

**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM CARBONATE  
(SODA ASH) DENGAN PROSES SOLVAY  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia  
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh:

Nama : Apri Wahyudi

Nama : Mardhiyyah N. P. Rantung

No. Mahasiswa : 17521050

No. Mahasiswa : 17521115

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2021**

## LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL

### PRARANCANGAN PABRIK SODIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

**Kami yang bertanda tangan dibawah ini:**

Nama : Apri Wahyudi Nama : Mardhiyyah N. P. Rantung

No. Mahasiswa : 17521050 No. Mahasiswa : 17521115

Yogyakarta, 11 Oktober 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami tuliskan, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Mahasiswa I,



Apri Wahyudi

Mahasiswa II,



Mardhiyyah N. P. Rantung

## LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

### PRARANCANGAN PABRIK SODIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

#### PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Apri Wahyudi

Nama : Mardhiyyah N. P. Rantung

No. Mahasiswa : 17521050

No. Mahasiswa : 17521115

Yogyakarta, 11 Oktober 2021

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Umi Rofiqah, S.T., M.T.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM CARBONATE (SODA**  
**ASH) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000**  
**TON/TAHUN**  
**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Apri Wahyudi

No. Mahasiswa : 17521050

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 22 Oktober 2021

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua



Ariany Zulkania, S.T., M. Eng.

Anggota 1



Dr. Diana, S.T., M.Sc.


Anggota 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



  
Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI**  
**PRARANCANGAN PABRIK SODIUM CARBONATE (SODA**  
**ASH) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000**  
**TON/TAHUN**  
**PERANCANGAN PABRIK**

Oleh:

Nama : Mardhiyyah Nahdah Putri Rantung

No. Mahasiswa : 17521115

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 22 Oktober 2021

Tim Penguji,

Dr. Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

Ketua

Ariany Zulkania, S.T., M. Eng.

Anggota 1

Dr. Diana, S.T., M.Sc.

Anggota 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kita panjatkan kehadirat Allah SWT karena berkat rahmat dan hidayah-Nya kita dapat melaksanakan Tugas Akhir hingga tersusun Naskah Tugas Akhir dengan judul “Pra Rancangan Pabrik Sodium Karbonat (Soda Abu) Dengan Proses Solvay Kapasitas 100.000 Ton/Tahun” ini dengan sebaik-baiknya. Naskah Tugas Akhir ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah Pra Rancangan Pabrik Kimia yang menjadi salah satu syarat dalam kelulusan mahasiswa S1 jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Kami menyadari bahwa penyusunan Naskah Tugas Akhir ini tidak lepas dari beragam bantuan, bimbingan dan dukungan yang kami dapatkan, sehingga beberapa kesulitan yang kami hadapi dapat terselesaikan berkat bantuan dari berbagai pihak, sehingga beberapa kesulitan yang kami hadapi dapat terselesaikan berkat bantuan dari berbagai pihak. Untuk itu dengan segala kerendahan hati, penyusun mengucapkan terimakasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan kelancaran kepada kami sehingga tugas akhir ini dapat selesai dengan lancar.
2. Orang tua kami serta seluruh keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan kepada kami baik secara moral dan material sehingga tugas akhir ini dapat terlaksana dengan lancar dan baik.

3. Bapak Ir. Suharno Rusdi, Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk matakuliah Penelitian Teknik Kimia.
4. Bapak Khamdan Cahyari, Dr., S.T., M.Sc. dan ibu Umi Rofiqah S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing kami yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan tugas akhir ini.
5. Para dosen dan staff di Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah membantu dalam mempersiapkan diri kami sehingga kami mampu/siap melaksanakan tugas akhir.
6. Seluruh teman-teman kami terutama Keluarga Besar Teknik Kimia FTI-UII dan teman-teman yang telah membantu dan memberi semangat kepada kami sehingga kami mampu menyelesaikan tugas akhir ini.

Kami menyadari bahwa penyusunan naskah ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, kami mengharapkan saran dari semua pihak untuk mewujudkan perkembangan yang positif bagi kami. Demikian naskah ini kami susun, semoga dapat bermanfaat untuk pembaca. Akhir kata kami ucapkan terimakasih.

Yogyakarta,      Oktober 2021

Penulis

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING.....	i
KATA PENGANTAR .....	i
DAFTAR ISI.....	iii
DAFTAR TABEL.....	vi
DAFTAR GAMBAR .....	x
ABSTRAK.....	xi
BAB I.....	1
1.1    Latar Belakang.....	1
1.2    Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik .....	5
1.2.1    Produksi Dalam Negeri.....	5
1.2.2    Konsumsi Dalam Negeri.....	6
1.2.3    Impor.....	8
1.2.5    Peluang.....	12
1.3    Tinjauan Pustaka .....	13
1.3.1    Proses manufaktur soda abu.....	13
1.3.2    Seleksi proses.....	16
1.3.3    Bahan baku pada proses <i>solway</i> .....	18
1.3.4    Tinjauan termodinamika proses <i>solway</i> .....	20
1.3.5    Tinjauan kinetika reaksi-reaksi pada proses <i>solway</i> .....	20
BAB II.....	23
2.1    Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....	23
2.2    Pengendalian Kualitas .....	24
2.2.1    Pengendalian kualitas bahan baku .....	24
2.2.2    Pengendalian kualitas produksi.....	24
BAB III .....	27
3.1    Uraian Proses.....	27
3.1.1    Proses Persiapan Bahan Baku .....	27
3.1.2    Proses Absorpsi Ammonia Oleh Brine .....	28



3.1.3	Proses Karbonasi Brine Tersaturasi Ammonia .....	28
3.1.4	Proses Kalsinasi Natrium Bikarbonat .....	30
3.1.5	Proses Recovery Ammonia .....	31
3.2	Spesifikasi Alat.....	33
3.2.1	Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk .....	34
3.2.2	Absorber .....	35
3.2.3	Reaktor .....	37
3.2.4	Rotary Kiln.....	40
3.2.5	Vertical Knock Drum.....	41
3.2.6	Rotary Drum Filter .....	42
3.2.7	Electrostatic Precipitator .....	43
3.2.8	Menara Distilasi .....	44
3.2.9	Accumulator .....	46
3.3.10	Alat penukar panas.....	47
3.3.11	Spesifikasi Bucket Elevator .....	51
3.3.12	Screw Conveyor .....	52
3.3.13	Belt Conveyor .....	53
3.3.14	Blower.....	53
3.3.15	Kompresor.....	54
3.3.16	Pompa.....	55
BAB IV	.....	58
4.1	Lokasi Pabrik.....	58
4.1.1	Sumber Bahan Baku.....	58
4.2.2	Pemasaran Produk.....	60
4.2.3	Penyediaan Sarana Penunjang (Utilitas).....	61
4.2.4	Kondisi Masyarakat .....	61
4.2.5	Kondisi Lokasi .....	61
4.2	Tata Letak Pabrik .....	62
4.3	Tata Letak Alat Proses .....	66
4.3	Alir Proses dan Material.....	70
4.3.1	Neraca Massa Total.....	70
4.3.1	Neraca Massa Alat .....	71

4.3.2	Neraca Energi Alat.....	77
4.4	Pelayanan Utilitas.....	81
4.4.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air .....	81
4.4.2	Unit Penyedia Air.....	90
4.4.3	Unit Pembangkit <i>Steam</i> .....	96
4.4.4	Unit Pembangkit Listrik.....	97
4.4.4	Unit penyedia udara tekan.....	100
4.4.5	Unit penyedia bahan bakar.....	101
4.4.6	Unit <i>flue gas recovery</i> .....	101
4.4.7	Unit refrigerasi .....	101
4.5	Organisasi Perusahaan.....	102
4.5.1	Bentuk Perusahaan .....	102
4.5.2	Struktur Organisasi .....	103
4.5.3	Tugas dan Wewenang .....	105
4.5.4	Status Karyawan dan Sistem Upah .....	112
4.5.5	Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	112
4.5.6	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji .....	114
4.5.7	Kesejahteraan Sosial Karyawan.....	116
4.6	Evaluasi Ekonomi.....	118
4.6.1	Estimasi Harga Alat .....	119
4.6.2	Parameter Analisa Kelayakan .....	120
4.6.3	Hasil Analisa Kelayakan.....	124
BAB V	.....	131
5.1	Kesimpulan.....	131
5.2	Saran.....	132
DAFTAR PUSTAKA	.....	133
LAMPIRAN	.....	137

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Kapasitas produksi dunia .....	1
Tabel 1.2. Daftar industri yang menggunakan bahan baku soda abu.....	6
Tabel 1.3. Tabel kebutuhan konsumsi dalam negeri.....	7
Tabel 1.4 Kebutuhan impor di Indonesia tahun 2012-2019.....	8
Tabel 1.5 Daftar perusahaan redistributor sodium karbonat di Indonesia .....	10
Tabel 1.6 Ekspor di Indonesia pada tahun 2012-2020.....	10
Tabel 1.7 <i>Supply</i> dan <i>demand</i> tahun 2025 .....	12
Tabel 1.8 Perbandingan proses manufaktur soda abu.....	17
Tabel 1.9 Rute reaksi .....	20
Tabel 1.10 Reaksi yang terjadi pada proses <i>solvay</i> .....	21
Tabel 1.11 Parameter kinetika reaksi.....	21
Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk.....	23
Tabel 3.1 Spesifikasi penyimpanan bahan baku dan produk.....	34
Tabel 3.2 Spesifikasi absorber .....	35
Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor.....	37
Tabel 3.4 Spesifikasi rotary kiln .....	40
Tabel 3.5 Spesifikasi vertical knock drum.....	41
Tabel 3.6 Spesifikasi rotary drum filter .....	42
Tabel 3.7 Spesifikasi electrostatic precipitator .....	43
Tabel 3.8 Spesifikasi menara distilasi.....	44
Tabel 3.9 Spesifikasi accumulator .....	46
Tabel 3.10 Spesifikasi alat penukar panas .....	47

Tabel 3.11 Spesifikasi bucket elevator.....	51
Tabel 3.12 Spesifikasi bucket elevator.....	52
Tabel 3.13 Spesifikasi belt conveyor .....	53
Tabel 3.14 Spesifikasi blower .....	53
Tabel 3.15 Spesifikasi kompresor .....	54
Tabel 3.16 Spesifikasi pompa .....	55
Tabel 4.1 Rincian luas tanah .....	64
Tabel 4.2 Rincian area pabrik proses .....	64
Tabel 4.3 Rincian area pabrik utilitas .....	64
Tabel 4.4 Neraca massa total .....	70
Tabel 4.5 Neraca massa AB-01.....	71
Tabel 4.7 Neraca massa R-01.....	72
Tabel 4.9 Neraca massa R-03.....	73
Tabel 4.11 Neraca massa RK-02.....	74
Tabel 4.13 Neraca massa RDF.....	75
Tabel 4.15 Neraca massa MD-01 .....	76
Tabel 4.17 Neraca energi absorber.....	77
Tabel 4.18 Neraca energi absorber.....	77
Tabel 4.19 Neraca energi R-01 .....	77
Tabel 4.20 Neraca energi R-02 .....	78
Tabel 4.21 Neraca energi R-03 .....	78
Tabel 4.22 Neraca energi RK-01 .....	78
Tabel 4.23 Neraca energi RK-02 .....	79

Tabel 4.24 Neraca energi VKD.....	79
Tabel 4.25 Neraca energi VKD.....	79
Tabel 4.26 Neraca energi MD-01.....	79
Tabel 4.27 Neraca energi MD-02.....	80
Tabel 4.28 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i> .....	90
Tabel 4.29 Kebutuhan air pendingin.....	92
Tabel 4.30 Total kebutuhan air dalam 1 tahun.....	95
Tabel 4.31 Kebutuhan listrik pabrik proses .....	98
Tabel 4.32 Kebutuhan listrik pabrik utilitas.....	99
Tabel 4.33 Kebutuhan listrik keseluruhan .....	99
Tabel 4.34 Jadwal kerja shift karyawan.....	113
Tabel 4.35 Daftar jumlah karyawan dan gaji.....	116
Tabel 4.36 <i>Physical plant cost</i> .....	124
Tabel 4.37 <i>Direct plant cost</i> .....	124
Tabel 4.38 <i>Fixed capital investment</i> .....	124
Tabel 4.39 <i>Direct manufacturing cost</i> .....	125
Tabel 4.40 <i>Indirect manufacturing cost</i> .....	125
Tabel 4.41 <i>Fixed manufacturing cost</i> .....	125
Tabel 4.42 <i>Manufacturing cost</i> .....	126
Tabel 4.43 <i>Working capital</i> .....	126
Tabel 4.44 <i>General expenses</i> .....	126
Tabel 4.45 <i>Fixed cost (Fa)</i> .....	126
Tabel 4.46 <i>Variable cost (Va)</i> .....	126

Tabel 4.47 *Regulated cost (Ra)* ..... 127

Tabel 4.48 Parameter kelayakan pabrik ..... 127



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik konsumsi soda abu di indonesia .....	7
Gambar 1.2. Grafik impor sodium karbonat di indonesia.....	9
Gambar 1.3. Grafik ekspor di Indonesia tahun 2012-2019.....	11
Gambar 4.1 Jarak penyedia amonia dengan pabrik sodium karbonat.....	59
Gambar 4.2 Jarak penyedia batukapur dengan pabrik sodium karbonat .....	60
Gambar 4.3 Lokasi pabrik sodium karbonat.....	62
Gambar 4.4 Tata letak pabrik dan alat proses.....	68
Gambar 4.5 Tata letak alat proses.....	69
Gambar 4.6 Diagram alir utilitas.....	85
Gambar 4.7 Struktur organisasi pabrik .....	104
Gambar 4.8 Grafik indeks harga.....	120
Gambar 4.9 Kurva analisa <i>break even point</i> .....	128

## ABSTRAK

Sodium karbonat merupakan salah satu bahan kimia yang banyak digunakan di berbagai industri kimia seperti industri bahan pembersih misalnya deterjen, pencuci rambut, dan sabun. Walaupun kebutuhan sodium karbonat di Indonesia sangat tinggi, Indonesia belum memiliki pabrik sodium karbonat sendiri yang mengharuskan industri di Indonesia melakukan impor sodium karbonat dari luar negeri. Untuk memenuhi kebutuhan dalam dan luar negeri, maka dilakukan Pra Rancangan Pabrik Sodium Karbonat dengan Proses Solvay Kapasitas 100.000 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan didirikan di Kawasan Industri Batang, Batang, Jawa Tengah. Pabrik akan beroperasi secara kontinyu selama 330 hari per tahun. Proses pembentukan sodium karbonat dimulai di dalam reaktor *bubble column* yang kemudian hasil dari reaktor akan dimasukkan ke filter dan dipanaskan menggunakan *rotary kiln* hingga membentuk sodium karbonat. Untuk menghasilkan 100.000 ton sodium karbonat per tahun dibutuhkan bahan baku *brine* sebesar 99.019 kg/jam *brine*, 511 kg/jam *make-up gas amonia*, dan 18.643 kg/jam batu kapur. Perhitungan evaluasi pabrik menghasilkan *Percent of Investment (ROI)* sebesar 28,15% sebelum pajak dan 16,21% setelah pajak. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak 3 tahun dan setelah pajak 3,8 tahun. *Break Even Point (BEP)* sebesar 32,2%. *Shut Down Point (SDP)* sebesar 5,13% serta *Discount Cash Flow Rate (DCFR)* sebesar 20,42%. Berdasarkan perhitungan evaluasi yang dilakukan, dapat disimpulkan bahwa pabrik sodium karbonat sangat layak didirikan.

Kata kunci: sodium karbonat, natrium karbonat, soda abu, *bubble column reactor*, *rotary kiln*, reaktor alir berpengaduk (RATB).



## **ABSTRACT**

*Sodium carbonate is a chemical compound that can be used in various industries such as cleaning agent industry e.g. detergents, shampoo, and soap industries. Although sodium carbonate demand in Indonesia is so high, industries in Indonesia still have to purchase sodium carbonate overseas. To fulfil the sodium carbonate demand inside and outside of Indonesia a pre-design of sodium carbonate factory with solvay process and capacity of 100.000 tons/year was made. Factory is planned to be established in Industrial Area of Batang, Batang, Central Java. The factory is planned to operate continuously for 330 days/year. Sodium carbonate formation processes are start in a bubble column reactor which then the product of bubble column reactor will be entered rotary drum filter and then entered a rotary kiln to combusted until it form sodium carbonate. To produce natrium carbonate with 100.000 tons/year capacity, the raw materials that needed in the process are 99.019 kg/hour brine, 511 kg/hour make-up ammonia, and 18.643 kg/hour limestone. The result of the economic analysis of the factory shows that Percent of Investment (ROI) before tax is 28,15% and after tax is 16,21%. Pay Out Time (POT) before tax is 3 years and after tax is 3,5 years. Break Even Point (BEP) is 32,2%. Shut Down Point (SDP) is 5,13% and Discount Cash Flow Rate (DCFR) is 20,42%. Based on the economic evaluation of the factory, it can be concluded that the sodium carbonate factory is very worthy to established.*

*Keywords: sodium carbonate, soda ash, bubble column reactor, rotary kiln, continuous stirred tank reactor (CSTR).*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

*Sodium carbonate* atau yang biasa dikenal sebagai soda abu adalah salah satu bahan baku yang vital dalam industri keramik, kaca, deterjen, dan turunan bahan kimia lainnya (Bolen, 2020). Walaupun banyak sektor industri di Indonesia membutuhkan soda abu, seluruh kebutuhan soda abu dalam negeri hingga saat ini masih 100% impor yang berjumlah sekitar 1 juta ton per tahun dengan nilai sekitar \$255 juta per tahun pada tahun 2018 dan 2019 (BPS-RI, 2020; Pernando, 2018). Hadirnya pabrik soda abu dalam negeri akan sangat membantu untuk memenuhi kebutuhan industri-industri terkait dan dapat membantu mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor soda abu.

Kapasitas produksi sodium karbonat dunia dapat dilihat pada tabel 1.1 di bawah ini.

Tabel 1.1 Kapasitas produksi dunia

Negara	Kapasitas Produksi (ribu ton/tahun)
Cina	24.290
US	11.500
Rusia	2.810
Jerman	2.650
Turki	1.900

Tabel 1.1 Kapasitas produksi dunia (lanjutan)

Negara	Kapasitas (ribu ton/tahun)
India	1.600
Polandia	1.025
Perancis	1.000
Ukraina	720
Kenya	500
Italia	500
Jepang	450
Romania	450
Pakistan	400
UK	350
Australia	310
Meksiko	290
Botswana	235
Portugal	150
Taiwan	150
Mesir	50
Chad	13
Etiopia	3
Total	51.346

Sumber: [indexmundi.com](http://indexmundi.com)

Inisiasi telah dilakukan oleh PT Kaltim Parna Industri pada tahun 2018 untuk membangun pabrik soda abu berkapasitas 200 ribu hingga 300 ribu ton per tahun (Pernando, 2018). Pada tahun 2019 PT Petrokimia Gresik juga memulai inisiasi untuk membangun pabrik soda abu dengan kapasitas 300 ribu ton per tahun (Laraspati, 2020). Dengan kebutuhan soda abu di

Indonesia yang diprediksikan akan terus meningkat tiap tahunnya, walaupun proyek yang dijalankan oleh PT Kaltim Parna Industri dan PT Petrokimia Gresik direalisasikan, kapasitas produksi keduanya masih belum mampu melepaskan ketergantungan Indonesia terhadap impor soda abu.

Soda abu dapat diproduksi dengan proses *solway* yang melibatkan amoniak, garam dapur dalam larutan (*brine*), dan batu kapur sebagai bahan baku (Speight, 2002). Pertimbangan pemilihan proses *solway* untuk produksi soda abu dibandingkan dengan proses *leblanc* adalah karena proses *solway* jauh lebih ekonomis dan lebih ramah lingkungan (Osborne, 2000). Proses *leblanc* menggunakan garam, asam sulfat, batu kapur, dan batubara (Aftalion, 1991). Tingginya konsentrasi gas HCl beracun hasil dari produk samping reaksi dapat menyebabkan permasalahan lingkungan yang serius. Selain itu limbah padat yang dihasilkan dari proses ini juga beracun dan sulit untuk diolah. Dan juga limbah padat dari proses ini tidak memiliki nilai jual (Reed, 2013).

Bahan baku yang digunakan dalam manufaktur soda abu dengan proses *solway* relatif mudah didapatkan dari dalam maupun luar negeri. Produsen amoniak di Indonesia seperti PT Pupuk Kaltim, PT Pupuk Indonesia, dll mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga Indonesia bisa mengekspor amoniak sebanyak 1.8 juta ton/tahun dan hanya mengimpor 12 ribu ton/tahun pada tahun 2019 (BPS-RI, 2020). Tersedianya produksi amoniak yang besar didalam negeri berpotensi untuk memangkas biaya operasional dalam manufaktur soda abu.

Larutan garam yang digunakan sebagai bahan baku soda abu harus memiliki kandungan NaCl yang tinggi dan kandungan Magnesium dan Kalsium maksimal 600 ppm (Kemenperin, 2018). Produksi garam K1 dalam negeri pada tahun 2019 hanya 30% dari total produksi, artinya masih industri besar yang menggunakan garam impor untuk memenuhi kebutuhannya (Nurul U, 2019). Namun hal ini tidak menjadi hambatan untuk pembangunan pabrik soda abu dikarenakan berdasarkan pengamatan Kemenperin, walaupun dengan adanya pabrik soda abu permintaan garam K1 meningkat yang artinya kemungkinan impor garam juga meningkat, tetapi nilai tambah dalam industri soda abu masih lebih besar dan potensial (Kemenperin, 2018). Selain itu pemerintah sudah mulai mengencakan produksi garam kelas industri dengan target produksi 3 juta ton per tahun pada tahun 2024 (Basith B., 2020). Batu kapur untuk bahan baku soda abu dapat diperoleh dari dalam maupun luar negeri. PT Kaltim Parna Industri memiliki tambang kapur yang akan mereka gunakan sebagai sumber batu kapur dalam manufaktur soda abu (Kemenperin, 2018). Kebutuhan batu kapur dalam industri semen dan lain-lain memang tinggi, sehingga akan ada persaingan bahan baku. Namun impor batu kapur dari luar negeri tidak akan terlalu berimbas kepada potensi keuntungan pabrik soda abu (Kemenperin, 2018).

Melihat potensi keuntungan dan ketersediaan bahan baku di dalam maupun luar negeri serta teknologi proses yang sesuai, pendirian pabrik soda abu akan sangat membantu perekonomian Indonesia secara signifikan.

Lepasnya Indonesia dari ketergantungan impor soda abu akan sangat berimbas positif ke industri kimia lainnya karena soda abu adalah salah satu bahan yang vital dalam berbagai industri kimia.

## **1.2 Penentuan Kapasitas Rancangan Pabrik**

Terdapat beberapa faktor yang dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas produksi, antara lain adalah kebutuhan konsumsi produk, produksi produk, serta ekspor dan impor. Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2025 dengan kapasitas produksi sebesar 100.000 ton/tahun. Penentuan kapasitas produksi tersebut dilakukan dengan menentukan peluang menggunakan analisis *demand* dan *supply*, dimana *demand* terdiri dari konsumsi dalam negeri dan ekspor sedangkan *supply* terdiri dari produksi dalam negeri dan impor. Untuk setiap data dari BPS, diambil 9 tahun kebelakang lalu diproyeksikan untuk tahun 2025. Proyeksi data dilakukan dengan cara regresi polinomial ordo  $n$  dengan menggunakan fitur *polyfit* dan *polyval* pada Matlab. Ordo dari regresi polinomial disesuaikan dengan sebaran data untuk mendapatkan koefisien korelasi yang baik.

### **1.2.1 Produksi Dalam Negeri**

PT Petrokimia Gresik dan PT Kaltim Parna Industri telah memulai konstruksi pabrik soda abu pada tahun 2018. Melihat tipikal durasi konstruksi pabrik sekitar 5 tahun, diperkirakan dua unit pabrik tersebut akan berdiri pada tahun 2025 dengan kapasitas produksi masing-masing pabrik sebesar 300.000 ton/tahun (Laraspati, 2020; Kemenperin, 2018). Sehingga

diperkirakan kapasitas produksi soda abu di Indonesia pada tahun 2025 adalah 600.000 ton/tahun.

### 1.2.2 Konsumsi Dalam Negeri

Penentuan kebutuhan konsumsi soda abu dalam negeri pada tahun 2025 didapatkan berdasarkan data statistik industri manufaktur bahan baku industri seperti yang tercantum pada tabel 1.2. Kebutuhan soda abu dalam negeri menunjukkan grafik yang meningkat setiap tahunnya pada tahun 2012-2018 seperti yang ditunjukkan pada gambar 1.1. Industri yang menggunakan soda abu sebagai bahan baku produksinya dapat dilihat dalam tabel 1.2 berikut ini.

Tabel 1.2. Daftar industri yang menggunakan bahan baku soda abu

---

#### INDUSTRI YANG MEMBUTUHKAN SODA ABU

---

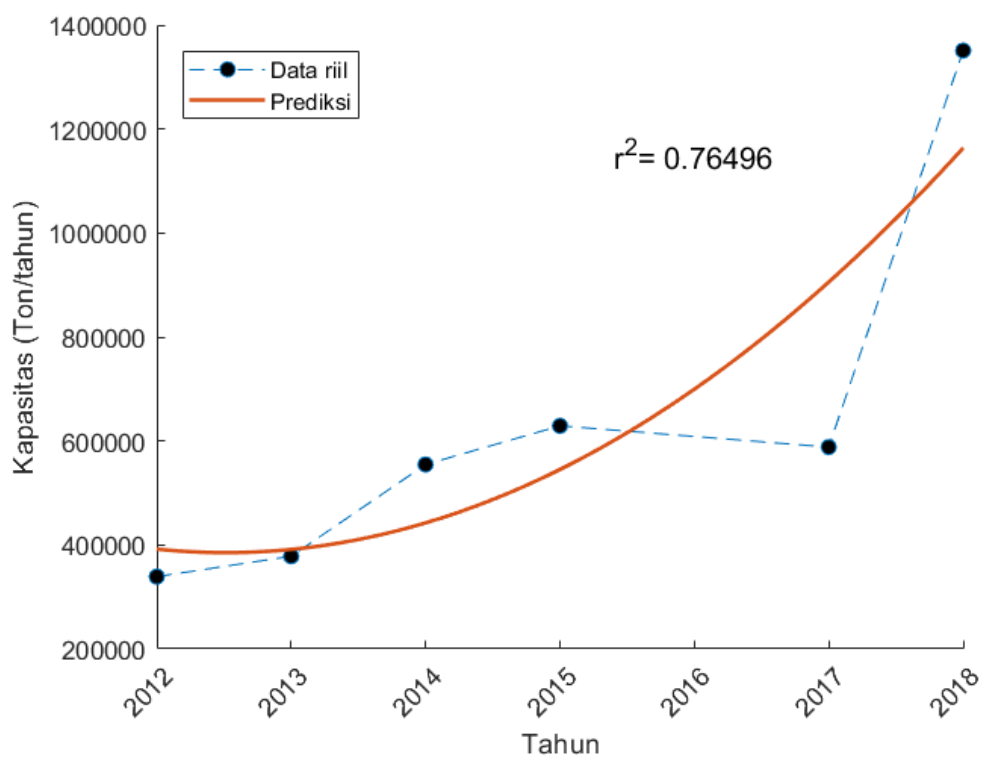
Kimia Dasar Anorganik Khlor dan Alkali  
Kimia Dasar Anorganik Gas Industri  
Kimia Dasar Organik Untuk Bahan Baku Zat Warna dan Pigmen  
Kimia Dasar Organik Yang Menghasilkan Bahan Kimia Khusus  
Kimia Dasar Organik Lainnya  
Pupuk Alam/Non Sintesis Hara Makro Primer  
Pemberantas Hama (Formulasi)  
Sabun dan Bahan Pembersih Keperluan Rumah Tangga  
Kaca Lembaran  
Perlengkapan dan Peralatan Rumah Tangga Dari Kaca  
Perlengkapan Rumah Tangga Dari Tanah Liat/Keramik  
*Crude Palm Oil*

---

Tabel 1.3. Tabel kebutuhan konsumsi dalam negeri

Tahun	Konsumsi (ton/tahun)
2012	339.104
2013	378.259
2014	554.760
2015	629.072
2017	588.235
2018	1.350.919

Sumber: Data statistik industri manufaktur bahan baku, BPS RI



Gambar 1.1. Grafik konsumsi soda abu di Indonesia

Persebaran data tersebut diregresikan dengan regresi polinomial ordo 2, ini dilakukan untuk mendapatkan korelasi yang baik antara tahun dengan kapasitas ekspor. Dari regresi tersebut didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$y = 25841x^2 - 104012093x + 104663184086$$



Dimana:  $y$  = konsumsi soda abu pada tahun yang direncanakan

$x$  = tahun yang akan dicari

$r^2$  = koefisien korelasi

Dari persamaan tersebut diperoleh nilai konsumsi soda abu di Indonesia pada tahun 2025 adalah sebesar 4.415.145 ton/tahun.

### 1.2.3 Impor

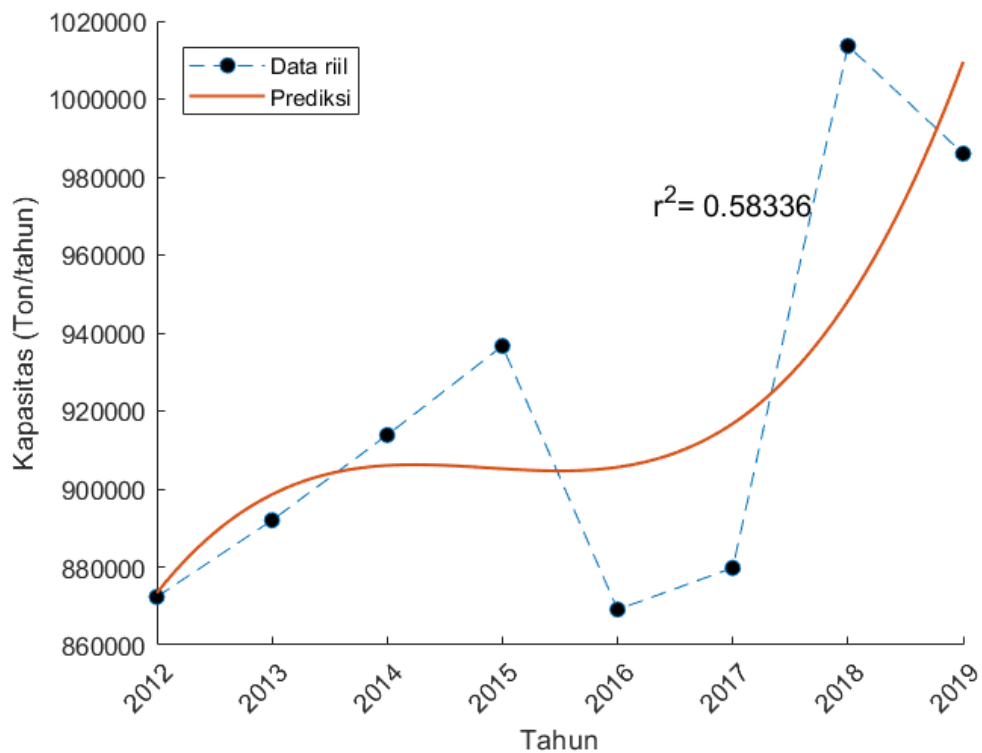
Saat ini belum ada pabrik soda abu yang berdiri di Indonesia. Oleh karena itu, untuk memenuhi kebutuhan soda abu di Indonesia dilakukan 100% melalui kegiatan impor dari luar negeri (Kemenperin, 2018). Berdasarkan data statistik perdagangan luar negeri impor di Indonesia seperti pada tabel 1.4., kebutuhan impor di Indonesia pada tahun 2025 dapat ditentukan.

