang kiln = 73,818 ft

ρ = densitas

ρ carbon steel = 489 lb/ft³

$$\begin{aligned} W_1 &= \frac{\pi}{4} \times (4,9525^2 - 4,9212^2) \times 73,818 \times 489 \\ &= 8.743,1623 \text{ lb} \end{aligned}$$

2. Berat flight (W_2)

$$W_2 = n \times L \times H \times t \times \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} n &= \text{Jumlah flight} &&= 4 \text{ buah} \\ H &= \text{tinggi flight} &&= 0,4101 \text{ ft} \\ L &= \text{Panjang rotary kiln} &&= 73,818 \text{ ft} \\ i &= \text{tebal flight ditetapkan} &&= 0.25 \text{ in} = 0.0208 \text{ ft} \\ \rho &= \text{densitas carbon steel} &&= 489 \text{ lb/ft}^3 \\ W_2 &= 4 \times 73,818 \times 0,4101 \times 0,0208 \times 489 \\ &= 1.233,6150 \text{ lb} \end{aligned}$$

3. Berat gear (W_3)

$$W_3 = \frac{\pi}{4} \times (D_g^2 - D_o^2) \times b \times \rho$$

Dimana :

$$\begin{aligned} D_g &= \text{diameter gear} &&= 96 \text{ in} = 8 \text{ ft} \\ D_o &= \text{diameter luar kiln} &&= 4,9525 \text{ ft} \\ b &= \text{lebar permukaan gear} &&= 6 \text{ in} = 0,5 \text{ ft} \\ \rho &= \text{cast iron} &&= 450 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned} \quad (\text{Perry, ed.6, hal 3-95})$$

$$\begin{aligned} W_3 &= \frac{\pi}{4} \times (8^2 - 4,9525^2) \times 0,5 \times 450 \\ &= 27.887,8434 \text{ lb} \end{aligned}$$

4. Berat riding ring (W_4)

$$W_4 = \frac{\pi}{4} \times 2 \times (D_r^2 - D_o^2) \times b \times \rho$$

Dimana : $D_r = D_g = \text{Diameter riding ring} = 8 \text{ ft}$

$$\begin{aligned} &= \frac{\pi}{4} \times 2 \times (8^2 - 4,9525^2) \times 0,5 \times 450 \\ &= 13.943,9217 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_{\text{total(shell)}} &= W_1 + W_2 + W_3 + W_4 \\ &= 51.808,5424 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tenaga yang dibutuhkan untuk memutar Rotary Kiln

$$Hp = \frac{N \times (4,75 \times Do \times dw) + (0,9125 \times D \times W) \times (0,33 \times W)}{100.000}$$

Perry^{7ed}, persamaan (12-60)

Dimana :

- N = Putaran rotary kiln = 6 rpm
 w = Beban material = 42.678,5139 lb
 D = Diameter riding ring = 8 ft
 W = Wt = 51.808,5424 lb
 Do = Diameter loar shell = 4,9525 ft

Hp =

$$\frac{6 \times \{ (4,75 \times 4,9525 \times 42.678,5139) + (0,9125 \times 8 \times 51.808,5424) + (0,33 \times 51.808,5424) \}}{100.000}$$

$$= 65,8707 \text{ Hp} \approx 66 \text{ Hp}$$

Putaran pada Reducer

Putaran pada gear drive = 30,5 rpm

Dipilih motor dengan putarari = 120 rpm

Untuk menghitung putaran reducer, digunakan persamaan :

$$\frac{N_1}{N_2} = \frac{N_2}{N_3}$$

Dimana :

perbandingan putaran

- N₁ = Putaran motor
 N₂ = Putaran reducer
 N₃ = putaran gear drive

Sehingga

$$\begin{aligned} (N_2)^2 &= N_1 \times N_3 \\ &= 120 \times 30,5 = 3660 \end{aligned}$$

$$N_2 = 60,4979 \text{ rpm}$$

Harga perbandingan putaran :

$$\frac{N_1}{N_2} = \frac{120}{6,4979} = 3,3059$$

Perancangan Poros dan Roll Supporting

Dalam perancangan ini digunakan 4 roll supporting dengan 4 buah poros sudut 30°.

beban total = 51.808,5424 lb

Sehingga setiap penyangga mempunyai beban vertikal (P) :

$$P = \frac{51.808,5424 \text{ lb}}{4} = 12.952,1356 \text{ lb}$$

yang langsung diterima oleh roll support (P₁) :

$$\frac{P_1}{P_2} = \cos 30^\circ$$

$$\frac{P}{\cos 30^\circ} = \frac{12.952,1356}{\cos 30^\circ} = 14.955,8380 \text{ lb}$$

Faktor keamanan beban ditambahkan 10%, maka :

$$P_1 = 1,1 \times 14.955,8380 \text{ lb} = 16451,42175 \text{ lb}$$

Direncanakan jenis poros support dibuat dari bahan forget or hot roller steel (20% carbon content). maka harga ultimate tensile = 65000 psi (Hesse.hal 467).

Di sini bagian yang berputar diikat tegak pada poros, sehingga poros ikut berputar

bersama roll support.

Untuk menentukan diameter poros, maka berlaku persamaan :

$$D^3 = \left[\frac{5.09}{s} \times \sqrt{((K \times T)^2 + (B \times M)^2)} \right] \quad (\text{Hesse, pers 16-5})$$

Dimana :

D = diameter poros, in

T = tensile = 0 (tidak ada tarikan)

M = momen, lb

K = faktor kelebihan. beban tiha-tiha = 1

s = stress yang diijinkan = 75 % x 65000 = 48.750 psi

B = faktor momen = 1,5 – 3

$$\text{Momentum (M)} = \frac{16451,42175 \text{ lb}}{2} 8225,710876 \text{ lb}$$

Sehingga :

$$D^3 = \left[\frac{5,09}{48750} \times \sqrt{((1 \times 0)^2 + (1,5 \times 8225,710876)^2)} \right]$$

$$= 1,0881 \text{ in} \approx 1 \frac{7}{16} \text{ in}$$

ukuran standard $\frac{5}{16} - 2 \frac{7}{16}$ in (Hesse, hal: 464), jadi ukuran memenuhi

Dari perhitungan tersebut diperoleh ukuran sebagai berikut :

$$\text{- Diameter poros} = 1 \frac{7}{16} \text{ in} = 0,1198 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang poros (L)} = 25 \text{ in} = 2,0833 \text{ ft}$$

Bahan konstruksi lorstet or hot roller steel (20% carbon content)

(Hesse. hal 467)

$$\rho \text{ carbon steel} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Berat poros} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \times \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 0,1198^2 \times 2,0833 \times 489$$

$$= 11,1760 \text{ lb}$$

Menghitung roll support

Direncanakan :

Bahan = cast iron

Diameter roll support = 10 in = 0.8333 ft

Lebar roll support = lebar riding ring

d = diameter poros

b = 6 in = 0,5000 ft

 ρ cast iron = 450 lb/ft³

Maka berat roll support :

$$= \frac{\pi}{4} \times b \times (D^2 - d^2) \times \rho$$

$$= \frac{\pi}{4} \times 0,6635 \times (0,5^2 - 0,4785^2) \times 450$$

$$= 120,1217 \text{ lb}$$

Menghitung Thrust Roller dan Bearing

Fungsi bearing atau bantalan adalah menumpu poros dan roll supporting.

Perencanaan bearing jenis roll :

a. Beban pada roll = 16.451.4218 lb

b. Beban poros = 11,4760 lb

c. Beban roll support = 120,1217 lb

Total = 16.583,0194 lb

Dipakai 2 buah bearing, maka setiap bearing menerima beban sebesar :

$$\frac{16.583,0194 \text{ lb}}{2} = 8.291.5097 \text{ lb}$$

Dipakai 2 buah bearing, maka setiap bearing menerima beban sebesar :

$$\frac{16.583,0194 \text{ lb}}{2} = 8.291.5097 \text{ lb}$$

diketahui :

diameter poros = diameter bearing $1 \frac{7}{16}$

rpm = 6 rpm

dengan memplotkan kedua data, dari Hesse Fig. 16-35. hal : 499, didapat Life expectancy factor = 1,36

- Pemilihan bearing

dari tabel 16-8 hesse, dipilih dimensi bearing untuk diameter poros (shaft diameter) 1716 in

Type : Roller Bearing Pillow blocks

Overall Length : $3 \frac{7}{8}$ in

Bearing Height : $2 \frac{1}{8}$ in

Number of Bolt : 2

Bolt diameter : $1/2$ in

Length of base : $2 \frac{1}{2}$ in

Width of base : $2 \frac{1}{2}$ in

Transverse Distance Between Bolts : $5 \frac{7}{8}$ in

6.3.4. Perancangan Sistem Pondasi

Direncanakan sistem konstruksi pondasi beton tanpa tulang.

Beton = 140 lb/ft^3 (Dirjen Rina Marva dan tenaga kerja)

Tegangan beton yang diijinkan tanpa penulangan 6 kg/m^2 .

(peraturan beton Indonesia, 1971. hal 105)

Diasumsikan kondisi tanah adalah alluvial soil dengan, tegangan yang diijinkan :

$0,5 \text{ s/d } 1 \text{ ton/ft}^2$ (Itesse. hal 327)

Direncanakan sistem konstruksi pondasi beton, campuran beton terdiri dari perbandingan semen : kerikil : pasir I : 2 : 3

Untuk itu diadakan perbaikan dengan cara tanah yang sudah digali selanjutnya dilapisi dengan :

- Pasir kasar 8 in
- Pacahan batu kali 6 in
- Kerikil/pasir sampai rata, kemudian disiram dengan air dan dipadatkan sebagai dasar perhitungan disesuaikan dengan pondasi yang tahan terhadap getaran.

Perancangan :

Bentuk pondasi limas terpancung dengan ukuran :

$$\text{Luas atas} = (7 \times 8) = 56 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas bawah} = (10 \times 12) = 120 \text{ ft}^2$$

$$\text{Yinggi} = 2 \text{ ft}$$

Volume pondasi (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{3} \times t \times ((a+b) + (a \times b)^{1/2}) \\ &= \frac{1}{3} \times 6 \times ((56 + 120) + (56 \times 120)^{1/2}) \\ &= 38,0682 \end{aligned}$$

Berat pondasi (W)

$$\begin{aligned} W &= 38,0682 \text{ ft}^3 \times 140 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 5329,5489 \text{ lb} \end{aligned}$$

Perancangan :

Bentuk pondasi limas terpancung dengan ukuran :

$$\text{Luas atas} = (7 \times 8) = 56 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas bawah} = (10 \times 12) = 120 \text{ ft}^2$$

$$\text{Yinggi} = 2 \text{ ft}$$

Volume pondasi (V)

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{3} \times t \times ((a+b) + (a \times b)^{1/2}) \\ &= \frac{1}{3} \times 6 \times ((56 + 120) + (56 \times 120)^{1/2}) \\ &= 38,0682 \end{aligned}$$

Berat pondasi (W)

$$\begin{aligned} W &= 38,0682 \text{ ft}^3 \times 140 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 5329,5489 \text{ lb} \end{aligned}$$

Bahan yang diterima tanah (P)

$$\begin{aligned} P &= \text{berat pondasi} + \text{berat yang diterima bearing} \\ &= 5329,5489 + 16.583.0194 = 21.912.5683 \text{ lb} \end{aligned}$$

Tegangan tanah karena beban

$$\tau = \frac{P}{F} < 1 \text{ ton/ft}^2$$

dimana : P = beban yang diterima tanah, lb

F = luas alas, ft²

Sehingga :

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{26.255,7873}{10 \times 12} \\ &= 218,7982 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 0.0815 \text{ ton/ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk 3 pondasi = $3 \times 0.0815 \text{ ton/ft}^2 = 0.2446 \text{ ton/ft}^2$

Karena tegangan yang terjadi akibat pembebanan kurang dari 1 ton/ft², maka ukuran pondasi tersebut dapat digunakan.

Menentukan slope atau sudut pondasi yang diijinkan pada tegangan

1. Panjang permukaan atas = 7 ft

2. Panjang permukaan bawah = 10 ft

Maka suut pondasi

$$\begin{aligned} d &= a/57 \times \sqrt{\tau} \\ &= a/57 \times \sqrt{182.6047} \\ &= 0,2371 a \end{aligned}$$

$$\text{Tg}\theta = \frac{a}{0,2595a} = 4,2181$$

$$\theta = 76,6629^\circ$$

Letak titik kekuatan pondasi pada 2 in diatas permukaan tanah (Hesse, hal 336)

$$\text{Tinggi pondasi} = (2 \times 12) - 2 = 22 \text{ in}$$

$$\text{Slope} = \text{tg } \theta = \frac{12 - 8}{22} = 0,1818$$

$$\theta = 10,3048^\circ < 76,6629^\circ \text{ (memenuhi)}$$

Dari hasil perhitungan ternyata sudut pondasi cukup memenuhi syarat, karena $\text{tg}\theta$ yang terjadi lebih kecil dari $\text{tg}\theta$ perhitungan.

Ketahanan pondasi terhadap moment akibat gaya horizontal dan vertikal yang terjadi pada bearing.

- Beban horisontal $p_1 = 51.808,5424 \text{ lb} \times \cos 6,6^\circ = 51.444,0952 \text{ lb}$

- Beban vertikal $P_2 = 51.808,5424 \text{ lb} \times \sin 6,6^\circ = 6134,1314 \text{ lb}$

Moment akibat gaya horisontal (Mh)

$$\begin{aligned} M_h &= P_1 \times h \\ &= 51.444,0952 \times (2 \times 12) \\ &= 1.234.658,2843 \text{ lb} \end{aligned}$$

Moment akibat gaya vertikal (Mv)

$$M_y = \Sigma P \times h$$

Dimana : $\Sigma P = P_2$

$$M_v = \Sigma P \times h$$

$$= 6134,1314 \times (7 \times 12)$$

$$= 515.267.0390 \text{ lb}$$

Jadi ketahanan terhadap moment akibat gaya horisontal cukup kuat (tidak terangkat), karena moment horisontal lebih besar dari moment vertikal sehingga ukuran pondasi memenuhi syarat.

