

**PRARANCANG PABRIK NATRIUM KARBONAT (Na_2CO_3) DARI BATU
KAPUR DAN GARAM DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 132.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

HANIDA DESIRA NAILUFAR

NIM 40040121650037

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2025**

**PRARANCANG PABRIK NATRIUM KARBONAT (Na_2CO_3) DARI BATU
KAPUR DAN GARAM DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 132.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Persyaratan Kelulusan Mata Kuliah Skripsi dan Seminar
Skripsi pada Jurusan S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri, Sekolah Vokasi,
Universitas Diponegoro**

Disusun Oleh:

HANIDA DESIRA NAILUFAR

NIM 40040121650037

**PROGRAM STUDI TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNOLOGI INDUSTRI
SEKOLAH VOKASI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEMARANG
2025**

HALAMAN PENGESAHAN
PRARANCANG PABRIK NATRIUM KARBONAT (Na_2CO_3) DARI BATU
KAPUR DAN GARAM DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 132.000
TON/TAHUN

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Terapan
Teknik

Disusun Oleh:

HANIDA DESIRA NAILUFAR

NIM 40040121650037

Disetujui dan Disahkan Sebagai Laporan Tugas Akhir (Skripsi)

Semarang, 05 Agustus 2025

Dosen Pembimbing,



Hermawan Dwi Anyanto, S.T., M.Sc., Ph.D.

NIP. H.7.199005152021021001



KEMENTERIAN PENDIDIKAN TINGGI, SAINS,
DAN TEKNOLOGI
UNIVERSITAS DIPONEGORO
SEKOLAH VOKASI
PROGRAM STUDI
TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA INDUSTRI

Jalan Gubernur Mochtar
Kampus Universitas Diponegoro
Tembalang Semarang Kode Pos 50275
Telepon/Faksimile (024) 7471379
Laman: vokasi@liveundip.ac.id

HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI

Judul Laporan TA : Prarancang Pabrik Natrium Karbonat (Na_2CO_3) Dari Batu Kapur Dan
Garam Dengan Proses Solvay Kapasitas 132.000 Ton/Tahun

Identitas Penulis:

Nama : Hanida Desira Nailufar

NIM : 40040121650037

Fakultas/Prodi : Sekolah Vokasi/S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Laporan Tugas Akhir ini telah disahkan dan disetujui pada:

Hari : Senin

Tanggal : 25 Agustus 2025

Semarang, 25 Agustus 2025

Mengetahui,

Tim Penguji

Penguji I,

Penguji II,

Anggun Puspitarini Siswanto S.T., Ph.D
NIP. H.7.198803152018072001

Abdullah Malik Islam Filardli S.T., M.T.
NIP. 199608152024061003

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Hanida Desira Nailufar

NIM : 40040121650037

Judul Tugas Akhir : Prarancang Pabrik Natrium Karbonat (Na_2CO_3) Dari Batu Kapur Dan Garam Dengan Proses Solvay Kapasitas 132.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Sekolah Vokasi/ S.Tr. Teknologi Rekayasa Kimia Industri

Menyatakan bahwa skripsi ini merupakan hasil karya saya Hanida Desira Nailufar dan partner saya Kyla Batrisya Salsabila F didampingi dan buku hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Diponegoro sesuai aturan yang berlaku. Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar tanpa ada paksaan dari siapa pun.



Semarang, 05 Agustus 2025



Hanida Desira Nailufar

NIM. 40040121650037

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas limpahan rahmat selama ini sehingga penyusun dapat menyelesaikan tugas akhir (Skripsi) dengan Judul **“Prarancang Pabrik Natrium Karbonat (Na_2CO_3) Dari Batu Kapur Dan Garam Dengan Proses Solvay Kapasitas 132.000 Ton/Tahun”**. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan skripsi ini tidak lepas dari bantuan dan bimbingan berbagai pihak. Oleh karena itu, penyusun menyampaikan terima kasih kepada:

1. Dr. Mohamad Endy Yulianto, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri.
2. Hermawan Dwi Ariyanto, S.T., M.Sc., Ph.D, selaku Dosen Pembimbing Skripsi yang membimbing, mengarahkan, mendukung serta memberi masukan dalam penyusunan tugas akhir ini sehingga dapat terselesaikan dengan baik.
3. Dr. Ir. Fahmi Arifan S.T., M.Eng., IPM., ASEAN Eng., selaku Dosen Wali yang telah memberikan semangat dan doa kepada penyusun.
4. Seluruh Dosen Program Studi Sarjana Terapan Teknologi Rekayasa Kimia Industri Departemen Teknologi Industri Sekolah Vokasi Universitas Diponegoro.
5. Abah, Ibu, Mas Aar, Mas Okta, dan Mbak Mega yang tidak henti-hentinya selalu memberikan doa dan motivasi untuk tidak menyerah menyelesaikan tugas akhir ini.
6. Catur Ilham yang selama ini memberikan dukungan baik suka atau duka kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir.
7. Kyla Batrisya Salsabila selaku partner skripsi, yang senantiasa berjuang dan memberi semangat satu sama lain sehingga dapat menyelesaikan skripsi dengan lancar.
8. Rachel, Mayang, Okta, Dea, Nabilla, Afra, dan yang lainnya, yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu hingga terselesaikannya skripsi ini. Semoga segala bantuan yang telah diberikan, diberi balasan yang setimpal dari Allah SWT.

Penyusun menyadari keterbatasan dan kemampuan dalam penyusunan skripsi ini, oleh karena itu penyusun mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun sehingga dapat bermanfaat bagi penyusun untuk menyempurnakan skripsi ini.

Semarang, 13 April 2025

Penyusun

DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN	iii
HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI	vi
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xx
INTISARI.....	xxiv
SUMMARY	xxv
BAB I PENDAHULUAN	26
1.1 Latar Belakang	26
1.2 Kapasitas Rancangan	27
1.2.1 Prediksi Kebutuhan Natrium Karbonat di Indonesia.....	27
1.2.2 Perhitungan Kapasitas Produksi	29
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	30
1.2.4 Kapasitas Komersial (minimal) Pabrik Natrium Karbonat	33
1.2.5 Proses yang Digunakan	34
1.3 Penentuan Lokasi Pabrik.....	34
1.3.1 Faktor Penentuan Lokasi	34
1.3.2 Metode Pemilihan Lokasi.....	36
1.3.3 Penentuan Lokasi Pendirian Pabrik Natrium Karbonat.....	37
1.4 Tinjauan Proses	43
1.4.1 Macam-macam Proses Pembuatan Natrium Karbonat.....	43
1.4.2 Kegunaan Produk	48
BAB II DESKRIPSI PROSES.....	50
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	50
2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku	50
2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu	51
2.1.3 Spesifikasi Produk	51
2.1.4 Spesifikasi Produk Samping.....	52
2.2 Konsep Proses	53
2.2.1 Dasar Reaksi	53

2.2.2	Mekanisme Reaksi.....	53
2.2.3	Fase Reaksi	54
2.2.4	Kondisi Operasi	54
2.2.5	Tinjauan Secara Thermodinamika	54
2.2.6	Tinjauan Kinetika Reaksi	56
2.3	Langkah Proses.....	57
2.3.1	Persiapan Bahan Baku	58
2.3.2	Pembentukan Produk.....	59
2.3.3	Produk Samping dan <i>Recovery Ammonia</i>	60
2.4	Process Flow Diagram (PFD).....	62
2.5	Neraca Massa dan Neraca Panas	63
2.5.1	Neraca Massa	63
2.5.2	Neraca Panas	77
2.6	Tata Letak Pabrik dan Pemetaan.....	87
2.6.1	<i>Lay Out</i> Pabrik	88
2.6.2	<i>Lay Out</i> Peralatan Proses.....	92
BAB III	SPESIFIKASI ALAT.....	95
3.1	Unit Penyimpanan	95
3.1.1	Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01).....	95
3.1.2	Tangki NH ₃ (TP-02)	95
3.1.3	Gudang Penyimpanan CaCO ₃ (TP-03).....	96
3.1.4	Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04).....	96
3.1.5	Gudang Penyimpanan Produk Na ₂ CO ₃ (TP-05).....	97
3.1.6	Tangki Penyimpanan Produk Samping CaCl ₂ (TP-06).....	98
3.2	Unit Pemindahan	98
3.2.1	<i>Belt Conveyor</i> (CO-01).....	98
3.2.2	<i>Cooling Conveyor</i> (CL-02).....	99
3.2.3	Blower (BL-02)	99
3.2.4	Pompa (P-02).....	100
3.3	Unit Size Reduction	100
3.3.1	<i>Jaw Crusher</i> (CR-01)	100
3.3.2	<i>Hammer Mill</i> (CR-02)	101
3.3.3	<i>Ball Mill</i> (CR-03)	101
3.3.4	<i>Screen</i> (SR-01).....	102

3.4	Unit Penukar Panas.....	102
3.4.1	<i>Heat Exchanger</i> (HE-05).....	102
3.5	Unit Separasi.....	103
3.5.1	<i>Cyclone</i> (CY-02).....	103
3.5.2	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RD-01).....	104
3.5.3	<i>Knock Out Drum</i> (SP-01)	104
3.6	Unit Reaksi.....	105
3.6.1	Tangki Pelarutan (M-01)	105
3.6.2	<i>Continous Strried Tank Reactor</i> (R-02).....	106
3.6.3	<i>Rotary Kiln</i> (RK-02).....	107
3.6.4	<i>Burner</i>	109
3.6.5	<i>Absorber</i> (AB-01).....	109
3.6.6	<i>Carbonating Tower</i> (R-01)	110
BAB IV	UNIT PENDUKUNG PROSES	112
4.1	Unit Penyedia dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	112
4.1.1	Air Sanitasi	115
4.1.2	Air Pendingin.....	117
4.1.3	Air Proses	118
4.1.4	<i>Air Hydrant</i>	119
4.1.5	Kebutuhan Air Total	120
4.2	Unit Penyedia Udara Tekan (<i>Power Air System</i>).....	120
4.3	Unit Penyedia Listrik	121
4.3.1	Kebutuhan Listrik Untuk Proses.....	122
4.3.2	Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas	123
4.3.3	Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan	123
4.3.4	Kebutuhan Listrik Untuk <i>Air Conditioner</i> (AC)	125
4.3.5	Kebutuhan Listrik Total.....	126
4.3.6	<i>Generator Set</i>	126
4.4	Unit Penyedia Bahan Bakar	128
4.5	Unit Laboratorium	128
4.6	Unit Pengolahan Limbah	131
4.7	Unit <i>Health, Safety, and Environment</i> (HSE).....	133
BAB V	MANAJEMEN PERUSAHAAN	135
5.1	Bentuk Perusahaan	135

5.2	Struktur Organisasi.....	136
5.3	Tugas dan Wewenang	139
5.3.1	Pemegang Saham.....	139
5.3.2	Dewan Komisaris	139
5.3.3	Direktur Utama	139
5.3.4	Direktur Produksi dan Teknik.....	140
5.3.5	Direktur Keuangan dan Umum	140
5.3.6	Kepala Bagian.....	140
5.3.7	Kepala Seksi (<i>Supervisor</i>)	141
5.3.8	Kepala Regu	142
5.4	Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan.....	142
5.4.1	Pembagian Jam Kerja	142
5.4.2	Perincian Jumlah Karyawan	143
5.5	Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan	145
5.5.1	Penggolongan Jabatan	145
5.5.2	Jumlah Karyawan Total	147
5.5.3	Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	148
5.6	Kesejahteraan Karyawan	149
5.7	<i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	152
5.7.1	Dasar Pelaksanaan dan Kebijakan Program CSR.....	152
5.7.2	Pengertian <i>Corporate Social Responsibility (CSR)</i>	152
5.7.3	Kebijakan CSR pada Pabrik Natrium Karbonat	153
BAB VI	<i>TROUBLESHOOTING</i>	155
6.1	Unit Penyimpanan	155
6.2	Unit Pemindah	156
6.2.1	<i>Belt Conveyor</i>	156
6.2.2	<i>Cooling Conveyor</i>	156
6.2.3	Pompa	157
6.3	Unit <i>Size Reduction</i>	158
6.4	Unit Penukar Panas.....	159
6.5	Unit Separasi.....	160
6.5.1	<i>Cyclone</i>	160
6.5.2	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	161
6.5.3	<i>Knock Out Drum</i>	161

6.6	Unit Reaksi	162
6.6.1	Reaktor	162
6.6.2	Absorber	163
6.6.3	Rotary Kiln	164
BAB VII	ANALISA EKONOMI	166
7.1	Penaksiran Harga Peralatan	166
7.2	Dasar Perhitungan.....	168
7.2.1	Kapasitas Produksi	168
7.2.2	Kebutuhan Bahan Baku	169
7.2.3	Kebutuhan Alat.....	169
7.3	Perhitungan Biaya	170
7.3.1	Capital Investment	170
7.3.2	Production Cost	174
7.4	Analisa Kelayakan.....	176
7.4.1	Profit on Sales.....	176
7.4.2	Return on Investment	177
7.4.3	Pay-out Time.....	177
7.4.4	Internal Rate Return	178
7.4.5	Break-even Point	178
7.4.6	Shutdown Point.....	179
7.4.7	Net Present Value (NPV)	179
7.5	Hasil Perhitungan	180
7.5.1	Capital Investment	180
7.5.2	Production Cost	181
7.6	Analisa Kelayakan.....	183
7.6.1	Profit on Sales.....	183
7.6.2	Return Of Investment	183
7.6.3	Pay Out Time	183
7.6.4	Break Event Point	183
7.6.5	Shut Down Point.....	184
7.6.6	Internal Rate Return	184
7.6.7	Net Precents Value	184
BAB VIII	KESIMPULAN	186
DAFTAR PUSTAKA		187

LAMPIRAN A NERACA MASSA.....	191
LAMPIRAN B NERACA PANAS.....	218
LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT.....	250
LAMPIRAN D ANALISA EKONOMI	352

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Kebutuhan Natrium Karbonat di Indonesia (Badan Pusat Statistika, 2025) .	27
Tabel 1. 2 Pertumbuhan Rata-rata per Tahun	28
Tabel 1. 3 Daftar Perusahaan Penyuplai NaCl	30
Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan Penyuplai CaCO ₃	31
Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan Penyuplai NH ₃	31
Tabel 1. 6 Daftar Pabrik Na ₂ CO ₃ di Berbagai Negara.....	33
Tabel 1. 7 Penentuan Lokasi Pendirian Pabrik	37
Tabel 1. 8 Daftar Pasar Na ₂ CO ₃ di Indonesia.....	41
Tabel 1. 9 Perbandingan Proses Pembuatan Na ₂ CO ₃	47
Tabel 2. 1 Komposisi Natrium Klorida	50
Tabel 2. 2 Komposisi Batu Kapur	51
Tabel 2. 3 Komposisi Ammonia	51
Tabel 2. 4 Komposisi Natrium Karbonat.....	52
Tabel 2. 5 Komposisi Kalsium Klorida	52
Tabel 2. 6 Dasar Reaksi Proses Solvay.....	53
Tabel 2. 7 Reaksi Pengendapan Natrium Bikarbonat (NaHCO ₃).....	53
Tabel 2. 8 Panas Pembentukan Standar Reaktan dan Produk.....	55
Tabel 2. 9 Harga (ΔG°) Setiap Komponen.....	55
Tabel 2. 10 Neraca Massa Mixer (M-01)	64
Tabel 2. 11 Neraca Massa HE-02	65
Tabel 2. 12 Neraca Massa AB-01	65
Tabel 2. 13 Neraca Massa HE-03	65
Tabel 2. 14 Neraca Massa R-01	66
Tabel 2. 15 Neraca Massa HE-04	66
Tabel 2. 16 Neraca Massa RD-01	67
Tabel 2. 17 Neraca Massa RK-02	68
Tabel 2. 18 Neraca Massa CL-02	68
Tabel 2. 19 Neraca Massa CR-03	69
Tabel 2. 20 Neraca Massa CY-02	69
Tabel 2. 21 Neraca Massa HE-05	70
Tabel 2. 22 Neraca Massa SP-01	70

Tabel 2. 23 Neraca Massa CR-01	71
Tabel 2. 24 Neraca Massa RK-01	71
Tabel 2. 25 Neraca Massa CY-01	72
Tabel 2. 26 Neraca Massa CL-01	72
Tabel 2. 27 Neraca Massa He-01	73
Tabel 2. 28 Neraca Massa R-02.....	73
Tabel 2. 29 Neraca Massa R-03	74
Tabel 2. 30 Neraca Massa SP-02	74
Tabel 2. 31 Neraca Massa Overall.....	75
Tabel 2. 32 Neraca Panas RK-01	78
Tabel 2. 33 Neraca Panas Cl-01.....	79
Tabel 2. 34 Neraca Panas R-02.....	80
Tabel 2. 35 Neraca Panas R-03.....	80
Tabel 2. 36 Neraca Panas AB-01	81
Tabel 2. 37 Neraca Panas HE-01	81
Tabel 2. 38 Neraca Panas HE-02	82
Tabel 2. 39 Neraca Panas HE-03	83
Tabel 2. 40 Neraca Panas R-01	83
Tabel 2. 41 Neraca Panas HE-04	84
Tabel 2. 42 Neraca Panas RK-02.....	85
Tabel 2. 43 Neraca Panas CL-02	85
Tabel 2. 44 Neraca Panas HE-05	86
Tabel 2. 45 Neraca Panas Overall.....	86
Tabel 2. 46 Luas Tanah Pabrik	90
Tabel 2. 47 Keterangan <i>Lay Out</i> Peralatan Proses.....	93
Tabel 3. 2 Spesifikasi Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)	95
Tabel 3. 3 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NH ₃ (TP-02)	95
Tabel 3. 4 Spesifikasi Gudang Penyimpanan CaCO ₃ (TP-03)	96
Tabel 3. 5 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)	96
Tabel 3. 6 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Produk Na ₂ CO ₃ (TP-05)	97
Tabel 3. 7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping CaCl ₂ (TP-06).....	98
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (CO-01)	98

Tabel 3. 9 Spesifikasi <i>Cooling Conveyor</i> (CL-02)	99
Tabel 3. 10 Spesifikasi Blower (BL-02)	99
Tabel 3. 11 Spesifikasi Pompa (P-02).....	100
Tabel 3. 12 Spesifikasi <i>Jaw Crusher</i> (CR-01).....	100
Tabel 3. 13 Spesifikasi <i>Hammer Mill</i> (CR-02).....	101
Tabel 3. 14 Spesifikasi <i>Ball Mill</i> (CR-03)	101
Tabel 3. 15 Spesifikasi <i>Screen</i> (SR-01)	102
Tabel 3. 16 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-05)	102
Tabel 3. 17 Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CY-02).....	103
Tabel 3. 18 Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RD-01)	104
Tabel 3. 19 Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (SP-01).....	104
Tabel 3. 20 Spesifikasi Tangki Pelarutan (M-01)	105
Tabel 3. 21 Spesifikasi Reaktor CSTR (R-02)	106
Tabel 3. 22 Spesifikasi <i>Rotary Kiln</i> (RK-02)	107
Tabel 3. 23 Spesifikasi <i>Burner Rotary Kiln</i>	109
Tabel 3. 24 Spesifikasi Absorber (AB-01).....	109
Tabel 3. 25 Spesifikasi <i>Carbonating Tower</i> (R-01).....	110
Tabel 4. 1 Syarat Kualitas Air Sanitasi	116
Tabel 4. 2 Syarat Baku Mutu Air Pendingin.....	117
Tabel 4. 3 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin	118
Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Proses	119
Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Total.....	120
Tabel 4. 6 Data Jumlah Kebutuhan Listrik Proses.....	122
Tabel 4. 7 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas	123
Tabel 4. 8 Data Jumlah Kebutuhan Listrik	124
Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Untuk AC	125
Tabel 4. 10 Spesifikasi AC Generator	127
Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Karyawan Proses	143
Tabel 5. 2 Perincian Jumlah Karyawan Operator Lapangan	143
Tabel 5. 3 Penggolongan Jabatan	145
Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan	147
Tabel 5. 5 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan.....	148

Tabel 6. 2 <i>Troubleshoots</i> Unit Penyimpanan	155
Tabel 6. 3 <i>Troubleshoots Belt Conveyor</i>	156
Tabel 6. 4 <i>Troubleshoots Cooling Conveyor</i>	156
Tabel 6. 5 <i>Troubleshoots Pompa</i>	157
Tabel 6. 6 <i>Troubleshoots Crusher</i>	158
Tabel 6. 7 <i>Troubleshoots Heat Exchanger</i>	159
Tabel 6. 8 <i>Troubleshoots Cyclone</i>	160
Tabel 6. 9 <i>Troubleshoots Rotary Drum Vacuum Filter</i>	161
Tabel 6. 10 <i>Troubleshoots Knock Out Drum</i>	161
Tabel 6. 11 <i>Troubleshoots Reaktor</i>	162
Tabel 6. 12 <i>Troubleshoots Absorber</i>	163
Tabel 6. 13 <i>Troubleshoots Rotary Kiln</i>	164
Tabel 7. 1 Daftar Harga <i>Indeks CEP</i>	166
Tabel 7. 2 Daftar Harga Bahan Baku.....	169
Tabel 7. 3 Daftar Harga Alat.....	169
Tabel 7. 4 Presentase Biaya <i>Equipment Installation</i>	170
Tabel 7. 5 Presentase Biaya <i>Piping Cost</i>	171
Tabel 7. 6 Presentase Biaya <i>Instrumentation</i>	171
Tabel 7. 7 Presentase Biaya <i>Insulation</i>	171
Tabel 7. 8 Presentase Biaya <i>Utilities</i>	172
Tabel 7. 9 Presentase Biaya <i>Engineering and Construction</i>	172
Tabel 7. 10 Presentase Biaya <i>Contingency</i>	173
Tabel 7. 11 Presentase Biaya <i>Maintenance</i>	174
Tabel 7. 12 Biaya <i>Physical Plant Cost</i>	180
Tabel 7. 13 Biaya <i>Fix Capital Investment</i>	180
Tabel 7. 14 Biaya <i>Working Capital Investment</i>	180
Tabel 7. 15 Biaya <i>Total Capital Investment</i>	181
Tabel 7. 16 Biaya <i>Direct Manufacturing Cost</i>	181
Tabel 7. 17 Biaya <i>Indirect Manufacturing Cost</i>	181
Tabel 7. 18 Biaya <i>Fixed Manufacturing Cost</i>	182
Tabel 7. 19 Biaya <i>Total Manufacturing Cost</i>	182
Tabel 7. 20 Biaya <i>General Expand</i>	182

Tabel 7. 21 Biaya <i>Production Cost</i>	182
Tabel 7. 22 Analisa Kelayakan Pabrik.....	184
Tabel A. 1 Neraca Massa M-01	192
Tabel A. 2 Neraca Massa HE-02	193
Tabel A. 3 Neraca Massa AB-01	194
Tabel A. 4 Neraca Massa HE-03	195
Tabel A. 5 Neraca Massa R-01	197
Tabel A. 6 Neraca Massa HE-04	198
Tabel A. 7 Neraca Massa RD-01	199
Tabel A. 8 Neraca Massa RK-02	200
Tabel A. 9 Neraca Massa CL -02.....	201
Tabel A. 10 Neraca Massa CR-03	202
Tabel A. 11 Neraca Massa CY-02.....	203
Tabel A. 12 Neraca Massa HE-05	203
Tabel A. 13 Neraca Massa SP-01	204
Tabel A. 14 Neraca Massa CR-01	205
Tabel A. 15 Komponen Impuritas <i>Limestone</i>	207
Tabel A. 16 Komponen Batubara	207
Tabel A. 17 Komposisi Gas Hasil Pembakaran.....	209
Tabel A. 18 Neraca Massa RK-01	210
Tabel A. 19 Neraca Massa CY-01.....	210
Tabel A. 20 Neraca Massa CL-01.....	212
Tabel A. 21 Neraca Massa HE-01	213
Tabel A. 22 Neraca Massa R-02	214
Tabel A. 23 Neraca Massa R-03	215
Tabel A. 24 Neraca Massa SP-02	216
Tabel A. 25 Neraca Massa <i>Overall</i>	216
Tabel B. 1 Cp Komponen <i>Solid</i>	218
Tabel B. 2 Cp Komponen <i>Liquid</i>	218
Tabel B. 3 Cp Komponen <i>Gas</i>	219
Tabel B. 4 Komposisi <i>Limestone</i> Masuk RK-01	220
Tabel B. 5 Komposisi Batubara Masuk RK-01	221

Tabel B. 6 Neraca Panas RK-01	225
Tabel B. 7 Neraca Panas CL-01	227
Tabel B. 8 Neraca Panas R-02	229
Tabel B. 9 Neraca Panas R-03	231
Tabel B. 10 Neraca Panas AB-01	233
Tabel B. 11 Neraca Panas HE-01	235
Tabel B. 12 Neraca Panas HE-02	236
Tabel B. 13 Neraca Panas HE-03	238
Tabel B. 14 Neraca Panas R-01	241
Tabel B. 15 Neraca Panas HE-04	242
Tabel B. 16 Neraca Panas RK-02	245
Tabel B. 17 Neraca Panas CL-02.....	246
Tabel B. 18 Neraca Panas HE-05	248
Tabel B. 19 Neraca Panas <i>Overall</i>	248
Tabel C. 1 Data Komponen NaCl.....	250
Tabel C. 2 Data Komponen NH ₃	253
Tabel C. 3 Data Komponen CaCO ₃	256
Tabel C. 4 Data Komponen Batubara	258
Tabel C. 5 Data Komponen Na ₂ CO ₃	260
Tabel C. 6 Data Komponen CaCl ₂	261
Tabel C. 7 Data Komponen Produk Na ₂ CO ₃	268
Tabel C. 8 Data Komponen NH ₄ OH	271
Tabel C. 9 Kerugian Gesek Pada Aliran Fluida.....	272
Tabel C. 10 Data Komponen <i>Slurry</i>	280
Tabel C. 11 Data Komponen Air Pendingin	280
Tabel C. 12 Penentuan <i>Hot Fluid</i> Dan <i>Cold Fluid</i>	281
Tabel C. 13 <i>Troubleshoot Exchanger Fitting</i>	282
Tabel C. 14 Penentuan Dimensi DPHE	283
Tabel C. 15 Penentuan <i>Pressure Drop</i>	285
Tabel C. 16 Data Komponen Air Pendingin	287
Tabel C. 17 Data Komponen Filtrat.....	291
Tabel C. 18 Data Komponen Padatan.....	292

Tabel C. 19 Data Komponen CO ₂ dan H ₂ O.....	295
Tabel C. 20 Data Komponen NaCl dan H ₂ O	299
Tabel C. 21 Harga ΔH_f Masing-masing Komponen.....	305
Tabel C. 22 Data Komponen Masuk RK-02.....	305
Tabel C. 23 Data Komponen Keluar RK-02.....	305
Tabel C. 24 Data Perhitungan Densitas	306
Tabel C. 25 Data Perhitungan Densitas <i>Liquid</i>	306
Tabel C. 26 Data Komponen Perhitungan Viskositas.....	310
Tabel C. 27 Data Komponen Bahan Masuk Absorber.....	331
Tabel C. 28 Penentuan μ , C_p , ρ bahan masuk	331
Tabel C. 29 Data komponen keluar absorber	332
Tabel C. 30 Penentuan μ , C_p , ρ Bahan Keluar Absorber	332
Tabel C. 31 Data Komponen Masuk NaCl dan NH ₄ OH	341
Tabel C. 32 Data Komponen Masuk NaCl dan NH ₄ OH	342
Tabel C. 33 Data Komponen Gas Masuk	342
Tabel C. 34 Data Komponen Gas Masuk	343
Tabel D. 1 Biaya PEC Impor	355
Tabel D. 2 Biaya Pemasangan Alat	356
Tabel D. 3 Biaya Pemipaan	357
Tabel D. 4 Biaya Instrumentasi	358
Tabel D. 5 Biaya Insulasi.....	358
Tabel D. 6 Biaya Listrik	359
Tabel D. 7 <i>Physical Plant Cost</i>	361
Tabel D. 8 <i>Engineering and Construction Cost</i>	362
Tabel D. 9 <i>Fix Capital Invesment</i>	362
Tabel D. 10 <i>Working Capital Investment</i>	364
Tabel D. 11 <i>Capital Investment</i>	365
Tabel D. 12 <i>Total Manufacturing Cost</i>	369
Tabel D. 13 <i>General Expand</i>	370
Tabel D. 14 <i>Production Cost</i>	370
Tabel D. 15 <i>Cash Flow</i>	372
Tabel D. 16 <i>Commulative Cash Flow</i>	375

Tabel D. 17 <i>Internal Rate of Return</i>	376
Tabel D. 18 Analisa Kelayakan Ekonomi.....	378

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Nilai Impor Natrium Karbonat.....	28
Gambar 1. 2 Grafik Nilai Ekspor Natrium Karbonat	28
Gambar 1. 3 Diagram Alir Proses Natural.....	44
Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses Produksi Natrium Karbonat	62
Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa	63
Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa M-01.....	64
Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Massa HE-02.....	64
Gambar 2. 5 Diagram Alir Neraca Massa AB-01	65
Gambar 2. 6 Diagram Alir Neraca Massa HE-03.....	65
Gambar 2. 7 Diagram Alir Neraca Massa R-01	66
Gambar 2. 8 Diagram Alir Neraca Massa HE-04.....	66
Gambar 2. 9 Diagram Alir Neraca Massa RD-01.....	67
Gambar 2. 10 Diagram Alir Neraca Massa RK-02.....	68
Gambar 2. 11 Diagram Alir Neraca Massa CL-02	68
Gambar 2. 12 Diagram Alir Neraca Massa CR-03	69
Gambar 2. 13 Diagram Alir Neraca Massa CY-02	69
Gambar 2. 14 Diagram Alir Neraca Massa HE-05	70
Gambar 2. 15 Diagram Alir Neraca Massa SP-01	70
Gambar 2. 16 Diagram Alir Neraca Massa CR-01	71
Gambar 2. 17 Diagram Alir Neraca Massa RK-01.....	71
Gambar 2. 18 Diagram Alir Neraca Massa CY-01	72
Gambar 2. 19 Diagram Alir Neraca Massa CL-01	72
Gambar 2. 20 Diagram Alir Neraca Massa HE-01.....	73
Gambar 2. 21 Diagram Alir Neraca Massa R-02	73
Gambar 2. 22 Diagram Alir Neraca Massa R-03	74
Gambar 2. 23 Diagram Alir Neraca Massa SP-02.....	74
Gambar 2. 24 Diagram Alir Neraca Panas	77
Gambar 2. 25 Diagram Alir Neraca Panas RK-01	78
Gambar 2. 26 Diagram Alir Neraca Panas CL-01	79
Gambar 2. 27 Diagram Alir Neraca Panas R-02	79
Gambar 2. 28 Diagram Alir Neraca Panas R-03	80

Gambar 2. 29 Diagram Alir Neraca Panas AB-01	81
Gambar 2. 30 Diagram Alir Neraca Panas HE-01	81
Gambar 2. 31 Diagram Alir Neraca Panas HE-02	82
Gambar 2. 32 Diagram Alir Neraca Panas HE-03	83
Gambar 2. 33 Diagram Alir Neraca Panas R-01	83
Gambar 2. 34 Diagram Alir Neraca Panas HE-04	84
Gambar 2. 35 Diagram Alir Neraca Panas RK-02	85
Gambar 2. 36 Diagram Alir Neraca Panas RK-02	85
Gambar 2. 37 Diagram Alir Neraca Panas HE-05	86
Gambar 2. 38 <i>Lay Out</i> Pabrik	91
Gambar 2. 39 <i>Lay Out</i> Peralatan Proses	93
Gambar 4. 1 Diagram Alir Pengolahan Air	112
Gambar 4. 2 Diagram Struktur Organisasi	138
Gambar 7. 1 Grafik <i>Indeks</i> CEP	167
Gambar 7. 2 Grafik Analisa Kelayakan BEP dan SDP	185
Gambar A. 1 Diagram Alir Neraca Massa M-01	192
Gambar A. 2 Diagram Alir Neraca Massa HE-02	193
Gambar A. 3 Diagram Alir Neraca Massa AB-01	193
Gambar A. 4 Diagram Alir Neraca Massa HE-03	195
Gambar A. 5 Diagram Alir Neraca Massa R-01	196
Gambar A. 6 Diagram Alir Neraca Massa HE-04	197
Gambar A. 7 Diagram Alir Neraca Massa RD-01	198
Gambar A. 8 Diagram Alir Neraca Massa RK-02	199
Gambar A. 9 Diagram Alir Neraca Massa CL -02	201
Gambar A. 10 Diagram Alir Neraca Massa CR-03	201
Gambar A. 11 Diagram Alir Neraca Massa CY-02	202
Gambar A. 12 Diagram Alir Neraca Massa HE-05	203
Gambar A. 13 Diagram Alir Neraca Massa SP-01	204
Gambar A. 14 Diagram Alir Neraca Massa CR-01	205
Gambar A. 15 Diagram Alir Neraca Massa RK-01	206
Gambar A. 16 Diagram Alir Neraca Massa CY-01	210
Gambar A. 17 Diagram Alir Neraca Massa CL-01	211

Gambar A. 18 Diagram Alir Neraca Massa HE-01	212
Gambar A. 19 Diagram Alir Neraca Massa R-02	213
Gambar A. 20 Diagram Alir Neraca Massa R-03	214
Gambar A. 21 Diagram Alir Neraca Massa SP-02	215
Gambar B. 1 Diagram Alir Neraca Panas RK-01	220
Gambar B. 2 Diagram Alir Neraca Panas CL-01	226
Gambar B. 3 Diagram Alir Neraca Panas R-02	227
Gambar B. 4 Diagram Alir Neraca Panas R-03	229
Gambar B. 5 Diagram Alir Neraca Panas AB-01	232
Gambar B. 6 Diagram Alir Neraca Panas HE-01	234
Gambar B. 7 Diagram Alir Neraca Panas HE-02	235
Gambar B. 8 Diagram Alir Neraca Panas HE-03	237
Gambar B. 9 Diagram Alir Neraca Panas R-01	238
Gambar B. 10 Diagram Alir Neraca Panas HE-04	241
Gambar B. 11 Diagram Alir Neraca Panas RK-02	243
Gambar B. 12 Diagram Alir Neraca Panas CL-02	245
Gambar B. 13 Diagram Alir Neraca Panas HE-05	246
Gambar C. 1 Jenis <i>Spherical Tank</i>	255
Gambar C. 2 Tinggi <i>Torispherical Dished Head</i>	264
Gambar C. 3 <i>Centrifugal Blower</i>	270
Gambar C. 4 <i>Heat Exchanger</i>	280
Gambar C. 5 <i>Flow Area and Equivalent Diameter in DPHE</i>	283
Gambar C. 6 <i>Cyclone</i>	287
Gambar C. 7 <i>Vertical Knock Out Drum</i>	295
Gambar C. 8 Tangki Pelarutan	298
Gambar C. 9 <i>Continous Stirried Tank Reactor</i>	304
Gambar C. 10 <i>Torispherical Dished Head</i>	308
Gambar C. 11 <i>Rotary Kiln</i>	314
Gambar C. 12 Badan Alat Pembakar	329
Gambar C. 13 Tebal Badan Alat Pembakar	329
Gambar C. 14 Kepala Alat Pembakar Gas	329
Gambar C. 15 <i>Nozzel</i>	330

Gambar C. 16 Cincin Pengatur Udara	330
Gambar C. 17 Dimensi Head.....	338
Gambar C. 18 <i>Carbonating Tower</i>	340
Gambar C. 19 <i>Oriface Plate</i>	345

INTISARI

Studi pra-rancangan ini berfokus pada pembangunan pabrik Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan kapasitas produksi 132.000 ton/tahun, menggunakan batu kapur (CaCO_3) dan garam (NaCl) sebagai bahan baku utama. Latar belakang pendirian pabrik ini adalah untuk mengatasi tingginya kebutuhan natrium karbonat di Indonesia yang selama ini hanya dipenuhi melalui impor. Pendirian pabrik ini di Indonesia bertujuan untuk meningkatkan kemandirian produksi bahan kimia vital yang memiliki peran besar dalam industri kaca, detergen, kertas, dan bahan kimia lainnya. Pabrik ini dirancang dengan proses Solvay, yang dipilih karena kemurnian produk yang dihasilkan tinggi dan efisiensi bahan baku yang optimal berkat sistem daur ulang yang terintegrasi. Proses ini merupakan proses kontinu yang menawarkan keuntungan dari segi efisiensi tenaga kerja dan kuantitas produk yang lebih banyak.

Dalam studi ini, dilakukan analisis kebutuhan pasar, ketersediaan bahan baku, kapasitas minimum ekonomi, pemilihan lokasi pabrik, serta deskripsi teknis proses produksi. Lokasi Gresik, Jawa Timur, dipilih sebagai tempat pendirian pabrik berdasarkan metode *factor rating* karena keunggulannya dari segi ketersediaan bahan baku, infrastruktur, tenaga kerja, dan kedekatan dengan pasar industri. Proses produksi melibatkan tahapan pelarutan garam, absorpsi amonia, kalsinasi batu kapur, karbonasi, filtrasi bikarbonat, kalsinasi bikarbonat, serta pemulihan amonia. Neraca massa dan energi juga dihitung untuk menentukan efisiensi proses. Dengan pendekatan teknis dan ekonomis yang komprehensif, prarancang pabrik ini diharapkan dapat menjadi solusi strategis untuk mengurangi impor natrium karbonat, meningkatkan kemandirian industri kimia nasional, dan mendorong pertumbuhan ekonomi lokal.

Kata kunci: natrium karbonat, proses solvay, garam, batu kapur

SUMMARY

This pre-design study focuses on the construction of a Sodium Carbonate (Na_2CO_3) plant with a production capacity of 132,000 tons/year, using limestone (CaCO_3) and salt (NaCl) as the main raw materials. The background of the establishment of this plant is to overcome the high demand for sodium carbonate in Indonesia which has only been met through imports. The establishment of this plant in Indonesia aims to increase the independence of the production of vital chemicals that have a major role in the glass, detergent, paper and other chemical industries. The plant is designed with the Solvay process, which was chosen due to the high purity of the products produced and optimal raw material efficiency thanks to an integrated recycling system. It is a continuous process that offers advantages in terms of labor efficiency and greater product quantity.

In this study, market demand, raw material availability, economic minimum capacity, plant site selection, and technical description of the production process were analyzed. Gresik, East Java, was selected as the plant site based on the factor rating method due to its advantages in terms of raw material availability, infrastructure, labor, and proximity to industrial markets. The production process involves the stages of salt dissolution, ammonia absorption, limestone calcination, carbonation, bicarbonate filtration, bicarbonate calcination, and ammonia recovery. Mass and energy balances were also calculated to determine the process efficiency. With a comprehensive technical and economic approach, this plant design is expected to be a strategic solution to reduce sodium carbonate imports, increase the independence of the national chemical industry, and boost local economic growth.

Keywords: *sodium carbonate, solvay process, salt, limestone*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi memberikan pengaruh pada sektor industri yang ada di Indonesia, salah satunya adalah pabrik kimia. Kebutuhan bahan-bahan kimia juga meningkat seiring dengan bertambahnya pabrik-pabrik kimia di Indonesia. Natrium karbonat (Na_2CO_3) atau yang biasa dikenal dengan *Soda Ash* merupakan salah satu material yang memiliki nilai ekspor dan impor terbesar di dunia. Pada tahun 2005 produksi Natrium Karbonat di dunia mencapai sekitar 48 juta ton. Produsen Natrium Karbonat paling besar berada di China untuk kawasan Asia Timur serta USA dan Meksiko untuk kawasan Amerika Utara (Nyamiati et al., 2019). Sedangkan di Indonesia menurut Badan Pusat Statistika (2025) kebutuhan Natrium Karbonat selama 5 tahun terakhir sekitar 1.192.132.155 kg. Nilai kebutuhan ini hanya dipenuhi dari sektor impor yang akan terus meningkat tiap tahunnya. Untuk memenuhi kebutuhan konsumsi dalam negeri yang harus dilakukan adalah dengan mendirikan pabrik. Dan salah satu industri kimia yang sampai saat ini belum ada pabriknya di Indonesia adalah Pabrik Natrium Karbonat.

Di Indonesia sendiri Natrium Karbonat memiliki peran yang besar dalam industri kaca, bahan kimia, kertas, dan detergen. penggunaan natrium karbonat pada industri pulp dan kertas bisa mencapai 65%, untuk industri kaca/gelas sebesar 29%, industri keramik 4% dan 1% lainnya untuk industri makanan dan minuman (Nyamiati et al., 2019). Berdasarkan data tersebut membuktikan bahwa pasar Natrium Karbonat sangat besar di Indonesia. Ketersediaan bahan baku seperti garam (NaCl) dan batu kapur (CaCO_3) sebagai bahan utama pembuatan natrium karbonat yang melimpah di Indonesia membuat Pabrik Natrium Karbonat dapat didirikan. Oleh karena itu, pembangunan pabrik natrium karbonat di Indonesia tidak hanya menjadi solusi untuk memenuhi kebutuhan domestik, tetapi juga sebagai upaya meminimalisir kegiatan ekspor dan meningkatkan kegiatan impor natrium karbonat.

1.2 Kapasitas Rancangan

Kapasitas rancangan suatu pabrik perlu ditinjau berdasarkan kapasitas minimum dan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Terdapat beberapa hal untuk menentukan kapasitas suatu pabrik kimia.

1. Prediksi kebutuhan Natrium Karbonat di Indonesia
2. Ketersediaan bahan baku
3. Kapasitas komersial (minimal) pabrik Natrium Karbonat
4. Proses yang digunakan

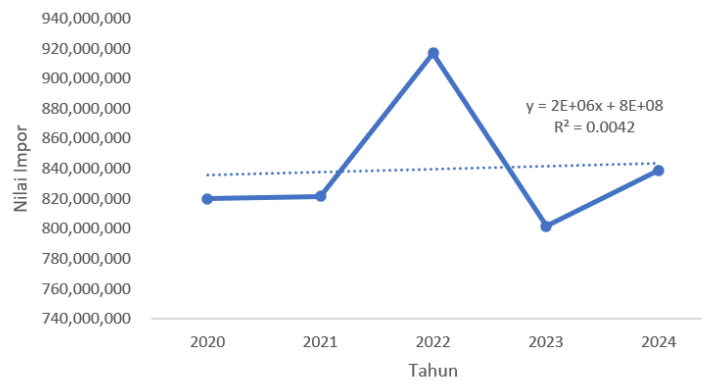
1.2.1 Prediksi Kebutuhan Natrium Karbonat di Indonesia

Kebutuhan natrium karbonat yang tinggi setiap tahunnya namun, kebutuhan ini tidak terpenuhi dikarenakan belum ada pabrik yang memproduksi natrium karbonat. Dilihat dari data impor-ekspor dalam 5 tahun terakhir, total kebutuhan natrium karbonat sangat banyak.

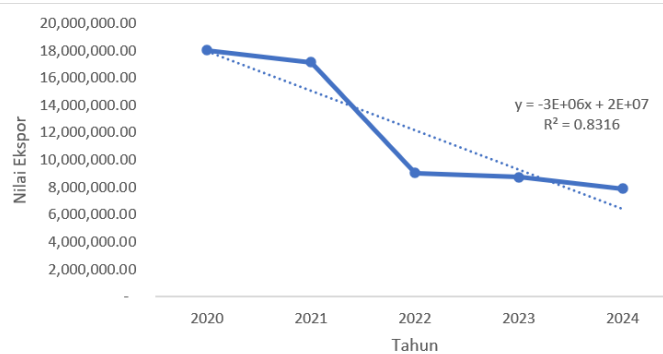
Tabel 1. 1 Kebutuhan Natrium Karbonat di Indonesia (Badan Pusat Statistika, 2025)

Tahun	Impor (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)
2020	819.912.215	18.027.300,34
2021	821.456.004	17.150.486,98
2022	916.828.796	9.039.625,84
2023	801.626.641	8.733.803,98
2024	839.007.458	7.881.653,21
Total	4.198.831.114	60.832.870,35

Dilihat dari tingginya kebutuhan natrium karbonat ini membuka peluang pasar untuk perkembangan industri di Indonesia. Dan dilihat dari tabel kebutuhan natrium karbonat diperkirakan akan terus bertambah setiap tahunnya.



Gambar 1. 1 Grafik Nilai Impor Natrium Karbonat



Gambar 1. 2 Grafik Nilai Ekspor Natrium Karbonat

Dari grafik di atas menunjukkan nilai $R^2 < 0,9$ yang membuktikan bahwa metode interpolasi linier untuk memprediksi kapasitas tidak bisa digunakan. Sehingga harus menggunakan metode pertumbuhan rata-rata per tahun untuk menentukan kapasitas pabrik.

Tabel 1. 2 Pertumbuhan Rata-rata per Tahun

Tahun	Jumlah (ton)		% Prediksi	
	Impor	Ekspor	Impor	Ekspor
2020	819.912.215	18.027.300,34	-	-
2021	821.456.004	17.150.486,98	0,1882871	-4,863808465
2022	916.828.796	9.039.625,84	11,610213	-47,29230808
2023	801.626.641	8.733.803,98	-12,59529	-3,383125202
2024	839.007.458	7.881.653,21	4,6631206	-9,756925756
Total (%P)			3,8963353	-65,2962675
i (Pertumbuhan rata-rata per tahun)			0,7792671	-13,0592335

1.2.2 Perhitungan Kapasitas Produksi

Pabrik direncanakan akan berdiri pada tahun 2029. Pada produksi ini data yang digunakan adalah data impor ekspor tahun 2020 – 2024, sehingga perkiraan penggunaan natrium karbonat pada tahun 2029 dapat dihitung menggunakan metode discounted sebagai berikut,

$$M = P \times (1+i)^n$$

Dimana :

M = Jumlah Produk pada akhir tahun perhitungan

P = data besarnya impor dan ekspor pada tahun 2024

i = rata-rata kenaikan impor setiap tahun

n = selisih tahun 2024 dan tahun 2029 (5 tahun)

1. Perkiraan nilai ekspor pada tahun 2029

$$M_{2029} = P \times (1+i)^n$$

$$M_{2029} = 7.881.653,21 \times (1+(-13,0592335\%))^5$$

$$M_{2029} = 3.915.025,96 \text{ ton/tahun}$$

2. Perkiraan impor pada tahun 2029

$$M_{2029} = P \times (1+i)^n$$

$$M_{2029} = 839.007.458 \times (1+(0,7792671\%))^5$$

$$M_{2029} = 872.211.480,98 \text{ ton/tahun}$$

3. Perkiraan konsumsi kebutuhan dalam negeri

$$M_{2029} = P \times (1+i)^n$$

$$M_{2029} = 831.125.804,79 \times (1+(1,06666303\%))^5$$

$$M_{2029} = 876.408.133,88 \text{ ton/tahun}$$

4. Peluang kapasitas berdasarkan data ekspor impor

$$M_{2029} = (\text{Perkiraan nilai ekspor} + \text{perkiraan konsumsi}) - \text{Produksi 2024}$$

$$M_{2029} = (3.915.025,96 + 876.408.133,88) - 0$$

$$M_{2029} = 880.323.159,84 \text{ ton/tahun}$$

5. Kapasitas produksi

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 1,5 \times \text{peluang kapasitas} \\ &= 1,5 \times 880.323.159,84 \text{ ton/tahun} \\ &= 1.320.484.159,84 \text{ ton/tahun} \\ &= 0,01\% \times 1.320.484.159,84 \text{ ton/tahun} \\ &= 132.048 \text{ ton/tahun} \\ &= 132.000 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan peluang kapasitas ditetapkan kapasitas produksi natrium karbonat pada tahun 2029 adalah 0,01 dari peluang kapasitas yang didapatkan yaitu 132.000 ton/tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk memproduksi natrium karbonat ada garam (NaCl), batu kapur (CaCO_3), dan amonia (NH_3). Ketiga bahan ini harus memenuhi ketersediaannya di Indonesia untuk keberlangsungan proses produksi. Berikut merupakan daftar pabrik yang memproduksi ketiga bahan tersebut baik internasional maupun nasional.

1. NaCl

Tabel 1. 3 Daftar Perusahaan Penyuplai NaCl

No	Nama Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	Cargil Salt	Michigan, USA	4.000.000
2	K+S Group	Kessel, Jerman	5.000.000
3	China National Salt Industry Corporation (CNSIC)	Beijing, China	8.000.000
4	PT Garam (Persero)	Madura, Jawa Timur	300.000
5	Cheetham Garam Indonesia	Cilegon, Banten	240.000
6	Unichem Candi Indonesia	Sidoarjo, Jawa Timur	150.000

2. CaCO_3

Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan Penyuplai CaCO_3

No	Nama Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	Omya AG	Oftringen, Swiss	7.000.000
2	Imerys	Paris, Prancis	4.000.000
3	Mississippi Lime Company	Ste. Genevieve, USA	2.000.000
4	PT Omya Indonesia	Cikarang, Jawa Barat	150.000
5	PT Indokarst <i>Limestone</i>	Cilegon, Banten	80.000
6	PT Glorofy Mega Minerals	Tuban, Jawa Timur	100.000
7	CV. Sembilan Jaya Abadi	Gresik, Jawa Timur	150.000

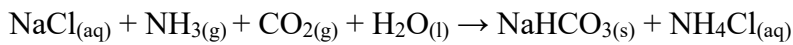
3. NH_3

Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan Penyuplai NH_3

No	Nama Pabrik	Lokasi Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
1	Yara Internasional	Oslo, Norwegia	8.500.000
2	CF Industries	Illinois, USA	9.000.000
3	Saudi Basic Industries Corporation (SABIC)	Riyadh, Arab	5.000.000
4	PT Pupuk Kalimantan Timur (Pupuk Kaltim)	Bontang, Kalimantan Timur	2.700.000
5	Pupuk Sriwidjaja Palembang (PUSRI)	Palembang, Sumatra Selatan	2.200.000
6	PT Petrokimia Gresik	Gresik, Jawa Timur	850.000

Untuk memenuhi kebutuhan bahan baku proses pembuatan natrium karbonat dapat dilakukan dengan perhitungan stoikiometri. Perhitungan ini menggunakan hasil kapasitas

yang sudah dihitung sebelumnya. Diketahui kapasitas pabrik natrium karbonat setelah dilakukan perhitungan adalah 132.000 ton/tahun maka,



$$\begin{aligned}\text{Massa} &= \text{Kapasitas Pabrik} \times 10.000.000 \\ &= 132.000 \text{ ton/tahun} \times 10.000.000 \\ &= 132.000.000.000 \text{ gr/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{BM} = 84,01 \text{ gr/mol}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol NaHCO}_3 &= \text{Massa NaHCO}_3 \times \text{BM NaHCO}_3 \\ &= 132.000.000.000 \text{ gr/tahun} \times 84,01 \text{ gr/mol} \\ &= 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Massa NaCl} = \frac{\text{Koefisien NaCl}}{\text{Koefisien NaHCO}_3} \times \text{BM NaCl} \times \text{Mol NaHCO}_3$$

$$\text{BM NaCl} = 58,44 \text{ gr/mol}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa NaCl} &= (1/1) \times 58,44 \text{ gr/mol} \times 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun} \\ &= 91.823.354.362,58 \text{ gr/tahun} \\ &= 91.823,35 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Massa NH}_3 = \frac{\text{Koefisien NH}_3}{\text{Koefisien NaHCO}_3} \times \text{BM NH}_3 \times \text{Mol NaHCO}_3$$

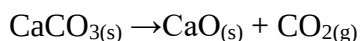
$$\text{BM NH}_3 = 17,031 \text{ gr/mol}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa NH}_3 &= (1/1) \times 17,031 \text{ gr/mol} \times 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun} \\ &= 26.759.814.307,82 \text{ gr/tahun} \\ &= 26.759,81 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Massa CO}_2 = \frac{\text{Koefisien CO}_2}{\text{Koefisien NaHCO}_3} \times \text{BM CO}_2 \times \text{Mol NaHCO}_3$$

$$\text{BM CO}_2 = 44,009 \text{ gr/mol}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa CO}_2 &= (1/1) \times 44,009 \text{ gr/mol} \times 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun} \\ &= 69.148.768.003,81 \text{ gr/tahun} \\ &= 69.148,77 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
\text{Mol CO}_2 &= \text{Massa CO}_2 \times \text{BM CO}_2 \\
&= 69.148.768.003,81 \text{ gr/tahun} \times 44,009 \text{ gr/mol} \\
&= 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun}
\end{aligned}$$

$$\text{Massa CaCO}_3 = \frac{\text{Koefisien CaCO}_3}{\text{Koefisien CO}_2} \times \text{BM CaCO}_3 \times \text{Mol CO}_2$$

$$\text{BM CaCO}_3 = 100,09 \text{ gr/mol}$$

$$\begin{aligned}
\text{Massa CaCO}_3 &= (1/1) \times 100,09 \text{ gr/mol} \times 1.571.241.518,87 \text{ mol/tahun} \\
&= 157.265.563.623,38 \text{ gr/tahun} \\
&= 157.265,56 \text{ ton/tahun}
\end{aligned}$$

1.2.4 Kapasitas Komersial (minimal) Pabrik Natrium Karbonat

Kapasitas pabrik yang didirikan harus berada di atas kapasitas minimum atau sama dengan kapasitas yang sudah berjalan. Dan dikarenakan belum ada satu pun pabrik natrium karbonat yang berdiri di Indonesia maka tidak ada batas minimum yang harus dipenuhi namun mengacu pada pabrik-pabrik yang sudah berdiri di berbagai negara. Pabrik natrium karbonat dengan kapasitas paling kecil ada di Botswana yaitu, Botswana Ash (Botash) dengan kapasitas 300.000 ton/tahun.

Tabel 1. 6 Daftar Pabrik Na₂CO₃ di Berbagai Negara

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Genesis Alkali (Tata Chemicals)	Wyoming, USA	4.000.000
Grupo Vitro	Neuvo Leon, Meksiko	570.000
Kazan Soda Elektrik	Ankara, Turki	2.500.000
Solvay Sodi	Devnya, Bulgaria	1.500.000
Bashkhim Group	Sterlitamak, Rusia	1.800.000
Shandong Haihua Group	Shandong, China	3.500.000
GHCL Limited	Gujarat, India	850.000
Botswana Ash (Botash)	Sowa Pan, Botswana	300.000

Sehingga penentuan kapasitas pabrik natrium karbonat sebesar 132.000 ton/tahun pada tahun 2029 layak untuk didirikan mengingat belum adanya pabrik yang berdiri di Indonesia. Walaupun masih belum memenuhi kebutuhan natrium karbonat dalam negeri.

1.2.5 Proses yang Digunakan

Proses yang digunakan pada proses pembuatan natrium karbonat adalah proses kontinu. Di mana proses ini memiliki banyak keuntungan dari segi efisiensi tenaga kerja dan produk yang dihasilkan lebih banyak. Dengan pertimbangan di atas, kapasitas pabrik Natrium Karbonat ditetapkan akan memenuhi 1/100% dari kebutuhan nasional atau dapat dihitung dengan 0,01 kali prediksi kapasitas sebesar 132.000 ton/tahun.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

1.3.1 Faktor Penentuan Lokasi

Menurut Vilbrandt & Dryden (1959) terdapat 2 faktor dalam menentukan lokasi pembangunan pabrik, faktor primer dan faktor sekunder. Kedua faktor ini penting untuk memutuskan lokasi berdirinya suatu pabrik kimia.

a. Faktor Primer

1. Kebutuhan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan lebih baik jika dapat di distribusikan dengan jalur darat, kereta ataupun air yang lokasinya tidak terlalu jauh dengan lokasi pabrik. Kebutuhan bahan baku juga setidaknya harus dapat bertahan hingga 30 – 50 tahun ke depan. Selain itu harga pembelian dan kendala pasokan juga menjadi penentu.

2. Pasar

Lokasi pabrik juga harus dipertimbangkan dari segi pasar, apakah tempat kita mendirikan pabrik dekat dengan industri pengguna produk kita atau tidak. Hal ini dapat meminimalisir pendistribusian produk kepada konsumen.

3. Kebutuhan Bahan Bakar dan Listrik

Pendirian pabrik juga harus mempertimbangkan kebutuhan bahan bakar. jika suatu pabrik menggunakan batu bara sebagai bahan bakar akan lebih baik jika lokasi pendirian pabrik terletak dekat dengan ladang batu

bara. Hal ini bertujuan untuk meminimalisir penggunaan biaya berlebih untuk bahan bakar. Kebutuhan listrik harus di hitung dengan baik untuk pengoperasian jangka panjang pabrik, begitu pula dengan kebutuhan uap. Penentuan kebutuhan ini harus disesuaikan dengan bagaimana pabrik memperoleh listrik dan uap, apakah dari listrik pemerintah, tenaga motor, atau tenaga penggerak lainnya.

4. Kebutuhan Air

Air merupakan salah satu sumber yang paling banyak digunakan dalam pabrik, baik untuk kebutuhan pengoperasian alat-alat maupun kebutuhan kantor-kantor. Dari kebutuhan ini pun kualitas dan temperatur air yang digunakan berbeda-beda. Seperti air untuk umpan boiler harus sesuai dengan kualitas yang telah ditentukan dan air untuk *heat exchanger* harus dari air yang berada di bawah permukaan, karena suhunya akan lebih dingin dibandingkan dengan air yang ada di permukaan. Terdapat beberapa sumber air yang dapat digunakan untuk kebutuhan pabrik seperti, air dari pemerintah, air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Jenis air ini akan berbeda-beda kebutuhannya tergantung penggunaannya dalam pabrik.

5. Iklim

Kondisi iklim sangat berpengaruh pada proses produksi suatu pabrik kimia. Jika suatu daerah terlalu dingin, terlalu panas, memiliki lapisan salju yang tebal akan mengurangi produktivitas pekerja dan kemampuan alat pabrik beroperasi. Dan juga jika suatu pabrik beroperasi dekat dengan pantai harus memiliki antisipasi terjadinya korosi pada alat karena terkena air laut.

b. Faktor Sekunder

1. Transportasi

Pemilihan tempat berdirinya pabrik kimia harus mempertimbangkan transportasi baik untuk produk yang dihasilkan maupun bahan baku dan lainnya. Suatu pabrik kimia akan lebih baik jika dekat dengan akomodasi darat dan laut. Hal ini dilakukan untuk menjaga harga tarif pengiriman dan untuk memberikan layanan yang baik.

Penggunaan jalan biasa juga harus menjadi pertimbangan apakah dekat dengan tol atau tidak. Hal ini bertujuan untuk menentukan harga pengiriman.

2. Kebutuhan Tenaga Kerja

Pemilihan lokasi pendirian pabrik harus mempertimbangkan ketersediaan tenaga kerja di daerah tersebut. Selain ketersediaan tenaga kerja, skala upah di kota tersebut dan regulasi harus menjadi pertimbangan lebih lanjut sebelum menetapkan lokasi pabrik.

3. Kebijakan Pemerintah dan kondisi wilayah

Selain banyak faktor diatas, yang harus lebih di pertimbangkan dalam pemilihan pabrik adalah pajak wilayah, besar wilayah yang akan ditempati, apakah cukup untuk dilakukan perluasan dalam beberapa tahun kedepan, regulasi pemerintah setempat perihal bangunan dan tenaga kerja, jenis tanah yang akan mempengaruhi fondasi pabrik, kondisi drainase air, keadaan iklim, dan kondisi khusus seperti gempa bumi.