Tabel 1.4 Kebutuhan impor di Indonesia tahun 2012-2019

TAHUN	IMPOR(TON/TAHUN)
2012	872.316
2013	891.973
2014	913.825
2015	936.654
2016	869.081
2017	879.750
2018	1.013.606
2019	985.995

Sumber: Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri Impor, BPS RI

Data tersebut kemudian diproyeksikan menggunakan regresi polinomial seperti pada gambar 1.2.



Gambar 1.2. Grafik impor sodium karbonat di Indonesia

Regresi polinomial ordo 3 dipilih untuk memproyeksikan data. Ordo 3 dipilih karena memiliki nilai koefisien korelasi yang terbaik diantara jenis regresi lainnya. Dengan regresi didapatkan persamaan sebagai berikut:

$$y = 1588x^3 - 9598535x^2 + 1933979669x - 12989054104204$$

Dimana:  $y$  = impor di Indonesia pada tahun yang direncanakan

$x$  = tahun yang akan dicari

$r^2$  = koefisien korelasi

Dari persamaan tersebut didapatkan nilai impor di Indonesia pada tahun 2025 sebesar 2.537.082 ton/tahun.

#### 1.2.4 Ekspor

Hingga saat ini nilai ekspor soda abu yang terdata di BPS adalah penjualan kembali soda abu yang diimpor dari luar negeri. Terdapat beberapa perusahaan yang terdata sebagai redistributor soda abu di Indonesia. Perusahaan-perusahaan ini dapat dilihat pada tabel 1.5.

Tabel 1.5 Daftar perusahaan redistributor sodium karbonat di Indonesia

<b>Daftar Perusahaan Redistributor Sodium karbonat di Indonesia</b>
Tradeasia International Pte Ltd
PT. CCM Indonesia
PT. Tishalia Impex
PT. Sree International Indonesia
Obetech Pacific Indonesia
PT. Metabisulphite Nusantara
PT. Mahkota Indonesia
Bima Bhakti Group Indonesia
Ztrd Chemicals

Sumber: *Global Manufactures*

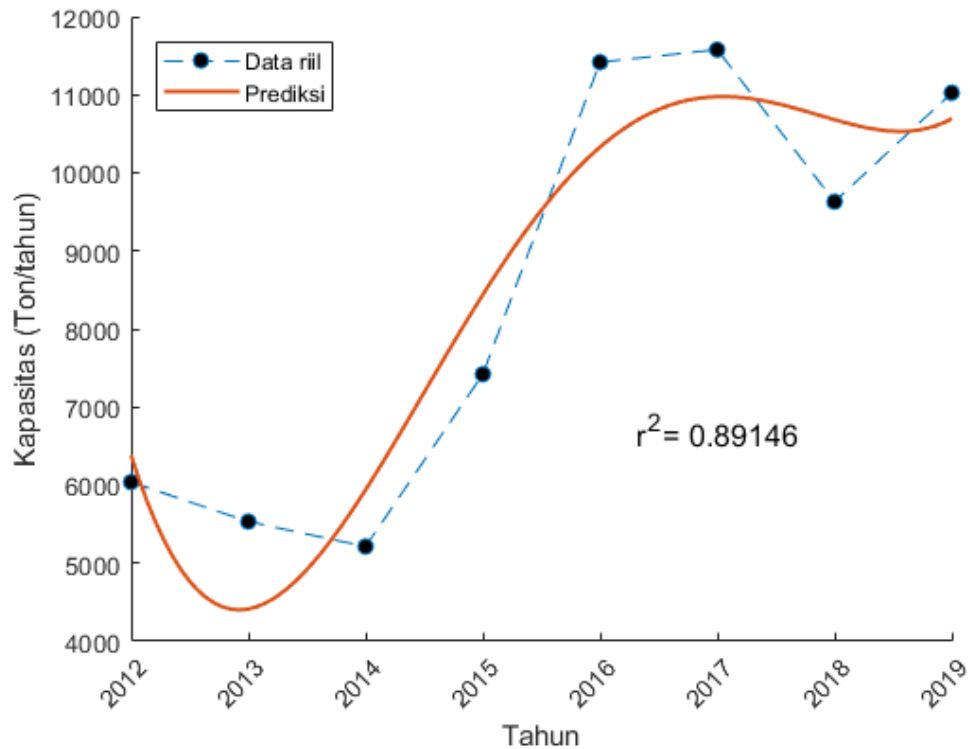
Nilai ekspor pada tahun 2025 dapat ditentukan dengan regresi data pada tabel 1.6.

Tabel 1.6 Ekspor di Indonesia pada tahun 2012-2020

<b>Tahun</b>	<b>Ekspor (ton/tahun)</b>
2012	6.039
2013	5.533
2014	5.213
2015	7.420
2016	11.417
2017	11.577
2018	9.630
2019	11.025
2020	13.932

Sumber: Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri Ekspor, BPS RI

Data tersebut kemudian diproyeksikan menggunakan regresi polinomial seperti pada gambar 1.3.



Gambar 1.3. Grafik ekspor di Indonesia tahun 2012-2019

Dari sebaran data tersebut dilakukan regresi polinomial ordo 4 dan didapatkan koefisien korelasi bernilai 0,89 dan persamaan sebagai berikut:

$$y = 39x^4 - 316944x^3 + 958523077x^2 - 1288366094672x + 649392045325474$$

*Dimana: y = ekspor di Indonesia di tahun yang direncanakan*

*x = tahun yang akan dicari*

*r<sup>2</sup> = koefisien korelasi*

Dari persamaan tersebut didapatkan nilai ekspor di Indonesia pada tahun 2025 sebesar 205.954 ton/tahun.

### 1.2.5 Peluang

Peluang kapasitas produksi ditentukan dengan menggunakan analisis *demand* dan *supply*. Analisis dilakukan dengan menggunakan data seperti yang ditunjukkan pada tabel 1.7 dengan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Peluang} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang} = (\text{Konsumsi Produk} + \text{Ekspor}) - (\text{Produksi Produk} + \text{Impor})$$

Tabel 1.7 *Supply* dan *demand* tahun 2025

<b>Supply (ton/tahun)</b>		<b>Demand (ton/tahun)</b>	
Produksi	600.000	Konsumsi	4.415.145
Impor	2.537.082	Ekspor	205.954
<b>Total</b>	<b>3.137.082</b>	<b>Total</b>	<b>4.621.100</b>

Dari persamaan tersebut didapatkan nilai peluang sebesar 1.484.017 ton/tahun. Dari nilai peluang yang didapatkan, ditentukan kapasitas produksi pabrik soda abu pada tahun 2025 diambil sebesar 100.000 ton/tahun. Kapasitas produksi yang dipilih adalah sebesar 7,5% peluang dengan pertimbangan bahwa pabrik ini belum dinaungi oleh perusahaan besar, sehingga untuk investasi yang besar akan memiliki resiko finansial yang cukup tinggi. Selain itu, dengan melihat tren kebutuhan soda abu di Indonesia diprediksikan akan banyak investasi pabrik manufaktur soda abu oleh perusahaan besar, sehingga memungkinkan *demand* soda abu akan dengan mudah terpenuhi. Pemilihan kapasitas produksi yang tidak terlalu tinggi membuat keuntungan pabrik lebih optimal karena masih tingginya permintaan pasar. Hal tersebut dilakukan karena apabila kapasitas produksi

yang dipilih adalah 100% peluang atau lebih, kemungkinan terjadinya kerugian pabrik akibat produk yang dihasilkan tidak terjual karena *demand* yang telah terpenuhi semakin besar.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1 Proses manufaktur soda abu

Soda abu skala industri secara umum dapat diproduksi dengan 2 jenis proses, yaitu alami dan sintesis. Pemilihan proses yang menguntungkan untuk pabrik soda abu dapat ditinjau dari ketersediaan bahan baku, kondisi operasi overall, jenis reaktor, kemurnian produk, produk samping, daya jual produk samping dan dampak lingkungan.

a. Proses alami: Pemurnian mineral *trona*

*Trona* ( $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) dalam larutan didapatkan dari hasil penambangan. Lalu larutan akan diuapkan didalam alat *solar pond* hingga kristal *trona* dan larutan menjadi terpisah. Disini didapatkan *trona* dengan kandungan 45%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , 35%  $\text{NaHCO}_3$ , 2%  $\text{NaCl}$ , 1.5%  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , 0.1%  $\text{SiO}_2$ , 0.2% zat tak larut, dan 16%  $\text{H}_2\text{O}$ . Kristal *trona* yang didapatkan akan dikalsinasikan hingga terbentuk soda abu dengan kemurnian 95-99.6% (Ullmann, 2007).

Proses ini tidak cocok digunakan di Indonesia karena belum ada tambang mineral *trona* dalam skala besar di Indonesia yang dapat dijadikan sumber bahan baku yang bisa digunakan secara terus menerus. Proses ini masih digunakan oleh negara yang memiliki tambang *trona* yang besar seperti AS, Turki, dan Kenya (Staff, 2017).

b. Proses sintesis: Proses *leblanc*

Sintesis soda abu dengan proses *leblanc* melibatkan bahan baku garam dapur, asam sulfat, dan batu kapur dalam reaksi sebagai berikut:

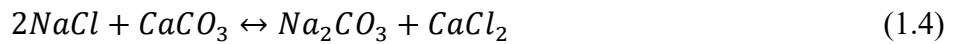


Kekurangan proses *leblanc* dibandingkan dengan proses *solway* adalah dalam proses *leblanc* banyaknya reaksi padat didalamnya sehingga membutuhkan energi yang besar untuk menjalankan proses *leblanc* secara keseluruhan dibandingkan dengan proses *solway*. Limbah yang dihasilkan dari proses *leblanc* sangat bermasalah untuk lingkungan. Limbah padat dari proses ini adalah kalsium sulfat dan asam klorida fasa gas yang dapat menyebabkan pencemaran air dan udara. Selain itu, proses *leblanc* tidak dapat mencapai kemurnian 99.6% (Ullmann, 2007). Proses *Leblanc* terakhir digunakan pada abad ke-19. Setelah ditemukannya proses *solway* oleh Ernesto Solway, yang mana proses ini jauh lebih ramah lingkungan dibanding proses *leblanc*, seiring berjalannya waktu proses sintesis *leblanc* ini sudah tidak relevan terhadap waktu.

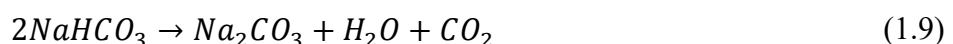
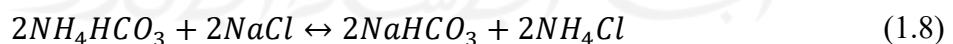
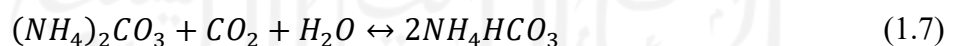
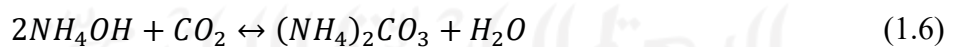
c. Proses sintesis: Proses *solway*

Proses *solway* melibatkan bahan baku larutan *brine*, amonia, dan batu kapur (United States of America Patent No. US364552A, 1887). Reaksi

keseluruhan dari proses *solway* dapat dirangkum sebagai berikut (ESAPA, 2004):



Reaksi secara langsung tidak mungkin untuk terjadi sehingga perlu beberapa tahapan untuk mencapai produk akhir. Untuk mencapai produk akhir, terdapat beberapa tahap. Reaksi pertama adalah absorpsi amoniak oleh larutan *brine* (1.5). Lalu *ammoniated brine* direaksikan dengan CO<sub>2</sub> untuk membentuk produk intermediet amonium karbonat (1.6) lalu amonium bikarbonat (1.7). CO<sub>2</sub> tetap diinjeksikan secara kontinyu dan juga dilakukan pendinginan sehingga produk intermediet akan menghasilkan endapan sodium bikarbonat dan larutan amonium klorida (1.8). Lalu endapan sodium bikarbonat disaring dari larutan lalu endapan dipanaskan hingga suhu 180-230°C hingga terjadi reaksi dekomposisi termal sehingga membentuk soda abu ringan (*light soda ash*), uap air, dan CO<sub>2</sub> (1.9). Suhu dekomposisi sodium bikarbonat adalah 87.7°C (Ullmann, 2007).



Yield pada reaksi (1.9) berkisar 85-88% pada saat keadaan setimbang. Sintesis soda abu dengan proses *solway* dapat menghasilkan kemurnian 99.6% (Ullmann, 2007).



CO<sub>2</sub> yang digunakan dalam proses *solway* didapatkan dari kalsinasi batu kapur pada suhu 1050-1100°C. Reaksi dideskripsikan dengan persamaan (1.10). Lalu kalsium oksida hasil reaksi akan dihidrasi sehingga membentuk kalsium hidroksida pada suhu 50-65°C. Reaksi dideskripsikan dengan persamaan (1.11). Selain itu, CO<sub>2</sub> yang berlebih di setiap proses akan di *recycle* dan digunakan kembali (ESAPA, 2004).



Larutan amonium klorida dari reaksi (1.8) direaksikan dengan kalsium hidroksida dari reaksi (1.11) untuk *recovery* amoniak. Selain itu tahapan ini juga menghasilkan produk samping bernilai jual yaitu kalsium klorida (1.12).



### 1.3.2 Seleksi proses

Pemilihan proses pada pabrik soda abu ini dilandaskan dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, teknis proses, kemurnian produk, profitabilitas, dan imbas dari proses tersebut terhadap lingkungan. Parameter ini disesuaikan dengan kebutuhan pabrik ini dalam melakukan produksi soda abu secara optimal. Berikut parameter penting dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 1.8 Perbandingan proses manufaktur soda abu

No	Faktor pertimbangan	Proses		
		Alami	Leblanc	Solvay
1.	Bahan baku	Mineral <i>trona</i>	NaCl, H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , CaCO <sub>3</sub>	NaCl, NH <sub>3</sub> , CaCO <sub>3</sub>
2.	Reaktor	Tidak ada	Furnace	Reaktor gelembung
3.	Kondisi operasi	< 300°C	> 1100°C	50°C dan 2,42 bar
4.	Kemurnian produk	99.6%	< 99.6%	99.6%
5.	Produk samping	Tidak ada	CaS, HCl	CaCl <sub>2</sub>
6.	Daya jual co-product	Tidak ada	Tidak ada	Tinggi
7.	Resiko terhadap lingkungan	Rendah	Tinggi	Rendah
8.	Kapasitas produksi dunia	30%	0%	70%

Proses *solvay* dipilih karena dinilai cocok untuk digunakan di Indonesia. Keunggulan proses *solvay* adalah bahan baku yang mudah dijangkau. Ditinjau dari aspek teknis, terdapat banyak sistem *recycle* didalam proses ini sehingga penggunaan bahan baku akan lebih efisien (ESAPA, 2004). Dari aspek lingkungan proses *solvay* jauh lebih ramah lingkungan dibandingkan proses *leblanc*. Pabrik dengan proses natural tidak cocok dibangun di Indonesia dikarenakan tidak adanya tambang mineral *trona* berkapasitas besar di Indonesia, sehingga sulit untuk memenuhi kebutuhan bahan baku. Selain itu kalsium klorida yang dihasilkan dari proses *solvay* adalah produk samping berpotensi memiliki nilai komersil yang tinggi.

### 1.3.3 Bahan baku pada proses *solway*

#### a. Amonia

Amonia merupakan senyawa yang mengandung nitrogen dengan berat molekul paling rendah. Amonia merupakan senyawa *nitrogenous* yang paling banyak ditemukan di bumi setelah  $N_2$ . Pada industri kimia, amonia dikenal sebagai senyawa dengan aroma yang khas dan menyengat serta memiliki toksisitas yang tinggi (Kemendag, 2013). Amonia merupakan salah satu bahan baku penting yang digunakan dalam produksi pupuk dan sudah mulai dikembangkan untuk digunakan sebagai bahan bakar (Kawamura & Taniguchi, 2017).

Pembuatan soda abu memerlukan amonia sebagai bahan baku. Amonia yang digunakan umumnya adalah larutan amonia, gas amonia anhidrat atau larutan amonium bisulfida. Amonia bisa didapatkan dari *coal gasification plants* (ESAPA, 2004).

Amonia disimpan di dalam tangki baja. Larutan amonia merupakan larutan yang tidak mudah terbakar, namun tangki penyimpanan harus mendapatkan tindakan pencegahan khusus karena campuran udara dan gas amonia bersifat mudah meledak apabila bersentuhan dengan sumber panas atau api (ESAPA, 2004).

#### b. Larutan NaCl (*brine*)

Garam merupakan bahan kimia berbentuk kristal yang mengandung natrium klorida sebagai penyusun utamanya dan zat-zat pengotor lainnya (Herman & Joetra, 2015). Garam adalah bahan kimia yang sering digunakan

sebagai bahan baku pada berbagai industri dan merupakan sumber elektrolit bagi tubuh manusia (Yansa, Sandi, & Umra, 2015). Garam dapat diperoleh melalui penambangan dari endapan bawah tanah batuan garam, penguapan air laut menggunakan sinar matahari dan sumur brine (ESAPA, 2004) (Rositawati, Taslim, & Soetrisnanto, 2013).

Pada proses pembuatan soda abu melalui proses solvay, natrium klorida yang digunakan memiliki fase cair (*brine*). Brine merupakan larutan garam dengan konsentrasi natrium klorida tinggi yang sering digunakan pada industri klor alkali. Larutan garam dapat disimpan menggunakan tangki terbuka yang terbuat dari baja ringan maupun polimer (ESAPA, 2004).

#### c. Batu kapur

Batu kapur salah satu jenis batuan yang kandungan utamanya adalah kalsium karbonat (Noviyanti, Jasruddin, & Sujiono, 2015). Batu kapur atau batu gamping terbentuk dari pengendapan kimiawi dan biokimia cangkang dan tulang organisme laut (ESAPA, 2004). Batu kapur digunakan dalam berbagai industri seperti industri kaca, karet, karton, plastik, cat, kertas, semen, pasta gigi, serta industri kimia lainnya (Aziz, 2010; Lamar, 1961).

Pada pembuatan soda abu, kandungan kalsium karbonat pada batu kapur berfungsi untuk meningkatkan efisiensi produksi karena dapat mempermudah proses kalsinasi batu kapur itu sendiri. Penyimpanan batu kapur tidak memerlukan pengawasan khusus karena batu kapur memiliki fase padat serta tidak reaktif sehingga biasanya disimpan di tempat terbuka atau gudang (ESAPA, 2004).

### 1.3.4 Tinjauan termodinamika proses *solway*

Reaksi *overall* dari proses *solway* (1.4) adalah reaksi endotermik dengan kesetimbangan reaksi mengarah ke kanan dengan  $\Delta H = +255 \text{ kJ mol}^{-1}$  dan  $\Delta G = +60 \text{ kJ mol}^{-1}$ . Energi bebas gibbs bernilai positif sehingga reaksi ini non-spontan. Maka dari itu produksi soda abu harus dilakukan dengan rute tidak langsung (Osborne, 2000). Rute reaksi dapat dilihat dari tabel berikut.

Tabel 1.9 Rute reaksi

Reaksi	$\Delta H$ (kJ mol <sup>-1</sup> )
$\text{CaCO}_{3(s)} \rightarrow \text{CaO}_{(s)} + \text{CO}_{2(g)}$	+178
$2\text{NaCl}_{(aq)} + 2\text{NH}_{3(g)} + 2\text{H}_2\text{O}_{(g)} + 2\text{CO}_{2(g)} \leftrightarrow 2\text{NH}_4\text{Cl}_{(aq)} + 2\text{NaHCO}_{3(s)}$	-105
$2\text{NaHCO}_{3(s)} \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_{3(s)} + \text{CO}_{2(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)}$	+136
$\text{CaO}_{(s)} + \text{H}_2\text{O}_{(l)} \rightarrow \text{Ca(OH)}_{2(s)}$	-109
$\text{Ca(OH)}_{2(s)} + 2\text{NH}_4\text{Cl}_{(aq)} \rightarrow \text{CaCl}_{2(aq)} + 2\text{NH}_3(aq) + 2\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	+155
$2\text{NaCl}_{(aq)} + \text{CaCO}_{3(s)} \leftrightarrow \text{Na}_2\text{CO}_{3(aq)} + \text{CaCl}_{2(aq)}$	+255

### 1.3.5 Tinjauan kinetika reaksi-reaksi pada proses *solway*

Tinjauan kinetika reaksi penting untuk dilakukan guna mengetahui konversi serta waktu yang dibutuhkan oleh suatu reaksi. Mengetahui konversi dan waktu dibutuhkan agar desain dan *sizing equipment* reaktor pada pabrik dapat dilakukan. Dalam keseluruhan proses terdapat 6 reaksi kimia utama yang terjadi. Reaksi-reaksi dirangkum dalam tabel berikut.

Tabel 1.10 Reaksi yang terjadi pada proses *solway*

No	Nama Reaksi
1.	Dekomposisi termal kalsium karbonat
2.	Pembentukan slake lime
3.	Karbonasi natrium klorida tersaturasi amonia
4.	Dekomposisi termal natrium hydrogen karbonat
5.	Dekomposisi termal amonium bikarbonat
6.	Reaksi recovery amonia

Tabel 1.11 Parameter kinetika reaksi

No.	Nama reaksi	Ordo	A	E <sub>A</sub>	T	Sumber
1	Dekomposisi kalsium karbonat	1	0.22313	162.5	1373 K	(Halikia, 2001)
2	Dekomposisi sodium hydrogen karbonat	1	1.158x10 <sup>10</sup>	101.1	393 K	(Hartman, 2013)
3	Dekomposisi amonium bikarbonat	1	1.892x10 <sup>12</sup>	86.19	363 K	(House, 1980)
4	Reaksi pembentukan slake lime	1	1.13x10 <sup>2</sup>	15	298 K	(Giles, Ritchie, & Xu, 1993)
5	Recovery ammonia	2	1	20.08	363 K	(Kesonen, 2013)

Nilai konstanta kinetika reaksi dapat dievaluasi mengikuti persamaan Arrhenius, yaitu:

$$k = Ae^{-\frac{E_A}{RT}}$$

Dimana:

$k$  = konstanta laju reaksi (satuan menyesuaikan ordo)

$A$  = faktor tumbukan (satuan menyesuaikan ordo)

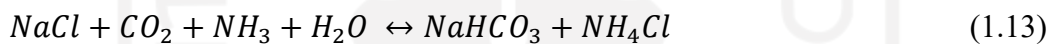
$E_a$  = energi aktivasi (kJ/mol)

$R = \text{konstanta gas universal } (8.314 \text{ J} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1})$

$T = \text{suhu operasi } (K)$

### **Reaksi karbonasi natrium klorida tersaturasi amonia**

Reaksi karbonasi natrium klorida tersaturasi ammonia memiliki mekanisme yang sangat kompleks. Reaksi tersebut dibagi menjadi dua tahap yaitu reaksi karbonasi dan presipitasi natrium hidrogenkarbonat. Reaksi keseluruhan dapat dirangkum sebagai berikut:



Reaksi karbonasi melibatkan kesetimbangan antara  $\text{CO}_2\text{-NH}_3\text{-H}_2\text{O}$  membentuk garam amonium hidrogenkarbonat dengan intermediet amonium karbonat mekanisme reaksi dapat ringkas sebagai berikut:



Dalam reaksi ini, yang bertindak sebagai basa adalah larutan ammonia, sehingga menurut (Liu, 2011) laju reaksi tersebut dapat diasumsikan memiliki mekanisme termomolekuler bimolekuler ordo 2 terhadap  $\text{CO}_2$  dan amonia.

Pada reaksi tersebut, dilaporkan bahwa konversi maksimal yang didapatkan  $\text{CO}_2$  50% (Goharrizi A. , 2014). Tahapan pembatas reaksi pada mekanisme diatas adalah transfer massa gas  $\text{CO}_2$  kedalam larutan. Hal ini dapat ditentukan saat penghitungan bilangan Hatta. Bilangan hatta adalah parameter tak berdimensi yang membandingkan laju reaksi pada lapisan film terhadap laju difusi pada film.

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Untuk memenuhi kualitas produk yang sesuai dengan permintaan pasar, beberapa variabel harus dipenuhi meliputi: spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk, dan pengendalian kualitas.

Tabel 2.1 Spesifikasi bahan baku dan produk

Parameter	Bahan Baku			Produk	
	Brine	Amonia	Batu Kapur	Sodium karbonat	Kalsium Klorida
Rumus Molekul	NaCl	NH <sub>3</sub>	CaCO <sub>3</sub>	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	CaCl <sub>2</sub>
BM (g/mol)	58,44	17,03	100,09	105,99	110,98
Titik didih (°C)	1465	-33,43	825	1600	1935
Titik beku (°C)	810	-77,73	825	851	772
Kemurnian (w/w)	30%	99.5 %	97%	96,5 %	15 %
Impuritas	Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub> , Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , CaO, MgO	H <sub>2</sub> O	SiO <sub>2</sub> , Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	NaCl, Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , CaO, MgO, H <sub>2</sub> O	Ca(OH) <sub>2</sub> , CaO, CaCO <sub>3</sub> , NaCl, NaHCO <sub>3</sub> , SiO <sub>2</sub> , Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> , H <sub>2</sub> O
Fasa	Liquid	Gas	Solid	Solid	Liquid
Bentuk dan Warna	Cairan biru kehijauan	Tidak berwarna	Batuan putih	Bubuk putih	Bening
Bau	Khas air laut	Tajam	Tak berbau	Tak berbau	Tak berbau



## **2.2 Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas diperlukan dalam suatu proses manufaktur agar produk yang dihasilkan memiliki kualitas yang sesuai dengan kriteria yang dikehendaki. Pengendalian kualitas untuk mendapatkan produk yang sesuai kriteria dapat dilakukan dengan menjaga mutu bahan baku, dan juga menjaga kondisi produksi.

### **2.2.1 Pengendalian kualitas bahan baku**

Pengendalian kualitas bahan baku adalah salah satu tahapan krusial guna menghasilkan produk yang dikehendaki. Kualitas bahan baku penting untuk dievaluasi sebelum masuk kedalam proses produksi sebab walaupun dengan adanya sedikit penyimpangan pada kualitas bahan baku, hal tersebut akan memberikan pengaruh yang signifikan terhadap produk yang ingin dihasilkan. Untuk menghasilkan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  kemurnian 99,6% diperlukan larutan  $\text{NaCl}$  30%,  $\text{NH}_3$  anhidrat, dan  $\text{CaCO}_3$  kemurnian 97%. Kemurnian bahan baku ini harus selalu terpenuhi. Hal ini bisa dilakukan dengan cara melakukan *sampling* untuk analisa kemurnian bahan baku di laboratorium pabrik pada setiap saat bahan baku tiba di lokasi pabrik sebelum digunakan dalam proses.

### **2.2.2 Pengendalian kualitas produksi**

Kelancaran proses produksi menjadi salah satu kunci untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan spesifikasi. Produk yang sesuai spesifikasi dapat dicapai dengan penjalanan proses produksi yang sesuai dengan desain. Hal ini mencakup mempertahankan kondisi operasi tiap alat dan laju alir di setiap alat produksi pada nilai desainnya. Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi produksi pada

pabrik dilakukan dengan rangkaian instrumen pengendalian yang berpusat di ruang kontrol yang dijaga ketat sepanjang waktu operasi oleh operator dan dikendalikan secara jarak jauh. Apabila terjadi penyimpangan nilai yang telah ditetapkan pada indikator masing-masing variabel yang ingin dijaga pada suatu proses, operator dapat mengetahuinya dengan sinyal berbentuk nyala cahaya, bunyi, dan lain sebagainya. Dengan itu operator dapat mengembalikan nilai yang menyimpang tersebut ke kondisi semula secara otomatis maupun manual jika diperlukan. Pada pabrik produksi sodium karbonat ini, instrumen kontrol yang perlu digunakan adalah sebagai berikut:

1. *Flow controller*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur besarnya aliran dalam pipa, baik itu aliran masuk maupun aliran keluar proses dengan cara menyesuaikan bukaan *valve* agar sesuai dengan *set point* yang sudah ditentukan.

2. *Level controller*

Merupakan alat yang dipasang pada dinding tangki untuk memonitor ketinggian cairan didalam tangki. Jika nilai yang ditunjukkan oleh indikator menyimpang, maka *controller* akan mengembalikan nilai tersebut ke nilai *set point* nya.

3. *Ratio controller*

Merupakan alat yang dipasang untuk mengatur aliran bercabang agar rasio masing-masing aliran tetap terjaga. *Controller* ini mengirimkan sinyal kepada *flow controller* jika terjadi disturbansi.

4. *Weight controller*

Instrumen ini digunakan untuk menjaga berat suatu bahan padatan pada titik awalnya. Jika nilainya menyimpang, maka instrumen ini akan mengirim sinyal ke sumber penyimpangan untuk mengembalikan nilai pada *set point*.

5. *Temperature controller*

Instrumen ini digunakan untuk mengamati suhu pada suatu proses. Bila terjadi penyimpangan nilai pada proses yang diamati, instrumen ini akan mengirimkan sinyal untuk memperbaiki gangguan.

6. *Pressure controller*

Instrumen ini digunakan untuk mengamati tekanan pada suatu proses. Bila terjadi penyimpangan nilai pada proses yang diamati, instrumen ini akan mengirimkan sinyal untuk memperbaiki gangguan.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

#### 3.1 Uraian Proses

Terdapat beberapa tahapan dalam proses pembuatan sodium karbonat menggunakan proses solvay, diantaranya adalah proses persiapan bahan baku, proses absorpsi amonia oleh *brine*, proses karbonasi *brine* tersaturasi amonia, proses kalsinasi natrium bikarbonat, dan proses *recovery* amonia. Proses ini sendiri menghasilkan produk samping berupa kalsium klorida.

##### 3.1.1 Proses Persiapan Bahan Baku

Pada proses persiapan bahan baku, *brine* dibeli dari PLTU yang terletak di dekat pabrik. *Brine* dihasilkan dari proses *reverse osmosis* yang dilakukan di PLTU dan menghasilkan *brine* dengan kemurnian 30% dan disimpan di tangki penyimpanan 1 (T-01). Amonia sendiri dibeli di PT. Pupuk Kujang dan merupakan amonia anhidrat yang kemudian disimpan di tangki penyimpanan 2 (T-02). Amonia kemudian masuk ke absorber 1 (AB-01) untuk kemudian diabsorpsi oleh *brine*. Sedangkan bahan baku batu kapur dibeli di Tambang Batu Kapur Temandang dengan kemurnian 97% dan disimpan di gudang penyimpanan bahan baku 1 (G-01). Batu kapur akan masuk ke dalam *rotary kiln* 2 (RK-02) untuk menjalani proses kalsinasi menjadi kalsium oksida (CaO) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). CaO akan masuk ke dalam reaktor 2 (R-02) untuk direaksikan dengan air agar membentuk kalsium hidroksida (Ca(OH)<sub>2</sub>).

### 3.1.2 Proses Absorpsi Ammonia Oleh Brine

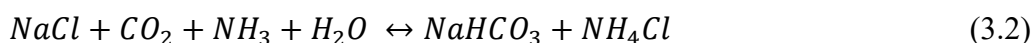
Proses absorpsi amonia oleh *brine* dimulai dengan masuknya *brine* dan gas amonia ke AB-01. Gas CO<sub>2</sub> dan amonia (NH<sub>3</sub>) masuk melalui bagian bawah absorber dan mengalami kontak langsung dengan *brine* yang masuk melalui bagian atas absorber. Campuran gas ini sendiri merupakan hasil atas R-01. Fungsi dari kontak antara *brine* dan campuran gas ini adalah untuk melarutkan campuran gas oleh *brine*. Air (H<sub>2</sub>O) akan bereaksi dengan gas NH<sub>3</sub> menghasilkan amonium hidroksida (NH<sub>4</sub>OH). Reaksi yang terbentuk adalah sebagai berikut:



Proses yang sama terjadi pada absorber 2 (AB-02), dimana *brine* keluaran AB-01 akan masuk melalui bagian atas AB-02 dan melarutkan gas amonia yang berasal dari tangki amonia dan hasil *recovery* di menara distilasi 2 (MD-02) dan *vertical knock drum* (VKD-01) yang masuk melalui bagian bawah absorber.