SPESIFIKASI ALAT ROTARY KILN

a. Silinder (*Shell*)

- Jenis = Silinder Horisontal
- Di = 4,9212 ft = 1,5 m
- Panjang = 73,8180 ft = 22,5 m
- Tebal = 3/16 in
- Kecepatan putaran = 6 rpm
- Waktu tinggal = 62,5 menit
- Tenaga pemutar = 66 Hp
- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA 212 grade B
- Sudut = 6.60
- Jumlah = 1 buah

b. Corong Pemasukan

- Bentuk = Kerucut dengan sudut 60 dan hukaan 0.5 m
- Diameter = 1 ft = 24 in
- Tinggi = 4.4344 ft = 51.2129 in
- Jumlah = 1 buah

c. Corong Pemasukan

- Bentuk = Kerucut dengan sudut 60 dan hukaan 0.5 m
- Diameter = 1 ft = 24 in
- Tinggi = 4.4344 ft = 51.2129 in
- Jumlah = 1 buah

d. Sudu – sudu / Flight

- Jenis = Flight 45° lip flight
- Jarak antar sudu = 3.4798 ft = 41,7574 in
- Tinggi = 0.4101 ft = 4,9212 in
- Jumlah = 4 buah

e. Roda gigi / Gear

- Jumlah gigi = 151 buah
- Diameter = 96 in = 8 ft
- Lebar permukaan = 6 in = 0,5 ft
- Kecepatan putar = 6 rpm
- Bahan konstruksi = Cast Iron
- Safe strength = 23443,1166 lb
- Pitch Line Velocity = 12,5600 ft/menit

f. Gigi penggerak / Pinion

- Jumlah gigi = 30 buah
- Diameter = 19,1083 in = 1.5924 ft
- Lebar permukaan = 6 in = 0.5 ft
- Bahan konstruksi = Cast Iron
- Safe strength = 17592.8893 lb
- Pitch Line Velocity = 63,8467 ft/menit

g. Poros

- Diameter = $1\frac{7}{16}$ in = 0 1198 ft
- Panjang = 25 in = 2,0833 ft
- Bahan konstruksi = Forged or hot roller steell (20% Carbon content)

- Berat poros = 11,4760 lb
- Jumlah = 4 buah

h. Roll Supporting

- Diameter = 10 in = 0,8333 ft
- Lebar = 6 in = 0,5 ft
- Bahan konstruksi = Cast Iron
- Berat Roll Supporting = 120,1217 lb
- Jumlah = 4 buah

i. Bearing

- Type = Roller Bearing Pillow blocks
- Diameter = $1\frac{7}{16}$ in 16
- Overall Length = $3\frac{7}{8}$ in
- Bearing Height = $2\frac{1}{8}$ in
- Number of Bolt = 2
- Bolt diameter = $\frac{1}{2}$ in
- Length of base = $2\frac{1}{2}$ in
- width of base = $2\frac{1}{2}$ in
- Transverse Distance Between Bolts = $5\frac{7}{8}$ in
- Jumlah = 8 buah

j. Pondasi

- Bentuk = Limas terpancung
- Jumlah = 3 buah
- Bahan = Beton
- Luas alas = (7 x 8) ft
- Luas bawah = (10 x 12) ft
- Tinggi total = 2 ft

BAB VII

INSTRUMENTAI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas produk yang diinginkan maka diperlukan suatu alat kontrol suatu jalannya industri. selain itu juga peranan sumber daya manusia sangat penting dalam menentukan suatu produksi. dengan pertimbangan tersebut maka perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan kerja.

7.1. Instrumentasi

Instrumentasi merupakan bagian yang sangat penting dalam mengendalikan suatu proses industri. pengendalian proses meliputi keseluruhan unit pabrik yang benar-benar harus diperhatikan secara cermat dan akurat.

Instrumentasi di pasang untuk mengatur dan mengendalikan variabel-variabel proses yang sangat penting selama proses berlangsung. Instrumentasi dapat bekerja baik secara manual, semi otomatis dan secara otomatis. Variabel-variabel yang dikendalikan adalah tekanan, temperatur, lajur air dan tinggi permukaan air.

Adapun tujuan pemasangan alat Instrumentasi secara spesifik adalah :

1. Untuk menjaga keamanan operasi suatu proses, dengan jalan :
 - Menjaga variabel-variabel proses berada dalam batas operasi aman.
 - Mendeteksi situasi bahaya dengan membuat tanda-tanda bahaya dan memutus hubungan secara otomatis
2. Untuk mendapatkan rate atau laju yang diinginkan
3. Untuk menjaga kualitas produksi
4. Untuk mempermudah pengoperasian alat
5. Keselamatan dan spesifikasi kerja lebih terjamin

Faktor-faktor yang harus diperhatikan dalam memilih instrumentasi :

- Jenis instrumentasi
- Range yang diperhatikan untuk pengukuran

- Ketelitian yang diperlukan Bahan konstruksi serta pengaruh instrumentasi pada kondisi operasi
- Faktor ekonomi

Macam-macam alat kontrol yang umum digunakan dalam industri, antara lain :

1. Pressure control (PC) : Merupakan alat mengontrol tekanan
2. Pressure indikator (PI) : Merupakan alat penunjuk tekanan
3. Temperatur control (TC) : Merupakan alat pengontrol suhu
4. Level control (LC) : Merupakan alat pengontrol tinggi permukaan cairan Liquida
5. Level indikator (LI) : Merupakan alat penunjuk tinggi permukaan cairan liquida
6. Flow control (FC) : Merupakan alat pengontrol laju alir
7. Weigh control (WC) : Merupakan alat pengontrol jumlah / berat bahan

Jenis-jenis pengontrolan yang diketahui adalah :

- Indikator : Alat yang menunjukkan kondisi operasi suatu daerah tertentu dari suatu
- Peralatan. Controller : Alat yang dapat menunjukkan kondisi operasi dan mengendalikan sehingga sesuai dengan yang diinginkan

Instrumen yang digunakan antara lain :

- Pressure indikator (PI) yang berfungsi sebagai petunjuk dan pengatur tekanan pada alat yang beroperasi
- Pressure control (PC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol tekanan pada alat yang beroperasi
- Temperatur Control (TC) berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi
- Level Control (LC) yang berfungsi dan mengontrol temperatur pada alat yang beroperasi
- Level indikator (LI) yang berfungsi sebagai petunjuk tinggi bahan dalam alat yang beroperasi

- Flow Control (FC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol rate flow feed
- Weight control (WC) yang berfungsi untuk mengetahui dan mengontrol berat bahan yang keluar dari alat yang beroperasi

Pemasangan instrumentasi pada alat-alat proses yang terdapat pada pabrik Soda Ash (Na_2CO_3) ini adalah :

Tabel 7.1 Instrumentasi Pabrik Soda Ash (Na_2CO_3)

No	Nama alat	Kode alat	Instrumentasi
1.	Heater	E – 17a	TC
2.	Heater	E – 114 b	TC
3.	Heater	E – 117c	TC
4.	Reaktor	R – 110	TC, FC
5.	Absorber	D – 120	FC
6.	Heater	E – 123	TC
7.	Carbonasi	D – 130	FC
8.	Rotari Vakum Filter	H – 140	FC
9.	Rotari Kiln	B – 150	TC
10.	Heater	E – 154	TC
11.	Bin Produk	F – 157	WC

7.2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja suatu pabrik harus mendapatkan perhatian cukup besar dan tidak boleh diabaikan karena menyangkut keselamatan manusia dan keselamatan kerja dengan baik dan teratur. dengan perhatian keselamatan kerja dengan baik dan teratur, secara psikologi akan membuat para pekerja merasa aman

sehingga konsentrasi para pekerja pada pekerjaannya, dengan demikian produktivitas dan efisiensi kerja akan meningkat.

Usaha untuk menjaga keselamatan kerja bukan semata-mata ditujukan pada faktor manusia saja, tetapi juga untuk menjaga peralatan yang ada dalam pabrik. Dengan dipeliharannya peralatan dengan baik maka peralatan dapat digunakan dalam jangka waktu yang lebih lama.

Secara umum ada 3 macam bahaya yang umumnya terjadi dalam pabrik yang harus diperhatikan dalam perencanaannya yaitu :

- Bahaya peledakan dan kebakaran
- Bahaya mekanik
- Bahaya terhadap kesehatan

7.2.1 Bahan kebakaran dan peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan kemungkinan adanya kecelakaan yang membahayakan pekerja, kerusakan pada peralatan serta terhentinya proses produksi, oleh sebab itu diperlukan pengamanan yang sebaik-baiknya. Penyebab kebakaran antara lain :

- a. Kemungkinan nyala terbuka yang datang dari utilitas, workshop, laboratorium dan unit proses lainnya.
- b. Terjadi loncatan bunga api pada saklar dan stop kontak serta pada alat lainnya.
- c. Gangguan peralatan utilitas seperti pada combustion, chamber boiler
- d. Kemungkinan terjadi ledakan pada tangki penyiram bahan baku (gas NH_3) karena adanya kenaikan dan suhu tekanan

Cara mengatasi bahaya kebakaran meliputi :

1. Pencegahan bahaya kebakaran :
 - a. Penetapan alat-alat utilitas yang cukup jauh dari power point tetapi praktis dari unit proses
 - b. Bangunan seperti workshop, laboratorium dan kantor sebaiknya diletakkan sejauh mungkin dari unit proses
 - c. Pemasangan instrumen pendeteksi adanya kebocoran bahan baku gas sekitar ruangan proses

- d. Bila terpaksa antara unit yang satu dengan lainnya harus dipisahkan dengan dinding beton agar dapat dihindari pengaruh kebakaran dari unit yang satu dengan unit lainnya
- e. Pemasangan isolasi yang baik pada seluruhnya panel transmisi yang ada
- f. Diberi tanda-tanda larangan suatu tindakan yang dapat mengakibatkan kebakaran seperti tanda larangan merokok

2. Pengamatan dan pengontrolan kebakaran

Apabila terjadi kebakaran api harus di lokalisir harus dapat diketahui kemungkinan apa saja yang dapat terjadi dsan bagaimana cara mengatasi. Untuk memakaian alat-alat pemadam kebakaran harus diketahui jenis-jenis api, yang dibedakan atas :

a. Kelas A

Api yang ditimbulkan barang-barang yang dapat terbakar seperti kayu, kertas dan kotoran-kotoran yang terdapat didalam pabrik. Untuk penanganan jenis api ini diperlukan pembahasan pada bagian yang terbakar dan sekitarnya.

b. Kelas B

Api yang timbul oleh cairan yang mudah terbakar, seperti residu. Penaganan api jenis ini dengan cara memberikan penutup atau pembungkus bahan-bahan tersebut

c. Kelas C

Api dari perlengkapan listrik atau dari hubungan pendek. Penaganan api jenis ini, alat harus tidak mengandung listrik

d. Kelas D

Api yang timbul oleh bahan-bahan yang mudah meledak. Untuk hal ini diperlukan jenis pengamatan tertentu. Media atau zat-zat yang dapat digunakan unuk jenis-jenis api di atas antara lain sebagai berikut :

- Soda Extinguished untuk jenis api A, C dan D
- Dry Chemical Extinguishd untuk api kela A, B, C, dan D

7.2.2. Bahaya Mekanik

Bahaya mekanik biasanya disebabkan oleh pengerjaan kontruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku. Hal-hal yang diperhatikan untuk mencegah kecelakaan adalah :

- Perencanaan tangki dan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan kontruksi, memperhitungkan factor korosi dan lain-lain
- Pemasangan alat control yang baik dan sesuai serta memberikan alat pengaman bagi proses-proses yang berbahaya.

7.2.3. Bahaya terhadap kesehatan

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran diri seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan jiwa orang lain. Untuk mengetahui untuk bahaya masing-masing sangatlah penting untuk diketahui oleh semua karyawan terutama operator control. Karyawan harus menggunakan pelindung diri, seperti topi pengaman, sepatu, sarung tangan dan masker. Selain itu untuk menghindari bahaya mekanik maka alat-alat yang bergerak harus diberi pengaman. Dan untuk menghindari panas seperti reaktor, hearter dan lain-lain dapat menggunakan isolasi sebagai pengaman.

Selain itu kesehatan karyawan perlu diwaspadai. Umumnya berasal dari bahan baku, bahan yang diproses dan diproduksi. Karena itu usahakan agar ruangan proses maupun ruangan lainnya memiliki ventilasi yang cukup agar pertukaran udara dapat berlangsung dengan baik.

Tabel 7.2. Alat keselamatan kerja

No	Nama Alat Pengguna	Lokasi Penggunaan
1.	Pengamanan alat mekanik	Alat –alat yang bergerak
2.	Masker	Perugas yang bekerja pada areal proses
3.	Helm	Perugas yang bekerja pada areal proses
4.	Sepatu	Perugas yang bekerja pada areal proses
5.	Sarung tangan	Perugas yang bekerja pada areal proses
6.	Hydrant	Petugas di semua ruangan
7.	Exhaust	Ruangan proses

Bahan	Bahaya	Penanganan
1. CO ₂	<ul style="list-style-type: none"> • Mudah terbakar • Beracun 	<ul style="list-style-type: none"> - jauhkan bahan-bahan yang mudah terbakar - jauhkan dari sumber api - memasang alat pemadam api fan peralatan darurat - memakai masker
2. Amonia	<ul style="list-style-type: none"> • Mudah terbakar • Menimbulkan bau yang menyengat 	<ul style="list-style-type: none"> - Memasang alat pemadam api dan peralatan darurat - memakai alat pelindung pernafasan atau masker penyerap uap atau kabut (mist) asam

BAB VIII UTILITAS

Utilitas suatu pabrik adalah bagian suatu unit yang dapat menunjang suatu proses produksi utama. Sehingga kapasitas produksi semaksimal mungkin dapat dicapai. Adapun unit utilitas didalam Pra Rencana Pabrik *Soda Abu ioni* meliputi :

1. Unit penyediaan steam
2. Unit penyediaan air
3. Unit Penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan baku bakar

❖ Uraian Proses :

Air dalam sungai dialirkan dengan pompa (L-211) ke dalam bak sedimentasi (F-212). kemudian bak sedimentasi dialirkan dengan menggunakan pompa (L-213) menuju bak skimmer (F-214). Dari bak ini air dialirkan dengan menggunakan pompa (L-215) dan ditambah lauran alum ($Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$). Kemudian dari tangki *clarifier* dialirkan ke sand filter (F-217) setelah itu ditampung dalam air bak bersih (F-218)

Air yang keluar dari bak penampung air bersih dibagi menjadi, air proses + air umpan boiler (penyediaan steam) + air pendingin, dan air sanitasi. Sebagian air yang lain dari bak air bersih ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-242) ke bak klorinasi (F-240) dan diberi desinfektan (Cl_2). Selanjutnya dialirkan menuju bak air sanitasi (F-243) dengan menggunakan pompa (L-244) yang selanjutnya dapat digunakan sebagai air sanitasi

Untuk air proses + air umpan boiler (penyediaan steam) + air pendingin dimana dari air bak bersih (F-218) dialirkan menuju kation exchanger (D-210 A) dengan menggunakan pompa (L-219) dimana resin yang digunakan Hidrogen exchanger (H_2Z). Kemudian menuju anion exchanger (D-2010 B) secara grafitasi. Setelah itu ditampung dalam bak air lunak (L – 221) sebelum diproses lebih lanjut.