1.3.2 Metode Pemilihan Lokasi

a. Metode Factor Rating

Metode ini digunakan untuk menentukan dan mengurutkan faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan lokasi pendirian pabrik kimia. Cara menggunakan metode ini dengan memberikan poin pada faktor-faktor yang mempengaruhi pendirian pabrik. Bobot poin akan disesuaikan dengan keterbutuhan pabrik. Hasil akan diperoleh dengan menjumlahkan semua total nilai pada faktor-faktor dan hal ini yang menjadi penentu di mana pabrik akan berdiri.

b. Metode Analisis Ekonomi

Metode ini digunakan untuk menentukan pendirian suatu pabrik kimia berbasis analisa ekonomi pabrik tersebut. Analisa ekonomi ini mencakup biaya tenaga kerja, biaya lokasi, biaya transportasi, dan lainnya.

c. Metode Pusat Gravitasi

Metode ini digunakan untuk menentukan pendirian suatu pabrik dengan memanfaatkan lokasi geografisnya. Ada beberapa langkah untuk melakukan metode ini,

1. Tentukan pasar yang akan dituju dan nilai kebutuhan pasarnya
2. Tentukan titik koordinat pasar yang telah ditentukan dengan menggunakan peta geografis
3. Hitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut,

$$X = \sum \frac{X_i.V_i}{V_i}$$

$$Y = \sum \frac{Y_i.V_i}{V_i}$$

Dimana:

V_i = Kebutuhan produk di suatu lokasi

X_i = Koordinat suatu tempat pada sumbu X

Y_i = Koordinat suatu tempat pada sumbu Y

d. Metode Analisa Transportasi

Metode ini digunakan untuk menentukan pola distribusi yang efisien dari lokasi pabrik ke pasar yang dituju. Metode ini akan memperlihatkan struktur biaya transportasi yang ada dengan lokasi pasar.

1.3.3 Penentuan Lokasi Pendirian Pabrik Natrium Karbonat

Pada penentuan lokasi Pabrik Natrium Karbonat digunakan metode factor rating dengan mempertimbangkan beberapa hal seperti, bahan baku, air bersih, bahan bakar dan listrik, lingkungan, tenaga kerja, dan pasar.

Tabel 1. 7 Penentuan Lokasi Pendirian Pabrik

Aspek	Rembang	Tuban	Gresik
Bahan Baku	NaCl : didapatkan dari tambak sekitar dengan kandungan di bawah 94%	NaCl : didapat dari tambak sekitar dengan kandungan 90%	NaCl : didapat dari PT. Unichem Candi Indonesia dengan kandungan 99%
	CaCO ₃ : tersedia di beberapa tambang di sekitar dengan kandungan >90%	CaCO ₃ : tersedia di beberapa tambang dan dapat diperoleh dari PT. Bhumidana Indonesia dan PT. Indo Sinar Abadi	CaCO ₃ : tersedia dari CV. Sembilan Jaya Abadi
	NH ₃ : produksi terdekat yaitu PT		NH ₃ : dapat diperoleh dari PT. Petrokimia dengan

	Petrokimia dengan jarak tempuh 195 Km	NH ₃ : produksi terdekat yaitu PT. Petrokimia dengan jarak 88,5 Km	produksi 825 ribu ton/tahun
Nilai	2	3	3
Pasar	Banyak digunakan di industri kaca, detergen, dan kertas. Ketiga industri ini banyak terdapat di Jawa Tengah dan Jawa Timur	Banyak digunakan di industri kaca, detergen, dan kertas. Ketiga industri ini banyak terdapat di Jawa Tengah dan Jawa Timur	Banyak digunakan di industri kaca, detergen, dan kertas. Ketiga industri ini banyak terdapat di Jawa Tengah dan Jawa Timur
Nilai	3	3	3
Listrik & Air	Listrik : PLN Air : Sungai Randungting dan Air Tanah	Listrik : PLN dan beberapa pembangkit captive Air : Sungai Bengawan Solo, Mata Air sumber ssemen, dan Air Tanah	Listrik : PLN, PLTGU, dan PLTS Air : Sungai Surabaya, Sungai Lamongan, dan Air Tanah
Nilai	2	2	3
Transportasi	Darat : Jalan Pantura, belum ada akses langsung ke tol Kereta : Jalur Semarang-Surabaya, St. Rembang (kapasitas 8-12 gerbong)	Darat : Jalur Pantura, akses tidak langsung ke Tol Ngawi-Kertosono Kereta : Jalur Surabaya-Jakarta, St. Tuban (kapasitas 10-15 gerbong) Air : Pelabuhan Tanjung Awar-awar	Darat : Jalan Pantura, Jalan Tol Tuban-Gresik dan Surabaya-Gresik Kereta : Jalur Surabaya-Jakarta, St. Barang Gresik (kapasitas 15-20 gerbong)

	Air : Pelabuhan (khusus pabrik Air : Pelabuhan Rembang (kapasitas semen dan PT Gresik (kapasitas terbatas) Petrokimia) besar)	
	Udara : Bandara Udara : Bandara Udara : Udara Ahmad Yani Juanda Surabaya, Bandara Juanda Semarang, 120 Km 100 Km dari Tuban, Surabaya, 35 Km dari Rembang, hanya dapat memuat kargo dapat memuat kargo 120.000 ton/tahun kargo 120.000 ton/tahun 30.000 ton/tahun	
Nilai	2	3
Tenaga Kerja	Karakteristik : Karakteristik : Karakteristik : Mayoritas Terdapat kombinasi Mayoritas bekerja di menggeluti bidang antara pertanian dan sektor industri dan pertanian, perikanan, industri, terutama di pabrik industri menengah. industri semen. Tingkat Partisipasi Kerja sebesar 72% Kerja sebesar 74% dan Tingkat dan Tingkat Pengangguran sebesar 2,6% Pengangguran sebesar 6,8% Universitas Daerah : Universitas Daerah : Institut Teknologi Universitas Islam PGRI Sepuluh November Nahdlatul Ulama Tonggolawe Tuban, Surabaya, Jepara, Universitas Universitas Sunan Universitas Diponegoro Bonang Tuban, dan Airlangga Surabaya, Semarang, dan Institut Teknologi Universitas Universitas Negeri Sepuluh November Muhammadiyah Gresik, dan Semarang Surabaya Universitas Gresik	
Nilai	2	2
UMK	UMK 2024 : Rp 2.100.000 – Rp	UMK 2024 : Rp 2.700.000 – Rp
		UMK 2024 : Rp 4.500.000 – Rp

	2.200.000, dengan kenaikan 5-8% per tahun	2.900.000, dengan kenaikan 6-9% per tahun	4.700.000, dengan kenaikan 7-10% per tahun
Nilai	3	2	1
Kondisi Wilayah	Terletak di pesisir utara Jawa tengah, berbatasan dengan Jawa Timur, Luas wilayah sekitar 1014 km ² , Cadangan batu kapur di pegunungan Kendeng cukup besar	Terletak di pesisir utara Jawa Timur, berbatasan dengan Jawa Tengah, Luas wilayah sekitar 1839 km ² , Cadangan batu kapur sangat besar	Terletak di pesisir utara Jawa Timur, berdekatan dengan Surabaya, Luas wilayah 1191 km ² , Cadangan batu kapur dan tanah liat, potensi tambak garam yang signifikan
Nilai	2	3	2
Harga Tanah	Pusat Kota : Rp 1.500.000 – Rp 2.000.000 Pinggiran Kota : Rp 300.000 – Rp 800.000	Pusat Kota : Rp 500.000 – Rp 3.000.000 Kawasan Industri : Rp 1.500.000 – Rp 3.000.000	Pusat Kota : Rp 1.000.000 – Rp 5.000.000 Kawasan Industri : Rp 3.000.000 – Rp 5.000.000
Nilai	3	2	1
Total	19	20	22

Tabel di atas menjelaskan perbandingan beberapa lokasi yang menjadi potensi untuk didirikannya pabrik Natrium Karbonat. Berdasarkan hasil nilai total dari ketiga lokasi yaitu, rembang, tuban, dan Gresik, diperoleh Gresik sebagai lokasi pendirian

pabrik dengan nilai total sebesar 22. Penentuan Kota Gresik sebagai lokasi pendirian pabrik didukung oleh faktor-faktor berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk membuat natrium karbonat adalah NaCl, CaCO₃, dan NH₃. Bahan NaCl dan CaCO₃ di dapatkan dari PT. Unichem Candi Indonesia yang berlokasi di Sidoarjo dengan kapasitas 300.000 ton/tahun (P3DN, 2024). Sedangkan NH₃ di dapatkan dari PT. Petrokimia yang berlokasi di Gresik dengan kapasitas 825.000 ton/tahun (P3DN, 2024).

2. Pasar

Pasar atau daerah pemasaran menjadi salah satu pertimbangan untuk menentukan lokasi pabrik agar hasil produksi dapat dipasarkan dengan mudah dan meminimalkan biaya transportasi. Sebagian besar industri yang membutuhkan Natrium Karbonat terletak di daerah Pulau Jawa, Jawa Tengah, Jawa Timur bagian Utara, dan Jawa Barat.

Tabel 1. 8 Daftar Pasar Na₂CO₃ di Indonesia

Nama Industri	Komoditi	Lokasi
PT. Sinar Surya Sakti Glassindo	Kaca tempered	Demak, Jawa Tengah
PT Matahari Silverindo Jay	Kaca cermin, Painted glass, Laminated	Semarang, Jawa Tengah
PT KCC Glass Indonesia	Kaca	Batang, Jawa Tengah
PT. Aristar Kencana Glassindo	Kaca	Semarang, Jawa Tengah
PT. Bintang Mas Glassolutions	Kertas	Kudus, Jawa Tengah
PT. Bintang Mas Glassolutions	Kaca	Malang, Jawa Timur
Sumber Jaya Glassindo	Kaca	Surabaya, Jawa Timur
PT. Wings Surya	Detergen	Gresik, Jawa Timur

PT. Multi Arthamas Glass Industri	Kaca	Surabaya, Jawa Timur
PT. Aquamate Indonesia Industri	Kaca tempered	Sidoarjo, Jawa Timur
PT. Asahimas Flat Glass	Kaca lembaran	Sidoarjo, Jawa Timur ; Cikampek, Jawa Barat
PT. Tamindo Lamiglass	Kaca	Bekasi, Jawa Barat

3. Listrik dan Air

Selain kebutuhan bahan baku suatu pabrik juga membutuhkan air dan listrik untuk menjalankan kegiatan pabrik. Pabrik Natrium Karbonat akan mengambil sumber listrik dari PT PLN Gresik dan generator. Dan untuk sumber air mengambil dari Sungai Lamongan.

4. Transportasi

Sarana transportasi sangat penting untuk menunjang penyediaan bahan dan pemasaran produk. Fasilitas transportasi meliputi jalur darat, udara, dan air. Pada daerah Kabupaten Gresik terdapat beberapa jalur darat berupa jalur tol pantura, jalur tol tuban-gresik dan jalur tol surabaya-gresik. Dan ada jalur kereta api surabaya-Jakarta pada stasiun barang gresik yang dapat memuat 15-20 gerbong (600-800 ton). Untuk jalur air kabupaten gresik mempunyai pelabuhan gresik yang dapat menampung kapal hingga 50.000 DWT. Dan untuk jalur udara terdapat bandara Djuanda Surabaya yang terletak 35 km dari gresik dan dapat memuat kargo 120.000 ton/tahun.

5. Tenaga Kerja

Berdasarkan data Badan Pusat Statistika (2024) di kabupaten gresik tercatat tingkat partisipasi kerja masyarakat setempat sebesar 70% dan tingkat pengangguran sebesar 6,8%. Dengan pendirian pabrik di kabupaten gresik akan menurunkan tingkat pengangguran di gresik. Untuk upah karyawan kabupaten gresik sebesar Rp 4.874.133 sesuai penetapan dalam surat keputusan gubernur jawa timur nomor 100.3.3.1/775/KPTS/013/2024 tentang upah minimum kabupaten/kota di Jawa Timur tahun 2025 (KepGub, 2024).

6. Kondisi Wilayah

Kabupaten Gresik terletak di pesisir utara Jawa Timur, berdekatan dengan Surabaya dengan luas wilayah sebesar 1191 km². Terletak di pesisir menimbulkan kerentanan terhadap risiko banjir rob. Beberapa kawasan industri di Gresik mengalami penurunan permukaan tanah. Harga Tanah di Kabupaten Gresik untuk kawasan industri berkisar dari Rp 3.000.000 – Rp 5.000.000 per m².

1.4 Tinjauan Proses

Natrium karbonat (Na₂CO₃) atau yang dikenal dengan *Washing Soda* atau soda abu merupakan garam natrium dari asam karbonat. Pada abad ke-18 natrium karbonat diperoleh dari bahan alami berupa abu suatu tanaman dan rumput laut. Kedua bahan ini digunakan di beberapa daerah Eropa. Natrium karbonat merupakan bahan baku penting bagi beberapa industri seperti, industri tekstil yang digunakan untuk pemutih bahan linen dan katun, industri kaca yang digunakan sebagai bahan fluks untuk menurunkan titik leleh pada komposisi kaca soda kapur, dan dalam industri pembersih yang digunakan untuk pembuatan sabun. Seiring berkembangnya teknologi, mulai ditemukan metode sintesis untuk membuat natrium karbonat (Wisniak, 2003).

1.4.1 Macam-macam Proses Pembuatan Natrium Karbonat

A. Proses Natural

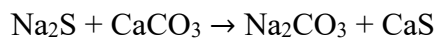
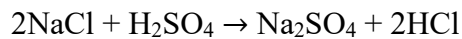
Proses natural merupakan salah satu metode pertama untuk memperoleh natrium karbonat. Natrium karbonat pertama kali ditemukan dalam endapan sumber mineral yang ditemukan dalam air *geyser* di Islandia. Natrium karbonat murni juga ditemukan dalam kandungan air di danau garam yang berada di Mesir dan dari sinilah muncul kata *Trona*. Selain kedua mineral murni, natrium karbonat juga terdapat pada tanaman seperti kelp dan rumput laut (Wisniak, 2003).

Proses natural mulai berkembang lebih lanjut sejak Peran Dunia II, proses ini menggunakan bahan berupa air garam dari danau atau endapan *trona*. *Trona* dari *storage* akan dihaluskan terlebih dahulu sebelum masuk ke *kalsiner* untuk di kalsinasi. Abu soda hasil kalsinasi akan masuk ke tangki pelarutan untuk dilarutkan dengan air, komponen yang tidak larut akan dipisahkan dengan *klasifier*, hasil pemisahan akan dipisahkan dan cairan pekat akan dimurnikan.

dengan *filter press*. Kemudian larutan pekat akan di uapkan untuk menghasilkan bubuk $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, bubuk kemudian akan di *centrifudge* dan hasilnya akan di kalsinasi lebih lanjut untuk menghilangkan kadar air yang masih terkandung (Thieme, 2000). Diagram alir proses natural dapat dilihat di bawah

Gambar 1. 3 Diagram Alir Proses Natural

1. Proseses *Leblanc*



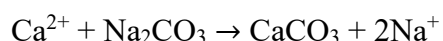
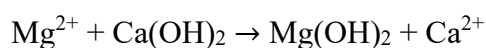
reduction dan dipisahkan dengan proses leaching. Proses pemisahan ini dilakukan untuk memisahkan Na_2CO_3 dengan CaS (Wisniak, 2003).

2. Proses *Solvay*

Proses ini didasarkan pada pembentukan natrium hidrogen karbonat dengan mereaksikan natrium klorida dengan amonium hidrogen dalam keadaan larutan. Bahan utama yang digunakan adalah NaCl dan CaCO_3 dengan bahan tambah amoniak (NH_3) sebagai bahan tambahan. Amoniak digunakan untuk mendorong pembentukan natrium bikarbonat melalui perantara amonium bikarbonat. Menurut Thieme (2000) proses ini terdiri dari beberapa bagian berupa pemurnian brine, kalsinasi CaCO_3 , Amoniak absorpsi, pengendapan bikarbonat dengan karbon dioksida, filtrasi dan pencucian bikarbonat, dekomposisi bikarbonat ke sodium karbonat, produksi *Lime milk*, dan *amonia recovery*.

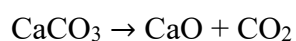
a. Pemurnian Brine

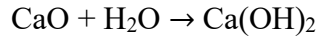
Proses ini dilakukan untuk memurnikan air garam dari ion kalsium dan magnesium yang dapat menyebabkan kerak pada peralatan dan pipa, hal ini berpengaruh pada proses pembentukan karbonat selama penyerapan amonia. Reagen yang digunakan untuk proses pemurnian ini ada Na_2CO_3 dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Reaksi pemurnian sebagai berikut:



b. Kalsinasi *Limestone*

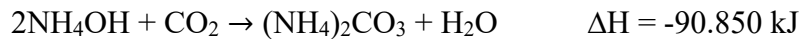
Proses kalsinasi CaCO_3 bisa dilakukan di dalam *rotary kiln* dengan menggunakan bahan bakar batu bara, cair atau gas. Perbedaan penggunaan bahan bakar akan mempengaruhi gas CO_2 yang dihasilkan. Proses kalsinasi yang optimal berada di suhu antara $1050 - 1100^\circ\text{C}$. Hasil gas CO_2 akan didinginkan dan di cuci dengan air baru di alirkan ke kompresor yang mana akan mengarah ke proses karbonasi. Sedangkan hasil CaO akan direaksikan dengan air pendingin horizontal rotaring drums untuk memproduksi $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (*lime milk*). *Lime milk* akan digunakan untuk proses *amonia recovery*. Reaksi yang terjadi adalah:





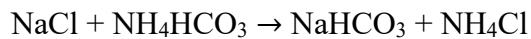
c. Amoniak absorpsi

Proses penyerapan amonia ini dilakukan dengan gas NH_3 dan CO_2 yang akan diserap oleh NaCl murni. NH_3 akan ter saturasi terlebih dahulu dengan H_2O baru akan bereaksi dengan NaCl . Pada proses ini digunakan *tower bubble trays* dengan pendingin eksternal, penggunaan pendingin karena reaksi ini menghasilkan panas. Reaksi yang terjadi adalah:



d. Pengendapan bikarbonat dengan karbon dioksida

Reaksi presipitasi pada proses ini dilakukan dengan mereaksikan NaCl dengan NH_4HCO_3 dan menghasilkan NaHCO_3 dan NH_4Cl



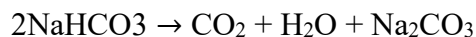
Reaksi presipitasi berlangsung secara eksotermis dimana ammonical brine dari absorber akan bereaksi dengan CO_2 hasil kalsinasi lime di kiln. pada proses ini biasanya menggunakan *double tray column*, yang berlangsung secara *countercurrent flow*. Temperatur yang digunakan untuk proses ini berkisar dari 50°C – 60°C dan hasil yang keluar berupa *slurry bicarbonat + mother liquor* bersuhu 30°C .

e. Filtrasi Bikarbonat

Filtrasi ini bertujuan untuk memisahkan bikarbonat dengan *mother liquor*, alat yang biasa digunakan ada *rotary vacuum filters* atau *band filters*, dan bisa menggunakan *centrifudge*.

f. Kalsinasi Bikarbonat

Proses ini bertujuan untuk mendekomposisi dari bikarbonat menjadi karbonat, reaksi utamanya adalah



Proses kalsinasi ini bisa menggunakan rotary kalsiner dengan menggunakan panas dari pembakaran batubara, oil atau menggunakan steam panas. Gas CO_2 , H_2O dan debu hasil pembakaran akan keluar dari bagian atas kiln dan menuju *cyclone* untuk di pisahkan. Na_2CO_3 hasil dekomposisi akan dari bagian samping rotary kalsiner.

g. *Amonia Recovery*

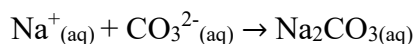
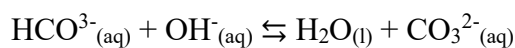
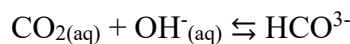
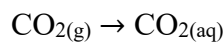
Hasil pemisahan dengan *rotary drum vacuum filter*, *mother liquor*, akan bercampur dengan *lime milk* ($\text{Ca}(\text{OH})_2$), reaksi yang terjadi adalah

$$2\text{NH}_4\text{Cl} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow 2\text{NH}_3 + 2\text{H}_2\text{O} + \text{CaCl}_2$$

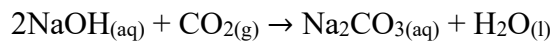
Campuran ini akan menghasilkan gas NH_3 yang akan dipisahkan dengan *stripping*. Hasil NH_3 yang telah terpisahkan akan digunakan kembali pada proses amonia absorpsi.

3. Proses Karbonasi

Proses karbonasi menggunakan bahan utama berupa natrium hidroksida (NaOH). Pada umumnya NaOH diperoleh dari hasil samping pembuatan klorin dan air garam, jadi proses ini akan sangat bergantung pada produksi klorin. Jika proses produksi klorin tinggi maka produk samping berupa NaOH akan tinggi juga. Menurut Minallah et al. (2017) Mekanisme pembuatan Na_2CO_3 dengan proses ini dilakukan dengan absorpsi CO_2 dalam larutan NaOH . Pertama Na^+ dan OH^- akan terionisasi sempurna dalam *pure water* dan ketika gas CO_2 diumpankan ke larutan NaOH untuk diabsorb, CO_2 akan secara fisik berubah menjadi larutan CO_2 yang mana akan bereaksi dengan OH^- . Dan Ion Na^+ akan beraksi dengan CO_3^{2-} hasil proses absorpsi CO_2 dengan OH^-



Dan jika dapat dijabarkan secara keseluruhan reaksi akan berlangsung seperti dibawah ini,



Tabel 1. 9 Perbandingan Proses Pembuatan Na_2CO_3

No	Pertimbangan	Proses		
		LeBlanc	Solvay	Karbonasi
1	Aspek teknis			
	Bahan Baku	NaCl , CaCO_3 , C	NaCl , CaCO_3	CO_2 , NaOH

	Bahan Tambahan	H ₂ SO ₄	NH ₃	-
	Produk Samping	HCl, CaS	CaCl ₂	-
	Kemurnian Produk	96,8%	99,6%	99%
	Korosivitas Bahan	Tinggi	Sedang	Sedang
2	Kondisi Operasi			
	Tekanan (atm)	Tinggi	2	1
	Temperatur (°C)	Tinggi	65	30
3	Aspek Dampak lingkungan	Tinggi	Sedang	Rendah
4	Kerugian	Tingkat korosifitas tinggi dan menghasilkan limbah yang berbahaya dan susah terurai	Proses produksi lebih kompleks karena proses reaksi antara dengan bantuan reagen amonia	Bahan baku tergantung dengan produksi klorin dimana NaOH merupakan hasil samping dari produksi klorin

Dari hasil di atas dapat diketahui kekurangan dan kelebihan dari masing-masing proses. Dalam seleksi ini pertimbangan didasarkan pada segala aspek yang menguntungkan, maka pada proses pembuatan natrium karbonat dipilih proses solvay dengan pertimbangan di antaranya kemurnian produk yang tinggi. Dan juga ditinjau dari aspek teknis, terdapat sistem *recycle* di dalam proses ini sehingga penggunaan bahan baku akan lebih efisien.

1.4.2 Kegunaan Produk

Natrium karbonat merupakan salah satu bahan yang banyak digunakan di dalam industri kimia, salah satunya adalah penggunaan dalam industri kaca. Menurut Thieme (2000) Natrium Karbonat dapat digunakan pada berbagai industri seperti:

1. Industri Kimia: digunakan untuk memproduksi pemutih, pupuk, pewarna, katalis, perekat, natrium nitrat, dan pewarna

2. Industri Detergen dan Sabun: digunakan sebagai salah satu bahan untuk membuat detergen dan digunakan pada proses saponifikasi
3. Petrochemical: digunakan saat proses netralisasi
4. Industri Pulp and Paper: digunakan pada proses pemasakan kayu, netralisasi, pembersihan, pemutihan, dan perawatan kertas daur ulang
5. Industri Tekstil: digunakan untuk pewarna, pemutih, dan tahap finishing pada wol dan kapas
6. Industri Besi dan Baja: digunakan untuk penghapusan sulfur dan fosfor dari besi kasar, besi tuang, dan baja, digunakan sebagai agen flotasi dan agen fluks
7. Industri Gelas: digunakan sebagai bahan baku untuk peleburan kaca dan untuk bereaksi dengan pasir
8. Industri Aluminium: digunakan untuk proses reaksi dengan bauksit
9. Industri Keramik: digunakan untuk memproduksi baja tahan api dan glasir
10. Industri Pangan: digunakan untuk hidrolisis protein, produksi margarin dan pati, dan untuk pelunakan pada gula jus buah bit

BAB II

DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Dalam pemenuhan kualitas produk sesuai dengan permintaan pasar, spesifikasi bahan baku, bahan pembantu, dan produk yang digunakan pada pra-rancang pabrik Na_2CO_3 dengan menggunakan metode *Solvay* adalah sebagai berikut:

2.1.1 Spesifikasi Bahan Baku

1. Natrium Klorida

Sifat-sifat Fisika

- a. Wujud : Kristal
- b. *Specific gravity* : 2,163
- c. Titik leleh : 800,4°C

Sifat-sifat Kimia

- a. Rumus Molekul : NaCl
- b. Berat Molekul : 58,45 g/mol
- c. Kelarutan, 30°C : 36,09 g/100 g H_2O

(R. Perry, 1997)

Tabel 2. 1 Komposisi Natrium Klorida

Komposisi	Persen (%)
NaCl	99,88
CaSO_4	0,016
CaCl_2	0,001
MgCl_2	0,095
H_2O	0,008
Total	100

Sumber: Te-Pang, 1923

2. Batu Kapur (*Limestone*)

Sifat-sifat Fisika

- a. Wujud : Padat
- b. Warna : Putih kekuningan
- c. Densitas : 2,711 g/cm³

d. Titik didih : 825°C

Sifat-sifat Kimia

a. Rumus Molekul : CaCO_3

b. Berat Molekul : 100,09 g/mol

(R. Perry, 1997)

Tabel 2. 2 Komposisi Batu Kapur

Komposisi	Persen (%)
CaCO_3	95,2
MgCO_3	0,9
SiO_2	1,2
H_2O	2,7
Total	100

Sumber: Thieme, 2000

2.1.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Ammonia

Sifat-sifat Fisika

a. Wujud : Gas

b. *Specific Gravity* : 0,817⁻⁷⁹

c. Titik lebur : -77,7°C

Sifat-sifat Kimia

a. Rumus Molekul : NH_3

b. Berat Molekul : 17,03 g/mol

c. Kelarutan (30°C) : 32 g/100 H_2O

(R. Perry, 1997)

Tabel 2. 3 Komposisi Ammonia

Komposisi	Persen (%)
NH_3	99,5
H_2O	0,5
Total	100

2.1.3 Spesifikasi Produk

1. Natrium Karbonat

Sifat-sifat Fisika

- a. Wujud : Padat
- b. *Spesific Gravity* : 2,533
- c. Titik lebur : 851°C
- d. Densitas 100°C;1% : 0,9683 g/cm³

Sifat-sifat Kimia

- a. Rumus Molekul : Na₂CO₃
- b. Berat Molekul : 106 g/mol
- c. Kelarutan : 7,1 g/100 H₂O

(R. Perry, 1997)

Tabel 2. 4 Komposisi Natrium Karbonat

Komposisi	Persen (%)
Na ₂ CO ₃	99,1
NaCl	0,5
Na ₂ SO ₄	0,04
Fe ₂ O ₃	0,004
H ₂ O	0,02

Sumber: Wagialla et al. (1991)

2.1.4 Spesifikasi Produk Samping

1. Kalsium Klorida

Sifat-sifat Fisika

- a. Wujud : Larutan
- b. *Spesific Gravity* : 2,533
- c. Titik lebur : 772°C

Sifat-sifat Kimia

- a. Rumus Molekul : CaCl₂
- b. Berat Molekul : 110,98 g/mol

Tabel 2. 5 Komposisi Kalsium Klorida

Komposisi	Persen (%)
CaCl ₂	15%

Sumber: Maswiarso (2019)

2.2 Konsep Proses

2.2.1 Dasar Reaksi

Pembuatan Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan metode *solvay* bekerja dengan mereaksikan antara garam industri (NaCl) dengan gas CO_2 yang didapatkan dari proses kalsinasi batu kapur (CaCO_3), dimana ini digunakan sebagai bahan baku utama sedangkan ammonia (NH_3) merupakan siklus reagen untuk membentuk natrium karbonat (Na_2CO_3), dimana ini adalah produk utama dan terdapat produk samping berupa kalsium klorida (CaCl_2) (Thieme, 2000). Berikut adalah dasar reaksinya:

Tabel 2. 6 Dasar Reaksi Proses *Solvay*

Proses Reaksi	
$\text{NH}_3(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	$\rightarrow \text{NH}_4\text{OH}(\text{l})$
$\text{NH}_4\text{OH}(\text{l}) + \text{NaCl}(\text{aq}) + \text{CO}_2(\text{g})$	$\rightarrow \text{NaHCO}_3(\text{s}) + \text{NH}_4\text{Cl}(\text{aq})$
$2\text{NaHCO}_3(\text{s})$	$\rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_3(\text{s}) + \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g})$

(Thieme, 2000)

2.2.2 Mekanisme Reaksi

Dalam produksi Na_2CO_3 dengan metode *solvay* terbagi menjadi beberapa tahapan. Selain itu terdapat mekanisme reaksi produksi Na_2CO_3 yaitu:

1. Pengendapan Bikarbonat (*Precipitation of Bicarbonate*)

Dalam proses pengendapan natrium bikarbonat berjalan secara eksotermis, hal ini berarti bahwa air garam ammonia pada tahap absorpsi akan direaksikan dengan karbon dioksida yang berasal dari proses kalsinasi atau pembakaran *limestone* (Thieme, 2000). Berikut merupakan mekanisme reaksi pengendapan natrium bikarbonat (NaHCO_3):

Tabel 2. 7 Reaksi Pengendapan Natrium Bikarbonat (NaHCO_3)

Mekanisme Reaksi	
$(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3(\text{aq}) + \text{CO}_2(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{l})$	$\rightarrow 2\text{NH}_4\text{HCO}_3(\text{aq})$
$2\text{NH}_4\text{HCO}_3(\text{aq}) + 2\text{NaCl}(\text{aq})$	$\rightarrow 2\text{NaHCO}_3(\text{s}) + 2\text{NH}_4\text{Cl}(\text{aq})$

(Thieme, 2000)

2. Filtrasi Bikarbonat (*Filtration of Bicarbonate*)

Proses filtrasi dilakukan dengan menggunakan *rotary vacuum filter* (RDF) yang bertujuan untuk memisahkan *mother liquor* dengan *cake*.

3. Kalsinasi Bikarbonat (*Calcination of Bicarbonat*)

Pada proses dekomposisi termal natrium bikarbonat menghasilkan natrium karbonat dengan cara melepaskan CO_2 , NH_3 , dan uap air. Produk yang didapatkan dalam proses ini yaitu natrium karbonat pada tingkat kemurnian teknis (Thieme, 2000).

2.2.3 Fase Reaksi

Reaksi dengan proses *solway* terjadi dalam fasa cair dan terjadi pada menara karbonasi. Dalam proses ini, NaCl yang sudah dijenuhkan dengan NH_3 akan direaksikan dengan CO_2 yang dialirkan dari bawah menara karbonasi. Reaksi yang terjadi pada menara karbonasi bersifat eksotermis ($\Delta H = \text{Negatif}$) dengan hasil berupa natrium bikarbonat (NaHCO_3) berupa endapan padat dan ammonium klorida (NH_4Cl) yang tetap larut pada fasa cair.

2.2.4 Kondisi Operasi

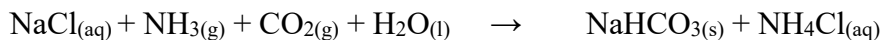
Dalam produksi natrium karbonat dengan *solway*, reaksi karbonasi berlangsung pada menara karbonasi dengan suhu 65°C pada tekanan 2 atm. Dalam proses yang berlangsung, larutan jenuh NaCl dengan NH_3 akan dialirkan secara *continue* ke dalam menara karbonasi, sedangkan untuk gas CO_2 akan dialirkan dari bagian bawah menara karbonasi, sehingga proses akan berlangsung *counter current* (berlawanan arah). Agar kontak berlangsung dengan optimal antara CO_2 dengan NaCl dan NH_4OH , maka menara karbonasi yang dipilih berjenis *bubble cap tray*, dikarenakan waktu kontak akan lebih lama, sehingga cocok digunakan dalam proses pembentukan NaHCO_3 .

2.2.5 Tinjauan Secara Termodinamika

Pada proses produksi natrium karbonat (Na_2CO_3) akan melibatkan sejumlah reaksi kimia yang perlu untuk dipahami, dengan tujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis atau endotermis) dan arah reaksi (*reversible* atau *irreversible*).

1. Panas Reaksi (ΔH°_f)

Dalam menentukan sifat tersebut, diperlukan perhitungan dengan nilai entalpi pembentukan standar (ΔH°_f) dari reaktan dan produk yang terbentuk. Berikut merupakan penentuan ΔH°_f pada reaksi utama pembentukan Na_2CO_3 :



Tabel 2. 8 Panas Pembentukan Standar Reaktan dan Produk

Senyawa	Rumus molekul	ΔH°_f (kJ/mol ⁻¹)
Reaktan:		
1. Garam industri	$\text{NaCl}_{(\text{s})}$	- 411,12
2. Ammonia	$\text{NH}_3(\text{g})$	- 80,29
3. Karbon dioksida	$\text{CO}_2(\text{g})$	- 393,23
4. Air	$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	- 242,55
Produk		
1. Natrium bikarbonat	$\text{NaHCO}_3(\text{s})$	-947,70
2. Ammonium klorida	$\text{NH}_4\text{Cl}_{(\text{aq})}$	- 314,40

(Butlin et al., 2000)

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_f \text{ reaksi} &= \Delta H^\circ_f \text{ produksi} - \Delta H^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= -134,90 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Hasil perhitungan ΔH°_f menunjukkan jika reaksi utama dalam pembentukan natrium karbonat sifatnya yaitu eksotermis.

2. Energi Bebas Gibbs (ΔG°)

Tabel 2. 9 Harga (ΔG°) Setiap Komponen

Senyawa	Rumus molekul	ΔG° (kJ/mol ⁻¹)
Reaktan:		
1. Garam industri	$\text{NaCl}_{(\text{s})}$	- 384,40
2. Ammonia	$\text{NH}_3(\text{g})$	- 16,50
3. Karbon dioksida	$\text{CO}_2(\text{g})$	- 394,40
4. Air	$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	- 237,10
Produk		
1. Natrium bikarbonat	$\text{NaHCO}_3(\text{s})$	- 851
2. Ammonium klorida	$\text{NH}_4\text{Cl}_{(\text{aq})}$	- 202,90

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ &= \Delta G^\circ \text{ produk} - \Delta G^\circ \text{ reaktan} \\ &= -21,50 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Hasil perhitungan $\Delta G^\circ < 0$ menunjukkan jika reaksi dapat berlangsung secara spontan, tanpa membutuhkan energi dari luar.

3. Konstanta Keseimbangan Reaksi

Berdasarkan Smith et al., (1997), Eq. 15.17, Pg. 650, untuk mengetahui apakah reaksi berjalan searah atau bolak-balik, maka dapat diketahui dari harga konstanta kesetimbangan (K) dengan persamaan:

$$\begin{aligned}\frac{d \ln K}{dT} &= \frac{\Delta H}{RT^2} \\ \Delta G^\circ &= -RT \ln K\end{aligned}$$

Maka,

$$\ln K = \frac{-\Delta G^\circ}{RT}$$

$$\ln K = 0.765$$

$$K = 2.15$$

$$\ln \left(\frac{KT_{\text{operasi}}}{K_{338}} \right) = -\frac{\Delta G^\circ}{R} \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T'} \right)$$

$$\ln \left(\frac{KT_{\text{operasi}}}{K_{338}} \right) = 0.1027$$

$$\frac{KT_{\text{operasi}}}{K_{338}} = 1.108$$

$$KT_{\text{operasi}} = 2.38$$

Berdasarkan perhitungan, diperoleh $K > 1$ sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan secara *irreversible* (satu arah) ke arah produk.

2.2.6 Tinjauan Kinetika Reaksi

Tinjauan kinetika reaksi berperan penting karena berguna dalam mengetahui perubahan temperature terhadap laju reaksi. Tinjauan kinetika pada pembentukan Na_2CO_3 dengan metode solvay dapat dievaluasi dengan menggunakan persamaan Arrhenius, seperti berikut:

$$k = Ae^{-(E_a/RT)}$$

Keterangan:

- k = konstanta laju reaksi (m/s)
 A = faktor tumbukan (m/s)
 E_a = energi aktivasi (kJ/mol)
 R = konstanta gas universal (8,314 J.K⁻¹.mol⁻¹)
 T = suhu operasi (K)

Berdasarkan Saputra et al., (2021) nilai y diperoleh yaitu $y = -1188,9 x - 2,0769$ dimana:

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

$$\ln k = \ln\left(A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}}\right)$$

$$\ln k = \ln A + \left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

$$\ln k = y ; \ln A = c ; -\frac{E_a}{R} = m ; \frac{1}{T} = x$$

$$\ln A = -2,0769$$

$$A = 0,1253 \text{ m/s}$$

$$\frac{E_a}{R} = -1188,9$$

$$E_a = 1188,9 \times R$$

$$= 9,884 \text{ kJ/mol}$$

$$T = 65^\circ\text{C} \text{ atau } 338,15 \text{ K}$$

$$R = 0,08314 \text{ kJ/mol.K}$$

$$k = A \exp\left(-\frac{E_a}{RT}\right)$$

$$k = 0,08815 \text{ m/s}$$

Dari hasil perhitungan diatas, maka dapat disimpulkan reaksi pembentukan natrium karbonat (Na₂CO₃) termasuk reaksi sedang, hal ini disebabkan karena nilai $k < 0$

2.3 Langkah Proses

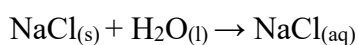
Bahan baku yang digunakan untuk proses pembuatan Natrium Karbonat (Na₂CO₃) berupa garam industri dan batu kapur, sedangkan bahan penunjang yang digunakan

berupa ammonia yang berfungsi sebagai reagen siklus dengan karbonasi kolom. Pada proses ini terdapat beberapa tahapan sebagai berikut:

2.3.1 Persiapan Bahan Baku

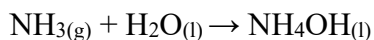
1. Brine

Bahan baku utama yang digunakan dalam pembuatan Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan proses *solway* yaitu garam industri (NaCl). Proses dilanjutkan dengan cara NaCl dijenuhkan dengan air proses pada tangki pelarutan sebelum digunakan untuk proses selanjutnya dengan reaksi sebagai berikut:



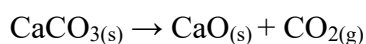
2. Absorpsi Ammonia

Dalam proses ini digunakan *absorber*, dimana air proses akan masuk melalui atas kolom sedangkan $\text{NH}_3(g)$ akan masuk melalui bagian bawah kolom *absorber*, oleh karena itu akan terjadi kontak secara *counter-current*. Pada proses tersebut, NH_3 akan diserap oleh air sehingga produk yang dihasilkan yaitu NH_4OH dan selanjutnya akan diproses pada *carbonating tower*, dimana produk atas pada *absorber* yaitu gas NH_3 yang akan di *recycle* kembali menuju *absorber*. Reaksi yang terjadi pada kolom *absorber* yaitu:



3. Kalsinasi batu kapur

Bahan yang digunakan pada proses ini berupa batu kapur yang sebelumnya akan dihaluskan terlebih dahulu dengan *hammer mill* sehingga akan diperoleh ukuran yang seragam (200 mesh), sehingga pada proses pembakaran akan berlangsung lebih cepat dan sempurna. Proses yang berlangsung di *rotary kiln* (RK-01) berlangsung pada suhu 800°C pada tekanan 3,5 atm yang kemudian akan menghasilkan kapur mentah (CaO) dan gas karbon dioksida (CO_2).



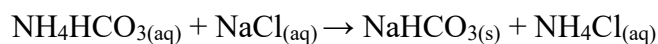
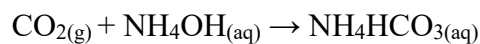
Pada proses ini juga dihasilkan debu yang masih mengandung CaO , sehingga akan dialirkan menuju *cyclone* (Y-01) untuk dilakukan pemisahan. Sedangkan gas CO_2 yang berasal dari *cyclone* akan diturunkan suhunya melalui tiga buah *heat exchanger* hingga mencapai suhu 65°C sebelum

sebelum masuk ke *carbonating tower* (AB-01). Sedangkan CaO yang dihasilkan dari *rotary kiln* (RK-01) kemudian akan didinginkan dengan menggunakan *grate cooler* (CL-01) dengan tujuan pemanfaatan kembali produk untuk memperoleh produk samping berupa CaCl₂.

2.3.2 Pembentukan Produk

1. Karbonasi

Gas CO₂ yang dihasilkan dari tahap kalsinasi pada *rotary kiln* (RK-01) kemudian akan dialirkan menuju *carbonating tower* (R-01) melalui bagian bawah, sedangkan NH₄OH akan dialirkan melalui atas kemudian akan mengalir kebawah sehingga akan terjadi kontak yang berjalan secara *counter-current* dengan gas yang akan naik dan akan mengabsorpsi CO₂ secara bertahap. Setelah dalam kondisi *saturated* maka akan memisahkan NH₄HCO₃ dan mengalir ke bawah *carbonation column* untuk mengabsorpsi CO₂ lebih lanjut. Kemudian akan terjadi reaksi presipitasi pengendapan sehingga akan terbentuk cairan kental (*slurry*) yang mengandung natrium bikarbonat (NaHCO_{3(s)}) dan amonium klorida (NH₄Cl_(aq)) kemudian dilanjutkan tahap filtrasi bikarbonat. Sebagian gas yang tidak bereaksi akan naik ke atas kemudian akan digunakan kembali melalui bagian bawah *carbonating tower* (R-01). Reaksi yang terjadi dalam proses ini yaitu:



2. Filtrasi bikarbonat

Cairan kental (*slurry*) yang dihasilkan kemudian akan dilakukan proses filtrasi pada *rotary drum vacuum filter* (RD-01) dengan tujuan untuk memisahkan padatan natrium bikarbonat NaHCO_{3(s)} atau disebut juga dengan *cake* dan cairan amonium klorida (NH₄Cl_(aq)) atau disebut dengan *mother liquor*. *Mother liquor* akan diproses kembali menuju reaktor CSTR (R-03) untuk proses *recovery ammonia*. Untuk *cake* (NaHCO_{3(s)}) akan diproses ke *rotary calciner* (RK-02) untuk tahap kalsinasi bikarbonat yang kemudian akan terbentuk natrium karbonat (Na₂CO_{3(s)}).

3. Kalsinasi bikarbonat

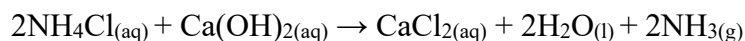
Hasil dari tahap filtrasi berupa cake akan masuk ke *rotary calciner* dengan suhu 175° C (Thieme, 2000), dimana panas yang digunakan didapatkan dari blower hasil pemanfaatan pembakaran pada *rotary kiln* (RK-01) yang kemudian disalurkan melalui bagian belakang *rotary calciner* (RK-02) sehingga proses berjalan secara counter current dengan reaksi sebagai berikut:

$$2\text{NaHCO}_{3(s)} \rightarrow \text{Na}_2\text{CO}_{3(s)} + \text{CO}_{2(g)} + \text{H}_2\text{O}_{(g)}$$

Pada tahap kalsinasi karbonat, $\text{NaHCO}_{3(s)}$ akan mengalami reaksi perekaan yang menghasilkan $\text{CO}_{2(g)}$ dan uap $\text{H}_2\text{O}_{(g)}$ serta produk berupa $\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$. Gas CO_2 , H_2O , dan debu sisa pembakaran akan di hisap oleh *cyclone* (Y-02), lalu untuk debu dan bahan lain akan dibuang ke Unit Pembuangan Limbah (UPL). Sedangkan gas CO_2 dan H_2O akan diproses untuk dipisahkan pada *knock out drum* (SP-01) agar $\text{CO}_{2(g)}$ dapat dipisahkan dengan $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$ sehingga $\text{CO}_{2(g)}$ dapat di recycle menuju *carbonating tower* (R-01). Produk berupa $\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$ akan didinginkan suhunya melalui *cooling conveyor* (CL-02) hingga suhu ruang dan akan dihaluskan menggunakan *ball mill* (CR-03) hingga diperoleh produk *onsize* dengan ukuran 0.10 – 0.15 mm (80 – 100 mesh). Produk *onsize* kemudian akan disimpan pada gudang penyimpanan produk (TP-05).

2.3.3 Produk Samping dan *Recovery Ammonia*

Hasil pemisahan dari *rotary drum vacuum filter* (RD-01) berupa *mother liquor* yang mengandung NH_4Cl akan direaksikan dengan *lime milk* yang mengandung $\text{Ca}(\text{OH})_2$ di tangki pre-limer (R-03) yang dimasukkan secara bersamaan. Reaktor yang digunakan jenis *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) karena cocok digunakan untuk bahan berfasa cair-cair dalam waktu cepat. Reaksi yang berlangsung dalam tahap ini sebagai berikut:

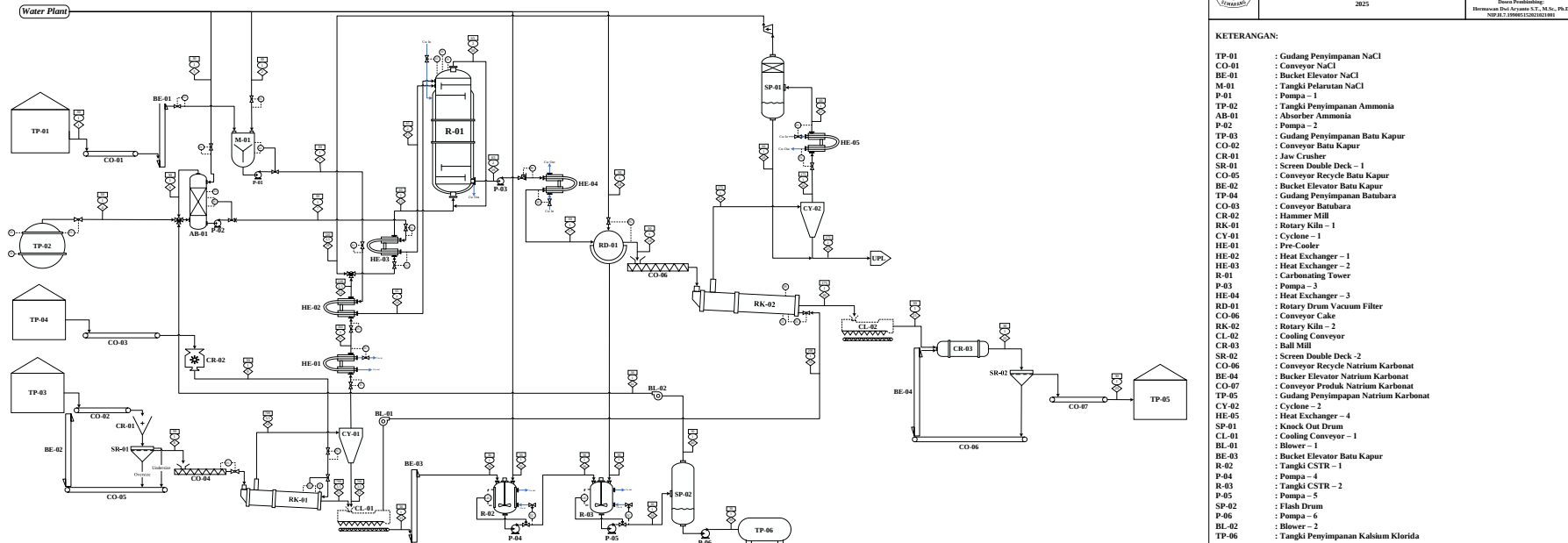


Keluaran dari tangki pre-limer akan dialirkan menuju flash sepor (SP-02) untuk memisahkan gas NH_3 dengan CaCl_2 dan H_2O tanpa membutuhkan pemanas tambahan, karena titik didih NH_3 sebesar -33°C sehingga hanya membutuhkan tekanan untuk melepaskan NH_3 dari larutan. Gas NH_3 yang sudah terpisah akan dialirkan dan digunakan kembali menuju *absorber* (AB-01) sebagai bagian dari proses sirkulasi, sehingga

meningkatkan efisiensi pemanfaatan bahan baku. Sementara larutan CaCl_2 dan H_2O akan masuk menuju unit penyimpanan sebagai produk samping dalam proses ini.

2.4 Process Flow Diagram (PFD)

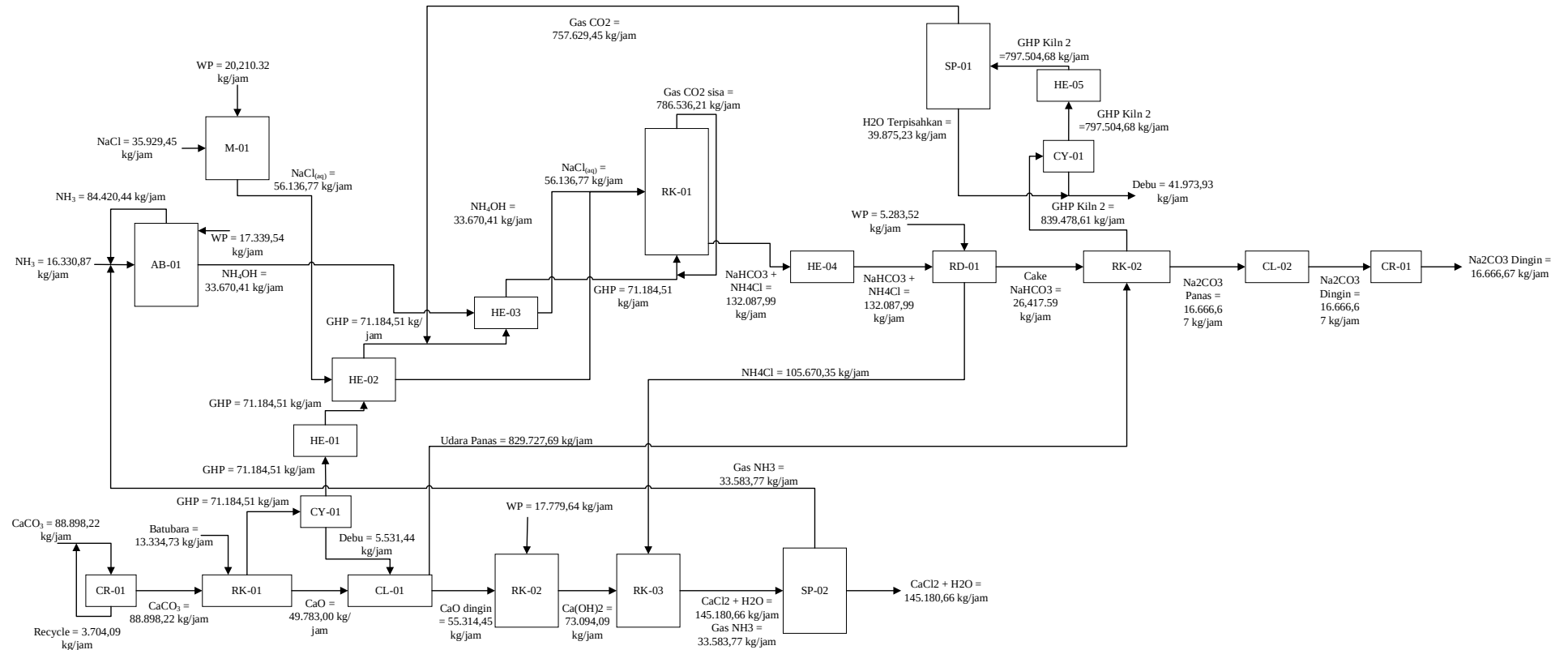
DIAGRAM ALIR PROSES PRODUKSI PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM KARBONAT (SODA ASH) DENGAN PROSES SOLVAY KAPASITAS 132.000 TON/TAHUN



Gambar 2. 1 Diagram Alir Proses Produksi Natrium Karbonat

2.5 Neraca Massa dan Neraca Panas

2.5.1 Neraca Massa



Gambar 2. 2 Diagram Alir Neraca Massa

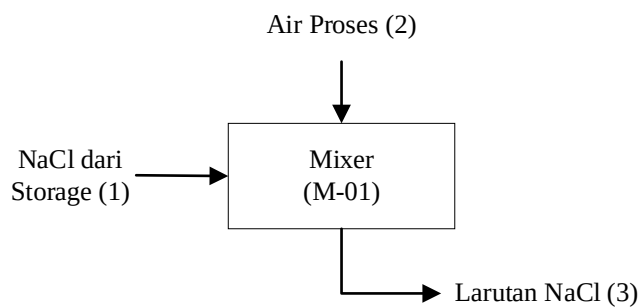
Keterangan:

WP = *Water Process*

Kapasitas pabrik = 132.000 ton/tahun
 Operasi = 1 tahun
 = 330 hari
 1 Hari kerja = 24 jam
 Basis operasi = 1 jam operasi
 Kapasitas produksi = 16.666,67 kg/jam

A. Carbonasi Unit

1. *Mixer* (M-01)

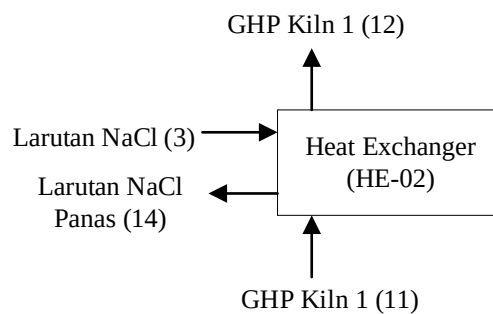


Gambar 2. 3 Diagram Alir Neraca Massa M-01

Tabel 2. 10 Neraca Massa Mixer (M-01)

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NaCl dari Storage	35.929,45	
Air Proses	20.210,32	
Larutan NaCl		56.139,77
Total	56.139,77	56.139,77

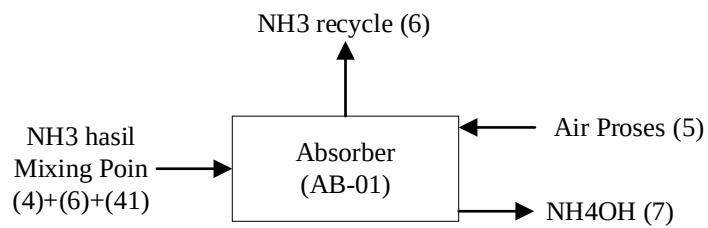
2. *Heat Exchanger* (HE-02)



Gambar 2. 4 Diagram Alir Neraca Massa HE-02

Tabel 2. 11 Neraca Massa HE-02

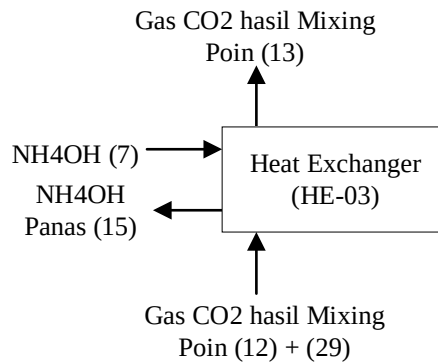
Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan NaCl	56.139,77	
GHP Kiln 1	71.184,51	
Larutan NaCl Panas		56.139,77
GHP Kiln 1		71.184,51
Total	127.324,28	127.324,28

3. *Absorber* (AB-01)

Gambar 2. 5 Diagram Alir Neraca Massa AB-01

Tabel 2. 12 Neraca Massa AB-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NH ₃ hasil <i>Mixing Poin</i>	100.751,31	
Air Proses	17.339,54	
NH ₃ <i>Recycle</i>		84.420,44
NH ₄ OH		33.670,41
Total	118.090,85	118.090,85

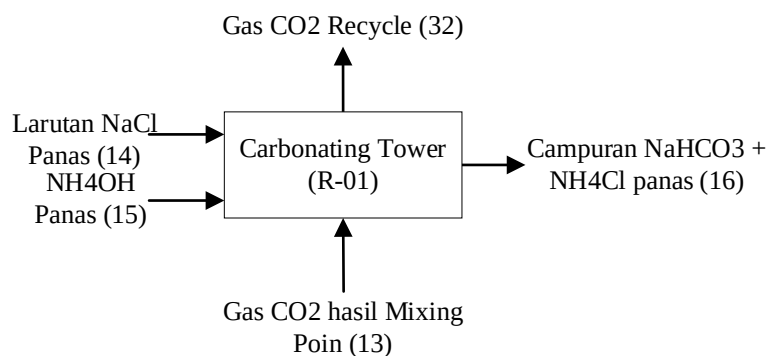
4. *Heat Exchanger* (HE-03)

Gambar 2. 6 Diagram Alir Neraca Massa HE-03

Tabel 2. 13 Neraca Massa HE-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NH ₄ OH	33.670,41	
Gas CO ₂ hasil <i>Mixing Poin</i>	828.813,96	
NH ₄ OH Panas		33.670,41
Gas CO ₂ hasil <i>Mixing Poin</i>		828.813,96
Total	862.484,37	862.484,37

5. *Carbonating Tower* (R-01)

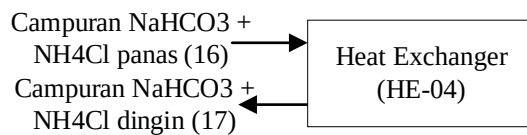


Gambar 2. 7 Diagram Alir Neraca Massa R-01

Tabel 2. 14 Neraca Massa R-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan NaCl Panas	56.139,77	
NH ₄ OH Panas	33.670,41	
Gas CO ₂ hasil <i>Mixing Poin</i>	828.813,96	
Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl Panas		132.087,93
Gas CO ₂ <i>Recycle</i>		786.536,21
Total	918.624,14	918.624,14

6. *Heat Exchanger* (HE-04)



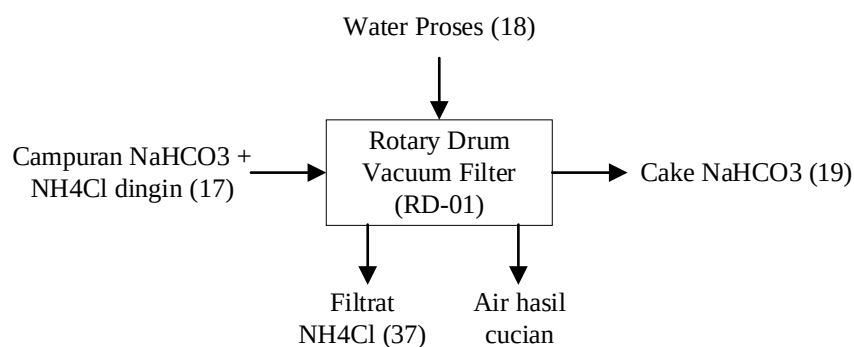
Gambar 2. 8 Diagram Alir Neraca Massa HE-04

Tabel 2. 15 Neraca Massa HE-04

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Panas	132.087,93	
Air Pendingin	264.175,87	
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Dingin		132.087,93
Air Pendingin		264.175,87
Total	396.263,80	396.263,80