### 3.1.3 Proses Karbonasi Brine Tersaturasi Ammonia

Proses karbonasi *brine* yang sudah tersaturasi amonia dimulai dengan masuknya keluaran AB-02 ke dalam *heat exchanger* 1 (HE-01) sebelum masuk ke dalam R-01. Reaksi tersebut dibagi menjadi dua tahap yaitu reaksi karbonasi dan presipitasi natrium hidrogen karbonat. Reaksi keseluruhan dapat dirangkum sebagai berikut:

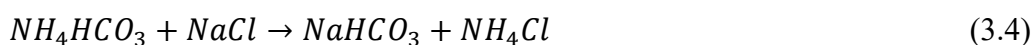


Proses ini dijalankan pada kondisi tekanan 2,4 bar, suhu 50°C dan konversi 90%. Oleh karena itu, sebelum masuk ke dalam R-01, tekanan cairan dinaikkan dari

1 bar menjadi 2,4 bar menggunakan pompa kemudian dimasukkan ke dalam HE-01 untuk menaikkan suhu cairan dari 30°C menjadi 50°C. Gas CO<sub>2</sub> masuk melalui bagian bawah reaktor dengan tekanan dan suhu yang sama. Gas CO<sub>2</sub> yang sebelumnya memiliki tekanan 1 bar akibat melewati proses mixing akan masuk ke dalam compressor 1 (CP-01) untuk menaikkan tekanan menjadi 2,4 bar dan suhu yang awalnya naik dari 48°C menjadi 147°C akibat penggunaan kompresor dimasukkan ke dalam *cooler* 2 (CL-02) untuk diturunkan suhunya menjadi 50°C. Gas yang masuk melalui bagian bawah reaktor akan mengalami kontak dengan cairan yang masuk melalui bagian bawah reaktor. Reaksi karbonasi kemudian akan berjalan dimulai dengan terjadinya transfer massa gas CO<sub>2</sub> ke dalam NH<sub>4</sub>OH yang kemudian akan membentuk amonium bikarbonat (NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>). Reaksi yang terjadi dalam proses karbonasi ini adalah sebagai berikut:



Konversi maksimal yang bisa didapatkan oleh gas CO<sub>2</sub> adalah 50%, sehingga sisa gas CO<sub>2</sub> yang tidak terkonversi akan keluar sebagai produk atas reaktor (Goharrizi A. , 2014). Setelah itu, terjadi reaksi presipitasi di mana NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> akan bereaksi dengan NaCl membentuk natrium bikarbonat (NaHCO<sub>3</sub>) dan amonium klorida (NH<sub>4</sub>Cl). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Keluaran R-01 adalah hasil atas berupa campuran gas CO<sub>2</sub> dan NH<sub>3</sub> yang akan dikembalikan ke AB-01 dan hasil bawah berupa campuran NaHCO<sub>3</sub> dan NH<sub>4</sub>Cl serta sisa pengotor, *feed*, dan produk *intermediate* yang tidak ikut bereaksi.

### 3.1.4 Proses Kalsinasi Natrium Bikarbonat

Proses kalsinasi natrium bikarbonat dimulai dengan masuknya keluaran R-01 ke dalam *cooler* 1 (R-01) untuk mendinginkan suhu yang awalnya sebesar 50°C menjadi 30°C sebelum masuk ke dalam *rotary drum filter* 1 (RDF-01). Hal ini dilakukan untuk mendukung laju pengkristalan. Proses pengkristalan terjadi pada suhu rendah, oleh karena itu temperatur *feed* perlu diturunkan terlebih dahulu menggunakan *cooler*. RDF sendiri berfungsi untuk memisahkan larutan induk (*mother liquor*) menjadi padatan yang akan membentuk *cake* dan cairan filtrat. Alat ini akan berputar secara *continue* yang menyebabkan cairan akan tertarik melewati filter dan keluar dari RDF-01 menuju *vertical knock drum* (VKD-01), sedangkan larutan induk yang tidak ikut melewati filter akan membentuk *cake* NaHCO<sub>3</sub> yang kemudian akan masuk ke *rotary kiln* 1 (RK-01).

*Cake* yang keluar dari RDF-01 akan diangkut menggunakan *screw conveyor* 3 (SC-03), *bucket elevator* 1 (BE-03), dan *screw conveyor* 4 (SC-04) untuk masuk ke dalam RK-01. Di dalam kiln akan terjadi proses kalsinasi *cake* NaHCO<sub>3</sub> menjadi Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> anhidrat. *Cake* masuk ke dalam kiln yang berputar secara terus-menerus dan dipanaskan pada suhu 136°C. NaHCO<sub>3</sub> yang dipanaskan pada suhu tinggi akan membentuk sodium karbonat (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dengan reaksi sebagai berikut:



Produk utama dari proses ini adalah sodium karbonat yang kemudian akan diangkut dan didinginkan menggunakan *screw conveyor* 5 (SC-05) yang dilengkapi

pendingin dan bucket elevator 4 (BE-04) dan dimasukkan ke dalam silo untuk menyimpan produk. Sedangkan campuran gas CO<sub>2</sub> dan uap air akan masuk ke dalam *electrostatic filter* (EF-01) untuk menyaring debu dan air agar gas CO<sub>2</sub> dapat dikembalikan ke R-01 dan membuang hasil bawah EF-01 yaitu air dan debu ke unit pengolahan limbah (UPL).

### 3.1.5 Proses Recovery Ammonia

Proses *recovery* amonia terjadi di *vertical knock drum* 1 (VKD-01) dan menara distilasi 2 (MD-02). Amonia yang di-*recover* di VKD-01 berasal dari keluaran RDF-01. Sebelum masuk ke VKD-01, campuran terlebih dahulu dipanaskan menggunakan *heat exchanger* 2 (HE-02) dari suhu 30°C menjadi 90°C sesuai kondisi operasi VKD-01. Keluaran RDF-01 sendiri adalah NaHCO<sub>3</sub>, NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>, NaCl, NH<sub>4</sub>Cl, dan H<sub>2</sub>O. Amonium bikarbonat (NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub>) akan terdekomposisi menjadi NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>O dengan reaksi sebagai berikut:



Gas NH<sub>3</sub> dan CO<sub>2</sub> akan berpisah dari cairan H<sub>2</sub>O akibat adanya gaya gravitasi. Gas akan bergerak ke atas karena memiliki densitas yang lebih rendah sedangkan cairan yang memiliki densitas yang lebih tinggi akan jatuh ke bawah. Hal yang sama terjadi pada campuran NaHCO<sub>3</sub>, NaCl, NH<sub>4</sub>Cl, dan H<sub>2</sub>O yang memiliki fase cair dengan densitas yang lebih tinggi dan jatuh menjadi hasil bawah VKD-01. Hasil atas VKD-01 adalah gas NH<sub>3</sub> dan CO<sub>2</sub> yang kemudian akan dicampurkan dengan hasil atas MD-02 untuk kemudian dialirkan kembali ke AB-02.



Proses *recovery* amonia di MD-02 dimulai dari masuknya bahan baku batu kapur ke *rotary kiln* 2 (RK-02). Feed akan dipanaskan pada suhu 1100°C hingga membentuk karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dan kalsium oksida (CaO) dengan reaksi sebagai berikut:

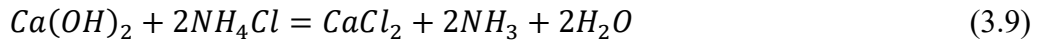


Gas CO<sub>2</sub> akan menjadi produk atas RK-02 yang kemudian akan masuk ke reaktor 1. Di mana gas akan dimanfaatkan sebagai pemanas di HE-01 sebelum masuk ke R-01. Sedangkan keluaran RK-02 yaitu CaO dan sisa batu kapur (CaCO<sub>3</sub>) yang tidak ikut bereaksi akan masuk ke reaktor 2 (R-02) setelah diangkut dan didinginkan menggunakan *screw conveyor* 1 (SC-01) yang dilengkapi pendingin hingga mencapai suhu 90°C, *bucket elevator* 1 (BE-01), dan *screw conveyor* 2 (SC-02). Pada R-02, CaO akan direaksikan dengan air yang berasal dari unit pengolahan air (UPA) yang sebelumnya telah dinaikkan suhunya hingga menjadi 90°C menggunakan heat exchanger 3 (HE-03) karena R-02 beroperasi pada kondisi suhu 90°C dan tekanan 1 atm. Reaktor ini merupakan reaktor continuous stirred tank reactor (CSTR) dengan konversi 90%, di mana pengaduk akan mengaduk campuran CaO dan H<sub>2</sub>O yang masuk hingga membentuk kalsium hidroksida (Ca(OH)<sub>2</sub>) dengan reaksi sebagai berikut:



Keluaran dari reaktor ini kemudian akan masuk ke dalam reaktor 3 (R-03) yang juga merupakan reaktor CSTR dengan konversi 95% di mana Ca(OH)<sub>2</sub> akan bereaksi dengan amonium klorida (NH<sub>4</sub>Cl) yang merupakan keluaran bawah VKD-

01 dan membentuk kalsium klorida ( $\text{CaCl}_2$ ),  $\text{NH}_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dengan reaksi sebagai berikut:



Kemudian  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{NH}_3$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  dan *impurities* serta kandungan lainnya yang tidak ikut bereaksi seperti  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$ ,  $\text{NaCl}$ ,  $\text{NaHCO}_3$ ,  $\text{CaO}$ , dan  $\text{CaCO}_3$  akan masuk ke menara distilasi 1 (MD-01) untuk memisahkan campuran berdasarkan perbedaan titik didih komponen. Hasil bawah MD-01 akan dibuang ke UPL sedangkan gas  $\text{NH}_3$ ,  $\text{NH}_4\text{Cl}$  dan sedikit uap air akan menjadi produk atas MD-01, yang kemudian akan dimasukkan ke dalam MD-02.

Prinsip kerja MD-02 sama dengan MD-01 di mana komponen dipisahkan berdasarkan perbedaan titik didih. Hasil atas dari MD-02 adalah gas  $\text{NH}_3$  yang kemudian akan dicampurkan dengan keluaran atas VKD-01 untuk kemudian dimasukkan kembali ke dalam AB-02. Sedangkan hasil bawah yang berupa campuran air dan  $\text{NH}_4\text{Cl}$  akan masuk ke UPL.

### 3.2 Spesifikasi Alat

### 3.2.1 Alat Penyimpanan Bahan Baku dan Produk

Tabel 3.1 Spesifikasi penyimpanan bahan baku dan produk

Parameter	T-01	T-02	G-01	SI-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku brine	Menyimpan bahan baku amonia	Menyimpan bahan baku batu kapur	Menyimpan produk Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>
Jenis	Silinder tegak	<i>Spherical tank</i>	Bangunan beratap	Silo
Kondisi Operasi				
- Suhu	30°C	30°C	30°C	30°C
- Tekanan	14,70 psi	14,70 psi	14,70 psi	14,70 psi
Kapasitas	5.941.143,15 kg	122.545,95 kg	4.474.018,35 kg	3.030.303,03 kg
Waktu tinggal	10 hari	10 hari	10 hari	10 hari
Jenis <i>head</i>	<i>Conical</i>	-	Atap	Flat
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel 283</i>	<i>Stainless Steel 316</i>	Beton	<i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	4 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Dimensi				
- Panjang	-	-	76,23 m	-
- Lebar	-	-	38,11 m	-
- Tinggi	9,15 m	-	3,60 m	29,56 m
- Diameter	27,43 m	7,79 m	-	14,78 m
- Tebal shell	0,0048 m <i>per course</i>	0,0064 m	-	0,625 in
- Tebal bottom	0,0064 m	-	-	-
- Tebal roof	0,0048 m	-	-	-

### 3.2.2 Absorber

Tabel 3.2 Spesifikasi absorber

Parameter	AB-01	AB-02
Fungsi	Melarutkan gas NH <sub>3</sub> dan CO <sub>2</sub> dari R-01 dengan larutan <i>brine</i>	Melarutkan gas NH <sub>3</sub> dari proses recovery di MD-02 dan T-02 dengan larutan <i>brine</i> dari AB-01
Kondisi Operasi:		
- Suhu	30°C	30°C
- Tekanan	1,0325 bar	1.0325 bar
Jenis	<i>Packed Tower dengan half coil jacket</i>	<i>Packed Tower dengan half coil jacket</i>
Bahan Konstruksi:		
- Tower	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
- Pendingin	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>
Jumlah	1 unit	1 unit
Dimensi tower:		
- Diameter luar	1,83 m	1,54 m
- Tinggi tower	12,45 m	8,1 m
- Tebal shell	1/2 in	7/16 in
- Tebal head	5/8 in	1/2 in
- Jenis isian	<i>Berl Saddles 5 cm</i>	<i>Berl Saddles 5 cm</i>
Dimensi pendingin:		
- Fluida	Air pendingin	Air pendingin
- Diameter pipa	4,026 in	4,026 in
- Panjang pipa	6,514 m	3,49 m

Tabel 3.2 Spesifikasi absorber (lanjutan)

Parameter	AB-01	AB-02
- Jumlah lilitan	91 lilitan	59 lilitan
- Luas transfer panas	101,6 m <sup>2</sup>	135,219 m <sup>2</sup>
- Overall HTC	3785 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>	4196 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>

### 3.2.3 Reaktor

Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor

Parameter	R-01	R-02	R-03
Fungsi	Mereaksikan <i>brine</i> tersaturasi ammonia dari AB-02 dengan gas CO <sub>2</sub> untuk menghasilkan NaHCO <sub>3</sub> dan NH <sub>4</sub> Cl	Mereaksikan CaO dari R-03 dengan air proses dari utilitas untuk membentuk Ca(OH) <sub>2</sub>	Mereaksikan NH <sub>4</sub> Cl dengan Ca(OH) <sub>2</sub> untuk melepas NH <sub>3</sub> dan membentuk CaCl <sub>2</sub>
Kondisi Operasi:			
- Suhu	50°C	90°C	90°C
- Tekanan	2,420 bar	1,0325 bar	1,2 bar
Jenis Reaktor	<i>Bubble Column Reactor</i>	<i>Continuous Stirred Tanked Reactor</i>	<i>Continuous Stirred Tanked Reactor</i>
Jenis head	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>	<i>Torispherical</i>
Bahan Konstruksi			
- Reaktor	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Carbon Steel 70</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
- Pemanas/Pendingin	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit
Dimensi Reaktor			
- Diameter luar	3,350 m	1,524 m	5,181 m
- Tinggi	23,4 m	2,64 m	9,644 m
- Tebal shell	3/4 in	1/3 in	7/16 in

Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor (lanjutan)

Parameter	R-01	R-02	R-03
- Tebal head	1 in	1/2 in	3/4 in
Dimensi Pengaduk			
- Jenis	-	<i>Retreating Six Blade Turbine</i>	<i>Retreating Six Blade Turbine</i>
- Bahan Konstruksi	-	<i>Carbon Steel 70</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
- Diameter	-	0,5 m	1,712 m
- Tinggi	-	1,955 m	6,678 m
- Jarak dari dasar	-	0,651 m	2,226 m
- Jumlah pengaduk	-	1 buah	1 buah
- Power pengaduk	-	3 HP	7 HP
Dimensi <i>Baffle</i>			
- Bahan Konstruksi	-	<i>Carbon Steel 70</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
- Lebar <i>baffle</i>	-	0,085 m	0,291 m
- Jumlah <i>baffle</i>	-	4 buah	4 buah
Dimensi <i>sparger</i> gas			
- Jenis	<i>Sieve Tray</i>	-	-
- Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	-	-
- <i>Pitch</i>	<i>Triangular (1/3 in)</i>	-	-
- Diameter	3,315 m	-	-
- Tebal	25 mm	-	-
- Diameter lubang	5 mm	-	-
- Jumlah lubang	13215 lubang	-	-

Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor (lanjutan)

Parameter	R-01	R-02	R-03
Dimensi Pemanas/Pendingin			
- Jenis	<i>Half coil jacket 180°</i>	<i>Half coil jacket 180°</i>	<i>Inner pipe coil</i>
- Fluida mengalir	Air pendingin	Air pendingin	<i>Saturated steam</i>
- Diameter	8,625 in	4,026 in	4,5 in
- Panjang	517,58 m	14,869 m	142,04 m
- Jumlah lilitan	98 lilitan	15 lilitan	48 lilitan
- Luas transfer panas	115 m <sup>2</sup>	11,9 m <sup>2</sup>	44,8 m <sup>2</sup>
- <i>Overall HTC</i>	664 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>	962 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>	580 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>
Dimensi Isolator			
- Tebal isolator	-	-	1 in



### 3.2.4 Rotary Kiln

Tabel 3.4 Spesifikasi rotary kiln

Parameter	RK-01	RK-02
Fungsi	Mengkalsinasikan <i>cake</i> NaHCO <sub>3</sub> dari RDF menjadi Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> anhidrat	Mengkalsinasi batu kapur menjadi CaO dan CO <sub>2</sub>
Kondisi Operasi:		
- Suhu	136°C	1100°C
- Tekanan	3,03 bar	10,27 bar
Jenis Kiln	<i>Indirect Fired Rotary Kiln</i>	<i>Indirect Fired Rotary Kiln</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel 516</i>	<i>Inconel 625</i>
Jumlah	1 unit	1 unit
Dimensi Kiln		
- Diameter	1,98 m	1,37 m
- Panjang	12 m	8 m
- Tebal Kiln	3/8 in	7/16 in
- Bahan isolator	Asbestos	Asbestos
- Tebal isolator	3 in	3 in
- Slope Kiln	5 %	5 %
- Putaran Kiln	4 rpm	4 rpm
- Power	55 HP	20 HP
- Bahan Bakar	Batubara jenis <i>bituminous</i>	Batubara jenis <i>bituminous</i>

### 3.2.5 Vertical Knock Drum

Tabel 3.5 Spesifikasi vertical knock drum

Parameter	VKD
Fungsi	Mendekomposisi $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ dan memisahkan gas $\text{NH}_3$ dan $\text{CO}_2$ yang terlarut dalam filtrat dari RDF
Kondisi Operasi:	
- Suhu	90°C
- Tekanan	1,0325 bar
Jenis	<i>Vertical Knock Drum</i>
Bahan Konstruksi:	
- Drum	<i>Stainless Steel 316</i>
- Pemanas	<i>Carbon Steel 285</i>
Jumlah	1 unit
Dimensi Drum	
- Diameter luar	2,134 m
- Tinggi	7,0453 m
- Tebal shell	7/16 in
- Tebal head	1/2 in
Dimensi pemanas	
- Fluida	<i>Saturated steam</i>
- Diameter pipa	2,38 in
- Panjang pipa	331 m
- Jumlah lilitan	71 lilitan
- Luas transfer panas	50,26 m <sup>2</sup>
- Overall HTC	1063 W m <sup>-2</sup> K <sup>-1</sup>

### 3.2.6 Rotary Drum Filter

Tabel 3.6 Spesifikasi rotary drum filter

Parameter	RDF
Fungsi	Memisahkan <i>motherliquor</i> hasil reaksi dari R-01 menjadi <i>crude bicarbonate</i> dan cairan filtrat
Kondisi Operasi:	
- Suhu	30°C
- Tekanan	1,0325 bar
Jenis	<i>Rotary Drum Filter</i>
Bahan Konstruksi:	
- <i>Drum</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	1 unit
Dimensi <i>Drum</i>	
- Diameter luar	3,353 m
- Panjang	6,485 m
- Tebal	1 in
Dimensi Penggerak	
- Jenis motor	<i>Three phase motor</i>
- Kecepatan rotasi	2,5 rpm
- Power motor	91 HP

### 3.2.7 Electrostatic Precipitator

Tabel 3.7 Spesifikasi electrostatic precipitator

Parameter	EF
Fungsi	Menangkap aerosol debu karbonat dan air dari keluaran RK-02
Kondisi Operasi:	
- Suhu	30°C
- Tekanan	3,029 bar
Jenis	<i>Dry Electrostatic Precipitator</i>
Bahan Konstruksi:	
- ESP	<i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	1 unit
Dimensi ESP	
- Panjang	2,78 m
- Lebar	2,78 m
- Tinggi	1,38 m
- Tebal	1/2 in
Spesifikasi sirkuit listrik	
- Voltase	30 kV – 70 kV
- Arus	1,93 A
- Power sirkuit	130 HP

### 3.2.8 Menara Distilasi

Tabel 3.8 Spesifikasi menara distilasi

Parameter	MD-01	MD-02
Fungsi	Memisahkan NH <sub>3</sub> dari arus campuran keluaran R-03	Memisahkan NH <sub>3</sub> dari NH <sub>4</sub> Cl yang masih tersisa dari MD-01
Kondisi Operasi:		
- Suhu umpan	90°C	-40°C
- Suhu keluar atas	-40°C	-33°C
- Suhu keluar bawah	99°C	319°C
- Tekanan umpan	1,2 bar	1,1 bar
- Tekanan atas	1,1 bar	1 bar
- Tekanan bawah	1,3 bar	1,2 bar
Jenis	<i>Tray Tower</i>	<i>Tray Tower</i>
Bahan Konstruksi		
- Menara	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>
- Tray	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>
Jumlah	1 unit	1 unit
Dimensi menara		
- Diameter luar	3,05 m	3,05 m
- Tinggi	11,9 m	12,8 m
- Tebal <i>shell</i>	3/8 in	1/3 in
- Tebal <i>head</i>	3/8 in	1/3 in

Tabel 3.8 Spesifikasi menara distilasi (lanjutan)

Parameter	MD-01	MD-02
Dimensi <i>tray</i>		
- Jenis	<i>Sieve tray</i>	<i>Sieve tray</i>
- Diameter <i>tray</i>	2,95 m	2,98 m
- Tebal <i>tray</i>	5 mm	5 mm
- <i>Tray spacing</i>	0,45 m	0,45 m
- Jumlah <i>tray</i>	22 <i>tray</i>	24 <i>tray</i>
- <i>Hole pitch</i>	13 mm <i>Triangular</i>	13 mm <i>Triangular</i>
- Diameter lubang	5 mm	5 mm
- Jumlah lubang	29252 lubang	29807 lubang
- Panjang <i>weir</i>	2,124 m	2,144 m
- Tinggi <i>weir</i>	50 mm	50 mm
- Efisiensi <i>tray</i>	80 %	80 %
- <i>Pressure drop</i>	0,63 kPa	2,166 kPa

### 3.2.9 Accumulator

Tabel 3.9 Spesifikasi accumulator

Parameter	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung arus keluaran CD-01 untuk menjaga kestabilan operasi MD-01	Menampung arus keluaran CD-02 untuk menjaga kestabilan operasi MD-02
Kondisi operasi		
- Suhu	-39,63°C	-33,26°C
- Tekanan	1,1 bar	1 bar
Jenis	<i>Horizontal drum dengan torispherical head</i>	<i>Horizontal drum dengan torispherical head</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	<i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	1 unit	1 unit
Dimensi <i>drum</i>		
- Diameter luar	2,082 m	1,725 m
- Panjang	2,87 m	2,39 m
- Tebal <i>shell</i>	5/16 in	1/4 in
- Tebal head	5/16 in	1/4 in

### 3.3.10 Alat penukar panas

Tabel 3.10 Spesifikasi alat penukar panas

Parameter	HE-01		HE-02		HE-03	
Fungsi	Memanaskan larutan output AB-02 ke suhu 50°C		Memanaskan filtrat RDF ke suhu 90°C		Memanaskan air proses ke suhu 90°C sebelum masuk ke R-02	
Jenis	<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>		<i>Double pipe</i>	
Fluida panas	Gas CO <sub>2</sub>		<i>Saturated steam</i>		<i>Saturated steam</i>	
Fluida dingin	Larutan brine tersaturasi NH <sub>3</sub>		Filtrat RDF		Air proses	
Posisi fluida	Panas -> <i>tube</i> ; dingin -> <i>shell</i>		Panas -> <i>tube</i> ; dingin -> <i>shell</i>		Panas -> <i>pipe</i> ; dingin -> <i>annulus</i>	
Jumlah	1 unit		1 unit		1 unit	
Spesifikasi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Anuulus</i>	<i>Inner pipe</i>
- ID	23,25 in	1,4 in	23,25 in	1,4 in	7,981 in	4,026 in
- OD	-	1,5 in	-	1,5 in	8,625 in	4,5 in
- Panjang	-	20 ft	-	20 ft	20 ft	-
- <i>Passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>	-	-
- <i>Tube counts</i>	-	<i>91 tubes</i>	-	<i>91 tubes</i>	-	-
- <i>Hairpin counts</i>	-	-	-	-	<i>5 hairpins</i>	-
- <i>Pressure drop</i>	2,32 psi	0,07 psi	4,45 psi	0,09 psi	0,0017 psi	0,0012 psi
- Bahan konstruksi	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>CS 285</i>	<i>CS 285</i>
Luas transfer panas	714,35 ft <sup>2</sup>		714,35 ft <sup>2</sup>		117,8 ft <sup>2</sup>	
<i>Clean overall HTC</i>	42,64 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		345,23 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		47,81 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design overall HTC</i>	22,11 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		230,96 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		43,64 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design dirt factor</i>	0,001		0,001		0,002	
<i>Calculated dirt factor</i>	0,02		0,0014		0,003	



Tabel 3.10 Spesifikasi alat penukar panas (lanjutan)

Parameter	HE-04		HE-05		CL-01	
Fungsi	Memanaskan gas output R-01 ke suhu 30°C		Memanaskan gas campuran VKD dan MD-02 ke suhu 50°C		Mendinginkan <i>mother liquor</i> hasil reaksi R-01 ke suhu 30°C	
Jenis	<i>Shell and tube</i>		<i>Double pipe</i>		<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	<i>Saturated steam</i>		<i>Saturated steam</i>		<i>Mother liquor</i> R-01	
Fluida dingin	Gas output R-01		Gas dari MD-01 dan VKD		Air pendingin	
Posisi fluida	Panas -> <i>tube</i> ; dingin -> <i>shell</i>		Panas -> <i>annulus</i> ; dingin -> <i>pipe</i>		Panas -> <i>tube</i> ; dingin -> <i>shell</i>	
Jumlah	1 unit		1 unit		1 unit	
Spesifikasi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Annulus</i>	<i>Inner pipe</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
- ID	19,25 in	1,4 in	19,25 in	3,068 in	25 in	0,482 in
- OD	-	1,5 in	20 in	3,5 in	-	0,75 in
- Panjang	-	20 ft	20 ft	-	-	20 ft
- <i>Passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>	-	-	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>
- <i>Tube counts</i>	-	<i>58 tubes</i>	-	-	-	<i>506 tubes</i>
- <i>Hairpin counts</i>	-	-	<i>2 hairpins</i>	-	-	-
- <i>Pressure drop</i>	0,11 psi	1,32 psi	0,0463 psi	10 <sup>-5</sup> psi	5,08 psi	0,23 psi
- Bahan konstruksi	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>
Luas transfer panas	425,71 ft <sup>2</sup>		38,68 ft <sup>2</sup>		1986,56 ft <sup>2</sup>	
<i>Clean overall HTC</i>	37,47 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		13,301 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		425,52 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design overall HTC</i>	5,217 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		12,956 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		297,67 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design dirt factor</i>	0,001		0,002		0,001	
<i>Calculated dirt factor</i>	0,165		0,003		0,001	

Tabel 3.10 Spesifikasi alat penukar panas (lanjutan)

Parameter	CL-02		RB-01		RB-02	
Fungsi	Mendinginkan gas CO <sub>2</sub> ke suhu 50°C keluaran CP-01		Memanaskan dan menguapkan sebagian hasil bawah MD-01		Memanaskan dan menguapkan sebagian hasil output MD-02	
Jenis	<i>Shell and tube</i>		<i>Kettle reboiler with shell and tube</i>		<i>Kettle reboiler with shell and tube</i>	
Fluida panas	CO <sub>2</sub>		<i>Saturated steam</i>		<i>Superheated steam</i>	
Fluida dingin	Air pendingin		Output bawah MD-01		Output bawah MD-02	
Posisi fluida	<i>Panas -&gt; tube ; dingin -&gt; shell</i>		<i>Panas -&gt; tube ; dingin -&gt; shell</i>		<i>Panas -&gt; tube ; dingin -&gt; shell</i>	
Jumlah	1 unit		1 unit		1 unit	
Spesifikasi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
- ID	33 in	1,4 in	19,25 in	1,4 in	12 in	0,482 in
- OD	-	1,5 in	-	1,5 in	-	0,75 in
- Panjang	-	20 ft	-	-	20 ft	-
- <i>Passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>8 passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>6 passes</i>
- <i>Tube counts</i>	-	<i>206 tubes</i>	-	<i>48 tubes</i>	-	<i>878 tubes</i>
- <i>Hairpin counts</i>	-	-	-	-	-	-
- <i>Pressure drop</i>	0,99 psi	0,05 psi	3,55 psi	0,03 psi		
- Bahan konstruksi	<i>SS 316</i>	<i>SS 316</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>
Luas transfer panas	1617,10 ft <sup>2</sup>		376,8 ft <sup>2</sup>		2298,60 ft <sup>2</sup>	
<i>Clean overall HTC</i>	128,68 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		143,16 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		214,32 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design overall HTC</i>	43,86 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		103,39 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		151,71 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design dirt factor</i>	0,001		0,001		0,001	
<i>Calculated dirt factor</i>	0,015		0,003		0,002	

Tabel 3.10 Spesifikasi alat penukar panas (lanjutan)

Parameter	CD-01		CD-02	
Fungsi	Mencairkan keseluruhan output atas MD-01		Mencairkan sebagian output atas MD-02	
Jenis	<i>Shell and tube</i>		<i>Shell and tube</i>	
Fluida panas	Output atas MD-01		Output atas MD-02	
Fluida dingin	<i>Dowtherm SR-01</i>		<i>Dowtherm SR-01</i>	
Posisi fluida	<i>Panas -&gt; shell ; dingin -&gt; tube</i>		<i>Panas -&gt; shell ; dingin -&gt; tube</i>	
Jumlah	1 unit		1 unit	
Spesifikasi	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>	<i>Shell</i>	<i>Tube</i>
- ID	39 in	0,652 in	21,25 in	0,652 in
- OD	-	0,75 in	-	0,75 in
- Panjang	-	30 ft	-	30 ft
- <i>Passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>	<i>1 pass</i>	<i>2 passes</i>
- <i>Tube counts</i>	-	<i>1330 tubes</i>	-	<i>342 tubes</i>
- <i>Hairpin counts</i>	-	-	-	-
- <i>Pressure drop</i>	4,63 psi	0,01 psi	7,76 psi	0,02 psi
- Bahan konstruksi	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Inconel 625</i>
Luas transfer panas	7832,37 ft <sup>2</sup>		2014,04 ft <sup>2</sup>	
<i>Clean overall HTC</i>	238,68 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		461,69 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design overall HTC</i>	186,36 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>		249,24 btu hr <sup>-1</sup> ft <sup>-2</sup> °F <sup>-1</sup>	
<i>Design dirt factor</i>	0,001		0,001	
<i>Calculated dirt factor</i>	0,001		0,002	

### 3.3.11 Spesifikasi Bucket Elevator

Tabel 3.11 Spesifikasi bucket elevator

Parameter	BE-01	BE-02	BE-03	BE-04
Fungsi	Mengangkut batu kapur ke RK-02	Mengangkut CaO ( <i>quicklime</i> ) ke SC-02	Mengangkut NaHCO <sub>3</sub> ke SC-04	Mengangkut Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> anhidrat ke SI-01
Jenis	<i>Centrifugal discharge bucket elevator</i>	<i>Centrifugal discharge bucket elevator</i>	<i>Centrifugal discharge bucket elevator</i>	<i>Centrifugal discharge bucket elevator</i>
Kapasitas	18,64 ton jam <sup>-1</sup>	11,48 ton jam <sup>-1</sup>	29,08 ton jam <sup>-1</sup>	12,6263 ton jam <sup>-1</sup>
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Dimensi				
- Panjang	8 in	6 in	10 in	6 in
- Lebar	5,5 in	4,5 in	6,25 in	4,5 in
- Tinggi	25 ft	25 ft	25 ft	50 ft
- <i>Spacing bucket</i>	14 in	12 in	16 in	12 in
- Jumlah <i>bucket</i>	<i>16 buckets</i>	<i>19 buckets</i>	<i>14 buckets</i>	<i>38 buckets</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Inconel 625</i>	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>
Kecepatan	608 ft min <sup>-1</sup>	296 ft min <sup>-1</sup>	440 ft min <sup>-1</sup>	978 ft min <sup>-1</sup>
Power motor	2,6 HP	1,5 HP	4,6 HP	2,6 HP