Air yang keluar dari bak air lunak dibagi menjadi 3 aliran : untuk air proses + air umpan boiler (penyediaan *system steam*) dan air pendingin.

Dengan air pendingin dialirkan dengan menggunakan pompa (L-222) ke bak air pendingin (F-223) kemudian sebagaimana air ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-223) menuju *colling towe* (F-220) yang kemudian akan diolah menjadi air pendingin untuk proses produksi . Dimana keluar dari *cooling tower* ini akan ditampung juga dalam bak air pendingin (F-223)

Untuk air umpan boiler dialirkan dengan menggunakan pompa (L-231) menuju ak penampungan air umpan boiler. Kemudian dialirkan dengan menggunakan poma (L-233) menuju delator (L-234). Selanjutnya dialirkan ke boiler untuk diproses menjadi siteam menggunakan pompa.

Sebagian iar yang lain dari bak air lunak ini dialirkan dengan menggunakan pompa (L-241) sebagai air proses. Selanjutnya dialirkan memenuhi proses produksi.

1. Unit penyediaan steam

Unit penyediaan stesm berfungsi untuk menyediakan kebutuhan steam, yang digunakan sebagai media pemanas pada proses ini. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses ini mempunyai kondisi sebagai berikut :

Tekanan = 2548 Kpa = 369,5562 psia = 25.1399 atm

Temperatur = 225 °C

Adapun kebutuhan steam tersebut digunakan sebagai media peralatan sebagai berikut :

Tabel 8.1. Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Heater larutan Garam	E-117a	1864,6015
2.	Heater NaOH	E-115b	6,4619
3.	Heater Na ₂ CO ₃	E-117c	8,7888
4.	Heater Larutan Garam	E-132	3705,4038
5.	Heater Udara	E-154	24430,6895
Total			30015,9455

2. Unit penyediaan air

Unit penyediaan air berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi kualitas maupun kualitasnya. Segi kualitas air merupakan jumlah kebutuhan air yang harus dipenuhi sedangkan kualitas air merupakan syarat air yang harus dipenuhi. Didalam Pra Rencana Pabrik *Soda Ash* ini diperlukan air digunakan untuk :

a. Air umpan boiler

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuatan steam yang berfungsi sebagai pemanas. Kebutuhan steam dipenuhi dengan jalan menguapkan air dalam sebuah ketel (*boiler*). Untuk dimuka kesadaran air umpan ketel (*boiler feed water*) harus benar-benar diperhatikan dan diceeriksa dengan teliti serta harus bebas dari kotoran yang mungkin akan mengganggu jalannya operasi pabrik.

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler (bahan baku pembuatan steam) yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler :

- Kadar zat terlarut (*soluble matter*) yang tertinggi
- Zat padat terlarut (*suspended solid*)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (*organic matter*)
- Silica, sulfat, asam ebas dan oksida

air untuk keperluan ini harus memenuhi syarat-syarat air yang digunakan tidak termasuk ketel (*boiler*). Persyaratan yang harus dipenuhi adalah air tidak mengandung kation-kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} dan anion-anion seperti SO_4^{2-} , Cl dan SO_3^{2-} . Untuk itu diperlukan tereatment secara lebih sempurna. Air umpan boiler mempunyai syarat sebagai berikut :

- Total padat (*total dissolved solid*) = 3500 ppm
- Padat terlarut (*suspended solid*) = 300 ppm
- alkalinitas = 700 ppm
- silika = 60 – 100 ppm
- besi = 0,1 ppm
- tembaga = 0,5 ppm

- oksigen = 0,007 ppm
- kesadahan (hardness) = 0
- kekeruhan (turbidity) = 175 ppm
- minyak = 7 ppm
- residual fosfat = 140 ppm

syarat yang lain yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler :

a. Tidak boleh berbuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa adalah :

- kesulitan pembacaan tinggi permukaan dalam boiler
- dapat menyebabkan perikan yang kuat yang menyebabkan adanya solid-solid yang menempel dan terjadinya korosi dengan adanya pemasaran lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam reboiler / heater

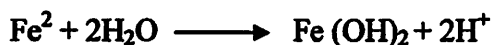
Kerak ini disebabkan garam-garam Ca^{2+} , Mg^{2+} , CO_3^{2-} , SiO_2 dan Al_2O_3 .

kerak yang terbentuk akan menyebabkan :

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terlambat.
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan akibat tekanan yang kuat.

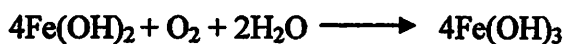
c. Tidak boleh menyebabkan korosi dalam pipa

Korosi pipa boiler disebabkan kesalahan (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan-bahan organik serta gas CO_2 , O_2 yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk perlindungan anti korosi pada permukaan baja, yaitu :

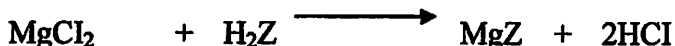
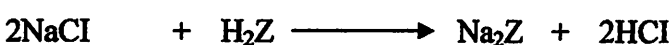
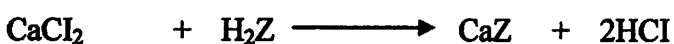
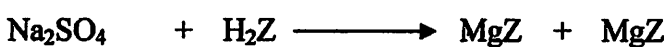
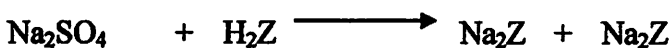
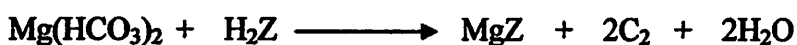
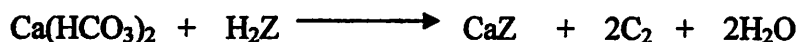


Tetapi bila terdapat oksigen dalam air, maka lapisan hidrogen yang terbentuk akan bereaksi dengan oksigen membentuk air. Akibat dengan hilangnya lapisan perlindungan tersebut maka terjadilah korosi menurut reaksi :

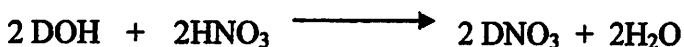
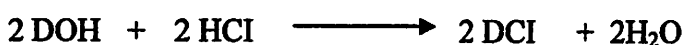




Proses pelunakan air umpan boiler dilakukan dengan mempertukarkan ion dalam demineralizer (*kation dan anion exchanger*). Mula-mula air bersih dilewatkan pada kation exchanger dengan menggunakan resin zeolit (hydrogen exchanger) sehingga terjadi reaksi sebagai berikut :

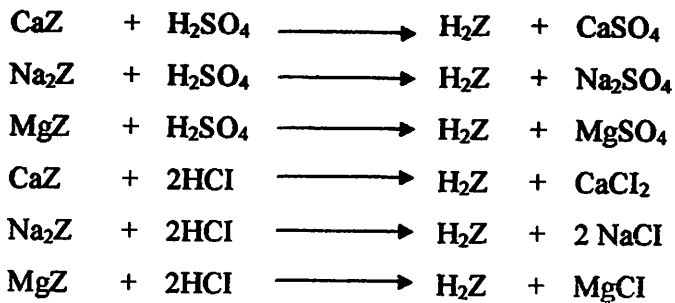


Air yang bersifat asam kemudian dialirkan ke tangki anion exchanger untuk menghilangkan anion yang tidak di kehendaki. Tangki anion exchanger menggunakan den-acidete (DOH) sehingga terjadi sebagai berikut :

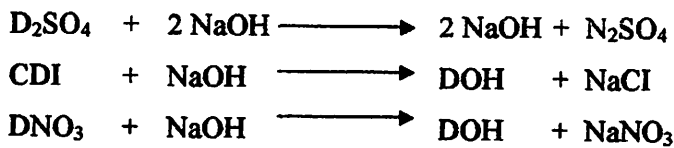


Keluar dari tangki anion exchanger, air yang telah bebas dari ion pengganggu dialirkan kedalam bak air lunak dan siap digunakan. Pemakaian resin yang terus-menerus menyebabkan resin tidak aktif lagi. Hal ini dapat diketahui dari sifat kesadahan air umpan boiler yang dilakukan terus-menerus. jika terdapat kesadahan air boiler., maka hal ini menunjukkan bahwa resin sudah jenuh dan perlu diregenerasi.

Regenerasi hidrogen exchanger dilakukan dengan menggunakan asain klorida atau asam sulfat, dengan reaksi sebagai berikut :



Regenerasi De-acidite (DOH) dilakukan dengan menggunakan larutan sodiumpkarbonat atau caustiksoda dengan reaksi sebagai berikut :



Setelah keluar dari demineralizer, air umpan boiler ditampung dalam tangki penampungan umpan boiler. Kemudian dipomakan ke dalam daerator untuk meghilangkan gas-gas impurities dari air umpan boiler dengan pemanasan steam. Keluar dari daerator. Air umpan boiler telah memenuhi syarat-syarat yang erlaku dipenuhi dan siap digunaka.

Kualitas steam yang diperlukan dalam proses perhitungan menurut pemakaian setiap harinya dari masing-masing alat dari perhitungan dari bab-bab sebelumnya, kebutuhan sieam sebagai berikut :

Dari tabel 8.1 keperluan steam sebesar 30015,9455 kg/jam. Dan direncanakan banyaknya steam disediakan dengan exxeea 10% sebagai pengganti steam yang hilang sehigga kebutuhan steam lebih besar 33017,5041 kg/jam

b. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena :

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan
- Dapat menyerap air
- Tidak mudah menyusut karena pendinginan

- Tidak mudah terkontaminasi

Air digunakan sebagai media pendingin sebagai peralatan dapat dilihat pada :

Tabel 8.2 Kebutuhan air pendingin pada peralatan

No	Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Reaktor	R-110	5570,1608
2.	Screw cooling conveyor	J-154	21846,5046
Total			27416,6654

Dari Tabel 8.2 air untuk keperluan pendinginan sebesar 27416,6654 kg/jam direncanakan banyaknya air pendingin yang disuplay adalah 10% berlebih, maka kebutuhan air pendingin adalah 33174,1651 kg/jam

Sebagai media pendingin, air harus memenuhi persyaratan tertentu, yaitu tidak mengandung :

- Kesalahan (*hardness*), dapat memberikan efek pembentukan kerak
- Besi, penyebab korosi
- Silika, penyebab kerak
- Minyak penyebab terganggunya film corrosion Inhibitor yang dapat menurunkan efisiensi perpindahan panas yang merupakan makanan mikroba yang dapat menyebabkan terbentuknya endapan.

c. Air Santiasi

Air santiasi digunakan oleh para karyawan di lingkungan pabrik untuk konsumsi, cuci, masak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain.

Syarat-syarat yang harus dipenuhi :

1. Syarat Fisik

- Suhu : Di bawah suhu kamar
- Warna : Tidak berwarna/jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

- pH : netral

2. Syarat Kimia

- Tidak mengandung zat-zat organik maupun anorganik yang tidak terlarut dalam air, seperti PO_2^{3-} , Hg, CU dan sebagainya
- Tidak beracun

3. Syarat Bakteriologis

Tidak mengandung bakteri terutama bakteri patogen yang dapat mengubah sifat-sifat fisik air.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut ; setelah proses penjernihan air harus diberi desinfektan seperti klor cair atau kapolit.

Tabel 8.3 Kebutuhan Air Sanitasi

No	Kepeluan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Karyawan laboratorium	1135,0725
2.	Laboratorium dan taman	567,5376
3.	Pemadam kebakaran dan cadangan	2323,6579
Total		4086,2707

Tabel 8.4 Kebutuhan Air Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Mixer	M-115a	35.285,3898
2.	Mixer	M-113b	41,1425
3.	Mixer	M-115c	158,9746
4.	Rotary vakum fliter	H-140	3.849,1268
Total			39,334,6364

Sehingga total laboratorium air untuk pabrik *Soda Abu* ini adalah :

Tabel 8.4 Kebutuhan total air

No	Keperuan	Kebutuhan (kg/jam)
1.	Air umapn boiler	36319,2941
2.	Air sanitasi	4086,2707
3.	Air pendingin	33174,1651
4.	Air peruses	39334,6364
Total		11291,3663

3. Unit penyediaan Listrik

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, direncanakan diperoleh dari PLN dan generator. Tenaga listrik yang disediakan untuk menggerakkan motor instrumentasi dan lain-lain. Perincian kebutuhan listrik :

❖ Kebutuhan listrik untuk proses

Total kebutuhan listrik untuk proses sebesar 200,7 Hp

❖ Kebutuhan listrik untuk keperluan air

total kebutuhan listrik untuk daerah pengolahan air adalah 26,7 Hp

Sehingga total kebutuhan proses adalah 227,4 Hp = 169,9875 kW

❖ Kebutuhan untuk instrumentasi

tenaga listrik yang dibutuhkan untuk intrumentasi 10% dari tenaga yang dibutuhkan untuk proses maka kebutuhan listrik untuk instrumentasi adalah 16,9985 kW.

❖ Kebutuhan listrik untuk penerangan

a. Penggunaan lampu merkuri 250 watt dengan lumen output 10.000

Listrik yang dibutuhkan = $161 \times 250 \text{ watt} = 40,2500 \text{ kW}$

b. Penggunaan lampu fluorescent 40 watt denagan loumen output 1960

Listrik yang dibutuhkan = $322 \times 40 \text{ watt} = 12,880 \text{ kw}$

Total kebutuhan listrik = $(40,2500 + 12,8800)$ kW = 53,130 kW

❖ Kebutuhan listrik untuk lain-lain

kebutuhan listrik untuk lain-lain seperti pemakaian komputer, mesin fotocopy mesin fax, AC, lemari es dan lain-lain sebesar 10 kW.