B. Dekomposisi Unit

1. Rotary Drum Vacuum Filter (RD-01)

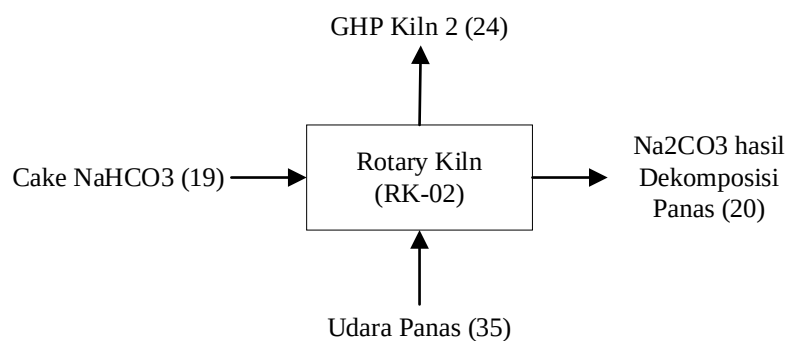


Gambar 2. 9 Diagram Alir Neraca Massa RD-01

Tabel 2. 16 Neraca Massa RD-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Dingin	132.087,93	
<i>Water Process</i>	5.283,52	
Cake NaHCO_3		26.417,59
Filtrat NH_4Cl		105.670,35
Air Hasil Pencuci		5.283,52
Total	137.371,45	137.371,45

2. Rotary Kiln (RK-02)

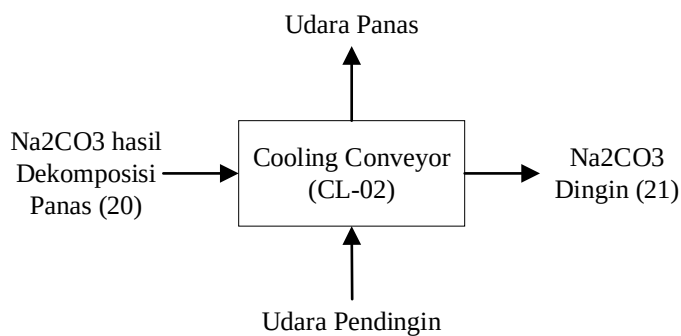


Gambar 2. 10 Diagram Alir Neraca Massa RK-02

Tabel 2. 17 Neraca Massa RK-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Cake NaHCO ₃	26.417,59	
Udara Panas	829.727,69	
Na ₂ CO ₃ hasil dekomposisi panas		16.666,67
GHP Kiln 2		839.478,61
Total	856.145,28	856.145,28

3. Cooling Conveyor (CL-02)



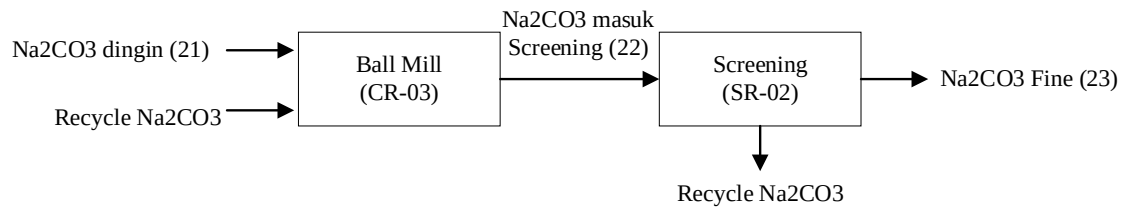
Gambar 2. 11 Diagram Alir Neraca Massa CL-02

Tabel 2. 18 Neraca Massa CL-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ CO ₃ hasil dekomposisi panas	16.666,67	
Udara Pendingin	134.991,71	
Na ₂ CO ₃ dingin		16.666,67

Udara Panas		134.991,71
Total	151.658,37	151.658,37

4. *Ball Mill* (CR-03)

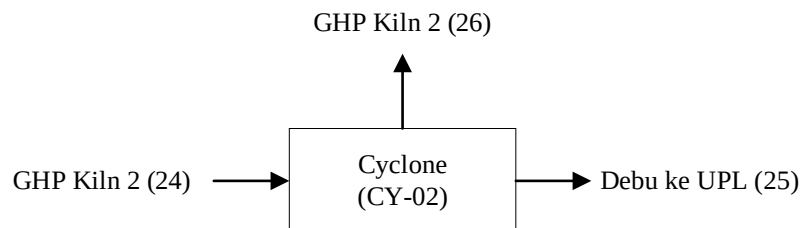


Gambar 2. 12 Diagram Alir Neraca Massa CR-03

Tabel 2. 19 Neraca Massa CR-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ CO ₃ dingin	16.666,67	
Recycle Na ₂ CO ₃	694,44	
Na ₂ CO ₃ masuk <i>screening</i>		17.361,11
Na ₂ CO ₃ masuk <i>screening</i>	17.361,11	
Recycle Na ₂ CO ₃		16.666,67
Na ₂ CO ₃ <i>Fine</i>		694,44
Total	34.722,22	34.722,22

5. *Cyclone* (CY-02)

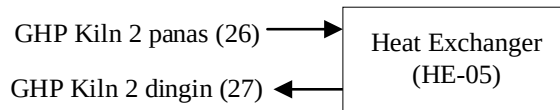


Gambar 2. 13 Diagram Alir Neraca Massa CY-02

Tabel 2. 20 Neraca Massa CY-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 2	839.478,61	
Debu ke UPL		41.973,93
GHP Kiln 2		797.504,68
Total	839.478,61	839.478,61

6. *Heat Exchanger (HE-05)*

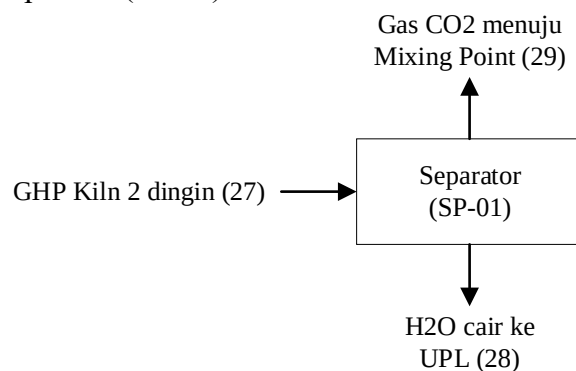


Gambar 2. 14 Diagram Alir Neraca Massa HE-05

Tabel 2. 21 Neraca Massa HE-05

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 2 Panas	797.504,68	
Air Pendingin	1.595.009,36	
GHP Kiln 2 dingin		797.504,68
Air Pendingin		1.595.009,36
Total	2.392.514,04	2.392.514,04

7. *Separator (SP-01)*



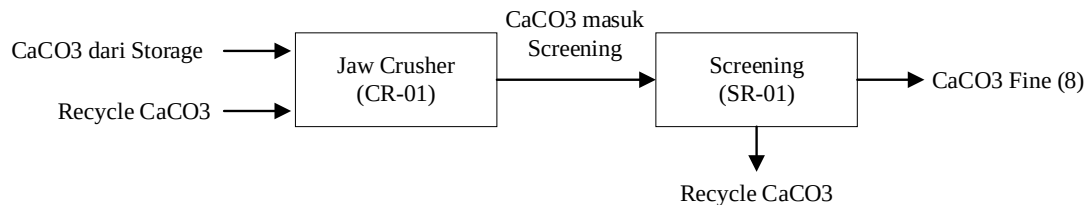
Gambar 2. 15 Diagram Alir Neraca Massa SP-01

Tabel 2. 22 Neraca Massa SP-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 2 dingin	797.504,68	
H ₂ O cair ke UPL		39.875,23
Gas CO ₂ menuju Mixing Point		757.629,45
Total	797.504,68	797.504,68

C. *Recovery Unit*

1. *Jaw Crusher (CR-01)*

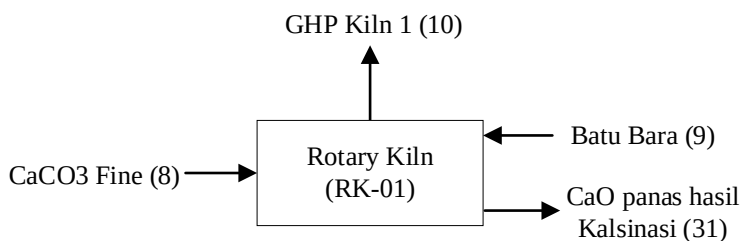


Gambar 2. 16 Diagram Alir Neraca Massa CR-01

Tabel 2. 23 Neraca Massa CR-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaCO ₃ dari <i>Storage</i>	88.898,22	
<i>Recycle</i> CaCO ₃	3.704,09	
CaCO ₃ masuk <i>screening</i>		92.602,31
CaCO ₃ masuk <i>screening</i>	92.602,31	
<i>Recycle</i> CaCO ₃		88.898,22
CaCO ₃ <i>Fine</i>		3.704,09
Total	185.204,62	185.204,62

2. Rotary Kiln (RK-01)



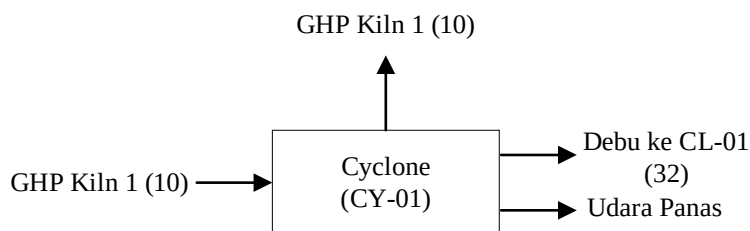
Gambar 2. 17 Diagram Alir Neraca Massa RK-01

Tabel 2. 24 Neraca Massa RK-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaCO ₃ <i>Fine</i>	88.898,22	
Batu Bara	13.334,73	
Debu dan Udara Panas dari CL-01	212.963,37	
CaO panas hasil Kalsinasi		49.783,00
GHP Kiln 1		265.413,31

Total	315.196,32	315.196,32
--------------	-------------------	-------------------

3. Cyclone (CY-01)

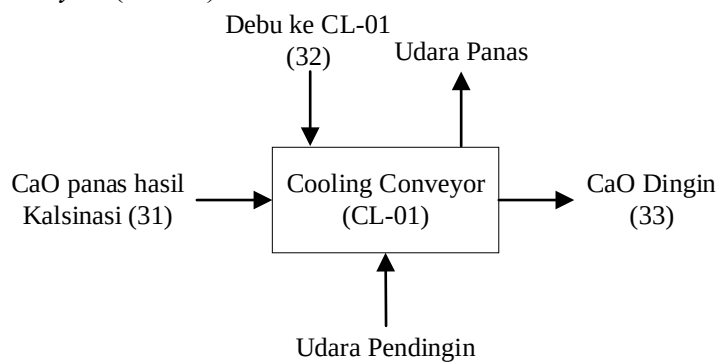


Gambar 2. 18 Diagram Alir Neraca Massa CY-01

Tabel 2. 25 Neraca Massa CY-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 1	265.413,31	
GHP Kiln 1		71.184,51
Udara Panas		188.697,36
Debu ke CL-01		5.531,44
Total	265.413,31	265.413,31

4. Cooling Conveyor (CL-01)



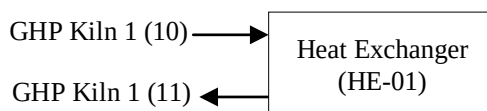
Gambar 2. 19 Diagram Alir Neraca Massa CL-01

Tabel 2. 26 Neraca Massa CL-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaO panas hasil Kalsinasi	49.783,00	
Udara Pendingin	1.037.159,61	
Debu ke CL-01	5.531,44	

CaO Dingin		55.314,45
Udara Panas ke RK-02		829.727,69
Udara Panas ke RK-01		207.431,92
Total	1.092.474,06	1.092.474,06

5. *Heat Exchanger* (HE-01)

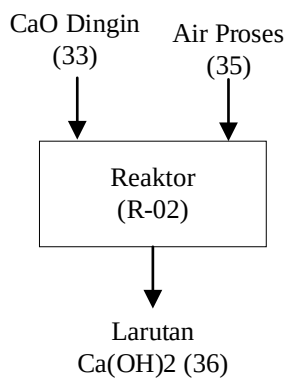


Gambar 2. 20 Diagram Alir Neraca Massa HE-01

Tabel 2. 27 Neraca Massa He-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 1 panas	71.184,51	
Air Proses	71.184,51	
GHP Kiln 1 dingin		71.184,51
Air Proses		71.184,51
Total	142.369,02	142.369,02

6. Reaktor (R-02)



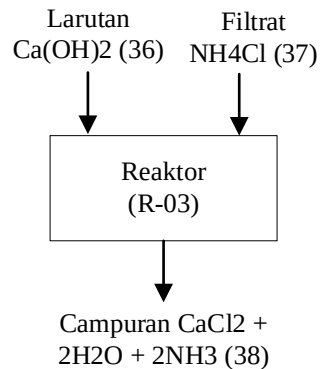
Gambar 2. 21 Diagram Alir Neraca Massa R-02

Tabel 2. 28 Neraca Massa R-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaO Dingin	55.314,45	
Air Proses	17.779,64	
Larutan Ca(OH) ₂		73.094,09

Total	73.094,09	73.094,09
--------------	------------------	------------------

7. Reaktor (R-03)

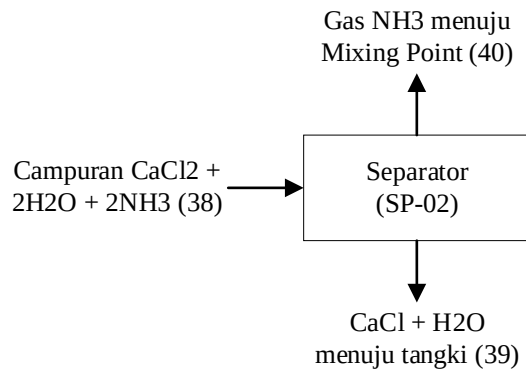


Gambar 2. 22 Diagram Alir Neraca Massa R-03

Tabel 2. 29 Neraca Massa R-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan Ca(OH) ₂	73.094,09	
Filtrat NH ₄ Cl	105.670,35	
Campuran CaCl ₂		178.764,44
Total	178.764,44	178.764,44

8. Separator (SP-02)



Gambar 2. 23 Diagram Alir Neraca Massa SP-02

Tabel 2. 30 Neraca Massa SP-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran CaCl ₂	178.764,44	
CaCl ₂ + H ₂ O menuju tangki		145.180,66

Gas NH ₃ terpisahkan		33.583,77
Total	178.764,44	178.764,44

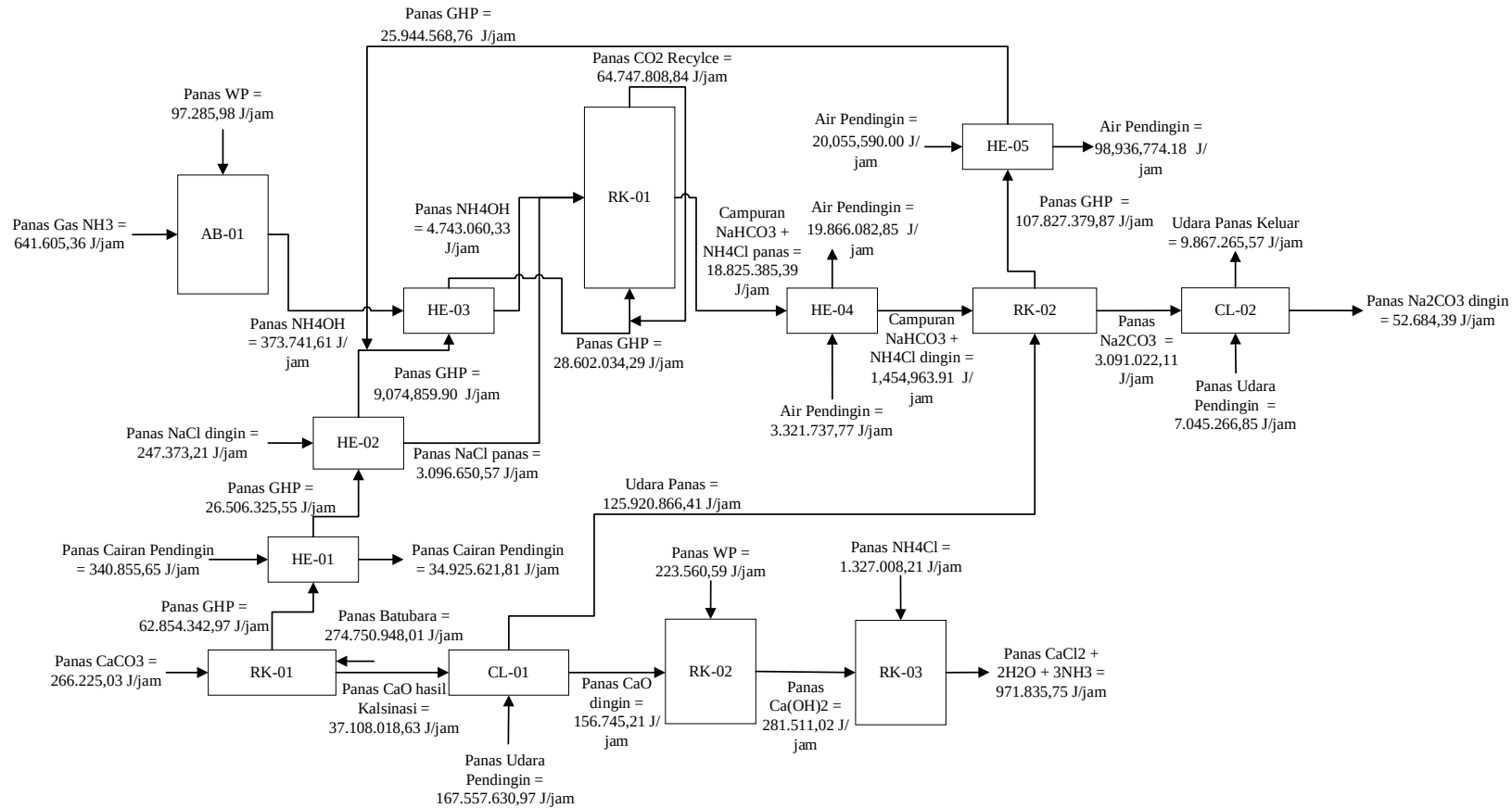
Tabel 2. 31 Neraca Massa *Overall*

Alat	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NaCl Unit		
M-01	56.139,77	56.139,77
HE-02	127.324,28	127.324,28
NH₃ Unit		
AB-01	118.090,85	118.090,85
HE-03	862.484,37	862.484,37
Carbonating Unit		
R-01	918.624,14	918.624,14
HE-04	396.263,80	396.263,80
Dekomposisi Unit		
RD-01	137.371,45	137.371,45
RK-02	856.145,28	856.145,28
CL-02	151.658,37	151.658,37
Ball Mill Unit		
CR-03	34.722,22	34.722,22
CO₂ Recovery Unit		
CY-02	839.478,61	839.478,61
HE-05	2.392.514,04	2.392.514,04
SP-01	797.504,68	797.504,68
Jaw Crusher Unit		
CR-01	185.204,62	185.204,62
Kalsinasi Unit		
RK-01	315.196,32	315.196,32
CY-01	265.413,31	265.413,31
CL-01	1.092.474,06	1.092.474,06
HE-01	142.369,02	142.369,02
NH₃ Recovery Unit		

R-02	73.094,09	73.094,09
R-03	178.764,44	178.764,44
SP-02	178.764,44	178.764,44
Total	10.422.608,05	10.422.608,05

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Produk} &= \frac{\text{Total Massa Produk}}{\text{Total Massa Bahan Baku}} \times 100\% \\
 &= 84\%
 \end{aligned}$$

2.5.2 Neraca Panas

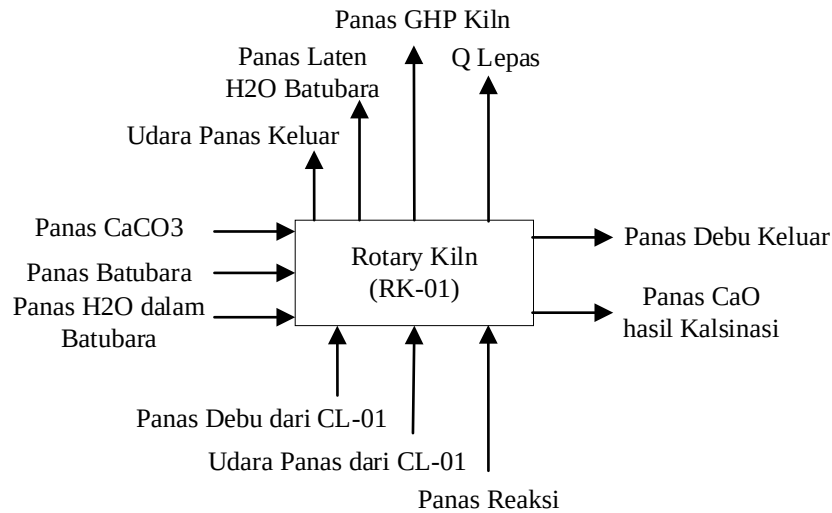


Gambar 2. 24 Diagram Alir Neraca Panas

Keterangan :

WP = *Water Process*

1. Rotary Kiln (RK-01)

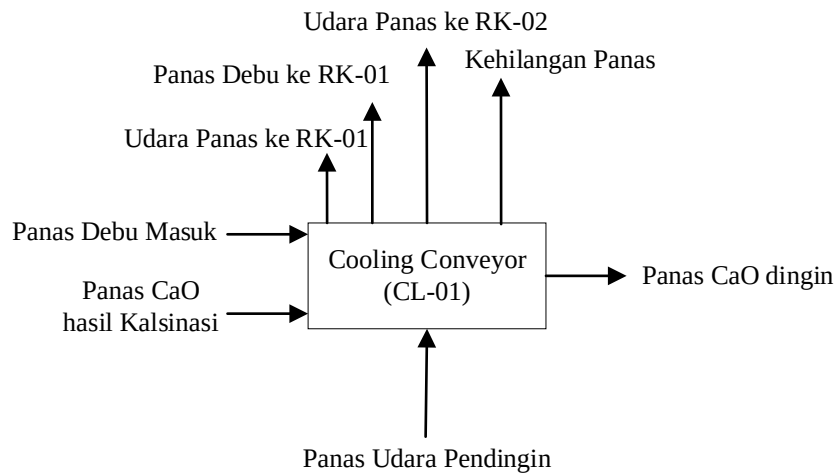


Gambar 2. 25 Diagram Alir Neraca Panas RK-01

Tabel 2. 32 Neraca Panas RK-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaCO_3	266.225,03	
Panas Batubara	274.750.948,01	
Panas H_2O dalam Batubara	9.606,43	
Panas Debu dari CL-01	2.080.504,17	
Udara Panas dari CL-01	76.778.651,20	
Panas Reaksi	176.903.682,14	
Panas CaO Hasil Kalsinasi		37.108.018,63
Panas GHP		62.854.342,97
Panas Laten Penguapan H_2O Batubara		260.441.542,21
Panas Debu Keluar		4.123.113,18
Udara Panas Keluar		149.370.310,94
Q Lepas		16.892.289,03
Total	530.789.616,96	530.789.616,96

2. Cooling Conveyor (CL-01)

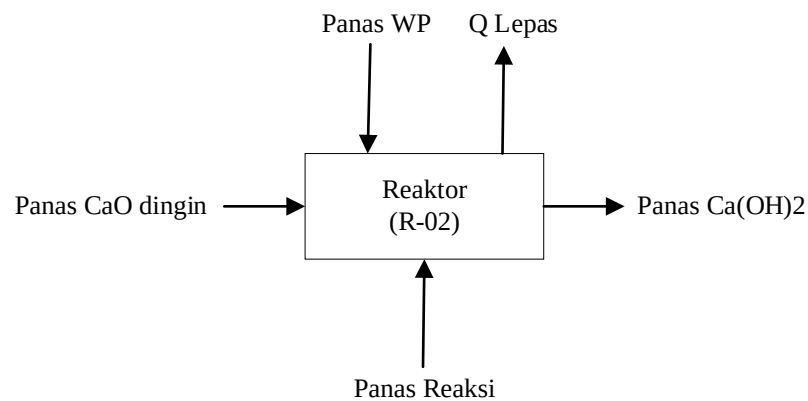


Gambar 2. 26 Diagram Alir Neraca Panas CL-01

Tabel 2. 33 Neraca Panas Cl-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaO Hasil Kalsinasi	37.108.018,63	
Panas Debu Masuk	4.123.113,18	
Panas Udara Pendingin	167.557.630,97	
Panas CaO Dingin		156.745,21
Udara Panas Menuju RK-02		76.778.651,20
Panas Debu menuju RK-01		2.080.504,17
Udara Panas menuju RK-01		125.920.866,41
Kehilangan Panas		3.851.995,80
Total	208.788.762,78	208.788.762,78

3. Reaktor (R-02)

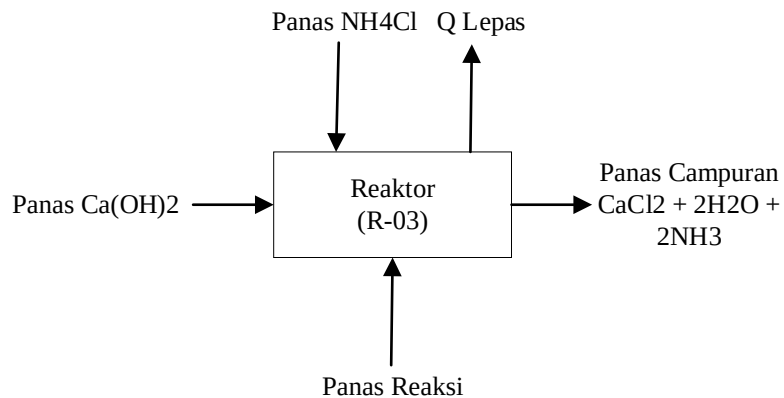


Gambar 2. 27 Diagram Alir Neraca Panas R-02

Tabel 2. 34 Neraca Panas R-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaO Dingin	156.745,21	
Panas WP	223.560,59	
Panas Reaksi	5.432.668,76	
Panas Ca(OH) ₂		281.511,02
Q Lepas		5.531.463,55
Total	5.812.974,57	5.812.974,57

4. Reaktor (R-03)

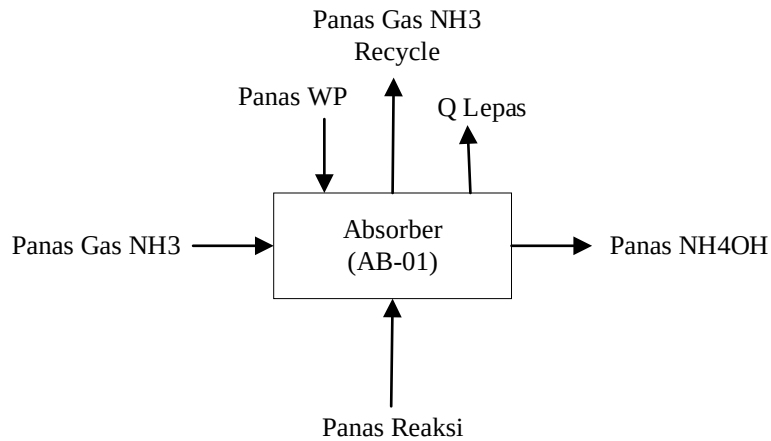


Gambar 2. 28 Diagram Alir Neraca Panas R-03

Tabel 2. 35 Neraca Panas R-03

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Ca(OH) ₂	281.511,02	
Panas NH ₄ Cl	1.327.008,21	
Panas Reaksi	8.000.839,45	
Panas Campuran CaCl ₂ + 2H ₂ O + 2NH ₃		971.835,75
Q Lepas		8.637.522,93
Total	9.609.358,68	9.609.358,68

5. Absorber (AB-01)

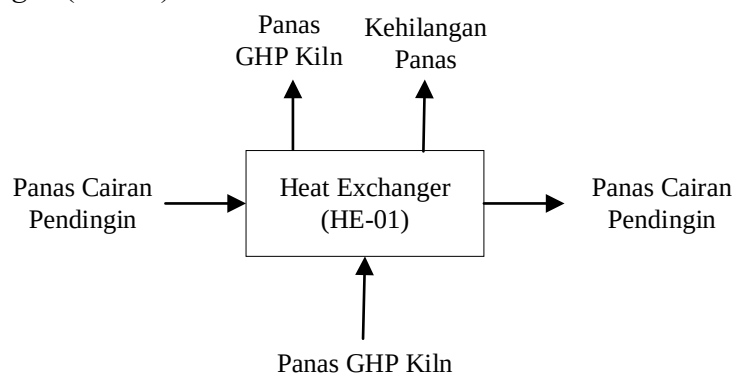


Gambar 2. 29 Diagram Alir Neraca Panas AB-01

Tabel 2. 36 Neraca Panas AB-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Gas NH ₃	641.605,36	
Panas WP	97.285,98	
Panas Reaksi	2.315.141,22	
Panas NH ₄ OH		373.741,61
Panas Gas NH ₃ <i>Recycle</i>		537.606,96
Q Lepas		2.142.683,99
Total	3.054.032,56	3.054.032,56

6. Heat Exchanger (HE-01)



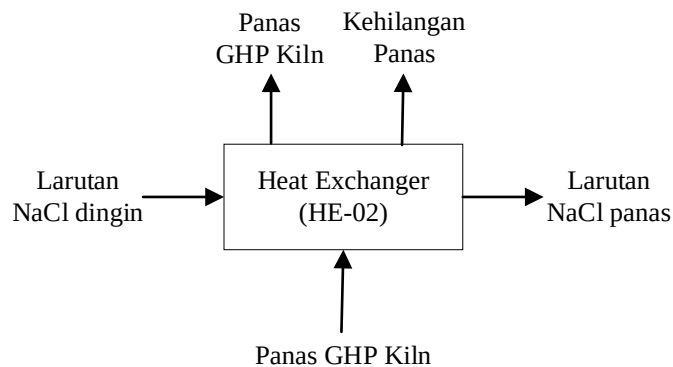
Gambar 2. 30 Diagram Alir Neraca Panas HE-01

Tabel 2. 37 Neraca Panas HE-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	62.854.342,97	

Panas Cairan Pendingin	340.855,65	
Panas GHP Kiln		26.506.325,55
Panas Cairan Pendingin		34.925.621,81
Kehilangan Panas		1.763.251,26
Total	63.195.198,63	63.195.198,63

7. Heat Exchanger (HE-02)

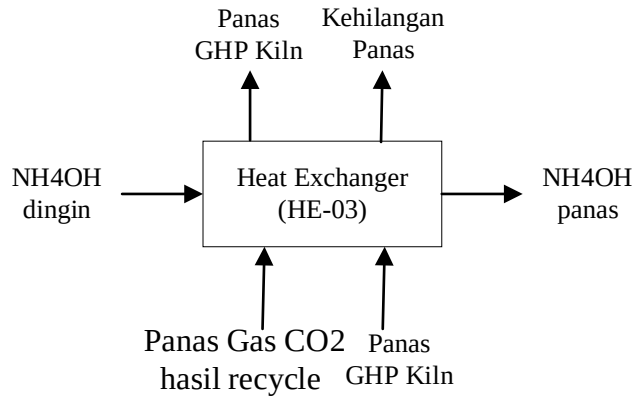


Gambar 2. 31 Diagram Alir Neraca Panas HE-02

Tabel 2. 38 Neraca Panas HE-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	26.506.325,55	
Panas Larutan NaCl dingin	247.373,21	
Panas GHP Kiln		9.074.859,90
Panas Larutan NaCl panas		3.096.650,57
Kehilangan Panas		14.582.188,29
Total	26.753.698,76	26.753.698,76

8. Heat Exchanger (HE-03)

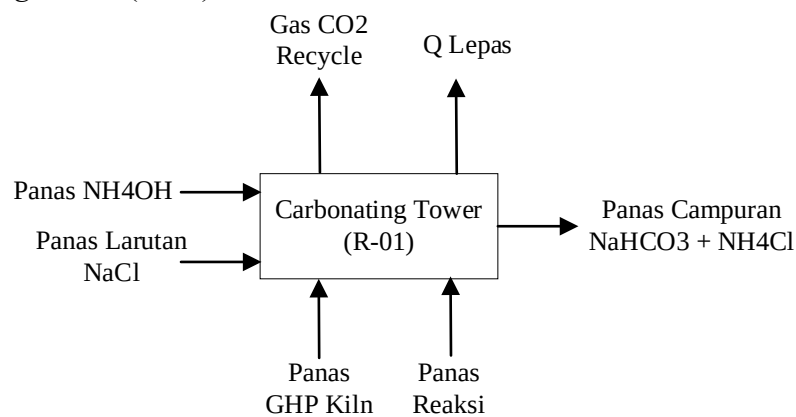


Gambar 2. 32 Diagram Alir Neraca Panas HE-03

Tabel 2. 39 Neraca Panas HE-03

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Gas CO ₂ hasil Recycle	25.944.568,76	
Panas GHP Kiln	9.074.859,90	
Panas NH ₄ OH dingin	373.741,61	
Panas GHP Kiln		28.602.034,29
Panas NH ₄ OH panas		4.734.060,33
Kehilangan Panas		2.057.075,64
Total	35.393.170,26	35.393.170,26

9. Carbonating Tower (R-01)



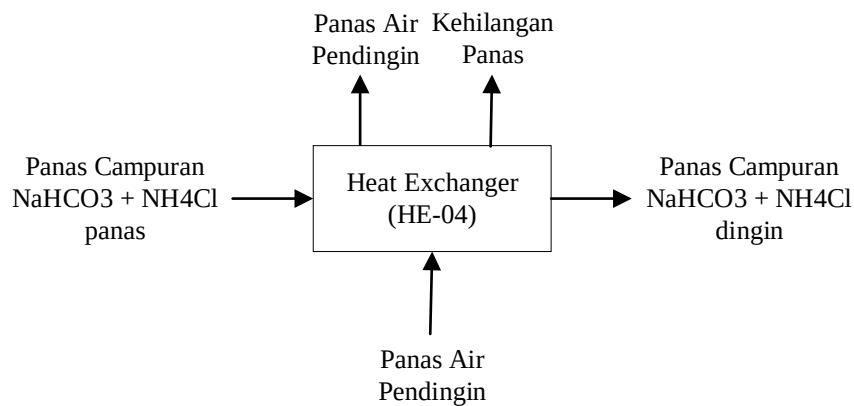
Gambar 2. 33 Diagram Alir Neraca Panas R-01

Tabel 2. 40 Neraca Panas R-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
------------	---------------	----------------

Panas Larutan NaCl	3.096.650,57	
Panas NH ₄ OH	4.734.060,33	
Panas GHP Kiln	28.602.034,29	
Panas reaksi	74.074.912,73	
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl		18.825.385,39
Panas Gas CO ₂ <i>recycle</i>		26.934.463,69
Q Lepas		64.747.808,84
Total	110.507.657,92	110.507.657,92

10. *Heat Exchanger* (HE-04)

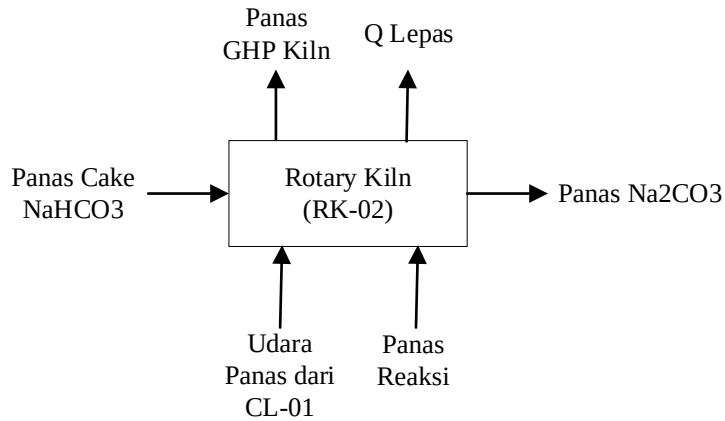


Gambar 2. 34 Diagram Alir Neraca Panas HE-04

Tabel 2. 41 Neraca Panas HE-04

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl	18.825.385,39	
Panas Air Pendingin	3.321.737,77	
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl		1.454.963,91
Panas Air Pendingin		19.866.082,85
Kehilangan Panas		826.076,41
Total	22.147.123,17	22.147.123,17

11. *Rotary Kiln* (RK-02)

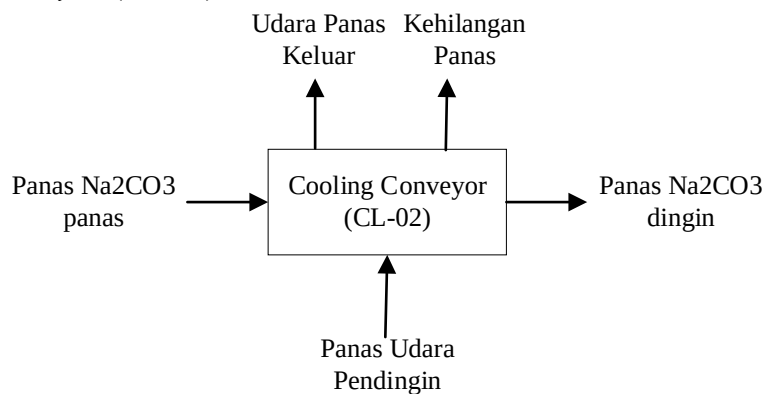


Gambar 2. 35 Diagram Alir Neraca Panas RK-02

Tabel 2. 42 Neraca Panas RK-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas <i>Cake</i> NaHCO ₃	127.955,71	
Udara Panas dari CL-01	125.920.866,41	
Panas Reaksi	10.991.602,98	
Panas Na ₂ CO ₃		3.091.022,11
Panas GHP Kiln		107.827.379,87
Q Lepas		26.122.023,13
Total	137.040.425,10	137.040.425,10

12. Cooling Conveyor (CL-02)



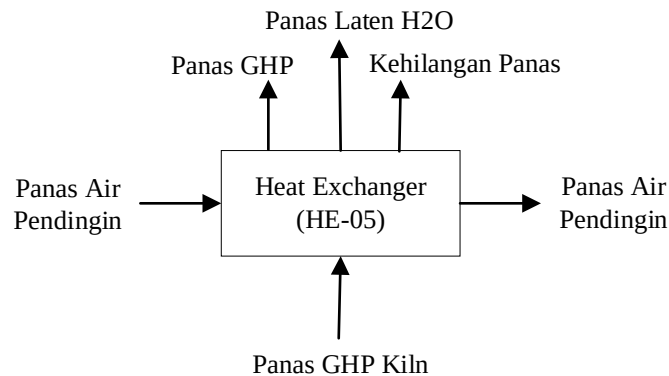
Gambar 2. 36 Diagram Alir Neraca Panas RK-02

Tabel 2. 43 Neraca Panas CL-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Na ₂ CO ₃ panas	3.091.022,11	

Panas Udara Pendingin	7.045.266,85	
Panas Na ₂ CO ₃ dingin		52.684,39
Udara Panas Keluar		9.867.265,57
Kehilangan Panas		216.338,99
Total	10.136.288,95	10.136.288,95

13. *Heat Exchanger* (HE-05)



Gambar 2. 37 Diagram Alir Neraca Panas HE-05

Tabel 2. 44 Neraca Panas HE-05

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	102.436.010,87	
Panas Air Pendingin	20.055.590,00	
Panas GHP		22.073.212,03
Panas Laten H ₂ O		166.791,72
Panas Air Pendingin		98.936.774,18
Kehilangan Panas		1.314.822,95
Total	122.491.600,88	122.491.600,88

Tabel 2. 45 Neraca Panas *Overall*

Alat	Input (J/jam)	Output (J/jam)
RK-01	530.789.616,96	530.789.616,96
CL-01	208.788.762,78	208.788.762,78
R-02	5.812.974,57	5.812.974,57
R-03	9.609.358,68	9.609.358,68

AB-01	3.054.032,56	3.054.032,56
HE-01	63.195.198,63	63.195.198,63
HE-02	26.753.698,76	26.753.698,76
HE-03	35.393.170,26	35.393.170,26
R-01	110.507.657,92	110.507.657,92
HE-04	22.147.123,17	22.147.123,17
RK-02	137.040.425,10	137.040.425,10
CL-02	10.136.288,95	10.136.288,95
HE-05	122.491.600,88	122.491.600,88
Total	1.285.719.909,22	1.285.719.909,22

$$\text{Heat Loss} = \frac{\text{Total Kehilangan Panas}}{\text{Total Input}} \times 100\%$$

$$= 11,5\%$$

$$\text{Efisiensi Panas} = 100 - \text{Heat Loss}$$

$$= 88,5\%$$

2.6 Tata Letak Pabrik dan Pemetaan

Perancangan tata letak pabrik dan pemetaan harus mencakup perancangan *Processing Areas*, *Storage Areas*, dan *Handling Areas*. Menurut Vilbrandt & Dryden (1959) terdapat beberapa faktor untuk merancang tata letak pabrik yaitu:

1. Tanah atau wilayah untuk perluasan pabrik
2. Rencana ekspansi di masa depan
3. Alur distribusi untuk air, steam, listrik, dan gas
4. Kondisi Cuaca, apakah memungkinkan untuk membuat konstruksi di luar ruangan
5. Pertimbangan keselamatan, meliputi kemungkinan bahaya kebakaran, ledakan, dan asap
6. Persyaratan untuk kode bangunan
7. Masalah pembuangan limbah
8. Pengaturan terhadap penggunaan lantai ruangan dan elevasi

Dalam perancangan tata letak pabrik membutuhkan metode untuk menentukan besar ruang yang diperlukan untuk produk, produk samping, bahan baku, serta alat proses.

Menurut Vilbrandt & Dryden (1959) terdapat beberapa metode untuk menentukan tata letak pabrik yaitu:

1. *Unit Areas Concept*

Metode ini menggunakan blok dasar dalam menyusun rencana tata letak pabrik (*plot plan*). Metode ini biasanya digunakan untuk pabrik berskala besar. Area-unit biasanya dibatasi berdasarkan fase proses tertentu dan prosedur operasional yang berbeda, misalnya karena alasan kontaminasi atau keselamatan.

2. *Two-dimensional Layouts*

Metode ini menggunakan potongan kecil atau templet skala dari masing-masing unit dan teralatan. Potongan-potongan ini digerakkan diatas kertas berskala dengan pola garis silang.

3. *Scale Models*

Metode ini meruakan metode yang lebih menguntungkan dibandingkan dengan kedua metode lainnya namun, metode ini hanya dapat digunakan untuk menyusun rencana denah dan ketinggian bangunan bukan untuk menyusun layout perpipaan dan utilitas. Metode ini membuat model rancangan pabrik dengan model 3 dimensi yang dapat di lihat secara langsung.

2.6.1 Lay Out Pabrik

Lay Out pabrik merupakan pengaturan dari fasilitas-fasilitas dalam pabrik yang diatur sedemikian rupa agar proses pabrik berlangsung optimal. Fasilitas pabrik meliputi tempat kerja karyawan, tempat parkir, tempat bahan baku, tempat proses, tempat produk, dan lainnya. Menurut Vilbrandt & Dryden (1959) untuk menentukan tata letak *lay out* pabrik membutuhkan beberapa prinsip yaitu:

1. *Storage Layout*

Bahan baku, produk setengah jadi, dan produk akhir sebaiknya disimpan di aera terpisah namun berdekatan. Hal ini bertujuan untuk mempermudah penanganan material. Segala bahan yang sifatnya berbahaya harus di simpan dengan hati-hati untuk mencegah risiko yang dapat terjadi.

2. *Equipment Layout*

Tata letak alat harus di beri ruang yang cukup untuk proses operasi dan pemeliharaan dan juga tidak boleh terlalu padat. Peletakan alat juga lebih baik dikelompokkan sesuai dengan prosesnya.

3. *Safety*

Perencanaan tata letak harus memperhatikan sistem keamanan meliputi pemadam kebakaran, akses evakuasi, dan jalur ledakan serta pengaliran tekanan.

4. *Plant Expansion*

Tata letak pabrik harus fleksibel dan memungkinkan untuk ekspansi di masa yang akan datang.

5. *Floor Space*

Tata letak harus memikirkan jarak antara bangunan yang bertujuan untuk mempermudah aliran material, alat-alat lebih mudah di akses, dan pemeliharaan akan lebih nyaman dan aman.

6. *Utilities Servicing*

Utilitas seperti gas, air, listrik, steam, dan lainna harus di desain dengan fleksibel dan mudah di akses. Hal ini dilakukan agar mempermudah operasional dan perawatan. Selain itu tata letak juga harus mempertimbangkan sistem ventilasi, pembuangan limbah cair, gas, dan debu.

7. *Building*

Desain bangunan sebaiknya mengikuti kebutuhan proses dan dirancang sesuai dengan alur proses industri kimia

8. *Materials-handling Equipment*

Penanganan material bukan faktor utama dalam merencanakan tata letak pabrik karena sudah dibantu dengan peralatan yang tersedia. Namun pada proses tertentu seperti pemindahan bahan dalam skala besar, ini menjadi pertimbangan utama.

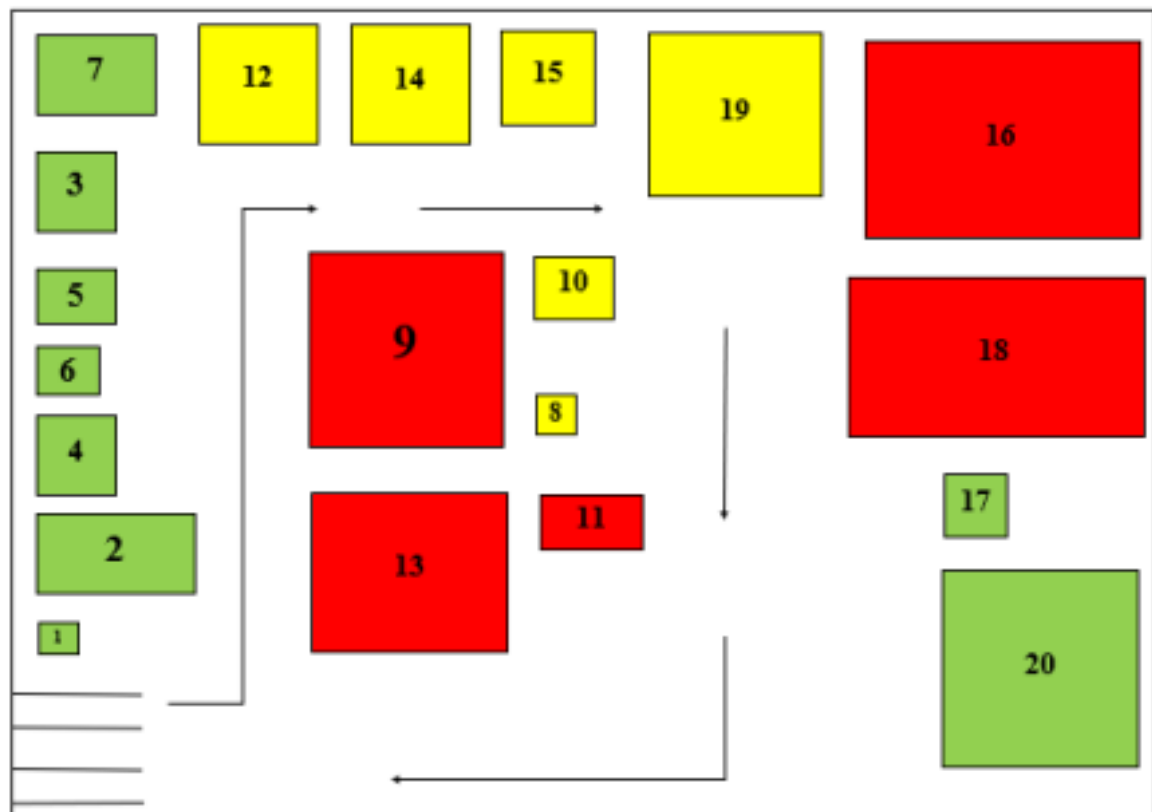
9. *Railroads and Roads*

Keberadaan rel dan jalan masuk ke area pabrik sangat penting baik untuk pengiriman, pemasangan awal, maupun pemeliharaan. Perencanaan jalan harus mencakup jalan untuk kendaraan dan pejalan kaki, jalan besar untuk lalu lintas berskala besar, jalur kendaraan berat di luar area operasi utama, akses ke area

konstruksi, perawatan, dan unit terisolasi, serta akses ke tangki penyimpanan dan peralatan darurat.

Tabel 2. 46 Luas Tanah Pabrik

Daerah	Ukuran	Luas (m²)
Kantor logistik	10 x 10	100
Kantor produksi	10 x 10	100
Perpustakaan	7 x 10	70
Unit packing	15 x 15	225
Pembangkit listrik	25 x 35	875
Mushola	6 x 8	48
Poliklinik	8 x 8	64
Ruang kontrol	5 x 5	25
Ruang proses	20 x 30	600
Ruang teknisi	8 x 10	80
K-3 & Fire Safety	7 x 13	91
Kantin dan koperasi	10 x 15	150
Laboratorium	15 x 15	225
Gudang bahan baku	20 x 25	500
Gudang produk	10 x 15	150
Pos keamanan	4 x 5	20
Tempat parkir	10 x 20	200
Unit utilitas	30 x 25	750
Unit pengolahan air	20 x 30	600
Daerah perluasan	25 x 25	625
Total		5498



Keterangan:

- | | |
|--------------------------|-------------------------|
| 1. Pos keamanan | 11. K-3 & Fire System |
| 2. Tempat parkir | 12. Laboratorium |
| 3. Kantor logistik | 13. Gudang bahan baku |
| 4. Kantor produksi | 14. Unit packing |
| 5. Perpustakaan | 15. Gudang produk |
| 6. Mushola | 16. Pembangkit listrik |
| 7. Kantin dan koperasi | 17. Poliklinik |
| 8. Ruang kontrol | 18. Unit utilitas |
| 9. Ruang proses produksi | 19. Unit pengolahan air |
| 10. Ruang teknisi | 20. Daerah perluasan |

Gambar 2. 38 *Lay Out* Pabrik

2.6.2 Lay Out Peralatan Proses

Lay out peralatan proses adalah tata letak alat-alat yang digunakan dalam proses produksi. Terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan dalam merencanakan *lay out* peralatan proses yaitu:

1. Aliran Bahan Baku

Aliran bahan baku dan produk yang efisien akan memberikan keuntungan secara ekonomis serta menunjang kelancaran dan keamanan selama proses produksi.

2. Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses harus diperhatikan dengan baik, hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia dan membahayakan keselamatan para pekerja.

3. Pencahayaan

Pencahayaan di area proses harus memadai untuk memastikan keselamatan pada pekerja.

4. Lalu Lintas Manusia

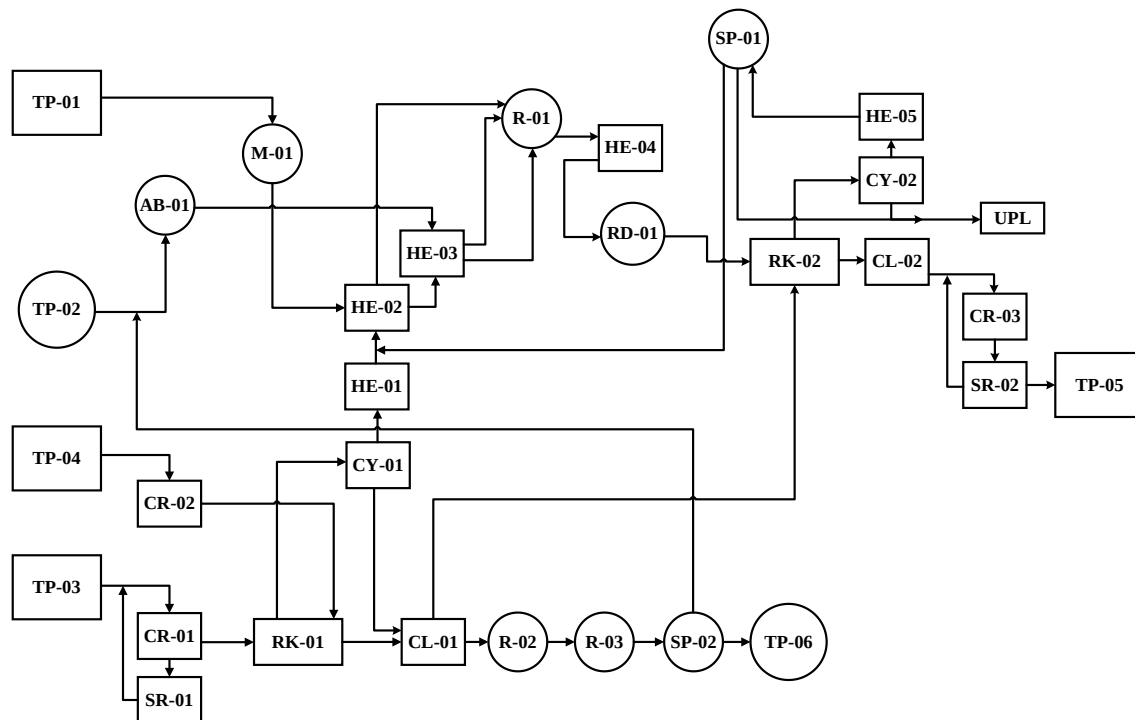
Alur lalu lintas untuk pekerja harus diperhatikan untuk menghemat waktu dan tenaga pekerja untuk sampai ke lokasi proses.

5. Penempatan Alat Proses

Penempatan alat proses harus efisien untuk mengurangi bahaya yang akan terjadi serta kelancaran proses produksi.

6. Jarak Antar Proses

Jarak antar proses harus dipertimbangkan, terkhusus untuk proses yang mempunyai tekanan dan suhu operasi yang tinggi. Kedua kondisi tersebut dapat menyebabkan peledakan atau kebakaran sebaiknya di pisahkan agar tidak membahayakan proses lainnya.