### 3.3.12 Screw Conveyor

Tabel 3.12 Spesifikasi bucket elevator

Parameter	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04	SC-05
Fungsi	Mengangkut CaO ke BE-02	Mengangkut CaO ke R-02	Mengangkut NaHCO <sub>3</sub> ke BE-03	Mengangkut NaHCO <sub>3</sub> ke RK-01	Mengangkut Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ke BE-04
Jenis	<i>Helicoid flight</i>	<i>Helicoid flight</i>	<i>Helicoid flight</i>	<i>Helicoid flight</i>	<i>Helicoid flight</i>
Kapasitas	11,48 ton jam <sup>-1</sup>	11,48 ton jam <sup>-1</sup>	29,08 ton jam <sup>-1</sup>	29,08 ton jam <sup>-1</sup>	12,62 ton jam <sup>-1</sup>
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>	<i>Carbon Steel 285</i>
Dimensi					
- Panjang	16 ft	16 ft	16 ft	16 ft	16 ft
- Diameter <i>screw</i>	9 in	9 in	12 in	12 in	18 in
- Jenis <i>bearing</i>	<i>Babbit</i>	<i>Babbit</i>	<i>Babbit</i>	<i>Babbit</i>	<i>Hard iron</i>
Kecepatan	77 rpm	77 rpm	83 rpm	83 rpm	31 rpm
Kecepatan maksimal	100 rpm	100 rpm	145 rpm	145 rpm	45 rpm
Power motor	1,5 HP	1,5 HP	2 HP	2 HP	1,5 HP

### 3.3.13 Belt Conveyor

Tabel 3.13 Spesifikasi belt conveyor

Parameter	BC-01
Fungsi	Mengangkut batu kapur ke BE-01
Jenis	<i>Long belt conveyor</i>
Kapasitas	18,64 ton jam <sup>-1</sup>
Kemiringan	30°
Panjang	1386 ft
Lebar	14 in
Kecepatan	42,5 ft min <sup>-1</sup>
Power	20,5 HP

### 3.3.14 Blower

Tabel 3.14 Spesifikasi blower

Parameter	BL-01	BL-02
Fungsi	Mengalirkan gas NH <sub>3</sub> ke AB-02	Mengalirkan gas campuran mixing point ke HE-05
Jenis	<i>Centrifugal multiblade backward curved blower</i>	<i>Centrifugal multiblade backward curved blower</i>
Kapasitas	718,51 m <sup>3</sup> jam <sup>-1</sup>	7031,43 m <sup>3</sup> jam <sup>-1</sup>
Jumlah	1 unit	1 unit
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel 285</i>	<i>Stainless Steel 285</i>
Power motor	35 HP	339 HP

### 3.3.15 Kompresor

Tabel 3.15 Spesifikasi kompresor

Parameter	CP-01
Fungsi	Menaikkan tekanan gas CO <sub>2</sub> dari <i>mixing point</i> ke tekanan 2,42 bar
Jenis	<i>Centrifugal compressor</i>
Kapasitas	5863 m <sup>3</sup> jam <sup>-1</sup>
Suhu inlet	48,64°C
Suhu outlet	147,25°C
Tekanan inlet	1,0325 bar
Tekanan outlet	2,42 bar
Diameter inlet	0,215 m
Diameter outlet	0,161 m
Power kompresor	717,522 HP

### 3.3.16 Pompa

Tabel 3.16 Spesifikasi pompa

Parameter	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan brine dari T-01 ke AB-01	Mengalirkan keluaran AB-01 ke AB-02	Mengalirkan keluaran AB-02 ke HE-01	Mengalirkan keluaran R-01 ke RDF-01	Mengalirkan keluaran RDF-01 ke HE-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	432,45 gpm	574,87 gpm	632,14 gpm	838,05 gpm	476,58 gpm
Jumlah	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi					
- ID	7,625 in	7,625 in	9,75 in	9,75 in	7,625 in
- OD	8,625 in	8,625 in	10,75 in	10,75 in	8,625 in
- IPS	8 in	8 in	10 in	10 in	8 in
- <i>Flow area</i>	45,7 in <sup>2</sup>	45,7 in <sup>2</sup>	74,6 in <sup>2</sup>	74,6 in <sup>2</sup>	45,7 in <sup>2</sup>
Kecepatan aliran	3,036 ft s <sup>-1</sup>	4,036 ft s <sup>-1</sup>	2,719 ft s <sup>-1</sup>	3,605 ft s <sup>-1</sup>	3,346 ft s <sup>-1</sup>
Power pompa	3,41 kW	3,64 kW	1,22 kW	10,30 kW	0,88 kW
Power motor	5,59 kW	5,59 kW	2,24 kW	11,19 kW	1,12 kW



Tabel 3.16 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10
Fungsi	Mengalirkan keluaran VKD ke R-03	Mengalirkan keluaran R-03 ke MD-01	Mengalirkan H2O dari UPA ke HE-03	Mengalirkan keluaran R-02 ke R-03	Mengalirkan keluaran atas MD-01 ke MD-02
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	524,12 gpm	446,60 gpm	15,59 gpm	170,63	52,68 gpm
Jumlah	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi					
- ID	7,625 in	7,625 in	1,61 in	5,761 in	2,9 in
- OD	8,625 in	8,625 in	1,9 in	6,625 in	3,5 in
- IPS	8 in	8 in	1,5 in	6 in	3 in
- <i>Flow area</i>	45,7 in <sup>2</sup>	45,7 in <sup>2</sup>	2,04 in <sup>2</sup>	26,10 in <sup>2</sup>	6,61 in <sup>2</sup>
Kecepatan aliran	3,680 ft s <sup>-1</sup>	3,136 ft s <sup>-1</sup>	2,452 ft s <sup>-1</sup>	2,098 ft s <sup>-1</sup>	3,346 ft s <sup>-1</sup>
Power pompa	3,55 kW	5,51 kW	0,27 kW	0,65 kW	0,07 kW
Power motor	5,59 kW	7,46 kW	0,37 kW	1,12 kW	0,09 kW

Tabel 3.16 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	P-11	P-12	P-13	P-14	P-15
Fungsi	Mengalirkan keluaran bawah MD-01 ke RB-01	Mengalirkan keluaran atas ACC-02 ke MD-02	Mengalirkan keluaran bawah MD-02 ke RB-02	Mengalirkan keluaran bawah MD-01 ke UPL	Mengalirkan keluaran bawah MD-02 ke UPL
Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas	411,12 gpm	39,85 gpm	27,68 gpm	411,02 gpm	3,54 gpm
Jumlah	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit	2 unit
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Dimensi					
- ID	7,625 in	2,323 in	1,5 in	7,625 in	1,049 in
- OD	8,625 in	2,88 in	1,9 in	8,625 in	1,32 in
- IPS	8 in	2,5 in	1,5 in	8 in	1 in
- <i>Flow area</i>	45,7 in <sup>2</sup>	4,23 in <sup>2</sup>	1,76 in <sup>2</sup>	45,7 in <sup>2</sup>	0,86 in <sup>2</sup>
Kecepatan aliran	2,886 ft s <sup>-1</sup>	3,022 ft s <sup>-1</sup>	5,046 ft s <sup>-1</sup>	2,886 ft s <sup>-1</sup>	2,886 ft s <sup>-1</sup>
Power pompa	0,86 kW	0,46 kW	0,027 kW	3,67 kW	0,027 kW
Power motor	1,12 kW	0,75 kW	0,037 kW	5,59 kW	0,037 kW

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

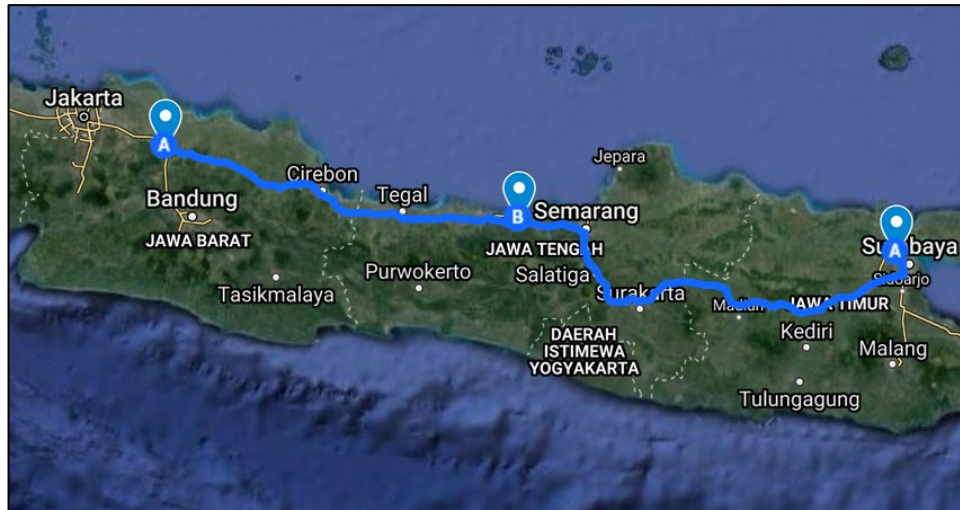
Pemilihan lokasi pabrik merupakan salah satu tahapan yang krusial dalam pembangunan pabrik untuk memperoleh keuntungan proses maupun finansial. Letak geografis suatu pabrik yang dapat mempermudah proses produksi dan kegiatan distribusi dapat memberikan keuntungan finansial. Selain itu, pemilihan lokasi pabrik juga harus mempertimbangkan perkembangan ekonomi dan sosial masyarakat disekitar lokasi. Dengan pertimbangan diatas perancangan pabrik sodium karbonat kapasitas 100.000 ton per tahun ini akan didirikan di Kawasan Industri Batang, Batang, Semarang, Jawa Tengah. Faktor-faktor penentuan lokasi pabrik antara lain:

##### **4.1.1 Sumber Bahan Baku**

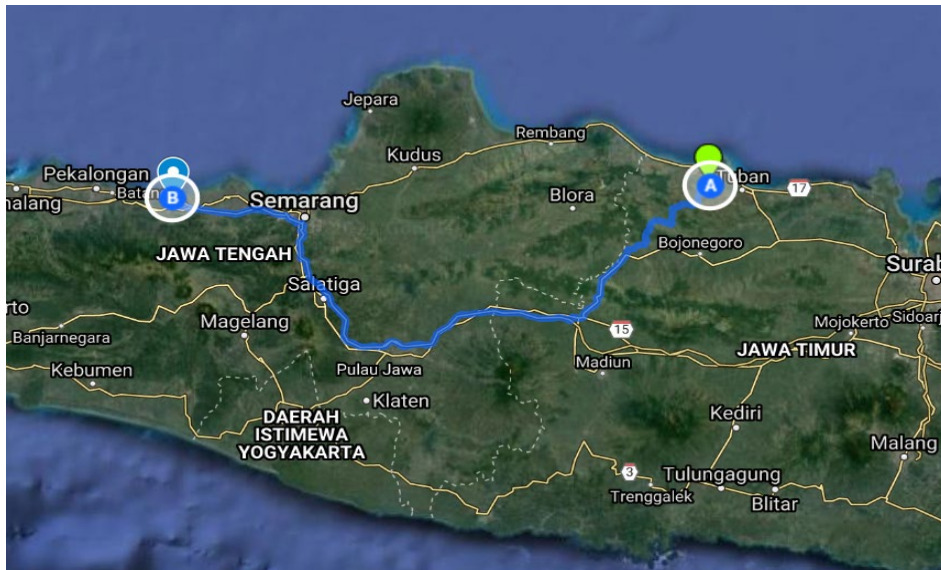
Kemudahan dalam mendapatkan bahan baku harus diperhatikan guna meminimalisir biaya transportasi. Lokasi yang dipilih untuk pabrik sodium karbonat ini memiliki letak yang strategis dalam hal penyediaan bahan baku. Lokasi ini berada di pesisir pantai utara Laut Jawa dan juga berada di tengah pulau Jawa.

Amonia dapat diperoleh dari PT Pupuk Kujang Cikampek. Transportasi dilakukan melalui jalur darat. Jika sewaktu-waktu terdapat permasalahan distribusi amonia dengan PT Pupuk Kujang Cikampek, amonia juga dapat diperoleh dari PT

Petrokimia Gresik. Kapasitas produksi amonia PT Pupuk Kujang adalah 330.000 ton/tahun dan PT Petrokimia Gresik sebesar 400.000 ton/tahun.



Gambar 4.1 Jarak penyedia amonia dengan pabrik sodium karbonat Batu kapur yang digunakan dalam proses dapat diperoleh dari Tambang Batu Kapur Temandang, yang jaraknya cukup dekat ditempuh melalui jalur darat dengan rencana lokasi pabrik sodium karbonat ini. Kapasitas produksi batu kapur dari tambang ini sendiri adalah 1,7 juta ton/tahun dengan bentuk padatan berupa butiran.



Gambar 4.2 Jarak penyedia batukapur dengan pabrik sodium karbonat

Larutan brine dapat diperoleh dari konsentrat garam hasil *reverse osmosis* PLTU Batang, yang berjarak 17 km dari lokasi pabrik sodium karbonat ini. Distribusi larutan *brine* dapat dilakukan dengan 2 moda, yaitu dengan pipa bawah laut, maupun transportasi darat. Kapasitas produksi brine oleh PLTU Batang sendiri adalah 12.024 ton/hari.

#### 4.2.2 Pemasaran Produk

Sodium karbonat adalah salah satu bahan yang diperlukan dalam setiap utilitas suatu pabrik. Maka dari itu, produk dapat dipasarkan ke pabrik yang berada disekitar kawasan industri. Selain itu sodium karbonat adalah bahan baku utama dalam pembuatan kaca sehingga pemasaran bisa dilakukan ke PT KCC Glasses yang juga terletak di Kawasan Industri Batang. Jika sewaktu-waktu terdapat pembeli dari luar pulau jawa, disediakan juga sarana transportasi laut.

#### **4.2.3 Penyediaan Sarana Penunjang (Utilitas)**

Air baku yang akan diolah lalu digunakan dalam pabrik sodium karbonat diperoleh dari Laut Jawa. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi sendiri dengan pembangkit listrik tenaga uap pabrik sodium karbonat ini. Uap yang digunakan adalah uap dari boiler pabrik ini sendiri. Uap dihasilkan dari penguapan air yang dipanaskan dengan batubara. Batubara dapat diperoleh dari PT Kaltim Prima Coal yang dikirim melalui moda transportasi laut dari Kalimantan Timur ke Batang. Untuk kebutuhan *sub-cooling*, digunakan *Dowtherm SR-01* yang diperoleh dari PT Dow Chemicals Indonesia.

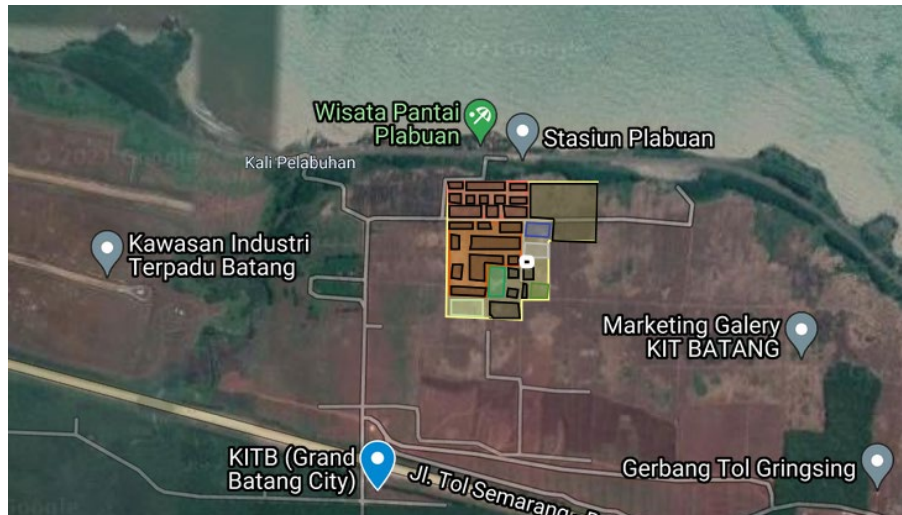
#### **4.2.4 Kondisi Masyarakat**

Sikap masyarakat diperkirakan mendukung pendirian pabrik sodium karbonat. Ini dikarenakan bahwa akan makin tingginya ketersediaan lapangan kerja untuk masyarakat sekitar. Selain itu pendirian pabrik ini diperkirakan tidak akan mengganggu keselamatan dan keamanan masyarakat di sekitarnya dikarenakan pabrik ini memiliki sedikit sekali emisi *non-toxic*.

#### **4.2.5 Kondisi Lokasi**

Batang memiliki iklim tropis dengan suhu rata-rata 28-30°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor dan banjir sangat jarang terjadi di Batang, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan baik. Batang sendiri merupakan kawasan industri yang baru dicanangkan oleh pemerintah,

sehingga banyak keuntungan dan keringanan yang diberikan pemerintah untuk investor yang ingin membangun pabrik di lokasi tersebut.



Gambar 4.3 Lokasi pabrik sodium karbonat

## 4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik mencakup seluruh desain sarana pemipaan, fasilitas bangunan untuk kegiatan internal dan eksternal, serta jenis dan jumlah peralatan serta kelistrikan. Desain tata letak pabrik harus efisien dan ergonomis dari segi fungsi dan ekonomi agar dapat memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dan pabrik berjalan maksimal dan juga mempertimbangkan kenyamanan pekerja.

Bangunan pabrik meliputi area proses, area tempat penyimpanan bahan baku dan produk, area utilitas, bengkel mekanik untuk pemeliharaan, gudang untuk plant supplies, ruang kontrol, laboratorium, kantor administrasi, kantin, area parkir, dan tempat ibadah. Dimana posisi dari setiap bangunan pabrik ditempatkan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut:



- a. Urutan proses produksi.
- b. Pengembangan lokasi baru atau penambahan perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
- c. Distribusi efisien pada kebutuhan utilitas pabrik produksi, dan bahan bakunya.
- d. Pemeliharaan dan perbaikan.
- e. Keselamatan kerja
- f. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan, dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- g. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses.
- h. Masalah pembuangan limbah.
- i. *Service area* yang tidak terlalu jauh dari tempat kerja

Pengaturan tata letak pabrik ini diharapkan dapat memberikan beberapa keuntungan, seperti:

1. Mempermudah *material handling*
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah *maintenance*
3. Meningkatkan keselamatan kerja.
4. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Perincian luas tanah dan bangunan yang digunakan sebagai tempat berdirinya pabrik dilihat pada tabel berikut:



Tabel 4.1 Rincian luas tanah

<b>Lokasi</b>	<b>Luas (hektar)</b>
Parkir truk produk	0,478
Pos keamanan	0,003
Parkir umum	0,439
Masjid	0,093
Taman	0,076
Mess	0,239
Klinik	0,124
Laboratorium	0,093
Kantin	0,019
Bengkel	0,326
Unit Pemadam Kebakaran	0,295
Perkantoran	0,444
Area Utilitas dan Pengolahan limbah	2,33
Area Proses	3,56
Area Perluasan	2,81
<b>Luas Tanah</b>	<b>11,329</b>
<b>Luas Bangunan</b>	<b>7,526</b>

Tabel 4.2 Rincian area pabrik proses

<b>Lokasi</b>	<b>Luas (hektar)</b>
Area Bahan Baku	0,139
Area Gudang Batukapur	0,098
Area Absorpsi dan Karbonasi	0,625
Area <i>Recovery Ammonia</i>	0,49
Area <i>Slaking Lime</i>	0,125
Area Kalsinasi Batukapur	0,17
Area Kalsinasi <i>Soda Ash</i>	0,16
Area Penyimpanan Produk	0,304
Area <i>Control Room</i> Proses	0,109
<b>Total</b>	<b>2,22</b>

Tabel 4.3 Rincian area pabrik utilitas

<b>Lokasi</b>	<b>Luas (hektar)</b>
Area Boiler & STG	0,127
Area Unit Pembangkit Listrik	0,093
Parkir Truk Supply	0,252

Area Pengolahan Air	0,304
Area Pengolahan Limbah	0,128
Area <i>Flue Gas Recovery</i>	0,088
Area Refrigerasi	0,087
Area <i>Cooling Tower</i>	0,092
Warehouse	0,128
Stockpile batubara	0,345
Area Control Room utilitas	0,147
<b>Total</b>	<b>1,791</b>



### **4.3 Tata Letak Alat Proses**

Dalam perancangan tata letak peralatan proses pada suatu pabrik ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

#### **1. Aliran bahan baku dan produk**

Tata letak peralatan proses yang dirancang agar sesuai dengan alur proses dapat memberikan keuntungan pada pabrik itu sendiri seperti pada aspek ekonomi, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

#### **2. Aliran udara**

Gas buangan di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan alirannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu memperhatikan arah hembusan angin agar gas buangan pabrik tidak mengarah ke area perumahan warga.

#### **3. Pencahayaan**

Penerangan pada area proses dalam pabrik juga harus memadai sebab proses produksi berjalan 24 jam per hari, terutama pada area berbahaya hal ini bertujuan tidak lain untuk mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan dalam pabrik.

#### **4. Lalu lintas manusia dan kendaraan**

Dalam perancangan layout peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan

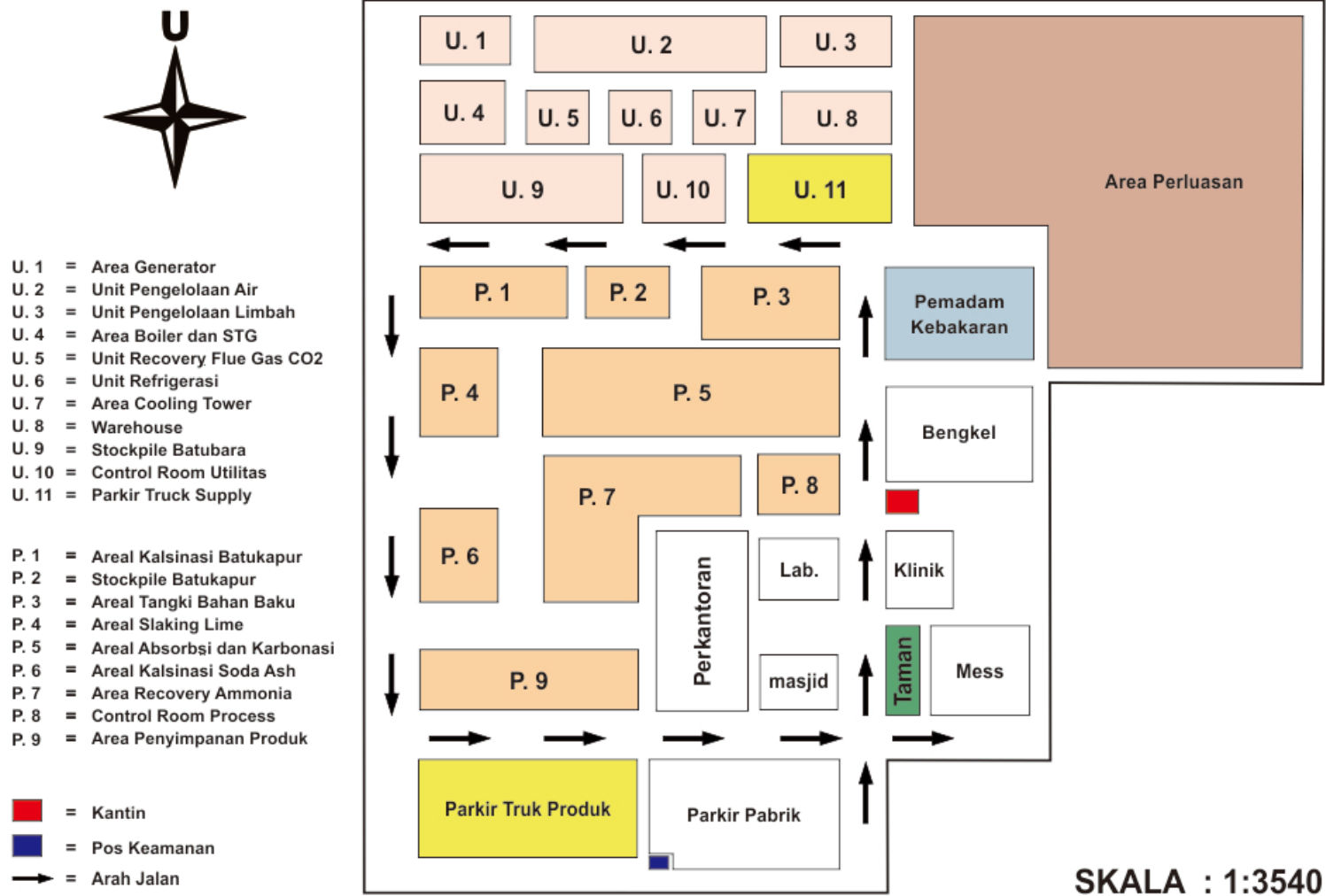
pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### 5. Pertimbangan Ekonomi

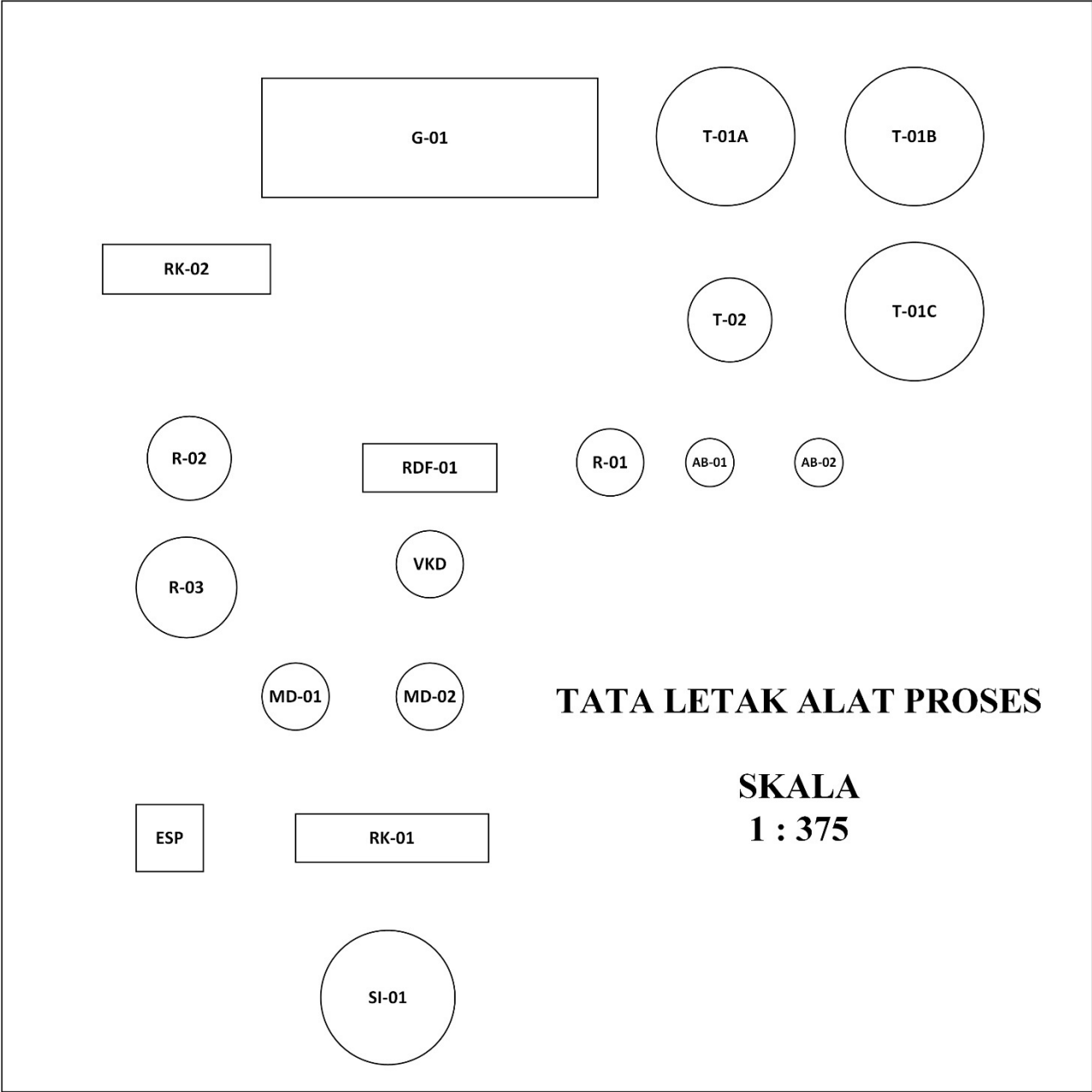
Penempatan alat – alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya perancangan dan biaya operasi serta menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menggantungkan dari segi ekonomi tetapi tetap mengedapankan keamanan produksi.

#### 6. Jarak antar alat proses

Jarak tiap alat dalam pabrik memiliki pertimbangannya masing masing, ada yang diletakan berdampingan ada yang diletakan agak berjauhan. Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya.