Kebutuhan listrik lain = 16,6667 kW

Total kebutuhan listrik = 256,7763 kW

Safely factor = 10% dari total kebutuhan listrik untuk lain-lain = 282,4539 kW

Jadi total kebutuhan listrik adalah 282,4539 kW, dimana listrik dimana listrik yang disuplai dari PLN sebesar 282,4539 kW. Sedangkan listrik yang disuplai generator hanya difungsikan apabila terjadi pemadaman oleh PLN sebesar 282,4539 kW

4. Unit Pentediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan oleh pabrik, yaitu pada boiler dan generator. Bahan bakar yang digunakan adalah fuel oil, pemilihan bahan bakar yang digunakan berdasarkan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- Harga relatif murah
- Mudah didapat
- Viskositasnya relatif rendah sehingga mudah mengalamai pengabutan
- Tidak menyebabkan kerusakan pada alat

Sifat-sifat fuel oil antara lain sebagai berikut :

- Flash point = min. 38 °C (100 °F)
- Komposisi karbon = 86,47%
- Komposisi nitrogen = 0,006%
- Komposisi hydrogen = 12,6%
- Komposisi sulfat = 0,22
- Pour point = -7°C (20°F)
- Densitas = 2,4 kg/L
- Heating value = 13700 Btu/lb = 102489,7000 But/ft³
- Viscoritas = min. 0.0011 cp

(perry' s 5th ed., *Chemical. Eng. 's Handhbook*, hal. 9-1 s.d 9-1)

Spesifikat Generator

Type : AC generator 3 phase

Kapasitas : 353,0674 kV. A, 220 Volt

Frekwensi : 50/60 Hz

Efisiensi : 80%

Jumlah : 2 buah (1 cadangan)

Jadi kebutuhan bahan bakar generator untuk pabrik Soda Abu Ash =
3665.6330 L/hari

BAB IX

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

9.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik dari suatu perusahaan sangat penting sehubungan dengan perkembangan ekonomi social kemasyarakatan. Hal ini akan berpengaruh pada kedudukan perusahaan dalam persaingan serta kelangsungan perusahaan selanjutnya.

Oleh karena itu perlu diadakan seleksi dan evaluasi, sehingga lokasi terpilih benar-benar harus memenuhi persyaratan bila ditinjau dari segala segi.

Faktor –faktor yang harus dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik dapat digolongkan menjadi dua, yaitu :

1. Faktor Utama

- a. Penyediaan bahan baku
- b. Pemasaran (Marketing)
- c. Utilitas (bahan baker, sumber air, dan listrik)
- d. Keadaan geografis dan masyarakat

2. Faktor Khusus

- a. Transportasi
- b. Tenaga kerja
- c. Buangan pabrik (dipposal)
- d. Pembuangan limbah
- e. Site dan karakteristik dari lokasi
- f. Peraturan perundang-undangan

9.1.1. Faktor Utama

Faktor-faktor utama dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

a. Penyediaan bahan baku sering menentukan penentuan lokasi dari suatu perusahaan /pabrik. Ditinjau dari faktoor ini , maka pabrik hendaknya didirikan dekat dengan sumber bahan baku, yang meliputi :

- * Letak sumber bahan baku.
- * Kapasitas sumber bahan baku dan berapa lama sumber tersebut dapat diandalkan keberadaanya.

- * Kualitas bahan baku yang ada serta apakah kualitas ini sesuai dengan persyaratan yang dibutuhkan.
- * Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya.

b. Pemasarannya (Marketing)

Marketing merupakan salah satu factor yang sangat penting didalam suatu pabrik atau industri karena berhasil tidaknya pemasaran akan menentukan keuntungan industri tersebut. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- * Dimana produk akan dipasarkan (daerah marketing)
- * Proyeksi kebutuhan produk pada masa sekarang dan yang akan datang
- * Pengaruh persaingan dagang.
- * Jarak pemasaran dari lokasi dan bagai mana saranna pengangkutan untuk mencapai daerah pemasaran.

c. Utilitas

Faktor utilitas menjadi sangat penting karena menyangkut kelancaran proses produksi. Utilitas meliputi kebutuhan air, listrik, dan bahan baker.

1. Air

Air merupakan bahan yang sangat penting dalam suatu industri kimia. Air digunakan untuk keperluan industri proses, media pendingin,, air umpan boiler, air sanitasi, serta kebutuhan lainnya. Untuk memenuhi kebutuhan ini air dapat diambil dari tiga macam sumber, yaitu : air sungai , air kawasan dan air PDAM. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah:

- Sampai berapa jauh sumber ini dapat melayani pabrik.
- Kualitas sumber air yang tersedia.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air.

Untuk memenuhi kebutuhan air sehari-hari diambil dari dua sumber yaitu air sungai dan air PDAM. Air sungai diolah terlebih dahulu pada unit utilitas, untuk menghasilkan air yang berkualitas sesuai dengan ketentuan. Apabila dalam musim kemarau air sungai surut maka digunakan air PDAM untuk memenuhi. Jadi PDAM hanya bersifat cadangan. Air PDAM juga digunakan untuk sanitasi dan untuk kebutuhan proses (air pendingin).

2. Listrik dan bahan bakar

Listrik dan bahan bakar dalam industri mempunyai peranan yang sangat penting terutama sebagai motor penggerak, selain sebagai penerangan dan untuk memenuhi kebutuhan karyawan lainnya.

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ada atau tidaknya tenaga listrik di daerah tersebut.
- Haega tenaga listrik di daerah tersebut.
- Persediaan tenaga listrik dan bahan bakar di masa mendatang.
- Mudah atau tidaknya mendapatkan bahan bakar.

Sumber listrik diperoleh dari PLN, walaupun demikian tenaga generator sangat diperlukan sebagai cadangan yang harus siap bila tiap saat diperlukan karena listrik PLN tidak akan selamanya berfungsi dengan baik yang disebabkan pemeliharaan atau perbaikan jaringan listrik. Bahan bakar digunakan untuk menggerakkan generator atau alat yang menghasilkan panas seperti boiler yaitu diesel oil.

d. Keadaan geografis dan masyarakat

Keadaan geografis dan masyarakat harus mendukung iklim industri untuk Menciptakan kenyamanan dan ketentraman dalam bekerja. Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Kesiapan masyarakat setempat untuk berubah menjadi masyarakat industri.
- Keadaan geografis yang menyulitkan konstruksi akan berpengaruh terhadap spesifikasi peralatan dan konstruksi peralatan.
- Gempa bumi, banjir, angin topan dan faktor-faktor alam lainnya.
- Kondisi tanah tempat pabrik berdiri yang dapat menyulitkan pemasangan konstruksi bangunan atau peralatan proses.

9.1.2 Faktor Khusus

Faktor factor khusus dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

a. Transportasi

Masalah transportasi perlu dipertimbangkan agar kelancaran supply bahan baku dan penyaluran produk akan terjamin dengan biaya yang serendah mungkin serta dalam waktu yang singkat. Karena itu perlu diperhatikan factor-faktor yang ada seperti :

- Jalan Raya dilalui kendaraan.
- Jalur rel kereta api.
- Sungai yang dapat dilayari kapal/perahu
- Adanya pelabuhan dan lapangan udara.

b. Tenaga kerja

Kebutuhan tenaga kerja baik tenaga kasar atau tenaga ahli perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja dan kelancaran dari perusahaan. Tingkat pendidikan masyarakat dan tenaga kerja juga menjadi pendukung pendirian pabrik ini. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam hal ini adalah :

- Mudah atau tidaknya mendapatkan tenaga kerja yang diinginkan.
- Keahlian dan pendidikan tenaga kerja yang tersedia.
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah tersebut.

c. Buangan pabrik

Apabila buangan pabrik (waste) diposal) berbahaya bagi kehidupan disekitarnya , maka yang harus diperhatikan adalah :

- Cara menentukan bentuk buangan, terutama yang berhubungan dengan peraturan pemerintah dan peraturan setempat.
- Masalah polusi atau efek samping dari polusi yang mungkin timbul.

d. Pembuangan limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh buangan pabrik yang berupa gas cair maupun padatan dengan memperhatikan ketentuan-ketentuan dari pemerintah.

e. Site dan karakteristik dari lokasi

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan lokasi ini adalah :

- Apakah lokasi tersebut merupakan daerah bebas sawah, rawa, bukit, dan sebagainya.
- Harga tanah yang relatif rendah memungkinkan untuk perluasan pabrik dan fasilitas pendukung lainnya.

f. Peraturan perundang-undangan

Hal-hal yang perlu diperhatikan adalah :

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah tersebut.
- Ketentuan mengenai jalur untuk berdirinya industri di daerah tersebut.
- Peraturan perundang-undangan dari pemerintah dan daerah setempat.

Berdasarkan pertimbangan factor-faktor seperti yang telah diuraikan, maka dipilih pabrik di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur.

Lokasi pabrik dapat dilihat pada gambar 9.1.

- Dekat dengan sumber bahan baku
- Tersedianya kebutuhan air, tenaga listrik, dan bahan bakar
- Fasilitas transportasi yang memadai
- Tersedianya tenaga kerja yang cukup



Keterangan :  = Menunjukkan lokasi pabrik

Gambar 9.1. Peta Pra Rencana Pabrik SODA ABU

9.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik yang baik dapat diartikan sebagai penyusunan yang teratur dan efisien semua fasilitas pabrik maupun karyawan yang ada dalam pabrik.

Fungsi tata letak pabrik adalah :

- Untuk memperoleh biaya handling minimum.
- Menciptakan suasana kerja yang menyenangkan.
- Mengatur peralatan secara efektif, agar kehilangan bahan sedikit mungkin.
- Menghindari pemborosan modal.
- Efisiensi kerja dan keselamatan kerja karyawan.

Tata letak pabrik pra rencana pabrik soda abu perlu disusun sebelum pembangunan infrastruktur pabrik seperti perpipaa, listrik, dan peralatan proses untuk menciptakan kegiatan operasional yang baik , konstruksi yang ekonomis, distribusi dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang efektif, ruang gerak karyawan yang memadai sehingga kenyamanan dan keselamatan kerja alat maupun seluruh karyawan terpenuhi.

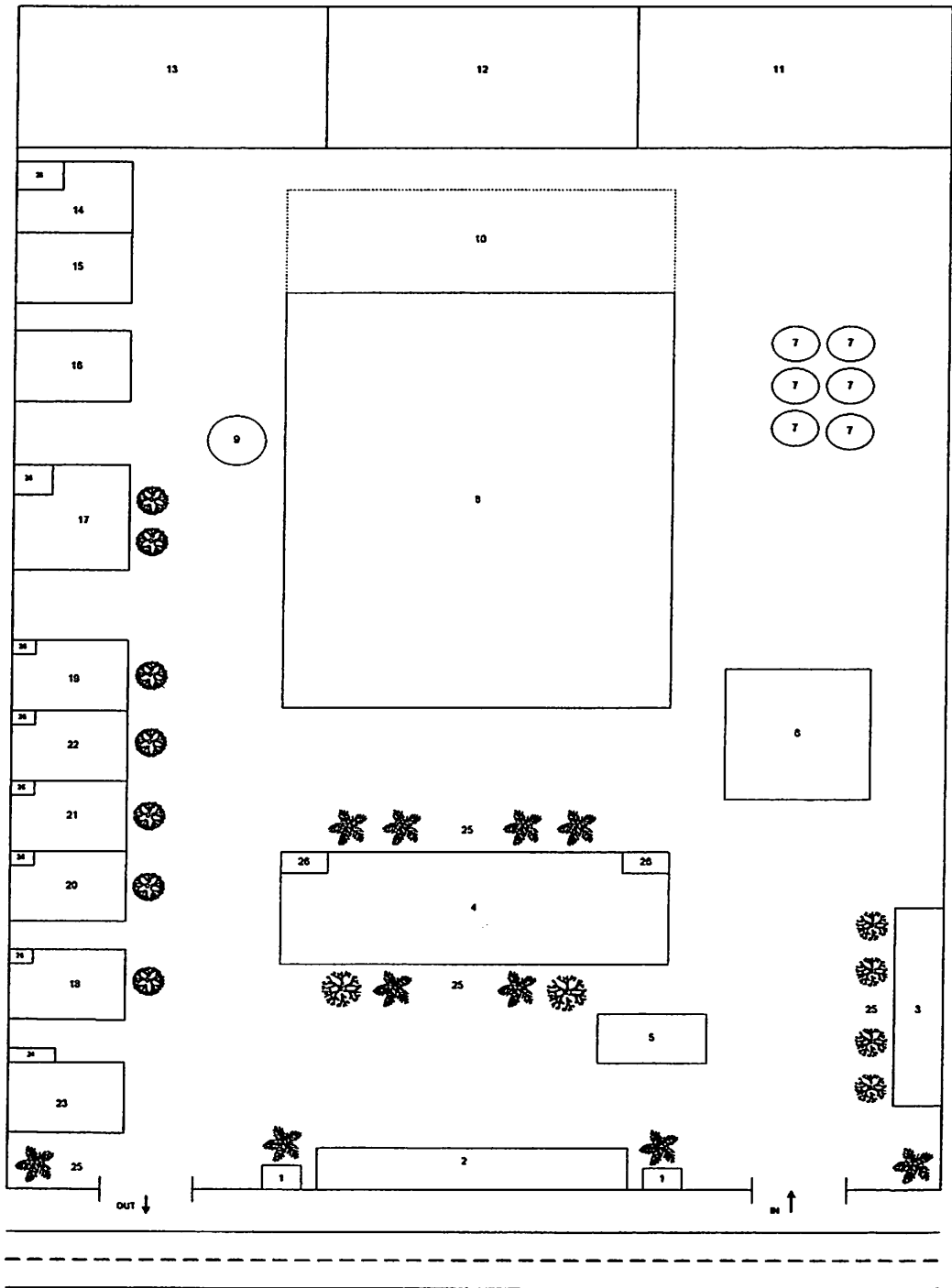
Tata letak pabrik ini dibagi menjadi dua bagian besar, yaitu :

- a. Tata ruang pabrik (plant layout)
- b. Tata letak peralatan proses (process layout)

9.2.1. Tata Ruang Pabrik (Plant Layout)

Beberapa hal khusus yang perlu diperhatikan dalam pengaturan tata ruang pabrik (plant layout) abu soda adalah :

- Adanya ruangan yang cukup untuk pergerakan pekerja dan pemindahan barang-barang.
- Bentuk dari kerangka bangunan , pondasi, dinding serta atap.
- Distribusi secara ekonomis dari kebutuhan steam, air, listrik dan lain sebagainya
- Kemungkinan perluasan dimasa yang akan datang.
- Kemungkinan timbulnya bahaya-bahaya seperti kebakaran, ledakan timbulnya gas-gas dan lain sebagainya.
- Masalah penyaluran zat-zat buangan pabrik.
- Penerangan ruangan.