Gambar 2. 39 Lay Out Peralatan Proses

Tabel 2. 47 Keterangan Lay Out Peralatan Proses

Kode Alat	Nama Alat
TP-01	Tempat Penyimpanan NaCl
TP-02	Tangki Penyimpanan NH ₃
TP-03	Tempat Penyimpanan CaCO ₃
TP-04	Tempat Penyimpanan Batubara
M-02	Mixer
AB-01	Absorber
CR-02	Crusher II
CR-01	Crusher I
SR-01	Screen I
RK-01	Rotary Kiln I
CY-01	Cyclone I
HE-01	Heat Exchanger I
HE-02	Heat Exchanger II
HE-03	Heat Exchanger III
R-01	Reaktor I

HE-04	<i>Heat Exchanger IV</i>
RD-01	<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>
CL-01	<i>Cooling Conveyor I</i>
R-02	Reaktor II
R-03	Reaktor III
SP-01	Separator I
SP-02	Separator II
RK-02	<i>Rotary Kiln II</i>
CY-02	<i>Cyclone II</i>
HE-05	<i>Heat Exchanger V</i>
CL-02	<i>Cooling Conveyor II</i>
CR-03	Crusher III
SR-02	<i>Screen II</i>
TP-05	Tempat Penyimpanan Na ₂ CO ₃
TP-06	Tangki Penyimpanan CaCl ₂

BAB III

SPESIFIKASI ALAT

3.1 Unit Penyimpanan

3.1.1 Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)

Tabel 3. 1 Spesifikasi Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)

Spesifikasi Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)	
Fungsi	Menampung NaCl dari <i>supplier</i>
Kapasitas	35.929,45 kg/jam
Volume Gudang	479,02 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	1 hari
Tipe	Bangunan persegi panjang
Dimensi	
1. Panjang	12,42 m
2. Lebar	6,21 m
3. Tinggi	6,21 m
Bahan Konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

3.1.2 Tangki NH₃ (TP-02)

Tabel 3. 2 Spesifikasi Tangki Penyimpanan NH₃ (TP-02)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan NH ₃ (TP-02)	
Fungsi	Menyimpan gas NH ₃ dari <i>supplier</i>
Kapasitas	16.330,87 kg/jam
Volume Tangki	262,78 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm

Waktu Tenggat	1 hari
Bentuk	<i>Spherical shell</i>
Tipe	<i>Soccer ball</i>
Dimensi	
1. Diameter	7,95 m
2. Tebal	0,25 inch
Tekanan Desain	1,2 atm
Bahan	SA-167, Grade M, Type 316
Jumlah	2 buah

3.1.3 Gudang Penyimpanan CaCO₃ (TP-03)

Tabel 3. 3 Spesifikasi Gudang Penyimpanan CaCO₃ (TP-03)

Gudang Penyimpanan CaCO ₃ (TP-03)	
Fungsi	Menyimpan gas CaCO ₃ dari <i>supplier</i>
Kapasitas	88.898,22 kg/jam
Volume Gudang	863,98 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tenggat	1 hari
Tipe	Bangunan persegi panjang
Dimensi	
1. Panjang	15,1 m
2. Lebar	7,6 m
3. Tinggi	7,6 m
Bahan	Beton
Jumlah	2 buah

3.1.4 Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)

Tabel 3. 4 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)	
---	--

Fungsi	Menyimpan batu bara dari <i>supplier</i>
Kapasitas	13.334,73 kg/jam
Volume Gudang	397,48 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	1 hari
Tipe	<i>Stockpile</i>
Dimensi	
1. Panjang	11,7 m
2. Lebar	5,8 m
3. Tinggi	5,8 m
Bahan	Beton
Jumlah	1 buah

3.1.5 Gudang Penyimpanan Produk Na₂CO₃ (TP-05)

Tabel 3. 5 Spesifikasi Gudang Penyimpanan Produk Na₂CO₃ (TP-05)

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Produk Na ₂ CO ₃ (TP-05)	
Fungsi	Menampung produk <i>sodium carbonate</i> (Na ₂ CO ₃)
Kapasitas	16.666,67 kg/jam
Volume Gudang	1.217,54 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	7 hari
Tipe	Bangunan persegi panjang
Dimensi	
1. Panjang	16,95 m
2. Lebar	8,48 m
3. Tinggi	8,48 m

Bahan	Beton
Jumlah	1 buah

3.1.6 Tangki Penyimpanan Produk Samping CaCl_2 (TP-06)

Tabel 3. 6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping CaCl_2 (TP-06)

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk Samping CaCl_2 (TP-06)	
Fungsi	Menampung kalsium klorida (CaCl_2)
Kapasitas	145.180,67 kg/jam
Volume Bahan	143,34 m ³
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	7 hari
Tipe	Silinder horizotal
Tipe <i>head</i>	<i>Torispherical dished head</i>
Dimensi Tangki	
1. Diameter	5,75 m
2. Panjang	6,90 m
3. Volume	179,17 m ³
4. Tebal	0,38 in
Dimensi <i>Head</i>	
1. Tebal	0,38 in
2. Tinggi	1,75 m
Bahan	SA-167, Grade M, Type 316
Jumlah	4 buah

3.2 Unit Pemindahan

3.2.1 *Belt Conveyor* (CO-01)

Tabel 3. 7 Spesifikasi *Belt Conveyor* (CO-01)

Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (CO-01)	
Fungsi	Memindahkan NaCl dari gudang

Tipe	<i>Troughed belt 45° idler its roll of equal length</i>
Kapasitas Maksimal	44 ton/jam
Dimensi Belt	
1. Lebar	40 cm
2. Panjang	9,64 m
3. Through Width A	13,6 in
4. Skrit Seal D	2,25 rpm
5. Belt Speed	81,65 ft/menit
6. Sudut Elevasi	45°
Power	3,95 hp
Jumlah	1 buah

3.2.2 Cooling Conveyor (CL-02)

Tabel 3. 8 Spesifikasi *Cooling Conveyor* (CL-02)

Spesifikasi <i>Cooling Conveyor</i> (CL-02)	
Fungsi	Mendinginkan produk hingga mencapai suhu 30°C
Tipe	<i>Plain spout of chutes</i>
Kapasitas	232,63 cuft/jam
Dimensi	
1. Diameter	0,36 m
2. Panjang	5,49 m
3. Kecepatan Putaran	13 rpm
Power	3 hp
Jumlah	1 buah

3.2.3 Blower (BL-02)

Tabel 3. 9 Spesifikasi Blower (BL-02)

Spesifikasi Blower (BL-02)	
Fungsi	Membawa NH ₃ <i>recovery</i>

Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Dasar Pemilihan	Sesuai jenis bahan dan efisiensi tinggi
Rate Volumetrik	482,40 m ³ /menit
<i>Adiabatic Head</i>	11.821,44 ft.lbf/lbm gas
Efisiensi	80%
Power	46,30 hp
Bahan	Carbon steel
Jumlah	1 buah

3.2.4 Pompa (P-02)

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa (P-02)

Spesifikasi Pompa (P-02)	
Fungsi	Mengalirkan NH ₄ OH ke <i>carbonating tower</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial steel</i>
Rate Volumetrik	1.918,38 ft ³ /jam
Dimensi Pipa	
1. ID	0,154 m
2. OD	0,168 m
Efisiensi	84%
Power	5 hp
Jumlah	1 buah

3.3 Unit Size Reduction

3.3.1 *Jaw Crusher* (CR-01)

Tabel 3. 11 Spesifikasi *Jaw Crusher* (CR-01)

Spesifikasi <i>Jaw Crusher</i> (CR-01)	
Fungsi	Menghancurkan batu kapur dari 80 cm menjadi 1,3 cm
Tipe	<i>Jaw Crusher</i>

Bahan	<i>Commercial steel</i>
Model	95
Kapasitas	89 ton/jam
Power	28,97 hp
Max. Speed	390 rpm
Feed Opening	24 x 36 in
Closed Setting	2 in
Jumlah	1 buah

3.3.2 *Hammer Mill (CR-02)*

Tabel 3. 12 Spesifikasi *Hammer Mill (CR-02)*

Spesifikasi <i>Hammer Mill (CR-02)</i>	
Fungsi	Menghancurkan batu bara dari 50 mm menjadi 0,19 mm
Tipe	<i>Hammer Mill</i>
Model	505
Kapasitas	13 ton/jam
Power	65,61 hp
Max. Speed	1200 rpm
Dimensi Motor	30 x 30 in
Max. Feed Size	2 1/2 in
Jumlah	1 buah

3.3.3 *Ball Mill (CR-03)*

Tabel 3. 13 Spesifikasi *Ball Mill (CR-03)*

Spesifikasi <i>Ball Mill (CR-03)</i>	
Fungsi	Menghaluskan Na ₂ CO ₃ dari 2 mm - 100 mesh (0.15 mm)
Tipe	<i>Ball Mill</i>
Model	No. 100 sieve
Kapasitas	416,67 ton/hari

Power	306,08 hp
Max. Speed	20 rpm
Size Ball	9 x 7 in
Ball Charge	30 ton
Jumlah	1 buah

3.3.4 *Screen* (SR-01)

Tabel 3. 14 Spesifikasi *Screen* (SR-01)

Spesifikasi <i>Screen</i> (SR-01)	
Fungsi	Menyaring produk <i>undersize</i> dan <i>oversize</i>
Tipe	<i>Double Deck Vibrating Screen</i>
Kapasitas	0,70 ton/jam
Luas (A)	
1. 80 Sieve	0,056 ft ²
2. 100 Sieve	0,064 ft ²
Jumlah	1 buah

3.4 Unit Penukar Panas

3.4.1 *Heat Exchanger* (HE-05)

Tabel 3. 15 Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-05)

Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-05)	
Fungsi	Menurunkan suhu slurry hasil <i>carbonating tower</i>
Tipe	<i>Troubleshoot</i>
Kondisi Operasi	
1. Suhu Fluida Panas	65°C
2. Tekanan	1 atm
3. Suhu Fluida Dingin	30°C
Luas Permukaan	50,81 ft ²
Dimensi Anulus	
1. Flow Area	0,02140 ft ²

2. Mass Velocity	38.265,18 lb/ft ² .jam
3. Viskositas	3,4122 lb/ft.jam
4. Bilangan Reynold	1.052,76
5. ho	66,21 Btu/ft ² .jam
Dimensi Pipe	
1. Flow Area	0,05090 ft ²
2. Mass Velocity	25.949,36 lb/ft ² .jam
3. Viskositas	1,82 lb/ft.jam
4. Bilangan Reynold	3.640,69
5. hio	40,22 Btu/ft ² .jam
Luas Perpindahan Panas	10,6613 ft ²
Panjang Tube	9,0503 ft
Pressure Drop Pipe	6,19 psia
Pressure Drop Anulus	0,0002889 psia

3.5 Unit Separasi

3.5.1 Cyclone (CY-02)

Tabel 3. 16 Spesifikasi Cyclone (CY-02)

Spesifikasi Cyclone (CY-02)	
Fungsi	Memisahkan padatan yang terikut udara
Tipe	Cyclone separator
Dimensi	
1. Tinggi	3,85 m
2. Diameter	1,92 m
- De (Diameter Gas Out)	0,96 m
- Hc (Diameter Input)	0,96 m
- Jc (Diameter Dust Out)	0,48 m
3. Tebal Shell	3/16 in
4. Tebal Tutup	
- Tutup Atas	3/16 in
- Tutup Bawah	3/16 in

Bahan	<i>Carbon Steel SA-283, Grade C</i>
Jumlah	1 buah

3.5.2 Rotary Drum Vacuum Filter (RD-01)

Tabel 3. 17 Spesifikasi *Rotary Drum Vacuum Filter* (RD-01)

Spesifikasi <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (RD-01)	
Fungsi	Untuk memisahkan filtrat dan <i>cake</i>
Tipe	Standart <i>rotary drum vacuum filter</i>
Dimensi	
1. Diameter	2,85 m
2. Panjang	5,69 m
Kapasitas Vacuum	0,012 m ³ /min.m ² total filter area
Putaran	1,02 rpm
Power	34,23 hp
Bahan	Carbon Steel
Jumlah	1 buah

3.5.3 Knock Out Drum (SP-01)

Tabel 3. 18 Spesifikasi *knock out drum* (SP-01)

Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (SP-01)	
Fungsi	Untuk memisahkan CO ₂ dengan H ₂ O
Tipe	<i>Knock Out Drum</i>
Kapasitas	4,22 m ³
Waktu Tinggal	5 menit
Dimensi	
1. Diameter	5,19 m
2. Tinggi	5,92 m
3. Diameter Inlet	0,43 m
4. Diameter Out Gas	0,86 m
5. Diameter Out Liquid	0,12 m
Bahan	<i>Carbon Steel, SA-167, Type 316</i>

Jumlah	1 buah
--------	--------

3.6 Unit Reaksi

3.6.1 Tangki Pelarutan (M-01)

Tabel 3. 19 Spesifikasi Tangki Pelarutan (M-01)

Spesifikasi Tangki Pelarutan (M-01)	
Fungsi	Mencampurkan NaCl dan H ₂ O
Tipe Tangki	Silinder Tegak
Tipe <i>Head</i>	Tutup atas dan bawah <i>elliptical dished head</i>
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	0,25 jam
Bahan Tangki	<i>Plate Steel, SA-167, Grade M, Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Dimensi Tangki	
1. Diameter	2,64 m
2. Tinggi	2,64 m
3. Volume	14,45 m ³
4. Tebal	1/4 in
Dimensi <i>Head</i>	
1. Tebal	5/16 in
2. Tinggi	0,55 m
Tinggi Total	3,73 m
Jenis Pengaduk	<i>Six Blade Turbin</i>
Jumlah Impeller	2 buah
Dimensi Impeller	
1. Diameter	0,9 m
2. Jarak Impeller - Dasar	0,88 m
Dimensi Blade	

1. Lebar	0,18 m
2. Panjang	0,22 m
Lebar Baffle	0,22 m
Tebal Pengaduk	0,02 m
Power	1,93 hp

3.6.2 *Continuous Stirred Tank Reactor (R-02)*

Tabel 3. 20 Spesifikasi Reaktor CSTR (R-02)

Spesifikasi Reaktor CSTR (R-02)	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi netralisasi
Tipe Tangki	Silinder Tegak
Tipe Head	Tutup atas dan bawah <i>elliptical dished head</i>
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	18,75 menit
Bahan Tangki	<i>Carbon Steel, SA-167, Grade M, Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Dimensi Tangki	
1. Diameter	3,65 m
2. Tinggi	3,65 m
3. Volume	38,03 m ³
4. Tebal	0,25 in
Dimensi Head	
1. Tebal	0,38 in
2. Tinggi	0,7 m
Tinggi Total	4,96 m
Jenis Pengaduk	<i>Six Blade Turbin</i>
Jumlah Impeller	1 buah

Dimensi Impeller	
1. Diameter	1,22 m
2. Jarak Impeller - Dasar	1,22 m
Dimensi Blade	
1. Lebar	0,24 m
2. Panjang	0,30 m
Lebar Buffle	0,30 m
Tebal Pengaduk	0,03 m
Power	13,7 hp

3.6.3 Rotary Kiln (RK-02)

Tabel 3. 21 Spesifikasi *Rotary Kiln* (RK-02)

Spesifikasi <i>Rotary Kiln</i> (RK-02)	
Fungsi	Mengdekomposisi NaHCO_3 hasil dari RDVF
Tipe	<i>Direct Fired Rotary Kiln</i>
Kondisi Operasi	
1. Suhu	175°C
2. Tekanan	1 atm
Waktu Tinggal	1 jam
Bahan Tangki	<i>High Alloy Steell SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Dimensi Alat	
1. Diameter Luar (do)	3,20 m
2. Diameter Dalam (di)	3,06 m
3. Panjang	13,58 m
4. Tebal	0,01 m
5. Kecepatan Solid	0,0039 m/s
6. Kecepatan Putaran	2,99 rpm
7. Kemiringan	2,29°

Penggerak *Rotary Kiln*

1. Gear Penggerak

- Jenis Bahan	<i>Cast Steel</i>
- Roda Gigi	226 buah
- Diameter	3,66 m
- Kecepatan Putaran	7,47 rpm
- Lebar Permukaan	0,16 m
- Safe Strength	8.844,97 kg
- Pitch Line Velocity	0,57 m/s
- Daya Motor	63,98 hp

2. Gigi Penggeran (Pinion)

- Jenis bahan	<i>Cast Steel</i>
- Jumlah Gigi	90 buah
- Diameter	1,46 m
- Safe Strength	8.513,24 kg
- Pitch Line Velocity	0,57 m/s
- Daya Motor	63,98 hp

Poros Penyangga dan Roll Supporting

1. Poros Penyangga

- Jenis Bahan	<i>Forged or hot-roller steel (30% carbon)</i>
- Diameter	0,15 m
- Panjang Poros	0,53 m
- Berat Poros	28,25 kg
- Tenaga Memutar Kiln	58,41 kW

2. Roll Supporting

- Jenis Bahan	<i>Carbon Steel</i>
- Lebar	0,25 m
- Diameter Luar (d)	0,46 m
- Diameter Dalam (di)	0,44 m
- Berat Roll	17,95 kg

3. Bearing

- Jenis Bahan	<i>Single row deep Groove ball bearing</i>
---------------	--

Sistem Pondasi		
1. Jenis Bahan		Beton tanpa tulang
2. Bentuk		limas terpacung
3. Luas Alas Atas		1 m ²
4. Luas Alas Bawah		36 m ²
5. Tinggi		0,5 m ²
6. Volume Pondasi		111 m ³
7. Jumlah		4 buah

3.6.4 *Burner*

Tabel 3. 22 Spesifikasi *Burner Rotary Kiln*

Spesifikasi <i>Burner Rotary Kiln</i>		
Fungsi		Sumber Panas RK-01
Dimensi Badan Alat Pembakar		
1. Diameter		5,08 cm
2. Diameter Dalam bagian Pangkal		7,62 cm
3. Diameter Pertemuan		2,54 cm
4. Tebal Tabung		11,35 cm
Dimensi Kepala Alat Pembakar		
1. Diameter Lubang		0,3 cm
2. Lubang Api		12 buah
Dimensi <i>Nozzel</i>		
1. Diameter		3,81 cm
2. Lubang Penemprot		0,5 cm
Dimensi Cincin Penatur Udara		
1. Diameter Atas		3,81 cm
2. Diameter Bawah		5,08 cm

3.6.5 *Absorber (AB-01)*

Tabel 3. 23 Spesifikasi *Absorber (AB-01)*

Spesifikasi <i>Absorber (AB-01)</i>		
-------------------------------------	--	--

Fungsi	untuk mengabsorpsi NH_3 dengan menggunakan air proses
Kondisi Operasi	
1. Suhu	30°C
2. Tekanan	1 atm
Tipe	<i>Packed Tower</i>
Tipe Packing	<i>Metal Rashing Ring</i>
Dimensi Alat	
1. Diameter Tower	5,47 m
2. Tinggi Tower	5,38 cm
3. Tinggi <i>Head</i>	0,68 m
4. Diameter <i>Head</i>	5,47 m
5. Tebal <i>Head</i>	0,25 in
6. Volume <i>Head</i>	14,88 m ³
Tinggi Total	6,73 m
Interfacial Area	
1. Gas	0,09 kmol/m ³ .s
2. Liquid	0,001096 kmol/m ³ .s
Height of Gas	0,8854 m
Liquid Transfer Unit	0,0008585 m

3.6.6 Carbonating Tower (R-01)

Tabel 3. 24 Spesifikasi *Carbonating Tower* (R-01)

Spesifikasi <i>Carbonating Tower</i> (R-01)	
Fungsi	untuk proses utama membuat natrium bikarbonat
Kondisi Operasi	
1. Suhu	65°C
2. Tekanan	2 atm
Tipe	<i>Bubble Column</i> Reaktor
Tipe <i>Head</i>	<i>Torispherical</i>

Bahan	<i>Plate Steels SA-240 Grade M Type 316</i>
Dimensi Alat	
1. Diameter Shell	3,90 m
2. Tinggi Shell	7,81 m
3. Tebal Diding Shell	0,3125 in
4. Diameter Dalam Shell	3,947 m
5. Volume <i>Head</i>	5,88 m ³
6. Tinggi <i>Head</i>	0,72 m
7. Tinggi Total	8,53 m
8. Diameter Jacket	158 in
9. Tebal Jacket	0,5 in
<i>Perforated Plate</i>	
1. Luas Oriface	0,0314 cm ²
2. Jumlah Oriface	174.659,40 buah
3. Luas Perforated Plate	9,30 cm ²
Presentase <i>Flooding</i>	80%

BAB IV

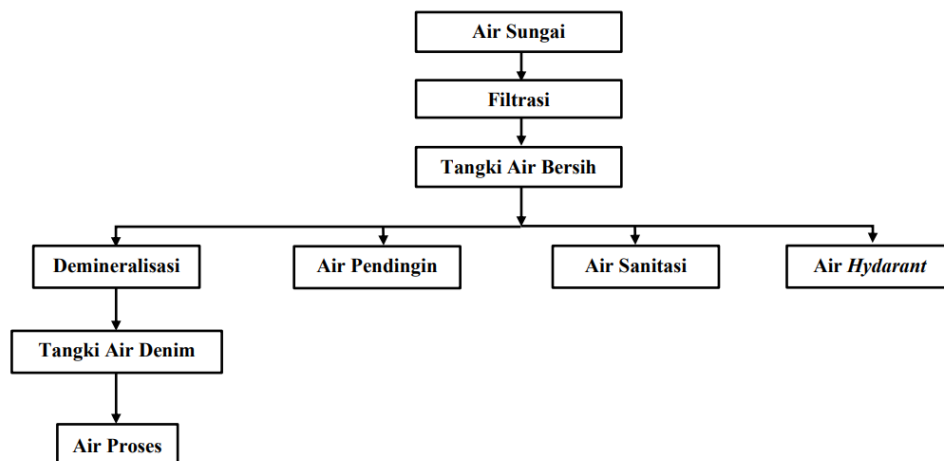
UNIT PENDUKUNG PROSES

Pada sebuah pabrik, utilitas merupakan penyedia bahan baku ataupun tenaga pembantu, oleh karena itu dapat membantu kelancaran proses pabrik tersebut. Unit utilitas berperan penting dalam sebuah pabrik, dimana unit ini akan mensupply seluruh kebutuhan pabrik dari awal hingga akhir proses produksi. Berikut merupakan unit utilitas di pabrik natrium karbonat meliputi:

1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Penyedia Udara Tekan (*Power Air System*)
3. Unit Penyedia Bahan Bakar
4. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
5. Unit Laboratorium
6. Unit Pengolahan Limbah
7. Unit HSE

4.1 Unit Penyedia dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Sebelum air sungai masuk ke bak penampung akan dilakukan penyaringan terlebih dahulu dengan tujuan untuk menghilangkan kotoran-kotoran yang sifatnya makro dengan menggunakan sekat-sekat kayu agar kotoran tidak terikut dan terhalang sebelum masuk ke bak tangki penampungan (*reservoir*). Berikut merupakan diagram alir pengolahan air:



Gambar 4. 1 Diagram Alir Pengolahan Air

1. Penampungan (*Reservoir*)

Bahan baku air yang telah diproses dari desalinasi kemudian akan ditampung di *reservoir*. Dalam tahap ini akan terjadi proses pengendapan kotoran yang kemungkinan masih terbawa pada proses sebelumnya. Pada proses ini tidak dibutuhkan tambahan alat, hal ini disebabkan karena kotoran yang masih terbawa akan terendapkan dengan sendirinya karena adanya gaya gravitasi.

2. Koagulasi

Air yang telah ditampung sebelumnya akan mengalami proses penggumpalan, dimana dalam tahap ini akan dibutuhkan penambahan bahan koagulan yang ditambahkan kedalam air. Koagulan yang umum digunakan yaitu Aluminium Sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) atau tawas. Koagulan yang digunakan merupakan garam yang dibuat dengan perpaduan antara basa lemah dan asam kuat, sehingga air yang bersifat basa akan dengan mudah terhidrolisa. Selain menambahkan koagulan tawas, pemberian koagulan kapur juga dibutuhkan dalam air. Penambahan ini berfungsi dalam memaksimalkan proses flokulasi karena kapur dapat berguna sebagai komponen yang memberi sifat alkalis dalam air sehingga dapat menghilangkan kesadahan karbonat pada air. Sifatnya yang basa inilah yang dapat mempermudah terjadinya penggumpalan. Proses flokulasi berfungsi dalam mengendapkan impuritas yang terdispersi koloid pada air dengan cara menggumpalkannya menggunakan koagulan.

3. Penyaringan (*Sand Filter*)

Setelah sebelumnya air melewati proses filtrasi dengan menggunakan *screen*, lalu akan dilakukan tahap penyaringan kembali. Hal ini dikarenakan air yang dihasilkan dari bak diduga masih mengandung komponen padatan tersuspensi, sehingga akan dilakukan proses filtrasi dengan tujuan untuk memisahkan padatan yang masih terbawa.

4. Desalinasi

Proses ini pertama kali digunakan dalam pengolahan air yang sumber airnya dari air laut dan berada dipinggir pantai dengan tujuan agar memudahkan proses pengambilan air laut. Dalam tahap ini digunakan teknologi *membrane reverse osmosis*.

Pada teknologi ini akan terjadi proses filtrasi dengan ukuran molekul, dimana partikel dengan molekul lebih besar dari molekul air seperti molekul

garam dan lainnya, akan terpisah dan terikat kedalam air buangan (*reject water*). Dari hal itu maka air yang akan masuk ke membran RO harus memenuhi persyaratan seperti kekeruhan harus nol, kadar besi $<0,1$ mg/L, pH harus dijaga agar tidak terjadi pergerakan kalsium dan lainnya. Air baku (air laut) yang berasal dari sekitar atau dekat pantai umumnya masih mengandung padatan tersuspensi, mineral, plankton, dan lain sebagainya, oleh karena itu dibutuhkan pengolahan terlebih dahulu sebelum diproses dengan teknologi RO.

Tahap diawali dengan air yang diambil dari laut menggunakan pompa kemudian akan dialirkan ke penyaringan. Air laut yang mengalami proses penyaringan dengan menggunakan *screen* serta *san filter* berfungsi dalam menghilangkan padatan dan komponen-komponen kecil yang masih ikut terbawa dari laut. Setelah dilakukan proses filtrasi, air akan mengalami tahap desalinasi dengan membran selulosa asetat. Penggunaan teknologi RO ini dapat menurunkan kadar garam air laut hingga kisaran 10.000 ppm menjadi air tawar dengan kandungan garamnya sebesar 100 ppm. Kemudian air akan diproses lebih lanjut. Informasi tentang metode dengan teknologi *Reverse Osmosis* dapat dilihat sebagai berikut:

<i>Driving Force</i>	: <i>Pressure Gradient</i> (gradient tekanan)
<i>Separation Size Range</i>	: < 5 nm
<i>Materials Separated</i>	: <i>Dissolved Salted</i> (garam terlarut)

5. Demineralisasi

Air yang telah melalui tahap filtrasi pada dasarnya sudah terbebas dari kandungan mineral seperti ion kalsium (Ca^{2+}), magnesium (Mg^{2+}), natrium (Na^+), kalium (K^+), besi (Fe^{2+}), aluminium (Al^{3+}), bikarbonat (HCO_3^-), sulfat (SO_4^{2-}), dan klorida (Cl^-). Selanjutnya, air ini dialirkan ke dalam bak penampung air bersih sebelum dipompa menuju unit demineralisasi. Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menghasilkan air yang sesuai sebagai pasokan bagi sistem yang memerlukan air dengan kemurnian tinggi, seperti boiler. Oleh karena itu, keberadaan mineral dalam air harus dihilangkan sepenuhnya. Proses ini dilakukan dengan memanfaatkan alat penukar ion, baik penukar kation maupun penukar anion.

Air pertama akan diumpankan menuju *cation exchanger* dengan tujuan untuk menukar ion-ion positif/kation. Alat ini umumnya dikenal dengan *softener*, dimana didalamnya terdapat resin berjenis *hydrogen-zeolite*. Resin ini yang membuat terjadinya pertukaran kation dengan ion H^+ . Air keluaran dari *cation exchanger* yang sudah mengalami pertukaran memiliki pH yang rendah serta dapat dikatakan sebagai *Free Acid Material* (FMA). Dimana FMA sendiri merupakan salah satu parameter yang berguna untuk melakukan perhitungan kadar kejenuhan resin. Normalnya FMA akan stabil pada 12 ppm, apabila terjadi penurunan berarti resin yang digunakan telah jenuh sehingga diperlukan diregenerasi dengan H_2SO_4 konsentrasi 4%.

Keluaran dari *cation exchanger* akan diumpakan menuju *anion exchanger*. Dimana hal ini bertujuan untuk melakukan pertukaran antara ion-ion negatif (anion) (HCO^3 , SO_4^{2-} , NO^3 , CO^3 , Cl^-) yang terdapat pada air umpan. Dalam proses ini akan dibantu dengan resin berjenis *Weakly Basic Anion exchanger* (WBAE). Ion negatif (anion) akan mengalami pertukaran dengan ion OH^- yang terdapat pada resin, oleh karena itu air akan berikatan dengan OH^- . Komponen silika yang masih terdapat pada air keluaran *anion exchanger* menjadi parameter jika resin telah jenuh (12 ppm). Air keluaran *cation exchanger* dan *anion exchanger* kemudian akan ditampung pada tangki penyimpanan sementara, lalu akan digunakan sebagai air pendingin.

Pemakaian air dalam pabrik agar hemat maka akan diadakan sirkulasi. Berikut adalah kegunaan air dalam pabrik:

- a. Air Sanitasi
- b. Air Pendingin
- c. Air Proses
- d. Air Hydrant

4.1.1 Air Sanitasi

Air sanitasi berguna dalam kebutuhan air minum, memasak, cuci, mandi, dan lain-lain. Secara umum air sanitasi harus memenuhi standar kualitas yang diatur pada Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 32 Tahun 2017.

Tabel 4. 1 Syarat Kualitas Air Sanitasi

No	Parameter	Unit	Standar Baku (Kadar Maks.)
1	Kekeruhan	NTU	25
2	Warna	TCU	50
3	Zat padat terlarut	mg/l	1000
4	Suhu	-	suhu udara 3
5	Rasa	-	tidak berasa
6	Bau	CFU/100 ml	tidak berbau
7	Total coliform	CFU/100 ml	50
8	E. Coli	mg/l	0
9	pH	mg/l	6,5-8,5
10	Besi	mg/l	1
11	Fluorida	mg/l	1,5
12	Kesadahan	mg/l	500
13	Mangan	mg/l	0,5
14	Nitrat	mg/l	10
15	Nitrit	mg/l	1
16	Sianida	mg/l	0,1
17	Detergen	mg/l	0,05
18	Pestisida Total	mg/l	0,1
19	Air Raksa	mg/l	1
20	Arsen	mg/l	0,05
21	Kadmium	mg/l	5
22	Kromium	mg/l	0,05
23	Selenium	mg/l	0,01
24	Seng	mg/l	15
25	Sulfat	mg/l	400
26	Timbal	mg/l	0,05

27	Benzene	mg/l	0,01
28	Zat organik	mg/l	10

Sumber: Kementerian Kesehatan Republik Indonesia, 2017

1. Asumsi kebutuhan air untuk karyawan = 30 L/hari per orang
129 orang = 3,87 m³/hari
2. Keperluan Laboratorium = 20 m³/hari
3. Kebersihan pabrik dan menyiram tanaman = 10 m³/hari
4. Cadangan atau lain sebagainya = 7 m³/hari
(estimasi 20% dari kebutuhan air sanitasi)
- Total kebutuhan air sanitasi = 40,64 m³/hari

4.1.2 Air Pendingin

Untuk kelancaran serta efisiensi kerja dari air pendingin, maka dibutuhkan persyaratan untuk air pendingin dan air proses:

Tabel 4. 2 Syarat Baku Mutu Air Pendingin

Karakteristik	Kadar Maximum (ppm)	
	Air Proses	Air Pendingin
<i>Silica</i>	0,7	50
<i>Aluminium</i>	0,01	-
<i>Iron</i>	0,05	-
<i>Manganese</i>	0,01	-
<i>Calcium</i>	-	200
<i>Sulfate</i>	-	680
<i>Chlorida</i>	-	600
<i>Dissolved Solid</i>	200	1.000
<i>Suspended Solid</i>	0,5	5.000
<i>Hardness</i>	0,07	850
<i>Alkalinity</i>	40	500

Air pendingin digunakan untuk media pendingin dalam *heat exchanger*, jaket pada *carbonating tower*, dan jaket pada *reactor CSTR*. Penggunaan jenis air pasti

dibutuhkan, karena memiliki banyak kelebihan jika dibandingkan dengan media pendingin lain. Berikut merupakan pertimbangan pemilihan air pendingin sebagai media pendingin:

- Air termasuk materi yang mudah diperoleh pada jumlah besar
- Dapat menyerap panas dalam jumlah besar
- Kemudahan dalam pengaturan serta pengolahan
- Tidak dapat terdekomposisi

Hal yang perlu diperhatikan dalam media air pendingin:

- Pada logam besi, air dapat menyebabkan terjadinya korosi
- Air mempunyai kesadahan yang dapat menyebabkan kerak

Tabel 4. 3 Jumlah Kebutuhan Air Pendingin

No.	Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
1.	HE-01	362.516,66
2.	HE-04	264.175,87
3.	HE-05	1.595.009,36
4.	<i>Carbonating Tower</i>	30.232.668,80
5.	R-02	4.596,57
Total		32.458.967,26

Jumlah kebutuhan air pendingin = 32.458.967,26 kg/jam

Kebutuhan total = 32.458,97 m³/jam

= 779.015,21 m³/hari

Diperkirakan terjadi penguapan air pendingin sebesar 20%

Kebutuhan *make up* = 155.803,04 m³/hari

Total kebutuhan air pendingin = 934.818,26 m³/hari

4.1.3 Air Proses

Air proses merupakan air yang diperlukan untuk kebutuhan proses operasi dalam pembuatan natrium karbonat. Air proses berasal dari sungai Bengawan Solo. Sumber air

yang dekat, maka dapat menghemat energi, air yang berasal dari sungai juga mempunyai kontinuitas yang relative tinggi, sehingga kekurangan air dapat terhindar. Sumber air yang digunakan juga dipilih air tawar karena pengolahannya yang relative lebih murah dan sederhana. Berikut merupakan kebutuhan air proses dalam proses produksi natrium karbonat:

Tabel 4. 4 Kebutuhan Air Proses

No.	Nama Alat	Air (kg/jam)	Air (lb/jam)
1	<i>Mixer</i> (M-01)	20.210,32	44.555,67
2	<i>Absorber</i> (AB-01)	17.339,54	38.226,75
3	RDVF (RD-01)	5.283,52	11.648,05
4	CSTR (R-02)	17.779,64	39.196,99
Total		60.613,02	133.627,46

Massa air proses = 60.613,02 kg/jam

Maka kebutuhan = 60,61 m³/jam

= 1.454,71 m³/hari

4.1.4 Air Hydrant

Air *hydrant* merupakan air yang berfungsi untuk air pemadam kebakaran. Air *hydrant* sangat dibutuhkan saat terjadi kebakaran pada salah satu bagian pabrik. Pada prakteknya, air *hydrant* disalurkan melalui pipa air *hydrant* yang terhubung dengan saluran yang melintas seluruh lokasi pabrik. Pipa-pipa air *hydrant* dipersiapkan pada lokasi strategis dengan tujuan agar memudahkan penjangkauan ke seluruh lokasi pabrik. Berdasarkan Badan Standarisasi Nasional (2001) SNI 03-6570-2001 tangki penyimpanan air *hydrant* mempunyai kapasitas penyimpanan efektif yang mampu memasok air pada laju nominal standar 18,925 Liter/menit dengan waktu tidak kurang dari 30 menit. Maka volume tangki penyimpanan minimum sebesar:

Q = 18,925 L/menit

= 18,93 m³

t = 30 menit

$$\begin{aligned}
 V &= Q.t \\
 &= 567,75 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menurut Badan Standarisasi Nasional (2000) dalam SNI 03-1735-2000 untuk menentukan jumlah *Hydrant* yang tersedia di pabrik harus memenuhi hal kriteria dalam 1000 m² pertama jumlah *Hydrant* harus 2 buah dan 1000 m² selanjutnya berjumlah 1 buah. Dengan total luas tanah kita 5498 maka *Hydrant* yang ada di pabrik ini berjumlah 6 buah.

4.1.5 Kebutuhan Air Total

Kebutuhan air total dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 4. 5 Kebutuhan Air Total

No	Keterangan	Kebutuhan (m ³ /hari)
1	Air Sanitasi	40,64
2	Air Proses	1.454,71
3	Air Pendingin	934.818,26
4	Air Hydrant	567,75
Total		936.881,36

Sehingga, kebutuhan total untuk seluruh air dalam unit penyedia air dan pengolahan air di proses natrium karbonat.

4.2 Unit Penyedia Udara Tekan (*Power Air System*)

Udara tekan digunakan untuk mengubah energi dengan cara memampatkan udara dari lingkungan sekitar menggunakan sistem pneumatik. Dalam konteks udara instrumentasi, peran udara tekan sangat penting, khususnya untuk mengoperasikan katup pada area yang berisiko tinggi, seperti lokasi dengan suhu ekstrem, keberadaan bahan kimia berbahaya, atau tegangan listrik yang tinggi, menggerakkan valve (*control valve*). Pemanfaatan udara tekan juga membantu mengurangi beban kerja operator dan mempercepat proses operasional secara keseluruhan.

Udara yang ingin digunakan akan didapatkan dengan menggunakan alat kompresor. Kompresor merupakan alat yang berfungsi dalam melakukan pengaturan besar kecilnya tekanan yang dihasilkan. Udara tekan yang dihasilkan melalui kompresor memiliki sejumlah keunggulan dibandingkan sistem berbasis tenaga listrik maupun hidrolik.

Beberapa kelebihan tersebut antara lain adalah desain mesin yang lebih sederhana, kemudahan dalam proses perawatan dan inspeksi peralatan, serta biaya investasi yang relatif lebih rendah. Selain itu, potensi kebocoran udara tidak menimbulkan risiko bahaya maupun dampak pencemaran lingkungan. Sistem udara tekan umumnya terdiri dari beberapa komponen utama sebagai berikut:

1. Filter Udara Masuk (FI)

Mencegah debu yang menyebabkan lengketnya *valve* masuk kompresor.

2. Pendingin Antar Tahap (C)

Menggunakan air pendingin untuk menurunkan suhu udara sebelum masuk ke tahap berikutnya untuk meringankan kerja alat kompresor.

3. *After-Cooler* (AC)

Berfungsi dalam menurunkan suhu dalam alat penukar panas sehingga kadar air dalam udara dapat berkurang.

4. Pengering Udara (D)

Untuk menghilangkan sisa kelembapan yang masih terdapat setelah melewati *after-cooler*, digunakan adsorben seperti silika gel, karbon aktif, pengering refrigeran, atau panas dari kompresor itu sendiri. Hal ini penting karena udara tekan yang digunakan untuk instrumen dan peralatan pneumatik harus memiliki kadar air yang sangat rendah agar tidak mengganggu kinerja sistem.

Traps Pengeluaran Kadar Air (T)

5. Traps Pengeluaran Kadar Air (T)

Traps pengeluaran kadar air berfungsi untuk membuang kadar air pada udara tekan.

4.3 Unit Penyedia Listrik

Seluruh tenaga listrik yang diperlukan oleh Pabrik ini berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan *generator set* (Genset). Jika terjadi gangguan listrik oleh PLN, dimana proses produksi pada Pabrik Natrium Karbonat berjalan secara *continue* maka diadakan generator sebagai sumber cadangan listrik. Tipe generator yang digunakan adalah generator bolak balik (AC) berjenis 3 *phase*. Pemilihan generator tipe ini karena listrik yang dihasilkan cukup besar dan tegangan yang dapat dinaikkan atau diturunkan dengan trafo sesuai kebutuhan, tegangan listrik stabil, kemampuan daya besar, dan harga

motor 3 *phase* harganya relative lebih murah. Distribusi pemakaian listrik untuk memenuhi kebutuhan pabrik sebagai berikut:

1. Untuk kebutuhan proses dan keperluan pengolahan air
2. Untuk kebutuhan penerangan dan *air conditioner* (AC)
3. Untuk kebutuhan laboratorium dan instrumentasi

4.3.1 Kebutuhan Listrik Untuk Proses

Tabel 4. 6 Data Jumlah Kebutuhan Listrik Proses

Alat	HP	Jumlah	Total HP
Pompa NH ₄ OH	5	1	5
Pompa NaHCO ₃ + NH ₄ Cl	5	1	5
Pompa CaCl ₂ + H ₂ O	5	1	5
Pompa NaCl	5	1	5
<i>Mixer</i>	1,93	1	1,93
Conveyor	3,95	1	3,95
<i>Bucket elevator</i>	7	1	7
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	34,23	1	34,23
<i>Screw Conveyor</i>	3,95	1	3,95
<i>Rotary Kiln</i>	86,5	1	86,5
<i>Cooling Conveyor</i>	3	1	3
<i>Ball Mill</i>	306,08	1	306,08
Conveyor	3,95	1	3,95
Tangki CSTR	13,7	1	13,7
Pompa menuju Flash Separator	5	1	5
Blower	18,38	1	18,38
Tangki CSTR	13,7	1	13,7
Pompa Ca(OH) ₂	5	1	5
<i>Grate cooler</i>	3	1	3
Blower	18,38	1	18,38
<i>Rotary Kiln</i>	86,5	1	86,5
Conveyor	3,95	1	3,95

<i>Jaw Crusher</i>	28,97	1	28,97
Conveyor	3,95	1	3,95
<i>Hammer Mill</i>	65,61	1	65,61
Conveyor	3,95	1	3,95
Total		26	740,68

$$1 \text{ Hp} = 745,70 \text{ Watt}$$

$$= 0,7457 \text{ kW}$$

$$\text{Kebutuhan listrik untuk proses industry} = 552,33 \text{ kWh}$$

4.3.2 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Tabel 4. 7 Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Alat	HP	Jumlah	Total HP
Pompa air sungai	16,38	1	16,38
Pompa bak penampung air sanitasi	4	1	4
Pompa bak penampung air proses	4	1	4
Pompa bak air pendingin	4,5	1	4,5
Pompa air limbah	4,5	1	4,5
Pompa menuju IPAL	4	1	4
Pompa bahan bakar	4	1	4
Kompresor udara tekan	15,6	1	15,6
Total		10	56,98

$$\text{Kebutuhan listrik untuk proses industri} = 42,29 \text{ kWh}$$

4.3.3 Kebutuhan Listrik Untuk Penerangan

Estimasi untuk besarnya tenaga listrik yang diperlukan untuk penerangan dapat diketahui dengan menggunakan konsep *Luminous Efficiency*, dimana tenaga radiasi cahaya yang dikeluarkan oleh lampu dalam bentuk lumen. Keperluan pencahayaan per luas area dapat ditentukan dengan cara berikut:

$$\text{Lumen} = \text{Area} \times \text{Lux}$$

Area = Luas daerah yang memerlukan pencahayaan (m^2)

Lux = Kebutuhan energi cahaya per satuan luas (lumen/m^2)

Tingkat iluminasi (lux) yang dibutuhkan bervariasi tergantung pada jenis dan fungsi area yang akan diterangi. Pada perancangan ini, digunakan standar nilai lux yang diacu dari *Lighting Handbook* terbitan Zumtobel Lighting GmbH sebagai pedoman.

Nilai lux memiliki nilai berbeda sesuai area yang akan diberi penerangan, dimana nilai lux sesuai SNI 03-6197-2000 (Badan Standardisasi Nasional, 2000). Berdasarkan standar tersebut, estimasi kebutuhan lumen dihitung dan disajikan dalam perhitungan berikut.

Tabel 4. 8 Data Jumlah Kebutuhan Listrik

Daerah	Ukuran			Luas (m^2)	Tingkat	
	Panjang		Lebar		Pencahayaan (Lux)	Lumen
Kantor logistik	10	x	10	100	300	30.000
Kantor produksi	10	x	10	100	300	30.000
Perpustakaan	7	x	10	70	100	7.000
Unit <i>packing</i>	15	x	15	225	200	45.000
Pembangkit listrik	15	x	10	150	200	30.000
Mushola	6	x	8	48	100	4.800
Poliklinik	8	x	8	64	200	12.800
Ruang kontrol	5	x	5	25	100	2.500
Ruang proses	34	x	20	680	150	101.963,35
Ruang teknisi	8	x	10	80	100	8.000
<i>K-3 & Fire Safety</i>	7	x	13	91	200	18.200
Kantin dan koperasi	10	x	15	150	200	30.000
Laboratorium	15	x	15	225	300	67.500
Gudang bahan baku	24	x	24	552	100	55.182,71
Gudang produk	10	x	15	144	100	14.373,60
Pos keamanan	4	x	5	20	50	1.000
Tempat parkir	10	x	20	200	50	10.000

Unit utilitas	20	x	20	400	150	60.000
Unit pengolahan air	10	x	8	80	150	12.000
Daerah perluasan	35	x	35	1,225	100	30.000
Total				4.628,32	3.150	540.319,66

Dalam ruangan akan menggunakan jenis lampu yang dari brand Philips 14 watt, sedangkan untuk luar ruangan menggunakan 18 watt. Sehingga dapat dihitung kebutuhan total lampu yang digunakan serta daya penerangan lampu:

- Lumen di ruang indoor = 1500
- Jumlah lampu ruangan indoor = $457.320 / 1500$
= 305 lampu
- Lumen di ruang outdoor = 2000
- Jumlah lampu ruangan outdoor = $205.500 / 2000$
= 103 lampu
- Total daya = $(14 \text{ watt} \times 305) + (18 \text{ watt} \times 103)$
= 6.117,8 watt
= 6,12 kWh

Direncanakan penggunaan listrik untuk lampu:

- Lampu 14 watt = 24 jam/hari
- Lampu 18 watt = 13 jam/hari

Maka, total penggunaan listrik untuk penerangan sebesar 126,48 kWh

4.3.4 Kebutuhan Listrik Untuk *Air Conditioner* (AC)

Tabel 4. 9 Kebutuhan Listrik Untuk AC

Bangunan	Luas (m ²)
Ruang kontrol	25
<i>K-3 & Fire Safety</i>	91
Kantor	200
Poliklinik	64
Laboratorium	225
Mushola	48

Total	653
-------	-----

Direncanakan akan menggunakan *air conditioner* (AC) inverter, dimana AC 1 PK membutuhkan daya sebesar 520 watt. Luas area yang membutuhkan AC sebesar 653 m², jika sebuah AC diperkirakan dapat memenuhi kebutuhan ruangan 7 x 7 m². Sehingga dibutuhkan AC sebanyak:

- Daya AC 1 PK = 520 watt
- Jumlah AC yang dibutuhkan = $520 \text{ m}^2 / (7 \text{ m}^2 \times 7 \text{ m}^2)$
= 13,33 buah atau 13 buah AC
- Kebutuhan listrik AC = 520 watt x 13 buah
= 6.929,80 watt
= 6,93 kWh

4.3.5 Kebutuhan Listrik Total

Kebutuhan listrik total = keperluan pengolahan + keperluan utilitas + keperluan penerangan +
keperluan *air conditioner*
= 607,86 kwh

4.3.6 Generator Set

Direncanakan akan menggunakan AC Generator 3 phases dengan efisiensi sebesar 80%.

Efisiensi generator = 80%

Supply listrik untuk kebutuhan proses serta utilitas didapatkan dari *generator set*. Kebutuhan keseluruhan untuk kebutuhan proses serta utilitas sebesar 608,86 kWh. Untuk keamana dalam penyediaan, maka ditambah 10% dari total kebutuhan.

Kebutuhan listrik = 608,86 watt x 110%
= 668,65 kWh

Kapasitas generator total = 668,65/80%

$$= 835,81 \text{ kWh}$$

Digunakan generator iwata dengan kapasitas sebesar 1.200 kWh dan bahan bakar berupa solar, sehingga:

$$\text{Jumlah generator} = 835,81 \text{ kWh} / 1200 \text{ kWh}$$

$$= 0,7 \text{ buah}$$

$$= 1 \text{ buah}$$

$$1 \text{ kW} = 56,87 \text{ Btu/menit}$$

$$Q_{\text{generator}} = \text{kapasitas generator total} \times 1 \text{ kW}$$

$$= 47.532,58 \text{ Btu/menit}$$

$$\text{Heating value (hv) solar} = 19440 \text{ Btu/lb}$$

Maka kebutuhan bahan bakar generator

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = Q_{\text{generator}} \times hv$$

$$= 2,45 \text{ lb/menit}$$

$$= 146,71 \text{ lb/jam}$$

$$= 66,46 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Berat jenis bahan bakar} = 869,10 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,8691 \text{ kg/L}$$

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \text{kebutuhan bahan bakar} / \text{berat jenis bahan}$$

$$= 76,47 \text{ L/jam}$$

$$= 1.835,21 \text{ L/hari}$$

Tabel 4. 10 Spesifikasi AC Generator

Spesifikasi AC Generator 3 Phases	
Fungsi	= Pembangkit Tenaga Listrik
Kapasitas	= 835,81 kWh
Power faktor	= 80%
Bahan bakar	= Solar
Jumlah bahan bakar	= 1.835,21 L/hari
Jumlah	= 1 buah

4.4 Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar utama yang digunakan dalam pabrik natrium karbonat (Na_2CO_3) yaitu batu bara yang diperoleh dari PT Kaltim Prima Coal (KPC). Batubara akan ditampung di *stockpile* dengan jenis batubara *bituminous*. Penggunaan batubara berguna dalam pembakaran batu kapur (CaCO_3) yang kemudian akan menghasilkan gas CO_2 dan solid CaO pada *rotary kiln*. Dimana CO_2 akan digunakan untuk tahap utama yaitu proses produksi natrium karbonat, sedangkan CaO akan masuk ke tahap *recovery* dan menghasilkan produk samping berupa kalsium klorida (CaCl_2).

4.5 Unit Laboratorium

Laboratorium termasuk bagian penting sebagai penunjang kelancaran proses produksi serta menjaga kualitas produksi. Dengan adanya data dari laboratorium maka proses dapat dipantau serta dikendalikan dan kualitas produk dapat dijaga agar sesuai spesifikasi yang diinginkan. Selain itu laboratorium juga memiliki peran penting dalam pengendalian pencemaran lingkungan. Laboratorium memiliki tugas pokok diantaranya:

1. Pengendalian kualitas bahan baku dan pengendalian kualitas produk.
2. Pengendalian pada proses produksi dengan melaksanakan analisis pada pencemaran lingkungan seperti polusi udara, limbah cair, serta limbah padat yang dihasilkan dari proses produksi.
3. Pengendalian mutu air proses, air pendingin, dan lain-lain yang berkaitan dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan tugasnya selama 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non-shift*.

a. Kelompok *Non-Shift*

Kelompok ini memiliki tugas analisa khusus, dimana akan melakukan analisa yang bersifat tidak rutin serta menyediakan *reagen* kimia yang dibutuhkan oleh laboratorium. Untuk membantu kelancaran kinerja kelompok *shift*, dimana kelompok ini memiliki tugas di laboratorium seperti:

- Menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
- Melakukan analisa bahan buangan yang menyebabkan polusi
- Melakukan percobaan atau penelitian dengan tujuan untuk membantu kelancaran produksi

b. Kelompok *Shift*

Kelompok ini bertugas untuk melakukan pemantauan serta analisa rutin pada proses produksi. Untuk melaksanakan tugasnya, kelompok ini akan terbagi menjadi beberapa *shift* dengan kata lain dengan sistem bergilir, dimana selama 24 jam akan terbagi menjadi 3 *shift* dalam 4 regu kerja dan tiap *shift* bekerja selama 8 jam.

Pada pelaksanaannya, bagian laboratorium dikelompokkan menjadi:

a. Laboratorium Fisika

Bertugas untuk melakukan pengujian yang sifatnya fisik bahan baku ataupun produk, seperti:

- Uji ukuran partikel
Berfungsi dalam menentukan ukuran patikel NaCl , CaCO_3 , dan produk akhir berupa Na_2CO_3 .
- Uji kelembaban (*moistur content*)
Berfungsi dalam mengetahui kadar air pada bahan baku padat.
- Uji densitas curah (*bulk density*)
Berfungsi untuk menentukan kepadatan dari bahan baku padat, dimana ini berperan penting pada penyimpanan dan pengemasan.

b. Laboratorium Analitik

Memiliki fokus dalam pengujian komposisi kimia, baik secara kualitatif ataupun kuantitatif, dimana ini akan berguna dalam memastikan produk akhir telah memenuhi standar yang diinginkan.

- Kemurniaan (*purity*)
 - Dilakukan dengan titrasi asam-basa, dimana produk memiliki sifat basa akan dititrasi dengan larutan asam standar (HCl). Dengan mengetahui volume serta konsentrasi asam yang dibutuhkan, kadar Na_2CO_3 pada sampel dapat diketahui
 - Analisa gravimetri, dimana metode ini akan melibatkan pengendapan analit (Na_2CO_3 atau impuritas) pada bentuk senyawa yang diketahui, lalu endapan akan ditimbang
- Kadar air

Jika kadar air tinggi dapat berpengaruh terhadap kemurnian produk, secara umum akan diuji dengan mengeringkan sampel dan menghitung penurunan beratnya.
- Kadar ammonia (NH_3) pada proses *recycle*

Berfungsi dalam memastikan efisiensi daur ulang ammonia, jika kadarnya terlalu rendah maka ada indikasi kehilangan atau masalah pada unit regresi dan mengontrol konsentrasi ammonia karena jika konsentrasi terlalu rendah dapat memperlambat reaksi. Pengujian dilakukan dengan titrasi asam-basa dimana gas akan diserap oleh larutan asam standar (HCl) lalu kelebihan asam yang tidak bereaksi akan dititrasi balik dengan larutan basa standar (seperti NaOH) dengan indikator yang pH nya sesuai, sehingga dari jumlah asam yang bereaksi kadar NH_3 dapat diketahui
- Kadar klorida (Cl^-)

Dalam proses *solvay* dihasilkan produk samping berupa CaCl_2 , sehingga perlu diketahui kemurniannya (*purity*) yang dapat dilakukan dengan mengukur kadar Cl^- , karena tiap molekul CaCl_2 mengandung dua ion klorida (Cl^-) dimana dengan mengukur konsentrasi Cl^- dengan akurat dapat mengetahui konsentrasi CaCl_2 pada larutan. Untuk pengujian dilakukan dengan titrasi argentometri (metode mohl), dimana prinsipnya bekerja berdasarkan reaksi pengendapan antara ion perak (Ag^+) dari larutan standar

perak nitrat (AgNO_3) dengan ion klorida (Cl^-) pada sampel, membentuk endapan perak klorida (AgCl) yang tidak larut, kemudian akan mengalami perubahan warna menjadi kuning kemerahan sehingga titrasi perlu dihentikan.

c. **Laboratorium Penelitian dan Pengembangan**

Memiliki peran penting untuk meningkatkan efisiensi produksi, pengembangan produk, serta pemanfaatan limbah yang dihasilkan selama proses produksi Na_2CO_3 berlangsung. Melalui penelitian dan pengembangan yang saling berkesinambungan, Laboratorium R&D tidak hanya membantu perusahaan mengurangi biaya operasional yang signifikan dari unit utilitas. Selain itu juga berkontribusi terhadap pencapaian tujuan berkelanjutan dan jejak karbon yang lebih rendah dalam produksi natrium karbonat (Na_2CO_3).

4.6 Unit Pengolahan Limbah

Pada unit ini termasuk salah satu unit yang harus ada disediakan oleh pabrik.

Limbah yang dihasilkan dari pabrik natrium karbonat yaitu:

1. **Limbah Padat**

Limbah yang dihasilkan dengan proses solvay sebagian besar berasal dari tahap kalsinasi batu kapur dan lumpur hasil pengolahan limbah cair.

- a. Abu yang dihasilkan dari proses pembakaran batubara atau bahan bakar, maka abu (termasuk *fly ash* dan *bottom ash*) akan menjadi limbah padat utama. Secara umum komposisi abu mengandung oksida silikon, aluminium, besi, dan kalsium.
- b. Padatan yang dihasilkan dari proses filtrasi berupa endapan atau padatan yang akan terakumulasi dalam berbagai tahap filtrasi pada proses produksi seperti filtrasi NaHCO_3 . Dimana kandungannya dapat berupa endapan NaHCO_3 yang tidak murni atau impuritas lain yang terpisah sebagai padatan.

Pengolahan limbah padat dapat dilakukan dengan beberapa cara, diantara lain:

- a. Untuk limbah padat yang tidak dapat dimanfaatkan kembali maka dapat dilakukan penimbunan untuk mencegah pencemaran lingkungan, akan tetapi abu juga dapat dimanfaatkan sebagai bahan campuran pada industri konstruksi sebagai bahan pengisi.

- b. Padatan basah (lumpur filtrasi) dapat dilakukan dengan pemisahan air dengan *centrifuge* sehingga dapat mengurangi volume limbah dan membuat limbah lebih mudah untuk ditangani.

2. Limbah Cair

- a. Air yang dihasilkan dari sistem pendingin (*blowdown*) secara berkala dibuang dengan tujuan untuk mencegah terjadinya penumpukan padatan terlarut (seperti mineral dan garam) yang dapat mengurangi efisiensi perpindahan panas serta menyebabkan korosi pada alat proses.
- b. Limbah yang dihasilkan dari pembersihan dan pencucian alat seperti tangki, pipa, dan lainnya. Kandungan dalam limbah ini bervariasi tergantung residu yang dibersihkan, dapat berupa sisa bahan kimia proses ataupun kotoran fisik.

Pengolahan limbah cair dapat dilakukan dengan beberapa cara, di antara lain:

- a. Dengan netralisasi, dimana pH akan diatur agar limbah yang akan dibuang ke perairan berada pada rentang yang aman (pH 6 – 9), umumnya melibatkan penambahan asam atau basa.
- b. Dapat dilakukan sedimentasi yaitu membiarkan padatan tersuspensi pada limbah mengendap secara gravitasi pada tangki pengendap.
- c. Dengan proses filtrasi, dimana ini bertujuan untuk menghilangkan partikel padatan yang lebih halus yang tidak dapat mengendap.

3. Limbah B3 (Bahan Berbahaya dan Beracun)

Jumlah limbah B3 dalam proses solvay pada produksi natrium karbonat relatif lebih kecil jika dibandingkan dengan limbah padat dan cair

- a. Limbah laboratorium seperti sisa-sisa reagen kimia yang dihasilkan dari proses analisis seperti basa kuat, pelarut organik, sampel yang telah digunakan atau peralatan yang telah terkontaminasi.
- b. Oli bekas dan pelumas yang umumnya dihasilkan dari proses *maintenance* dan penggantian oli pada mesin, pompa, serta alat mekanis yang terdapat dalam pabrik.
- c. Ammonia yang dihasilkan, walaupun pada proses ini sebagian besar ammonia akan didaur ulang, tetapi kebocoran ataupun emisi dapat terjadi

baik ke udara ataupun air. Jika konsentrasi tinggi maka dapat digolongkan sebagai limbah B3 karena sifatnya yang korosif dan *toxic*.

Pengolahan limbah B3 harus mengikuti peraturan lingkungan yang ketat dan umumnya akan melibatkan pihak ketiga yang berlisensi

- a. Melakukan identifikasi dan klasifikasi dengan benar berdasarkan sifat bahayanya seperti mudah terbakar, korosif, reaktif, dan *toxic*. Untuk limbah organik yang tidak dapat di daur ulang dapat dilakukan insinerasi, dimana akan dilakukan pada suhu tinggi sehingga dapat menghancurkan komponen berbahaya.
- b. Limbah B3 harus dikumpulkan dan disimpan secara terpisah pada tempat khusus yang aman, berlabel sesuai dengan karakteristiknya.
- c. Limbah B3 tidak dapat langsung dibuang ke lingkungan, maka dapat dilakukan dengan melibatkan pihak ketiga yang berlisensi ke fasilitas pengolahan atau pemusnahan yang juga berlisensi.

4.7 Unit *Health, Safety, and Environment* (HSE)

HSE berperan penting dalam proses produksi natrium karbonat, baik dari aspek kesehatan, keselamatan kerja, dan lingkungan. Jika terjadi kegagalan atau pengelolaan yang buruk dalam unit ini maka akan menimbulkan resiko besar pada keselamatan pekerja, kesehatan, dan lingkungan, sehingga dapat mengganggu proses produksi.

1. Kesehatan (*Health*)

Berkaitan dengan menjaga kesejahteraan pekerja yang terlibat dengan operasi dan pemeliharaan dalam proses produksi.

- Kualitas air: memastikan air proses serta air yang digunakan oleh para pekerja bebas dari kontaminan berbahaya dengan memantau kualitas air secara rutin agar dapat mencegah penyakit akibat air.
- Kualitas udara: mengelola emisi dari pembakaran bahan bakar dari kiln yang kemudian akan menghasilkan uap. Unit HSE harus memastikan bahwa emisi gas yang tidak sengaja terbuang ke lingkungan berada pada ambang batas aman untuk kualitas udara sekitar dan pernapasan pekerja.

- Paparan kimia: mengontrol paparan pekerja terhadap bahan kimia yang digunakan dalam pengolahan air. HSE memberikan prosedur penanganan yang aman menyediakan alat pelindung diri (APD)

2. Keselamatan (*Safety*)

Aspek ini memiliki tujuan untuk mencegah kecelakaan, cedera, dan insiden yang dapat membahayakan yang berkaitan dengan pengoperasian peralatan proses.

- Tekanan tinggi: berpotensi membahayakan karena dapat mengakibatkan ledakan apabila tidak dilakukan pengelolaan dengan benar. HSE harus memastikan bahwa seluruh yang terlibat sudah sesuai dengan prosedur pengoperasian standar (SOP), melakukan inspeksi berkala, pengujian tekanan, dan pelatihan keselamatan yang ketat.
- Suhu tinggi: uap atau air panas dapat menyebabkan luka bakar, oleh karena itu HSE harus memberi label peringatan dan prosedur untuk menangani cairan ataupun gas dengan suhu tinggi.
- Bahaya listrik: fasilitas seperti gardu atau kabel dapat memberi risiko sengatan listrik dan kebakaran, oleh sebab itu unit HSE harus memastikan bahwa pemasangan telah sesuai standar, prosedur *lockout/tagout* (LOTO) untuk pemeliharaan, dan pelatihan keamanan listrik.

3. Lingkungan (*Environment*)

Bagian ini memiliki fokus utama dalam meminimalisir dampak operasi utilitas pada ekosistem.

- Pengelolaan limbah padat: abu pembakaran bahan bakar termasuk limbah padat yang harus dikelola dengan benar, baik dengan pemanfaatan kembali (untuk campuran konstruksi) atau dengan penimbunan yang aman untuk mencegah pencemaran tanah dan air tanah.
- Pengelolaan bahan kimia: memastikan bahan kimia yang digunakan untuk pengolahan air disimpan, ditangani, dan dibuang dengan benar dengan tujuan untuk mencegah tumpahan atau pelepasan ke lingkungan.

BAB V

MANAJEMEN PERUSAHAAN

Manajemen, bentuk, dan struktur organisasi perusahaan berperan penting dalam tahap awal pendirian suatu usaha. Keberhasilan suatu perusahaan dalam mencapai tujuannya sangat bergantung pada efektivitas manajemen, jenis badan usaha yang dipilih, serta struktur internal yang diterapkan. Selain itu, perhatian terhadap kesejahteraan sumber daya manusia juga menjadi faktor penunjang keberlanjutan operasional. Penentuan bentuk kepemilikan usaha merupakan keputusan strategis yang harus dilakukan sejak awal, karena pilihan ini akan memengaruhi arah operasional dan tanggung jawab hukum perusahaan.

5.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan dalam pabrik natrium karbonat, direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan persekutuan dalam mendirikan perusahaan dengan modal yang diperoleh berasal dari penjualan saham, dimana pemegang saham akan bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki. Kepemilikan perusahaan dihitung berdasarkan kepemilikan saham atau sero. Berikut adalah dasar pertimbangan dari perusahaan ini yaitu:

1. Mudah memperoleh modal, dengan cara menjual saham perusahaan ke investor, baik individu ataupun institusi.
2. Pertumbuhan dan perluasan usaha dapat dilakukan dengan menawarkan kepemilikan saham ke publik, sehingga dapat memperbesar kapasitas dan skala operasional.
3. Pemegang saham hanya bertanggung jawab sebesar modal yang ditanamkan, sementara operasional dan kelancaran proses produksi sepenuhnya dijalankan oleh manajemen perusahaan.
4. Pemilik saham mempunyai wewenang untuk menentukan dewan direksi melalui rapat umum, sehingga dapat memilih atau menunjuk individu yang kompeten dan berpengalaman dalam memimpin perusahaan.
5. Keberlanjutan operasional perusahaan akan cenderung stabil dikarenakan tidak bergantung pada individu tertentu, baik dari kalangan pemegang saham, direksi, ataupun karyawan.