Gambar 4.4 Tata letak pabrik dan alat proses



Gambar 4.5 Tata letak alat proses

### 4.3 Alir Proses dan Material

#### 4.3.1 Neraca Massa Total

Tabel 4.4 Neraca massa total

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )						Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )				
	1	3	15	17	27	9	10	21	23	28	29
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	186,4	-	-	-	-	186,4	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	18.082,5	-	-	-	-	1.808,2	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	15.445,1	-	-	-
CaO	1,3	-	-	-	-	1,3	-	911,4	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	541,9	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-	5.558,9	-	-	-	-	2.525,3	2.525,3
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	-	-	-	-	0,3	-	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	76.163,5	-	-	2.929,4	-	25,0	9.023,8	69.279,4	-	-	-
MgO	2,5	-	-	-	-	2,5	-	-	-	-	-
NaCl	22.849,0	-	-	-	-	18,9	-	5.693,3	-	-	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	12.575,8	-	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	2214,6	2.460,7	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	-	-	-	-	2,5	-	-	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	510,6	-	-	-	-	-	249,0	-	6,3	6,3
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-	-	-	-	-	783,6	-	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	372,8	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	99.019,1	510,6	18.641,7	2.929,4	5.558,9	12.626,3	11.238,4	96.948,3	783,6	2.531,6	2.531,6
<b>Total</b>			<b>126.659,7</b>					<b>126.659,7</b>			

### 4.3.1 Neraca Massa Alat

#### 1. Absorber 1 dan Absorber 2

Tabel 4.5 Neraca massa AB-01

Comp.	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	1	5	2	28
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-
CaO	1,3	-	1,3	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	17.185,6	14660,3	2.525,3
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	-	0,3	-
H <sub>2</sub> O	76.163,5	-	69139,7	-
MgO	2,5	-	2,5	-
NaCl	22.849,0	-	22849,0	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	-	2,5	-
NH <sub>3</sub>	-	6.639,9	-	6,3
NH <sub>4</sub> OH	-	-	13657,4	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>99.019,1</b>	<b>23.825,5</b>	<b>120.313,0</b>	<b>2.531,6</b>
<b>Total</b>		<b>122.844,5</b>		<b>122.844,5</b>

Tabel 4.6 Neraca massa AB-02

Comp.	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )			Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	2	3	14	4	29
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-	-
CaO	1,3	-	-	1,3	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	14.660,3	-	4.296,4	16.431,5	2.525,3
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	-	-	0,3	-
H <sub>2</sub> O	69.139,7	-	-	62.102,5	-
MgO	2,5	-	-	2,5	-
NaCl	22.849,0	-	-	22.849,0	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	-	-	2,5	-
NH <sub>3</sub>	-	510,6	6.141,9	-	6,3
NH <sub>4</sub> OH	13.657,4	-	-	27.340,7	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>120.313</b>	<b>510,6</b>	<b>10.438,3</b>	<b>128.730,3</b>	<b>2.531,6</b>
<b>Total</b>			<b>131.261,9</b>		<b>131.261,9</b>



## 2. Reaktor 1 dan Reaktor 2

Tabel 4.7 Neraca massa R-01

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	4	25	5	6
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-
CaO	1,3	-	-	1,3
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	16.431,5	17.939,7	17.185,6	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	-	-	0,3
H <sub>2</sub> O	62.102,5	-	-	69.133,0
MgO	2,5	-	-	2,5
NaCl	22.849,0	-	-	5.712,3
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	24.606,7
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	-	-	2,5
NH <sub>3</sub>	-	-	6.639,9	-
NH <sub>4</sub> OH	27.340,7	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	7.714,0
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	15.672,1
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>128.730,3</b>	<b>17.939,7</b>	<b>23.825,5</b>	<b>122.844,5</b>
<b>Total</b>		<b>146.670,0</b>		<b>146.670,0</b>

Tabel 4.8 Neraca massa R-02

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )
	16	17	18
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	186,4	-	186,4
CaCO <sub>3</sub>	1.808,2	-	1.808,2
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-
CaO	9.113,6	-	911,4
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	10.838,6
CO <sub>2</sub>	-	-	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	-	2.924,4	292,9
MgO	-	-	-
NaCl	-	-	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	372,8	-	372,8
<b>Sub total</b>	<b>11481,1</b>	<b>2924,4</b>	<b>14410,4</b>
<b>Total</b>		<b>14.410,4</b>	<b>14.410,4</b>

### 3. Reaktor 3 dan Rotary Kiln 1

Tabel 4.9 Neraca massa R-03

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )
	18	19	20
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	186,4	-	186,4
CaCO <sub>3</sub>	1.808,2	-	1.808,2
CaCl <sub>2</sub>	-	-	15.445,1
CaO	911,4	-	911,4
Ca(OH) <sub>2</sub>	10.838,6	-	541,9
CO <sub>2</sub>	-	-	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	292,9	63.977,3	69.279,4
MgO	-	-	-
NaCl	-	5.693,3	5.693,3
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	-	2.460,7	2.460,7
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	4.730,9
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	15.672,1	783,6
SiO <sub>2</sub>	372,8	-	372,8
<b>Sub total</b>	<b>14.410,4</b>	<b>87.803,4</b>	<b>102.213,8</b>
<b>Total</b>		<b>102.113,8</b>	<b>102.113,8</b>

Tabel 4.10 Neraca massa RK-01

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )			Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )		
	7	8	9	7	8	9
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
CaO	1,3	-	-	-	-	1,3
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	5.220,1	-	-	-	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	-	-	-	-	0,3
H <sub>2</sub> O	6.913,3	9.023,8	25,0	-	-	-
MgO	2,5	-	2,5	-	-	-
NaCl	18,9	-	18,9	-	-	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	12.575,8	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	22.146,0	2.214,6	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	-	2,5	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>29.084,8</b>	<b>16.458,5</b>	<b>12.626,3</b>	<b>29.084,8</b>	<b>16.458,5</b>	<b>12.626,3</b>
<b>Total</b>	<b>29.084,8</b>	<b>29.084,8</b>	<b>29.084,8</b>	<b>29.084,8</b>	<b>29.084,8</b>	<b>29.084,8</b>

#### 4. Rotary Kiln 2 dan Vertical Knock Drum

Tabel 4.11 Neraca massa RK-02

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	15	16	26	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	186,4	186,4	-	
CaCO <sub>3</sub>	18.082,5	1.808,2	-	
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	
CaO	-	9.113,5	-	
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	
CO <sub>2</sub>	-	-	7.160,7	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	
H <sub>2</sub> O	-	-	-	
MgO	-	-	-	
NaCl	-	-	-	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	
NH <sub>3</sub>	-	-	-	
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	
SiO <sub>2</sub>	372,8	372,8	-	
<b>Sub total</b>	<b>18.641,7</b>	<b>11.481,1</b>	<b>7.160,7</b>	
<b>Total</b>	<b>18.641,7</b>		<b>18.641,7</b>	

Tabel 4.12 Neraca massa VKD

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	12	13	19	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	
CaO	-	-	-	
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	
CO <sub>2</sub>	-	4.296,4	-	
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	
H <sub>2</sub> O	62.219,7	-	63.977,3	
MgO	-	-	-	
NaCl	5.693,3	-	5.693,3	
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	
NaHCO <sub>3</sub>	2.460,7	-	2.460,7	
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	
NH <sub>3</sub>	-	1.660,0	-	
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	7.714,0	-	-	
NH <sub>4</sub> Cl	15.672,1	-	15.672,1	
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	
<b>Sub total</b>	<b>93.759,8</b>	<b>5.956,4</b>	<b>87.803,4</b>	
<b>Total</b>	<b>93.759,8</b>		<b>93.759,8</b>	

## 5. Rotary Drum Filter dan Electrostatic Precipitator

Tabel 4.13 Neraca massa RDF

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	6	7	12	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-
CaO	1,3	1,3	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	-	-	-	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	0,3	-	-
H <sub>2</sub> O	69.133,0	6.913,3	62.219,7	-
MgO	2,5	2,5	-	-
NaCl	5.712,3	18,9	5.693,3	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	24.606,7	5.146,0	2460,7	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	2,5	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	7.714,0	-	7.714,0	-
NH <sub>4</sub> Cl	15.672,1	-	15.672,1	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>122.844,5</b>	<b>29.084,8</b>	<b>93.759,8</b>	
<b>Total</b>	<b>122.844,5</b>		<b>122.844,5</b>	

Tabel 4.14 Neraca massa ESP

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )		Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )	
	8	10	11	
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-	-
CaO	-	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	5.220,1	-	5.520,1	-
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-
H <sub>2</sub> O	9.023,8	9.023,8	-	-
MgO	-	-	-	-
NaCl	-	-	-	-
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NaHCO <sub>3</sub>	2.214,6	2.214,6	-	-
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-	-
NH <sub>3</sub>	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-
SiO <sub>2</sub>	-	-	-	-
<b>Sub total</b>	<b>16.458,5</b>	<b>11.238,4</b>	<b>5.520,1</b>	
<b>Total</b>	<b>16.458,5</b>		<b>16.458,5</b>	

## 6. Menara Distilasi 1 dan Menara Distilasi 2

Tabel 4.15 Neraca massa MD-01

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )			Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )		
	20	21	22	20	21	22
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	186,4	186,4	-			
CaCO <sub>3</sub>	1.808,2	1.808,2	-			
CaCl <sub>2</sub>	15.445,1	15.445,1	-			
CaO	911,4	9.11,4	-			
Ca(OH) <sub>2</sub>	541,9	5.41,9	-			
CO <sub>2</sub>	-	-	-			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-			
H <sub>2</sub> O	692.79,4	692.79,4	-			
MgO	-	-	-			
NaCl	5.693,3	5.693,3	-			
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-			
NaHCO <sub>3</sub>	2.460,7	2.460,7	-			
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-			
NH <sub>3</sub>	4.730,9	249,0	4.481,9			
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-			
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-			
NH <sub>4</sub> Cl	783,6	-	783,6			
SiO <sub>2</sub>	372,8	372,8	-			
<b>Sub total</b>	<b>102.213,8</b>	<b>96.948,3</b>	<b>5.265,5</b>			
<b>Total</b>	<b>102.213,8</b>	<b>102.213,8</b>				

Tabel 4.16 Neraca massa MD-02

Komponen	Masuk (kg jam <sup>-1</sup> )			Keluar (kg jam <sup>-1</sup> )		
	22	23	24	22	23	24
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-			
CaCO <sub>3</sub>	-	-	-			
CaCl <sub>2</sub>	-	-	-			
CaO	-	-	-			
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-			
CO <sub>2</sub>	-	-	-			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-			
H <sub>2</sub> O	-	-	-			
MgO	-	-	-			
NaCl	-	-	-			
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-			
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-			
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	-			
NH <sub>3</sub>	4.481,9	-	4.481,9			
NH <sub>4</sub> OH	-	-	-			
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-			
NH <sub>4</sub> Cl	783,6	783,6	-			
SiO <sub>2</sub>	-	-	-			
<b>Sub total</b>	<b>5.265,5</b>	<b>783,6</b>	<b>4.481,9</b>			
<b>Total</b>	<b>5.265,5</b>		<b>5.265,5</b>			

### 4.3.2 Neraca Energi Alat

#### 1. Absorber 1 (AB-02)

Tabel 4.17 Neraca energi absorber

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 1	1.746.091,9	-
Arus 5	149.899,2	-
Arus 2	-	1.732.824,6
Arus 28	-	11446,9
Q reaksi	9.618.226,8	-
Q pendingin	-	9.769.946,4
<b>Total</b>	<b>11.514.217,9</b>	<b>11.514.217,9</b>

#### 2. Absorber 2 (AB-02)

Tabel 4.18 Neraca energi absorber

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 2	1.732.822,7	-
Arus 3	5.503,8	-
Arus 14	86.389,6	-
Arus 4	-	1.661.327,9
Arus 29	-	11.446,9
Q reaksi	19.254.760,8	-
Q pendingin	-	19.406.702,1
<b>Total</b>	<b>21.079.476,9</b>	<b>21.079.476,9</b>

#### 3. Reaktor 1 (R-01)

Tabel 4.19 Neraca energi R-01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 4	9.038.706,6	-
Arus 25	397.952,9	-
Arus 5	-	737.463,9
Arus 6	-	8.841.488,2
Q reaksi	40.973.656,5	-
Q pendingin	-	40.831.333,9
<b>Total</b>	<b>50.410.286,0</b>	<b>50.410.286,0</b>

4. Reaktor 2 (R-01)

Tabel 4.20 Neraca energi R-02

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 16	598.417,1	-
Arus 17	797.457,5	-
Arus 18	-	1.162.141,7
Q reaksi	1.622.5421,3	-
Q pendingin	-	1.6459.154,2
<b>Total</b>	<b>1.7621.295,9</b>	<b>1.7621.295,9</b>

5. Reaktor 3 (R-03)

Tabel 4.21 Neraca energi R-03

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 18	1.162.141,7	-
Arus 19	19.702.823,3	-
Arus 20	-	20.997.266,0
Q reaksi	-	21.732.135,7
Q pemanas	21864436,7	-
<b>Total</b>	<b>42.729.401,8</b>	<b>42.729.401,8</b>

6. Rotary Kiln 1 (RK-01)

Tabel 4.22 Neraca energi RK-01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 7	268.918,7	-
Arus 8	-	1.609.798,5
Arus 9	-	5.019.763,9
Q reaksi	-	16.676.651,8
Q pemanas	23.037.295,4	-
<b>Total</b>	<b>23.306.214,2</b>	<b>23.306.214,2</b>

7. Rotary Kiln 2 (RK-02)

Tabel 4.23 Neraca energi RK-02

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 7	268.918,7	-
Arus 8	-	1.609.798,5
Arus 9	-	5.019.763,9
Q reaksi	-	16.676.651,8
Q pemanas	23.037.295,4	-
<b>Total</b>	<b>23.306.214,2</b>	<b>23.306.214,2</b>

8. Vertical Knock Drum (VKD)

Tabel 4.24 Neraca energi VKD

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 12	19.515.398,5	-
Arus 13	-	484.705,5
Arus 19	-	19.702.823,3
Q reaksi	-	17.424.379,1
Q pemanas	18.096.509,5	-
<b>Total</b>	<b>37.611.908,0</b>	<b>37.611.908,0</b>

9. Electrostatic Precipitator (ESP)

Tabel 4.25 Neraca energi VKD

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 8	5.013.052,2	-
Arus 10	-	22.836,6
Arus 11	-	200.843,0
Q pendingin	-	4.789.373,6
<b>Total</b>	<b>5.013.052,2</b>	<b>5.013.052,2</b>

10. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 4.26 Neraca energi MD-01

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 20	1.258.445.433,6	-
Arus 21	-	1.199.648.468,4
Arus 22	-	23.043.000,0
Q condenser	-	39.802.095,0
Q reboiler	4.048.129,8	-
<b>Total</b>	<b>1.262.493.563,4</b>	<b>1.262.493.563,4</b>



11. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 4.27 Neraca energi MD-02

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>	<b>Keluar (kJ jam<sup>-1</sup>)</b>
Arus 22	23.043.000,0	-
Arus 23	-	16.013.424,3
Arus 24	-	12.656.000,0
Q condenser	-	38.409.545,8
Q reboiler	44.035.970,1	-
<b>Total</b>	<b>67.078.970,1</b>	<b>67.078.970,1</b>



#### **4.4 Pelayanan Utilitas**

Pabrik proses tidak akan bisa berjalan jika tidak ditunjang oleh sarana utilitas yang sesuai. Unit utilitas adalah jantung dari sebuah pabrik. Hampir seluruh kebutuhan penjalanan pabrik proses didapatkan dari sarana utilitas. Hal-hal ini mencakup air, *steam*, dan listrik.

Dalam pabrik sodium karbonat ini, ada beberapa unit pendukung yang digunakan, antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
2. Unit Pembangkit Steam
3. Unit Pembangkit Listrik
4. Unit Penyediaan Udara Tekan
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Recovery Flue Gas
7. Unit Refrigerasi

##### **4.4.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

###### **4.4.1.1 Unit Penyediaan Air**

Pabrik sodium karbonat ini mengkonsumsi air dalam jumlah yang besar. Dalam perancangan pabrik sodium karbonat ini, sumber air didapatkan dari Laut Jawa dikarenakan lokasi pabrik yang berada cukup dekat dari pesisir laut. Air laut yang mempunyai unsur garam yang melimpah perlu dihilangkan terlebih dahulu pada unit ini. Kandungan garam ini dapat menyebabkan *scaling* jika masuk ke boiler, yang mana *scaling* ini dapat menurunkan performa boiler, bahkan dapat

memangkas umur boiler secara signifikan. Maka dari itu air laut perlu dilakukan desalinasi terlebih dahulu sebelum digunakan kedalam alat-alat yang sensitif terhadap *scalling*. Pertimbangan menggunakan air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air selain lokasinya dekat dengan pabrik adalah sebagai berikut:

- Dapat diperoleh dalam kuantitas yang besar, hampir tak terbatas. Hal ini sesuai dengan kebutuhan air pabrik sodium karbonat yang sangat besar.
- Pengolahannya hanya membutuhkan sedikit biaya tambahan dibanding pengolahan air sungai atau air danau. Biaya tambahan yang dimaksud disini ialah biaya untuk proses desalinasi.

Kebutuhan air dalam pabrik sodium karbonat ini digunakan untuk beberapa keperluan yaitu:

#### 1. Air pendingin

Air pendingin digunakan sebagai pendingin pada alat-alat yang membutuhkan penurunan suhu. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air pendingin adalah:

- Organisme mikroskopis dan partikel-partikel mikroskopis lainnya.
- Organisme makroskopis dan partikel-partikel besar lainnya.

Hal-hal tersebut perlu diolah terlebih dahulu agar tidak terjadi *fouling* pada alat-alat yang memerlukan air pendingin. Pengolahan ini dilakukan secara fisis dan kimawi sebelum proses desalinasi.

## 2. Air Umpan Boiler

Pada pengolahan air umpan boiler, ada beberapa faktor yang harus diperhatikan guna mencegah *scalling*, *fouling*, dan *foaming*. Faktor-faktor tersebut antara lain:

- Kandungan gas-gas terlarut yang menyebabkan korosi
- Kandungan mineral yang menyebabkan *scalling*
- Kandungan mineral yang dapat menyebabkan *foaming*.

Air umpan boiler harus melalui tahap pelunakan air, dealkalinasi, dan dearasi sebelum bisa menghasilkan *steam* tanpa menurunkan kualitas steam dan memperpendek umur boiler.

## 3. Air proses

Air proses memiliki kualitas yang hampir sama dengan air umpan boiler. Perbedaan utamanya terletak pada proses dearasi. Setelah melewati tahapan pelunakan air dan dealkalinasi, air proses tidak perlu untuk masuk kedalam proses dearasi.

## 4. Air konsumsi umum

Penggunaan air tidak hanya dibutuhkan untuk proses, tetapi dibutuhkan juga untuk memenuhi kebutuhan umum seperti air untuk minum, air kantor dan masjid, air laboratorium dan air perumahan. Air yang digunakan untuk kebutuhan umum dan sanitasi harus memenuhi standar yang berlaku. Standar ini meliputi standar fisik dan standar kimia. Untuk standar secara fisik meliputi suhu air yang harus sama dengan suhu lingkungan, mempunyai warna yang bening/jernih dan tidak memiliki rasa

dan bau. Sedangkan untuk standar secara kimia adalah tidak mengandung zat yang tidak beracun (zat organik maupun anorganik). Untuk memenuhi standar tersebut air perlu diproses desalinasi dan klorinasi sehingga air dapat dikonsumsi untuk umum dan sanitasi.

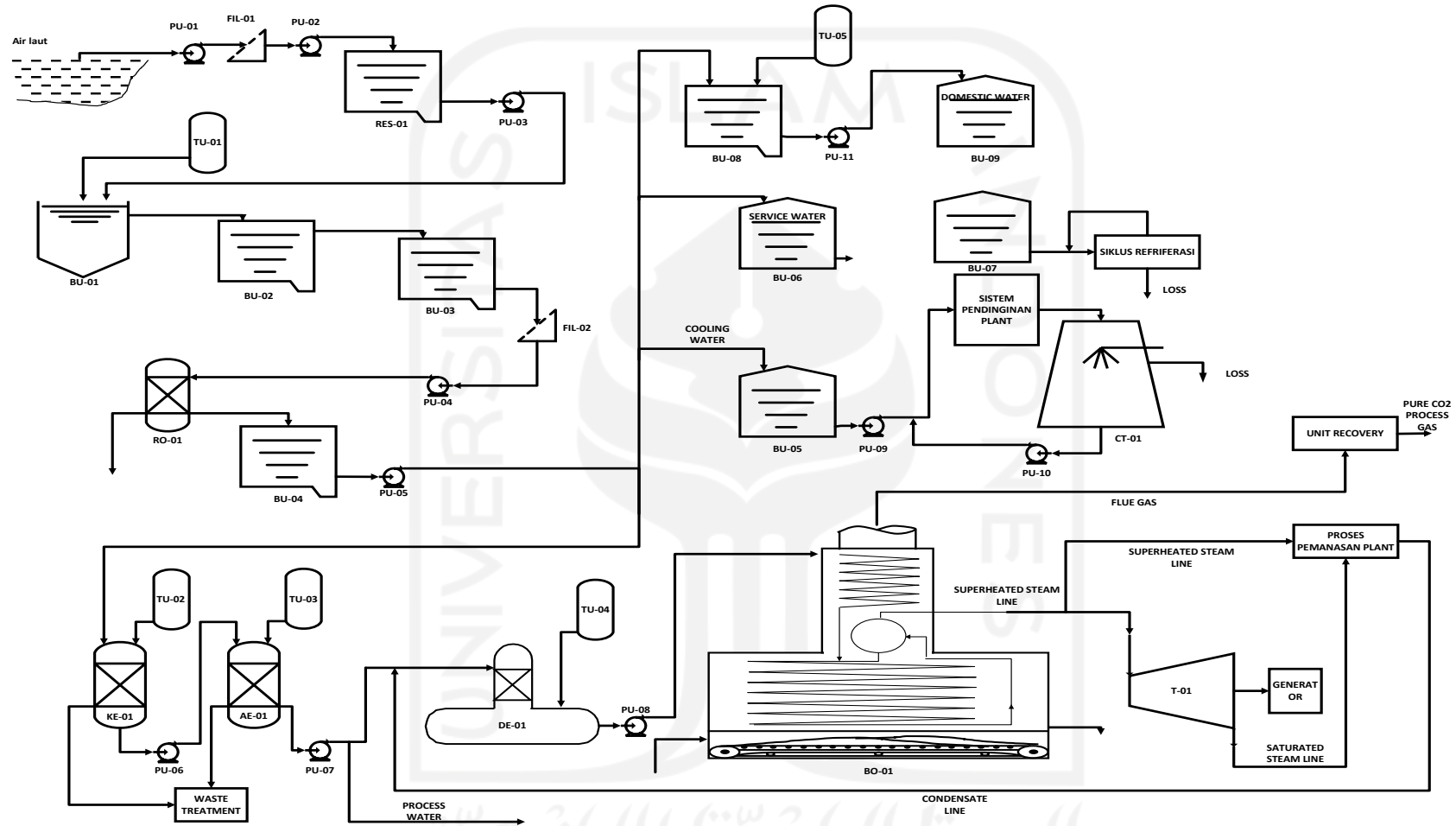
#### 5. Air Pemadam Kebakaran

Air pemadam kebakaran harus tersedia setiap saat di setiap pabrik. Jika suatu waktu terjadi kebakaran pada pabrik, dapat diatasi dengan mudah dan cepat dengan air pemadam kebakaran. Maka oleh itu air pemadam kebakaran harus dipersiapkan. Sama seperti penggunaan air yang lainnya, air pemadam kebakaran juga disediakan setelah air laut melewati proses desalinasi.

#### 4.4.1.2 Unit Pengolahan Air

Air laut harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan dalam proses-proses di pabrik. Berikut tercantumkan diagram alir unit utilitas dan tahap-tahap pengolahan air laut menjadi air bersih, hingga air yang spesifik digunakan pada masing-masing proses yang membutuhkan. Tahapan ini akan dijelaskan sebagai berikut:

**PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM  
PABRIK UTILITAS NATRIUM KARBONAT DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS  
100.000 TON/TAHUN**



Gambar 4.6 Diagram alir utilitas

Keterangan:

F-01	:	DISC FILTER
RES-01	:	RESERVOIR
BU-01	:	CLARIFIER
TU-01	:	HOPPER
BU-02	:	BAK TERBUKA
BU-03	:	BAK TERBUKA
FIL-02	:	FILTER PASIR
RO-01	:	ALAT REVERSE OSMOSIS
BU-04	:	BAK TERBUKA
KE-01	:	VESSEL KATION EXCHANGER
TU-02	:	TANGKI HCl
AE-01	:	VESSEL ANION EXCHANGER
TU-03	:	TANGKI NAOH
DE-01	:	VESSEL DEARATOR
TU-04	:	TANGKI HIDRAZIN
BO-01	:	BOILER WATER TUBE TRAVELLING GRATE
ST-01	:	STEAM TURBINE
BU-05	:	BAK TERBUKA
CT-01	:	COOLING TOWER FORCED CONVECTION
BU-06	:	BAK TERBUKA
BU-07	:	TANGKI REFRIGERAN
BU-08	:	BAK TERBUKA
BU-09	:	BAK TERBUKA
TU-05	:	TANGKI KLORIN
PU-01	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-02	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-03	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-04	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-05	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-06	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-07	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-08	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-09	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-10	:	POMPA CENTRIFUGAL
PU-11	:	POMPA CENTRIFUGAL

### 1. Penampungan (Reservoir)

Air laut dipompakan ke filter untuk menyaring partikel besar sebelum masuk ke areal pengolahan air. Air laut disimpan di *reservoir* sebelum masuk kedalam proses pengolahan air lebih lanjut. Padatan-padatan yang lolos dari filter pertama dibiarkan mengendap. Pengendapan pada *reservoir* tidak memerlukan peralatan khusus. Gaya gravitasi dimanfaatkan untuk pengendapan pada *reservoir*.

### 2. Koagulasi dan Flokulasi

Air dari *reservoir* dipompakan ke bak koagulasi dan dicampurkan dengan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  (tawas padat) secara *rapid mixing* sehingga membentuk gumpalan. Gumpalan yang terbentuk ini biasa disebut sebagai flok. Flok-flok ini akan mengendap didasar bak dan air yang memiliki kandungan flok yang rendah akan dialirkan ke bak-bak berikutnya untuk memastikan flok-flok yang terbentuk telah terendapkan semaksimal mungkin.

Penggunaan tawas dalam proses ini dilandaskan bahwa tawas adalah suatu garam hasil perpaduan basa lemah dan asam kuat. Oleh karena itu, air yang bersifat basa, akan mudah terhidrolisis dengan penambahan tawas.

### 3. Filtrasi

Air dari bak-bak pengendap dialirkan ke filter pasir untuk menyaring partikel-partikel yang masih lolos dari proses sebelumnya. Filter pasir memiliki beberapa komponen yaitu 3 lapisan padatan yang memiliki



porositas yang berbeda. Lapisan paling hingga bawah berturut-turut adalah batu krikil kasar, batu krikil halus, dan pasir. Air yang keluar dari filter ini akan disubjekkan kepada proses demineralisasi terlebih dahulu untuk menurunkan kadar salinitas dari air laut.

#### 4. Desalinasi

Desalinasi pada pabrik sodium karbonat ini menggunakan teknologi *Membrane Reverse Osmosis*. *Reverse Osmosis* adalah suatu proses buatan yang berkebalikan dengan osmosis biasa. Pada proses osmosis, air akan melewati membran semi-permeabel ke arah konsentrasi yang lebih tinggi. Proses ini adalah proses yang terjadi secara alami. Sedangkan pada *reverse osmosis* air yang memiliki konsentrasi garam yang tinggi dipompakan dengan tekanan yang tinggi kedalam membran, sehingga proses perpindahan massa akan memiliki arah yang terbalik daripada peristiwa osmosis. Air yang memiliki kadar salinitas yang rendah akan menembus membran, sedangkan yang masih bersisa akan menjadi konsentrat dari proses ini. Dengan *reverse osmosis*, air laut yang memiliki kadar berkisar 10.000 ppm bisa diturunkan menjadi 100 ppm. Air keluaran dari proses desalinasi ini akan didistribusikan ke setiap bagian yang membutuhkan air bersih.

#### 5. Demineralisasi

Air bersih dari proses desalinasi akan masuk kedalam proses demineralisasi. Proses demineralisasi ini terbagi menjadi 2, yaitu pelunakan

air dan dealkalinasi. Proses pelunakan air terjadi pada *kation exchanger*. Didalam *kation exchanger*, mineral-mineral sadah seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^+$ ,  $\text{K}^+$ , dan mineral lainnya akan dibebaskan dari air bersih. Mineral ini akan ditangkap oleh suatu *resin* berjenis *hydrogen-zeolite*. *Resin* memiliki kapasitas untuk menangkap ion-ion ini. Suatu waktu *resin* tidak mampu lagi untuk menangkap mineral, maka akan disubjekkan kedalam proses regenerasi *resin*. Regenerasi *resin kation exchanger* dilakukan dengan penambahan asam kuat HCl, sehingga akan membentuk garam-garam seperti NaCl,  $\text{CaCl}_2$ ,  $\text{MgCl}_2$ , KCl, dan mineral sadah lainnya dan dibuang ke unit pengolahan limbah. Air keluaran dari *kation exchanger* adalah air bebas mineral yang tendensi untuk membentuk *scalling*-nya sudah diminimalkan.

Air yang telah melewati *kation exchanger* akan disubjekkan kedalam *anion exchanger* untuk dilakukan proses dealkalinasi. Proses ini bertujuan untuk menangkap ion-ion negatif seperti  $\text{HCO}_3^-$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$ , dan lain lain. Ion negatif ini harus ditangkap karena akan jika air bersifat basa ini dipanaskan, akan berpotensi untuk membentuk gas  $\text{CO}_2$  yang bisa menurunkan performa boiler dan alat proses lainnya. Proses penangkapan ion-ion memiliki mekanisme yang mirip pada proses pelunakan air. Perbedaan utama nya adalah jenis *resin* yang digunakan. Jenis *resin* yang digunakan *weakly basic anion exchanger*. Pada proses ini, saat *resin* sudah memenuhi kapasitasnya untuk menangkap ion, *resin* akan diregenerasikan dengan menambahkan basa kuat NaOH sehingga terbentuk garam seperti

NaHCO<sub>3</sub>, NaCl, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>, CaSO<sub>4</sub>, dan lain lain. Air keluaran dari *anion exchanger* ini sudah bisa digunakan sebagai air proses. Tetapi untuk penggunaan sebagai air umpan boiler, perlu dilakukan proses lebih lanjut.

## 6. Dearasi

Air keluaran dari proses demineralisasi yang akan dijadikan umpan boiler akan disubjekkan ke proses dearasi untuk menghilangkan gas-gas terlarut dalam air, terutama gas O<sub>2</sub> yang berpotensi untuk menyebabkan korosi pada boiler. Korosi pada boiler memiliki konsekuensi yang sangat berbahaya, selain perpendekan umur boiler. Pengikisan didalam boiler berpotensi menyebabkan peledakan dikarenakan ekspansi tekanan yang tidak sesuai dengan tekanan desain. Untuk menghilangkan gas-gas terlarut, senyawa N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> (hidrazin) ditambahkan untuk mengikat O<sub>2</sub> dan gas terlarut lainnya. Sehingga air tanpa gas terlarut dapat diperoleh dan dijadikan air umpan boiler.

### 4.4.2 Unit Penyedia Air

#### 4.4.2.1 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.28 Kebutuhan air pembangkit *steam*

<b>Nama Alat</b>	<b>Kode</b>	<b>Jumlah (kg jam<sup>-1</sup>)</b>
<i>Vertical Knock Drum</i>	VKD	6.590,3
<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>	R-03	7.962,5
<i>Shell and Tube Heater 02</i>	HE-02	9.877,0
<i>Shell and Tube Heater 03</i>	HE-03	290,2
<i>Shell and Tube Heater 04</i>	HE-04	194,1
<i>Shell and Tube Heater 05</i>	HE-05	40,0
<i>Kettle Reboiler 01</i>	RB-01	1.474,3
<i>Kettle Reboiler 02</i>	RB-02	14.741,0
<b>TOTAL</b>		<b>41.169,6</b>

*Steam* yang diproduksi adalah jenis *superheated steam* dengan kondisi:

$$T = 350^{\circ}\text{C}$$

$$P = 80 \text{ bar abs}$$

Sebanyak  $14.741,0 \text{ kg jam}^{-1}$  *superheated steam* langsung digunakan ke alat RB-02 yang ada dipabrik proses. Sebanyak  $26.428,6 \text{ kg jam}^{-1}$  *superheated steam* dialirkan ke turbin untuk membangkitkan listrik serta menurunkan tekanan dan suhu *steam* sehingga menjadi *saturated steam* lalu digunakan ke alat-alat lainnya selain RB-02. *Saturated steam* keluaran dari turbin memiliki kondisi:

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

$$P = 4,76 \text{ bar abs}$$

Penggunaan *steam* dalam pabrik sodium karbonat ini adalah *semi closed loop system* yang mana setelah *steam* digunakan pada masing-masing alat yang membutuhkan *steam* tersebut akan berubah fasa menjadi kondensat. Lalu kondensat tersebut diumpankan kembali ke proses dearasi sebelum diumpankan kembali ke boiler. Namun, untuk menjaga umur boiler agar bertahan lama, didalam boiler terdapat proses *blowdown* dan proses *steam trap*. Jika seluruh air yang dipasok kedalam boiler diuapkan, potensi terjadinya *scalling* dan korosi akan meningkat, walaupun air umpan telah disubjekkan kedalam sistem pengolahan-pengolahan sebelumnya, karena pada realitanya, masih ada sedikit pengotor yang lolos dari sistem pengolahan tersebut. Sehingga sebagian umpan air yang pasok ke boiler tidak sepenuhnya menjadi *steam*. Maka dari itu diperlukan *make up water* untuk

memenuhi kebutuhan boiler untuk menghasilkan steam. Kebutuhan *make up water* dapat dihitung sebagai berikut:

Proses *blowdown* membuang air sebanyak 15% dari kebutuhan *steam* dan proses *steam trap* membuang sebanyak 5% dari kebutuhan *steam*, sehingga:

$$\text{Blowdown} = 15\% \times 41.169,6 \text{ kg jam}^{-1} = 6175,4 \text{ kg jam}^{-1}$$

$$\text{Steam trap} = 5\% \times 41.169,6 \text{ kg jam}^{-1} = 2058,5 \text{ kg jam}^{-1}$$

$$\text{Makeup water} = 8233,9 \text{ kg jam}^{-1}$$

Pada saat pabrik telah berjalan *steady state*, air umpan boiler yang dibutuhkan hanya air *make up*, dikarenakan sifat dari siklus generasi steam ini adalah *semi closed loop*. Untuk *start-up* pabrik utilitas, umumnya dilapangan memakan waktu paling lama 24 jam. Pada pabrik utilitas sodium karbonat ini, *start up* pabrik ditentukan selama 8 jam. Sehingga pada 8 jam pertama, kebutuhan air umpan boiler yang digunakan adalah kebutuhan penuhnya, dan 8 jam selanjutnya hingga waktu operasional pabrik dalam satu tahun menggunakan kebutuhan *make up water*.