Gambar 9.2. Tata letak Bangunan Pabrik Soda As

Keterangan Gambar :

1. Pos Satpam
2. Parkir Tamu
3. Parkir Karyawan
4. Kantor
5. Ruang Timbang
6. Openyard timbale
7. Storage bahan bakar
8. Area Proses
9. Pendingin cepat
10. Perluasan area proses
11. Utilitas
12. Power Plant
13. Pengolahan Limbah
14. Ruang Servis dan bengkel
15. Pemadam Kebakaran
16. Gudang Produk
17. Laboratorium
18. Poliklinik
19. Perpustakaan
20. Kantin
21. Koperasi
22. Aula
23. Mushola
24. Tempat Wudhu
25. Taman

9.2.2. Tata Letak Peralatan Proses (Process Layout)

Tata letak peralatan maupun pengaturan bangunan dalam pabrik sangat penting karena akan mempengaruhi :

- Efisiensi perusahaan tersebut.
- Perkembangan pabrik
- Kelangsungan hidup perusahaan .

Dalam perencanaan proses layout ada beberapa hal yang perlu diperhatikan yaitu:

- Aliran bahan baku dan produk
- Aliran bahan baku

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Pemasangan elevasi perlu memperhatikan ketinggian. Biasanya pipa atau elevator dipasang pada ketinggian minimal 3 meter agar tidak mengganggu lalu lintas karyawan.

- Aliran udara

Aliran udara disekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya sehingga mengancam keselamatan kerja.

- Pencahayaan.

Penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apabila pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.

- Lalulintas manusia

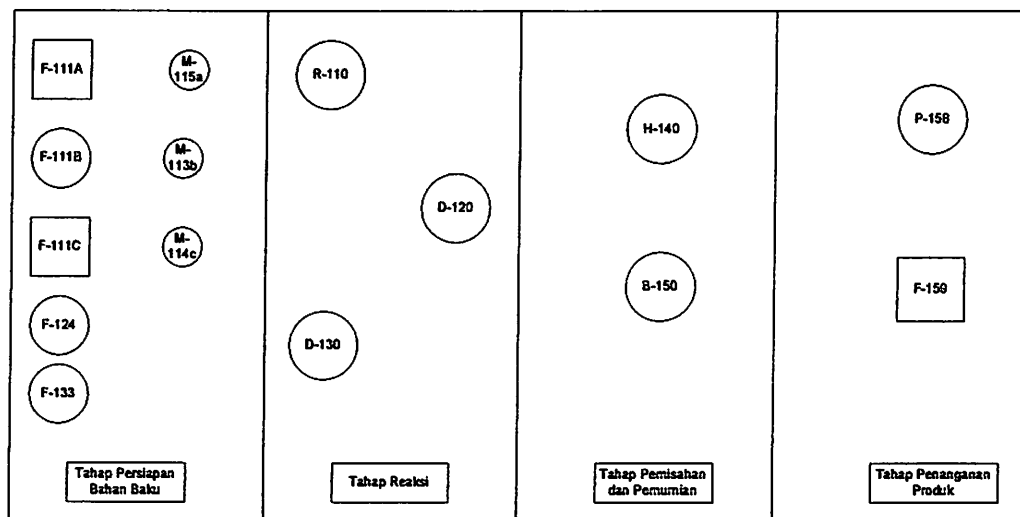
Dalam perencanaan proses layout perlu memperhatikan ruang gerak pekerja agar dapat mencapai seluruh alat-alat proses dengan mudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan alat (trouble shooting) dapat segera teratasi.

- Efektif dan efisien

Penempatan alat-alat proses diusahakan agar dapat menekan biaya operasi tetapi sekaligus menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomis.

- Jarak antara alat-alat proses

Untuk alat-alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat-alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lainnya.



Gambar. 9.3 Tata Letak Peralatan Proses (ProcessLayout)

Keterangan:

- F-111a : Storage larutan garam
- F-111b : Storage NaOH
- F-111c : Storage Na_2CO_3
- f-124 : Storage NH_3
- M-115a : Mixer larutan garam
- M-113b : Mixer NaOH
- M-114c : Mixer Na_2CO_3
- R-110 : Reaktor
- D-120 : Absorber
- D-130 : Carboanating Tower
- H-140 : Rotary Vakum filter
- B-150 : Rotary Kiln
- P-158 : Mesin pengemas soda ash
- P-159 : Storage soda ash

BAB X

STRUTUR ORGANISASI PERUSAHAAN

Dalam menciptakan suatu pengelolaan perusahaan agar mencapai sasaran secara efektif dan hasil produksi yang tinggi, maka harus diperhitungkan elemen dasar yang diperlukan dalam suatu perusahaan sebagai alat pelaksanaannya.

Elemen dasar itu terdiri dari:

- Manusia (man)
- Bahan (material)
- Mesin (machine)
- Metode (methode)
- Uang (money)
- Pasar (market)

Elemen dasar tersebut menjadi factor utama untuk menjalankan suatu perusahaan mencapai tujuannya secara bersama-sama dalam organisasi perusahaan.

10.1. Dasar Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
 Status Perusahaan : Swasta
 Hasil Produksi : Soda Ash
 Kapasitas Produksi : 100.000 ton/tahun
 Lokasi Pabrik : Kecamatan manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur

10.2 Bentuk Perusahaan

Pabrik Soda Ash yang akan direncanakan ini merupakan perusahaan Swasta nasional yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk ini dipilih karena mempunyai beberapa keuntungan yaitu:

1. Kehidupan PT lebih terjamin karena tidak dipengaruhi oleh berhentinya salah seorang pemegang saham, direktur atau karyawan. Ini berarti suatu PT mempunyai potensi hidup yang lebih permanent dari bentuk perusahaan lainnya

2. Terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan dipegang oleh pimpinan perusahaan dan setiap pemegang saham hanya mungkin menderita kerugian sebesar jumlah yang ditanamkan pada PT yang bersangkutan.
3. Kedudukan atau wewenang antara pimpinan perusahaan dan para pemegang Saham (pemilik) terpisah satu sama lain.
4. Kemungkinan terhimpunnya modal yang besar dan mudah, yaitu dengan membagi modal atas sejumlah saham-sahamnya. PT dapat menarik modal dari banyak orang.
5. Adanya efisiensi dalam perusahaan. tiap bagian dalam PT dipegang oleh orang yang ahli dalam bidangnya. Tiap orang atau tiap bagian mempunyai bagian dengan tugas yang jelas, sehingga ada dorongan untuk mengerjakan sebaik-baiknya.

10.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi yang digunakan adalah system garis dan staff. Alasan pemilihan system garis dan staff adalah:

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi kontinu
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah. sehingga disiplin kerja lebih baik
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab Atas aktivitas yang dilakukan. Untuk mencapai tujuan.
4. Sering digunakan dalam perusahaan yang memproduksi secara massal.
5. Pimpinan tertinggi pabrik dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung Jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan Wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberikan saran kepada direktur.

Disamping alasan tersebut ada beberapa kebaikan yang dapat mendukung pemakaian system organisasi garis dan staff, yaitu :

1. Dapat digunakan oleh setiap organisasi besar, apapun tujuannya, betapapun Luasnya dan betapapun kompleks susunan organisasinya.
2. Pengambilan keputusan yang sehat lebih mudah dapat diambil, karena adanya Staff ahli.

- Memberikan nasehat pada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.
- Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

10.4.3. Direksi

Merupakan pemegang saham kepengurusan perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Direksi terdiri dari:

a. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi dalam perusahaan dan dalam tugasnya sehari-hari dibantu oleh Direktur Teknik dan Direktur Administrasi. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah:

- Merencanakan kegiatan perusahaan serta membentuk organisasi yang efektif dan efisien.
- Berhak mewakili urusan ekstern perusahaan atau menunjuk wakil untuk menanganinya.
- Menentukan kebijaksanaan perusahaan dalam mengambil keputusan-keputusan penting.
- Menentukan pertanggungjawaban kepada Dewan Komisaris.

b. Direktur Teknik

Direktur Teknik diangkat oleh Direktur Utama untuk menerima wewenang Direktur Utama yang berkaitan dengan bidang teknik dan produksi.

Tugas dan wewenang Direktur Teknik adalah :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Utama
- Berwenang membuat keputusan dalam bidang teknik tetapi tidak lepas dari kebijaksanaan bagian produksi.
- Berwenang dalam produksi, misalnya memperkecil bidang produksi dan memperbesar produksi total .serta menjaga kualitas dan pengembangannya

c. Direktur Administrasi

Tugass dan wewenang Direktur Administrasi adalah :

- Menjaga kelancaran administrasi dan keuangan serta keamanan perusahaan.

- Mengadakan penelitian serta pengawasan terhadap pelaksanaan pengadaan pegawai, pembinaan pegawai. Kesejahteraan social, serta dana social pegawai.
- Bertanggung jawab atas pemasukan dan pengeluaran uang perusahaan.
- Mengatur laporan keuangan serta neraca keuangan perusahaan.

10.4.4. Staff

Terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direksi dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi.

Tugas Staff adalah :

- Memberikan pendapat dan keterangan serta nasihat kepada direksi sesuai dengan keahliannya masing-masing.
- Membantu direksi dalam perencanaan maupun dalam peneleehan kebijaksanaan pokok dalam bidangnya masing-masing.
- Melakukan tugas-tugas yang diberikan oleh direksi kepadanya.
- Mengumpulkan fakta-fakta yang kemudian menggolongkan dan mengevaluasinya.

10.4.5. Penelitian dan Pengembangan

oTugas dari Penelitiann dan Pengembangan adalah (LITBANG)

- Melakukan penelitian terhadap operasi pabrik secara keseluruhan. Dari penelitian tersebut dapat dipelajari kemungkinan untuk mengembangkan pabrik selanjutnya.
- Meneliti dan mengujikualitas produk yang dihasilkan.

Yang termasuk LITBANG diantaranya adalah Market Riset dan Process Riset.

10.4.6. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang Kepala Bagian adalah:

- Memberikan pengarahan serta saran-saran dan pengawasan terhadap seksi-seksi yang dibawahnya.
- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam perencanaan dan pelaksanaa pada bagian masing-masing.

- Membantu direktur teknik atau direktur administrasi dalam mempersiapkan Laporan-laporan.

Kepala bagian terdiri atas:

*** Kepala Bagian Teknik**

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab atas semua kegiatan yang berhubungan erat dengan produksi. Dalam hal ini bukan produksi secara langsung tetapi dengan penunjangnyadalam proses produksinya. Seksi yang dibawahhi antara lain:

a. Seksi Genset

Bertugas dalam mempersiapkan listrik , baik yang berasal dari PLN maupun Dari Genset guna menunjang kelangsungan proses produksi .

b. Seksi Listrik

Bertugas untuk merawat , memelihara dan mempersiapkan peralatan dan fasilitas kelistrikan baik yang berhubungan dengan proses produksi atau fasilitas penunjang yang lain.

c. Seksi Mekanik

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan mekanik yang berhubungan dengan proses produksi.

d. Seksi Transportasi

Bertugas untuk merawat dan memelihara semua peralatan transportasi yang dimiliki oleh perusahaan.

*** Kepala Bagian Produksi**

Adalah kepala bagian yang bertanggung jawab diatas semua kegiatan produksi, mulai dari perencanaan, pembuatan atau produksii. Terbagi atas :

a. Seksi Proses I

Bertugas untuk mengadakan pengawasan terhadap bagian persiapan bahan baku sampai bagian reaksi pada proses produksi.

b. Seksi Proses II

Bertugas dengan hal yang berkaiatan degan kegiatan produksi mulai tahap pemurnian sampai dengan tahap pengemasan.

3. Penempatan "the right man in the right place" lebih mudah dilaksanakan. Dari kelebihan-kelebihan system organisasi garis dan staff diatas maka Dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan untuk menentukan system Organisasi perusahaan pada pabrik Abu soda, yaitu menggunakan system organisasi garis dan staff.

10.3. Pembagian Tugas dan Tanggung Jawab (Job Description)

10.4.1. Pemegang Saham

Merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik Dengan cara membeli saham perusahaan . Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung/terbatas sesuai dengan besarnya modal saham yang dimiliki, sedangkan kekayaan pribadi dari pemegang saham tidak dipertanggung jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan saham paling sedikit 1(satu) tahun. Kekuasaan tertinggi terletak pada pemegang saham yang memilih direktur dan Dewan Komisaris dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) serta menentukan gaji direktur tersebut.

10.4.2 Dewan Komisaris

Merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan. Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dan pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam/oleh RUPS apabila melakukan tindakan yang dilakukan bertentangan dengan anggaran dasar dari perseroan tersebut.

Dewan komisaris pada umumnya dipilih dalam RUPS dari kalangan pemegang saham yang mempunyai saham terbanyak dari perseroan tersebut.

Tugas Dewan Komisaris:

- Menentukan kebijakan perusahaan
- Mengadakan evaluasi /pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.

c. Seksi Boiler

Bertugas dalam bidang pengadaan steam dan juga pemeliharaan terhadap boiler.

d. Seksi Gudang

Bertugas untuk mengawasi, mengontrol dan mendokumentasikan ke luar masuknya barang dari dan ke gudang baik untuk gudang bahan baku, gudang bahan penunjang dan gudang bahan jadi.

e. Seksi UPA dan UPL

Bertugas untuk menyediakan air bagi kegiatan perusahaan dan juga Mengolah limbah yang dihasilkan oleh kegiatan produksi.

*** Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan**

Adalah kepala bagian yang bertugas dalam meneliti dan mengembangkan cara proses produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis dan juga masalah-masalah yang berkaitan dengan pemasaran produk. Orang-orang yang duduk didalamnya merupakan orang-orang yang ahli dibidangnya masing-masing. Penelitian dan pengembangan juga dapat berfungsi sebagai staff ahli yang mengontrol dan menanggulangi masalah yang timbul. Seksi-seksi yang ada dibawah kepala bagian penelitian dan pengembangan ini antara lain :

a. Seksi Litbang Pemasaran

Bertugas untuk mengadakan penelitian dan pengembangan terhadap masalah-masalah yang timbul dalam pemasaran produk dan pendistribusianya.

b. Seksi Litbang Teknik

Bertugas untuk mengadakan penelitian dan pengembangan terhadap masalah-masalah yang timbul dalam proses produksi.

*** Kepala Bagian QC dan Laboratorium**

Bertugas untuk mengadakan perencanaan mutu dan melakukan pengawasan terhadap mutu barang baik berupa bahan baku, bahan dalam proses maupun bahan jadi. Seksi-seksi yang dibawah ini antara lain:

a. Seksi Quality Control

Bertugas untuk merencanakan mutu dan mengadakan pengawasan terhadap

mutu barang baik berupa bahan baku, bahan dalam proses maupun bahan jadi. Seksi-seksi yang dibawahinya antara lain :

b. Seksi Laboratorium

Bertugas untuk mengadakan test terhadap mutu barang secara laboratories.

*** Kepala Bagian Umum dan Administrasi**

Bertugas dalam hal apengawasan terhadap segala hal yang berkaitan dengan administrasi perusahaan dan juga ikut bertanggung jawab dalam melakukan hubungan dengan masyarakat sekitar perusahaan . Seksi-seksi yang dibawahinya yaitu :

a. Seksi Personalia

Bertugas untuk mendata jumlah karyawan dan juga hal-hal yang berkaitan Dengan kesejahteraan seluruh karyawan.

b. Seksi Kebersihan dan Keamanan

Bertugas untuk menjaga ketertiban dan keamanan lingkungan perusahaan sehingga dapat menekan seminimal mungkin adanya gangguan terhadap kegiatan usaha.

c. Seksi Humas

Bertugas untuk mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah.

*** Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya uang perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahinya meliputi:

a. Seksi Akunting

Bertugas untuk melakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

b. Seksi Pembiayaan

Bertugas untuk mengeluarkan dana bagi kegiatan perusahaan , melakukan pendokumentasian terhadap semua kelayakan perusahaan.

c. **Seksi Pembelian**

Bertugas untuk memenuhi barang-barang yang akan digunakan bagi proses produksi maupun untuk hal-hal lain yang menyangkut kepentingan perusahaan.

* **Kepala Bagian Pemasaran**

Bertugas untuk mengenalkan hasil produksi kepada konsumen-konsumen yang membutuhkan atau pabrik-pabrik lainnya yang menggunakan produksi sebagai bahan baku lainnya. Selain itu juga bertugas untuk menarik minat konsumen untuk membeli produk.

10.5. Jaminan Sosial

Jaminan social adalah jaminan yang diterima oleh pihak karyawan jika terjadi sesuatu hal yang bukan karena kesalahannya menyebabkan dia tidak dapat melaksanakan pekerjaannya.

Jaminan social yang diberikan oleh perusahaan kepada karyawan adalah :

a. **Tunjangan**

- Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasii yang telah dilakukannya dan lama pengabdianya kepada perusahaan tersebut.
- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja di luar jam kerja yang telah ditetapkan (khusus untuk tenaga kerja Shift).

b. **Fasilitas**

Fasilitas yang diberikan berupa seragam untuk karyawan, perlengkapan keselamatan kerja , misalnya helm, sarung tangan, sepatu boot,kacamata pelindung dan lain-lain. Selai itu juga berupa antar jemput bagi bagi karyawan, kendaraan dinas, tempat tinggal dan lain-lain.

c. **Pengobatan**

- Untuk pengobatan dan perawatan pertama dapat di lakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan secara cuma-cuma kepada karyawan yang membutuhkan
- Karyawan yang mengalami kecelakaan atau terganggu kesehatannya

dalam menjalankan tugas perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya.

d. **Intensive atau Bonus**

Intensive diberikan dengan tujuan untuk meningkatkan produktivitas dan merangsang gairah kerja karyawan. Besarnya intensive ini dibagi menurut golongan dan jabatan. Pemberian intensive untuk golongan operatif (golongan kepala seksi ke bawah) diberikan setiap bulan, sedangkan untuk golongan di atasnya diberikan pada akhir tahun produksi dengan melihat besarnya keuntungan dan target yang dicapai.

e. **Cuti**

- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan ijinnya.
- Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti hamil selama 3 (tiga) bulan bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti haid selama 3 (tiga) hari bagi tenaga kerja wanita.
- Cuti untuk keperluan dinas atas perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu perusahaan.

10.6. Jadwal Jam Kerja

Pabrik Abu Soda ini direncanakan akan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan 24 jam per hari, sisa harinya dipergunakan untuk perbaikan serta perawatan serta shut down.

Jumlah jam kerja yang telah ditetapkan oleh pemerintah adalah 40 jam dalam satu minggu, yang dibedakan dalam dua bagian, yaitu :

a. **Untuk pegawai non shift**

Bekerja selama 6 (enam) hari dalam seminggu, sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya : direktur, kepala bagian, kepala seksi, karyawan kantor atau administrasi dan seksi-seksi dibawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja dipabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu.

Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 - 16.00 (istirahat: 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 16.00 (istirahat : 11.00 – 13.00)
- Sabtu : 08.00 – 12.00

b. Untuk Pegawai Shift

Sehari bekerja selama 24 jam, yang terbagi dalam 3 (tiga) shift. Karyawan ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik. Misalnya : kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja.

Dengan ketentuan shift jam kerja sebagai berikut :

- Shift I : 07.00 – 15.00
- Shift II : 15.00 – 23.00
- Shift III : 23.00 – 07.00

Untuk menjaga kelancaran pelaksanaan jam kerja selama bergilir, karyawan shift dibagi menjadi empat regu atau grup, sehingga para pekerja dapat bekerja dengan optimal karena dapat bekerja secara bergiliran dimana jika ketiga regu bekerja maka satu regu yang lain libur.

Tabel 10.6.1. Jadwal kerja karyawan

Regu	H a r i											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	-	M	M	M	-	S	S	S	-
II	S	S	-	P	P	P	-	M	M	M	-	S
III	M	-	S	S	S	-	P	P	P	-	M	M
IV	-	M	M	M	-	S	S	S	-	P	P	P

Keterangan :

- * P = pagi (shift I)
- * S = Siang (shift II)
- * M = Malam (shift III)
- * - = Libur

10.7. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Penentuan Jumlah Karyawan

$$\text{Kapasitas produksi} = \frac{100.000 \text{ ton/th}}{330 \text{ hari}} = 303,0303 \text{ ton/hari}$$

Dari gambar 6 -35 hal 235 (Vilbrandt and Dryen,1959) didapatkan jumlah karyawan :

$$M = 15.2.P^{0,25}$$

$$= 63,4183 = 63 \text{ orang jam/hari.tahap proses}$$

Didalam produksi Soda Ash terdapat 4 tahap proses sehingga jumlah karyawan

$$= 4 \times 63$$

$$= 252 \text{ orang}$$

Masing-masing pekerja shift bekerja 8 jam/hari, sehingga jumlah karyawan kerja shift (karyawan proses) adalah :

$$= \frac{252 \text{ orang}}{8 \text{ jam/hari}}$$

$$= 31,5,5 = 32 \text{ orang/shift}$$

Tenaga shift terdiri dari 4 regu yang bekerja secara bergiliran, sehingga jumlah

$$\text{tenaga shift} = 4 \text{ shif} \times 32 \text{ orang/shift}$$

$$= 128 \text{ orang}$$

Dari perkembangan diagram organisasi dapat dihitung jumlah tenaga shift, yaitu: 128 orang.

Jumlah Karyawan Seluruh Pabrik adalah :

$$= \text{Tenaga staff} + \text{Tenaga operasionall}$$

$$= 109 \text{ orang} + 128 \text{ orang}$$

$$= 237 \text{ orang}$$

Perincian jumlah tenaga kerja dapat dilihat pada table 10.7.1.

Tabel 10.2. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

No	Jabatan	Pendidikan			
		SMA	D3	S1	S2
1	Dewan Komisaris				5
2	Direktur Utama				1
3	Direktur Teknik dan Produksi				1
4	Direktur Administrasi & Keuangan			1	
5	Staff Litbang			1	
6	Kepala Bagian Teknik			1	
7	Kepala Bagian Produksi			1	
8	Kepala Bagian QC & Lab.			1	
9	Ka. Bagian Umum & Administrasi			1	
10	Kepala Bagian Keuangan			1	
11	Kepala Bagian Pemasaran			1	
12	Kepala Seksi Utilitas			1	
13	Kepala Seksi Maintenance			1	
14	Kepala Seksi Proses			1	
15	Kepala Seksi Bahan Baku			1	
16	Kepala Seksi Pengolahan Limbah			1	
17	Kepala Seksi Quality Control			1	
18	Kepala Seksi Laboratorium			1	
19	Kepala Seksi Akunting			1	
20	Kepala Seksi Pembiayaan			1	

21	Kepala Seksi Pembelian			1	
22	Kepala Seksi Personalia dan Humas			1	
23	Kepala Seksi Keamanan			1	
24	Kepala Seksi Mekanik			1	
25	Kepala Seksi Penjualan			1	
26	Kepala Seksi Gudang			2	
27	Karyawan Utilitas	2	3		
28	Karyawan Pemeliharaan &	2	3		
29	Karyawan Proses	80	30	9	
30	Karyawan QC & Lab.	2	3	2	
31	Karyawan Bahan Baku	3	0		
32	Karyawan Personalia		5		
33	Karyawan Keamanan	5			
34	Karyawan Kesehatan		4		
35	Karyawan Pemasaran	6	4		
36	Karyawan Keuangan		4		
37	Karyawan Gudang	3	4		
38	Karyawan Adm. & Pembukuan		4		
39	Karyawan Kebersihan	4			
40	Pegawai Perpustakaan	2	1		
41	Sopir	4			
42	Karyawan Kantin	3			
43	Dokter			2	
44	Sekretaris		3		
	Jumlah	116	68	37	7

10.8. Proses

a. Proses Utama

- * Penyiapan bahan baku
- * Tahap Proses
- * Tahap pemisahan
- * Tahap pengepakan

b. Proses Tambahan

- * Laboratorium
- * Utilitas yang terdiri dari :
 - Penjernihan air
 - Boiler
 - Pengolahan limbah
- * Bengkel dan Pemeliharaan

10.9. Status Karyawan dan Sistem Upah

Pabrik Abu Soda ini mempunyai system pembagian gaji yang berbeda-beda kepada karyawan berdasarkan status karyawan, tingkat pendidikan, tinggi rendahnya kedudukan (jabatan), tanggung jawab, keahliannya dan lamanya bekerja diperusahaan tersebut.

Menurut statusnya karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi 3 (tiga) golongan yaitu :

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan harian

Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi berdasarkan nota persetujuan direksi atas pengajuan kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan tiap akhir pekan.

c. Karyawan Borongan

karyawan borongan adalah pekerja yang dipekerjakan oleh pabrik bila

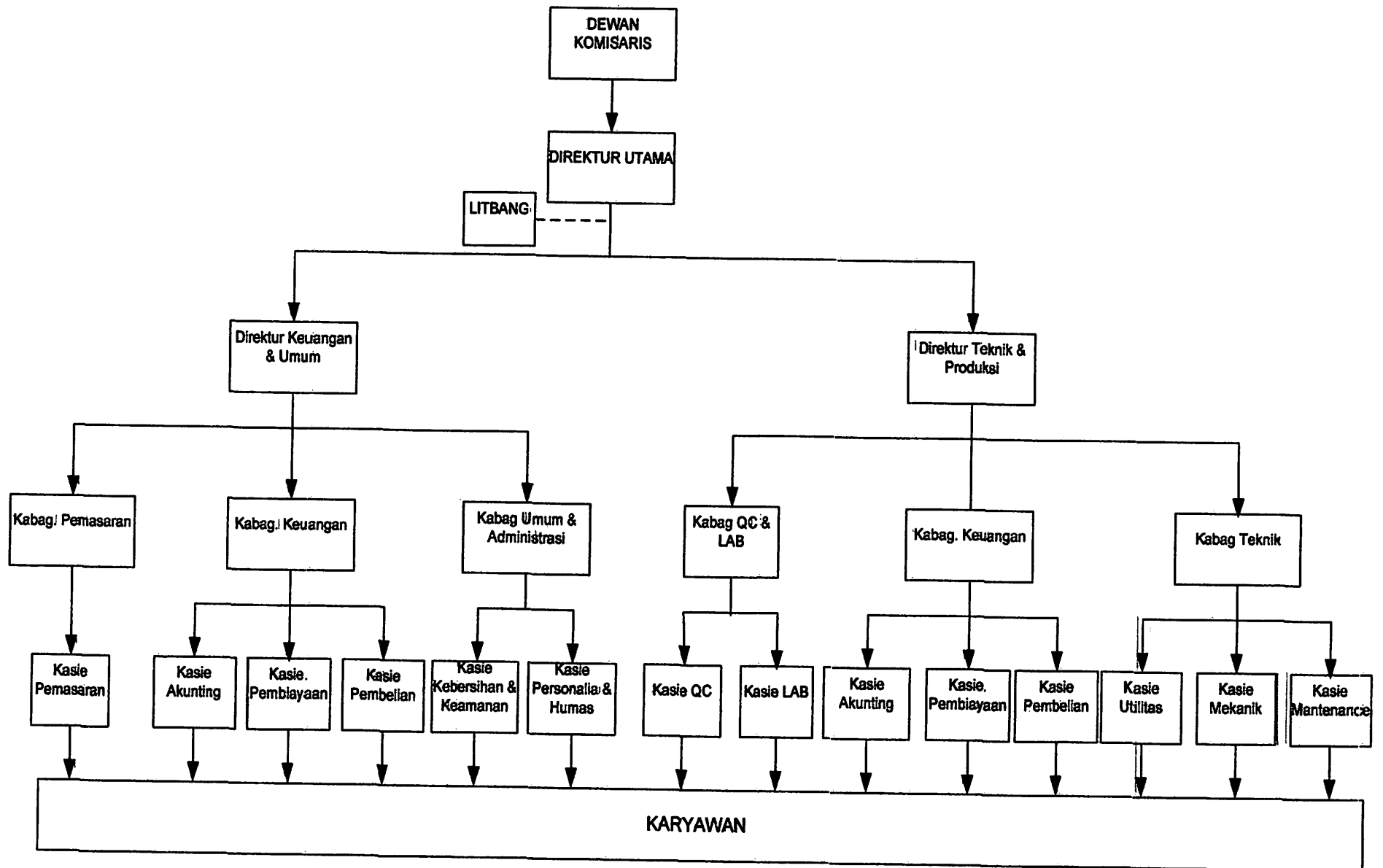
diperlukan saja , misalnya bongkar muat barang. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.