5.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan representasi visual yang menunjukkan bentuk organisasi, pembagian departemen, posisi-posisi yang ada, serta jenis kewenangan yang dimiliki oleh setiap pejabat dalam perusahaan. Di dalamnya juga tergambar pembagian bidang kerja, hubungan antarbagian, garis komando, tanggung jawab masing-masing jabatan, rentang pengawasan, serta pola kepemimpinan yang diterapkan. Secara umum dapat diartikan sebagai sebuah system formal yang dirancang untuk membagi, mengelompokkan, dan mengoordinasikan berbagai tugas dan tanggung jawab pada lingkungan kerja, dengan tujuan untuk mencapai efisiensi dan efektivitas operasional organisasi secara keseluruhan (Juru & Gorda, 2020).

Macam-macam struktur organisasi, antara lain:

1. Struktur organisasi lini

Termasuk bentuk organisasi paling sederhana, di mana alur komando berjalan secara vertikal dari atas ke bawah. Terdapat tiga fungsi utama yang dijalankan yaitu produksi, pemasaran, dan keuangan, dimana setiap individu melapor hanya kepada satu atasan, sehingga dapat tercipta kesatuan arah dan tanggung jawab yang jelas.

2. Struktur organisasi fungsional

Pada tipe ini, otoritas terbagi berdasarkan keahlian. Manajemen puncak dapat memberikan wewenang khusus kepada staff ahli untuk mengarahkan unit-unit kerja dalam hal yang sesuai dengan bidang keahliannya.

3. Struktur *line* dan *staff*

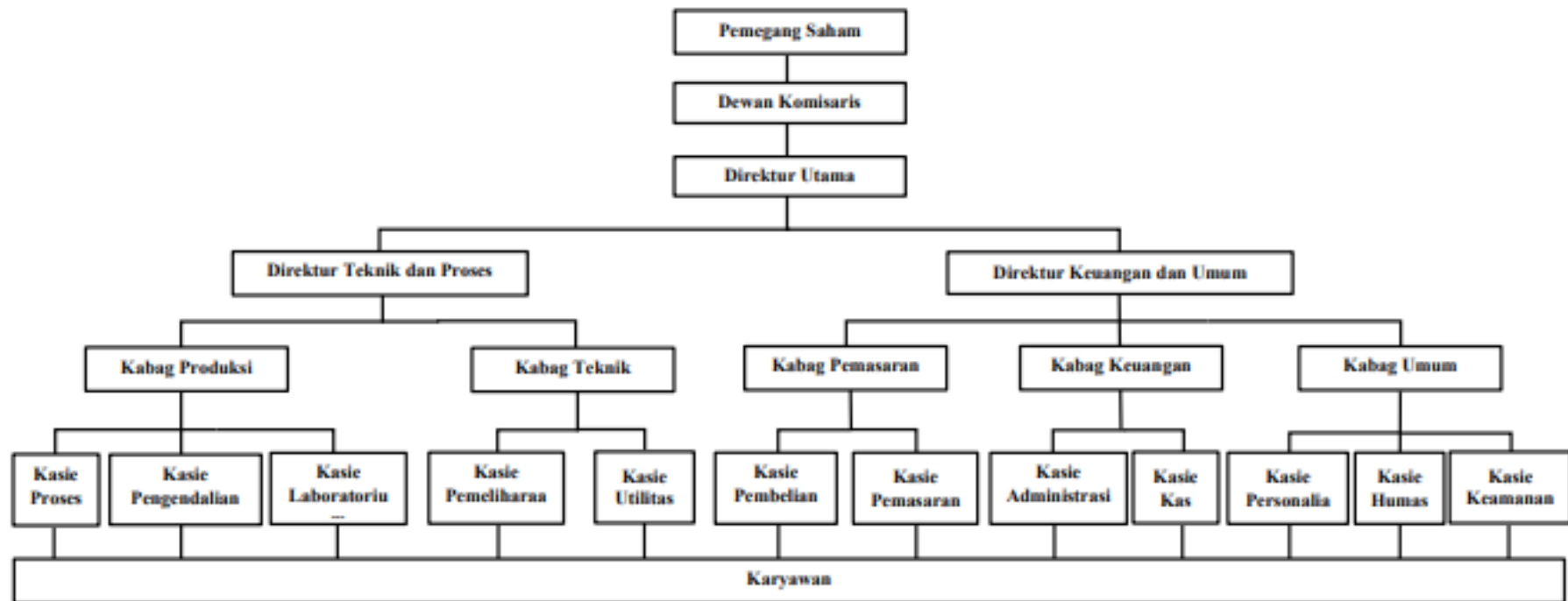
Dengan menggabungkan sistem lini dan penambahan staff pendukung. Staff memiliki peran memberi masukan, saran, atau layanan teknis kepada bagian lini, dengan tujuan untuk meningkatkan efisiensi dalam pencapaian tujuan organisasi.

Melihat dari berbagai struktur organisasi, bentuk *line* dan *staff* dinilai paling sesuai untuk diterapkan di pabrik natrium karbonat. Model ini menyederhanakan garis komando dengan memastikan bahwa setiap karyawan hanya bertanggung jawab kepada satu atasan langsung, sehingga jalur pelaporan menjadi lebih efisien dan terarah. Berikut beberapa keunggulan dari struktur organisasi ini:

- Pembagian peran antara unit pelaksana utama (lini) dan unit pendukung (staf) sangat jelas, sehingga meminimalkan tumpang tindih tugas.
- Kemampuan individu yang beragam dapat diarahkan menjadi keahlian khusus sesuai bidang masing-masing.
- Koordinasi dalam tim kerja lebih mudah dilakukan karena struktur yang terorganisir dengan baik.
- Prinsip “the right man on the right place doing the right job at the right time” dapat diterapkan secara optimal.
- Disiplin dan motivasi kerja cenderung meningkat karena setiap posisi disesuaikan dengan kompetensi, latar belakang pendidikan, dan pengalaman karyawan.

Kekuasaan tertinggi dalam struktur perusahaan berada pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Melalui forum ini, para pemegang saham memiliki kewenangan untuk menetapkan Dewan Komisaris serta menunjuk Dewan Direksi. Pelaksanaan kegiatan operasional perusahaan selanjutnya menjadi tanggung jawab Dewan Direksi, yang diketuai oleh Direktur Utama, dan didukung oleh Direktur Administrasi dan Umum serta Direktur Produksi dan Teknik.

Struktur organisasi di tingkat pelaksana terdiri dari beberapa kepala bagian, yang masing-masing membawahi beberapa seksi. Setiap seksi bertanggung jawab atas pengawasan langsung terhadap karyawan sesuai dengan bidang kerjanya. Dalam pelaksanaannya, para karyawan dikelompokkan dalam tim kerja kecil atau regu, yang dipimpin oleh seorang kepala regu. Kepala regu ini bertanggung jawab kepada pengawas seksi tempat ia berada. Struktur organisasi pabrik natrium karbonat dapat dilihat pada gambar 5.1.



Gambar 4. 2 Daigram Struktur Organisasi

5.3 Tugas dan Wewenang

5.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham merupakan kelompok yang mengumpulkan modal untuk kepentingan dan jalannya operasi perusahaan. Para pemegang saham inilah yang berhak untuk mengadakan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) dan dalam rapat memiliki beberapa hak diantaranya:

1. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris
2. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi
3. Memperoleh informasi mengenai kinerja perseroan yang dikelola oleh direksi yang tentunya berujung terdapat hak memperoleh keuntungan dari saham yang telah diinvestasikan (Pontoh et al., 2025)

5.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah wakil dari pemegang saham dan seluruh keputusan dipegang dan ditentukan oleh Rapat Persero. Umumnya yang akan menjadi Ketua Dewan Komisaris yaitu Ketua Pemegang Saham dan dipilih saat Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) berlangsung. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris:

1. Memilih dan menghentikan Direktur.
2. Mengawasi Direktur.
3. Menyetujui dan menolak rencana kerja yang diajukan oleh Direktur.
4. Mempertanggungjawabkan Perusahaan kepada Pemegang Saham.

5.3.3 Direktur Utama

Direktur utama adalah seseorang yang ditunjuk oleh Dewan Komisaris untuk memimpin dan mengarahkan jalannya perusahaan. Direktur utama bertanggungjawab terhadap keberlangsungan operasional serta pencapaian tujuan startegis perusahaan. Secara umum, berikut adalah tugas dan wewenang Direktur Utama:

1. Memberikan pertanggungjawaban langsung kepada Dewan Komisaris.

2. Menetapkan kebijakan perusahaan, baik yang sifatnya internal ataupun eksternal.
3. Melakukan pengawasan terhadap seluruh kegiatan operasional.
4. Mengelola dan memantau kondisi keuangan perusahaan.
5. Menjamin kelancaran proses kerja dalam seluruh unit organisasi.

5.3.4 Direktur Produksi dan Teknik

Direktur Produksi dan Teknik memiliki tanggung jawab terhadap Direktur Utama, dengan tanggung jawab utamanya yaitu pada aspek operasional produksi dan teknis. Tugas yang diemban diantaranya:

1. Melakukan pengawasan dan peningkatan mutu produksi
2. Menyusun rencana jadwal dan penyediaan sarana produksi
3. Melakukan pemantauan terhadap peralatan pabrik
4. Menangani kegiatan pemeliharaan dan perbaikan mesin produksi

5.3.5 Direktur Keuangan dan Umum

Direktur Produksi dan Teknik memiliki tanggung jawab terhadap Direktur Utama, dengan tanggung jawab utamanya yaitu pada aspek operasional produksi dan teknis. Tugas yang diemban diantaranya:

1. Mengawasi dan menganalisis kondisi laba rugi perusahaan.
2. Menyusun serta mengevaluasi laporan neraca keuangan.
3. Mengelola sistem administrasi secara menyeluruh.
4. Merencanakan strategi pemasaran dan kegiatan penjualan produk.

5.3.6 Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki tanggung jawab mengoordinasikan kegiatan yang berada dibawahnya, serta memastikan kelancaran operasional pada masing-masing divisi. Jabatan ini mencakup lima bidang utama, antara lain:

1. Kepala Bagian Produksi
2. Kepala Bagian Teknik
3. Kepala Bagian Pemasaran

4. Kepala Bagian Keuangan
5. Kepala Bagian Umum

Tugas umum Kepala Bagian:

- a. Mengelola dan mengawasi aktivitas pekerjaan di bawah lingkup tanggung jawabnya.
- b. Bertanggung jawab atas kinerja masing-masing seksi.
- c. Menyusun laporan berkala mengenai pelaksanaan tugas di bawahnya.
- d. Memberikan saran atau pertimbangan untuk meningkatkan kinerja kepala seksi.

Tugas khusus berdasarkan tiap bidang:

1. Kepala Bagian Produksi: bertanggung jawab dalam perencanaan dan pelaksanaan proses produksi secara efisien, serta menjaga mutu produk dan bahan baku sesuai standar perusahaan.
2. Kepala Bagian Teknik: bertugas memastikan kelancaran operasional di seluruh lini teknis, termasuk pemeliharaan peralatan, perbaikan fasilitas, dan pengelolaan utilitas serta bahan baku.
3. Kepala Bagian Pemasaran: menyusun strategi distribusi produk dan mengatur jalur pemasaran dari pabrik hingga konsumen secara efektif.
4. Kepala Bagian Keuangan: merancang, menjalankan, dan mengevaluasi kebijakan serta aktivitas keuangan perusahaan guna mendukung stabilitas dan efisiensi anggaran.
5. Kepala Bagian Umum: mengatur kegiatan logistik internal, termasuk pergerakan barang dan dokumen, serta mendukung kebutuhan administrasi umum perusahaan.

5.3.7 Kepala Seksi (*Supervisor*)

Kepala Seksi bertugas melaksanakan kegiatan operasional di lingkup bagiannya berdasarkan rencana kerja yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian. Tanggung jawab utamanya adalah memastikan proses kerja berjalan efektif dan efisien guna mendukung kelancaran produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab langsung kepada Kepala Bagian sesuai bidang tugasnya masing-masing.

5.3.8 Kepala Regu

Kepala Regu memiliki peran dalam mengoordinasikan pelaksanaan kerja di tingkat regu. Ia bertanggung jawab kepada Kepala Seksi dan mengatur aktivitas para operator yang menjadi bawahannya. Selain itu, Kepala Regu juga memastikan setiap pekerjaan terlaksana sesuai instruksi serta menjaga disiplin dan efisiensi kerja dalam regunya.

5.4 Kebutuhan Karyawan dan Sistem Pengupahan

Di pabrik ini, sistem pengupahan disesuaikan dengan status kepegawaian, posisi jabatan, tanggung jawab, serta kompetensi individu. Berdasarkan statusnya, tenaga kerja diklasifikasikan ke dalam tiga kategori utama:

1. Karyawan Tetap

Pegawai yang secara resmi diangkat ataupun diberhentikan melalui Surat Keputusan (SK) dari Direksi. Mereka menerima gaji bulanan yang disesuaikan dengan jabatan, keetrampilan, dan masa kerja yang dimiliki.

2. Karyawan Harian

Tenaga kerja yang bekerja berdasarkan sistem harian, tanpa pengangkatan formal melalui SK. Upayah dibayarkan setiap akhir minggu sesuai jumlah hari kerja.

3. Karyawan Borongan

Karyawan jenis ini dipekerjakan hanya ketika dibutuhkan, dengan sistem upah berdasarkan volume atau jenis pekerjaan tertentu yang diselesaikan.

5.4.1 Pembagian Jam Kerja

Pabrik natrium karbonat direncanakan akan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung 24 jam/hari. Sisa hari yang bukan termasuk hari libur akan digunakan untuk *maintenance* dan *shutdown*. Sedangkan untuk pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu karyawan *shift* dan *non shift*.

1. Pekerja Non Shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu, sedangkan untuk hari minggu dan hari besar libur. Karyawan non shift terdiri dari Direktur, Kepala Bagian, Kepala Seksi dan bawahan yang ada di kantor.

Senin – Jumat : 07.00 – 15.00 WIB

Sabtu : 07.00 – 13.00 WIB

2. Pekerja Shift

Sehari bekerja selama 24 jam terbagi menjadi 3 shift.

Shift 1 (pagi) : 07.00 – 15.00 WIB

Shift 2 (siang) : 15.00 – 23.00 WIB

Shift 3 (malam) : 23.00 – 07.00 WIB

Untuk menunjang kelancaran operasional, sistem kerja diatur dalam bentuk rotasi dengan membagi karyawan ke dalam empat regu, yang terdiri dari tiga regu aktif dan satu regu cadangan atau libur. Pembagian jadwal kerja untuk masing-masing regu dapat dilihat pada Tabel 5.1 berikut.

Tabel 5. 1 Jadwal Kerja Karyawan Proses

Regu	Hari ke:													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
I	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S
II	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M
III	S	S	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L
IV	M	M	L	L	P	P	S	S	M	M	L	L	P	P

Keterangan :

P : Pagi

S : Siang

M : Malam

L : Libur

5.4.2 Perincian Jumlah Karyawan

Penetapan jumlah tenaga kerja harus dilakukan secara tepat agar seluruh aktivitas operasional dapat berjalan efektif dan efisien. Perhitungan ini didasarkan pada karakteristik proses produksi serta jumlah unit proses yang terlibat. Gambaran alokasi karyawan berdasarkan proses dapat disajikan sebagai berikut:

Tabel 5. 2 Perincian Jumlah Karyawan Operator Lapangan

Alat	Jumlah	Jumlah Operator per Shift	Jumlah Operator per 3 Shift
Unit Proses			
Pompa NH ₄ OH	1	0	0
Pompa NaHCO ₃ + NH ₄ Cl	1	0	0
Pompa CaCl ₂ + H ₂ O	1	0	0
Pompa NaCl	1	0	0
<i>Mixer</i>	1	0,3	0,9
Conveyor	1	0,2	0,6
<i>Bucket elevator</i>	1	0,2	0,6
<i>Rotary Drum Vacuum Filter</i>	1	0,1	0,3
Screw Conveyor	1	0,2	0,6
<i>Rotary Kiln</i>	1	0,3	0,9
<i>Cooling Conveyor</i>	1	0,2	0,6
<i>Ball Mill</i>	1	0,5	1,5
Conveyor	1	0,2	0,6
Tangki CSTR	1	0,5	1,5
Pompa ke Flash Separator	1	0	0
Blower	1	0,1	0,3
Tangki CSTR	1	0,5	1,5
Pompa Ca(OH) ₂	1	0	0
<i>Grate cooler</i>	1	0,2	0,6
Blower	1	0,1	0,3
<i>Rotary Kiln</i>	1	0,3	0,9
Conveyor	1	0,2	0,6
<i>Jaw Crusher</i>	1	0,5	1,5
Conveyor	1	0,2	0,6
<i>Hammer Mill</i>	1	0,5	1,5
Conveyor	1	0,2	0,6
Unit Utilitas			
Penyedia Air			

Air Sanitasi	1	1	3
Air Proses	1	1	3
Air Pendingin	1	1	3
Air Hydrant	1	1	3
Penyediaan Tenaga Listrik	1	3	9
Penyediaan Bahan Bakar	1	0,5	1,5
Penyediaan Udara Tekan	1	0,2	0,6
HSE Lingkungan, Analisis Laboratorium, dan <i>Maintenance</i>			
Analisa Laboratorium	1	2	6
Pengolahan Limbah HSE	1	2	6
<i>Maintenance</i>	1	2	6
Total			57,6

Jumlah karyawan operator lapangan = 57,6 orang

= 58 orang

5.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah dan Gaji Karyawan

5.5.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 5. 3 Penggolongan Jabatan

Jabatan	Prasyarat
Dewan Komisaris	Sarjana Ekonomi/Teknik Kimia/Industri
Direktur Utama	Sarjana Ekonomi/Teknik Kimia/Industri
Direktur Produksi dan Teknik	Sarjana Teknik Kimia/Mesin/Industri
Direktur Keuangan dan Umum	Sarjana Ekonomi/Ilmu Sosial
Manajer	Sarjana Teknik
Sekretaris	Sarjana Administrasi/ A.Md
Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Kimia/Mesin

Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Umum	Sarjana Ilmu Sosial
Kepala Seksi Proses	Sarjana/ A.Md. Teknik Kimia
Kepala Seksi Utilitas	Sarjana/ A.Md. Teknik Kimia/Mesin
Kepala Seksi Laboratorium	Sarjana/ A.Md. Teknik Kimia
Kepala Seksi Pembelian	Sarjana/ A.Md. Ekonomi
Kepala Seksi Pemanasan	Sarjana/ A.Md. Ekonomi
Kepala Seksi Administrasi	Sarjana/ A.Md. Ekonomi/Ilmu Sosial
Kepala Seksi Kas	Sarjana/ A.Md. Ekonomi
Kepala Seksi Personalia	Sarjana/ A.Md. Ilmu Sosial/Psikologi
Kepala Seksi Humas	Sarjana/ A.Md. Ilmu Sosial/Humas
Kepala Seksi Keamanan	SMU Sederajat
Kepala Regu	Ahli Madya
Karyawan Lapangan	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Karyawan Personalia	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Karyawan Humas	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Karyawan Pemasaran	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Karyawan Keamanan	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Karyawan Keuangan	Sarjana/ A.Md/ Sederajat
Dokter	Sarjana Kedokteran
Medis	Sarjana/ A.Md Keperawatan
Supir	SMU Sederajat

Gudang	SMU Sederajat
Cleaning Service	SMU Sederajat

5.5.2 Jumlah Karyawan Total

Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat, sehingga seluruh pekerjaan dapat diselesaikan dengan baik dan efisien. Jumlah karyawan sesuai jabatannya tercantum dalam Tabel 5.4

Tabel 5. 4 Perincian Jumlah Karyawan

Jabatan	Jumlah (orang)
Dewan Komisaris	5
Direktur Utama	1
Direktur Produksi dan Teknik	1
Direktur Keuangan dan Umum	1
Manajer	6
Sekretaris	3
Kepala Bagian Produksi	1
Kepala Bagian Teknik	1
Kepala Bagian Pemasaran	1
Kepala Bagian Keuangan	1
Kepala Bagian Umum	1
Kepala Seksi Proses	1
Kepala Seksi Utilitas	1
Kepala Seksi Laboratorium	1
Kepala Seksi Pembelian	1
Kepala Seksi Pemanasan	1
Kepala Seksi Administrasi	1
Kepala Seksi Kas	1
Kepala Seksi Personalia	1
Kepala Seksi Humas	1
Kepala Seksi Keamanan	1

Kepala Regu	6
Karyawan Lapangan	58
Karyawan Personalia	2
Karyawan Humas	2
Karyawan Pemasaran	2
Karyawan Keamanan	3
Karyawan Keuangan	2
Dokter	1
Medis	3
Supir	2
Gudang	6
Cleaning Service	10
Total	129

5.5.3 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Tabel 5. 5 Penggolongan Gaji Menurut Jabatan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Pengeluaran/Bulan
Dewan Komisaris	5	Rp30,000,000.00	Rp150,000,000.00
Direktur Utama	1	Rp25,000,000.00	Rp25,000,000.00
Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp20,000,000.00	Rp20,000,000.00
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp20,000,000.00	Rp20,000,000.00
Manajer	6	Rp17,000,000.00	Rp102,000,000.00
Sekretaris	3	Rp5,000,000.00	Rp15,000,000.00
Kepala Bagian Produksi	1	Rp15,000,000.00	Rp15,000,000.00
Kepala Bagian Teknik	1	Rp15,000,000.00	Rp15,000,000.00
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp15,000,000.00	Rp15,000,000.00
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp15,000,000.00	Rp15,000,000.00

Kepala Bagian Umum	1	Rp8,000,000.00	Rp8,000,000.00
Kepala Seksi Proses	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi			
Laboratorium	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Pemanasan	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi			
Administrasi	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Kas	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Personalia	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Humas	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp7,000,000.00	Rp7,000,000.00
Kepala Regu	6	Rp6,000,000.00	Rp36,000,000.00
Karyawan Lapangan	58	Rp5,000,000.00	Rp288,000,000.00
Karyawan Personalia	2	Rp5,000,000.00	Rp10,000,000.00
Karyawan Humas	2	Rp5,000,000.00	Rp10,000,000.00
Karyawan Pemasaran	2	Rp5,000,000.00	Rp10,000,000.00
Karyawan Keamanan	3	Rp5,000,000.00	Rp15,000,000.00
Karyawan Keuangan	2	Rp5,000,000.00	Rp10,000,000.00
Dokter	1	Rp6,500,000.00	Rp6,500,000.00
Medis	3	Rp5,100,000.00	Rp15,300,000.00
Supir	2	Rp4,500,000.00	Rp9,000,000.00
Gudang	6	Rp4,500,000.00	Rp27,000,000.00
Cleaning Service	10	Rp4,500,000.00	Rp45,000,000.00
Total	129	Rp316,100,000.00	Rp951,800,000.00

5.6 Kesejahteraan Karyawan

Salah satu aspek penting untuk meningkatkan efektivitas kerja yaitu kesejahteraan tenaga kerja. Untuk mendukung hal ini, perusahaan memberi berbagai macam bentuk insentif serta fasilitas, diantaranya yaitu:

1. Tunjangan

Perusahaan menyediakan berbagai tunjangan yang disesuaikan dengan status dan kondisi karyawan, seperti:

- a. Tunjangan pokok, berdasarkan golongan atau klasifikasi pegawai.
- b. Tunjangan jabatan, disesuaikan dengan posisi yang diemban.
- c. Tunjangan lembur, diberikan ke karyawan yang bekerja di luar jam kerja normal, dengan jumlah didasarkan menyesuaikan total jam lembur.
- d. Tunjangan keluarga, dikhususkan untuk istri dan anak bagi karyawan yang telah berkeluarga
- e. Tunjangan kesehatan dan duka, disediakan jika terdapat kondisi darurat seperti sakit atau musibah lain.

2. Cuti

Cuti termasuk hak karyawan untuk beristirahat atau menangani urusan pribadi tanpa kehilangan status kerja. Perusahaan menyediakan berbagai jenis cuti seperti cuti tahunan, sakit, hamil, keperluan penting, dan cuti bersama. Kebijakan ini sejalan dengan Undang-Undang No. 11 Tahun 2020 mengenai Cipta Kerja yang mana berisi tentang hak-hak cuti bagi pekerja yang diatur dalam Pasal 79 ayat 2 dan 3 guna menjaga keseimbangan antara kehidupan kerja dan pribadi.

3. Pakaian Kerja

Tiap tahun, perusahaan memberi tiga pasang pakaian kerja kepada seluruh karyawan untuk menciptakan kesetaraan dan mendorong profesionalisme. Selain itu, masker disediakan sebagai alat pelindung dasar dalam bekerja.

4. Fasilitas Pengobatan

- a. Kecelakaan kerja: biaya pengobatan sepenuhnya akan ditanggung oleh perusahaan sesuai ketentuan perundang-undangan.
- b. Penyakit non-kerja: akan diberikan sesuai kebijakan internal perusahaan.

5. Asuransi tenaga kerja (ASTEK)

Seluruh karyawan akan didaftarkan sebagai peserta BPJS Ketenagakerjaan, dimana ini merupakan bentuk perlindungan terhadap risiko kerja.

6. Fasilitas Poliklinik

Untuk mendukung produktivitas, perusahaan menyediakan layanan kesehatan internal berupa poliklinik yang dilengkapi tenaga medis seperti dokter dan perawat.

7. Fasilitas Transportasi

Fasilitas kendaraan dinas disediakan bagi karyawan tertentu, disesuaikan dengan tanggung jawab dan jabatannya.

8. Fasilitas Koperasi

Perusahaan memfasilitasi koperasi internal sebagai wadah untuk memenuhi kebutuhan harian, serta menyediakan layanan simpan pinjam untuk membantu kesejahteraan ekonomi karyawan.

9. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan dengan tujuan untuk memenuhi kebutuhan konsumsi karyawan selama jam kerja.

10. Tempat Peribadahan

Disediakan agar karyawan dapat menjalankan kegiatan keagamaan.

11. Fasilitas Penunjang Lain

- a. Tunjangan Hari Raya (THR) akan diberikan menjelang Idul Fitri dengan jumlah sesuai jabatan.
- b. Tunjangan kematian.
- c. Tunjangan hari tua yang akan dibayarkan sekaligus.
- d. Tunjangan perjalanan dinas.

12. Peralatan *Safety*

Perusahaan akan menyediakan APD sesuai dengan standar keselamatan kerja dan wajib digunakan di area produksi, seperti:

- a. *Safety shoes*
- b. Kacamata pelindung (*safety goggle*)
- c. Penutup telinga (*ear plug*)
- d. Helm pengaman (*safety helmet*)

- e. Masker pelindung
- f. Alat bantu pernapasan yang akan digunakan ketika kondisi beracun atau minim oksigen

Sebagai upaya perlindungan terhadap tenaga kerja, perusahaan akan menerapkan berbagai langkah preventif untuk meminimalisir risiko kecelakaan di lingkungan kerja. Berikut Tindakan yang dapat dilakukan:

1. Penyediaan peralatan darurat: perusahaan akan menempatkan alat pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* di lokasi-lokasi yang strategis. Selain itu, disediakan alat pemadam portabel di setiap ruang kerja dan area yang mudah diakses dengan tujuan agar dapat mempermudah penanganan awal saat keadaan darurat.
2. Pelatihan dan edukasi karyawan: seluruh pekerja akan dibekali dengan penerangan, pelatihan, dan pembinaan berkala mengenai prosedur keselamatan kerja. Pelatihan mencakup penanganan pertama dalam kondisi darurat seperti kecelakaan kerja, kebakaran, ledakan, dan kebocoran bahan berbahaya (gas dan cairan kimia).

5.7 Corporate Social Responsibility (CSR)

5.7.1 Dasar Pelaksanaan dan Kebijakan Program CSR

Program CSR Perseroan berpegang teguh terhadap:

1. Undang-Undang No. 40 Tahun 2007 mengenai Perseroan Terbatas.
2. Peraturan Pemerintah No. 47 Tahun 2012 Tentang Tanggung Jawab Sosial dan Lingkungan
3. Social Responsibility. Discovering ISO:2600

5.7.2 Pengertian Corporate Social Responsibility (CSR)

Corporate Social Responsibility (CSR) adalah bentuk tanggung jawab perusahaan terhadap lingkungan social di sekitarnya. Konsep ini mulai berkembang di Indonesia seiring diberlakukannya UU No. 40 Tahun 2007 mengenai Perseroan Terbatas dan UU No. 25 Tahun 2007 tentang Penanaman Modal, yang mewajibkan perusahaan untuk melaksanakan tanggung jawab social dan lingkungan. Penerapan

CSR berperan penting dalam menjamin keberlanjutan usaha karena dapat mengurangi konflik social akibat dampak negative kegiatan industry, memperkuat dukungan masyarakat, dan memastikan ketersediaan bahan baku secara jangka panjang.

Untuk masyarakat :

1. Meningkatkan kesejahteraan masyarakat sekitar dan kelestarian lingkungan.
2. Menyediakan dalam bentuk pendidikan, seperti beasiswa untuk anak-anak dari keluarga kurang mampu.
3. Membantu perawatan dan peningkatan kualitas fasilitas umum.
4. Membangun sarana sosial yang bermanfaat langsung bagi komunitas sekitar.

Untuk perusahaan :

1. Meningkatkan reputasi dan citra positif perusahaan di mata publik.
2. Menjadi nilai pembeda jika dibandingkan dengan perusahaan lain yang sejenis.
3. Mendorong terciptanya inovasi melalui pendekatan yang lebih berkelanjutan dan bertanggung jawab.

5.7.3 Kebijakan CSR pada Pabrik Natrium Karbonat

Perusahaan telah menetapkan kebijakan sebagai pedoman dalam menjalankan operasional yang berorientasi pada keberlanjutan lingkungan, kesejahteraan sosial, kualitas produk, serta praktik ketenagakerjaan yang layak. Kebijakan pada pabrik natrium karbonat mencakup:

1. Pemanfaatan Sumber Daya Berkelanjutan
Dapat mendorong efisiensi penggunaan energi dan bahan baku, serta menerapkan prinsip konservasi pada sumber daya alam.
2. Pengendalian Pencemaran

Menekan dampak negatif kegiatan produksi terhadap lingkungan melalui pencegahan polusi, pengelolaan limbah secara efisien, dan penerapan prinsip 3R (*reduce, reuse, recycle*).

3. Keselamatan dan Pelatihan Tanggap Darurat

Menyelenggarakan pelatihan keselamatan kerja untuk mencegah terjadinya kecelakaan, penyakit akibat kerja, ataupun kondisi darurat di lingkungan kerja.

4. Manajemen Risiko

Melaksanakan identifikasi dan pengelolaan risiko terkait aspek lingkungan,

5. Pemberdayaan Masyarakat

Melakukan kegiatan sosial seperti penyuluhan, bantuan langsung, dan program pembinaan untuk meningkatkan taraf hidup masyarakat sekitar.

6. Kepuasan Pelanggan

Menjaga komunikasi secara aktif dengan pelanggan dan mitra usaha, serta merespon keluhan dan kebutuhan pasar secara profesional dan cepat

BAB VI

TROUBLESHOOTING

Rancangan *Troubleshooting* pada perancangan Pabrik Natrium Karbonat dapat di analisa berdasarkan tingkat penilaian risiko pada proses yang terjadi di setiap unit prosesnya. *Troubleshooting* adalah suatu sistem untuk mencari masalah secara sistematis pada suatu alat sehingga masalah tersebut dapat diselesaikan. Fungsi lainnya yaitu sebagai proses penghilang suatu masalah dan pencegahan atas suatu masalah yang dapat terjadi.

Rancangan *Troubleshooting* pabrik ini terbagi menjadi unit penyimpanan, unit pemindah, unit *size reduction*, unit penukar panas, unit separasi, dan unit reaksi.

6.1 Unit Penyimpanan

Tabel 6. 1 *Troubleshoots* Unit Penyimpanan

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab <i>Trouble</i>	Analisis Risiko Akibat <i>Trouble</i>	<i>Safeguard</i>	Tindakan
Kualitas tangki penyimpanan menurun	Tangki penyimpanan jarang di lakukan <i>treatment</i> secara berkala sehingga menyebabkan penipisan pada lapisan tangki	Menyebabkan penipisan pada lapisan tangki sehingga terjadi kebocoran pada tangki atau pada sambungan pipa <i>inlet</i>	<i>Leak Detector</i> Sensor	Melakukan <i>maintenance</i> dan kalibrasi secara berkala untuk mengurangi risiko yang akan terjadi, mencari titik kebocoran, dan melakukan pengelasan serta penambalan pada titik yang bocor
	<i>Low pressure</i> tank yang disebabkan <i>Pressure</i>	Menyebabkan kebocoran pada tangki	<i>Pressure Transmitter</i>	

	<i>transmitter</i>			
	jarang di kalibrasi			
Tangki penyimpanan <i>overflow</i>	<i>Level indicator</i> tidak berfungsi dengan baik	Menyebabkan bahan baku meluap dan terbuang	<i>Level Transmitter</i>	Melakukan pengecekan kondisi <i>level control</i> secara berkala

6.2 Unit Pemindah

6.2.1 *Belt Conveyor*

Tabel 6. 2 *Troubleshoots Belt Conveyor*

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	ketegangan <i>belt</i> yang tidak merata sehingga <i>belt</i> bergeser	Menyebabkan <i>belt</i> terlepas sehingga bahan jatuh dan terjadi kerusakan pada <i>roller</i>	<i>Belt Misalignment</i> Sensor	Melakukan penyesuaian <i>tension</i> pada <i>roller</i> dan pasang <i>guide roller</i> tambahan
	<i>Overload</i> dan kabel putus menyebabkan motor tidak menyala	Menyebabkan proses terhenti dan bahan jadi menumpuk pada <i>inlet</i>	<i>Overload Relay</i> dan <i>Breaker</i>	Melakukan pemeriksaan kelistrikan dan lakukan riset pada <i>breaker</i>

6.2.2 *Cooling Conveyor*

Tabel 6. 3 *Troubleshoots Cooling Conveyor*

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	<i>Fan</i> atau air <i>flow</i> mati dan terjadi sumbatan pada jalur pendingin sehingga menyebabkan pendingin tidak berfungsi	Menyebabkan <i>belt</i> terlepas sehingga bahan jatuh dan terjadi kerusakan pada <i>roller</i>	<i>Belt Misalignment</i> Sensor	Melakukan penyesuaian <i>tension</i> pada <i>roller</i> dan pasang <i>guide roller</i> tambahan
Suhu <i>output</i>	Pendinginan tidak cukup dan beban pendingin berlebihan	Menyebabkan produk rusak dan <i>overheating</i> sistem <i>downstream</i>	<i>Thermocouple</i> dan <i>High Temperature Alarm</i>	Melakukan penambahan kapasitas pendinginan dan mengecek suhu <i>inlet</i>

6.2.3 Pompa

Tabel 6. 4 *Troubleshoots* Pompa

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Bahan baku tidak dapat di transfer	Terjadi kebocoran pada pompa	Menyebabkan bahan baku terbuang dan menghambat proses lainnya	<i>Leak Detector</i> Sensor	Melakukan pemeriksaan terhadap bahan yang menyebabkan kebocoran
	Tegangan listrik tidak stabil	Menyebabkan kerusakan pada motor	<i>Over Foltage</i> Sensor	Melakukan pemeriksaan terhadap

	sehingga <i>impeller</i> tidak dapat berputar		bulanan pada kelistrikan
Terjadi kerusakan pada <i>impeller</i> pompa yang disebabkan karena <i>overflow</i>	Menyebabkan timbulnya bau gosong di sekitar pompa	<i>Flow</i> <i>Controller</i>	Melakukan pemeriksaan dan pembersihan terhadap <i>impeller</i>

6.3 Unit Size Reduction

Tabel 6. 5 Troubleshoots Crusher

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab <i>Trouble</i>	Analisis Risiko Akibat <i>Trouble</i>	<i>Safeguard</i>	Tindakan
Kerusakan pada alat	<i>Crusher</i> macet saat beroperasi disebabkan material terlalu besar atau keras	Menyebabkan kerusakan mekanis dan <i>downtime</i> produksi	<i>Grizzly screen</i> sebelum <i>inlet</i> dan <i>Metal</i> <i>Detector</i>	Melakukan pemberhentian alat dan pembersihan <i>chamber</i>
	Getaran berlebihan dikarenakan <i>imbalance</i> pada motor	Menyebabkan kerusakan rangka dan bantalan	<i>Vibration</i> Sensor	Melakukan periksa rotor dan ganti <i>bearing</i>
	<i>Overheating</i> pada motor disebabkan <i>overload</i> dan pelumas kurang	Menyebabkan kerusakan motor rusak dan potensi kebakaran	<i>Temperature</i> Sensor	Melakukan pengurangan pada beban dan pembersihan

				ventilasi secara berkala
Produk keluar tidak sesuai	Hasil pecahan tidak merata disebabkan oleh jarak <i>crushing plate/roll</i> tidak sesuai	Menyebabkan ukuran produk tidak sesuai spesifikasi	<i>Adjustable Gap dan Visual Check</i>	Melakukan penyesuaian jarak dan ganti bagian yang sudah aus

6.4 Unit Penukar Panas

Tabel 6. 6 *Troubleshoots Heat Exchanger*

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	Kenaikan suhu terlalu tinggi yang disebabkan terlalu banyak panas yang di tambah ke aliran suhu sehingga sulit untuk di dinginkan	Menyebabkan terjadinya kebakaran karena terlalu banyak panas yang ditambahkan ke aliran	<i>Temperature Sensor</i>	Melakukan pengecekan secara berkala terhadap suhu <i>inlet</i> bahan secara berkala
	Penurunan suhu yang terlalu drastis yang disebabkan oleh debit air pendingin	Menyebabkan sumbatan pada pipa-pipa karena pembekuan pada titik-titik tertentu		Melakukan penurunan <i>flowrate cooling water</i>

	yang terlalu besar			
Kebocoran pada pipa	Terbentuk <i>fluk</i> sehingga suhu dan tekanan naik	Menyebabkan pipa meleleh	<i>Pressure</i> dan Temperatur Sensor	Melakukan pengecekan terhadap <i>pressure</i> dan temperatur sensor secara berkala
	Kurangnya perawatan pada pipa-pipa disebabkan oleh korosi karena bahan	Menyebabkan pecahnya pipa dan sambungan tube	<i>Leak Detector</i> Sensor	Melakukan pemeriksaan dan pemeliharaan secara rutin pada peralatan

6.5 Unit Separasi

6.5.1 Cyclone

Tabel 6. 7 Troubleshoots Cyclone

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	Tekanan tinggi pada alat disebabkan oleh <i>input</i> debu terlalu banyak	Menyebabkan naiknya tekanan sehingga terjadi kebocoran dan kerusakan pada silinder alat	<i>Pressure relief valve</i>	Melakukan kontrol laju <i>feed</i> dan pemeliharaan secara berkala
	<i>Plugging</i> pada alat	Menyebabkan <i>overload</i> dan	<i>screen</i> atau grid inlet	Melakukan penambahan

	disebabkan oleh partikel <i>input</i> terlalu besar	naiknya tekanan	<i>vibrating</i> <i>screen</i>
--	--	--------------------	-----------------------------------

6.5.2 Rotary Drum Vacuum Filter

Tabel 6. 8 Troubleshoots Rotary Drum Vacuum Filter

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab <i>Trouble</i>	Analisis Risiko Akibat <i>Trouble</i>	<i>Safeguard</i>	Tindakan
Kerusakan pada alat	Efisiensi menurun disebabkan oleh <i>vaccum</i> tidak optimal atau kain filter kotor	Menyebabkan filtrat tidak maksimal	Monitoring tekanan <i>vacuum</i> , backflush sistem	Melakukan pembersihan kain filter dan pompa <i>vacuum</i>
	Terjadi korosi pada alat Disebabkan cairan filtrat yang korosif	Menyebabkan kebocoran pada alat	<i>Leak Detector</i> Sensor	Melakukan penggantian pada fluida filtrat

6.5.3 Knock Out Drum

Tabel 6. 9 Troubleshoots Knock Out Drum

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab <i>Trouble</i>	Analisis Risiko Akibat <i>Trouble</i>	<i>Safeguard</i>	Tindakan
Kerusakan pada alat	Tidak dapat memisahkan bahan dengan sempurna disebabkan	Menyebabkan cairan terbawa ke unit berikutnya	<i>Flow</i> Sensor	Melakukan pemeriksaan pada <i>flow</i> secara berkala

<i>Overflowing</i>	karena kecepatan gas terlalu tinggi dan <i>residence</i> <i>time</i> kurang			
	Disebabkan oleh <i>liquid</i> <i>upstream</i> terlalu tinggi	Menyebabkan bahan tumpah dan memberikan efek ke <i>downstream</i> unit	<i>Level</i> Sensor	Melakukan pengontrolan level secara berkala dan memastikan aliran sebelum masuk alat

6.6 Unit Reaksi

6.6.1 Reaktor

Tabel 6. 10 *Troubleshoots* Reaktor

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab <i>Trouble</i>	Analisis Risiko Akibat <i>Trouble</i>	<i>Safeguard</i>	Tindakan
Kerusakan pada alat	<i>Tray</i> bocor yang disebabkan karena korosi atau desain alat yang buruk	Menyebabkan perpindahan massa terganggu dan efisiensi alat menurun	<i>Ultrasonic</i> <i>Flaw Detector</i>	Melakukan perawatan pada <i>tray</i> secara berkala
	<i>Tray</i> rusak karena <i>scaling/fouling</i> yang disebabkan oleh terjadi endapan selama reaksi	Menyebabkan tekanan naik dan terjadi sumbatan	<i>Pressure</i> Sensor	Melakukan pembersihan secara berkala

Produk keluar tidak sesuai	<i>Flooding</i> antar <i>tray</i> yang disebabkan oleh laju gas terlalu tinggi	Menyebabkan reaksi tidak berjalan dengan sempurna dan	<i>Pressure</i> sensor	Melakukan penurunan laju alir
	Maldistribusi fluida yang disebabkan oleh level cairan tidak seragam	pencampuran tidak merata	<i>Level</i> sensor	Melakukan kalibrasi <i>tray</i> level dan <i>balancing</i> cairan antar <i>tray</i>

6.6.2 Absorber

Tabel 6. 11 *Troubleshoots Absorber*

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Risiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	<i>Flooding</i> yang disebabkan oleh laju cairan atau gas terlalu tinggi	Menyebabkan penurunan efisiensi dan peningkatan tekanan pada alat	<i>Flow Meter</i>	Melakukan penurunan pada laju alir cairan/gas
	<i>Channeling</i> aliran yang disebabkan oleh <i>packing</i> tidak terpasang dengan baik	Menyebabkan efisiensi transfer massa menurun dan	<i>Redistributor</i> Cairan	Melakukan pemasangan <i>redistributor</i>
	Korosi pada dinding kolom yang disebabkan	Menyebabkan kebocoran pada <i>shell</i> alat	<i>Leak Detector</i> Sensor	Melakukan pemeriksaan secara berkala dan

	oleh absorben			penggantian
	atau			pada bagian
	kontaminasi			yang rusak
Kolom	Menyebabkan	<i>Filter Inlet</i> dan		Melakukan
tersumbat yang	naiknya	<i>Pressure</i>		penambahan
disebabkan	tekanan dan	<i>Control</i>		filter pada
oleh masuknya	menurunnya			bagian <i>inlet</i>
padatan dalam	kinerja alat			
aliran <i>input</i>				

6.6.3 Rotary Kiln

Tabel 6. 12 Troubleshoots Rotary Kiln

Identifikasi Masalah	Analisis Penyebab Trouble	Analisis Resiko Akibat Trouble	Safeguard	Tindakan
Kerusakan pada alat	<i>Overheating</i> pada kiln yang disebabkan oleh pembakaran berlebihan dan laju <i>feed</i> terlalu rendah	Mengakibatkan dinding kiln retak dan <i>overconsumption</i> energi	Temperatur sensor dan <i>burner control</i>	Melakukan kontrol dan pemantauan pada <i>feed</i> dan suhu secara berkala
	Retakan pada <i>shell</i> yang disebabkan oleh ekspansi tidak seragam	Menyebabkan risiko kebakaran dan <i>shutdown</i> mendadak	<i>Expansion Joint</i>	Melakukan pemeriksaan pada NDT secara berkala
Produk keluar tidak sesuai	Putaran kiln tidak stabil yang disebabkan oleh kerusakan	Menyebabkan produk yang keluar tidak homogen	VRD Sistem dan Sensor RPM	Melakukan pemeriksaan dan perbaikan pada <i>gearbox</i> /motor secara berkala

pada *gearbox*

atau motor

BAB VII

ANALISA EKONOMI

Pada perancangan pabrik Natrium Karbonat harus dilakukan evaluasi atau penilaian investasi yang bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak jika didirikan. Analisa ekonomi dapat memberikan pertimbangan kepada investor sehingga berminat dalam menginvestasikan uangnya pada pembangunan pabrik ini. Untuk mengetahui hal ini, perlu dievaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dari:

1. Keuntungan/ Profitability
2. Percent Return of Investment (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Shut Down Point* (SDP)
5. Break Even Point (BEP)
6. Net Present Value (NPV)

Sebelum dilakukannya analisa ekonomi dengan keenam faktor di atas, perlu dilakukan perhitungan terhadap *Total Capital Investment* dan *Total Production Cost*.

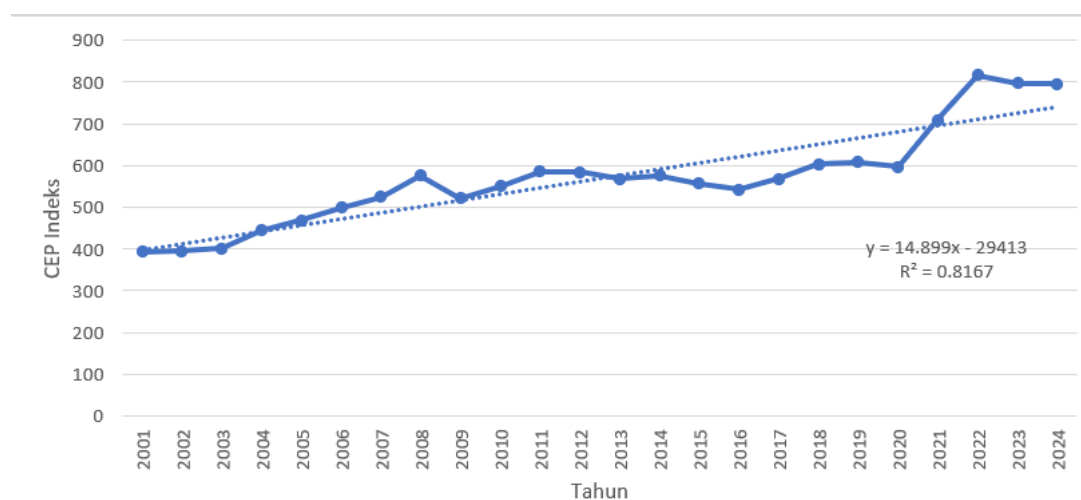
8.1 Penaksiran Harga Peralatan

Untuk mengetahui harga alat yang akan digunakan untuk proses dapat di taksir berdasarkan harga aktual pasar dan dengan menggunakan indeks untuk mengonversi harga alat pada masa lalu sehingga diperoleh harga alat pada masa sekarang dan mendatang. Harga peralatan tahun lalu dapat diperoleh dari *Chemical Engineering Plant Cost Indeks*. Dan dari harga tersebut dapat di tentukan harga indeks CEP tahun 2025 dengan menggunakan persamaan *least square*.

Tabel 7. 1 Daftar Harga *Indeks* CEP

Tahun	<i>Plant Cost Indeks</i>
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6

2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	797,9
2024	795,4



Gambar 7. 1 Grafik *Indeks CEP*

Berdasarkan hasil grafik pada gambar 7.1 di peroleh persamaan

$$y = 14.899x - 29413$$

dimana:

y: Indeks Harga

x: Tahun

dengan demikian maka nilai indeks di tahun 2025 adalah:

$$x = 2025$$

$$y = 14.899(2025) - 29413$$

$$y = 757,47$$

maka indeks pada tahun 2025 adalah 757,47 dan dengan persamana pendekatan yang di gunakan untuk memperkirakan harga alat pada tahun 2025 adalah:

$$Ex = Ey \times \left(\frac{Nx}{Ny} \right)$$

(Aries & Newton, 1955)

Dimana

Ex: Harga alat pada tahun x

Ey: Harga alat pada tahun y

Nx: Indeks harga pada tahun x

Ny: Indeks harga pada tahun y

Dalam hubungan ini yang digunakan untuk x adalah tahun 2025 dan y adalah tahun 2014 untuk tahun referensi. Jika ingin menghitung alat yang sama tetepai beda kapasitasnya dapat menggunakan rumus sebagai berikut:

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^n$$

Dimana:

Eb: Harga alat dengan kapasitas dicari

Ea: Harga alat dengan kapasitas diketahui

Cb: Kapasitas alat B

Ca: Kapasitas alat A

n: Eksponen

8.2 Dasar Perhitungan

8.2.1 Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi = 132.000 ton/tahun

Pabrik operasi = 330 hari

Pabrik didirikan = 2025

Pabrik beroperasi = 2029

8.2.2 Kebutuhan Bahan Baku

Tabel 7. 2 Daftar Harga Bahan Baku

No	Nama Bahan	Harga (US\$)	Jmlah (kg)	Harga total (US\$)
1	<i>Limestone</i>	0,13	246.914,45	32.098,88
2	NaCl Padat	0,0082	35.929,45	294,62
3	NH3 Gas	0,50	16.330,87	8.165,44
4	Coal	0,0986	29.632,97	2.921,81
Total				43.480,75

8.2.3 Kebutuhan Alat

Tabel 7. 3 Daftar Harga Alat

No	Nama Alat	Harga (US\$)	Jumlah (buah)	Harga total (US\$)	Harga Alat di tahun 2025 (US\$)
1	Tangki NH3 gas	90.000	1	90.000	118.334,92
2	Tangki CaCl2 liquid	100.000	2	200.000	262.966,50
3	<i>Belt Conveyor</i>	4.000	8	32.000	42.074,64
4	<i>Cooling Conveyor</i>	8.000	2	16.000	21.037,32
5	<i>Mixer (Tangki Berpengaduk)</i>	50.000	1	50.000	65.741,62
6	Tangki Reaktor (CSTR)	200.000	2	400.000	525.933,00
7	<i>Cyclone</i>	12.000	2	24.000	31.555,98
8	<i>Hammer Mill</i>	20.000	1	20.000	26.296,65
9	<i>Jaw Crusher</i>	32.000	1	32.000	42.074,64
10	<i>Ball Mill</i>	60.000	1	60.000	78.889,95
11	<i>Screen</i>	10.000	2	20.000	26.296,65
12	RDVF	80.000	1	80.000	105.186,60
13	KO Drum	50.000	1	50.000	65.741,62
14	Flash Drum	34.000	1	34.000	44.704,30
15	<i>Heat Exchanger (DPHE)</i>	50.000	5	250.000	328.708,12
16	Blower	10.000	2	20.000	26.296,65
17	Pump	7.000	6	54.000	71.000,95

18	<i>Rotary Kiln</i>	300.000	2	700.000	920.382,75
19	<i>Carbonating Tower (Bubble Column)</i>	400.000	1	450.000	591.674,62
20	<i>Absorber (Packed Tower)</i>	200.000	1	200.000	262.966,50
Total					3.657.864,00

8.3 Perhitungan Biaya

8.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah pengeluaran yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi akhirnya. Ada dua jenis *capital investment* yaitu *fixed capital investment* dan *Working Capital Investment*, *fixed capital* merupakan investasi dalam produksi dan fasilitas pendukung sedangkan *working capital* mengacu pada dana yang dibutuhkan untuk menjalankan bisnis secara normal. Menurut aries & newton (1955) *capital investment* yang terdiri dari *fixed* dan *Working Capital Investment* mencakup:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital adalah total biaya instalasi pemrosesan, bangunan, layanan tambahan, dan rekayasa yang terlibat dalam pembangunan pabrik baru.

a. *Physical Plant Cost (PPC)*

- *Purchased-equipment Cost*

Biaya ini merupakan total biaya yang diperlukan untuk membeli alat-alat yang akan digunakan selama proses produksi berlangsung

- *Equipment Installation*

Biaya ini mencakup pembangunan pondasi, platform dan penopang, serta pemasangan alat yang akan digunakan untuk proses produksi.

Tabel 7. 4 Presentase Biaya Equipment Installation

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Fondations	4	3	7
Platforms and Supports	7	4	11
Erection of Equipmet	-	25	25

Total Installation	11	32	43
---------------------------	----	----	----

- *Piping Cost*

Biaya ini mencakup sistem perpipaan dan biaya pemasangannya.

Tabel 7. 5 Presentase Biaya *Piping Cost*

Process	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Solid	8	6	14
Solid-fluid	21	15	36
Fluid	49	37	86

- *Instrumentation*

Biaya ini merupakan biaya yang dikeluarkan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem penegndalian (kontrol).

Tabel 7. 6 Presentase Biaya *Instrumentation*

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Few or no controls	4	1	5
Some spesific controls	12	3	15
Extensive controls	24	6	30

- *Insulation*

Biaya ini merupakan biaya untuk sistem sirkulasi dalam proses produksi.

Tabel 7. 7 Presentase Biaya *Insulation*

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
<i>Insulation</i>	3	5	8

- *Electrical Auxiliaries*

Biaya ini meruakan biaya listrik yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Biasanya biaya ini sekitar 10%-15% dari *Purchased-equipment Value*.

- *Buildings*

Biaya ini merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan bangunan-bangunan yang ada di dalam lingkungan pabrik, mencakup

perkantoran, kantin, tempat ibadah, laboratorium, saluran air bersih, dan sanitasi

- *Land and Yard Improvements*

Biaya ini mencakup pembelian tanah, perbaikan kondisi tanah, pembatan jalan, dan paving.

- *Utilities*

Biaya utilitas merupakan pengeluaran yang dibutuhkan untuk menyediakan fasilitas penunjang proses produksi, seperti air, uap (steam), energi listrik, dan udara bertekanan.

Tabel 7. 8 Presentase Biaya *Utilities*

<i>Type of Service</i>	<i>Installed Cost (%)</i>
<i>Minimum Additional Services</i>	25
<i>Average Service</i>	40
<i>Complete New Service</i>	75

- *Enviroment Cost*

Biaya ini merupakan biaya yang dikerluarkan untuk pembangunan installasi unit pengolahan limbah cair, padar, dan gas yang nantinya akan dikirimkan ke unit pengolahn limbah terpadu di kawasan industri. Biasanya biaya ini sekitar 30% dari *Purchased-equipment Value*.

b. *Engineering and Construction*

Biaya ini mencakup design, *engineering*, *fiels supervision*, *temporary construction*, dan *inspection*. Secra umum biaya ini dapat diperkirakan setara dengan presentase biaya PPC. Presentasi biaya sebagai berikut

Tabel 7. 9 Presentase Biaya *Engineering and Construction*

<i>Physical Cost (PPC)</i>	<i>Engineering and Construction Cost (%)</i>
Kurang dari \$1,000,000	30
\$1,000,000 - \$5,000,000	25
Lebih dari \$5,000,000	20

c. *Contarctor's Fee*

Biaya ini tergantung dengan ukuran, seberapa kompleks, dan lokasi dari pembangunan pabrik itu sendiri. Biasanya sekitar 4% - 10% dari *Direct Plant Cost* yang merupakan hasil pertambahan dari PPC dan *Engineering and Construction Cost*.

d. *Contingency*

Biaya ini merupakan biaya candangan untuk hal yang tidak terduga, perubahan kecil pada pabrik, perubahan harga, dan estimasi eror lainnya.

Tabel 7. 10 Presentase Biaya *Contingency*

<i>Contingency Level</i>	<i>Contingency Cost (%)</i>
Low	10
Average	15
High	25

2. *Working Capital Investment*

Working Capital adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan bisnis secara normal.

a. *Raw Material Inventory*

Biaya ini dibutuhkan untuk manufaktur dan dikendalikan oleh tingkat konsumsi, nilai, ketersediaan, sumber dan persyaratan penyimpanan. Estimasi biaya ini adalah 1 bulan dikali dengan harga produk yang di jual.

b. *In-process Inventory*

Biaya ini digunakan dalam proses produksi yang bergantung pada waktu proses berlangsung. Estimasi biaya ini adalah setengah dari total *manufacturing expanses* yang terjadi selama periode proses dengan total waktu tunggu yang diperlukan untuk proses berlangsung.

c. *Product Inventory*

Biaya ini merupakan biaya yang harus dijaga agar dapat memenuhi proses produksi secara general. Inventaris produk dapat diasumsikan setara dengan produksi 1 bulan dari *manufacturing cost*.

d. *Extend Credit*

Biaya ini merupakan biaya untuk menutup hutang-hutang yang dapat terjadi ketika pembelian barang. Kredit yang diberikan diperkirakan sebesar produksi 1 bulan dari sales value atau dua kali dari *manufacturing cost*.

e. *Available Cash*

Biaya ini diperlukan untuk pembayaran upah, jasa, dan material. Uang yang harus tersedia diperkirakan sebesar 1 bulan dari *manufacturing expanses*.

8.3.2 *Production Cost*

Menurut Aries & Newton (1955) *Production Cost* terdiri dari:

A. *Manufacturing Cost*

1. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Direct manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan secara khusus dalam pembuatan suatu produk

a. *Raw Materials*

Bahan baku yaitu biaya pembelian ditambah biaya pengiriman semua bahan baku yang dipake untuk proses.

b. *Labor*

Biaya tenaga kerja adalah upah yang dibayarkan kepada karyawan.

c. *Maintenance*

Biaya ini mencakup semua biaya perawatan terhadap alat yang digunakan untuk proses

Tabel 7. 11 Presentase Biaya *Maintenance*

<i>Type of Equipment</i>	<i>Annual Maintennce (%)</i>
<i>Simple, lighth use</i>	2-4
<i>Average</i>	6-7
<i>Complicated, severe use</i>	8-10

d. *Plant Supplied*

Biaya ini adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan plant supplied seperti pelumas, charts, dan gasket. Biaya ini besarnya adalah 15% dari *maintenance Cost*

e. *Royalties and Patens*

Biaya patens dan royalti biasanya sekitar 1%-5% dari harga jual produk

f. *Utilities*

Biaya ini adalah biaya yang dibutuhkan untuk steam, air bersih, listrik, dan bahan bakar yang digunakan untuk proses produksi. Besarnya sekitar 25%-50% dari biaya bangunan dan *contingency*.

2. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Indirect manufacturing cost adalah pengeluaran yang dikeluarkan secara tidak langsung untuk proses produksi

a. *Payroll Overhead*

Payroll overhead merupakan biaya yang dikeluarkan melalui pensiun, cuti berbayar, asuransi, tunjangan, jaminan sosial, dan pajak pengangguran. Besarnya dapat diestimasi sekitar 15%-20% dari *labor Cost*.

b. *Laboratory*

Laboratorium berfungsi sebagai *quality control* dari bahan baku hingga produk jadi. Biaya yang dikeluarkan akan tergantung dengan kebutuhan pengujian, estimasi yang dikeluarkan adalah 10%-20% dari *labor Cost*.

c. *Plant Overhead*

Plant overhead merupakan biaya *maintenance* untuk beberapa servis yang dibutuhkan secara tidak langsung untuk proses produksi. Biaya ini mencakup pemeliharaan fasilitas medis dan rekreasi, pembelian, dan inventaris. Besarnya sekitar 50%-100% dari *labor Cost*.

d. *Packaging and Shipping*

Presentase untuk besaran dari *packaging* dan *shipping* sebesar 10% dari harga produk.

3. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed manufacturing cost adalah biaya investasi tetap dari modal awal dan segala biaya yang nilainya tetap konstan terhadap waktu

a. *Depreciation*

Biaya ini merupakan biaya penyusutan nilai dari suatu aset. Estimasi besarnya adalah 8%-10% dari *fixed capital investment*.

b. *Property Taxes*

Biaya pajak yang besarnya 1%-2% dari *fixed capital investment*.

c. *Insurance*

Biaya asuransi besarnya 1% dari *fixed capital investment*.

B. *General Expense*

1. *Administration*

Biaya ini terdiri dari gaji manajemen, biaya hukum, dan biaya audit. Besarnya sekitar 3%-6% dari *manufacturing cost*.

2. *Sales*

Biaya ini akan tergantung dengan jenis produk yang akan dijual, metode penjualan, distribusi, jangkauan pelanggan, dan iklan. Besarnya sekitar 5%-22% dari *manufacturing cost*.

3. *Research*

Biaya yang digunakan untuk riset besarnya sekitar 3.5%-8% dari *manufacturing cost*

4. *Finance*

Biaya ini merupakan pengeluaran untuk membayar tagihan bunga pinjaman modal. Besarnya sekitar 2-4% dari total *Cost investment*.

8.4 Analisa Kelayakan

Menurut Aries & Newton (1955) analisis kelayakan untuk menentukan kelayakan pabrik yang ingin berdiri terdiri dari:

8.4.1 *Profit on Sales*

Merupakan persentase laba atas penjualan atau besarnya keuntungan dari setiap penjualan satu produk. Nilai POS yang tinggi menunjukkan efisiensi dan profitabilitas dari suatu perusahaan. Hal ini penting digunakan untuk mengevaluasi apakah besar penjualan sudah cukup menghasilkan laba yang layak.

$$Pbh = \frac{Pb}{S}$$

$$Pba = \frac{Pa}{S}$$

Dimana:

P_{bh} : Profit sebelum pajak

P_{ba} : Profit setelah pajak

P_b : Laba per unit sebelum pajak

P_a: Laba per unit setelah pajak

S: Harga jual per unit produksi

8.4.2 *Return on Investment*

Merupakan tingkat pengembalian tahunan laba atau investasi yang didasarkan pada perkiraan keuntungan tahunan. Minimal persentase ROI untuk industri kimia 11%-44%. Nilai ROI digunakan untuk menilai efisiensi investasi, ROI yang tinggi menunjukkan bahwa investasi menghasilkan pengembalian yang baik.

$$Prb = \frac{Pb \times ro}{If}$$

$$Pra = \frac{Pa \times ro}{If}$$

Dimana:

P_{rb}: ROI sebelum pajak

P_{ra}: ROI setelah pajak

P_b: Laba per unit sebelum pajak

P_a: Laba per unit setelah pajak

r_o: Laju produksi tahunan

I_f: *Fixed capital investment*

8.4.3 *Pay-out Time*

Merupakan jumlah tahun di mana investasi modal akan kembali dengan keuntungan melebihi investasi modal. Maksimum tahun untuk nilai POT adalah 2 tahun untuk *High Risk* Industri dan 5 tahun untuk *Low Risk* Industri. Semakin pendek nilai POT, maka semakin cepat proyek untuk balik modal.

$$D = \frac{If}{Pb \times ro + 0.1 \times If}$$

Dimana

D: *Pay-out Time*

P_b: Laba per unit sebelum pajak

r_o : Laju produksi tahunan

I_f : *Fixed Capital Investment*

8.4.4 *Internal Rate Return*

Merupakan metrik yang digunakan dalam analisis keuangan untuk mengetahui besarnya anggaran modal yang digunakan untuk memperkirakan profitabilitas dari potensial investasi. jika $IRR > \text{suku bunga bank atau } Cost\ of\ capital$ maka proyek layak untuk berjalan.

$$0 = NPV = \sum_{t=1}^T \frac{C_t}{(1+IRR)^t} - C_o$$

Dimana :

C_t : Arus masuk kas bersih selama periode t

C_o : Total biaya investasi awal

IRR : Tingkat pengembalian internal

t : Jumlah periode waktu

8.4.5 *Break-even Point*

Merupakan titik yang menunjukkan tingkat biaya produksi dan penghasilan jumlahnya sama, hal ini menyatakan di mana pabrik tidak disebut untung dan tidak disebut rugi. BEP membantu mengetahui minimal produksi yang harus dijual agar tidak rugi.

$$r_a = \frac{F_a + 0.3R_a \times Z}{S_a - V_a - 0.7R_a}$$

Dimana:

r_a : Laju produksi tahunan aktual

F_a : Biaya tetap tahunan pada kapasitas maksimum

R_a : Biaya regulasi tahunan (pajak, izin dll) pada kapasitas maksimum

Z : Produksi maksimum tahunan

S_a : Pendapatan penjualan tahunan pada kapasitas maksimum

V_a : Biaya variabel tahunan pada kapasitas maksimum

8.4.6 *Shutdown Point*

Merupakan titik di mana harga jual hanya cukup untuk menutup biaya variabel saja, hal ini menunjukkan jika titik di bawah ini maka operasi pabrik sebaiknya di hentikan karena menghasilkan kerugian lebih besar. Jika harga jual $< shutdown\ point$ maka produksi harus di hentikan karena biaya variabel tidak tertutup.

$$r_a = \frac{0.3R_a \times Z}{S_a - V_a - 0.7R_a}$$

Dimana:

r_a : Laju produksi tahunan aktual

R_a : Biaya regulasi tahunan (pajak, izin dll) pada kapasitas maksimum

Z : Produksi maksimum tahunan

S_a : Pendapatan penjualan tahunan pada kapasitas maksimum

V_a : Biaya variabel tahunan pada kapasitas maksimum

8.4.7 *Net Present Value (NPV)*

Merupakan metode yang digunakan dalam analisis investasi untuk menentukan nilai sekarang dari arus kas masa depan yang diharapkan dari suatu investasi. Digunakan untuk mempertimbangkan faktor waktu dan risiko.

$NPV > 0$ = proyek layak

$NPV = 0$ = impas

$NPV < 0$ = proyek rugi

$$NPV = \sum_{t=1}^T \frac{C_t}{(1+r)^t} - C_0$$

Dimana:

C_t : Arus masuk kas bersih selama periode t

C_0 : Total biaya investasi awal

r : Tingkat pengembalian internal

t : Jumlah periode waktu

8.5 Hasil Perhitungan

8.5.1 *Capital Investment*

1. *Fixed Capital Investment*

Tabel 7. 12 Biaya *Physical Plant Cost*

<i>Physical Plant Cost</i>	Biaya (US\$)
PEC	5.578.242,60
Instalasi Alat	2.398.644,32
Pemipaan	4.797.288,64
Instrumentasi	1.673.472,78
Insulasi	446.259,41
Listrik	727.953,63
Bangunan	3.395.482,98
Tanah	1.697.741,49
Utilitas	4.183.681,95
Lingkungan	1.673.472,78
Total	26.572.240,57

Tabel 7. 13 Biaya *Fix Capital Investment*

<i>Fix Capital Invesment</i>	Biaya (US\$)
<i>Direc Plant Cost</i>	31.886.688,69
<i>Constructor's Fee</i>	3.188.668,87
<i>Contingency</i>	7.971.672,17
Total	43.047.029,73

2. *Working Capital Investment*

Tabel 7. 14 Biaya *Working Capital Investment*

<i>Working Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
<i>Raw Material</i>	43.480,75
<i>In-process Inventory</i>	41.508.078,52
<i>Product Inventory</i>	2.515.641,12
<i>Avalaiable cash</i>	2.515.641,12

<i>Extended Credits</i>	117.600,00
Total	46.700.441,51

3. *Plant Start Up Cost*
US\$ 4.304.702,97

4. *Interest During Construction (IDC)*
US\$ 2.152.351,49

Tabel 7. 15 *Biaya Total Capital Investment*

<i>Total Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
<i>Fix Capital Invesment</i>	43.047.029,73
<i>Working Capital Investment</i>	46.700.441,51
<i>Plant Start Up Cost</i>	4.304.702,97
<i>Interest During Construction (IDC)</i>	2.152.351,49
Total	96.204.525,70

8.5.2 *Production Cost*

A. *Manufacturing Cost*

1. *Direct Manufacturing Cost*

Tabel 7. 16 *Biaya Direct Manufacturing Cost*

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Raw Material</i>	43.480,75
<i>Labor Cost</i>	706.863,22
<i>Maintenance Cost</i>	4.304.702,97
<i>Plat Supplies</i>	645.705,45
<i>Royalties and Patens</i>	3.234.000,00
<i>Utilitas Cost</i>	5.683.577,58
Total	14.618.329,97

2. *Indirect Manufacturing Cost*

Tabel 7. 17 *Biaya Indirect Manufacturing Cost*

<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Biaya(US\$)
<i>Payroll overhead</i>	141.372,64

<i>Laboratory Cost</i>	141.372,64
<i>Plant overhead</i>	706.863,22
<i>Packaging & Transportation</i>	6.468.000
Total	7.457.608,51

3. *Fixed Manufacturing Cost*

Tabel 7. 18 *Biaya Fixed Manufacturing Cost*

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya(US\$)
<i>Depresiasi</i>	4.304.702,97
<i>Property Taxes</i>	860.940,59
<i>Asuransi</i>	430.470,30
Total	5.596.113,87

Tabel 7. 19 *Biaya Total Manufacturing Cost*

<i>Total Manufacturing Cost</i>	Biaya(US\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	14.618.329,97
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	7.457.608,51
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	5.596.113,87
Total	27.672.052,34

B. *General Expand*

Tabel 7. 20 *Biaya General Expand*

<i>General Expand</i>	Biaya (US\$)
<i>Administration</i>	1.660.323,14
<i>Sales</i>	6.087.851,52
<i>Riset</i>	2.213.764,19
<i>Finance</i>	3.845.714,50
Total	13.807.653,34

Tabel 7. 21 *Biaya Production Cost*

<i>Production Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Total Manufacturing Cost</i>	27.672.052,34

<i>General Expand</i>	13.810.119,87
Total	41.482.172,22

8.6 Analisa Kelayakan

Analisa ini mencakup perhitungan *Profit on Sales*, *Return Of Investment*, *Pay Out Time*, *Break Event Point*, *Shut Down Point*, NPV, dan *Internal Rate of Return*.

8.6.1 *Profit on Sales*

Total penjualan per tahun	= \$ 64,680,000
Biaya produksi per tahun	= \$ 41,482,172
Keuntungan sebelum pajak	= \$ 23,197,828
Keuntungan setelah pajak	= \$ 17,398,370.84

Dari hasil perhitungan didapatkan presentasi POS setelah pajak sebesar 26,9%, dilihat dari hasil presentasi menunjukkan keuntungan yang didapatkan sudah bagus.

8.6.2 *Return Of Investment*

ROI setelah pajak	= 40,42%
-------------------	----------

Dari hasil perhitungan di dapatkan persentase ROI sebesar 40,42%. Menurut aris persentase minimum ROI 11%- 44%, di mana hasil yang didapatkan sudah memenuhi. Persentase ini menunjukkan bahwa pengembalian dari investasi sebesar 40,42% dari total investasi tahunan.

8.6.3 *Pay Out Time*

POT setelah pajak	= 1,98 Tahun
-------------------	--------------

Dari hasil perhitungan di dapatkan POT selama 1,9 tahun. Menurut aris lama tahun pengembalian dari investasi untuk *high risk* industri maksimal selama 2 tahun, di mana hasil yang didapatkan sudah memenuhi. Nilai ini menunjukkan bahwa pengembalian investasi untuk pabrik ini akan kembali dengan hasil yang lebih dari investasi dalam 1.9 tahun.

8.6.4 *Break Event Point*

BEP	= 33.59%
-----	----------

Dari hasil perhitungan di dapatkan BEP sebesar 33.59%. Nilai BEP ini menunjukkan bahwa pabrik hanya perlu mencapai 33,59% dari kapasitas produksi untuk berada dalam kondisi impas. Di mana kondisi ini pabrik tidak rugi maupun untung.

8.6.5 *Shut Down Point*

$$\text{SDP} = 17.57\%$$

Dari hasil perhitungan di dapatkan SDP sebesar 17.57%. Nilai SDP ini menunjukkan jika pendapatan produksi kurang dari 17.57% kapasitas produksi maka pabrik sebaiknya berhenti beroperasi, karena pendapatan tidak akan cukup untuk memenuhi biaya dari variabel *Cost*.

8.6.6 *Internal Rate Return*

$$\text{IRR} = 16\%$$

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai IRR sebesar 16%. Nilai ini menunjukkan tingkat pengembalian pabrik secara internal, yang berarti pabrik akan memberikan 16% pengembalian per tahun jika dibandingkan dengan nilai waktu uang. Nilai ini menunjukkan pertahunnya investor akan mendapatkan pertumbuhan investasi sebesar 16%.

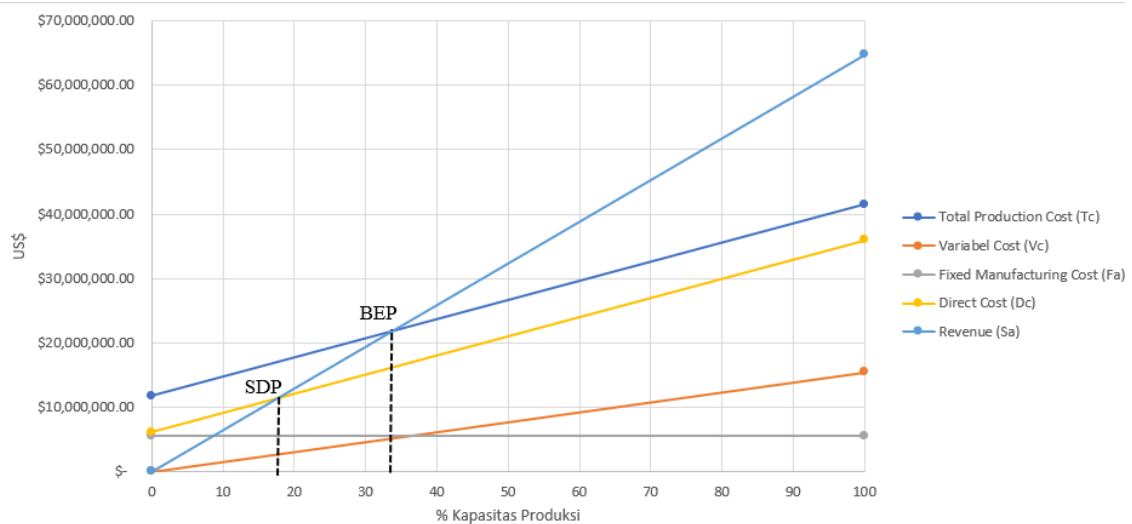
8.6.7 *Net Precents Value*

$$\text{NPV} = 0$$

Dari hasil perhitungan di dapatkan NPV sebesar 0. Nilai ini menunjukkan pabrik impas antara nilai sekarang arus kas sama dengan biaya investasi, hal ini menunjukkan pabrik tidak rugi dan tidak untung secara waktu nilai uang.

Tabel 7. 22 Analisa Kelayakan Pabrik

Analisis Kelayakan	Persentase (%)	Batasan	Keterangan
ROI Setelah Pajak	40,42%	11- 44 %	Layak
POT Setelah Pajak	1,98	Max. 2 tahun	Layak
BEP	33,59%	Max 60%	Layak
SDP	17,57%	<BEP	Layak
IRR	16%	Min 12%	Layak
NPV	0	=0	Layak



Gambar 7. 2 Grafik Analisa Kelayakan BEP dan SDP

Dari hasil grafik dapat diperoleh nilai SDP dan BEP, apabila nilai dari kapasitas produksi lebih besar dari SDP namun lebih kecil dari BEP maka pabrik dalam keadaan rugi. Untuk mengatasi hal ini pabrik harus menggunakan dana dari *fixed manufacturing cost*. Dari hasil analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan Pabrik Natrium Karbonat dengan kapasitas 132.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

BAB VIII

KESIMPULAN

Studi pra-rancangan ini berfokus pada pabrik Natrium Karbonat (Na_2CO_3) dengan kapasitas 132.000 ton/tahun, menggunakan batu kapur dan garam melalui proses *Solvay*. Pendirian pabrik ini sangat penting bagi Indonesia untuk memenuhi peningkatan permintaan domestik akan natrium karbonat, yang selama ini dipenuhi melalui impor. Dengan mendirikan pabrik ini, Indonesia bertujuan untuk meminimalkan kegiatan impor dan meningkatkan kemandirian dalam produksi bahan kimia vital ini, yang banyak digunakan dalam berbagai industri seperti kaca, bahan kimia, kertas, dan detergen. Proses *Solvay* dipilih karena kemurnian produk yang tinggi dan efisiensi penggunaan bahan baku berkat sistem daur ulang yang dimilikinya.

Analisa ekonomi dari usulan pabrik natrium karbonat dengan kapasitas 132.000 ton/tahun menunjukkan kelayakan untuk didirikan. Analisa ini mempertimbangkan faktor-faktor seperti profitabilitas, *Return on Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 40,42%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak sebesar 1,98 tahun (masih dalam batas maksimal 2 tahun), *Break-even Point* (BEP) sebesar 33,59% (di bawah maksimal 60%), *Shut Down Point* (SDP) sebesar 17,57% (di bawah BEP), dan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 16% (di atas minimal 12%). Nilai *Net Present Value* (NPV) adalah 0, menunjukkan titik impas secara finansial. Berdasarkan metode penilaian faktor untuk pemilihan lokasi, Gresik terpilih sebagai lokasi optimal karena ketersediaan bahan baku (NaCl , CaCO_3 , NH_3), kedekatan dengan pasar, serta infrastruktur yang memadai untuk listrik, air, dan transportasi. (Kern, 1965)

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., & Newton, R. D. (1955). *Chemical Engineering COst Estimation*. Mc Graw Hill Book Company.
- Badan Pusat Statistika. (2024). *Data TPAK Gresik*. <https://gresikkab.bps.go.id/id/statistics-table/2/Mzg0IzI=/tingkat-partisipasi-angkatan-kerja--tpak---persen-.html>
- Badan Pusat Statistika. (2025). *Data Ekspor Impor Nasional*. Badan Pusat Statistika. <https://www.bps.go.id/id/exim>
- Badan Standardisasi Nasional. (2000). SNI 03-6197-2000 Konservasi energi pada sistem pencahayaan. In *SNI03-6197-2000* (p. 17).
- Badan Standarisasi Nasional. (1996). *Spesifikasi dan Konstruksi Alat Pembakar (Burner) Gas Tekanan Rendah*.
- Badan Standarisasi Nasional. (2000). Tata cara perencanaan dan pemasangan sistem springkler otomatis untuk pencegahan bahaya kebakaran pada bangunan gedung. In *Badan Standarisasi Nasional*.
- Badan Standarisasi Nasional. (2001). Instalasi Pompa Yang Dipasang Tetap Untuk Proteksi Kebakaran. In *Badan Standarisasi Nasional*.
- Badger, W. L., & Banchero, J. T. (1955). *Introduction to Chemical Engineering*.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Process Equipment Design*.
- Butlin, P., Chubb, J., Earnshaw, D., Huggins, K., & McFarland, B. (2000). *Part 5 The Thermodynamics and Equilibria Involved in the Solvay Process For the Production of Sodium Carbonate*.
- Coulson, & Richardson's. (1983). *Chemical Engineering*.
- Geankopolis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*.
- Hesse, H. C. (1945). *Process Equipment Design*.
- Juru, N. A., & Gorda, E. S. (2020). Analisis Struktur Organisasi Sekretariat Dewan Perwakilan Rakyat Daerah Kabupaten Buleleng. *Perspektif*, 10(1), 239–247. <https://doi.org/10.31289/perspektif.v10i1.4641>
- Kementrian Kesehatan Republik Indonesia. (2017). Peraturan Menteri Kesehatan Republik

- Indonesia Nomor 32 Tahun 2017 Tentang Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan Dan Persyaratan Kesehatan Air Untuk Keperluan Higiene Sanitasi, Kolam Renang, Solus Per Aqua dan Pemandian Umum. In *Peraturan Menteri kesehatan Republik Indonesia* (pp. 1–20).
- KepGub. (2024). *Keputusan Gubernur Jawa Timur Nomor 100.3.3.1/775/KPTS/013/2024 Tentang Upah Minimum Kabupaten/Kota (UMK) Di Jawa Timur Tahun 2025* (Issue 11, pp. 3–5).
- Kern, D. Q. (1965). *Process Heat Transfer* (p. 878). Mc Graw Hill Book Company.
- Ludwig, E. E. (1964). *Applied Process Design*.
https://darmansyah1982.files.wordpress.com/2011/08/applied_process_design_volume2_3e.pdf
- Maswiarso, A. (2019). *PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA KALSIUM KLORIDA DARI ASAM KLORIDA DAN BATUAN KAPUR DENGAN KAPASITAS 10.000 TON/TAHUN*.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering* (Edisi 4). Erlangga, Jakarta.
- Minallah, M. F., Taufany, F., & Altway, A. (2017). Desain Pabrik Sodium Karbonat Dari CO₂ Flue Gas Pabrik Semen. *Jurnal Teknik ITS*, 6(1), 5–7.
<https://doi.org/10.12962/j23373539.v6i1.22475>
- Nyamiati, R. D., Ramadhani, A., Nurkhamdah, S., & Rahmawati, Y. (2019). Pra-Desain Pabrik Pembuatan Natrium Karbonat (Soda Abu) Dengan Menggunakan Proses Solvay. *Jurnal Teknik ITS*, 8(1). <https://doi.org/10.12962/j23373539.v8i1.39038>
- P3DN, K. (2024). *Data Kapasitas NaCl*.
https://tkdn.kemenperin.go.id/kapasitas.php?id=yzsyTqija1deEe7Yvlte7mNY5qKI5qyvsaVrPmv055o,&pub=PuWof_o9nUINBBU7L3RZKVmOM-YJ--m5LkXIzPEolvY,&nama=Ds3qGICR1E10gm3ffPNWnvPHDGuiohex02G9t4uFViI,
- Peray, K. E. (1979). *Cement Manufacturer's Handbook* (p. 394). Chemical Publishing Co. Inc.
- Perry, R. (1997). *Perry's Chemical Engineeris' Handbook Seventh Edition*.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (1999). *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Ed*. Mc

Graw Hill Book Company.

Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineers*.

Pontoh, N. G., Lumintang, D. W., & Gosal, V. Y. (2025). KEWENANGAN RAPAT UMUM PEMEGANG SAHAM (RUPS) PADA PEMBERHENTIAN SEORANG DIREKSI DITINJAU DARI UNDANG –UNDANG NOMOR 40 TAHUN 2007. *Lex Administrantum*, 13(1), 12. <https://www.city.kawasaki.jp/500/page/0000174493.html>

Saputra, A. S., Adhil, M., Prof, S., & Desmiarti, E. R. (2021). Studi Awal Pemanfaatan CO2 Untuk Pembentukan Natrium Karbonat: Kajian Kinetika Reaksi. *Jurnal Universitas Bung Hatta*, 18(4), 3.

Smith, J. M., Van Nes, H. C., & Abbott, M. M. (1997). *Introducción a la termodinámica en la Ingeniería Química Quinta Edición*. Mc Graw Hill Book Company.

Te-Pang, H. (1923). *Manufacture Of Soda With Special Reference to the Ammonia Process*.

Thieme, C. (2000a). Sodium Carbonates. In *Ullmann's Encyclopedia Of Industrial Chemistry* (pp. 299–316). <https://doi.org/10.1002/9780471264194.fos09109.pub2>

Thieme, C. (2000b). *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* (Sodium Car). <https://doi.org/10.1002/14356007.a24>

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design*.

Treybal, R. E. (1981). *Mass Transfer Operations*.

Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*.

Vilbrandt, F. C., & Dryden, C. E. (1959). *Chemical Engineering Plant Design* (M. S. Peters (ed.); Fourth Edi). Mc Graw Hill Book Company.

Wagialla, K. ., Mutaz, & Dahshan. (1991). *The manufacture of soda ash in the Arabian Gulf*. [https://doi.org/10.1016/0925-5273\(92\)90007-T](https://doi.org/10.1016/0925-5273(92)90007-T)

Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment*.

<http://dx.doi.org/10.1016/j.bpj.2015.06.056><https://academic.oup.com/bioinformatics/article-abstract/34/13/2201/4852827><https://doi.org/10.1016/j.str.2013.02.005><http://dx.doi.org/10.1016/j.str.2013.02.005><http://dx.doi.org/10.1016/j.str.2013.02.005>

Wisniak, J. (2003). Sodium carbonate - From natural resources to Leblanc and back. *Indian Journal of Chemical Technology*, 10(1), 99–112.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Book Company.

LAMPIRAN A

NERACA MASSA

Kapasitas pabrik	= 132.000 ton/tahun
Operasi	= 1 tahun
	= 334 hari
1 Hari kerja	= 24 jam
Basis operasi	= 1 jam operasi
Kapasitas produksi	= 16.666,67 kg/jam

Komposisi Bahan Baku

1. NaCl

- Kandungan = 99,2 %berat
- Air = 0,08 %berat

2. NH₃

- Kandungan = 99,5 %berat
- Air = 0,05 %berat

3. CaCO₃

- Kandungan = 95 %berat
- Impuritas = 2 %berat
- Air = 3 %berat

Komposisi Produk

1. Na₂CO₃

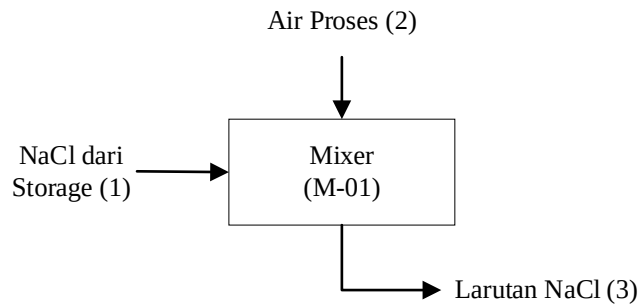
= 100 %berat

2. CaCl₂

- Kandungan = 76 %berat
- Air = 24 %berat

A. Carbonating Unit

1. Mixer (M-01)



Gambar A. 1 Diagram Alir Neraca Massa M-01

Diketahui :

Laju alir arus 3 = 56.139,77 kg/jam

Persamaan :

$$M1 + M2 = M3$$

Penyelesaian :

a. Menghitung laju alir arus 2

Untuk melarutkan 360 gr NaCl butuh 1 liter air maka,

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= \frac{56.139,77 \text{ kg/jam}}{2,778} \\ &= 20.210,32 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

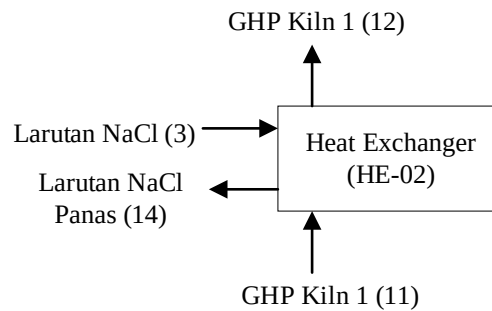
b. Menghitung laju alir arus 1

$$\begin{aligned}M1 + M2 &= M3 \\ M1 &= M3 - M2 \\ &= 56.139,77 \text{ kg/jam} - 20.210,32 \text{ kg/jam} \\ &= 35.929,45 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel A. 1 Neraca Massa M-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NaCl dari Storage (1)	35.929,45	
Air Proses (2)	20.210,32	
Larutan NaCl (3)		56.139,77
Total	56.139,77	56.139,77

2. *Heat Exchanger (HE-02)*



Gambar A. 2 Diagram Alir Neraca Massa HE-02

Diketahui :

Laju alir arus 3 = 56.139,77 kg/jam

Laju alir arus 11 = 71.184,51 kg/jam

Penyelesaian :

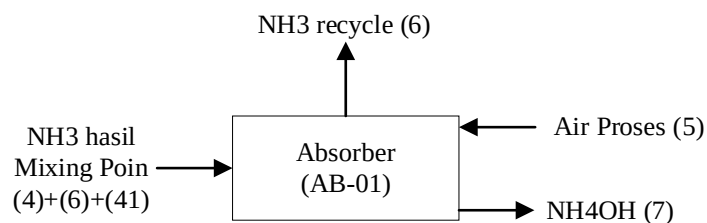
a. Laju alir arus 14 = 56.139,77 kg/jam

b. Laju alir arus 12 = 71.184,51 kg/jam

Tabel A. 2 Neraca Massa HE-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan NaCl (13)	56.139,77	
GHP Kiln 1 (11)	71.184,51	
Larutan NaCl Panas (14)		56.139,77
GHP Kiln 1 (12)		71.184,51
Total	127.324,28	127.324,28

3. *Absorber (AB-01)*



Gambar A. 3 Diagram Alir Neraca Massa AB-01

Diketahui :

Laju alir arus 7 = 33.670,41 kg/jam
 Laju alir arus 4+6+41 = 100.751,31 kg/jam
 Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
NH ₃	17
H ₂ O	18
NH ₄ OH	35,05

Persamaan :

$$M4 + M5 = M6 + M7$$

Penyelesaian :

a. Menghitung laju alir arus 5 dan arus 6

Kmol NH₄OH = 960.64 kmol/jam
 Kmol NH₃ = 5.926,55 kmol/jam

Reaksi

	NH ₃ +	H ₂ O →	NH ₄ OH
Mula-Mula	5.926,55		960.64
Bereaksi	960.64	960.64	960.64
Sisa	4.965,91	960.64	-

Laju alir arus 5 = 17.339,54 kg/jam
 Laju alir arus 6 = 84.420,44 kg/jam

b. Menghitung NH₃ dari storage

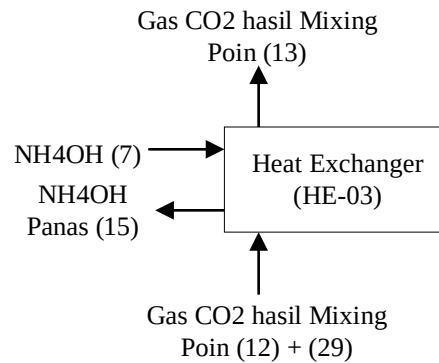
Laju alir arus 4+6+41 = 100.751,31 kg/jam
 Laju alir arus 6 = 84.420,44 kg/jam
 Laju alir arus 4 = 16.330,87 kg/jam

Tabel A. 3 Neraca Massa AB-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NH ₃ hasil Mixing Poin (4+6+41)	100.751,31	

Air Proses (5)	17.339,54	
NH ₃ Recycle (6)		84.420,44
NH ₄ OH (7)		33.670,41
Total	118.090,85	118.090,85

4. Heat Exchanger (HE-03)



Gambar A. 4 Diagram Alir Neraca Massa HE-03

Diketahui :

Laju alir arus 7 = 33.670,41 kg/jam

Laju alir arus 12+29 = 828.813,96 kg/jam

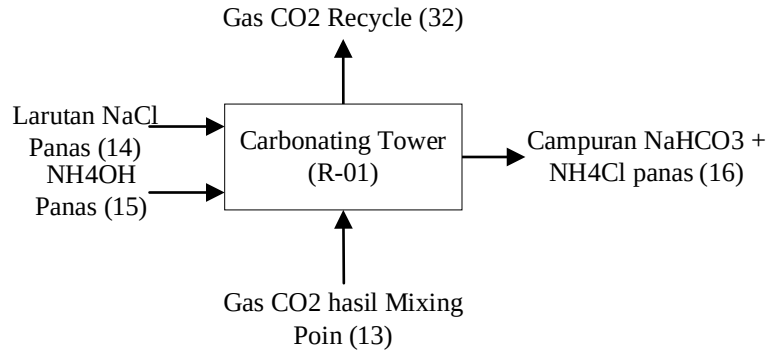
Penyelesaian :

- Laju alir arus 15 = 33.670,41 kg/jam
- Laju alir arus 13 = 828.813,96 kg/jam

Tabel A. 4 Neraca Massa HE-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NH ₄ OH (7)	33.670,41	
Gas CO ₂ hasil Mixing Poin (12+29)	828,813.96	
NH ₄ OH Panas (15)		33.670,41
Gas CO ₂ hasil Mixing Poin (13)		828,813.96
Total	862,484.37	862,484.37

5. Carbonating Tower (R-01)



Gambar A. 5 Diagram Alir Neraca Massa R-01

Diketahui :

Laju alir arus 13 = 828.813,96 kg/jam

Laju alir arus 16 = 132.087,93 kg/jam

Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
CO ₂	44,01
NH ₄ OH	35,05
NH ₄ HCO ₃	79,06
NaCl	58,44
NaHCO ₃	84
NH ₄ Cl	53,5

Persamaan :

$$M13 + M14 + M15 = M16 + M32$$

Penyelesaian :

a. Menghitung laju alir arus 14

$$\text{Kmol arus 16} = 960.64 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi Presipitasi

	NH ₄ HCO ₃ +	NaCl →	NaHCO ₃ +	NH ₄ Cl
Mula-mula			960.64	960.64
Bereaksi	960.64	960.64	960.64	960.64
Sisa	960.64	960.64	-	-

Laju alir arus 14 = 56.139,77 kg/jam

b. Menghitung arus 15

Kmol arus 13 = 18.832,40 kmol/jam

Reaksi Karbonasi

	$\text{CO}_2 +$	$\text{NH}_4\text{OH} \rightarrow$	NH_4HCO_3
Mula-mula	18.832,40		960.64
Bereaksi	960.64	960.64	960.64
Sisa	17.871,76	960.64	-

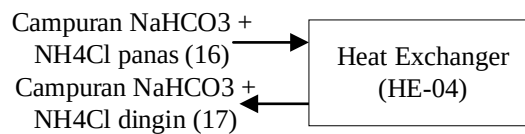
Laju alir arus 15 = 33.670,41 kg/jam

Laju alir arus 32 = 787.536,21 kg/jam

Tabel A. 5 Neraca Massa R-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan NaCl Panas	56.139,77	
NH_4OH Panas	33.670,41	
Gas CO_2 hasil Mixing Poin	828,813.96	
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Panas		132,087.93
Gas CO_2 Recycle		786,536.21
Total	918,624.14	918,624.14

6. Heat Exchanger (HE-04)



Gambar A. 6 Diagram Alir Neraca Massa HE-04

Diketahui :

Laju alir arus 17 = 132,087.93 kg/jam

Penyelesaian :

Kebutuhan air proses

Diasumsikan 2x dari bahan masuk = 264.175,87 kg/jam

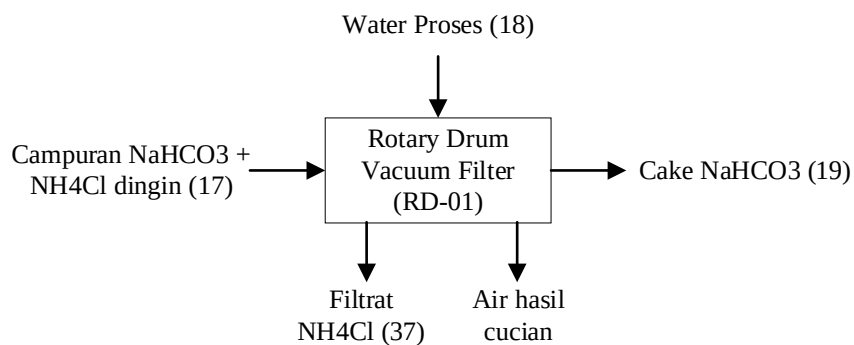
Laju alir arus 16 = 132,087.93 kg/jam

Tabel A. 6 Neraca Massa HE-04

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Panas	132,087.93	
Air Pendingin	264,175.87	
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Dingin		132,087.93
Air Pendingin		264,175.87
Total	396,263.80	396,263.80

B. Dekomposisi Unit

1. Rotary Drum Vacuum Filter (RD-01)



Gambar A. 7 Diagram Alir Neraca Massa RD-01

Diketahui :

Laju alir arus 19 = 26.417,59 kg/jam

Persamaan

$$M17 + M18 = M19 + M37 + \text{Air hasil cucian}$$

Pernyelesaian

a. Menghitung laju alir arus 18

Diasumsikan 20% dari bahan = 5.283,52 kg/jam

b. Menghitung laju alir arus 17

20% / hasil Cake filtrat = 132.087,93 kg/jam

c. Menghitung laju alir arus 37

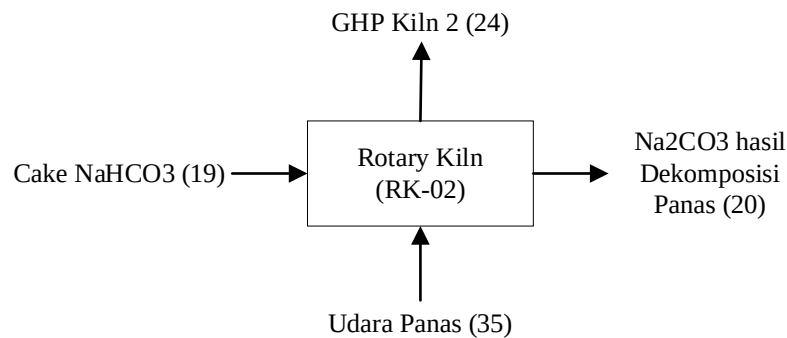
$$M37 = M17 - M19$$

$$= 105.670,35 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 7 Neraca Massa RD-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran $\text{NaHCO}_3 + \text{NH}_4\text{Cl}$ Dingin	132,087.93	
Water Process	5,283.52	
Cake NaHCO_3		26,417.59
Filtrat NH_4Cl		105,670.35
Air Hasil Pencuci		5,283.52
Total	137,371.45	137,371.45

2. Rotary Kiln (RK-02)



Gambar A. 8 Diagram Alir Neraca Massa RK-02

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 20} = 16.666,67 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir arus 35} = 829.727,69 \text{ kg/jam}$$

Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
NaHCO_3	84
CO_2	44.01
H_2O	18
Na_2CO_3	105.99

Persamaan :

$$M19 + M35 = M20 + M24$$

Pernyelesaian :

- a. Menghitung laju alir arus 19

$$\text{Kmol NaHCO}_3 = 157,25 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	$2\text{NaHCO}_3 \rightarrow$	$\text{Na}_2\text{CO}_3 +$	$\text{CO}_2 +$	H_2O
Mula-mula		157,25		
Bereaksi	314,50	157,25	157,25	157,25
Sisa	314,50	-	157,25	157,25

$$\text{Laju alir arus 19} = 26,417.59 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir gas CO}_2 = 6.920,46 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir gas H}_2\text{O} = 2.830,46 \text{ kg/jam}$$

- b. Menghitung laju alir arus 24

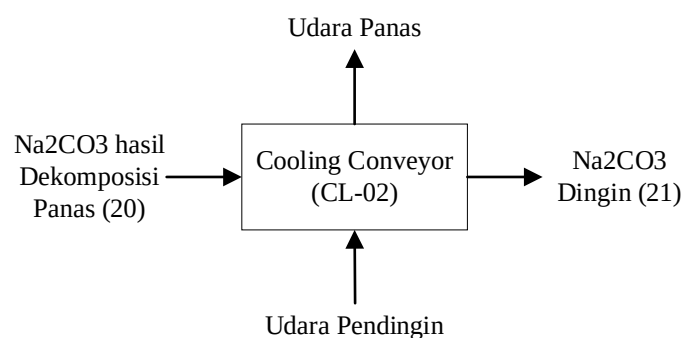
$$\text{M24} = \text{M35} + \text{Laju alir gas CO}_2 + \text{Laju alir gas H}_2\text{O}$$

$$= 839.478,61 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 8 Neraca Massa RK-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Cake NaHCO_3	26,417.59	
Udara Panas	829,727.69	
Na_2CO_3 hasil dekomposisi panas		16,666.67
GHP Kiln 2		839,478.61
Total	856,145.28	856,145.28

3. Cooling Conveyor (CL-02)



Gambar A. 9 Diagram Alir Neraca Massa CL -02

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 21} = 16,666.67 \text{ kg/jam}$$

Persamaan :

$$M20 + \text{Udara Pendingin} = M21 + \text{Udara Panas}$$

Penyelesaian :

a. Menghitung Kebutuhan Udara Pendingin

$$\begin{aligned} Q \text{ Na}_2\text{CO}_3 &= 2.713.333,33 \text{ kJ/jam} \\ &= 753,70 \text{ kW} \end{aligned}$$

$$\Delta T \text{ Udara} = 20^\circ\text{C}$$

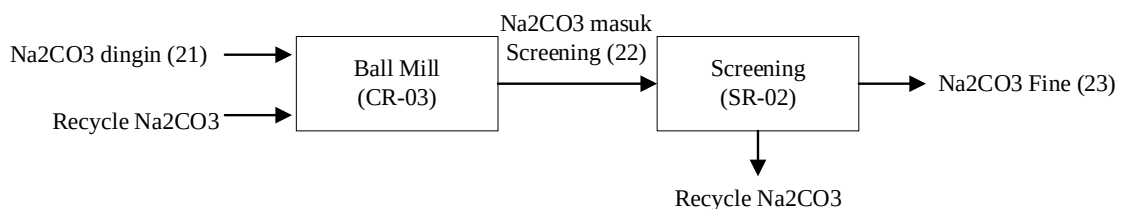
$$C_p \text{ Udara} = 1,005 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Udara} &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\ &= 37,5 \text{ kg/s} \\ &= 134.991,71 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 9 Neraca Massa CL -02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ CO ₃ hasil dekomposisi panas	16,666.67	
Udara Pendingin	134,991.71	
Na ₂ CO ₃ dingin		16,666.67
Udara Panas		134,991.71
Total	151,658.37	151,658.37

4. Ball Mill (CR-03)



Gambar A. 10 Diagram Alir Neraca Massa CR-03

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 23} = 16,666.67 \text{ kg/jam}$$

Persamaan

$$M22 = M23 + \text{Recycle}$$

$$M21 + \text{Recycle} = M22$$

Penyelesaian

a. Menghitung Recycle

Efisiensi *screening* 96% maka recycle 4% dari fine product

$$= 694,44 \text{ kg/jam}$$

b. Menghitung Laju alir arus 22

$$M22 = 17.361,11 \text{ kg/jam}$$

c. Menghitung laju alir arus 21

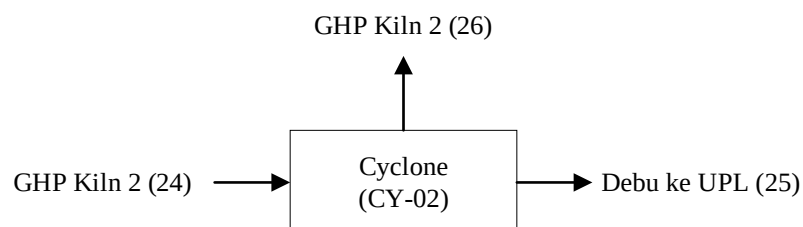
$$M21 = M22 - \text{Recycle}$$

$$= 16,666.67 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 10 Neraca Massa CR-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ CO ₃ dingin	16,666.67	
Recycle Na ₂ CO ₃	694.44	
Na ₂ CO ₃ masuk <i>screening</i>		17,361.11
Na ₂ CO ₃ masuk <i>screening</i>	17,361.11	
Recycle Na ₂ CO ₃		16,666.67
Na ₂ CO ₃ Fine		694.44
Total	34,722.22	34,722.22

5. Cyclone (CY-02)



Gambar A. 11 Diagram Alir Neraca Massa CY-02

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 24} = 839.478,61 \text{ kg/jam}$$

Persamaan :

$$M24 = M25 + M26$$

Penyelesaian :

- a. Menghitung laju alir arus 25

Efisiensi *Cyclone* 95% maka, debu 5% dari bahan masuk

$$M25 = 41.973,93 \text{ kg/jam}$$

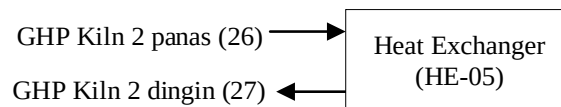
- b. Meghitung laju alir arus 26

$$\begin{aligned} M26 &= M24 - M25 \\ &= 797.504,68 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A. 11 Neraca Massa CY-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 2	839,478.61	
Debu ke UPL		41,973.93
GHP Kiln 2		797,504.68
Total	839,478.61	839,478.61

6. *Heat Exchanger* (HE-05)



Gambar A. 12 Diagram Alir Neraca Massa HE-05

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 26} = 797.504,68 \text{ kg/jam}$$

Penyelesaian

- a. Kebutuhan air pendingin

Asumsi 2x dari bahan masuk

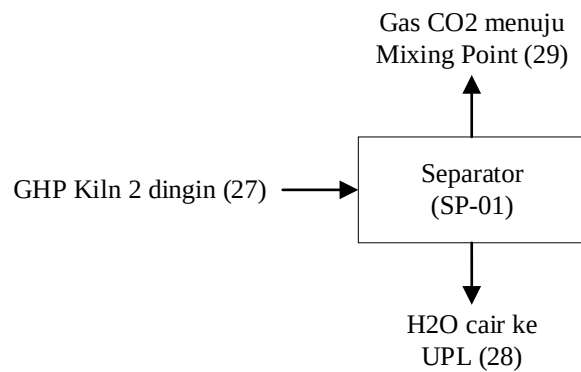
$$= 1.595.009,36 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 12 Neraca Massa HE-05

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
------------	----------------	-----------------

GHP Kiln 2 Panas	797,504.68	
Air Pendingin	1,595,009.36	
GHP Kiln 2 dingin		797,504.68
Air Pendingin		1,595,009.36
Total	2,392,514.04	2,392,514.04

7. Separator (SP-01)



Gambar A. 13 Diagram Alir Neraca Massa SP-01

Diketahui :

Laju alir arus 27 = 797.504,68 kg/jam

Persamaan :

$$M_{27} = M_{28} + M_{29}$$

Penyelesaian :

- a. Menghitung laju alir arus 28

Efisiensi separator 95% maka gas H₂O terpisahkan 5% dari bahan masuk

$$M_{28} = 39.875,23 \text{ kg/jam}$$

- b. Menghitung laju alir arus 29

$$\begin{aligned}
 M_{29} &= M_{27} - M_{28} \\
 &= 757.629,45 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

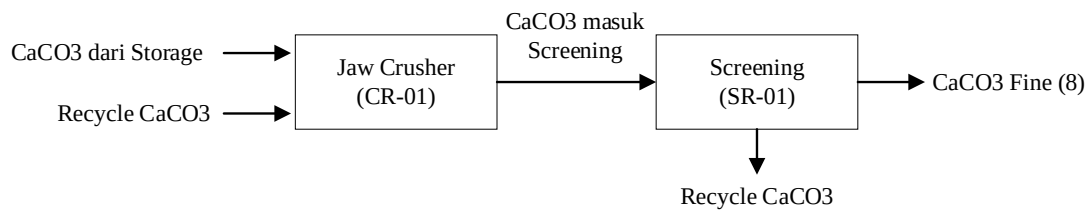
Tabel A. 13 Neraca Massa SP-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 2 dingin	797,504.68	
H ₂ O cair ke UPL		39,875.23

Gas CO ₂ menuju Mixing Point		757,629.45
Total	797,504.68	797,504.68

C. Recovery Unit

1. Jaw Crusher (CR-01)



Gambar A. 14 Diagram Alir Neraca Massa CR-01

Diketahui :

Laju alir arus 8 = 88.898,22 kg/jam

Persamaan

Produk masuk *screen* = M8 + Recycle

Bahan dari storage + Recycle = Produk masuk *screen*

Penyelesaian :

a. Menghitung bahan recycle

Efisiensi *screen* 96% maka recycle 4% dari bahan masuk
= 3.704,09 kg/jam

b. Menghitung produk masuk *screen*

Produk masuk *screen* = 92.602,31 kg/jam

c. Menghitung bahan dari storage

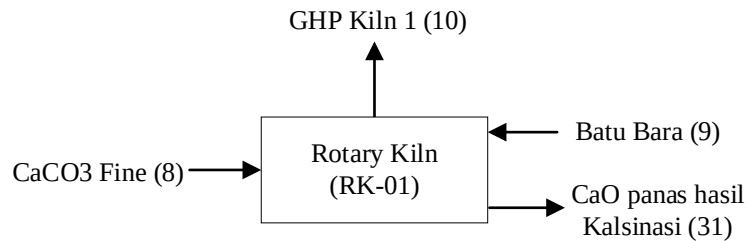
Bahan dari storage = produk masuk *screen* – recycle
= 88.898,22 kg/jam

Tabel A. 14 Neraca Massa CR-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaCO ₃ dari Storage	88,898.22	
Recycle CaCO ₃	3,704.09	
CaCO ₃ masuk <i>screening</i>		92,602.31
CaCO ₃ masuk <i>screening</i>	92,602.31	

Recycle CaCO ₃		88,898.22
CaCO ₃ Fine		3,704.09
Total	185,204.62	185,204.62

2. Rotary Kiln (RK-01)



Gambar A. 15 Diagram Alir Neraca Massa RK-01

Diketahui :

Laju alir arus 31 = 49.783,00 kg/jam

Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
CaO	56
CaCO ₃	100
CO ₂	44.01
O ₂	32
C	12.01
S	32.07
SO ₂	64
H ₂	2.02
H ₂ O	18
N	14.01
NO ₂	46

Persamaan :

$$M8 + M9 = M10 + M31$$

Penyelesaian :

a. Menghitung laju alir arus 8

Kmol CaO = 888,98 kmol/jam

Reaksi

	CaCO ₃ →	CaO +	CO ₂
Mula-mula		888,98	
Bereaksi	888,98	888,98	888,98
Sisa	888,98	-	888,98

Laju alir M8 = 88.898,22 kg/jam

Laju alir gas CO₂ = 39.124,10 kg/jam

Komponen Impuritas

Tabel A. 15 Komponen Impuritas *Limestone*

Komponen Impuritas	Presentase (%)	Massa (kg/jam)
CaCO ₃	95.2	84,631.10
MgCO ₃	0.9	800.08
SiO ₂	1.2	1,066.78
H ₂ O	2.7	2,400.25
Total	100.00	88,898.22

b. Menghitung laju alir arus 9

Asumsi kebutuhan batubara 12% dari massa masuk

= 13.334,73 kg/jam

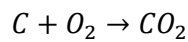
Tabel A. 16 Komponen Batubara

Komponen	Presentase (%)	Massa (kg/jam)
C (Carbon)	50.44	6,726.04
H ₂ (Hidrogen)	3.38	450.71
N (Nitrogen)	0.84	112.01
S (Sulfur)	0.22	29.34
O ₂ (Oksigen)	19.33	2,577.60
H ₂ O	12.84	1,712.18
Ash	12.95	1,726.85
Total	100.00	13,334.73

Reaksi Pembakaran

Diasumsikan pembakaran terjadi secara sempurna

- Reaksi I



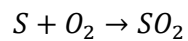
Kmol C = 560,04 kmol/jam

	C +	O ₂ →	CO ₂
Mula-mula	560,04		
Bereaksi	560,04	560,04	560,04
Sisa	-	560,04	560,04

O₂ dibutuhkan = 17.921,17 kg/jam

CO₂ dihasilkan = 24.641,61 kg/jam

- Reaksi II



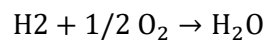
Kmol S = 0,91 kmol/jam

	S +	O ₂ →	SO ₂
Mula-mula	0,91		
Bereaksi	0,91	0,91	0,91
Sisa	-	0,91	0,91

O₂ dibutuhkan = 29,27 kg/jam

SO₂ dihasilkan = 58,54 kg/jam

- Reaksi III



Kmol H = 223,13 kmol/jam

	H ₂ +	0,5 O ₂ →	H ₂ O
Mula-mula	223,13		
Bereaksi	223,13	223,13	223,13
Sisa	-	223,13	223,13

O₂ dibutuhkan = 3.570,01 kg/jam

H₂O dihasilkan = 4.016,26 kg/jam

- Reaksi IV



	N +	O ₂ →	NO ₂
Mula-mula	8,00		
Bereaksi	8,00	8,00	8,00
Sisa	-	8,00	8,00

$$\text{O}_2 \text{ dibutuhkan} = 255,84 \text{ kg/jam}$$

$$\text{NO}_2 \text{ dihasilkan} = 367,78 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total O}_2 \text{ dibutuhkan} = 21.776,30 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ Teoritis} &= \text{Total O}_2 \text{ dibutuhkan} - \text{O}_2 \text{ dalam batubara} \\ &= 19.198,69 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sesungguhnya} &= 103\% \times \text{O}_2 \text{ teoritis} \\ &= 19.774,65 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ sisa pembakaran} &= \text{O}_2 \text{ sesungguhnya} - \text{O}_2 \text{ teoritis} \\ &= 575,96 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi Gas Hasil Pembakaran

Tabel A. 17 Komposisi Gas Hasil Pembakaran

Komponen	Presentase (%)
CO ₂	63,765.71
NO ₂	367.78
H ₂ O	6,416.51
SO ₂	58.54
O ₂	575.96
Total	71,184.51

c. Menghitung laju alir arus 10

$$\text{M10} = 71,184.51 \text{ kg/jam}$$

Berat Udara Panas

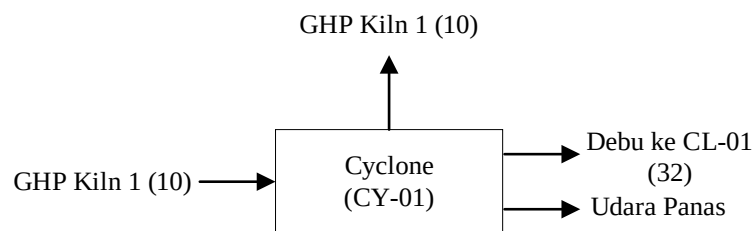
$$\begin{aligned} 91\% \text{ dari udara panas masuk dari cooler} \\ = 188.697,36 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Debu dari cooler = 5,531.44 kg/jam
 Total M10 = 265,413.31 kg/jam

Tabel A. 18 Neraca Massa RK-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaCO ₃ Fine	88,898.22	
Batu Bara	13,334.73	
Debu dan Udara Panas dari CL-01	212,963.37	
CaO panas hasil Kalsinasi		49,783.00
GHP Kiln 1		265,413.31
Total	315,196.32	315,196.32

3. Cyclone (CY-01)



Gambar A. 16 Diagram Alir Neraca Massa CY-01

Diketahui :

Laju alir arus 10 = 265.413,31 kg/jam

Persamaan :

$$M_{10} = M_{10} + M_{32} + \text{Udara Panas}$$

Penyelesaian :

$$M_{10} = 71,184.51 \text{ kg/jam}$$

Berat Udara Panas

$$91\% \text{ dari udara panas masuk dari cooler} \\ = 188.697,36 \text{ kg/jam}$$

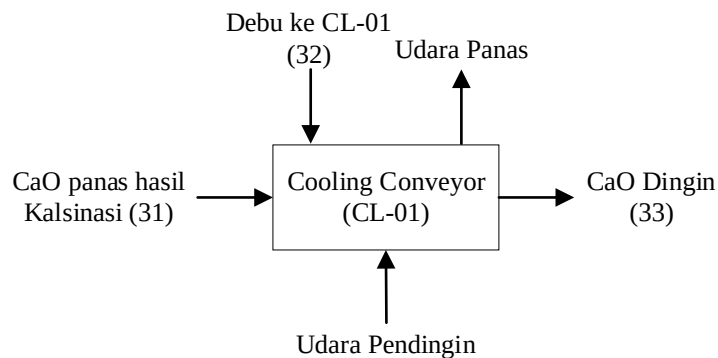
$$\text{Debu dari cooler} = 5,531.44 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 19 Neraca Massa CY-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
------------	----------------	-----------------

GHP Kiln 1	265,413.31	
GHP Kiln 1		71,184.51
Udara Panas		188,697.36
Debu ke CL-01		5,531.44
Total	265,413.31	265,413.31

4. Cooling Conveyor (CL-01)



Gambar A. 17 Diagram Alir Neraca Massa CL-01

Diketahui :

Laju alir arus 33 = 55.314,45 kg/jam

Laju alir arus 32 = 5,531.44 kg/jam

Persamaan :

$$M_{31} + M_{32} + \text{Udara Pendingin} = M_{33} + \text{Udara Panas}$$

Penyelesaian :

a. Menghitung Kebutuhan Udara Pendingin

$$Q_{\text{CaO}} = 31.270.362,39 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Konversi ke kW} = 8.686,21 \text{ kW}$$

$$\Delta T_{\text{Udara}} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$C_p_{\text{Udara}} = 1,005 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Massa} = 288,10 \text{ kg/s}$$

$$= 1.037.159,61 \text{ kg/jam}$$

Berat Udara Panas ke RK-02

Asumsi 80% dari massa udara pendingin

$$= 829.727,69 \text{ kg/jam}$$

Berat Udara Panas ke RK-01

Asumsi 20% dari massa udara pendingin

$$= 207.431,92 \text{ kg/jam}$$

Debu terbawa ke RK-01

Asumsi 10% dari massa produk

$$= 5,531.44 \text{ kg/jam}$$

b. Menghitung laju alir arus 31

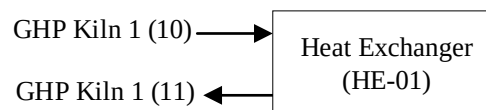
$$M_{31} = M_{33} - M_{32}$$

$$= 49.783,00 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 20 Neraca Massa CL-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaO panas hasil Kalsinasi	49,783.00	
Udara Pendingin	1,037,159.61	
Debu ke CL-01	5,531.44	
CaO Dingin		55,314.45
Udara Panas ke RK-02		829,727.69
Udara Panas ke RK-01		207,431.92
Total	1,092,474.06	1,092,474.06

5. Heat Exchanger (HE-01)



Gambar A. 18 Diagram Alir Neraca Massa HE-01

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 10} = 71,184.51 \text{ kg/jam}$$

Penyelesaian :

a. Menghitung kebutuhan cairan pendingin

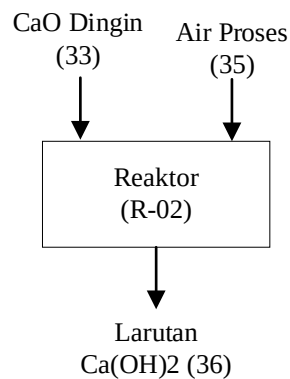
Asumsi kebutuhan 1x dari bahan masuk

$$= 71,184.51 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 21 Neraca Massa HE-01

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
GHP Kiln 1 panas	71,184.51	
Air Proses	71,184.51	
GHP Kiln 1 dingin		71,184.51
Air Proses		71,184.51
Total	142,369.02	142,369.02

6. Reaktor (R-02)



Gambar A. 19 Diagram Alir Neraca Massa R-02

Diketahui :

$$\text{Laju alir arus 36} = 73.094,09 \text{ kg/jam}$$

Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
CaO	56
H ₂ O	18.00
Ca(OH) ₂	74

Persamaan :

$$M_{33} + M_{35} = M_{36}$$

Penyelesaian :

$$\text{Kmol Ca(OH)}_2 = 987,76 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	CaO +	H ₂ O →	Ca(OH) ₂
Mula-mula			987,76
Bereaksi	987,76	987,76	987,76
Sisa	987,76	987,76	-

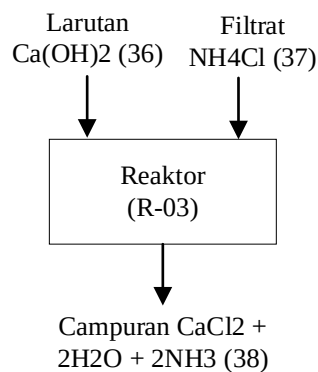
Laju alir M33 = 55,314.45 kg/jam

Laju alir M35 = 17.779,64 kg/jam

Tabel A. 22 Neraca Massa R-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
CaO Dingin	55,314.45	
Air Proses	17,779.64	
Larutan Ca(OH) ₂		73,094.09
Total	73,094.09	73,094.09