#### 4.4.2.2 Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.29 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg jam <sup>-1</sup> )
Reaktor 01	R-01	650.553,4
Reaktor 02	R-02	196.222,6
Absorber 01	AB-01	93.224,7
Absorber 02	AB-02	185.178,5
Electrostatic Precipitator	ESP-01	42.358,3
Cooler 01	CL-01	167.362,2
Cooler 02	CL-02	157.171,5
Cooling Screw Conveyor 02	SC-02	762.131,6
Cooling Screw Conveyor 04	SC-04	17.838,5
TOTAL		2.272.041,3

Sistem air pendingin dalam pabrik utilitas sodium karbonat tergolong dalam *semi closed loop system*, sama seperti sistem yang ada pada penggunaan *steam*. Setelah seluruh air pendingin digunakan oleh masing-masing alat, air kemudian dialirkan ke *cooling tower* lalu dialirkan kembali kedalam sistem pendinginan. Sistem dikatakan *semi closed loop* karena pada saat air melewati *cooling tower*, terdapat air-air yang hilang akibat penguapan, *drifting*, dan *blowdown*. Sehingga dibutuhkan air *make-up* untuk memenuhi kebutuhan air pendingin. Kebutuhan air *makeup* dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

Dimana,

$W_m$  : *makeup water* ( $kg\ jam^{-1}$ )

$W_e$  : *evaporation loss*

$W_b$  : *blowdown*

$W_d$  : *drift loss*

$W_c$  : *circulating water*

Untuk menghitung *drift loss*:

$$W_d = 0,0002W_c \quad (\text{Perry, Eq. 12-14C})$$

$$W_d = 454,4\ kg\ jam^{-1}$$

Untuk menghitung kehilangan air akibat penguapan:

$T_1 = 50^\circ C$  (air masuk *cooling tower*)

$T_2 = 30^\circ C$  (air keluar *cooling tower*)

$$W_e = 0,00085W_c(T_1 - T_2) \quad (\text{Perry, Eq. 12-14C})$$

$$W_e = 38624,7\ kg\ jam^{-1}$$

Untuk menghitung *blowdown*:

Dipilih 5 siklus

$$W_b = \frac{W_e - (\text{cycle}-1)W_d}{\text{cycle}-1} \quad (\text{Perry, Eq. 12-14C})$$

$$W_b = 9201,8 \text{ kg jam}^{-1}$$

Sehingga didapatkan air *make up* sebanyak 48.280,9 kg jam<sup>-1</sup>

Kebutuhan air pendingin pada saat *start up* pabrik adalah kebutuhan totalnya ditambah dengan air *makeup*. Namun saat pabrik telah berjalan *steady* maka hanya air *makeup* yang perlu di-*supply*. Ini diakibatkan karena sistem *semi closed loop* yang mana air yang telah digunakan dalam proses pendinginan alat-alat proses dialirkan kembali kedalam sistem pendingin. Pabrik utilitas sodium karbonat memerlukan waktu 8 jam untuk mencapai kondisi *steady*. Setelah mencapai kondisi *steady*, maka kebutuhan air dari unit pengolahan air akan berkurang drastis.

#### 4.4.2.3 Kebutuhan Air Proses

Pabrik proses sodium karbonat ini membutuhkan air proses sebanyak 2929,4 kg jam<sup>-1</sup>. Air ini digunakan untuk reaksi pada R-02 dalam pembuatan limeslake Ca(OH)<sub>2</sub>

#### 4.4.2.4 Kebutuhan Air Domestik

Air domestik meliputi seluruh kebutuhan air untuk tempat tinggal dan kebutuhan air karyawan. Jenis air yang digunakan adalah air yang telah diklorinasi.

- Kebutuhan air karyawan

Merujuk kepada standar WHO, kebutuhan air per orang dalam sehari adalah 100-200 L hari<sup>-1</sup>. Jumlah karyawan didalam pabrik adalah 200 orang.

Diasumsikan kebutuhan per hari sebanyak 100 L, maka didapatkan kebutuhan air untuk karyawan sebanyak 20.000 kg hari<sup>-1</sup> atau setara dengan 833,3 kg jam<sup>-1</sup>.

- Kebutuhan air *Area Mess*

Jumlah rumah dalam area *mess* akan dibangun sebanyak 25 rumah dengan penghuni sekitar 3 orang. Diperkirakan untuk kebutuhan per orang di rumah adalah 400 kg jam<sup>-1</sup>. Sehingga didapatkan kebutuhan air *mess* sekitar 2083,3 kg jam<sup>-1</sup>

#### 4.4.2.5 Kebutuhan Air *Service*

Jenis air yang digunakan pada air *service* adalah air bersih yang keluar dari proses *reverse osmosis*. Air ini digunakan untuk laboratorium, mesjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel, dan lain lain. Diperkirakan kebutuhan air *service* sekitar 1500 kg jam<sup>-1</sup>

Total jam kerja pabrik dalam satu tahun adalah 7920 jam. Dengan menetapkan bahwa *start-up* pabrik memakan waktu 8 jam, kebutuhan total air dalam setahun dapat ditentukan seperti yang tertera pada tabel berikut.

Tabel 4.30 Total kebutuhan air dalam 1 tahun

Jenis Air	Kebutuhan <i>start up</i> 8 jam (kg)	Kebutuhan <i>steady state</i> 7912 jam (kg)
<i>Boiler feed water</i>	395.228,4	65.146.810,6
<i>Cooling water</i>	18.176.330,6	381.998.308,0
<i>Process water</i>	23.434,9	23.177.124,1
<i>Domestic water</i>	16.666,7	16.483.333,3
<i>Service water</i>	12.000,0	118.680.00,0
Kebutuhan dalam 1 tahun		517.297.236,7



#### 4.4.3 Unit Pembangkit *Steam*

Pada pabrik ini, *steam* dibangkitkan boiler jenis *Stoker Water Tube Boiler with Travelling Grate*. Kapasitas boiler adalah  $41.169,6 \text{ kg jam}^{-1}$  *superheated steam*  $350^{\circ}\text{C}$  ; 80 bar abs. Bahan bakar yang digunakan adalah batubara. Batubara yang dibutuhkan adalah sebanyak  $7,2 \text{ ton jam}^{-1}$  dengan jenis batubara *bituminous* yang disupply melalui sistem *travelling grate* yang ada pada boiler.

Boiler dilengkapi dengan unit *economizer safety valve system* dan pengaman yang bekerja otomatis. Kadar-kadar pengotor pada air umpan boiler yang masih lolos dari tahap pengolahan air sebelumnya diatur terlebih dahulu. Selain itu juga perlu untuk mengatur pH untuk mengurangi resiko korosi. Maka dari itu perlu untuk mengatur pH agar bertahan pada range 10,5-11,5.

Sebelum masuk ke boiler, umpan di panaskan terlebih dahulu di dalam *economizer*. Di dalam alat ini terjadi pertukaran panas dengan memanfaatkan panas dari *flue gas* pembakaran batubara yang keluar dari boiler. Didalam boiler api yang keluar dari *burner* akan memanaskan permukaan pipa dalam boiler yang berisi air umpan boiler yang telah dipanaskan di *economizer*. Gas sisa pembakaran nantinya akan masuk ke dalam *economizer* sebelum dialirkan ke unit *recovery flue gas*, panas dapat diserap secara maksimal. Pemanasan air diatas titik didihnya pada tekanan jenuhnya akan menghasilkan *superheated steam*. Pada saat tekanan boiler mencapai 80 bar abs dan suhu mencapai  $295^{\circ}\text{C}$  air akan berubah menjadi *saturated steam* dan dialirkan ke salah satu bagian boiler yaitu *superheater*. *Saturated steam* akan terus dipanaskan hingga suhunya mencapai  $350^{\circ}\text{C}$ . *Superheated steam* yang terbentuk akan dialirkan ke *steam header*. Lalu pada *steam header* akan terjadi pembagian

arus *steam*. Sebagian *superheated steam* langsung dialirkan ke proses pemanasan di RB-02, dan sebagian *superheated steam* dialirkan ke turbin untuk menghasilkan listrik dan menurunkan tekanan *steam* hingga menjadi *saturated steam* dengan tekanan 4,7 bar abs dan suhu 150°C. Lalu *saturated steam* ini akan dialirkan ke alat-proses yang membutuhkan pemanasan.

#### 4.4.4 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada keseluruhan bagian pabrik sodium karbonat ini diperoleh dari *Steam Turbine Generator*. Sebagian *superheated steam* yang dihasilkan dari boiler dialirkan ke turbin dengan tujuan selain menurunkan kondisi operasi *steam*, juga untuk menghasilkan listrik. Siklus pembangkitan listrik dengan *steam turbine* ini adalah *power cycle* atau biasa disebut siklus *rankine*. *Superheated steam* akan masuk kedalam turbin lalu turbin berputar dikarenakan oleh energi kinetik yang dibawa oleh *steam*. Kandungan energi total dari *superheated steam* akan berkurang dikarenakan pertumbukan *superheated steam* dengan *blade* didalam turbin, sehingga tekanan dan suhunya berkurang. *Steam* yang berkurang energinya akan berubah menjadi jenis *saturated steam*, yang mana *saturated steam* ini akan digunakan untuk kebutuhan pemanasan pada pabrik proses.

Tabel 4.31 Kebutuhan listrik pabrik proses

Alat	Kode	Daya (kW)
Continuous Stirred Tank Reactor	R-02	2,24
Continuous Stirred Tank Reactor	R-03	5,22
Indirect Fired Rotary Kiln	RK-01	39,76
Indirect Fired Rotary Kiln	RK-02	13,29
Rotary Drum Filter	RDF-01	67,86
Electrostatic Precipitator	ESP-01	96,31
Belt Conveyor	BC-01	15,23
Screw Conveyor	SC-01	1,12
Screw Conveyor	SC-02	1,12
Screw Conveyor	SC-03	1,49
Screw Conveyor	SC-04	1,49
Screw Conveyor	SC-05	1,12
Bucket Elevator	BE-01	1,94
Bucket Elevator	BE-02	1,12
Bucket Elevator	BE-03	3,41
Bucket Elevator	BE-04	1,94
Centrifugal Blower	BL-01	25,78
Centrifugal Blower	BL-02	252,27
Centrifugal Compressor	CP-01	535,06
Centrifugal Pump	P-01	5,59
Centrifugal Pump	P-02	5,59
Centrifugal Pump	P-03	2,24
Centrifugal Pump	P-04	11,19
Centrifugal Pump	P-05	1,12
Centrifugal Pump	P-06	5,59
Centrifugal Pump	P-07	7,46
Centrifugal Pump	P-08	0,37
Centrifugal Pump	P-09	1,12
Centrifugal Pump	P-10	0,09
Centrifugal Pump	P-11	1,12
Centrifugal Pump	P-12	0,75
Centrifugal Pump	P-13	0,037
Centrifugal Pump	P-14	5,59
Centrifugal Pump	P-15	0,037
<b>Total</b>		<b>1115,65</b>

Tabel 4.32 Kebutuhan listrik pabrik utilitas

<b>Alat</b>	<b>Kode</b>	<b>Daya (kW)</b>
Clarifier	BU-1	4,47
Pompa Centrifugal	PU-01	14,98
Pompa Centrifugal	PU-02	14,98
Pompa Centrifugal	PU-03	14,98
Pompa Centrifugal	PU-04	14,98
Pompa Centrifugal	PU-05	14,98
Pompa Centrifugal	PU-06	0,7457
Pompa Centrifugal	PU-07	0,7457
Pompa Centrifugal	PU-08	0,7457
Pompa Centrifugal	PU-09	2,66
Pompa Centrifugal	PU-10	2,66
Pompa Centrifugal	PU-11	0,37285
Unit Refrigerasi	REF	563,5933
Blower Cooling Tower	BT-01	1,4914
Compressor Udara Tekan	CU-01	11,9312
<b>Total</b>		<b>659,8</b>

- a. Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC
  - Kebutuhan untuk penerangan diperkirakan sebesar 150 kW
  - Kebutuhan untuk AC diperkirakan 100 kW
- b. Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium
  - Kebutuhan listrik bengkel dan laboratorium diperkirakan 20 kW
- c. Kebutuhan listrik untuk instrumentasi pabrik
  - Kebutuhan untuk instrumentasi pabrik diperkirakan 30 kW

Tabel 4.33 Kebutuhan listrik keseluruhan

<b>Keperluan</b>	<b>Kebutuhan (kW)</b>
Pabrik Proses	1115,65
Pabrik Utilitas	659,8
Penerangan	150
AC	100
Laboratorium dan Bengkel	20
Instrumentasi	30
<b>TOTAL</b>	<b>2075,5</b>

Putaran yang dihasilkan turbin dapat dikonversi menjadi energi listrik. Konversi menjadi energi listrik tidak dapat dicapai sempurna. Efisiensi generator dipilih 75%, sehingga listrik dapat mencukupi kebutuhan pabrik. Daya yang dihasilkan turbin dapat dihitung sebagai berikut:

Kondisi *superheated steam* masuk:

$T = 350^{\circ}\text{C}$  ;  $P = 80$  bar abs

dengan entalpy spesifik  $h_1 = 2987,3$  kJ kg<sup>-1</sup>

Kondisi *saturated steam* yang diinginkan saat keluar turbin:

$T = 150^{\circ}$  ;  $P = 4,7$  bar abs

dengan entalpy spesifik  $h_2 = 2513,4$  kJ kg<sup>-1</sup>

Laju alir *steam* masuk adalah 26428,6 kg jam<sup>-1</sup>

Sehingga daya yang dihasilkan turbin:

$$P = \dot{m}(h_1 - h_2)$$

$$P = 3,5 \text{ MW}$$

Dengan efisiensi generator sebesar 75%, maka daya bersih yang dihasilkan adalah:

$$P_{net} = 2,6 \text{ MW}$$

Daya yang dihasilkan oleh pembangkit ini akan digunakan untuk seluruh kebutuhan listrik pabrik.

#### 4.4.4 Unit penyedia udara tekan

Udara tekan diperlukan untuk penggunaan instrumen kontrol berjenis *pneumatic control*. Udara tekan dihasilkan dengan menggunakan *single stage reciprocating compressor*. Tekanan udara yang dihasilkan adalah sebesar 5,5 bar.

Laju alir volumetris udara untuk memenuhi kebutuhan instrumen kontrol *pneumatic* diseluruh pabrik adalah  $160 \text{ m}^3 \text{ jam}^{-1}$ .

#### **4.4.5 Unit penyedia bahan bakar**

Batubara digunakan sebagai bahan bakar utama dalam pabrik sodium karbonat. Batubara pada pabrik ini digunakan sebagai sumber energi untuk boiler dan rotary kiln. Batubara ditampung pada suatu *stockpile* yang berada disekitar area utilitas. Diperkirakan penggunaan batubara jenis *bituminous* dalam setahun operasi adalah  $81.371,1 \text{ ton tahun}^{-1}$ . Batubara *bituminous* diperoleh dari perusahaan penambang batubara PT Kaltim Prima Coal yang dikirim dengan tongkang dari Kalimantan Timur ke Batang.

#### **4.4.6 Unit *flue gas recovery***

*Flue gas* hasil pembakaran batubara pada boiler perlu dialirkan terlebih dahulu ke unit recovery, selain untuk menjaga agar *flue gas* sudah mencapai baku mutu pembuangan limbah gas juga untuk *recovery*  $\text{CO}_2$  yang terkandung didalam *flue gas* tersebut. *Recovery*  $\text{CO}_2$  dari *flue gas* mencapai  $95\% \text{ recovery}$ . Gas  $\text{CO}_2$  murni didapatkan sebanyak  $16.536,4 \text{ kg jam}^{-1}$ . Kemudian  $\text{CO}_2$  murni digunakan sebagai bahan baku pada pabrik proses.

#### **4.4.7 Unit refrigerasi**

Unit refrigerasi adalah sistem *closed loop* yang digunakan untuk mengolah refrigeran *Dowtherm J*. *Dowtherm J* digunakan sebagai media pendingin pada CD-01 dan CD-02. *Dowtherm J* masuk ke dalam kondensor pada suhu  $-60^\circ\text{C}$  lalu mengambil panas laten dari keluaran MD-01 dan keluar pada suhu  $-45^\circ\text{C}$ , lalu

*dowtherm J* dikembalikan ke unit refrigerasi melalui *vapor compression cycle*. Begitu juga untuk MD-02. Unit refrigerasi tersusun atas rangkaian alat alat dalam *reverse rankine cycle* atau *vapour compression cycle*. Untuk menyelesaikan 1 siklus refrigerasi dibutuhkan waktu 4 jam, sehingga kebutuhan refrigeran adalah sebanyak 582 ton selama 30 tahun proses berjalan. *Dowtherm J* diperoleh dari PT Dow Chemicals Indonesia.

## **4.5 Organisasi Perusahaan**

### **4.5.1 Bentuk Perusahaan**

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik sodium karbonat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap pihak turut mengambil beberapa bagian dari saham. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki bagian dari perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham. Perusahaan skala besar mayoritas berbentuk Perseroan Terbatas. Adapun alasan pemilihan Perseroan Terbatas sebagai bentuk perusahaan ini adalah:

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena wewenang pemegang saham dalam mengambil keputusan arah jalannya perusahaan terbatas, sehingga jika sewaktu-waktu pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staf maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.

2. Para pemegang saham dapat memilih orang yang dianggap ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

#### 4.5.2 Struktur Organisasi

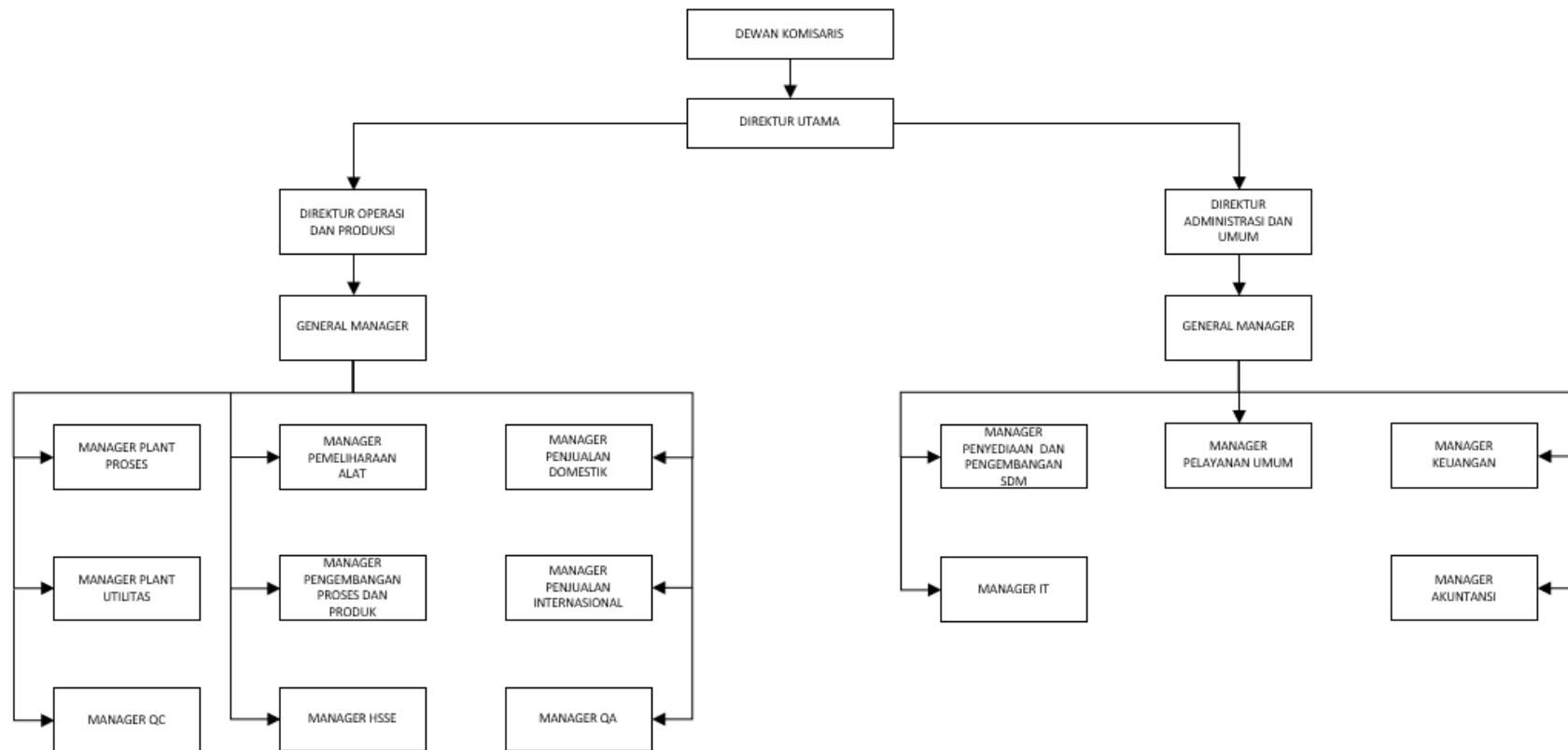
Agar proses produksi didalam pabrik sodium karbonat ini dapat berjalan lancar, maka dibutuhkan suatu manajemen organisasi yang mengatur tentang pembagian tugas dan wewenang. Dalam mengkonsepkan suatu struktur organisasi, ada beberapa hal yang mesti dijadikan perhatian, antara lain:

1. Tujuan perusahaan
2. Pemberian wewenang yang sewajarnya
3. Pembagian tugas kerja yang sewajarnya
4. Arah perintah yang jelas

Berdasarkan hal-hal tersebut di atas dibentuklah suatu struktur organisasi dengan jenjang kepemimpinan sebagai berikut:

1. Pemegang saham
2. Dewan komisaris
3. Dewan direksi
4. Staff ahli
5. *General Manager*
6. *Manager*
7. Karyawan dan operator





Gambar 4.7 Struktur organisasi pabrik

### **4.5.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.5.3.1 Pemegang Saham**

Pemegang saham adalah pemilik perusahaan dan/atau beberapa orang yang mendirikan perusahaan dengan modal yang dikumpulkan bersama. Tugas dan wewenang dari para pemegang saham sendiri antara lain adalah:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan direktur dewan direksi.
3. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta perhitungan untung rugi perusahaan.

#### **4.5.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris adalah orang yang melaksanakan tugas sehari-hari pemegang saham dan merupakan perpanjangan tangan pemegang saham. Tugas dan wewenang dewan komisaris sendiri antara lain adalah:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direksi.
3. Membantu direksi dalam tugas-tugas penting.

#### **4.5.3.3 Dewan Direksi**

Dewan direksi terdiri atas direktur utama sebagai pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung-jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama bertanggung-jawab terhadap

dewan komisaris atas segala tindakan dan kebijakan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Operasi dan Produksi dan Direktur Administrasi dan Umum. Tugas Direktur Utama antara lain, sebagai berikut:

1. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir jabatannya.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan dan Umum

Tugas Direktur Operasi dan Produksi adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik dan pemasaran.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan *general manager* yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Administrasi dan Umum adalah sebagai berikut:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan dan pelayanan umum.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan *general manager* yang menjadi bawahannya.

#### **4.5.3.4 Staff Ahli**

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang Staff Ahli adalah sebagai berikut:

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
3. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

#### **4.5.3.5 General Manager**

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Kepala bagian dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli.

Tugas dan wewenang General Manager Operasi dan Produksi:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Operasi dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan manajer yang menjadi bawahannya, yaitu: Manajer Plant Proses, Manajer Plant Utilitas, Manajer *Quality Control* (QC), Manajer Pemeliharaan Alat, Manajer Pengembangan Proses dan Produk, Manajer *Health, Safety, Security, and Environmental* (HSSE), Manajer Penjualan Domestik, Manajer Penjualan Internasional, dan Manajer *Quality Assurance* (QA).

Tugas dan wewenang *General Manager* Administrasi dan Umum:

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Administrasi dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan, serta bidang personalia, hubungan masyarakat, dan keamanan.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan manajer yang menjadi bawahannya, yaitu: Manajer Penyediaan dan Pengembangan SDM, Manajer IT, Manajer Pelayanan Umum, Manajer Keuangan, dan Manajer Akuntansi.

#### **4.5.3.6 Manager**

Secara umum tugas manajer adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh perusahaan. Manajer dapat pula bertindak sebagai staff direktur bersama-sama staff ahli. Berikut ini adalah tugas dan wewenang setiap manajer:

1. Tugas dan wewenang Manajer Plant Proses:

- a) Mengawasi jalannya proses produksi
  - b) Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
2. Tugas dan wewenang Manajer Plant Utilitas
- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan uap, air dan tenaga listrik.
3. Tugas dan wewenang Manajer *Quality Control* (QC)
- a) Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan produk.
  - b) Memberikan rekomendasi terhadap tindakan koreksi proses yang berjalan
  - c) Mengawasi hal-hal tentang buangan pabrik.
4. Tugas dan wewenang Manajer Pemeliharaan Alat
- a) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
  - b) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik
5. Tugas dan wewenang Manajer Pengembangan Proses dan Produk
- a) Meninjau dan merekomendasikan strategi baru terkait pengembangan proses produksi
  - b) Meninjau dan merekomendasikan strategi baru terkait proses pengembangan produk.
6. Tugas dan wewenang Manajer *Health, Safety, Security, and Environmental* (HSSE)

- a) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
  - b) Membuat dan memelihara dokumen terkait kesehatan dan keselamatan kerja (K3)
  - c) Melakukan evaluasi sekaligus pemetaan kemungkinan atau peluang insiden kecelakaan yang dapat terjadi.
7. Tugas dan wewenang Manajer Penjualan Domestik
- a) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dalam negeri.
  - b) Mengatur distribusi produk dalam negeri.
8. Tugas dan wewenang Manajer Penjualan Internasional
- a) Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dalam negeri.
  - b) Mengatur distribusi produk dalam negeri.
9. Tugas dan wewenang Manajer *Quality Assurance* (QA).
- a) Memastikan suatu produk yang dilepas ke pasaran sudah memenuhi semua standar kualitas untuk setiap komponennya.
  - b) Membuat perencanaan, prosedur, dan spesifikasi/standar proses dan produk yang akan dipasarkan.
10. Tugas dan wewenang Manajer Penyediaan dan Pengembangan SDM
- a) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
  - b) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.

- c) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

#### 11. Tugas dan wewenang Manajer IT

- a) Melakukan pengembangan dan peningkatan sistem informasi dan teknologi perusahaan.
- b) Bertanggung jawab dalam keseluruhan proses yang berkaitan dengan IT.
- c) Memastikan semua sistem IT berjalan lancar dan memberikan solusi apabila terjadi permasalahan.

#### 12. Tugas dan wewenang Manajer Pelayanan Umum

Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat luar.

#### 13. Tugas dan wewenang Manajer Keuangan

- a) Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.
- b) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan.
- c) Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

#### 14. Tugas dan wewenang Manajer Akuntansi

- a) Memproses data dan informasi keuangan untuk menghasilkan laporan keuangan perusahaan.
- b) Merencanakan dan mengkoordinasikan penyusunan anggaran perusahaan serta mengontrol realisasi penggunaan anggaran.



#### **4.5.3.7 Karyawan dan Operator**

Secara umum, tugas karyawan dan operator adalah melaksanakan pekerjaan sesuai divisi masing-masing.

#### **4.5.4 Status Karyawan dan Sistem Upah**

Pada pabrik nitrobenzene ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut statusnya, karyawan dibagi menjadi 3 golongan sebagai berikut:

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2. Karyawan Kontrak

Karyawan kontrak adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi dengan surat kontrak kerja sama.

3. Karyawan Borongan

Karyawan Borongan adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu perusahaan.

#### **4.5.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan**

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam per hari. Sisa hari digunakan untuk pemeliharaan pabrik (*shutdown* pabrik).

Karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi bekerja dengan sistem *shift*. Hal ini dilakukan akibat proses produksi yang berlangsung selama 24 jam per hari, sehingga karyawan harus selalu hadir karena berhubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran proses. Para karyawan *shift* akan bekerja bergantian setiap hari dengan pengaturan sebagai berikut:

1. *Shift* pagi (I): jam 07.00 – 15.00
2. *Shift* sore (II): jam 15.00 – 23.00
3. *Shift* malam (III): jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* dibagi dalam 4 regu (A, B, C, D) dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya. Berikut adalah jadwal kerja *shift* karyawan:

Tabel 4.34 Jadwal kerja *shift* karyawan

REGU	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I
B	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
C	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
D	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■

Tabel 4.34 Jadwal kerja shift karyawan (lanjutan)

REGU	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II
B	II	■	III	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III
C	III	III	■	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■
D	I	I	I	■	II	II	II	■	III	III	III	■	I	I	I

Keterangan: 1,2,3, dst : hari

A, B, C, D : regu

I, II, III : *shift*

■ : libur

#### 4.5.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Gaji

##### 4.5.6.1 Penggolongan Jabatan

Berikut ini adalah daftar penggolongan jabatan yang ada di perusahaan:

- a. Direktur Utama : S-2
- b. Direktur Operasi dan Produksi : S-1
- c. Direktur Administrasi dan Umum : S-1
- d. *General Manager* Operasi dan Produksi : S-1
- e. *General Manager* Administrasi dan Umum : S-1
- f. Manajer Plant Proses : S-1
- g. Manajer Plant Utilitas : S-1

h. Manajer Quality Control (QC)	: S-1
i. Manajer Pemeliharaan Alat	: S-1
j. Manajer Pengembangan Proses dan Produk	: S-1
k. Manajer HSSE	: S-1
l. Manajer Penjualan Domestik	: S-1
m. Manajer Penjualan Internasional	: S-1
n. Manajer <i>Quality Assurance</i> (QA).	: S-1
o. Manajer Penyediaan dan Pengembangan SDM	: S-1
p. Manajer IT	: S-1
q. Manajer Pelayanan Umum	: S-1
r. Manajer Keuangan	: S-1
s. Manajer Akuntansi.	: S-1
t. Operator	: D-3/D-4/S-1
u. Sekretaris	: S-1
v. Medis	: D-3/S-1
w. Cleaning service	: SLTA
x. Security	: SLTA
y. Sopir	: SLTA
z. Bengkel	: SLTA/D-3

#### 4.5.6.2 Jumlah Karyawan dan Gaji

Jumlah karyawan harus ditentukan secara tepat sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselesaikan dengan baik dan efisien.