Tabel 10.3. Daftar Gaji Karyawan Pra Rencana Pabrik Abu Soda

No	J a b a t a n	Jumlah	Gaji/orang	Jumlah
1	Dewan Komisaris	5	7.500.000	37.500.000
2	Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
3	Direktur Teknik dan Produksi	1	8.000.000	8.000.000
4	Direktur Adm. & Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
5	Staff Litbang	1	6.000.000	6.000.000
6	Kepala Bagian Teknik	1	5.000.000	5.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	5.000.000	5.000.000
8	Kepala Bagian QC & Lab.	1	5.000.000	5.000.000
9	Ka. Bagian Umum & Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	5.000.000	5.000.000
11	Kepala Bagian Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
12	Kepala Seksi Utilitas	1	3.500.000	3.500.000
13	Kepala Seksi Maintenance	1	3.500.000	3.500.000
14	Kepala Seksi Proses	1	3.500.000	3.500.000
15	Kepala Seksi Bahan Baku	1	3.500.000	3.500.000
16	Kepala Seksi Pengolahan Limbah	1	3.500.000	3.500.000
17	Kepala Seksi Quality Control	1	3.500.000	3.500.000
18	Kepala Seksi Laboratorium	1	3.500.000	3.500.000
19	Kepala Seksi Akunting	1	3.000.000	3.000.000
20	Kepala Seksi Pembiayaan	1	3.000.000	3.000.000
21	Kepala Seksi Pembelian	1	3.000.000	3.000.000
22	Kepala Bagian Personalia & Humas	1	3.000.000	3.000.000
23	Kepala Seksi Keamanan & Kebersihan	1	1500.000	1500.000
24	Kepala Seksi Mekanik	1	3500.000	3500.000
25	Kepala Seksi Penjualan	1	2500.000	2500.000

26	Kepala Seksi Gudang	2	2.000.000	4.000.000
27	Karyawan Utilitas	3	1.250.000	3.750.000
		2*	1.000.000	2.000.000
28	Karyawan Pemeliharaan & Perbaikan	3	1.250.000	2.500.000
		2*	1.000.000	2.000.000
29	Karyawan Proses	9	1.500.000	13.000.000
		30	1.200.000	36.000.000
		80*	1.000.000	80.000.000
30	Karyawan QC & Lab.	2	1.500.000	3.000.000
		3	1.200.000	3.600.000
		2*	1.000.000	2.000.000
31	Karyawan Bahan Baku	3*	1.000.000	3.000.000
32	Karyawan Personalia & humas	5	1.250.000	6.250.000
33	Karyawan Keamanan	5*	1.000.000	5.000.000
34	Karyawan Kesehatan	4	1.000.000	4.000.000
35	Karyawan Pemasaran	4	1.250.000	5.000.000
		6*	1.000.000	6.000.000
36	Karyawan Keuangan	4	1.250.000	5.000.000
37	Karyawan Gudang	4	1.000.000	4.000.000
		3*	850.000	2.550.000
38	Karyawan Adm. & Pembukuan	4	1.250.000	5.000.000
39	Karyawan Kebersihan	4*	800.000	3.200.000
40	Pegawai Perpustakaan	1	1.000.000	1.000.000
		2*	800.000	1.600.000
41	Sopir	4*	900.000	3.600.000
42	Karyawan Kantin	3	800.000	2.400.000
43	Dokter	2	2.500.000	5.000.000
44	Sekretaris	3.	1.300.000	3.900.000
	Jumlah	5		358.350.000

Keterangan : * lulusan SMA/SMK



BAB XI

ANALISA EKONOMI

Dalam perencanaan suatu pabrik perlu ditinjau dari factor-faktor ekonomi yang menentukan apakah pabrik tersebut layak untuk didirikan atau tidak. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan untung rugi dalam mendirikan pabrik Abu Soda adalah sebagai berikut :

- Laju pengembalian modal (Return On Investment)
- Lama Pengembalian Modal (Pay Out Time)
- Titik Impas (Break Event Point)
- Internal Rate Of Return (IRR)
- Net Present Value (NPV)

Untuk menghitung factor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran beberapa hal yang menyangkut administrasi perusahaan dan jalannya proses yaitu

1. Penafsiran modal investasii total (Total Capital Investment) terdiri atas :
 - a. Modal tetap (Fixed Capital Investment)
 - b. Modal kerja (Work Capital Investment)
2. Penentuan biaya produksi total (Total Production Cost), terdiri atas :
 - a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost)
 - b. Biaya pengeluaran umum
3. Total pendapatan
 - 11.1. Faktor-faktor Penentu
 - 11.1.1. Modal Investasi Total (Total Capital Investment) = TCI

Yaitu modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik sebelum berproduksi

Terdiri dari :

1. Fixed Capital Investment (FCI)
 - a. Biaya langsung (Direct Cost)
 - Pembelian alat
 - Instrumentasi dan alat control
 - Perpipaan terpasang

- Listrik terpasang
 - Tanah dan bangunan
 - Fasilitas pelayanan
 - Pengembangan lahan
- b. Biaya tak langsung
- Teknik dan supervise
 - Konstruksi
 - Kontraktor
 - Biaya tak terduga

2. Working Capital Invesnent (WCT)

Modal kerja yaitu modal yang digunakan untuk menjalankan pabrik yang berhubungan dengan laju produksii dalam beberapa waktu tertentu. Modal kerja terdiri dari :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengmasan produk dalam waktu tertentu
- Utilitas dalam waktu tertentu
- Uang tunai

Sehingga :

Total Capital Invesment (TCI) = Modal Tetap (FCI) + Modal Kerjs (WCI)

11.1.2. Biaya produksi (Total Production Cost = TPC)

Total biaya produksi adalah biaya yang digunakan untuk operasi pabrik atau biaya yang dikeluarkan untuk mengeluarkan satu-satuan produk dalam waktu tertentu. Biaya Produksi terdiri dari :

- a. Biaya pembuatan (Manufacturing Cost), terdiri dari :
- Biaya produksi langsung
 - Biaya produksi tetap
 - Biaya Overhead pabrik
- b. Biaya Umum (General Expenses), terdiri dari :
- Biaya administrasi
 - Biaya distribusi pemasaran
 - Litbang

- Financing

Adapun biaya produksi total terbagi menjadi :

a. Biaya variable (Variabel Cost = VC)

Biaya variabel yaitu segala biaya yang pengeluarannya berbanding lurus dengan laju produksi atau biaya yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara langsung . Biaya variabel terdiri :

- Biaya bahan baku
- Biaya utilitas
- Biaya pengepakan

b. Biaya semi variabel (Semi Variabel Cost = SVC)

Biaya semivariabel yaitu biaya pengeluaran yang tidak berbanding lurus dengan laju produksi atau yang tergantung dengan kapasitas pabrik secara tidak langsung. Biaya semi variabel terdiri dari :

- Upah karyawan
- Plant overhead
- Pemeliharaan dan perbaikan
- Laboratorium
- Operating supplies
- Biaya umum
- Supervisi

c. Biaya Tetap (Fixed Cost = FC)

Biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan secara tetap, tidak tergantung pada kapasitas pabrik. Biaya tetap terdiri dari :

- Asuransi
- Depresiasi
- Pajak
- Bunga bank

11.2. Penafsiran Harga Alat

Harga suatu alat setiap saat akan berubah, tergantung pada perubahan kondisi ekonomi . Oleh karena itu, digunakan beberapa cara konversi harga alat, terhadap harga alat pada beberapa tahun yang lalu, sehingga diperoleh harga yang ekuivalen dengan harga sekarang.

Harga alat dalam prarencana pabrik Abu Soda ini didasarkan pada data harga alat yang terdapat pada literature Peter & Timmerhause dan www.matche.com.

Untuk menafsirkan harga alat pada tahun 2013 digunakan persamaan berikut :

$$C1 = \frac{I_x \times C_k}{I_k} \dots\dots\dots(1)$$

$$VA = VB \times \left[\frac{\text{Kapasitas alat A}}{\text{Kapasitas alat B}} \right]^n \dots\dots\dots(2)$$

Dimana :

- C1 : Taksiran harga alat pada tahun 2013
 Ck : Taksiran harga alat pada tahun basis
 : Indeks harga pada tahun 2013
 : Indek harga pada tahun basis
 VA : Harga alat dengan kapasitas A
 VB : Harga alat dengan kapasitas B
 n : Harga eksponen alat tertentu

Dari perhitungan Apendiks E, didapat harga peralatan untuk Pra Rencana Pabrik Abu Soda adalah Rp. 46.251.957.942,58

11.2. Penentuan Total Capital Invesment (TCI)

a. Biaya langsung (Total Plant Direct Cost/TPDC) :

Harga Alat (E)	46.251.957.942,58
Pemasangan & Instalasi (47% E)	Rp 21.738.420.233,01
Instrumentasi dan control (15% E)	Rp 6.937.793.691,39
Perpipaan terpasang (60%) E	Rp 27.751.174.765,55
Listrk terpasang (10%E)	Rp 4.625.195.794.26

Tanah dan bangunan	Rp 4.741.500.000.00
Perluasan lahan (30%E)	Rp 23.125.978.971.29
Fasilitas workshop (50%E)	Rp 13.875587.382.77
Isolasi (8%e)	Rp 3.700.156.635.41
Total TPDC	Rp 125.747.765.416.26

b. Biaya Tak Langsung (Total Capital Indirect Cost/TPiC)

Engineering (32%E)	Rp 14.800.626.541.63
Konstruksi (34%E)	Rp 7.391.062.879.22
Total TPIC	RP 22.191.689.420.85

c. Total Modal (Total Plant Cost/TPC)

$$\text{TPC} = \text{TPDC} + \text{TPIC}$$

$$= \text{Rp } 152.747.765.416.26 + \text{Rp } 22.191.689.420.85$$

$$= \text{Rp } 174.939.454.837.11$$

d. Modal Tetap (FCI)

1. Biaya kontraktor (30%TPC)	Rp 52.481.836.451.13
2. Biaya tak terduga (30% TPC)	Rp 52.481.836.451.13
Total FCI = TPC + 1 + 2	Rp 279.903.127.739.37

e. Modal Kerja (Working Capital Invesment/WCI)

$$\text{Modal kerja (15\%FCI)} = \text{Rp } 41.985.469.160.91$$

f. Total Capital Invesment (TCI)

$$\text{TCI} = \text{FCI} + \text{WCI}$$

$$= \text{Rp } 279.903.127.739.37 + 41.985.469.160.91$$

$$= \text{Rp } 321.888.596.900.28$$

g. Modal Perusahaan

$$1. 60\% \text{ modal sendiri} = \text{Rp } 193.133.158.140.17$$

$$2. 40\% \text{ modal pinjaman} = \text{Rp } 1288.755.438.760.11$$

11.3. Biaya Produksi

11.3.1. Biaya Manufaktur

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

Bahan Baku	Rp 890.550.384.59
Gaji karyawan 1 tahun (GK)	Rp 4.423.200.000.00
Biaya utilitas 1 tahun	Rp 133.245.562.066.36
Pemeliharaan 1 tahun (0,2 FCI)	Rp 65.980.625.547.87
Biaya Laboratorium (0,2 GK)	Rp 884.640.000.00
Operatingsupplies (1% dari pemeliharaan 1	Rp 559.806.255.48
Pengemasan	Rp 3.249.999.997.20
Total DPC	Rp 199.234.384.251.50

b. Biaya Produksi Tetap (FPC = FC)

Drepresiasi peralatan (0,1 FCI)	Rp 27.990.312.773.94
Pajak kekayaan (20% FCI)	Rp 55.980.625.547.87
Asuransi (2% FCI)	Rp 5.598.062.554.79
Bunga pinjaman (15% modal pinjaman)	Rp 19.313.315.814.02
Total FPC	Rp 108.882.316.690.62

c. Biaya Overhwad (50% GK)

Biaya overhead = Rp 2.211.600.000.00

d. Total Biaya Manufactur

Total Biaya Manufaktur = Total DPC + Total FPC + Biaya overhead

= Rp 199.234.384.251.50 + Rp 108.882.316.690.62 + Rp 2.211.600.00

= Rp 310.328.300.942.12

11.3.2. Biaya Umum

Biaya administrasi (30% GK)	Rp 1.326.960.000.00
Biaya Distribusi (305 TPC)	Rp 52.481.836.451.13
Litbang (20% TPC)	Rp 34.987.890.967.42
Total Biaya Umum	Rp 88.796.687.418.55

11.3.3. Biaya produksi Total (TPC)

Biaya manufaktur	Rp 310.328.300.942.12
Biaya Umum	Rp 88.796.687.418.55
Total TPC	Rp 399.124.988.360.67

11.4. Analisa Profitabilitas

Anggapan yang diambil adalah :

a. Modal

1. 60% modal sendiri = Rp 193.133.158.140.17

2. 40% modal pinjaman = Rp 128.755.438.760.11

b. Bunga kredit sebesar 15% per tahun

c. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun (15% pertahun)

d. Umur pabrik 10 tahun

11.4.1. Laba perusahaan

Laba perusahaan = Penjualan (S) – Biaya Produksi (TPC)

Laba kotor perusahaan = Penjualan – Biaya Produksi Total (TPC)

= Rp 565.499.999.513 – Rp 399.124.988.360.67

= Rp 166.375.011.152.13

Pajak Penghasilan = 20% dari laba kotor

= Rp 33.275.002.230.43

Maka laba bersih = Laba kotor (1 - %pajak)

= Rp 166.375.011.152.13 x (1 – 0.2)