7. Reaktor (R-03)



Gambar A. 20 Diagram Alir Neraca Massa R-03

Diketahui :

Laju alir arus 37 = 105.670,35 kg/jam

Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)
NH ₄ Cl	53.49
CaCl ₂	110.98
H ₂ O	18.00

NH₃	17.00
Ca(OH)₂	74

Persamaan :

$$M36 + M37 = M38$$

Penyelesaian :

$$\text{Kmol NH}_4\text{Cl} = 1.975,52 \text{ kmol/jam}$$

	2NH₄Cl +	Ca(OH)₂ →	CaCl₂	2H₂O	2NH₃
Mula-mula	1.975,52				
Bereaksi	1.975,52	987,76	987,76	1.975,52	1.975,52
Sisa	-	987,76	987,76	1.975,52	1.975,52

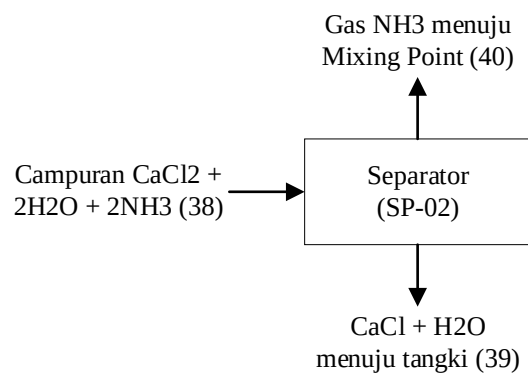
$$\text{Laju alir arus 36} = 73,094.09 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir arus 38} = 178,764.44 \text{ kg/jam}$$

Tabel A. 23 Neraca Massa R-03

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Larutan Ca(OH) ₂	73,094.09	
Filtrat NH ₄ Cl	105,670.35	
Campuran CaCl ₂		178,764.44
Total	178,764.44	178,764.44

8. Separator (SP-02)



Gambar A. 21 Diagram Alir Neraca Massa SP-02

Diketahui :

Laju alir arus 38 = 178,764.44 kg/jam

Persamaan :

$$M_{38} = M_{39} + M_{40}$$

Penyelesaian :

a. Menghitung laju alir arus 39

Laju alir CaCl_2 = 109.621,38 kg/jam

Laju alir H_2O = 35.559,29 kg/jam

Total = 145.180,66 kg/jam

b. Menghitung laju alir arus 40

Laju alir NH_3 = 33.583,77 kg/jam

Tabel A. 24 Neraca Massa SP-02

Keterangan	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Campuran CaCl_2	178,764.44	
$\text{CaCl}_2 + \text{H}_2\text{O}$ menuju tangki		145,180.66
Gas NH_3 terpisahkan		33,583.77
Total	178,764.44	178,764.44

Tabel A. 25 Neraca Massa Overall

Alat	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
NaCl Unit		
M-01	56.139,77	56.139,77
HE-02	127.324,28	127.324,28
NH3 Unit		
AB-01	118.090,85	118.090,85
HE-03	862,484.37	862,484.37
Carbonating Unit		
R-01	918,624.14	918,624.14
HE-04	396,263.80	396,263.80
Dekomposisi Unit		

RD-01	137,371.45	137,371.45
RK-02	856,145.28	856,145.28
CL-02	151,658.37	151,658.37
Ball Mill Unit		
CR-03	34,722.22	34,722.22
CO2 Recovery Unit		
CY-02	839,478.61	839,478.61
HE-05	2,392,514.04	2,392,514.04
SP-01	797,504.68	797,504.68
Jaw Crusher Unit		
CR-01	185,204.62	185,204.62
Kalsinasi Unit		
RK-01	315,196.32	315,196.32
CY-01	265,413.31	265,413.31
CL-01	1,092,474.06	1,092,474.06
HE-01	142,369.02	142,369.02
NH3 Recovery Unit		
R-02	73,094.09	73,094.09
R-03	178,764.44	178,764.44
SP-02	178,764.44	178,764.44
Total	10,422,608.05	10,422,608.05

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Produk} &= \frac{\text{Total Massa Produk}}{\text{Total Massa Bahan Baku}} \times 100\% \\
 &= 84\%
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 132.000 ton/tahun
 Basis Operasi = 1 jam operasi
 Tref = 27°C = 300,15 K

Data-data yang diperlukan untuk perhitungan neraca panas :

1. Kapasitas Panas Solid Komponen (Cp Solid)

$$C_p = A + BT + CT^2$$

Tabel B. 1 Cp Komponen Solid

Komponen	A	B	C	D	E	Satuan
CaCO ₃	19.68	0.001189	307600			cal/mol.K
MgCO ₃	16.9					cal/mol.K
SiO ₂	2.478	0.16522	-			J/mol.K
			0.000096769			
H ₂ O	9.695	0.074955	-			J/mol.K
			0.000015584			
Coal	0.37					cal/mol.K
CaO	10	0.00484	108000			cal/mol.K
NaHCO ₃	5.128	-0.005249	1.4757			J/mol.K
NaCl	41.293	0.033607	-			J/mol.K
			0.000013927			
Na ₂ CO ₃	175.201	-348.058	743.072	-305.551	-1.634221	J/mol.K

Sumber : (R. H. Perry & Green, 1999)

2. Kapasitas Panas Liquid Komponen (Cp Liquid)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Tabel B. 2 Cp Komponen Liquid

Komponen	A	B	C	D	E	F	Satuan
H ₂ O	92.053	-	-0.00021103	0.00000			J/mol.K
		0.039953		053469			
NH ₄ Cl	4.186						J/kg.K

NaCl	95.016	-	0.000000967	0.00000			J/mol.K
		0.031081	89	0005511			
				6			
NH4OH	3.7						J/kg.K
NH4HCO3	53.9						J/mol.K
CaCL2	125						J/mol.K
Ca(OH)2	95						J/mol.K
Downthrem	-	3.95E+0	-1.70E-01	3.90E-	-4.42E-	1.98E-	J/kg.K
	2.36E+	1		04	07	10	
	03						

Sumber : (Yaws, 1999)

3. Kapasitas Panas Gas Komponen (Cp Gas)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

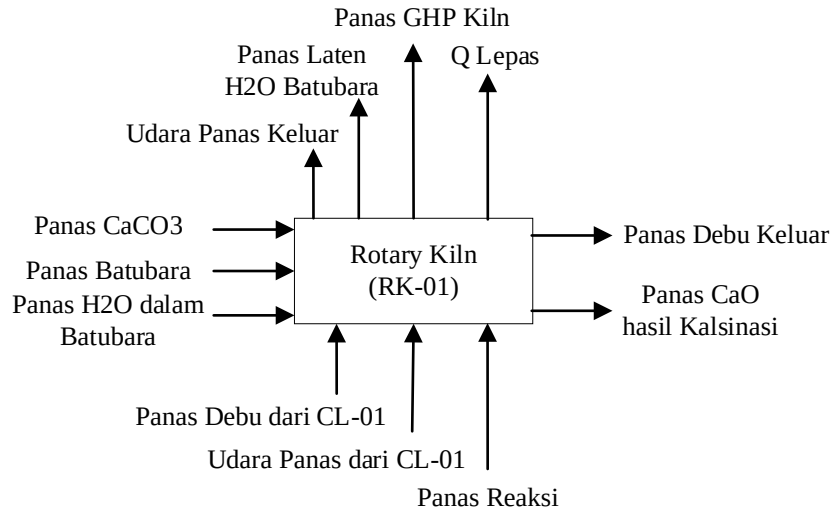
Tabel B. 3 Cp Komponen Liquid

Komponen	A	B	C	D	E	Satuan
N2	29.342	-0.0035395	0.000010076	-	0.0000000000	J/mol.K
				0.0000000043116	0025935	
O2	29.526	-0.0888999	0.000038083	-0.000000032629	0.0000000000	J/mol.K
					0088607	
CO2	27.437	0.042315	-0.000019555	0.0000000039968	-0.0000000000	J/mol.K
					00029872	
H2O	33.933	-0.0084186	0.000029906	-0.000000017825	0.0000000000	J/mol.K
					0036934	
NO2	32.791	-	0.000081722	-0.000000082872	0.0000000000	J/mol.K
		0.00074294			0024424	
SO2	29.637	0.034735	0.0000092903	-0.000000029885	0.0000000000	J/mol.K
					0010937	
NH3	33.573	-0.012581	0.000088906	-0.000000071783	0.0000000000	J/mol.K
					0018569	

Sumber : (Yaws, 1999)

Perhitungan Neraca Panas :

1. Rotary Kiln (RK-01)



Gambar B. 1 Diagram Alir Neraca Panas RK-01

Panas Masuk

a. Panas *Limestone* (CaCO₃)

Massa = 88.898,22 kg/jam
 T = 30°C = 303,15 K
 Tref = 27°C = 300,15 K

Tabel B. 4 Komposisi *Limestone* Masuk RK-01

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CaCO ₃	84,631.10	100	97.85	0.98	3	248,443.66
MgCO ₃	800.08	84.314	70.7096	0.84	3	2,012.96
SiO ₂	1,066.78	60.08	52.56	0.87	3	2,800.00
H ₂ O	2,400.25	18	32.42	1.80	3	12,968.40
Total	88,898.22					266,225.03

b. Panas Batubara

- Panas Batubara

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 13.334,73 \text{ kg/jam} \times 0,00387020 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15) \text{ K} \\
 &= 154,82 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

- Panas Sensibel Pembakaran

NHV Batubara

Tabel B. 5 Komposisi Batubara Masuk RK-01

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)
C (Carbon)	50.44	6,726.04
H ₂ (Hydrogen)	3.38	450.71
N (Nitrogen)	0.84	112.01
S (Sulfur)	0.22	29.34
O ₂ (Oxygen)	19.33	2,577.60
H ₂ O	12.84	1,712.18
Ash	12.95	1,726.85
Total	100	13,334.73

$$Net\ Heating\ Value\left(\frac{Kcal}{kg}\right) = 80.8\ C + 287\left(H - \frac{O_2}{8}\right) + 22.45\ S - 6.0\ m$$

(Peray, 1979)

$$NHV = 4.280,05\ Kcal/kg$$

$$= 20.604,15\ J/kg$$

$$Q = m \times NHV\ Batubara$$

$$= 13.334,73\ kg/jam \times 20.604,15\ J/kg$$

$$= 274.750.793,18\ J/jam$$

$$Total = 274.750.948,01\ J/jam$$

c. Panas H₂O Batubara

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 1.712,18\ kg/jam \times 1,87021436\ J/kg.K \times (303,15 - 300,15)\ K$$

$$= 9.606,43\ J/jam$$

d. Panas Debu dari CL-01

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$= 1.712,18\ kg/jam \times 1,00837297\ J/kg.K \times (673,15 - 300,15)$$

$$= 2.080.504,17\ J/jam$$

e. Udara Panas dari CL-01

$$Massa = 207.431,92\ kg/jam$$

$$T = 400^{\circ}C = 673,15\ K$$

$$T_{ref} = 27^{\circ}C = 300,15\ K$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/kmol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O ₂	21	43,560.70	32	21.19369956	0.662303111	373	10,761,195.35
N ₂	79	163,871.22	28,02	30.26323833	1.08	373	66,017,455.85
Total	100	207,431.92					76,778,651.20

f. Panas Reaksi

- Reaksi CaCO₃

Massa = 84.631,10 kg/jam

BM = 100 kg/kmol

Kmol = 846,31 kmol/jam

Reaksi

	CaCO ₃ →	CaO +	CO ₂
Mula-mula	846,31		
Bereaksi	846,31	846,31	846,31
Sisa	-	846,31	846,31

CaCO₃

Mol = 846,31 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = -31206,9 kJ/kmol

ΔH = - 1.021.412,77 kJ/jam

= - 1.021.412.767,28 J/jam

CaO

Mol = 846,31 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = -3605,5 kJ/kmol

ΔH = - 512.441,32 kJ/jam

= - 512.441.321,22 J/jam

CO₂

Mol = 846,31 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = -393,5 kJ/kmol.K

ΔH = - 333.023,39 kJ/jam

= - 33.023.385,47 J/jam

$$\Delta H \text{ Total} = 175.948.060,58 \text{ J/jam}$$

- Reaksi MgCO_3

$$\text{Massa} = 800,08 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM} = 84,31 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Kmol} = 9,49 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	$\text{MgCO}_3 \rightarrow$	$\text{MgO} +$	CO_2
Mula-mula	9,49		
Bereaksi	9,49	9,49	9,49
Sisa	-	9,49	9,49

MgCO_3

$$\text{Mol} = 9,49 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -1095,8 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H = -10.398,91 \text{ kJ/jam}$$

$$= -10.398.908,64 \text{ J/jam}$$

MgO

$$\text{Mol} = 9,49 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -601,6 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H = -5.709,06 \text{ kJ/jam}$$

$$= -5.709.055,88 \text{ J/jam}$$

CO_2

$$\text{Mol} = 9,49 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -393,5 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H = -3.734,23 \text{ kJ/jam}$$

$$= -3.734.231,20 \text{ J/jam}$$

$$\Delta H \text{ Total} = 955.621,55 \text{ J/jam}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi} = 175.948.060,58 \text{ J/jam} + 955.621,55 \text{ J/jam}$$

$$= 176.903.682,14 \text{ J/jam}$$

Panas Keluar

a. CaO Hasil Kalsinasi

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 499.783,00 \text{ kg/jam} \times 1,10757113 \text{ J/kg.K} \times (973,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 37.108.018,63 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

b. Gas Hasil Pembakaran

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 71.184,51 \text{ kg/jam} \\ T &= 700^\circ\text{C} = 973,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/kmol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO ₂	63,765.71	44.01	53.5123660	1.22	673	52,180,119.81
NO ₂	367.78	46.01	54.9907935	1.20	673	295,825.84
H ₂ O	6,416.51	18	40.9470653	2.27	673	9,823,461.36
SO ₂	58.54	64.07	54.5044881	0.85	673	33,518.19
O ₂	575.96	32	43.0455047	1.35	673	521,417.77
Total	71,184.51					62,854,342.97

c. Panas Laten Penguapan H₂O

$$\begin{aligned} Q &= m \times \Delta H_f (25^\circ\text{C}) \\ &= 6.416,51 \text{ kg/jam} \times 40,59 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 260.441,54 \text{ kJ/jam} \\ &= 260.441.542,21 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

d. Panas Debu Keluar

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 5.531,44 \text{ kg/jam} \times 1,10757113 \text{ J/kg.K} \times (973,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 4.123.113,18 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

e. Udara Panas Keluar

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 188.697,36 \text{ kg/jam} \\ T &= 700^\circ\text{C} = 973,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/kmol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O ₂	21	39,626.45	32	43.04550466	1.345172021	673	35,873,851.69
N ₂	79	149,070.91	28,02	31.69877393	1.13	673	113,496,459.26
Total	100	188,697.36					149,370,310.94

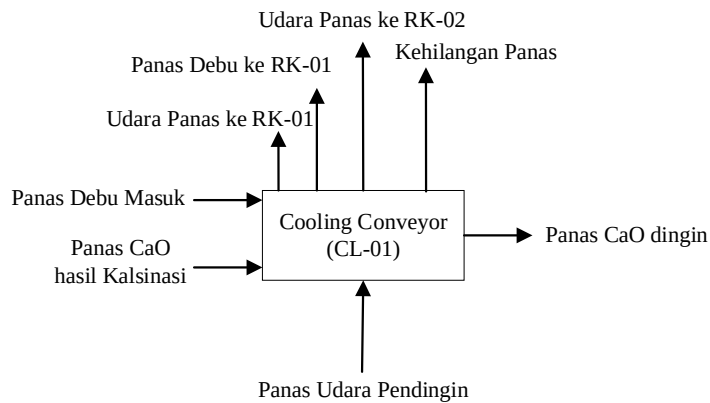
f. Q Lepas

$$\begin{aligned}
 Q \text{ Lepas} &= Q_{\text{produk}} - (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reaksi}}) \\
 &= 16.892.289,03 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 6 Neraca Panas RK-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaCO ₃	266,225.03	
Panas Batubara	274,750,948.01	
Panas H ₂ O dalam Batubara	9,606.43	
Panas Debu dari CL-01	2,080,504.17	
Udara Panas dari CL-01	76,778,651.20	
Panas Reaksi	176,903,682.14	
Panas CaO Hasil Kalsinasi		37,108,018.63
Panas GHP		62,854,342.97
Panas Laten Penguapan H ₂ O Batubara		260,441,542.21
Panas Debu Keluar		4,123,113.18
Udara Panas Keluar		149,370,310.94
Q Lepas		16,892,289.03
Total	530,789,616.96	530,789,616.96

2. Cooling Conveyor (CL-01)



Gambar B. 2 Diagram Alir Neraca Panas CL-01

Panas Masuk

- a. Panas CaO Hasil Kalsinasi

$$Q = 37,108,018.63 \text{ J/jam}$$

- b. Panas Debu Masuk

$$Q = 4,123,113.18 \text{ J/jam}$$

- c. Panas Udara Pendingin

$$\text{Massa} = 1.307.159,61 \text{ kg/jam}$$

$$T = 210^{\circ}\text{C} = 483,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 27^{\circ}\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/kmol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O ₂	21	217,803.52	32	7.733306774	0.241665837	183	9,632,327.55
N ₂	79	819,356.10	28.02	29.51182535	1.05	183	157,925,303.42
Total	100	1,037,159.61					167,557,630.97

Panas Keluar

- a. Panas CaO Dingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 55.314.45 \text{ kg/jam} \times 0.94457068 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 156.745,21 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

- b. Udara Panas Menuju RK-01

$$Q = 76,778,651.20 \text{ J/jam}$$

c. Panas Debu menuju RK-01

$$Q = 2,080,504.17 \text{ J/jam}$$

d. Udara Panas Menuju RK-02

$$\text{Massa} = 829.727,69 \text{ kg/jam}$$

$$T = 200^{\circ}\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

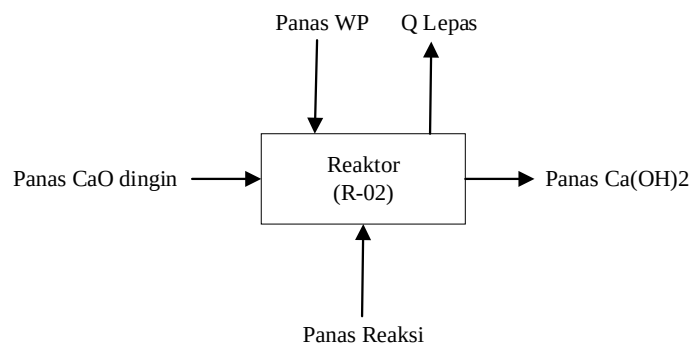
$$T_{\text{ref}} = 27^{\circ}\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/kmol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O ₂	21	174,242.82	32	7.023440489	0.219482515	173	6,616,082.49
N ₂	79	655,484.88	28.02	29.47930295	1.05	173	119,304,783.92
Total	100	829,727.69					125,920,866.41

Tabel B. 7 Neraca Panas CL-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaO Hasil Kalsinasi	37,108,018.63	
Panas Debu Masuk	4,123,113.18	
Panas Udara Pendingin	167,557,630.97	
Panas CaO Dingin		156,745.21
Udara Panas Menuju RK-02		76,778,651.20
Panas Debu menuju RK-01		2,080,504.17
Udara Panas menuju RK-01		5,920,866.41
Kehilangan Panas		3,851,995.80
Total	208,788,762.78	208,788,762.78

3. Reaktor (R-02)



Gambar B. 3 Diagram Alir Neraca Panas R-02

Panas Masuk

a. Panas CaO Dingin

$$Q = 156,745.21 \text{ J/jam}$$

b. Panas Air Proses

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 17.779,64 \text{ kg/jam} \times 4,19132127 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 223.560,59 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

c. Panas Reaksi

$$\text{Massa} = 73.094,09 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM} = 74 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Kmol} = 987,76 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	CaO +	H ₂ O →	Ca(OH) ₂
Mula-mula	987,76		
Bereaksi	987,76	987,76	987,76
Sisa	-	987,76	987,76

CaO

$$\text{Mol} = 987,76 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = - 655,5 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= - 647.475,34 \text{ kJ/jam} \\ &= - 647.475.340,93 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

H₂O

$$\text{Mol} = 987,76 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = - 241,8 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= - 238.839,87 \text{ kJ/jam} \\ &= - 238.839.874,05 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Ca(OH)₂

$$\text{Mol} = 987,76 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -902,8 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= - 891.747,88 \text{ kJ/jam} \\ &= - 891.747.883,74 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Total} &= - 5.432.668,76 \text{ J/jam} \\ &= 5.432.668,76 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Ca(OH)_2

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 73.094,09 \text{ kg/jam} \times 1,28378378 \text{ J/kg.K} \times (303,15-300,15)\text{K} \\ &= 281.511,02 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

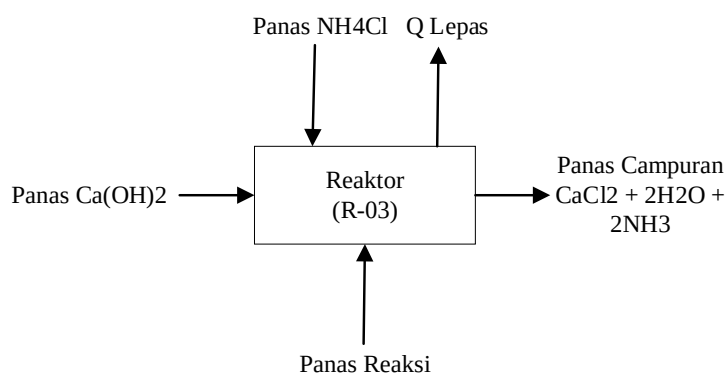
b. Q Lepas

$$\begin{aligned} Q &= Q_{\text{produk}} - (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reaksi}}) \\ &= 5.531.463,55 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 8 Neraca Panas R-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas CaO Dingin	156,745.21	
Panas WP	223,560.59	
Panas Reaksi	5,432,668.76	
Panas Ca(OH)_2		281,511.02
Q Lepas		5,531,463.55
Total	5,812,974.57	5,812,974.57

4. Reaktor (R-03)



Gambar B. 4 Diagram Alir Neraca Panas R-03

Panas Masuk

a. Panas Ca(OH)_2

$$Q = 281.511,02 \text{ J/jam}$$

b. Panas NH_4Cl

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 105.670,35 \text{ kg/jam} \times 4,1860 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 1.327.008,21 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

c. Panas Reaksi

Massa = 105.670,35 kg/jam

BM = 53,49 kg/kmol

Kmol = 1.975,52 kmol/jam

Reaksi

	2NH₄Cl +	Ca(OH)₂ →	CaCl₂ +	2H₂O +	2NH₃
Mula-mula	1.975,52				
Bereaksi	1.975,52	987,76	987,76	1.975,52	1.975,52
Sisa	-	987,76	987,76	1.975,52	1.975,52

NH₄Cl

Mol = 1.975,52 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 314,4 kJ/kmol

ΔH = - 621.102,20 kJ/jam
= - 621.102.203,47 J/jam

Ca(OH)₂

Mol = 987,76 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 902,8 kJ/kmol

ΔH = - 891.747,88 kJ/jam
= - 891.747.883,74 J/jam

CaCl₂

Mol = 987,76 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 948,1 kJ/kmol.K

ΔH = - 936.493,32 kJ/jam
= - 936.493.319,20 J/jam

H₂O

Mol = 1.975,52 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 241,8 kJ/kmol.K

ΔH = - 447.679,75 kJ/jam
= - 447.679.748,09 J/jam

NH₃

Mol = 1.975,52 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 45,9 kJ/kmol.K

ΔH = - 90.676,18 kJ/jam

$$= -90.676.180,47 \text{ J/jam}$$

$$\Delta H \text{ Total} = 8.000.839,45 \text{ J/jam}$$

Panas Keluar

a. Panas Larutan Campuran

$$\text{Massa} = 178.764,44 \text{ kg/jam}$$

$$T = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CaCl ₂	109,621.38	74	125	1.689189189	3	555,513.74
H ₂ O	35,559.29	18	34.16045346	1.89780297	3	202,453.56
NH ₃ Gas	33,583.77	17	36.0865149	2.122736171	3	213,868.45
Total	178,764.44					971,835.75

b. Q Lepas

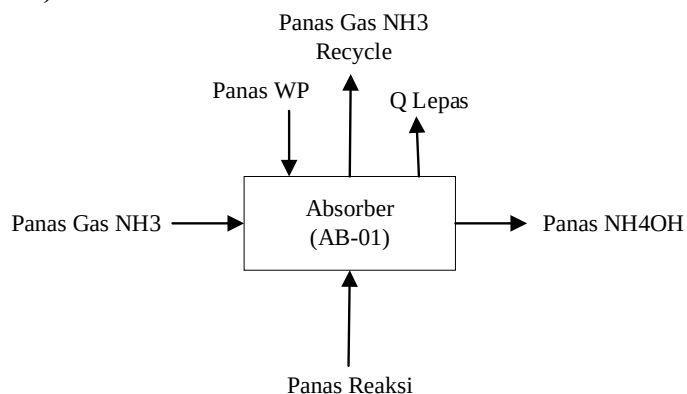
$$Q = Q_{\text{produk}} - (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reaksi}})$$

$$= 8.637.522,93 \text{ J/jam}$$

Tabel B. 9 Neraca Panas R-03

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Ca(OH) ₂	281,511.02	
Panas NH ₄ Cl	1,327,008.21	
Panas Reaksi	8,000,839.45	
Panas Campuran CaCl ₂ + 2H ₂ O + 2NH ₃		971,835.75
Q Lepas		8,637,522.93
Total	9,609,358.68	9,609,358.68

5. Absorber (AB-01)



Gambar B. 5 Diagram Alir Neraca Panas AB-01

Panas Masuk

a. Panas Gas NH₃

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 100.751,31 \text{ kg/jam} \times 2,12 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 641.605,36 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

b. Panas Air Proses

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 17.339,54 \text{ kg/jam} \times 1,87 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 97.285,98 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

c. Panas Reaksi

$$\text{Massa NH}_4\text{OH} = 33.670,41 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM} = 35,05 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Kmol} = 960,64 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Massa NH}_3 = 100.751,31 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM} = 17 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Kmol} = 5.926,55 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	NH ₃ +	H ₂ O →	NH ₄ OH
Mula-mula	5.926,55		960,64
Bereaksi	960,64	960,64	960,64
Sisa	4.965,91	960,64	-

NH₃

$$\text{Mol} = 960,64 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -45,9 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= -44.093,35 \text{ kJ/jam} \\ &= -44.093.353,58 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

H₂O

$$\text{Mol} = 960,64 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -241,8 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= -232.282,63 \text{ kJ/jam} \\ &= -232.282.633,87 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

NH₄OH

$$\text{Mol} = 960,64 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = -285,29 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= -274.060,85 \text{ kJ/jam} \\ &= -274.060.846,22 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ Total} = 2.315.141,22 \text{ J/jam}$$

Panas Keluar

a. Panas NH₄OH

$$\begin{aligned}Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 33.670,41 \text{ kg/jam} \times 3,70 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 100,15)\text{K} \\ &= 373.741,61 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

b. Panas Gas NH₃ Recycle

$$\begin{aligned}Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 84.420,44 \text{ kg/jam} \times 2,12 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 537.606,96 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

c. Q Lepas

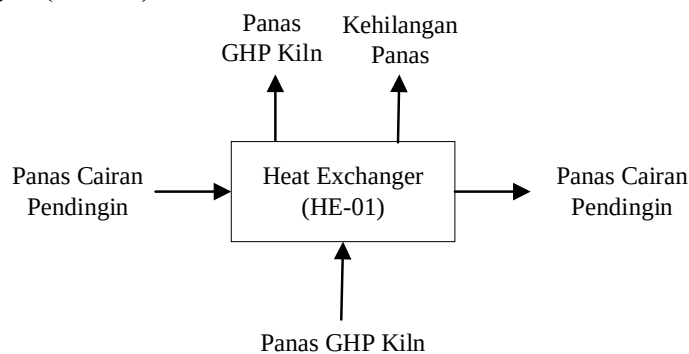
$$\begin{aligned}Q &= Q_{\text{produk}} - (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reaksi}}) \\ &= 2.142.683,99 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

Tabel B. 10 Neraca Panas AB-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Gas NH ₃	641,605.36	
Panas WP	97,285.98	

Panas Reaksi	2,315,141.22	
Panas NH ₄ OH		373,741.61
Panas Gas NH ₃ Recycle		537,606.96
Q Lepas		2,142,683.99
Total	3,054,032.56	3,054,032.56

6. Heat Exchanger (HE-01)



Gambar B. 6 Diagram Alir Neraca Panas HE-01

Panas Masuk

- a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$Q = 62,854,342.97 \text{ J/jam}$$

- b. Panas Cairan Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 71.184,51 \text{ kg/jam} \times 1,60 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 340.855,65 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Panas Keluar

- a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= 71.184,51 \text{ kg/jam} \\
 T &= 350^\circ\text{C} = 623,15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO ₂	63,765.71	44.01	47.1341726	1.07	323	22,058,413.00
NO ₂	367.78	46.01	47.6915783	1.04	323	123,133.23
H ₂ O	6,416.51	18	36.5435736	2.03	323	4,207,656.06
SO ₂	58.54	64.07	49.3073243	0.77	323	14,552.82

O2	575.96	32	17.6431740	0.55	323	102,570.44
Total	71,184.51					26,506,325.55

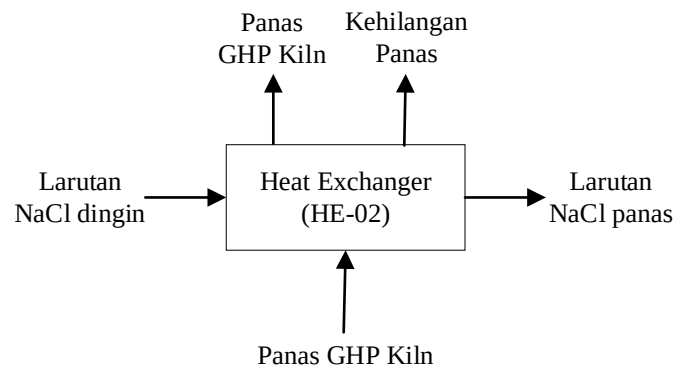
b. Panas Cairan Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 71.184,51 \text{ kg/jam} \times 2,20 \text{ J/kg.K} \times (523,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 34.925.621,81 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 11 Neraca Panas HE-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	62,854,342.97	
Panas Cairan Pendingin	340,855.65	
Panas GHP Kiln		26,506,325.55
Panas Cairan Pendingin		34,925,621.81
Kehilangan Panas		1,763,251.26
Total	63,195,198.63	63,195,198.63

7. *Heat Exchanger* (HE-02)



Gambar B. 7 Diagram Alir Neraca Panas HE-02

Panas Masuk

a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$Q = 26,506,325.55 \text{ J/jam}$$

b. Larutan NaCl Dingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 56.139,77 \text{ kg/jam} \times 1,47 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 247.373,21 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Gas Hasil Pembakaran

Massa	= 71.184,51 kg/jam	
T	= 150°C	= 423,15 K
Tref	= 27°C	= 300,15 K

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO2	63,765.71	44.01	42.1344040	0.96	123	7,508,925.94
NO2	367.78	46.01	41.6134861	0.90	123	40,913.84
H2O	6,416.51	18	34.4933741	1.92	123	1,512,402.84
SO2	58.54	64.07	44.0849378	0.69	123	4,954.83
O2	575.96	32	3.4611411	0.108161	123	7,662.45
Total	71,184.51					9,074,859.90

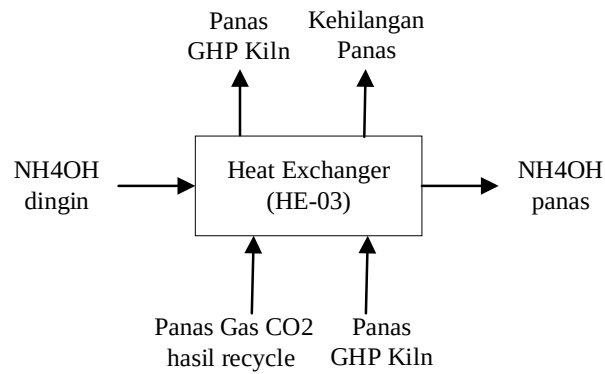
b. Larutan NaCl Panas

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 56.139,77 \text{ kg/jam} \times 1,45 \text{ J/kg.K} \times (338,15 - 300,15) \text{ K} \\
 &= 3.096.650,57 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 12 Neraca Panas HE-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	26,506,325.55	
Panas Larutan NaCl dingin	247,373.21	
Panas GHP Kiln		9,074,859.90
Panas Larutan NaCl panas		3,096,650.57
Kehilangan Panas		14,582,188.29
Total	26,753,698.76	26,753,698.76

8. Heat Exchanger (HE-03)



Gambar B. 8 Diagram Alir Neraca Panas HE-03

Panas Masuk

a. Panas Gas CO₂ Hasil Recycle

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 757.629,45 \text{ kg/jam} \times 0,90 \text{ J/kg.K} \times (338,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 25.944.568,76 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

b. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$Q = 9,074,859.90 \text{ J/jam}$$

c. NH₄OH Dingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 33.670,41 \text{ kg/jam} \times 3,70 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 373.741.62 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= 828.813,96 \text{ kg/jam} \\
 T &= 65^\circ\text{C} &= 338,15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} &= 300,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO2	821,395.16	44.01	39.6604267	0.90	38	28,128,187.60
NO2	367.78	46.01	38.9993314	0.85	38	11,846.00
H2O	6,416.51	18	33.8649356	1.88	38	458,733.60
SO2	58.54	64.07	41.4324129	0.65	38	1,438.66
O2	575.96	32	2.6733383	0.08	38	1,828.44
Total	828,813.96					28,602,034.29

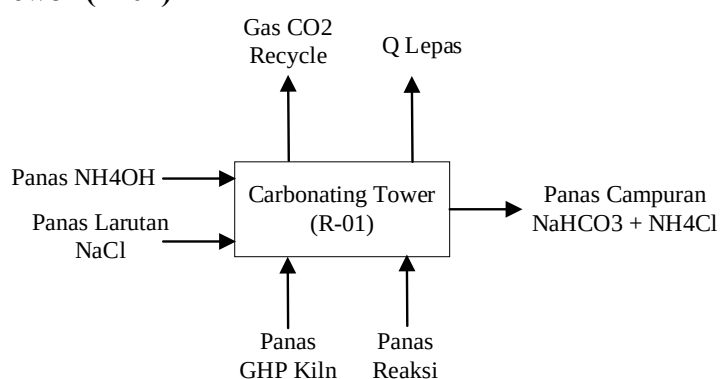
b. NH_4OH Panas

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 33.670,41 \text{ kg/jam} \times 3,70 \text{ J/kg.K} \times (338,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 4.734.060,33 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 13 Neraca Panas HE-03

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Gas CO_2 hasil Recycle	25,944,568.76	
Panas GHP Kiln	9,074,859.90	
Panas NH_4OH dingin	373,741.61	
Panas GHP Kiln		28,602,034.29
Panas NH_4OH panas		4,734,060.33
Kehilangan Panas		2,057,075.64
Total	35,393,170.26	35,393,170.26

9. Carbonating Tower (R-01)



Gambar B. 9 Diagram Alir Neraca Panas R-01

Panas Masuk

a. Panas Larutan NaCl

$$Q = 3.096.650,57 \text{ J/jam}$$

b. Panas NH_4OH

$$Q = 4.734.060,33 \text{ J/jam}$$

c. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$Q = 28,602,034.29 \text{ J/jam}$$

d. Panas Reaksi

- Reaksi I

Massa CO₂ = 828,813.96 kg/jam

BM = 44,01 kg/kmol

Kmol = 18.832,40 kmol/jam

Reaksi

	CO ₂ +	NH ₄ OH →	NH ₄ HCO ₃
Mula-mula	18.832,40		960,64
Bereaksi	960,64	960,64	960,64
Sisa	17.871,76	960,64	-

CO₂

Mol = 960,64 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 393,5 kJ/kmol

ΔH = - 378.011,65 kJ/jam

= - 378.011.647,75 J/jam

NH₄OH

Mol = 960,64 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 80,29 kJ/kmol

ΔH = - 77.129,75 kJ/jam

= - 77.129.746,37 J/jam

NH₄HCO₃

Mol = 960,64 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 197,3 kJ/kmol.K

ΔH = - 189.534,18 kJ/jam

= - 189.534.175,61 J/jam

ΔH Total = 265.607.218,52 J/jam

Reaksi II

Kmol = 960,64 kmol/jam

Reaksi

	NH ₄ HCO ₃ +	NaCl →	NaHCO ₃ +	NH ₄ Cl
Mula-mula			960,64	960,64
Bereaksi	960,64	960,64	960,64	960,64
Sisa	960,64	960,64	-	-

NH₄HCO₃

Mol = 960,64 kmol/jam

$$\begin{aligned}\Delta H_f (25^\circ\text{C}) &= - 597,3 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta H &= - 573.789,98 \text{ kJ/jam} \\ &= - 573.789.980,19 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

NaCl

$$\begin{aligned}\text{Mol} &= 960,64 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f (25^\circ\text{C}) &= - 411,2 \text{ kJ/kmol} \\ \Delta H &= - 395.014,97 \text{ kJ/jam} \\ &= - 395.014.967,11 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

NaHCO₃

$$\begin{aligned}\text{Mol} &= 960,64 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f (25^\circ\text{C}) &= - 1047,7 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H &= - 1.006.462,02 \text{ kJ/jam} \\ &= - 1.006.462.016,14 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

NH₄Cl

$$\begin{aligned}\text{Mol} &= 960,64 \text{ kmol/jam} \\ \Delta H_f (25^\circ\text{C}) &= - 314,4 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H &= - 302.025,06 \text{ kJ/jam} \\ &= - 302.025.062,40 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

$$\Delta H \text{ Total} = - 339.682.131,25 \text{ J/jam}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi} &= 265.607.218,52 \text{ J/jam} + (- 339.682.131,25 \text{ J/jam}) \\ &= - 74.074.912,73 \text{ J/jam} \\ &= 74.074.912,73 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Larutan Campuran

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= 132.087,93 \text{ kg/jam} \\ T &= 65^\circ\text{C} = 338,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}\end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
NaHCO ₃	26,417.59	84	168.742893	2.008843965	38	2,016,614.75
NH ₄ Cl	105,670.35	53.5		4.186	38	16,808,770.64

Total	132,087.93	18,825,385.39
--------------	-------------------	----------------------

b. Panas Gas CO₂ Recycle

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 786.536,21 \text{ kg/jam} \times 0,901168522 \text{ J/kg.K} \times (338,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 26.934.463,69 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

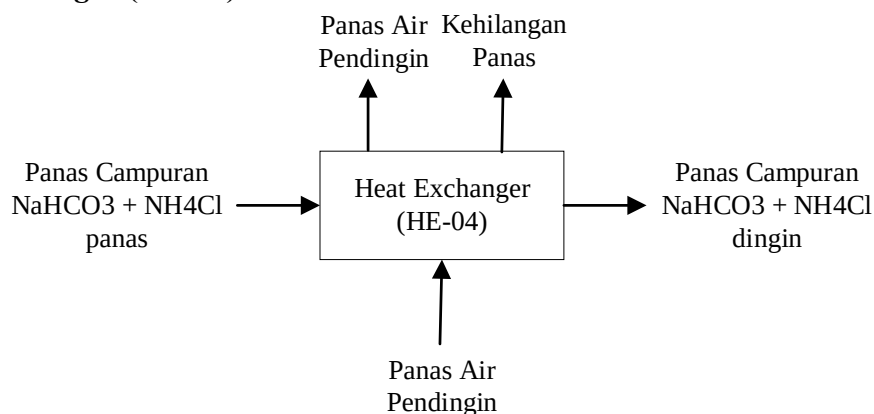
c. Q Lepas

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_{\text{produk}} - (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reaksi}}) \\
 &= 64.747.808,84 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 14 Neraca Panas R-01

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Larutan NaCl	3,096,650.57	
Panas NH ₄ OH	4,734,060.33	
Panas GHP Kiln	28,602,034.29	
Panas reaksi	74,074,912.73	
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl		18,825,385.39
Panas Gas CO ₂ recycle		26,934,463.69
Q Lepas		64,747,808.84
Total	110,507,657.92	110,507,657.92

10. Heat Exchanger (HE-04)



Gambar B. 10 Diagram Alir Neraca Panas HE-04

Panas Masuk

a. Panas Larutan Campuran

$$Q = 18,825,385.39 \text{ J/jam}$$

b. Panas Air Pendingin

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 264.175,87 \text{ kg/jam} \times 4,191321271 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 3.321.737,77 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Larutan Campuran Dingin

$$\begin{aligned} \text{Massa} &= 132.087,93 \text{ kg/jam} \\ T &= 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
NaHCO ₃	26,417.59	84	135.6202524	1.614526814	3	127,955.71
NH ₄ Cl	105,670.35	53.5		4.186	3	1,327,008.21
Total	132,087.93					1,454,963.91

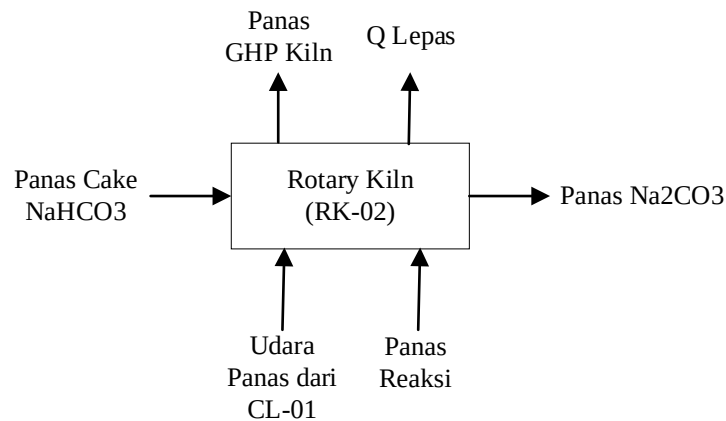
b. Panas Air Pendingin

$$\begin{aligned} Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 264.175,87 \text{ kg/jam} \times 4,177789923 \text{ J/kg.K} \times (318,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 19.866.082,85 \text{ J/jam} \end{aligned}$$

Tabel B. 15 Neraca Panas HE-04

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl	18,825,385.39	
Panas Air Pendingin	3,321,737.77	
Panas Campuran NaHCO ₃ + NH ₄ Cl		1,454,963.91
Panas Air Pendingin		19,866,082.85
Kehilangan Panas		826,076.41
Total	22,147,123.17	22,147,123.17

11. Rotary Kiln (RK-02)



Gambar B. 11 Diagram Alir Neraca Panas RK-02

Panas Masuk

a. Panas Cake NaHCO₃

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 26,417.59 \text{ kg/jam} \times 1,61 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 127.955,71 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

b. Udara Panas dari CL-01

$$Q = 125,920,866.41 \text{ J/jam}$$

c. Panas Reaksi

$$\text{Massa} = 16.666,67 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM} = 105,99 \text{ kmol/kg}$$

$$\text{Kmol} = 157,25 \text{ kmol/jam}$$

Reaksi

	2NaHCO₃ →	Na₂CO₃ +	CO₂ +	H₂O
Mula-mula		157,25		
Bereaksi	314,50	157,25	157,25	157,25
Sisa	314,50		157,25	157,25

NaHO₃

$$\text{Mol} = 314,50 \text{ kmol/jam}$$

$$\Delta H_f (25^\circ\text{C}) = - 1047.7 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H = - 329.496,49 \text{ kJ/jam}$$

$$= - 329.49.493,38 \text{ J/jam}$$

Na₂CO₃

Mol = 157,25 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 1530 kJ/kmol

ΔH = - 240,588.73 kJ/jam
= - 240,588,734.79 J/jam

CO₂

Mol = 157,25 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 393.5 kJ/kmol.K

ΔH = - 61,876.91 kJ/jam
= - 61,876,906.63 J/jam

H₂O

Mol = 157,25 kmol/jam

ΔH_f (25°C) = - 241.8 kJ/kmol.K

ΔH = - 38,022.45 kJ/jam
= - 38,022,454.95 J/jam

ΔH Total = 10.991.602,98 J/jam

Panas Keluar

a. Panas Na₂CO₃

Q = m x Cp x ΔT
= 16.666,67 kg/jam x 1,25 J/kg.K x (448,15 – 300,15)K
= 3.091.022,11 J/jam

b. Panas Gas Hasil Pembakaran

Massa = 839.478,61 kg/jam
T = 175°C = 448,15 K
T_{ref} = 27°C = 300,15 K

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO ₂	6,920.46	44.01	42.8207576	0.97	148	996,551.90
H ₂ O	2,830.46	18	34.7111032	1.93	148	807,818.86
O ₂	174,242.82	32	5.2453520	0.16	148	4,227,087.63
N ₂	655,484.88	28.02	29.4018134	1.05	148	101,795,921.47
Total	839,478.61					107,827,379.87

c. Q Lepas

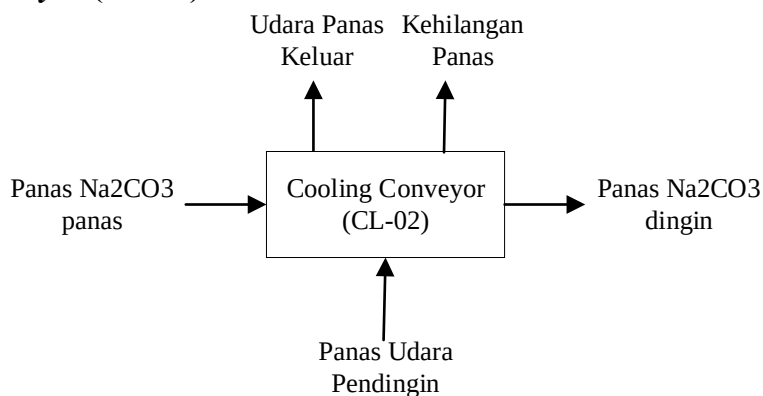
Q = Q_{produk} – (Q_{umpan} + Q_{reaksi})

$$= 26.122.023,13 \text{ J/jam}$$

Tabel B. 16 Neraca Panas RK-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Cake NaHCO_3	127,955.71	
Udara Panas dari CL-01	125,920,866.41	
Panas Reaksi	10,991,602.98	
Panas Na_2CO_3		3,091,022.11
Panas GHP Kiln		107,827,379.87
Q Lepas		26,122,023.13
Total	137,040,425.10	137,040,425.10

12. Cooling Conveyor (CL-02)



Gambar B. 12 Diagram Alir Neraca Panas CL-02

Panas Masuk

- Panas Na_2CO_3
 $Q = 3,091,022.11 \text{ J/jam}$
- Panas Udara Pendingin
 Massa = 134,991.71 kg/jam
 $T = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$
 $T_{\text{ref}} = 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O2	21	28,348.26	32	0.855760945	0.02674253	63	47,760.56
N2	79	106,643.45	28.02	29.18345423	1.04	63	6,997,506.29
Total	100	134,991.71					7,045,266.85

Panas Keluar

a. Panas Na₂CO₃ Dingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 16.666,67 \text{ kg/jam} \times 1,05 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 52,684.39 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

b. Udara Panas Keluar

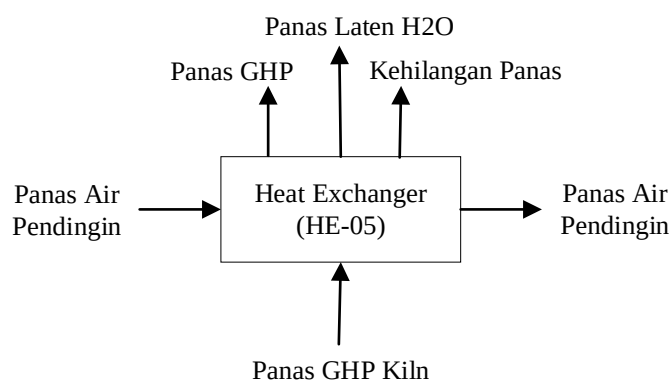
$$\begin{aligned}
 \text{Massa} &= 134,991.71 \text{ kg/jam} \\
 T &= 115^\circ\text{C} = 388,15 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &= 27^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
O ₂	21	28,348.26	32	0.949876327	0.02968363	88	74,050.18
N ₂	79	106,643.45	28.02	29.23994698	1.04	88	9,793,215.38
Total	100	134,991.71					9,867,265.57

Tabel B. 17 Neraca Panas CL-02

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas Na ₂ CO ₃ panas	3,091,022.11	
Panas Udara Pendingin	7,045,266.85	
Panas Na ₂ CO ₃ dingin		52,684.39
Udara Panas Keluar		9,867,265.57
Kehilangan Panas		216,338.99
Total	10,136,288.95	10,136,288.95

13. Heat Exchanger (HE-05)



Gambar B. 13 Diagram Alir Neraca Panas HE-05

Panas Masuk

a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$\begin{aligned}\text{Massa} &= 797,504.68 \text{ kg/jam} \\ T &= 175^{\circ}\text{C} = 448,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^{\circ}\text{C} = 300,15 \text{ K}\end{aligned}$$

Komposisi	Massa (%)	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO ₂	0.824376476	6,574.44	44.01	42.8207576	0.97	148	946,724.30
H ₂ O	0.337168293	2,688.93	18	34.7111032	1.93	148	767,427.92
O ₂	20.7560756	165,530.67	32	5.2453520	0.16	148	4,015,733.25
N ₂	78.08237963	622,710.63	28.02	29.4018134	1.05	148	96,706,125.40
Total	100						102,436,010.87

b. Panas Air Pendingin

$$\begin{aligned}Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 1,595,009.36 \text{ kg/jam} \times 4.191321271 \text{ J/kg.K} \times (303,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 20,055,590.00 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

Panas Keluar

a. Panas Gas Hasil Pembakaran

$$\begin{aligned}T &= 60^{\circ}\text{C} = 33,15 \text{ K} \\ T_{\text{ref}} &= 27^{\circ}\text{C} = 300,15 \text{ K}\end{aligned}$$

Komposisi	Massa (kg)	BM (kg/km)	Cp (J/mol.K)	Cp (J/kg.K)	dt (K)	Q (J/jam)
CO ₂	6,574.44	44.01	39.5079596	0.90	33	194,762.80
O ₂	165,530.67	32	3.0384518	0.09	33	518,674.38
N ₂	622,710.63	28.02	29.1249092	1.04	33	21,359,774.86
Total						22,073,212.03

b. Panas Laten H₂O

$$\begin{aligned}Q &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 2,688.93 \text{ kg/jam} \times 1.879665497 \text{ J/kg.K} \times (333,15 - 300,15)\text{K} \\ &= 166,791.72 \text{ J/jam}\end{aligned}$$

c. Panas Air Pendingin

$$\begin{aligned}
 Q &= m \times C_p \times \Delta T \\
 &= 1,595,009.36 \text{ kg/jam} \times 1.879665497 \text{ J/kg.K} \times (333,15 - 300,15)\text{K} \\
 &= 98,936,774.18 \text{ J/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel B. 18 Neraca Panas HE-05

Keterangan	Input (J/jam)	Output (J/jam)
Panas GHP Kiln	102,436,010.87	
Panas Air Pendingin	20,055,590.00	
Panas GHP		22,073,212.03
Panas Laten H ₂ O		166,791.72
Panas Air Pendingin		98,936,774.18
Kehilangan Panas		1,314,822.95
Total	122,491,600.88	122,491,600.88

Tabel B. 19 Neraca Panas Overall

Alat	Input (J/jam)	Output (J/jam)
RK-01	530,789,616.96	530,789,616.96
CL-01	208,788,762.78	208,788,762.78
R-02	5,812,974.57	5,812,974.57
R-03	9,609,358.68	9,609,358.68
AB-01	3,054,032.56	3,054,032.56
HE-01	63,195,198.63	63,195,198.63
HE-02	26,753,698.76	26,753,698.76
HE-03	35,393,170.26	35,393,170.26
R-01	110,507,657.92	110,507,657.92
HE-04	22,147,123.17	22,147,123.17
RK-02	137,040,425.10	137,040,425.10
CL-02	10,136,288.95	10,136,288.95
HE-05	122,491,600.88	122,491,600.88
Total	1,285,719,909.22	1,285,719,909.22

$$\text{Heat Loss} = \frac{\text{Total Kehilangan Panas}}{\text{Total Input}} \times 100$$

$$\begin{aligned}
 &= 11,5\% \\
 \text{Efisiensi Panas} &= 100 - \text{Heat Loss} \\
 &= 88,5\%
 \end{aligned}$$

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI ALAT

Kapasitas Produksi = 132,000 ton/tahun
 = 16,666.67 kg/jam

Waktu Operasi:

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Satuan Massa = kilogram/jam (kg/jam)

Satuan Panas = joule/jam (J/jam)

C.1 Gudang Penyimpanan

a. Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)

Fungsi = untuk menampung NaCl dari supplier

Dasar pemilihan = sesuai dengan bahan baku yang berupa solid

Kondisi operasi:

Suhu (°C) = 30 °C

Tekanan (atm) = 1 atm

Waktu Penyimpanan = 1 hari

Jumlah Gudang = 1 buah

Tabel C. 1 Data komponen NaCl

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi berat (x)	Densitas, ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
NaCl	3,5926.58	0.99992	2,160	0.00046293
H ₂ O	2.87	0.00008	998.7	0.00000008
Total	35929.45	1	3158.7	0.00046

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}}$$

$$= 2,160.17 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric (v)} = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 16.63 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Vol. Bahan (V)} = \frac{v \times \text{lama waktu penyimpanan}}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 16.63 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 399.18 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk volume gudang lebih besar dari 20% dari volume bahan, maka:

$$\text{Asumsi volume gudang} = 120\% \times \text{Max vol. gudang}$$

$$= 479.02 \text{ m}^3$$

Dimensi gudang penampung:

$$\text{Panjang} = 2 \text{ X}$$

$$\text{Lebar} = 1 \text{ X}$$

$$\text{Tinggi} = 1 \text{ X}$$

$$\text{Volume Gudang} = p \times l \times t$$

$$479.02 \text{ m}^3 = 2X^3$$

$$X = 6.21 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Panjang} = 12.42 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 6.21 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 6.21 \text{ m}$$

$$\text{Luas alas} = p \times l$$

$$= 77.13 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Gudang Penyimpanan NaCl (TP-01)	
Fungsi	= menampung NaCl dari supplier
Kapasitas	= 35,929.45 kg/jam
Volume tangki	= 479.02 m ³
Kondisi operasi	
	Suhu = 30°C
	Tekanan = 1 atm
Waktu tinggal	= 1 hari
Tipe	= bangunan persegi panjang
Ukuran	
	Panjang = 12.42
	Lebar = 6.21
	Tinggi = 6.21
Bahan konstruksi	= beton
Jumlah	= 1 buah

b. Tangki Penyimpanan NH₃ (TP-02)

Fungsi	= tangki penyimpanan bahan baku NH ₃
Tipe	= spherical, soccer ball
Dasar pemilihan	= cocok digunakan untuk menyimpan gas
Kondisi operasi:	
Suhu (°C)	= 30 °C
Tekanan (atm)	= 1 atm
Waktu Penyimpanan	= 1 hari
Jumlah Tangki	= 1 buah

Tabel C. 2 Data komponen NH₃

Komposisi	Rate massa (kg/jam)	Fraksi (wi)	ρ (kg/m ³)	w/ρ (kg/m ³)
NH ₃	16330.049	0.99500	593.649	0.001676075
H ₂ O	0.821	0.00005	1022.378	0.000000049
Total	16330.870	1		0.00168

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}}$$

$$= 596.61 \text{ kg/m}^3$$

$$= 37.24 \text{ lb/ft}^3$$

$$m \text{ gas (massa)} = \text{rate massa} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 391,940.88 \text{ kg}$$

$$\text{Vol. gas (V)} = \left(\frac{m}{\rho}\right) \times \frac{1}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 27.37 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 328.47 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Over desi (ruang kosong 20%)

$$\text{Volume over desi} = V \times 20\%$$

$$= 65.69 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. tangki} = 262.78 \text{ m}^3$$

Penentuan Diameter Tangki dan Volume Tangki

$$Dt = \left(\frac{6.Vt}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 7.95 \text{ m}$$

$$= 26.07 \text{ ft}$$

$$Vt = \frac{4}{3} \pi r^3$$

$$= 262.78 \text{ m}^3$$

Menentukan Tinggi Gas

Asumsi dimensi rasio = $H/D = 1 - 2$ (Ulrich, 1984, Tab.4-27, Pg.248)

$$H/D = 1$$

$$\begin{aligned} H_{\text{gas}} &= D \\ &= 7.95 \text{ m} \\ &= 312.92 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

Untuk faktor keamanan, maka tekanan desain 20% dari tekanan operasi

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} \times (1 + \text{Faktor keamanan}) \\ &= 1.00 \times (1 + 0.20) \\ &= 1.20 \text{ atm} \\ &= 17.64 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

Sesuai Brownell & Young, 1959 digunakan bahan konstruksi dari *plate steel* dengan spesifikasi SA-167, Type 316

$$\begin{aligned} F_{\text{allowable}} &= 18,750.00 \text{ psi (Brownell, Pg. 342)} \\ C &= 0.13 \text{ in (Peters & Timmerhaus, 1991, Pg. 542)} \end{aligned}$$

Digunakan sambungan las dengan type double welded butt joint

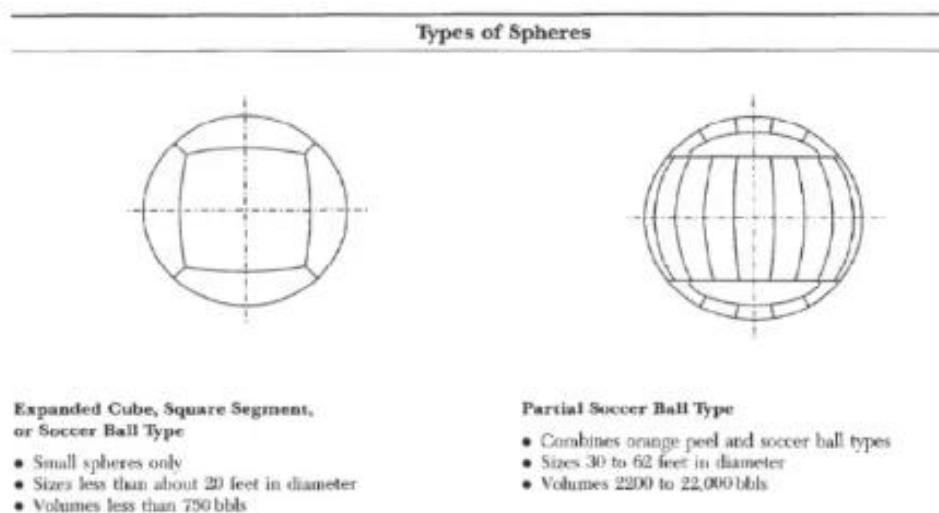
$$\begin{aligned} \text{Efisiensi las, } E &= 80\% \text{ (Brownell, Pg. 254)} \\ &= 0.80 \end{aligned}$$

$$D_i = 312.92 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} T_s \text{ (tebal shell)} &= \frac{P \times d_i}{4fE - 0.4P} + C \\ &= 0.22 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi } t_s = 0.25 \text{ atau } 1/4 \text{ in (Brownell. Tab. 5.7, Pg. 89)}$$

Menentukan Jenis *Spherical Tank*



Gambar C. 1 Jenis *Spherical Tank*

$$\begin{aligned}
 \text{Volume} &= 65.69 \text{ m}^3 \\
 &= 2,319.97 \text{ ft}^3 \\
 &= 412.95 \text{ bbls}
 \end{aligned}$$

Karena volume sebesar diameter 37,08 ft maka tipe spherical yang cocok digunakan yaitu Partial Soccer Ball Type.