Tabel 4.35 Daftar jumlah karyawan dan gaji

Jabatan	Jumlah	Gaji Per Bulan (Per Orang)	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp 100.000.000,00	Rp 100.000.000,00
Direktur	2	Rp 50.000.000,00	Rp 100.000.000,00
General Manager	2	Rp 30.000.000,00	Rp 60.000.000,00
Manager	14	Rp 20.000.000,00	Rp 280.000.000,00
Staff	42	Rp 7.000.000,00	Rp 294.000.000,00
Operator	117	Rp 7.000.000,00	Rp 819.000.000,00
Dokter	2	Rp 12.500.000,00	Rp 25.000.000,00
Petugas Medis	4	Rp 7.000.000,00	Rp 28.000.000,00
<i>Cleaning Service</i>	6	Rp 4.500.000,00	Rp 27.000.000,00
Security	4	Rp 4.500.000,00	Rp 18.000.000,00
Driver	4	Rp 4.500.000,00	Rp 18.000.000,00
Montir	2	Rp 5.500.000,00	Rp 11.000.000,00
	200		Rp 1.780.000.000,00

#### 4.5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain:

1. Tunjangan
  - a) Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan
  - b) Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja
  - c) Tunjangan lain yang besarnya ditentukan berdasarkan undang-undang yang berlaku
2. Cuti
  - a) Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun

- b) Cuti sakit diberikan pada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan Dokter.
  - c) Cuti hamil bagi karyawan wanita.
  - d) Pakaian Kerja
  - e) Pakaian kerja diberikan pada setiap karyawan sejumlah 1 pasang untuk setiap tahunnya
3. Pengobatan
- a) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku
  - b) Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.
4. Kantin
- Perusahaan menyediakan pelayanan makan siang bagi karyawan yang berada di lokasi pabrik.
5. Transportasi
- Perusahaan menyediakan sarana transportasi untuk antar jemput karyawan.
6. Asuransi
- Perusahaan menjamin seluruh karyawan dengan mengasuransikan ke perusahaan asuransi setempat.
7. Tempat ibadah
- Perusahaan memberikan fasilitas tempat ibadah berupa Masjid yang dipergunakan karyawan untuk beribadah.

#### 4.6 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dilakukan untuk memperkirakan modal investasi dalam pendirian suatu pabrik dan juga performa ekonomi suatu pabrik. Evaluasi ekonomi juga dapat menjadi alat untuk menilai bahwa suatu pabrik layak atau tidak layak untuk dibangun. Hal-hal yang perlu ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi antara lain:

1. *Return of Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Untuk menentukan nilai parameter diatas, perlu dilakukan estimasi harga-harga berikut:

1. *Total Capital Investment*
  - a. *Fixed Capital Investment*
  - b. *Working Capital Investment*
2. *Total Production Cost*
  - a. *Manufacturing Cost*
  - b. *General Expenses*
3. *Jenis Biaya*
  - a. *Fixed Cost (Fa)*
  - b. *Variable Cost (Va)*
  - c. *Regulated Cost (Ra)*

Evaluasi ekonomi pabrik sodium karbonat ini memiliki basis perhitungan sebagai berikut:

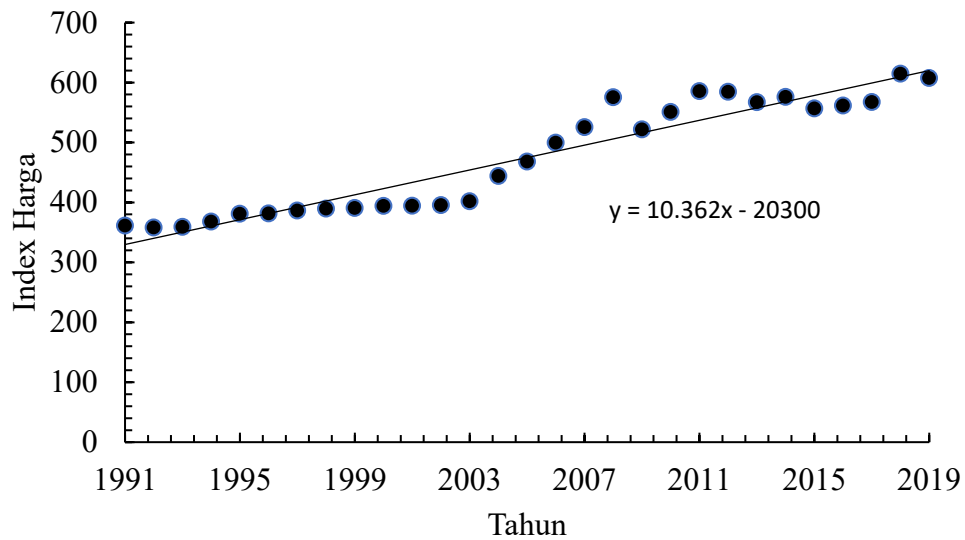
Kapasitas Produksi	100.000 ton per tahun
Waktu operasi dalam setahun	330 hari
Tahun pendirian pabrik	2025
Kurs 1 USD ke Rupiah	Rp. 14.271
Upah pekerja asing	US \$ 20 per jam
Upah pekerja Indonesia	Rp. 35.000 per jam
% tenaga asing	10 %
% tenaga indonesia	90 %

#### 4.6.1 Estimasi Harga Alat

Harga peralatan proses tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Artinya harga peralatan tidak tetap untuk tiap tahunnya, harga bisa mengalami kenaikan atau pun penurunan tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Estimasi harga alat dapat dilakukan dengan menentukan indeks alat tersebut pada tahun tertentu. Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2021 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2025. Untuk mendapatkan harga-harga pada tahun 2025, regresi linear indeks alat terhadap tahun perlu dilakukan.

Didapatkan bahwa pada tahun 2025, alat memiliki nilai indeks 672,7. Dengan nilai indeks ini, didapatkan harga sebesar US \$ 25.154.692 untuk keseluruhan alat-alat pabrik proses dan sebesar US \$ 23.864.445 untuk harga keseluruhan alat-alat pabrik utilitas.





Gambar 4.8 Grafik indeks harga

#### 4.6.2 Parameter Analisa Kelayakan

##### 1. Capital Investment

*Capital Investment* adalah akumulasi pengeluaran yang diperlukan untuk membangun dan mengoperasikan fasilitas-fasilitas pabrik. Capital Investment mencakup beberapa hal yaitu:

- Fixed Capital Investment  
Biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Biaya fixed capital didapatkan dari penjumlahan biaya pembangunan plant, biaya kontraktor, dan biaya cadangan (biaya tidak terduga).
- Working Capital Investment  
Biaya yang diperlukan dalam perjalanan usaha agar operasi dapat berjalan sesuai dengan target di waktu tertentu. Biaya ini didapatkan dari biaya bahan baku untuk kebutuhan produksi dan siklus produksi, biaya penyimpanan

produk sebelum dikirimkan ke konsumen, biaya pelayanan konsumen, dan biaya pembayaran gaji, jasa, dan material.

## 2. *Manufacturing cost*

*Manufacturing Cost* adalah akumulasi dari *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost* yang berakitan dalam pembuatan produk. *Manufacturing Cost* mencakup beberapa hal yaitu:

- *Direct Cost*

*Direct Cost* merupakan pengeluaran yang langsung berkaitan dengan pembuatan suatu produk atau operasi manufaktur. Biaya *direct manufacturing cost* didapatkan dari total biaya bahan baku, tenaga kerja, supervisor, *maintenance*, dan *plant supplies*.

- *Indirect Cost*

*Indirect Cost* merupakan pengeluaran pengeluaran yang tidak langsung ditinjau dari operasi pabrik. Biaya *indirect manufacturing cost* didapatkan dari total biaya *payroll overall*, laboratorium, *plant overhead*, *packaging*, dan *shipping*.

- *Fixed Cost*

*Fixed Cost* merupakan biaya – biaya tertentu yang tetap dikeluarkan pada saat pabrik beroperasi maupun tidak. Biaya *fixed manufacturing cost* didapatkan dari total biaya depresiasi, pajak properti, dan asuransi.

### 3. Return of Investment (ROI)

Return On Investment merupakan suatu tingkatan keuntungan yang bisa didapatkan dari hasil tingkat investasi yang dikeluarkan. Nilai ROI didapatkan menggunakan rumus:

$$ROI_{\text{sebelum pajak}} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

$$ROI_{\text{setelah pajak}} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$$

### 4. Pay Out Time (POT)

Waktu pengembalian modal yang didapatkan dari keuntungan. Perhitungan ini diperlukan dengan tujuan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi akan kembali. Nilai POT didapatkan menggunakan rumus:

$$POT_{\text{sebelum pajak}} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + 0,1 * \text{fixed capital}}$$

$$POT_{\text{setelah pajak}} = \frac{\text{Fixed capital}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + 0,1 * \text{fixed capital}}$$

### 5. Break Even Point (BEP)

BEP adalah titik impas produksi dimana menunjukkan tingkat jumlah biaya dan penghasilan dengan nilai yang sama. Titik ini melambangkan kondisi pabrik dimana tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi diatas titik impas (BEP), begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah BEP. BEP

digunakan untuk menganalisa performa pabrik, sehingga tidak memiliki batasan pasti. Semakin kecil nilai BEP, maka kemungkinan pabrik untung dengan produksi yang sedikit akan semakin besar. Nilai *break even point* didapatkan menggunakan rumus:

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 * Ra)}{Sa - Va - (0,7 * Ra)} \times 100\%$$

Dengan: Fa (fixed cost) : total biaya depresiasi, pajak properti, dan asuransi.

Ra (regulated cost) : total biaya gaji karyawan, *payroll overhead*,  
supervisi, *plant overhead*, laboratorium, *general expense, maintenance*, dan *plant supplies*.

Va (variable cost) : total biaya bahan baku, *packaging, shipping*, royalti

Sa (sales) : biaya penjualan

#### 6. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik penentuan suatu operasi pabrik atau aktivitas produksi dihentikan. Hal ini dapat terjadi jika nilai variable cost yang terlalu tinggi, atau factor lainnya seperti sistem manajemen yang buruk sehingga tidak dapat menghasilkan suatu profit. Nilai shut down point didapatkan menggunakan rumus:

$$SDP = \frac{0,3 * Ra}{Sa - Va - (0,7 * Ra)} \times 100\%$$

## 7. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

*Discounted Cash Flow Rate* adalah besarnya perkiraan profit yang dihasilkan dalam setiap tahun, berdasar dari investasi yang tidak kembali selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank. Nilai DCFR didapatkan dengan menggunakan rumus:

$$DCFR = 1,5 * \text{suku bunga bank}$$

### 4.6.3 Hasil Analisa Kelayakan

Tabel 4.36 *Physical plant cost*

<i>Type of Capital Investment</i>	<i>Cost</i>
<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$49.019.137,42
<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$12.254.784,36
<i>Installation Cost</i>	\$21.078.229,09
<i>Piping Cost</i>	\$24.999.760,08
<i>Instrumentation Cost</i>	\$14.705.741,23
<i>Insulation Cost</i>	\$3.921.530,99
<i>Electrical Cost</i>	\$4.901.913,74
<i>Building Cost</i>	\$10.546.561,61
<i>Land and Yard Improvement Cost</i>	\$5.044.860,72
<b><i>Physical Plant Cost (PPC)</i></b>	<b>\$146.472.519,25</b>

Tabel 4.37 *Direct plant cost*

<i>Type of Capital Investment</i>	<i>Cost</i>
<i>Engineering and Construction</i>	\$29.294.503,85
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$146.472.519,25
<b><i>Direct Plant Cost</i></b>	<b>\$175.767.023,10</b>

Tabel 4.38 *Fixed capital investment*

<i>Type of Capital Investment</i>	<i>Cost</i>
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$175.767.023,10
<i>Contractor's Fee</i>	\$7.030.680,92
<i>Contingency</i>	\$17.576.702,31
<b><i>Fixed Capital Investment</i></b>	<b>\$200.374.406,33</b>

Tabel 4.39 *Direct manufacturing cost*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Raw Material</i>	\$11.116.279,09
<i>Labor</i>	\$124.720,17
<i>Supervision</i>	\$12.472,02
<i>Maintenance</i>	\$4.007.488,13
<i>Plant Supplies</i>	\$400.748,81
<i>Royalty and Patents</i>	\$1.000.000,00
<i>Utilities</i>	\$3.790.551,97
<b><i>Direct Manufacturing Cost</i></b>	<b>\$20.452.260,18</b>

Tabel 4.40 *Indirect manufacturing cost*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Payroll Overhead</i>	\$18.708,03
<i>Laboratory</i>	\$12.472,02
<i>Plant Overhead</i>	\$62.360,08
<i>Packaging</i>	\$4.000.000,00
<i>Shipping</i>	\$1.000.000,00
<b><i>Indirect Manufacturing Cost</i></b>	<b>\$5.093.540,13</b>

Tabel 4.41 *Fixed manufacturing cost*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Depreciation</i>	\$16.029.952,51
<i>Property Taxes</i>	\$2.003.744,06
<i>Insurance</i>	\$2.003.744,06
<b><i>Fixed Manufacturing Cost</i></b>	<b>\$20.037.440,63</b>

Tabel 4.42 *Manufacturing cost*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	<b>\$20.452.260,18</b>
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	<b>\$5.093.540,13</b>
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	<b>\$20.037.440,63</b>
<b><i>Manufacturing Cost</i></b>	<b>\$45.583.241</b>

Tabel 4.43 *Working capital*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Raw Material Inventory</i>	\$1.010.570,83
<i>Inproses Inventory</i>	\$5.697.905,12
<i>Product Inventory</i>	\$4.143.930,99
<i>Extended Credit</i>	\$9.090.909,09
<i>Available Cash</i>	\$4.143.930,99
<b><i>Working Capital</i></b>	<b>\$24.087.247,02</b>

Tabel 4.44 *General expenses*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Administration</i>	\$2.000.000,00
<i>Sales Expenses</i>	\$3.000.000,00
<i>Research</i>	\$2.800.000,00
<i>Finance</i>	\$224.461,65
<b><i>General Expenses</i></b>	<b>\$8.024.461,65</b>

Tabel 4.45 *Fixed cost (Fa)*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Depreciation</i>	\$16.029.952,51
<i>Property Taxes</i>	\$2.003.744,06
<i>Insurance</i>	\$2.003.744,06
<b><i>Fixed Cost (Fa)</i></b>	<b>\$20.037.440,63</b>

Tabel 4.46 *Variable cost (Va)*

<i>Type of Expenses</i>	<i>Cost</i>
<i>Raw Material</i>	\$11.116.279,09
<i>Packaging</i>	\$4.000.000,00

<i>Shipping</i>	\$1.000.000,00
<i>Utilities</i>	\$3.790.551,97
<i>Royalty and Patents</i>	\$1.000.000,00
<b><i>Variable Cost (Va)</i></b>	<b>\$17.116.279,09</b>

Tabel 4.47 *Regulated cost (Ra)*

<b><i>Type of Expenses</i></b>	<b><i>Cost</i></b>
Gaji Karyawan	\$124.720
<i>Payroll Overhead</i>	\$18.708
<i>Supervision</i>	\$12.472
<i>Plant Overhead</i>	\$62.360
<i>Laboratory</i>	\$12.472
<i>General Expenses</i>	\$8.024.462
<i>Maintenance</i>	\$4.007.488
<i>Plant Supplies</i>	\$400.749
<b><i>Regulated Cost (Ra)</i></b>	<b>\$12.663.430,90</b>

Sales (Sa) adalah \$100.000.000,00

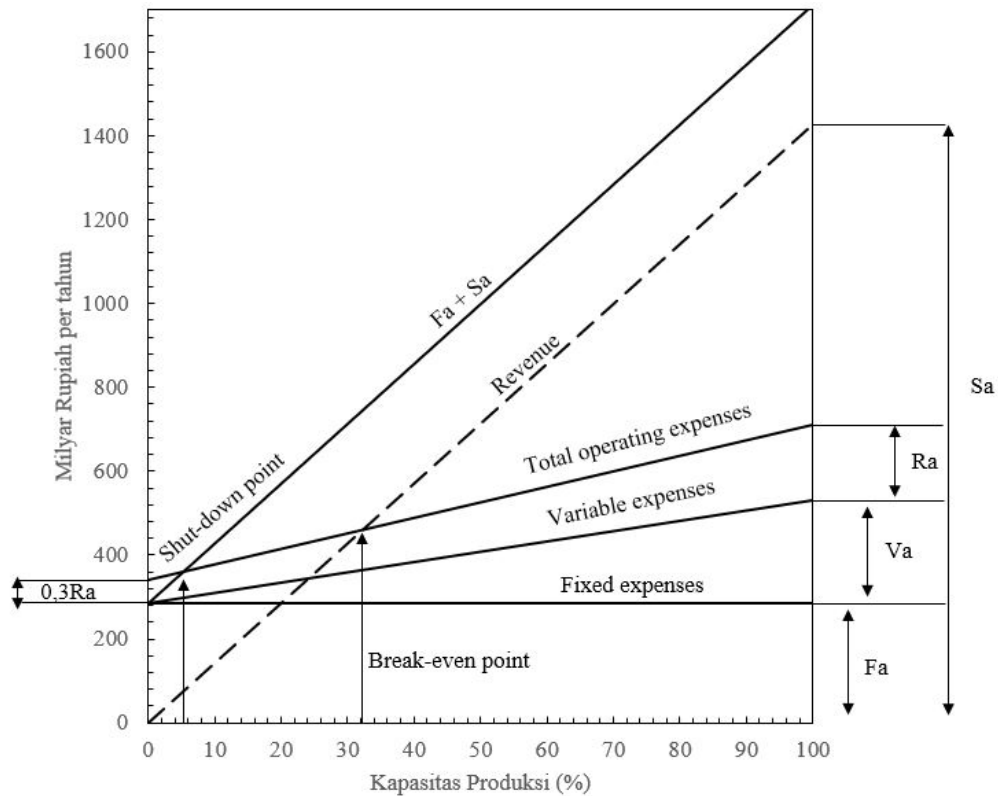
Keuntungan sebelum pajak didapatkan \$ 46.392.297,41 dan keuntungan setelah pajak 30% didapatkan \$ 32.474.608,18. Hasil analisa kelayakan pembangunan pabrik dapat dilihat pada tabel yang tertera dibawah ini.

Tabel 4.48 Parameter kelayakan pabrik

<b>Parameter</b>	<b>Nilai</b>
Return of Investment	
- Sebelum pajak	23,15 %
- Setelah pajak	16,21 %
Pay Out Time	
- Sebelum pajak	3 tahun
- Setelah pajak	3,8 tahun
Break Even Point	32,2 %
Shut Down Point	5,13 %
Discounted Cash Flow Rate	20,42 %



Representasi visual dari *break even analysis* dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 4.9 Kurva analisa *break even point*

#### 4.6.4 Analisis Risiko Pabrik

Analisis risiko dilakukan untuk mendapatkan perbandingan antara pabrik dengan risiko besar dan kecil. Selain itu, analisis risiko dilakukan untuk mencari solusi atas segala risiko yang ditemukan. Pengendalian risiko dilakukan terhadap seluruh bahaya yang kemungkinan terjadi dan mempertimbangkan tingkat risiko untuk menentukan prioritas dalam penendaliannya.

##### 4.6.4.1 Pengolahan Bahan Baku

Terdapat beberapa sumber bahaya dalam proses pengolahan bahan baku, antara lain adalah terjadinya tabrakan pada saat transportasi

bahan dengan skala risiko rendah dan kemungkinan pekerja menghirup bahan dengan skala risiko sedang. Untuk mengendalikan hal ini, diperlukan pengendalian risiko berupa *driver* yang dipilih harus berpengalaman dan harus berhati-hati pada saat mengemudi. Pekerja juga harus menggunakan alat pelindung diri (APD) selama berada di kawasan pabrik, khususnya dalam hal ini adalah penggunaan masker.

#### **4.6.4.2 Proses Pembuatan Produk**

Pada proses pembuatan produk terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan, antara lain adalah suhu operasi alat yang berkisar antara 30 hingga 1100°C, dan tekanan dalam proses yang berkisar antara 1 hingga 10 bar. Dilihat dari angka suhu operasi, dapat disimpulkan bahwa proses produksi memiliki risiko tinggi. Suhu yang terlalu tinggi dapat menyebabkan *heat stroke* pada pekerja. Sedangkan tekanan 10 bar memiliki tingkat risiko sedang. Tingkat risiko ini dapat dikurangi dengan pelatihan yang dilakukan untuk para pekerja dan penetapan SOP yang sesuai dan wajib diikuti oleh semua orang yang berada di lingkungan pabrik.

Hasil samping dari pabrik ini sendiri adalah kalsium klorida dengan kemurnian 15% yang dapat langsung dibuang ke laut tanpa merusak lingkungan dan/atau dimurnikan melalui proses lanjutan agar dapat dijual ke pasaran. Hal ini membuat produk samping pabrik tidak berbahaya bagi lingkungan sehingga produk samping memiliki tingkat risiko rendah.

#### 4.6.4.3 Utilitas

Pada bagian utilitas, suhu berkisar antara 30°C hingga 350°C dengan tekanan 1 hingga 80 bar. Angka ini menunjukkan bahwa bagian utilitas pabrik memiliki tingkat risiko tinggi dan dapat dikurangi dengan ditetapkannya SOP yang tepat yang diwajibkan untuk setiap orang yang berada di lingkungan pabrik.

#### 4.6.4.4 Ekonomi

Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, didapatkan bahwa nilai *break even point* (BEP) adalah 32,2% dengan *pay out time* (POT) sebelum pajak 3 tahun dan setelah pajak adalah 3,8 tahun, serta *return of investment* (ROI) sebelum pajak 23,15% dan setelah pajak 16,21%. Nilai BEP menyatakan bahwa pabrik tidak perlu melakukan produksi besar untuk mendapatkan keuntungan dan dilihat dari nilai POT, dapat dinyatakan bahwa pabrik merupakan pabrik risiko rendah karena nilai maksimal POT sebelum pajak adalah 5 tahun. Sedangkan batasan ROI sebelum pajak berkisar antara 11% hingga 40%.

Berdasarkan berbagai evaluasi risiko yang telah dilakukan pada pabrik sodium karbonat ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik memiliki tingkat risiko rendah.

## BAB V

### PENUTUP

#### 5.1 Kesimpulan

Pada pra-rancangan pabrik sodium karbonat berkapasitas 100.000 ton per tahun ini dapat ditarik kesimpulan diantaranya:

1. Ditinjau dari kondisi operasi pabrik, sifat bahan baku, sifat produk, dan lokasi pabrik, maka pabrik ini tergolong kedalam pabrik resiko rendah.
2. Berdasarkan analisa ekonomi, didapatkan:
  - a. Keuntungan setelah pajak sebesar \$ 37.113.837,92.
  - b. ROI sebelum pajak sebesar 23,15% dan setelah pajak sebesar 18,52 %. Untuk pabrik kimia resiko rendah nilai ROI sebelum pajak minimal yang dapat diterima adalah 11% (Aries & Newton, 1957).
  - c. POT sebelum pajak adalah 3 tahun dan setelah pajak adalah 3,5 tahun. Untuk pabrik kimia resiko rendah nilai maksimal POT sebelum pajak adalah 5 tahun.
  - d. *Break Even Point* didapatkan pada kapasitas produksi 32,2 %, yang artinya bahwa pabrik ini tidak begitu perlu untuk sangat menekan kapasitas produksi untuk memperoleh keuntungan.

- e. *Shut Down Point* didapatkan pada kapasitas 5,13 %, yang artinya bahwa pabrik ini hanya akan ditutup jika perusahaan memang tidak mampu lagi untuk menjalankan produksi.
- f. *Discounted Cash Flow Rate* didapatkan sebesar 22,8 %. Berpatok pada bunga Bank Indonesia sebesar 3,5 % per 24 September 2021, maka nilai minimum DCFR adalah 150% dari bunga bank. (Aries & Newton, 1957).

**Berdasarkan hasil analisa kelayakan ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik sodium karbonat kapasitas 100.000 ton per tahun ini sangat layak untuk dikaji lebih lanjut.**

## **5.2 Saran**

1. Kajian yang lebih mendalam perihal pemanfaatan *rejected brine* dari pengolahan air laut pada pabrik utilitas sodium karbonat ini perlu dilakukan. Diperkirakan jika *rejected brine* dari pabrik utilitas digunakan pada pabrik proses, dapat memotong biaya bahan baku secara signifikan.
2. Pengembangan proses untuk memurnikan  $\text{CaCl}_2$  sebagai produk samping yang terbentuk saat *recovery ammonia* agar  $\text{CaCl}_2$  memiliki harga jual yang tinggi di pasar.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aftalion, F. (1991). *A History of the International Chemical Industry*. Philadelphia: University of Pennsylvania Press.
- Aries, Robert S., & Newton, Robert D. (1957). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York, United States of America: Mc Graw Hill Book Company Inc.
- Aziz, M. (2010). Batu Kapur dan Peningkatan Nilai Tambah Serta Spesifikasi Untuk Industri. *Jurnal Teknologi Mineral dan Batubara*, 116-131.
- Basith B., A. (2020, December 3). *Kebutuhan industri tinggi, pemerintah genjot produksi garam lokal*. Retrieved December 15, 2020, from Kontan: <https://industri.kontan.co.id/news/kebutuhan-industri-tinggi-pemerintah-genjot-produksi-garam-lokal>
- Bolen, W. (2020). *Soda Ash Statistics and Information*. (W, Ed.) Retrieved December 15, 2020, from United States Geological Survey Web site: <https://www.usgs.gov/centers/nmic/soda-ash-statistics-and-information>
- BPS-RI. (2020). Jakarta.
- Brownell, Lloyd L. (1959). *Process Equipment Design*. New Jersey, Wiley.
- Curtis, H. A. (1942). Ammonia. *Journal of Chemical Education*, 188-189.
- ESAPA. (2004).

- Fogler, H.Scott. (1986). *Element of Chemical Reaction Engineering*. New Jersey, Prentice Hall.
- Herman, & Joetra, W. (2015). Pengaruh Garam Dapur (NaCl) Terhadap Kembang Susut Tanah Lempung. *Jurnal Momentum*, 13-20.
- Kawamura, F., & Taniguchi, T. (2017). Synthesis of Ammonia Using Sodium Melt. *Scientific Reports*, 1-4.
- Kemenperin. (2018, June 29). *Kaltim Parna Jajaki Investasi US\$ 300 Juta*. Retrieved December 15, 2020, from Kementrian Perindustrian Republik Indonesia: [https://kemenperin.go.id/artikel/19389/Kaltim-Parna-Jajaki-Investasi-US\\$-300-Juta](https://kemenperin.go.id/artikel/19389/Kaltim-Parna-Jajaki-Investasi-US$-300-Juta)
- Kern, Donald Q. (1965). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Company, Inc.
- Lamar, J. (1961). *Uses of Limestone and Dolomite*. Urbana: Authority of State of Illinois.
- Laraspati, A. (2020, November 2). *Ini Jurusan Petrokimia Gresik untuk Genjot Investasi, Apa Saja?* Retrieved December 15, 2020, from detikFinance: <https://finance.detik.com/industri/d-5238493/ini-jurus-petrokimia-gresik-untuk-genjot-investasi-apa-saja>
- Noviyanti, Jasruddin, & Sujiono, E. H. (2015). Karakterisasi Kalsium Karbonat Dari Batu Kapur Kelurahan Tellu Limpo Kecamatan Suppa. *Jurnal Sains dan Pendidikan Fisika*, 169-172.

- Nurul U, F. (2019, September 25). *Produksi Garam Nasional Berlebih, Sisanya untuk Apa?* Retrieved December 15, 2020, from Kompas:  
<https://money.kompas.com/read/2019/09/25/093200326/produksi-garam-nasional-berlebih-sisanya-untuk-apa>
- Osborne, C. (2000). *Sodium Carbonate: A Versatile Material*. The Royal Society of Chemistry.
- Pernando, A. (2018, June 6). *Investor Didorong Garap Pabrik Soda Abu*. Retrieved December 15, 2020, from Kementerian Perindustrian Republik Indonesia: <https://kemenperin.go.id/artikel/19388/Investor-Didorong-Garap-Pabrik-Soda-Abu>
- Perry, Robert H. & Green, Don W. (2007). *Perry's Chemical Engineering Handbook*. New York, McGraw Hill.
- Rajput, R.K. (2010). *Engineering Thermodynamics*. Jones & Bartlett Learning.
- Reed, P. (2013, February). Galligu: An environmental legacy of the Leblanc alkali industry, 1814-1920. *Interest Group Environmental Chemistry*.
- Rositawati, A. L., Taslim, C. M., & Soetrisnanto, D. (2013). Rekrystalisasi Garam Rakyat Dari Daerah Demak Untuk Mencapai SNI Garam Industri. *Jurnal Teknologi Kimia dan Industri*, 217-225.
- Smith, J.M. (2017). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. New York, McGraw-Hill Education.
- Solvay, E. (1887). *United States of America Patent No. US364552A*.



Speight, J. G. (2002). *Chemical and Process Design Handbook*. New York, United States of America: McGraw-Hill.

Staff, W. (2017, August 3). *World's largest trona mine sells – again*. Retrieved 12 22, 2020, from Wyoming Business Report:  
[https://www.wyomingbusinessreport.com/industry\\_news/manufacturing/worlds-largest-trona-mine-sells-again/article\\_7532bd12-785e-11e7-b832-37be1df9ffae.html](https://www.wyomingbusinessreport.com/industry_news/manufacturing/worlds-largest-trona-mine-sells-again/article_7532bd12-785e-11e7-b832-37be1df9ffae.html)

Ullmann, F. (2007). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Berlin, Germany: Wiley-VCH.

Visek, W. J. (1984). Ammonia: Its Effect on Biological Systems, Metabolic Hormones, and Reproduction. *Journal of Dairy Science*, 481-498.

Yansa, H., Sandi, D. H., & Umra, N. I. (2015). Sea Water Filter With Circle Method Untuk Meningkatkan Produksi Garam Beryodium Menuju Pencapaian Swasembada Garam Nasional Yang Berkelanjutan. *PENA*, 227-235.



## LAMPIRAN A

### PERHITUNGAN REAKTOR

Kode alat: R-01

Jenis: *Isothermal Bubble Column Reactor*

Fungsi: Mereaksikan larutan *brine* yang tersaturasi ammonia dengan gas CO<sub>2</sub> menjadi NaHCO<sub>3</sub> dan NH<sub>4</sub>Cl

Kondisi Operasi:

- a. Suhu : 50°C
- b. Tekanan : 2,42 bar
- c. Sifat reaksi : Eksotermis

#### 1. Pertimbangan Pemilihan Jenis Reaktor

- Reaksi yang berjalan adalah antara fasa gas, padat, dan cair
- Dapat memberikan koefisien transfer massa dan koefisien transfer panas yang bagus tanpa adanya pengaduk
- Biaya operasional dan *maintenance* yang murah

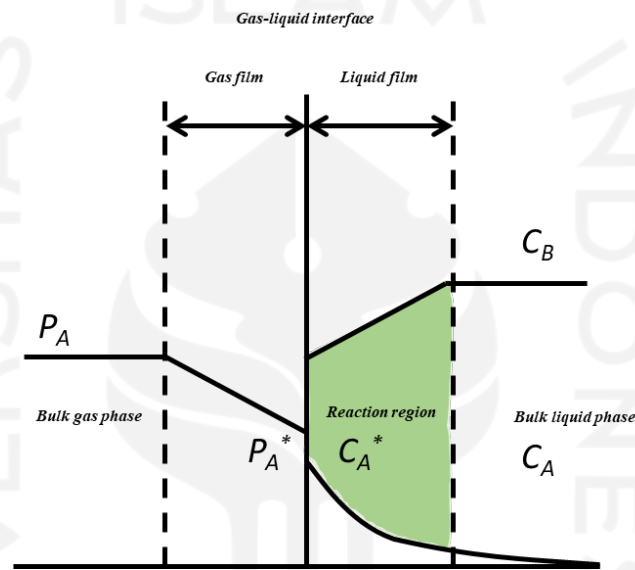
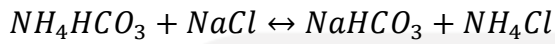
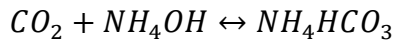
#### 2. Mekanisme dan Kinetika Reaksi

##### a. Mekanisme reaksi

*Overall* dari reaksi yang terjadi dalam *bubble column reactor* dapat dilihat sebagai berikut:



Tahapan yang dilalui dari reaksi ini dapat dilihat sebagai berikut:



Keterangan:

$P_A$  : Tekanan parsial gas A pada bulk gas phase

$P_A^*$  : Tekanan parsial gas A pada gas-liquid interface

$C_A^*$  : Konsentrasi A pada interface

$C_A$  : Konsentrasi A pada bulk liquid phase

$C_B$  : Konsentrasi produk B pada bulk liquid phase

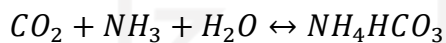
Reaksi ini tergolong sebagai reaksi heterogen non katalitik. Ada 3 fenomena yang terjadi dalam proses ini yaitu transfer massa reaktan gas kedalam *gas-liquid interface*, reaksi antara gas dan cair didalam *liquid interface*, dan pelepasan produk ke *bulk liquid phase*. Tahapan pembatas reaksi dapat dievaluasi dengan menghitung

bilangan hatta. Dari perhitungan didapatkan bahwa tahapan pembatas reaksi adalah transfer massa antara gas dan liquid yang artinya adalah laju reaksi berlangsung sangat cepat dibandingkan laju transfer massa.