= Rp 133.100.008.921.70

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (CA) :

CA = Laba bersih + Depresiasi alat

= Rp 133.100.008.921.70 + Rp 27.990.312.773.94

= Rp 161.090.321.695.64

11.4.2. Return On Investment (ROI)

ROI_{BT} = Laba kotor x 100%

$\frac{\text{Modal tetap}}$

$$= \text{Rp } \frac{166.357.011.152.13}{321.888.596.900.23} \times 100\%$$

$$= 51.69\%$$

$$\text{ROIAT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \text{Rp } \frac{133.100.008.921.70}{\text{Rp } 321.888.596.900.23} \times 100\%$$

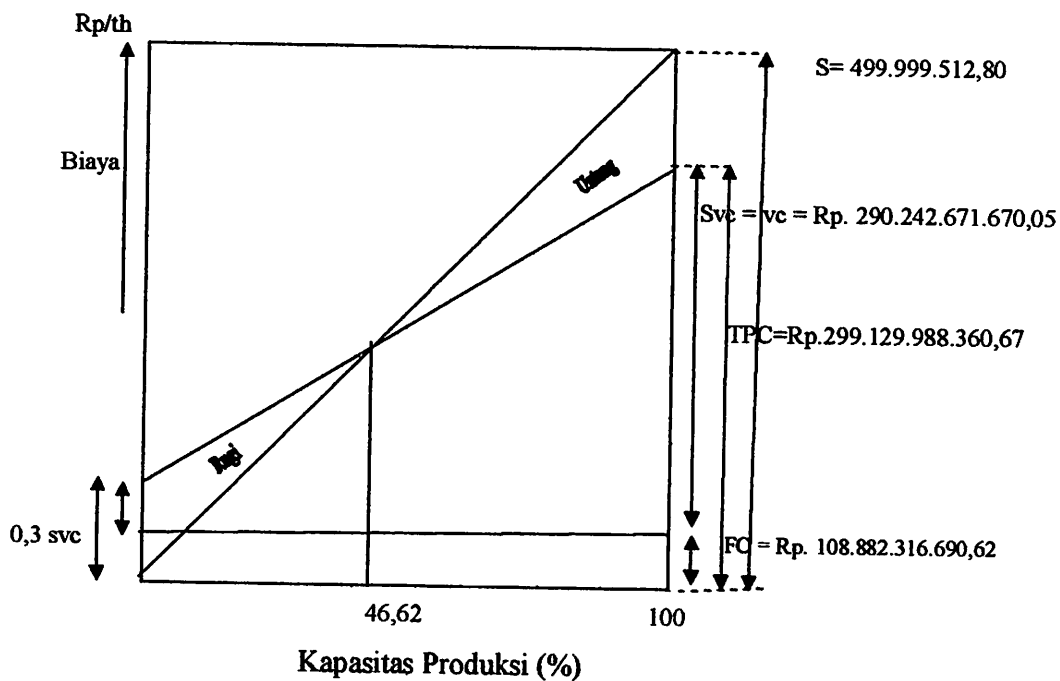
$$= 41.35 \%$$

11.4.3. Pay Out Time (POT)

$$\text{POT} = \frac{\text{Modal}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \text{Rp } \frac{321.888.596.900.28}{\text{Rp } 161.090.321.695.64} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 2.00 \text{ tahun}$$



11.4.4. Break Event Point (BEP)

$$\text{BEP} = \frac{(\text{FC} + 0,3 \text{ SVC})}{(\text{S} - 0,7 \text{ VC} - \text{VC})} \times 100\%$$

Dengan data sebagai berikut :

1. Biaya Tetap (FC)	Rp 108.882.316.690.62
2. Biaya variabel (V C)	
- Bahan baku (per tahun)	Rp 890.550.384.59
- Utilitas	Rp 133.245.562.066.36
- Pengemasan	Rp 3.249.999.997.20
Total VC	Rp 137.386.112.448.15
2. Biaya Semi Variabel (SVC)	
- Biaya umum	Rp 88.796.687.418.55
- Biaya Laboratorium	Rp 884.640.000.00
- Operatingg supplies	Rp 559.806.255.48
- Biaya overhead pabrik	Rp 2.211.600.000.00
- Pemeliharaan	Rp 55.980.625.547.87
- Gaji Karyawan	Rp 4.423.200.000.00
Total SVC	Rp 152.856.559.221.91
4. Hasil penjualan	Rp 564.499.999.512.800

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{BEP} &= \frac{(\text{FC} + 0,3 \text{ SVC})}{(\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC})} \times 100\% \\
 &= \frac{108.882.316.690.62 + (0,3 \times 152.856.559.221.91)}{(565.499.999.512.80 - (0,7 \times 152.856.559.221.91) - 137.386.112.448.15)} \times 100\% \\
 &= 46,62 \%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Titik BEP terjadi pada kapasitas} &= 46,62\% \times 100.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= 3.030.048.85 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Nilai BEP untuk untuk pabrik Soda Ash nilai BEP (memenuhi)

Gambar 11.1. Break Event Point (BEP) Pra Rencana Pabrik Soda Ash
Untuk produksi tahun pertama kapasitas pabrik 70 % dari kapasitas yang
sesungguhnya sehingga keuntungan adalah :

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

Dimana

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
PB = keuntungan pada kapasitas 100%
% kap = % kapasitas yang terjadi

$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp } 133.100.008.921.70} = \frac{(100 - 46,62) - (100-70)}{(100 - 46.62)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 58.302.120.931.96$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun pertama adalah:

$$\begin{aligned} \text{CA} &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \text{Rp } 58.302.120.931.96 + \text{Rp } 27.990.312.773.94 \\ &= \text{Rp } 86.292.433.705.90 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun kedua kapasitas pabrik 90% dari kapasitas yang
sesungguhnya sehingga leuntungan adalah adalah

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

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)
PB = keuntungan pada kapasitas 100%
% kap = % kapasitas yang terjadi

$$\frac{\text{PBi}}{\text{Rp } 133.100.008.921.70} = \frac{(100 - 46,62) - (100-90)}{(100 - 46.62)}$$

$$\text{PBi} = \text{Rp } 108.167.379.591.79$$

Sehingga cash flow setelah pajak untuk tahun kedua adalah

$$\begin{aligned} \text{CA} &= \text{Laba bersih tahun kedua} + \text{Depresiasi alat} \\ &= 108.167.379.591.79 + 27.990.312.773.94 \end{aligned}$$

$$= \text{Rp } 136.157.692.365.73$$

11.4.5. Shut down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0.3 \text{ SVC}}{S - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{0.3 \times 152.856.559.221.91}{565.499.999.512.80 - (0.7 \times 152.856.559.221.91) - 137.386.112.448.15} \times 100\% \\ &= 14,28\% \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Titik Shut Down Point terjadi pada kapasitas} &= 14,28 \times 65.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 928.237.37 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

11.4.5. Net Present Value (NPV)

1. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke - 2 adalah CA₂)

$$\begin{aligned} \text{CA}_2 &= 40\% \times \text{FCL} \times (+i)^2 \\ &= (40\% \times \text{Rp } 279.903.127.739.37) (1 + 0,15)^2 \\ &= \text{Rp } 148.068.754.574.13 \end{aligned}$$

2. Masa konstruksi pabrik pada tahun ke 1 adalah (CA₁)

$$\begin{aligned} \text{CA}_1 &= 60\% \times \text{FCI} \times (1 + i)^1 \\ &= (60\% \times 279.903.127.739,37) (1 + 0.15)^1 \\ &= \text{Rp. } 193.133.158.140,17 \end{aligned}$$

Total modal akhir pada masa konstruksi 2 tahun adalah :

$$\begin{aligned} \text{CA}_0 &= -(\text{CA}_2 + \text{CA}_1) \\ &= (\text{Rp } 148.068.754.574,13 + \text{Rp } 193.133.158.140.17) \\ &= - \text{Rp} - 341.201.912.714,30 \end{aligned}$$

Menghitung NPV tiap tahun

$$\text{NPV} = \text{CA} \times \text{Fd}$$

Dimana : CA Cash flow setelah pajak

$$\text{Fd} = \text{Faktor diskon} = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

$$n = \text{Tahun ke } n$$

i = tingkat bank

Tabel.11.1. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke-	CA (Rp)	Faktor Diskon ($i = 0,15$)	NPV (Rp)
0	-341.201.912.714,30	1,000	-341.201.912.714,30
1	86.292.433.705,90	0,870	75.036.898.874,69
2	136.157.692.365,73	0,756	102.954..776.836,09
3	161.090.321.695,64	0,658	105.919.501.402,58
4	161.090.321.695,64	0,572	92.103.914.263.11
5	161.090.321.695,64	0,497	80.090.360.228,79
6	161.090.321.695,64	0,432	69.643.791.503,30
7	161.090.321.695,64	0,376	60.559.818.698,52
8	161.090.321.695,64	0,327	52.660.711.911,75
9	161.090.321.695,64	0,284	45.791.923.401,53
10	161.090.321.695,64	0,247	39.819.063.827,41
WCI	41.985.469.160,91	0,250	10.496.367.290,23
Jumlah	1.211.956.256.083,36		393.875.215.523,69

Karena harga NPV positif maka Pabrik Soda Ash layak untuk didirikan

Tabel 11.2. Cash Flow Internal Rate of Return (IRR)

Tahun ke	CA (Rp)	$I = 0,15$	NPV (Rp)	$I = 0,20$	NPV (Rp)
0	-341.201.912.714,30	1,00	-341.201.912.714,30	1,0000	-341.201.912.714,30
1	86.292.433.705,90	0,87	75.036.898.874,69	0,8333	71.910.361.421,58
2	136.157.692.365,73	0,76	102.954..776.836,09	0,6944	94.553.953.031,75
3	161.090.321.695,64	0,66	105.919.501.402,58	0,57877	93.223.565.796,09
4	161.090.321.695,64	0,57	92.103.914.263.11	0,4823	77.686.3040830,07
5	161.090.321.695,64	0,50	80.090.360.228,79	0,4019	64.738.587.358,39
6	161.090.321.695,64	0,43	69.643.791.503,30	0,3349	53.948.822.798,66
7	161.090.321.695,64	0,38	60.559.818.698,52	0,2791	44.957.352.332,22
8	161.090.321.695,64	0,33	52.660.711.911,75	0,2326	37.464.460.276,85

9	161.090.321.695,64	0,28	45.791.923.401,53	0,1938	31.220.383.564,04
10	161.090.321.695,64	0,25	39.819.063.827,41	0,1615	26.016.986.303,37
WCI	41.985.469.160,91	0,25	10.496.367.290,23	0,1615	6.780.887.669,74
Jumlah			393.875.215.523,69		261.299.752.668,4

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Soda Abu dapat disimpulkan bahwa rencana pendirian ini adalah cukup menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek antara lain:

a. Aspek Lokasi

Pabrik Abu Soda didirikan di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Daerah pendirian pabrik ini diperkirakan cukup menguntungkan karena merupakan dekat dengan penghasil bahan baku, penyediaan sumber air dan listrik yang cukup

b. Aspek Sosial

Pendirian Pabrik Soda Abu ini bila ditinjau dari aspek sosial dinilai menguntungkan karena:

- Dapat menciptakan lapangan kerja
- Memberikan kesempatan kerja kepada penduduk untuk mendapatkan penghasilan yang lebih baik dari sebelumnya.

c. Aspek Ekonomi

Dari hasil analisa ekonomi terhadap Pra Rencana Pabrik Soda Abu ini akan cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

TCL	: Rp 321.888.596.900,28
ROI _{BR}	: 51,69 %
ROI _{AT}	: 41,35 %
POT	: 2,00 tahun
BEP	: 46,6 %
NPV	: Rp. 393757.014.089,39
IRR	: 29,86 %

d. Aspek Pemasaran

Produksi Na_2CO_3 dalam perencanaan pabrik ini diharapkan dapat memperoleh pemasaran yang baik, ini di karenakan kebutuhan Na_2CO_3 semakinmeningkat baik di dalam maupun di luar negeri.

DAFTAR PUSTAKA

- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/ammonia>
- Anonymous, <http://en.matche.org/equipcost/hatml>
- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/natriumhidoksida>
- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/sodiumcarbonate>
- Anonymous, <http://en.wikipedia.org/wiki/sodiumchloride>
- Biro Pusat Statistik, (2000 – 2005), **Data Ekspor – Impor**, Surabaya
- Brownel, L. E. and Young E. H., **“Process Equipment Design”**, Willey Eastern Limited, New Delhi, 1959.
- Geankoplis, Christie, **“Transport Processes and Unit Operation”**, 3rd Edition, Prentice Hall Inc. New Delhi, India, 1997
- George T. Austin, E. Jasjfi, **“Industri Proses Kimia”**, Jilid I, Edisi kelima, PT. Erlangga, Jakarta, 1996.
- Hesse, H. C. and Ruston, J. H., **“Process Equipment Design”**, D. Van Nostrand Co. New Jersey, 1981.
- Hugot, E. **“Hand Book of Cane Sugar Engineering”**, 3rd Edition, Elsevier Publishing Co., Amsterdam, 1986.
- Kern D.Q., **“Process Heat Transfer”** 2nd Edition, McGraw – Hill Inc. Singapore, 1988
- Kirk R.F. and Othmer **“Encyclopedia of Chemical Technology”**, John Willey and Sons Inc, New York, 1981.
- Keyes, Faith, W. L., D. B, and Clark, R. L., (1907), **Industrial Chemicals Fourth Edition**.
- Ludwig E.E., **“Design for Chemical and Petrochemical Plant”**, Gulf Publishing Company, Houston, 1964.
- Mc. Cabe W.L., Smith, J.C, and Harriot. P, **“Unit Operation of Chemical Engineering”** Edisi 4 Mc Graw Hill Books Company, Inc, New York, 1993
- Perry, Robert H., **“Perry’s Chemical Engineering Handbook”**, 6th. Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Perry Robert H., "Perry's Chemical Engineering Handbook", 7th. Edition, McGraw Hill Company, New York, USA, 1998.

Peter S. and Timmerhause, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 4th edition, McGraw-Hill Book Company, New York, 1959.

Ulrich D. Gael, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", John. Willey and Sons Inc. New York, USA, 1984.

Vilbandt and Dryden, "Chemical Engineering Plant Design", 4th Edition, McGraw – Hill book Company, New York, USA, 1959