Gas CO<sub>2</sub> masuk secara difusi kedalam *interface* gas-cair melalui lapisan film gas dan terus menembus lapisan film cairan dan bereaksi dengan larutan NH<sub>4</sub>OH. Reaksi terjadi secara cepat didalam *liquid interface* lalu membentuk produk intermediet NH<sub>4</sub>HCO<sub>3</sub> dan selanjutnya intermediet akan bereaksi dengan NaCl sehingga membentuk larutan NaHCO<sub>3</sub> dan NH<sub>4</sub>Cl. Produk dari reaksi ini kemudian akan dilepas ke bagian *bulk liquid phase*.

### **b. Kinetika reaksi**

Reaksi yang paling signifikan pada proses ini adalah reaksi antara CO<sub>2</sub> dengan NH<sub>4</sub>OH.



Reaksi ini tergolong kedalam jenis reaksi ordo 2 bimolekuler terhadap CO<sub>2</sub> dan NH<sub>3</sub>. Persamaan laju reaksi untuk persamaan ini adalah:

$$-r_A = kC_A C_B$$

$$k = k_B C_B + k_C C_C$$

$$\frac{dC_A}{dt} = (k_B C_B + k_C C_C) C_A C_B$$

Persamaan diurai menjadi konversi terhadap A, sehingga:

$$\frac{dX_A}{dt} = (k_B(C_{B0} - X_A C_{A0}) + k_C(C_{C0} - X_A C_{A0})) C_{A0} (1 - X_A)^2$$

Keterangan:

$C_A$  : konsentrasi  $CO_2$  ( $kmol\ jam^{-1}$ )

$C_B$  : konsentrasi  $NH_3$  ( $kmol\ jam^{-1}$ )

$C_C$  : konsentrasi  $H_2O$  ( $kmol\ jam^{-1}$ )

$k$  : konstanta laju reaksi terhadap  $CO_2$  ( $m^3 kmol^{-1} s^{-1}$ )

$k_B$  : konstanta laju reaksi terhadap  $NH_3$  ( $m^6 kmol^{-2} s^{-1}$ )

$k_C$  : konstanta laju reaksi terhadap  $H_2O$  ( $m^6 kmol^{-2} s^{-1}$ )

$C_{A0}$  : konsentrasi  $CO_2$  pada saat  $t=0$  ( $kmol\ jam^{-1}$ )

$X_A$  : konversi  $CO_2$

$t$  : waktu reaksi ( $s$ )

$$k_B = 4,69 \cdot 10^7 \exp(-3793/T)$$

$$k_C = 4,36 \cdot 10^6 \exp(-3847/T)$$

Setelah reaksi ini berjalan, maka reaksi antara  $NaCl$  dan intermediet  $NH_4HCO_3$  akan berjalan. Reaksi antara  $NaCl$  dan intermediet jauh lebih cepat dibanding reaksi karbonasi  $NH_4OH$  dengan  $CO_2$ , sehingga cukup reaksi ini saja yang ditinjau untuk perhitungan bilangan hatta.

### 3. Stoikiometri reaksi

Reaktan ( $kmol\ jam^{-1}$ )		Produk ( $kmol\ jam^{-1}$ )	
$NaCl$	390,6	$NaHCO_3$	292,9
$NH_4OH$	781,2	$NH_4Cl$	292,9
$CO_2$	781,2		

#### 4. Evaluasi Parameter Kinetika dan Hidrodinamika

a. Gas holdup, digunakan persamaan berikut (Hughmark, 1967)

$$\epsilon_G = \frac{1}{2 + \left(\frac{0,35}{u_G}\right) \left(\frac{\rho_L \sigma}{72}\right)^{\frac{1}{3}}}$$

b. Koefisien transfer massa liquid, digunakan persamaan berikut (Calderbank and Moo-Young, 1961)

$$k_L = 0,0042 \left( \frac{(\rho_L - \rho_G) \mu g}{\rho_L^2} \right)^{1/3}$$

c. Koefisien transfer massa liquid volumetris, digunakan persamaan berikut (Fair, 1967)

$$k_L a = 3,31 \frac{D_i \epsilon_G}{d_b^2} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_i} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Didapatkan data-data sebagai berikut:

**DATA HIDRODINAMIKA & KINETIKA REAKSI GAS CAIR**

Parameter	Symbol	Nilai	Satuan	Rujukan
Densitas cair	$\rho_L$	1388,10	kg m <sup>3</sup>	Yaws
Densitas gas	$\rho_G$	4,001	kg m <sup>3</sup>	Databanks
Viskositas cair	$\mu_L$	0,0004371	Pa.s	Yaws
Tegangan muka cair	$\sigma_L$	0,06821589	N m <sup>-1</sup>	Yaws
Konstanta gas	R	0,008314	m <sup>3</sup> MPa kmol <sup>-1</sup> K <sup>-1</sup>	Universal
Konstanta difusivitas CO <sub>2</sub>	D <sub>CO<sub>2</sub></sub>	1,29E-09	m <sup>2</sup> s <sup>-1</sup>	Cadogan, 2015
Konstanta Henry	H	5,56629095	MPa m <sup>3</sup> mol <sup>-1</sup>	Enick, 1990
Diameter gelembung	d <sub>b</sub>	0,003	m	Parameter variasi
Diameter kolom	D	3	m	Parameter variasi
Laju alir gas	u <sub>G</sub>	0,2	m s <sup>-1</sup>	Parameter variasi
Gas holdup	$\epsilon_G$	0,2552762	-	Hughmark, 1967
Koefisien transfer massa	k <sub>L</sub>	3,9113E-06	m s <sup>-1</sup>	Calderbank, 1961
Koefisien transfer massa volumetris	k <sub>La</sub>	0,0007569	s <sup>-1</sup>	Fair, 1967
Konstanta laju reaksi terhadap NH <sub>3</sub>	k <sub>B</sub>	374,632321	m <sup>6</sup> kmol <sup>2</sup> s <sup>-1</sup>	Liu et al
Konstanta laju reaksi terhadap H <sub>2</sub> O	k <sub>C</sub>	29,4676894	m <sup>6</sup> kmol <sup>2</sup> s <sup>-1</sup>	Liu et al



## 5. Evaluasi Nilai Bilangan Hatta

TAHAP 1: MENENTUKAN BILANGAN HATTA	
TUJUAN	UNTUK MENGETAHUI TAHAPAN PENGONTROL REAKSI DAN FENOMENA FISIS APA YANG MENDOMINASI PADA PROSES JIKA $Ha > 5$ , MAKA PROSES TRANSFER MASSA MENDOMINASI
	$Ha^2 = \frac{k_{app} D_{CO2}}{kL^2}$ $k_{app} = k_2 C_B$ $k_2 = k_B C_B + k_C C_C$ $k_{app} = (k_B C_B + k_C C_C) C_B$ $Ha^2 = \frac{(k_B C_B + k_C C_C) C_B D_{CO2}}{kL^2}$ <p><i>Pada kondisi awal, maka:</i></p> $Ha^2 = \frac{(k_B C_{B0} + k_C C_{C0}) C_{B0} D_{CO2}}{kL^2}$ $Ha^2 = 1862406$ $Ha = 1364,7$ Maka fenomena yang mendominasi adalah transfer massa karena $Ha \gg 5$

## 6. Persamaan Transfer Massa pada Bubble Column Reactor

$$\epsilon_g \left[ 56.4 D_C^{1.33} \left( \frac{u_G}{\epsilon_g} \right)^{3.56} \right] C_{A0} \frac{d^2 X_A}{dz^2} + u_G C_{A0} \frac{dX_A}{dz} - k_L a \left( \frac{C_{A0} RT(1 - X_A)}{He} - C_{AL} \right) = 0$$

$$\frac{d^2 X_A}{dz^2} = \frac{1}{\epsilon_g \left[ 56.4 D_C^{1.33} \left( \frac{u_G}{\epsilon_g} \right)^{3.56} \right] C_{A0}} \left[ -u_G C_{A0} \frac{dX_A}{dz} + k_L a \left( \frac{C_{A0} RT(1 - X_A)}{He} - C_{AL} \right) \right]$$

$$\frac{d^2 X_A}{dz^2} = \frac{D_C^{-1.33} \left( \frac{u_G}{\epsilon_g} \right)^{-3.56}}{56.4 \epsilon_g} \left[ -u_G \frac{dX_A}{dz} + k_L a \left( \frac{RT(1 - X_A)}{He} \right) \right]$$

$$\frac{d^2 X_A}{dz^2} = -A_1 \frac{dX_A}{dz} + A_2 (1 - X_A)$$

$$X_A'(0) = 0$$

$$X_A(0) = 0$$

## 7. Penyelesaian Numeris Persamaan Reaktor

Persamaan pada poin 6 diselesaikan secara numeris dengan software matlab.

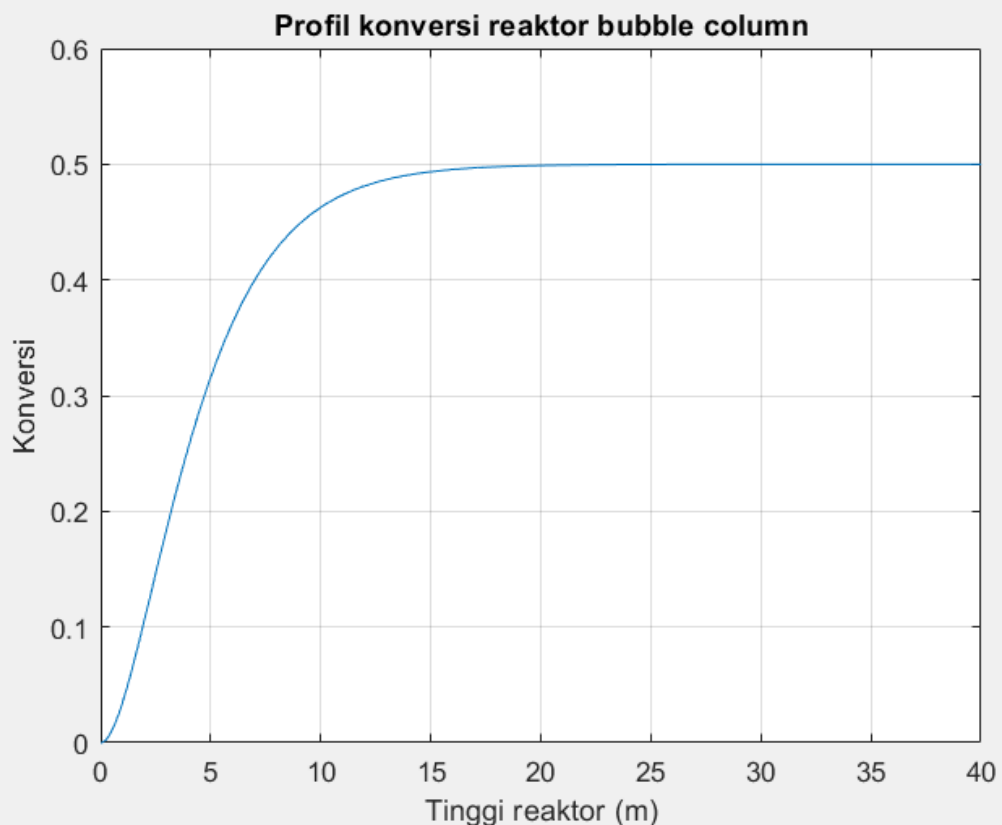
Berikut dicantumkan algoritma perhitungan yang ditulis.

```
function BubbleColumnReactor
clear
rhoL = 1007.19; %Densitas cair " kg/m3 "
rhoG = 4.001; %Densitas gas " kg/m3 "
miuL = 0.000437096; %Viskositas cair " Pa.s "
sigL = 0.068215892; %Tegangan muka cair " N/m "
T = 323.15; %Suhu " K "
P = 2.42; %Tekanan " bar "
R = 0.008314; %Konstanta gas universal " m3
MPa/kmol K "
Da = 1.29E-09; %Konstanta difusivitas CO2 " m2/s "
He = 5.566290954; %Konstanta henry " MPa m3/mol "
db= 0.003; %diameter gelembung " m " ADJUSTABLE
D = 4 ; %Diameter kolom " m " ADJUSTABLE
uG = 0.45; %laju alir gas " m/s " ADJUSTABLE
epsG = 0.361567935; %gas holdup "dimensionless"
kL = 3.70635E-06; %Koefisien transfer massa " m/s
"
kLa = 0.001193046; %Koefisien transfer massa
volumetris " 1/s "
kB = 374.632321; %konstanta laju reaksi thd
reaktan B " m6/kmol2 s "
kC = 29.46768944; %konstanta laju reaksi thd
reaktan C " m6/kmol2 s "
QL=201.5998641; %laju alir volumetris liquid "
m3/jam "
QG=15533.76575; %laju alir volumetris gas " m3/jam
"
CAL = 7.006527595;
CA0 = 0.090931911;
%-----%
%parameters%
A1 = D^(-1.33) * (uG/epsG) ^ (-3.56) /56.4/epsG;
C1 = A1*uG
C2 = A1*kLa*R*T/He
C3 = A1* (kLa*CAL/CA0-kLa*R*T/He)
```

```

%-----%
clear all;
global CA0 D QL epsG uG
length = [0 10000];
initial = [0 0];
[z,X] = ode45(@fungsi, length, initial);
conv = X(:,1);
height = z;
plot(height,conv)
    ax = gca;
    ax.XAxis.MinorTick = 'on';
    ax.XAxis.MinorTickValues = 0:5:40;
    grid on;
    ax.XMinorGrid = 'on';
    xlim([0 40])
    ylim([0 0.6])
title('Profil konversi reaktor bubble column');
xlabel('Tinggi reaktor (m)');
ylabel('Konversi');
V = pi*D^2/4*height;
t = V*QL^-1;
disp([height,conv,V,t])

```



## 8. Kebutuhan Pendingin Reaktor

Reaksi berjalan secara eksotermis, sehingga pendingin dibutuhkan untuk mempertahankan kondisi isothermal

Persamaan neraca panas:

$$Q_{in} - Q_{out} = 0$$

$$(Q_{feed} + \Delta H_T) - (Q_{outlet} + Q_P) = 0$$

$$(Q_{feed} + \Delta H_R) - (Q_{outlet} + Q_P) = 0$$

$$\left( \sum_{i=1}^k \int_{T_{ref}}^T C_P dT + \Delta H_R^0 + \Delta H_f^T - \Delta H_p^T \right) - \left( \sum_{j=1}^l \int_{T_{ref}}^T C_P dT + Q_P \right) = 0$$

DARI PERHITUNGAN SHEET NM&NP TOTAL,  
DIDAPKAN KEBUTUHAN PENDINGIN YANG DIBUTUHKAN UNTUK  
MEMPERTAHANKAN REAKSI PADA SUHU 323,15 K

$$Q = 40831333,9 \text{ kJ/jam}$$

Pendingin yang digunakan adalah cooling water pada suhu  
Dari jumlah panas Q, didapatkan kebutuhan cooling water

Media pendingin digunakan cooling water dengan suhu masuk 30 C dan suhu keluar 45 C				
Cp air 30 C	4,184 kJ/kgK	Tin	30 C	303,15 K
Cp air 45 C	4,1842 kJ/kgK	Tout	45 C	318,15 K
		Tref	25 C	298,15 K

Sehingga didapatkan kebutuhan air pendingin:

$$Q = 40831334 \text{ kJ/jam}$$

$$m = 650553,41 \text{ kg/jam}$$

## 9. Desain Mekanis Reaktor

Didapatkan dari persamaan reaktor bahwa diameter adalah 3 m dan tinggi adalah 20,72 m. Dari data tersebut, dimensi mekanis reaktor dapat dihitung.

**a. Perhitungan tebal shell, tebal head, dan tinggi head**

$$ts = \frac{pr_i}{fE - 0,6p} + C$$

Allowable stress	f	16100 psia
Corrosion allowance	C	0,35 in
Shell inside radius	ri	62,75542932 in
Pressure in shell	p	78,58452803 psia
Jenis sambungan	Single welded butt joint with backing strip	
Efisiensi sambungan	E	80%
tebal shell reaktor	ts	0,734295466 in 0,734 in

$$th = \frac{prw}{(2fE - 0,2p)} + C$$

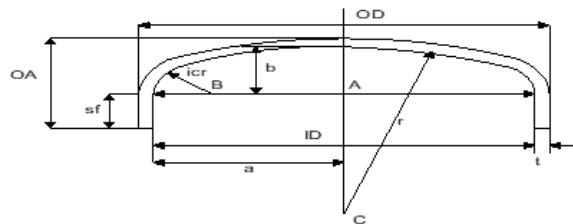
$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

w = 1,71825  
th = 0,97939 in

Berdasarkan 5.8 Brownell  
Dengan ketebalan head standar 11/8 in  
standard straightflange berkisar antara nilai 1.5-4.5 in

Maka:

sf	=	2,5 in
ID	=	OD-2*ts
	=	130,5 in
a	=	ID/2
	=	65,25 in
AB	=	a-icr
	=	57,25 in
BC	=	r-icr
	=	112 in
AC	=	$\sqrt{BC^2 - AB^2}$
	=	96,26233687 in
b	=	r-AC
	=	23,73766313 in
h head	=	sf+b+th
	=	27,23766313 in
	=	0,691838027 m



Volume reaktor	=	Volume shell	+	2Volume head
Volume shell	=	190,0 m <sup>3</sup>		
	=	6709,947098 ft <sup>3</sup>		
Volume head	=	Volume dish	+	Volume straight flange
Volume dish	=	0,000049d <sub>i</sub> <sup>3</sup>		
Maka:				
Volume dish	=	0,063020795 ft <sup>3</sup>		
Volume sf	=	19,35116764 ft <sup>3</sup>		
Sehingga:				
Volume reaktor	=	6748,775475 ft <sup>3</sup>		191,102 m <sup>3</sup>

Tinggi total reaktor	=	Tinggi shell	+	Tinggi head	+	Tinggi bottom
Tinggi shell	=	22,02 m				
Tinggi head	=	0,692 m				
Tinggi bottom	=	0,692 m				
Sehingga:						
Tinggi total reaktor	=	23,402 m				

## b. Perhitungan sparger gas CO<sub>2</sub>

Pada bagian bawah reaktor terdapat gas chamber berbentuk sama dengan head  
Didalam gas chamber terdapat sparger gas CO<sub>2</sub> yang membatasi shell dengan bottom

Dengan kondisi dan dimensi reaktor yang telah dihitung,  
dipilih jenis sparger SIEVE TRAY  
dengan pertimbangan

Sparger akan dibeli dengan spesifikasi  
 diameter gelembung yang dihasilkan 0,003 m  
 tahan korosi  
 efisiensi 90%  
 Distribusi gelembung yang homogen  
 Sparger akan dipesan langsung ke manufaktur spesial  
 Saiptech Co., Ltd  
 Sparger memiliki standar ISO:9001

Calculating Sieve Tray Sparger Dimension			
Tray diamete	3,31 m	Flow gas	1,2455 m <sup>3</sup> /s
Hole diamete	0,003 m	linera flow	0,2 m/s
Plate thickne	0,025 m	active are:	6,2275 m <sup>2</sup>
Ratio chord t:	0,730659		
Chord length	2,421921 m		
Section angl:	93,88337 degree		

## c. Perhitungan Dimensi Pendingin Reaktor

Menghitung dT LMTD			
Komponen	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	172,0824148	445,232	341,748
Suhu fluida panas keluar reaktor	50	323,15	122
Suhu fluida dingin masuk reaktor	30	303,15	86
Suhu fluida dingin keluar reaktor	45	318,15	113

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

	Fluida pan	Fluida dingi	dT, F
1	341,748	113	228,7483466
2	122	86	36

dT LMTD 104,239 F

Lalu dihitung luas transfer panas  
 Berdasarkan tabel 8, Kern hal 840  
 Nilai UD untuk aqueous solution berkisar antara 100-500  
 Jika dipilih UD  
 UD 300 btu/ft<sup>2</sup>.F.jam  
 didapatkan luas transfer panas kira kira  
 Q 40831334 kJ/jam 38708104,57 btu/jam  
 A 1238 ft<sup>2</sup>

Digunakan jenis pendingin half coil jacket  
 dengan pertimbangan V reaktor > 300 gal

Process side		Half coil side	
d bubble	0,003 m	Type	180°
H c	23,402 m	NPS	8 inch
uG	0,2 m/s	Flowrate	0,18125 m <sup>3</sup> /s
D shell	132 inch	ID	7,981 inch
ts	0,7500 inch	OD	8,625 inch
	1,905 cm	Spacing	0,75 inch
	0,01905 m	De	12,54 inch
m s	146670 kg/jam	Do	141,481 inch
a'	7,98215 m <sup>2</sup>	Dc	136,741 inch
G	18375 kg/m <sup>2</sup> jam	Ax	0,01614 m <sup>2</sup>
		Velocity linear	11,23 m/s
		Coil width	23,8125 cm
		No. coil	98
		L coil	518 m
Fluid properties			
rhoL	1388,10 kg/m <sup>3</sup>	rho p	997 kg/m <sup>3</sup>
miuL	4E-04 Pa.s	miu p	6,78E-04 Pa.s
Cp	3,09818 kJ/kgK	Cp p	4183,66 kJ/kgK
k	1,48484 w/mK	kp	6,22E-01 w/mK
miu w	4,E-04 Pa.s	miu pw	6,78E-04 Pa.s
fouling facto	0,0001	fouling factor	0,0001
hi		ho	
Re	1,E+08	Re	5,E+06
Pr	0,912	Pr	4556,5
Nu	70381	Nu	136897
hi	31169,4 w/m <sup>2</sup> K	ho	267569 w/m <sup>2</sup> K
Menghitung Overall Heat Transfer Coefficient			
k vessel	15 w/mK		
Overall HTI	664 J/m <sup>2</sup> sK		
Menghitung pressure drop half coil jacket			
f	0,006844		
eps/D	0,0035		
Equation	0		
deltaP	2836 kg/ms <sup>2</sup>		
	0,411 psi	< 10 psi	OK

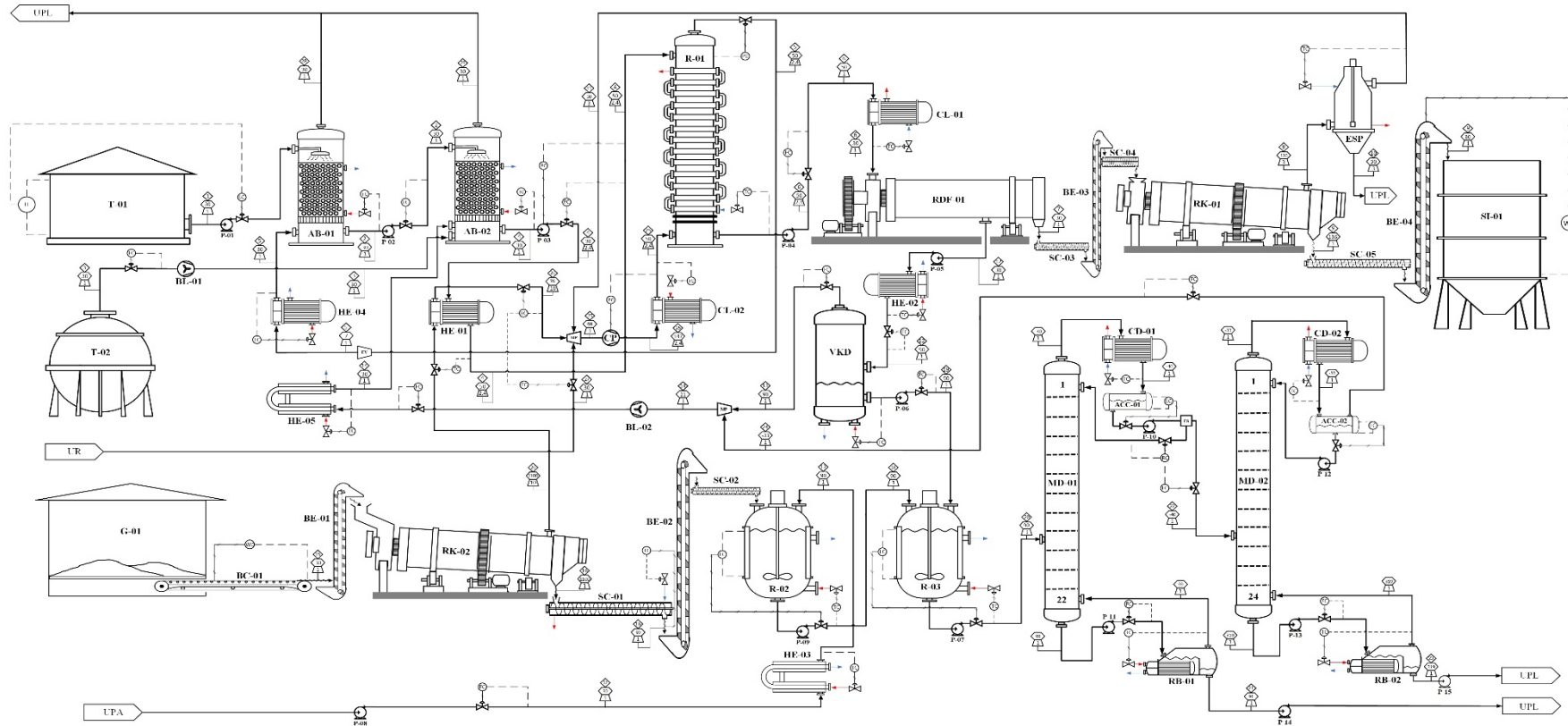
## KESIMPULAN REAKTOR

SPESIFIKASI REAKTOR		
Kode	R-01	
Fungsi	Mereaksikan brine yang tersaturasi amonia dengan CO2	
Jumlah	1 unit	
Jenis	Bubble Column Reactor	
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi	35,1 psi	2,42 bar
Suhu Operasi	122 F	50 C
Dimensi Reaktor		
Material Manufaktur	<i>Stainless Steel SA-240 Grade 316</i>	
Diameter Shell	132 in	3,35 m
Tinggi Shell	867 in	22,02 m
Volume Shell	50194 Gal (US)	190,13 m <sup>3</sup>
Volume Head	145 Gal (US)	0,55 m <sup>3</sup>
Tinggi Head	27 in	0,69 m
Volume Reaktor	50484 Gal (US)	191,23 m <sup>3</sup>
Tinggi Reaktor	921 in	23 m
Tebal Shell	3/4 in	0,01905 m
Tebal Head	1 in	0,025 m
Dimensi Sparger Gas CO2		
Material Manufaktur	<i>Stainless Steel SA-240 Grade 316</i>	
Jenis Sparger	<i>Sieve Tray</i>	
Jenis Pitch	<i>Triangular</i>	
Pitch	0,295275 in	0,0075 m
Panjang chord non aktif	95,351023 in	2,42192 m
Panjang busur aktif	98,071975 in	2,49103 m
Diameter plate	130,50 in	3,31471 m
Tebal plate	0,000635 in	0,025 m
Diameter lubang	0,000076 in	0,003 m
Jumlah lubang	13215 lubang	13215 lubang
Dimensi Half Coil Jacket		
Material Manufaktur	<i>Carbon Steel SA-285 Grade A</i>	
Diameter Half Pipe	8,625 in	0,219 m
Panjang Half Pipe	20377 in	518 m
Jumlah Koil	98 lilitan	98 lilitan



## LAMPIRAN B

### PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM CARBONATE (SODA ASH) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	ABUN (KG/JAM)																													SIMBOL	KETURANGAN	SIMBOL	KETURANGAN	SIMBOL	KETURANGAN
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29						
AB <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	186,4	186,4	-	186,4	-	186,4	186,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
CaO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1808,2	1808,2	-	1808,2	-	1808,2	1808,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
CaF <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15425,1	15425,1	-	15425,1	-	15425,1	15425,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
CaO	1,3	1,3	-	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3	1,3				
Cu(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
CO <sub>2</sub>	-	14669,2	-	16431,5	17185,6	-	-	-	-	5220,1	-	-	-	-	-	5220,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,3	0,3	-	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3					
H <sub>2</sub> O	76163,5	69139,7	-	62102,5	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0	69133,0					
MgO	2,5	2,5	-	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5					
NaCl	22849,0	22849,0	-	22849,0	-	5712,5	18,9	-	18,9	-	-	-	-	-	-	5693,3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
NaHCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,5	2,5	-	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5	2,5					
NH <sub>3</sub>	-	-	510,6	-	6639,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1660,0	6141,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
NH <sub>4</sub> OH	-	12657,4	-	27490,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
NH <sub>4</sub> HCO <sub>3</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7714,0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
NH <sub>4</sub> Cl	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	15672,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
SH <sub>2</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-				
Total	99019,1	120313,0	510,6	128730,3	23025,5	122844,5	29084,8	16458,5	12626,3	11238,4	5220,1	93758,8	696,4	10438,3	18641,7	11401,1	2829,4	372,8	372,8	372,8	16072,1	783,6	783,6	783,6	783,6	783,6	783,6	783,6	783,6	783,6					



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEER FLOW DIAGRAM  
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM CARBONATE (SODA ASH) DENGAN  
PROSES SOLVAY  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN
















DISUSUN OLEH :  
1. Apri Wahyudi (17521050)  
2. Mardhiyyah Nahdah Putri Rantung (17521115)

DOSEN PEMBIMBING  
1. Dr. Khamdan Cahyadi, S.T., M.Sc.  
2. Umi Rotiqah, S.T., M.T.

## LAMPIRAN C

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Apri Wahyudi  
No. MHS : 17521050
2. Nama Mahasiswa : Mardhiyyah Nahdah Putri Rantung  
No. MHS : 17521115
- Judul Prarancangan : PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM KARBONAT  
DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 100.000  
TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020
- Selesai Masa Bimbingan : 9 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	24 November 2020	Pertemuan Perdana TA	
2.	10 Desember 2020	Judul dan Kapasitas Pabrik	
3.	29 Desember 2020	Pemilihan proses	
4.	20 Januari 2021	MSDS produk, bahan baku dan penunjang	
5.	3 Februari 2021	Flowsheet dan Neraca Massa	
6.	22 Februari 2021	Neraca Energi	
7.	15 Maret 2021	Perancangan Alat Utama	
8.	8 April 2021	Perancangan Alat Utama	
9.	4 Juni 2021	Perancangan Alat Utama	
10.	9 Juli 2021	Perancangan Alat Utama	
11.	26 Agustus 2021	Perancangan alat transportasi	
12.	16 September 2021	Perancangan alat pemanas	
13.	23 September 2021	Utilitas dan ekonomi	
14.	2 Oktober 2021	Revisi Naskah	
15.	9 Oktober 2021	Revisi Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:  
Yogyakarta, 11 Oktober 2021  
Pembimbing,








Khamdah Cahyari, Dr., S.T., M.Sc.

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Apri Wahyudi  
No. MHS : 17521050
2. Nama Mahasiswa : Mardhiyyah Nahdah Putri Rantung  
No. MHS : 17521115
- Judul Prarancangan \*) : PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM  
KARBONAT DENGAN PROSES SOLVAY  
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020

Selesai Masa Bimbingan : 9 November 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	4 Desember 2020	Bimbingan Judul Tugas Akhir	
2.	22 Desember 2020	Progress Report	
3.	8 Februari 2021	Progress Report	
4.	30 September 2021	Utilitas	
5.	10 Oktober 2021	Progress Report	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 Oktober 2021

Pembimbing,



Umi Rofiqah, S.T., M.T.

---