Spesifikasi Tangki NH ₃ (TP-02)		
Fungsi	= tangki penyimpanan NH ₃	
Kapasitas	= 16330.87 kg/jam	
Volume tangki	= 262.78 m ³	
Kondisi operasi	Suhu	= 30°C
	Tekanan	= 1 atm
	Waktu tinggal	= 1 hari
Bentuk	= Spherical <i>shell</i>	
Tipe	= Soccer ball	
Ukuran	Diameter	= 7.95
	Tebal	= 0.25 atau 1/4 inch
Tekanan desain	= 1.2 atm	
Jumlah	= 2 buah	

Bahan	= SA-167, Type 316
-------	--------------------

c. Gudang Penyimpanan CaCO₃ (TP-03)

Fungsi = tempat menampung CaCO₃ dari *supplier*

Dasar pemilihan = sesuai dengan bahan baku yang berupa solid

Kondisi operasi:

Suhu (°C) = 30 °C

Tekanan (atm) = 1 atm

Waktu Penyimpanan = 1 hari

Jumlah Gudang = 2 buah

Tabel C. 3 Data komponen CaCO₃

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi berat (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
CaCO ₃	84,631.11	0.95	1400	0.000680
MgCO ₃	2,222.47	0.01	450	0.000020
SiO ₂	2,963.30	0.01	1300	0.000009
H ₂ O	6,667.42	0.03	998.7	0.000027
Total	96,484.30	1.00	4148.7	0.0007

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}}$$

$$= 1,358.20 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric } (v) = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 71.04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Vol. Bahan } (V) = \frac{v \times \text{lama waktu penyimpanan}}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 852.46 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk volume gudang lebih besar dari 10% dari volume bahan, maka:

$$\text{Asumsi volume gudang} = 110\% \times \text{Max vol. gudang}$$

$$= 937.70 \text{ m}^3$$

Dimensi gudang penampung:

Panjang	= 2 X
Lebar	= 1 X
Tinggi	= 1 X
Volume Gudang	= p x l x t
937.703 m ³	= 2X ³
X	= 7.77 m

Sehingga diperoleh:

Panjang	= 15.54 m
Lebar	= 7.77 m
Tinggi	= 7.77 m
Luas alas	= p x l
	= 120.70 m ²

Spesifikasi Gudang Penyimpanan CaCO ₃ (TP-03)	
Fungsi	= menampung CaCO ₃ dari <i>supplier</i>
Kapasitas	= 96,484.30 kg/jam
Volume gudang	= 937.70 m ³
Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu tinggal	= 1 hari
Tipe	= bangunan persegi panjang
Ukuran	
Panjang	= 15.5 m
Lebar	= 7.8 m
Tinggi	= 7.8 m
Bahan konstruksi	= beton
Jumlah	= 2 buah

d. Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)

Fungsi	= tempat menampung Batubara dari <i>supplier</i>
Tipe	= stockpile tertutup
Dasar pemilihan	= cocok digunakan untuk penyimpanan batubara
Kondisi operasi:	
Suhu (°C)	= 30 °C
Tekanan (atm)	= 1 atm
Waktu Penyimpanan	= 1 hari
Jumlah Gudang	= 1 buah

Tabel C. 4 data komponen batubara

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	w/ ρ (kg/m ³)
C (Carbon)	6,726.04	0.50	2,250	0.000224
H ₂ (Hidrogen)	450.71	0.03	70	0.000483
N (Nitrogen)	112.01	0.01	1,020	0.000008
S (Sulfur)	29.34	0.00	2,070	0.000001
O ₂ (Oksigen)	2,577.60	0.19	1,450	0.000133
H ₂ O	1,712.18	0.13	995	0.000129
Ash	1,726.85	0.13	2,300	0.000056
Total	13,334.73	1	10,155	0.001

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}}$$

$$= 966.19 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric } (v) = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 13.80 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Vol. Bahan } (V) = \frac{v \times \text{lama waktu penyimpanan}}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 331.23 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Untuk volume gudang lebih besar dari 20% dari volume bahan, maka:

Asumsi volume gudang = 120% x Max vol. gudang

$$= 397.48 \text{ m}^3$$

Dimensi gudang penampung:

$$\text{Panjang} = 2 X$$

$$\text{Lebar} = 1 X$$

$$\text{Tinggi} = 1 X$$

$$\text{Volume Gudang} = p \times l \times t$$

$$397.48 \text{ m}^3 = 2X^3$$

$$X = 5.84 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Panjang} = 11.67 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 5.84 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5.84 \text{ m}$$

$$\text{Luas alas} = p \times l$$

$$= 68.11 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Batubara (TP-04)

Fungsi = menampung batubara dari *supplier*

Kapasitas = 13,334.73 kg/jam

Volume gudang = 397.48 m³

Kondisi operasi

Suhu = 30°C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 1 hari

Tipe = *stockpile*

Ukuran

Panjang = 11.7 m

Lebar	=	5.8 m
Tinggi	=	5.8 m
Bahan konstruksi	=	beton
Jumlah	=	1 buah

e. Gudang Penyimpanan Na₂CO₃ (TP-05)

Fungsi	=	menampung produk Na ₂ CO ₃
Dasar pemilihan	=	cocok digunakan untuk menyimpan bahan solid
Kondisi operasi:		
Suhu (°C)	=	30 °C
Tekanan (atm)	=	1 atm
Waktu Penyimpanan	=	7 hari
Jumlah Gudang	=	1 buah

Tabel C. 5 Data komponen Na₂CO₃

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi berat (x)	ρ (kg/m ³)	w/ρ (kg/m ³)
Na ₂ CO ₃	16,666.67	1.00	2529.7	0.0004
Total	16,666.67	1.00	2529.7	0.0004

$$\text{Densitas campuran } (\rho) = \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}}$$

$$= 2,529.70 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetric } (v) = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= 6.59 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Vol. Bahan } (V) = \frac{v \times \text{lama waktu penyimpanan}}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 1,106.85 \text{ m}^3$$

Untuk volume gudang lebih besar dari 10% dari volume bahan, maka:

$$\text{Asumsi volume gudang} = 110\% \times \text{Max vol. gudang}$$

$$= 1,217.54 \text{ m}^3$$

Dimensi gudang penampung:

Panjang	=	2 X
Lebar	=	1 X
Tinggi	=	1 X

$$\text{Volume Gudang} = p \times l \times t$$

$$1217.54 \text{ m}^3 = 2X^3$$

$$X = 8.48 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh:

$$\text{Panjang} = 16.95 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 8.48 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 8.48 \text{ m}$$

$$\text{Luas alas} = p \times l$$

$$= 143.66 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Gudang Penyimpanan Na_2CO_3		
Fungsi	= menampung produk Sodium Carbonate (Na_2CO_3)	
Kapasitas	= 16,666.67 kg/jam	
Volume gudang	= 1217.54 m^3	
Kondisi operasi		
	Suhu	= 30°C
	Tekanan	= 1 atm
Waktu tinggal	= 7 hari	
Tipe	= bangunan persegi panjang	
Ukuran		
	Panjang	= 16.95 m
	Lebar	= 8.48 m
	Tinggi	= 8.48 m
Bahan konstruksi	= beton	
Jumlah	= 1 buah	

f. Tangki Penyimpanan CaCl_2 (TP-06)

$$\text{Fungsi} = \text{menampung produk samping berupa } \text{CaCl}_2$$

$$\text{Dasar pemilihan} = \text{cocok digunakan untuk menyimpan bahan solid}$$

Kondisi operasi:

$$\text{Suhu (}^\circ\text{C)} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan (atm)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Waktu Penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah Tangki} = 4 \text{ buah}$$

Tabel C. 6 data komponen CaCl_2

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi berat (x)	ρ (kg/m ³)	w/ ρ (kg/m ³)
CaCl ₂	109,621.38	0.76	2150	0.0004
H ₂ O	35,559.29	0.24	1,150	0.0002
Total	145,180.67	1	3,300	0.0006

$$\begin{aligned}\text{Densitas campuran } (\rho) &= \frac{1}{\sum \frac{\text{Fraksi Berat}}{\text{Densitas}}} \\ &= 1,772.49 \text{ kg/m}^3 \\ &= 110.65 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rate masuk} &= 145,180.67 \text{ kg/jam} \\ &= 319,397.47 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetric } (v) &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 81.91 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. Bahan } (V) &= \frac{v \times \text{lama waktu penyimpanan}}{\text{jumlah tangki}} \\ &= 143.34 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Untuk faktor keamanan, maka bahan terisi sebesar 80% dari volume bahan, sehingga dapat mengantisipasi jika terjadi kenaikan volume cairan akibat perubahan suhu dan lain-lain, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= \frac{\text{Volume Bahan}}{80\%} \\ &= 179.17 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Sesuai Ulrich Tab. 4-27, Pg. 248 untuk *fixed (conical) roof* nilai H-D < 2, sehingga:

$$\text{Asumsi rasio H-D} = 1.2$$

$$H = 1.2 D$$

$$\text{Vol. Tangki} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$179.17 \text{ m}^3 = 0.94 D^3$$

$$D^3 = 190.21 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}D &= 5.75 \text{ m} \\ &= 226.42 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= 1.2 D \\ &= 6.9 \text{ m} \\ &= 271.7 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Vol. Tutup} = 0.000049 D^3 \text{ (Brownell, Eq. 5.11, Pg. 88)}$$

$$= 0.01 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. Total Tangki} &= \text{Vol. tangki} + (2 \times \text{Vol. tutup}) \\ &= 179.19 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Fluida Pada Tangki

$$\text{Vol. liquid} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H$$

$$143.34 \text{ m}^3 = 25.96 \times H$$

$$\begin{aligned} H \text{ liquid} &= 5.52 \text{ m} \\ &= 18.09 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain

$$P_{\text{operasi}} = 14.70 \text{ psi}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \cdot g \cdot h_{\text{liquid}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 95,900.66 \text{ N/m}^2$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 13.91 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 28.61 \text{ psi}$$

Untuk factor keamanan P_{desain} 10% lebih besar dari P_{operasi} , maka:

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 10\% \\ &= 31.47 \text{ psi} \end{aligned}$$

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari plate steel dengan spesifikasi SA-167, Grade M, Type 316 karena bahan bersifat korosif (Brownell, Pg. 342)

$$F_{\text{allowable}} = 18,750 \text{ psi}$$

$$C = 0.13 \text{ in (Timmerhaus, Pg. 542)}$$

Sesuai Brownell, Tab. 13.2, Pg 254 menggunakan sambungan las dengan tipe *double welded butt joint*

$$E = 80\%$$

$$ID = 226.42 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} r_i &= 1/2 ID \\ &= 113.21 \text{ in} \end{aligned}$$

Menghitung tebal dinding reaktor dengan tipe *Flanged and Dished Heads*

$$\begin{aligned} T_{\text{min}} &= \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P} + C \\ &= 0.36 \text{ in} \end{aligned}$$

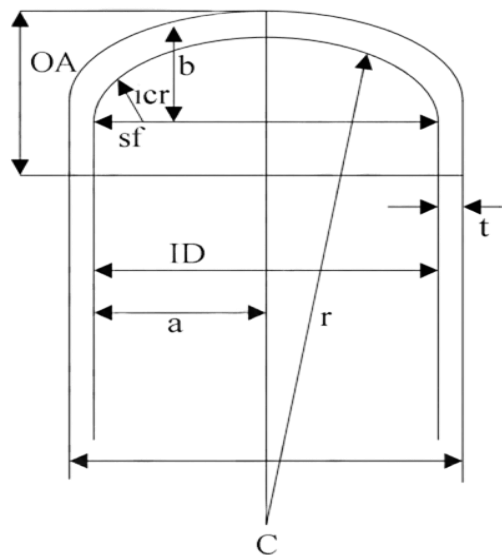
$$T_s = 0.38 \text{ atau } 3/8 \text{ in (Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 226.42 \text{ in} \\
 \text{OD shell} &= \text{ID} + (2.t_s) \\
 &= 227.17 \text{ in} \\
 \text{Jadi, OD shell} &= 228 \text{ in} \\
 i_{cr} &= 8 \text{ in} \\
 r_c &= 130 \text{ in} \\
 \text{ID} &= \text{OD} - (2.t_s) \\
 &= 227.25 \text{ in} \\
 &= 5.77 \text{ m} \\
 H &= 1.20 D \\
 &= 6.93 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Untuk jenis *Head* yang digunakan yaitu *torispherical dished Head*. Berdasarkan brownell, eq. 13.10, pg. 256. Untuk *torispherical dished Head* h/d 1:1, tebal silinder dihitung berdasarkan brownell eq. 7.77, pg. 138.

$$W (\text{stress-intensification}) = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$i_{cr} (\text{inside-corner rad.}) = 1.13 \text{ in (Brownell, Tab. 5.6, Pg. 88)}$$



Gambar C. 2 Tinggi *torispherical dished Head*

$$sf (\text{standard flange}) = 1.50 \text{ in (Brownell, Tab. 5.6, Pg. 88)}$$

$$W = 1.76 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\min} &= \frac{P \times r_i \times W}{2 \times f E - 0.2 \times P} + C \\
 &= 0.36 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_h &= 0.38 \text{ atau } 3/8 \text{ in} \\
ID &= OD - (2.t_s) \\
&= 227.25 \text{ in atau } 5.77 \text{ m} \\
a &= \frac{ID}{2} \\
&= 113.63 \text{ in} \\
&= 2.89 \text{ m} \\
AB &= a - icr \\
&= 112.50 \text{ in} \\
BC &= rc - icr \\
&= 128.88 \text{ in} \\
AC &= \sqrt{BC^2 - (AB)^2} \\
&= 62.87 \text{ in} \\
b &= icr - AC \\
&= 67.13 \text{ in} \\
&= 1.71 \text{ m}
\end{aligned}$$

Sesuai Brownell, Tab. 5.6, Pg. 88, untuk tebal *Head* (t_h) = 3/8 in, maka nilai sf yaitu $1\frac{1}{2} - 3$, dipilih sf:

$$\begin{aligned}
sf &= 1.5 \text{ in} \\
&= 0.06 \text{ m} \\
AO \text{ (} h_{\text{total geometri Head}} \text{)} &= sf + b + t_h \\
&= 68.84 \text{ in} \\
&= 1.75 \text{ m} \\
V_h \text{ (Volume Head)} &= 0.000049ID^3 \\
&= 568.75 \text{ ft}^3 \\
&= 16.11 \text{ m}^3 \\
V_{sf} \text{ (Volume flange)} &= 1/4.\pi.D^2.sf \\
&= 34.62 \text{ ft}^3 \\
&= 0.98 \text{ m}^3 \\
\text{Vol. Head Total} &= V_h + V_{sf} \\
&= 17.09 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Menghitung luas permukaan cairan (Δt)

$$\begin{aligned}\Delta t &= 1/4 \cdot \pi \cdot D^2 \\ &= 25.96 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Menghitung tinggi cairan *shell*

$$\begin{aligned}h_s &= \frac{V \text{ cairan dalam shell}}{\Delta t} \\ &= 5.52 \text{ m}\end{aligned}$$

Sehingga, diperoleh nilai h_{total} :

$$\begin{aligned}h_{\text{total}} &= h_s + b + sf \\ &= 7.26 \text{ m}\end{aligned}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpanan CaCl ₂ (TP-06)		
Fungsi	= menampung kalsium klorida (CaCl ₂)	
Kapasitas	= 145,180.67 kg/jam	
Volume Bahan	= 143.34 m ³	
Kondisi Operasi		
	Suhu	= 30°C
	Tekanan	= 1 atm
Waktu Tinggal	= 7 hari	
Tipe	= Silinder horizotal	
Tipe Tutup	= <i>Torispherical dished Head</i>	
Bahan Konstruksi	= SA-167, Grade 11, Type 316	
Dimensi Tangki		
	Diameter	= 5.75 m
	Volume	= 179.17 m ³
	Tebal	= 0.38 in
Dimensi Head		
	Tebal	= 0.38 in
	Tinggi	= 1.75 m
Tinggi Total	= 7.26 m	
Jumlah Tangki	= 4 buah	

C.2 Alat Pemindah

a. *Belt Conveyor* (CO-01)

Fungsi = memindahkan bahan baku dari gudang bahan baku

Dasar pemilihan = cocok digunakan untuk mengangkut bahan padat secara kontinu dan hemat energi dengan perawatan minimal

Tipe = troughed belt on 45°

Data komponen masuk:

Rate massa = 35,926.58 kg/jam
= 35.93 ton/jam

Sesuai Perry 7^{ed}, Tab. 21-7, Pg. 21-11

Kapasitas maksimum = 44 ton/jam

hp tiap 10 ft (linear-ft) = 0.46

Asumsi, jarak BC = 30 ft

Tinggi BC = 10 ft

Berdasarkan rate massa, *Belt Conveyor* dengan spesifikasi sebagai berikut:

slope = α

$\tan \alpha = 10 / 30$

$\tan 18,43 = 0.33$

$\alpha = 18.43$

Panjang belt = $\sqrt{30^2 + 10^2}$
= 31.62 ft atau 9.64 m

Menghitung power

hp/10 ft, lift = 0.46 hp/ft

hp = $\frac{31.62 \text{ ft}}{10 \text{ ft}} \times 0.46 \text{ hp/ft}$

= 1.45 hp

plus power tripper = 2.5 hp (Perry 7^{ed}, Tab. 21-7, Pg. 21-11)

power total = 3.95 hp

Berdasarkan Perry 7^{ed}, Tab. 21-7, Pg. 21-11

Belt width = 16 in

k (45°) = 0.85

Trough width = 16 x 0.85

= 13.6 in

Skirt seal = 2.25 in

Belt speed = 100 ft/min

$$= \frac{35.93 \text{ ton/jam} \times 100 \text{ ft/min}}{44 \text{ ton/jam}}$$

= 81.65 ft/menit

Spesifikasi Belt Conveyor (CO-01)	
Fungsi	= memindahkan NaCl dari gudang
Tipe	= troughed belt 45° idelrs roll of equal lenght
Kapasitas maksimal Belt	= 44 ton/jam
Lebar	= 16 in = 40 cm
Trough width A	= 13.6 in
Skirt seal D	= 2.25 in
Belt speed	= 81.65 ft/menit
Panjang	= 32 ft
Sudut elevasi	= 45°
Power	= 3.95 hp

b. Cooling Conveyor (CL-02)

Fungsi = mendinginkan Na₂CO₃ hingga 30°C

Dasar pemilihan = dapat menangani produk Na₂CO₃ secara kontinu sebelum ke tahap pengemasan

Tipe = cooling screw conveyor

Tabel C. 7 Data komponen produk Na₂CO₃

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi berat (x)	ρ (kg/m ³)	w/ρ (kg/m ³)
Na ₂ CO ₃	16663.34	0.9998	2.53	0.39518
H ₂ O	3.33	0.0002	998.7	0.0000002
Total	16666.67	1	1001.23	0.39518

Densitas campuran (ρ) = $\frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}} \times 62.43 \frac{\text{lb/cuft}}{\text{g/mol}}$

= 157.98 lb/cuft

Rate massa = 16666.67 kg/jam = 36750.007 lb/jam

Rate volumetrik = 232.63 cuft/jam

= 3.88 cuft/menit = 29.0006 Gpm

Densitas campuran yaitu 157.98 lb/cuft, sesuai Badger & Banchero, 1955, Tab. 16-6, Pg. 711 termasuk kelas D (F = 3 to 4)

F = 4

Power motor = $\frac{C.L.W.F}{33000}$ (Badger. Eq. 16-4, Pg 713)

Asumsi panjang cooling = 18 ft

Power motor = $\frac{3.88 \text{ cuft/menit} \times 18 \text{ ft} \times 157.98 \text{ lb/cuft} \times 4}{33000}$

= 1.336 hp

Diperoleh nilai power motor lebih dari 2 hp maka dikalikan dengan 1.5 (Badger, Pg. 713)

Power motor = 1.336 hp x 1.5

= 2 hp

Efisiensi motor = 80% maka;

Power motor = $\frac{2}{80\%}$

= 2.51 hp

= 3 hp

Berdasarkan Badger, Fig. 16-20 untuk kapasitas 232.63 cuft/jam, diperoleh:

Diameter (r) = 14 in

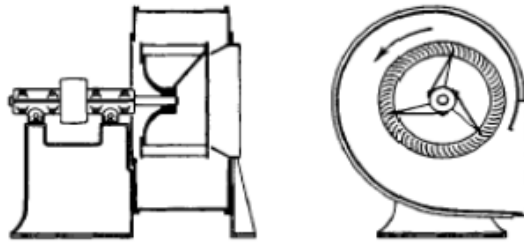
Kecepatan putaran = 13 rpm

Spesifikasi *Cooling Conveyor* (CL-02)

Fungsi	= mendinginkan produk hingga 30°C
Tipe	= plain spout of chutes
Kapasitas	= 232.63 cuft/jam
Panjang	= 18 ft
Diameter	= 14 in
Kecepatan putaran	= 13 rpm
Power	= 3 hp
Jumlah	= 1 buah

c. Blower (BL-01)

Fungsi	= membawa NH ₃ <i>recovery</i>
Tipe	= <i>centrifugal</i> blower
Dasar pemilihan	= sesuai jenis bahan dan efisiensi tinggi



Gambar C. 3 *Centrifugal blower*

$$\begin{aligned}\text{Rate udara (NH}_3\text{)} &= 33,583.77 \text{ kg/jam} \\ &= 1,233.98 \text{ lb/menit} \\ \text{BM udara} &= 28.86 \text{ kg/mol} \\ \text{BM udara standart} &= 359 \text{ kg/mol}\end{aligned}$$

Menentukan densitas campuran (ρ)

$$\begin{aligned}P &= 1 \text{ atm} \\ &= 14.7 \text{ psi} \\ T &= 30^\circ\text{C} \\ &= 303.15 \text{ K}\end{aligned}$$

Udara standar

$$\begin{aligned}P &= 1 \text{ atm} \\ T &= 0^\circ\text{C} \\ &= 273.15 \text{ K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho &= \frac{T \text{ udara standar}}{T} \times \frac{P}{P \text{ udara standar}} \times \frac{\text{BM}}{\text{BM udara standar}} \\ &= 0.072 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetric (Q}_u\text{)} &= 17,035.80 \text{ ft}^3/\text{menit} \\ &= 482.40 \text{ m}^3/\text{menit}\end{aligned}$$

Perhitungan power berdasarkan Perry 7^{ed}, Eq. 10-88, Pg. 10-46

$$\begin{aligned}\text{Hp} &= 1,57 \times 10^{-4} \text{ QP} \\ \Delta P &= 1.5 \text{ psi} - 1 \text{ psi} \\ &= 0.5 \text{ psi atau } 13.9 \text{ in H}_2\text{O} \\ \text{Hp} &= 32.04 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Efisiensi blower sebesar 40% - 80%, dipilih efisiensi sebesar 80%

$$\begin{aligned}\text{Hp shaft} &= \frac{\text{Hp blower}}{\text{Hp shaft}} \\ &= 46.30 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Spesifikasi Blower (BL-02)

Fungsi	= Membawa NH ₃ gas recovery
Type	= <i>Centrifugal Blower</i>

Dasar pemilihan	= Sesuai jenis bahan dan efisiensi tinggi
Rate volumetrik	= 482.40 m ³ /menit
Efisiensi blower	= 80%
Power	= 46.30 Hp
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1

d. Pompa (P-02)

Fungsi	= mengalirkan NH ₄ OH menuju <i>carbonating tower</i>
Tipe	= <i>centrifugal pump</i>
Dasar pemilihan	= tahan terhadap korosif dan efisiensi tinggi

Tabel C. 8 data komponen NH₄OH

Komposisi	Massa (kg/mol)	Fraksi (xi)	ρ (kg/m ³)	(lb/ft ³)	xi/ρ (kg/m ³)	xi/ρ (lb/ft ³)
H ₂ O	17,339.54	0.34	984.42	61.43	0.00035	0.00553
NH ₄ OH	33,670.41	0.66	915.00	57.10	0.00072	0.01156
Total	51,009.95	1	1,899.42	118.52	0.00107	0.01709

gc	= 32.17 lbm.ft/lbf.s ²
ρ _{reference}	= 62.22 lb/cuft
Bahan masuk	= 51,009.95 kg/jam
	= 112,221.89 lb/jam
	= 31.17 lb/s

ρ _{mix}	= $\frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}}$
	= 937.47 kg/m ³
	= 58.50 lb/ft ³

Rate volumetrik (q _f)	= 0.53 ft ³ /s
sg _{reference} (specific gravity)	= ρ _{bahan} / ρ _{reference}
	= 0.94

D _{optimum} untuk aliran turbulen yaitu N _{Re} > 2100 (Timmerhaus, eq. 15, Pg. 496)	
D _{optimum}	= 3.9q _f ^{0.45} ρ _{mix} ^{0.13}
	= 4.99 in

Sesuai Timmerhaus, Tab. 13, Pg. 888, dipilih Pipe size 6 inch, Sch No.40

OD	= 6.625 in
	= 0.550 ft
ID	= 6.065 in
	= 0.503 ft
A	= ¼ x π x ID ²
	= 0.20 ft ²
	= 28.65 in ²

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (V)} &= \frac{q_f}{A} \\
&= 2.68 \text{ ft/s} \\
sg \text{ bahan} &= \frac{\rho_{mix}}{\rho_{reference}} \times sg_{reference} \\
&= 0.88 \\
\mu \text{ H}_2\text{O} &= 0.83 \text{ cP} \\
\mu \text{ NH}_4\text{OH} &= 0.90 \text{ cP} \\
\mu_{reference} &= 1 \text{ cP} \\
\mu_{bahan} &= \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference}} \times \mu_{reference} \\
&= 0.88 \text{ cP} \\
&= 0.000588 \text{ lb/ft.s} \\
N_{Re} &= \frac{D \times V \times \rho}{\mu_{bahan}} \\
&= \frac{0.503 \text{ ft} \times 2.68 \text{ ft/s} \times 58.50 \text{ lb/ft}^3}{0.000588 \text{ lb/ft.s}} \\
&= 134,173.93
\end{aligned}$$

Maka, aliran termasuk aliran turbulen karena $N_{Re} > 2100$

Sesuai Timmerhause, Fig. 14-1, Pg. 482, dengan jenis Commercial Steel

$$\varepsilon = 0.00015$$

$$\varepsilon / ID = 0.0003$$

Diperoleh nilai f :

$$f \text{ (fanning friction factor)} = 0.0004 \text{ ft}$$

Perhitungan friksi berdasarkan Timmerhaus Tab. 1, Pg. 484

Tabel C. 9 Kerugian gesek pada aliran fluida

Sambungan/Fitting	Le/D
Elbow standar 90	32
Globe valve open	300

Sehingga,

Fitting	Jumlah	Perhitungan	Hasil
Elbow standar 90	1	1 x 32 x 0.503 ft	16.11
Globe valve open	1	1 x 300 x 0.503 ft	151.02
Panjang total pipa (Le)			167.13

Friksi yang terjadi

5. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa lurus

$$\begin{aligned}
F_1 &= \frac{2 \times f \times V^2 \times L_e}{g_c \times D} \text{ (Timmerhaus Tab. 1, Pg. 484)} \\
&= \frac{2 \times 0.0004 \times 2.68^2 \times 167.13}{32.17 \times 0.503} \\
&= 0.06 \text{ ft/lbf/lbm}
\end{aligned}$$

6. Friksi karena kontraksi dari tangki penampung ke pipa

$$F_2 = \frac{K \times V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Timmerhaus Tab. 1, Pg. 484})$$

$$K_c = 0.05 \text{ (untuk conical)}$$

$$\alpha = 1 \text{ (untuk aliran turbulen)}$$

$$F_2 = 0.0002 \text{ ft.lbf/lbm}$$

7. Friksi karena ekspansi dari pipa ke tangki

$$F_3 = \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} \quad (\text{Geankopolis 3ed; Eq. 2. 10-16, Pg. 93})$$

$$= 0.01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8. Friksi karena 1 elbow standar 90

$$F_4 = \frac{1 \times K_f \times V^2}{2} \quad (\text{Geankopolis 3ed; Eq. 2. 10-17, Pg. 93})$$

$$K_f = 0.75 \quad (\text{Geankopolis 3ed; Eq. 2. 10-17, P. 93, pdf 108})$$

$$F_4 = 0.11 \text{ ft.lbf/lbm}$$

9. Friksi karena globe valve

$$F_5 = \frac{1 \times K_f \times V^2}{2} \quad (\text{Geankopolis 3ed; Eq. 2. 10-17, Pg. 93})$$

$$K_f = 6 \quad (\text{Geankopolis 3ed; Tab. 2. 10-3, Pg. 93})$$

$$F_4 = 0.85 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Maka } \sum F = F_1 + F_2 + F_3 + F_4 + F_5$$

$$= 1.03 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Nilai Static Head

Karena kecepatan linier fluida pada titik 1 dan 2 relatif sama, sehingga nilai $V_1 = V_2$.
Sehingga $\Delta V = 0$ dan nilai velocity Head sama dengan 0

Menghitung Potential Head (Energi Potensial), dengan persamaan:

$$\text{Potential Head} = \Delta Z \times \frac{g}{g_c}$$

Menghitung Pressure Head

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$= 2,116.80 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\text{Pressure Head} = \frac{\text{Pressure Head}}{\rho_{\text{mix}}}$$

$$= 36.19 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$Z_1 = 0 \text{ m (tepat dipermukaan)}$$

$$= 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 6 \text{ m}$$

$$= 19.68 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 19.68 \text{ ft}$$

$$\text{Energi potensial} = 19.68 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Energi kinetic} = \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c}$$

$$= 0.01 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung tenaga pompa dengan menggunakan Persamaan Bernoulli:

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \frac{V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \sum F$$

$$-W_f = 36.19 + 19.68 + 0.01 + 1.03$$

$$= 56.90 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\text{Hp} = \frac{-W_f \times \text{flowrate} \times \rho}{550} \quad (\text{Perry 6ed; Eq. 6-11, Pg. 6-5})$$

$$= 3.22 \text{ Hp}$$

$$\text{Rate volumetrik} = 0.53 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 239.17 \text{ gal/min}$$

$$\text{Efisiensi pompa} = 78\% \quad (\text{Timmerhaus, fig. 14-37, Pg.520})$$

$$\text{Bhp} = 4.13 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 84\% \quad (\text{Timmerhaus, fig. 14-38, pg, 521})$$

$$= 4.92 \text{ Hp}$$

Maka digunakan power motor sebesar 5 Hp

Spesifikasi Pompa (P-02)	
Fungsi	= mengalirkan NH_4OH ke <i>carbonating tower</i>
Type	= <i>centrifugal pump</i>
Bahan	= commercial steel
Rate volumetrik	= $1918.38 \text{ ft}^3/\text{jam}$
Ukuran pipa	
ID	= 6.065 in
OD	= 6.625 in
Efisiensi motor	= 84%
Power	= 5
Jumlah	= 1 buah

C.3 Unit Size Reduction

a. *Jaw Crusher* (CR-01)

Fungsi = menghancurkan CaCO_3 dari ukuran 80 mm menjadi 1.3 mm

Tipe = *Jaw Crusher*

Dasar pemilihan = dapat menghancurkan batuan cukup besar secara efisien tahap awal reduksi ukuran material keras

Kondisi operasi = 1 atm, 30°C

Rate bahan masuk = $88,898.22 \text{ kg/jam}$ = 89 ton/jam

Berdasarkan Perry 7^{ed} Tab. 20-8, Pg. 20-24 untuk kapasitas 89 ton/jam dipilih *jaw crusher* dengan spesifikasi:

Model	= 95
Kapasitas	= 64-95 ton/jam
Max. speed	= 390 rpm
Feed opening	= 24 x 36 in
Closed setting	= 2 in = 50.8 mm
Hp	= 30 – 50

Menghitung power alat

$$\frac{P}{m} = 0.3162 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pc}}} \right) \quad (\text{McCabe et al., 1993, Eq. 29.10, Pg.264})$$

m	= 89 ton/jam	
W_i (works index)	= 11.61 kWh/ton	(Perry 7 ^{ed} , Tab. 20-4)
D_{pa} (masuk)	= 30 cm	= 300 mm
D_{pb} (keluar)	= 2 in	= 50.8 mm
P (Power)	= 26.95 hp	
Efisiensi power motor sebesar 93%		(Peters & Timmerhaus, 1991)
P	= 28.97 Hp	

Spesifikasi *Jaw Crusher* (CR-01)

Fungsi	= Menghancurkan batu kapur dari ukuran 30 cm menjadi 50.8 mm
Type	= <i>Jaw Crusher</i>
Model	= 95
Kapasitas	= 89 ton/jam
Power motor	= 28.97 Hp
Max. speed	= 390 rpm
Feed opening	= 24 x 36 in
Closed setting	= 2 in
Jumlah	= 1 buah

b. *Hammer Mill* (CR-02)

Fungsi	= menghancurkan batubara dari ukuran 50 mm menjadi 0.19 mm
Tipe	= <i>Hammer Mill</i>
Dasar pemilihan	= dapat menghasilkan partikel cukup halus agar pembakaran lebih efisien
Kondisi operasi	= 1 atm, 30°C
Rate bahan masuk	= 13,334.73 kg/jam = 13 ton/jam

Berdasarkan Perry 7^{ed} Tab. 20-14, Pg. 20-30 untuk kapasitas 13 ton/jam dipilih *jaw crusher* dengan spesifikasi:

Model no.	= 505
Dimensi rotor	= 30 x 30 in
Max. speed	= 1200 rpm
Max. feed size	= $2\frac{1}{2}$ in atau 6.35 cm

Menghitung power alat

$$\frac{P}{m} = 0.3162 W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pc}}} \right) \quad (\text{Mc Cabe, Eq. 29.10, Pg.264})$$

m	= 13 ton/jam	
W_i (works index)	= 11.37 kWh/ton	(Perry 7 ^{ed} , Tab. 20-4)
D_{pa} (masuk)	= 5 cm	= 50 mm
D_{pb} (keluar)	= 35 mesh	= 0.5 mm
P (Power)	= 61.02 Hp	
Efisiensi power motor sebesar 93%		(Peters & Timmerhaus, 1991)
P	= 65.61 Hp	

Spesifikasi *Hammer Mill* (CR-02)

Fungsi	= menghancurkan batu bara dari ukuran 50 mm menjadi 0,19 mm
Type	= <i>Hammer Mill</i>
Model no.	= 505
Kapasitas	= 13 ton/jam
Power	= 65.61 Hp
Dimensi motor	= 30 x 30 in
Max. speed	= 1200 rpm
Max. feed size	= $2\frac{1}{2}$ in

Jumlah	= 1 buah
--------	----------

c. **Ball Mill (CR-03)**

Fungsi	= menghancurkan batubara dari ukuran 50 mm menjadi 0.19 mm
Tipe	= <i>Hammer Mill</i>
Dasar pemilihan	= dapat menghasilkan partikel cukup halus agar pembakaran lebih efisien
Kondisi operasi	= 1 atm, 30°C
Rate bahan masuk	= 17,361.11 kg/jam = 17.36 ton/jam = 416.67 ton/hari

Berdasarkan Perry 7^{ed} Tab. 20-16, Pg. 20-35 untuk kapasitas 416.67 ton/hari dipilih *ball mill* dengan spesifikasi:

Model	= No. 100 sieve
Kapasitas	= 505 ton/hari
Mill speed	= 20 rpm
Size ball	= 9 x 7 ft
Ball charge	= 30 tons
Hp to run	= 345 – 380
Hp to run	= 345
E	= $\frac{345 \text{ Hp}}{505 \text{ ton/hari}}$ = 0.7

Sehingga, E	= 0.7 x 416.67 ton/hari = 285 Hp
-------------	-------------------------------------

Efisiensi power motor sebesar 93% (Peters & Timmerhaus, 1991)

E	= 306.08 Hp
---	-------------

Spesifikasi Ball Mill (CR-03)

Fungsi	= Menghaluskan Na ₂ CO ₃ dari 2 mm hingga 100 mesh (0.15 mm)
Type	= <i>Ball Mill</i>
Model	= No. 100 sieve
Kapasitas	= 416.67 ton/hari
Power	= 306.08 Hp

Max. speed = 20 rpm

Size ball = 9 x 7 in

Ball charge = 30 tons

Jumlah = 1 buah

d. Screen (SR-02)

Fungsi = menyaring produk undersize dan oversize agar memperoleh produk on size (80 – 100 mesh)

Tipe = double deck vibrating screen

Dasar pemilihan = menjaga keseragaman ukuran dan akan terbagi menjadi tiga ukuran dengan hasil yang efisien

Rate (Na₂CO₃) = 696.44 kg/jam atau 0.70 ton/jam
= 16714.56 kg/hari atau 16.71 ton/hari

Ukuran produk yang diinginkan yaitu 80 – 100 sieve (mesh)

Size produk = 105 mm – 0.149 mm

Berdasarkan Perry, Tab. 19-6, Pg. 19-20

Sieve 80

Sieve opening (A) = 0.007 in
= 0.177 mm

Wire diameter (D) = 0.0052 in
= 0.131 mm

Sieve 100

Sieve opening (A) = 0.0059 in
= 0.149 mm

Wire diameter (D) = 0.0043 in
= 0.110 mm

Untuk mengetahui area scree, dapat diketahui dari Perry, Eq. 19-7, Pg. 19-23 didapatkan

$$A = \frac{0.4C_t}{C_u F_{oa} F_s}$$

Untuk sieve 80

C_t (throughflow rate) = 0.70 ton/hari

C_u (unit capacity) = 0.15 ton/jam.ft² (Perry, Fig. 19-21, Pg. 19-24)

Untuk *square opening* nilai open factor area dapat diketahui berdasarkan Perry, fig 19-22, Pg. 19-24

$$F_{oa} \text{ (open-area factor)} = 100 \left(\frac{a}{a+d} \right)^2$$

$$= 32.92$$

$$F_s \text{ (slotted-area factor)} = < 2 \text{ (Perry, Tab. 19-7, Pg. 19-23)}$$

$$= 1$$

$$A \text{ (80 sieve)} = 0.056 \text{ ft}^2$$

Untuk sieve 100

Dari persamaan Perry 19-7, pdf 1756 didapatkan

$$C_t \text{ (throughflow rate)} = 0.70 \text{ ton/hari}$$

$$C_u \text{ (unit capacity)} = 0.13 \text{ ton/jam.ft}^2 \quad (\text{Perry, Fig. 19-21, Pg. 19-24})$$

Untuk *square opening* nilai open factor area dapat diketahui berdasarkan Perry, fig 19-22, Pg. 19-24

$$F_{oa} = 100 \left(\frac{a}{a+d} \right)^2$$

$$= 33.46$$

$$F_s = < 2 \text{ (tipe square)}$$

$$= 1$$

$$A \text{ (100 sieve)} = 0.064 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi Screen (SR-01)	
Fungsi	Menyaring produk <i>undersize</i> dan <i>oversize</i>
Tipe	Double Deck Vibrating Screen
Kapasitas	0,70 ton/jam
Luas (A)	
1. 80 Sieve	0,056 ft ²
2. 100 Sieve	0,064 ft ²
Jumlah	1 buah

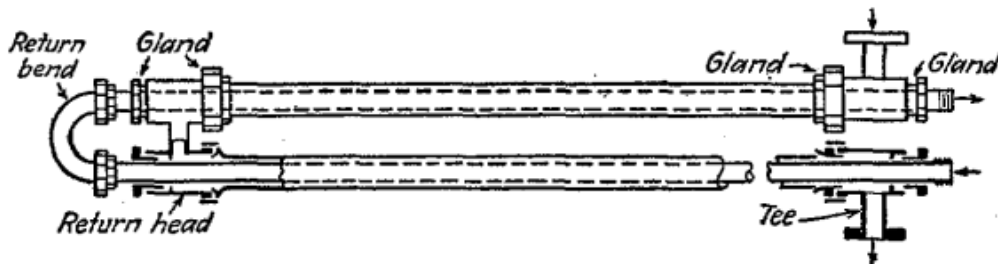
C.4 Unit Penukar Panas

a. *Troubleshoot Heat Exchanger (HE-05)*

Fungsi = menurunkan suhu slurry hasil *carbonating tower*

Tipe = *Troubleshoot heat exchanger*

Dasar pemilihan = dapat menangani slurry secara efisien, cocok untuk proses pendinginan skala menengah



Gambar C. 4 Heat Exchanger

1. Data Bahan Masuk

a. Fluida Panas

$$\begin{aligned} T_{in} (T_1) &= 65^{\circ}\text{C} \\ &= 149^{\circ}\text{F} \\ T_{out} (T_2) &= 35^{\circ}\text{C} \\ &= 86^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Tabel C. 10 Data komponen slurry

Komposisi	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	C_p (Btu/lb. ^o F)
NaHCO ₃	26,417.59	0.20000	2,200	0.2675
NH ₄ Cl	105,670.35	0.79999	1,527	0.3297
Total	132,087.94	1	3,727	0.5972

$$\begin{aligned} T_{av} &= \frac{T_1 + T_2}{2} \\ &= 122^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Massa} = 26,417.59 \text{ Btu/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir (Q}_{hot}) &= m \times C \times \Delta T \\ &= 819.18 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

b. Fluida Dingin

$$\begin{aligned} t_{in} (t_1) &= 30^{\circ}\text{C} \\ &= 86^{\circ}\text{F} \\ t_{in} (t_2) &= 40^{\circ}\text{C} \\ &= 104^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Tabel C. 11 Data komponen air pendingin

Komposisi	Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	C_p (Btu/lb. ^o F)
-----------	----------------	------------	-----------------------------	--------------------------------

H ₂ O	132,087.94	1	995.68	1
Total	132,087.94	1	995.68	1

$$t_{av} = \frac{T_2 + T_1}{2}$$

$$= 95^\circ\text{F}$$

$$\text{Massa} = 26,417.59 \text{ Btu/jam}$$

$$\text{Laju alir (Q}_{\text{cold}}) = m \times C \times \Delta T$$

$$= 1,320.88 \text{ lb/jam}$$

2. Menghitung ΔLMTD

Tabel C. 12 Penentuan *hot fluid* dan *cold fluid*

Hot fluid ($^\circ\text{F}$)		Cold fluid ($^\circ\text{F}$)	ΔT ($^\circ\text{F}$)	
149	High	104	45	Δt_1
95	Low	86	9	Δt_2
			-36	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\Delta\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 + \Delta t_1}{2.3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= 22.393^\circ\text{F}$$

Menentukan ΔLMTD Correction Factor, F_T (1 *Shell* Pass, 2 Or More Tube Passes) berdasarkan Perry, Fig. 18, Pg. 828

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$= 3$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$= 0.286$$

$$F_T = 0.75$$

$$\Delta\text{LMTD}_{\text{koreksi}} = 16.795^\circ\text{F}$$

3. Menentukan Spesifikasi Pipa DPHE

a. Viskositas Fluida

Fluida Dingin (Yaws, Tab. 22-2, Pg. 501)

$$t_c = 90.5^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{cold}} = 0.75 \text{ cP}$$

Fluida Panas (Yaws, Tab. 22-2, Pg. 501)

$$T_c = 117.5^\circ\text{F}$$

$$\mu_{\text{hot}} = 1.41 \text{ cP}$$

Berdasarkan Kern, Tab. 8, Pg. 840, jika viskositas > 1 maka termasuk *heavy organic* dan $0.5 < \text{viskositas} < 1$ termasuk *medium organic*

$$U_d = 5 - 75$$

$$\text{Trial } U_d = 5 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

Dengan factor pengotor

$$R_d = 0.002$$

b. Menghitung Luas Permukaan

$$A = \frac{Q}{U_d} \times \Delta LMTD$$

$$= 50.81 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$ maka menggunakan *heat exchanger* jenis *Troubleshoot* Sesuai Kern, Tab. 6.1, Pg. 103, dipilih:

Tabel C. 13 *Troubleshoot exchanger fitting*

Outer Pipe, IPS	Inner Pipe, IPS
2	1¼
2½	1¼
3	2
4	3

Ukuran Pipa Luar (Annulus)

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

$$\text{ID} = 4.026 \text{ in} \quad (\text{Kern, Tab. 11, Pg. 844})$$

$$\text{OD} = 4.5 \text{ in} \quad (\text{Kern, Tab. 11, Pg. 844})$$

$$\text{SN} = 40$$

Ukuran Pipa Dalam (Pipe)

$$\text{IPS} = 3 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 3.068 \text{ in} \quad (\text{Kern, Tab. 11, Pg. 844})$$

$$\text{OD} = 3.5 \text{ in} \quad (\text{Kern, Tab. 11, Pg. 844})$$

$$\text{SN} = 40$$

Berdasarkan Kern, Tab. 6.2, Pg. 110

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Gambar C. 5 Flow area and equivalent diameter in DPHE

Flow Area Pipa = 7.38 in²

Flow Area Annulus = 3.14 in²

Berdasarkan nilai tersebut didapatkan flow area pipa > flow area annulus, sehingga air pendingin dengan massa yang lebih besar akan ditempatkan pada pipa, sedangkan fluida NaHCO₃ + NH₄Cl akan ditempatkan pada annulus.

4. Menentukan Dimensi DPHE

IPS Pipe = 3 in

IPS Annulus = 4 in

Tabel C. 14 Penentuan Dimensi DPHE

Annulus, Slurry (Hot Fluid)	Pipe, Air Pendingin (Cold Fluid)
1. Flow Area	
$A_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2); ft^2$	$A_p = \frac{D^2 \pi}{4}; ft^2$
A_a = flow area of annulus	A_p = flow area of inner pipe
D_2 = inner diameter of outer pipe	D = inner diameter of inner pipe
D_1 = outer diameter of inner pipe	
$D_2 = 4.026 \text{ in} = 0.334158 \text{ ft}$	$D = 3.068 \text{ in} = 0.254644 \text{ ft}$
$D_1 = 3.5 \text{ in} = 0.2905 \text{ ft}$	
$A_a = 0.021407985 \text{ ft}^2$	$A_p = 0.0509022 \text{ ft}^2$
$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}; ft$	
$D_e = 0.093877174 \text{ ft}$	
2. Mass Velocity	
$G_a = \frac{m}{A_a}$	$G_p = \frac{m}{A_p}$
G_a = massa velocity in annulus	G_a = massa velocity in inner pipe
m = massa flowrate in annulus	m = massa flowrate in inner pipe
$m = 819.18 \text{ lb/jam}$	$m = 1,320.88 \text{ lb/jam}$

$$G_a = 38,265.18 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

$$G_p = 25,949.36 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

3. Viskositas Fluida

Perry, Fig. 14, Pg. 823 - 825

Perry, Fig. 14, Pg. 823 - 825

μ hot = 1.41 cP

μ cold = 0.75 cP

$$= 3.4122 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 1.815 \text{ lb/ft.jam}$$

4. Bilangan Reynold

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$$

$$Re_a = 1,052.76$$

$$Re_p = 3,640.69$$

Re < 2100 (laminar)

Re > 2100 (turbulen)

5. Menentukan h_i dan h_o

Perry, Tab. 4, Pg. 800

Perry, Tab. 4, Pg. 800

$k = 0.5778 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$

$k = 0.356 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$

Perry, Fig.28, Pg. 838

Perry, Fig.24, Pg. 834

$$jH = 18$$

$$jH = 10$$

$$\frac{hoDe}{k} = 0.027 \left(\frac{De \times G_a}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\frac{hiD}{k} = 0.027 \left(\frac{D \times G_p}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{C\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$c = 0.5972 \text{ Btu/lb.F}$$

$$c = 1 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\left(\frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} = 1.522155122$$

$$\left(\frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} = 1.721110988$$

$$\left(\frac{D \times G_p}{\mu} \right)^{0.8} = 261.74$$

$$\left(\frac{D \times G_p}{\mu} \right)^{0.8} = 706.23$$

$$h_o = 66.21 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$$

$$h_i = 45.88 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$$

$$h_{io} = 40.22 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}$$

5. Menghitung U_c dan U_d

a. Nilai U_c (Clean Overall Coefficient)

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 25.02 \text{ Btu/ft}^2$$

b. Nilai U_d (Design Overall Coefficient)

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \text{ min}$$

$$\frac{1}{U_d} = 0.04196$$

$$U_d = 23.83 \text{ Btu/ft}^2$$

6. Menghitung Luas Area Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta LMTD}$$

$$A = 10.6613 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a'' \text{ (outside surface)}}$$

Berdasarkan Kern, Tab. 11, Pg. 844 dapat diketahui nilai outside surface:

$$a'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 9.050369 \text{ ft}$$

7. Menghitung Dirty Factor (R_d)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$R_d = 0.002$$

Nilai R_d harus sama atau lebih besar dengan R_{dmin} , maka *Troubleshoot heat exchanger* layak untuk di rancang

8. Menghitung Pressure Drop

Tabel C. 15 Penentuan *pressure drop*

Anulus, Slurry (Hot Fluid)	Pipe, Air Pendingin (Cold Fluid)
1. Bilangan Reynold	
$De' = D_2 - D_1$	
$De' = 0.043658 \text{ ft}$	$Re_p = 3,640.69$
	$Re > 2100 \text{ (turbulen)}$
$Re_a' = \frac{De' - Ga}{\mu}$	
$Re_a' = 489.59$	
$Re < 2100 \text{ (laminar)}$	
2. Hitung nilai f , ΔF_p , ΔF_a , dan ΔF_i	
$f = \frac{16}{(De' Ga / \mu)}$	$f = 0.0035 \frac{0.264}{\left(\frac{DG}{\mu}\right)^{0.02}}$
$f = 0.03268036$	$f = 0.605837723$
$\Delta F_a = \frac{4fG_a^2 L}{2g\rho^2 De'}; \text{ft}$	$\Delta F_a = \frac{4fG_p^2 L}{2g\rho^2 D'}; \text{ft}$
$\Delta F_a = 1,491.17 \text{ ft}$	$\Delta F_p = 0.04 \text{ ft}$
$P = 1.87 \text{ lb/ft}^3$	
$f = \frac{G_a}{3600\rho}; \text{fps}$	
$v = 5.68 \text{ fps}$	
$\Delta F_1 = \frac{v^2}{2g}$	

$$\Delta F_i = 0.50$$

3. Hitung Nilai ΔP_a dan ΔP_p

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)\rho}{144}; \text{ psi}$$

$$\Delta P_p = \Delta F_p \left(\frac{\rho}{144} \right); \text{ psi}$$

$$\Delta P_a = 6.19 \text{ psia}$$

$$\Delta P_p = 0.0002889 \text{ psi}$$

Batas maksimum 10 psi

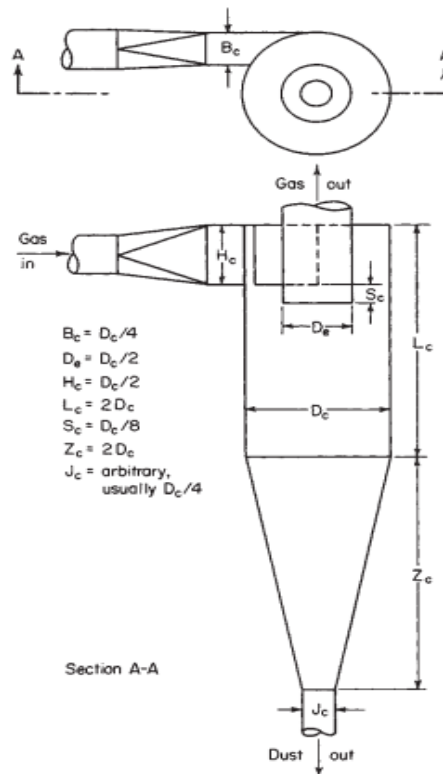
Batas maksimum 10 psi

Spesifikasi *Heat Exchanger* (HE-05)

Fungsi	Menurunkan suhu slurry hasil <i>carbonating tower</i>
Tipe	<i>Troubleshoot</i>
Kondisi Operasi	
4. Suhu Fluida Panas	65°C
5. Tekanan	1 atm
6. Suhu Fluida Dingin	30°C
Luas Permukaan	50,81 ft ²
Dimensi Anulus	
6. Flow Area	0,02140 ft ²
7. Mass Velocity	38.265,18 lb/ft ² .jam
8. Viskositas	3,4122 lb/ft.jam
9. Bilangan Reynold	1.052,76
10. ho	66,21 Btu/ft ² .jam
Dimensi Pipe	
6. Flow Area	0.05090 ft ²
7. Mass Velocity	25.949,36 lb/ft ² .jam
8. Viskositas	1,82 lb/ft.jam
9. Bilangan Reynold	3.640,69
10. hio	40,22 Btu/ft ² .jam
Luas Perpindahan Panas	10,6613 ft ²
Panjang Tube	9,0503 ft
Pressure Drop Pipe	6,19 psia
Pressure Drop Anulus	0,0002889 psia

C.5 Unit Separasi

a. Cyclone (Y-02)



Gambar C. 6 Cyclone

Fungsi	= untuk memisahkan partikel halus hasil pembakaran yang masih terikut udara
Tipe	= Cyclone separator
Dasar pemilihan	= efisien tinggi dalam memisahkan partikel halus dan cocok digunakan untuk suhu tinggi
Kondisi operasi	
Suhu	= 175°C
P	= 1 atm

Tabel C. 16 Data komponen air pendingin

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	Massa molar (kg/mol)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
CO ₂	6,920.46	0.676	0.044	1.20	0.5648
H ₂ O	2,830.46	0.276	0.018	0.49	0.5643
Debu Na ₂ CO ₃	4,87.55	0.048	0.106	1200.00	0.00004
Total	10238.47	1	0.168	1.69	1.129

$$\begin{aligned} \rho_{\text{udara}} &= 0.790 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.0490 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 1.129 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.070 \text{ lb/cuft} \end{aligned}$$

$$\text{Rate masuk} = 22571.72 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (Q}_f) &= \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= 322,435.33 \text{ cuft/jam} \\ &= 89.57 \text{ cuft/detik} \\ &= 2.54 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Efisiensi *Cyclone* dapat menangkap debu halus yang masih terikut sebesar 95% dengan *time of passes* 2 – 5 detik

$$\text{Time of passes} = 4 \text{ detik}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= Q_f \times \text{Time of Passes} \\ &= 358.26 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Berdasarkan Timmerhaus, Tab. 6, Pg. 37, volume *cyclone* 10% lebih besar dari volume bahan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume cyclone} &= 110\% \times \text{Volume} \\ &= 394.09 \text{ cuft} \end{aligned}$$

Menentukan dimensi rasio sesuai Ulrich, Tab. 4-23, Pg. 220.

$$H - D = 2$$

$$\text{Volume Shell} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$$

$$394.09 = \frac{\pi}{4} \times 2D^3$$

$$D^3 = 251.01$$

$$D = 6.31 \text{ ft}$$

$$= 76 \text{ in}$$

$$= 1.92 \text{ m}$$

$$H = 12.62 \text{ ft}$$

$$= 151.39 \text{ in}$$

$$= 3.85 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry, Fig 17-36, Pg. 17-27

$$D_c = 76 \text{ in}$$

$$B_c = \frac{1}{4} D_c$$

$$= 18.92 \text{ in}$$

$$D_e = \frac{1}{2} D_c$$

$$= 37.85 \text{ in}$$

$$H_c = \frac{1}{2} D_c$$

$$= 37.85 \text{ in}$$

$$L_c = 2 D_c$$

$$= 151.39 \text{ in}$$

$$S_c = \frac{1}{8} D_c$$

$$= 9.46 \text{ in}$$

$$Z_c = 2 D_c$$

$$= 151.39 \text{ in}$$

$$J_c = \frac{1}{4} D_c$$

$$= 18.92 \text{ in}$$

$$\text{Area cyclone} = 2 \times B_c^2$$

$$= 18.92 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan bahan (Vc)} = \frac{\text{Volume (cuft)}}{\text{Area Cyclone (ft}^2\text{)}}$$

$$= 0.50 \text{ ft/dt}$$

Dalam mengetahui batas ukuran partikel yang dapat disaring dengan *cyclone* dapat dilihat pada Perry, Pg. 17-30, dimana semakin kecil D_{pc} maka semakin efisien *cyclone* dalam menangkap partikel halus yang masih terikut

$$D_{pc} = \sqrt{\frac{9\mu_g B_c}{\pi N_s V_{in} (\rho_p - \rho_g)}}$$

$$\mu \text{ udara} = 0.03 \text{ cP}$$

$$= 0.00002 \text{ lb/ft dt}$$

$$N_s = 4$$

$$D_{pc} = 0.15 \text{ ft}$$

Penentuan Tebal *Shell* dan Tutup

Sesuai Brownell, Tab. 13-1, Pg. 251, digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari plate steel SA-283 Grade C

$$f_{\text{allowable}} = 12650 \text{ psi}$$

$$C = 0.125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus. Pg. 542})$$

Sambungan las dengan type double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las, } E = 80 \% \quad (\text{Brownell Tab. 13.2, Pg. 254})$$

$$ID = 76 \text{ in}$$

$$r_i = 37.85 \text{ in}$$

$$P_{\text{design}} = 1 \text{ atm} \\ = 14.7 \text{ psi}$$

Rumus tebal *shell* yang digunakan (Brownell, Eq. 13.1, Pg. 254)

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P} + C$$

$$t_s = 0.18 \text{ in}$$

$$\text{Diambil } t_s = 0.19 \text{ in} \quad (\text{Brownell Tab. 5.7, Pg. 89}) \\ = 3/16 \text{ in}$$

Tebal tutup atas:

Cyclone bekerja pd kondisi atmosfer, shg tidak butuh tutup bertekanan tinggi maka menggunakan tebal minimum standar

$$\text{Tebal tutup} = 3/16 \text{ in} \\ = 0.1875 \text{ in}$$

Tebal tutup bawah (Brownell, Eq. 6-154, pdf. 130)

$$t_c = \frac{pd}{2 \cos \alpha (fE - 0.6p)}$$

$$\alpha = 0.5 \times \text{sudut conis}$$

$$\cos(\alpha) = 30$$

$$\cos(30^\circ) = 0.87$$

$$t_c = 0.064 \text{ in} \quad (\text{Brownell Tab. 5.7, pdf 101}) \\ = 0.188 \text{ in atau } 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi *Cyclone* (Y-02)

Fungsi	= memisahkan partikel halus yang terikut udara
--------	--

Type	= Cyclone separator
Kapasitas	= 22571.72 lb/jam
Ukuran	
Tinggi cyclone	= 3.85 m
Diameter cyclone	= 1.92 m
De (diameter gas out)	= 37,85 in atau 0,96 m
Hc (diameter input)	= 37,85 in atau 0,96 m
Jc (diameter dust out)	= 18,92 in = 0,48 m
Tebal shell	= 5/16 in
Tebal tutup atas	= 3/16 in
Tebal tutup bawah	= 3/16 in
Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA-283, Grade C
Jumlah	= 1 buah

b. Rotary Drum Vacuum Filter (RD-01)

Fungsi	= untuk memisahkan antara filtrat dengan cake
Tipe	= standar <i>rotary drum vacuum filter</i>
Dasar pemilihan	= dapat beroperasi secara kontinu dan memberikan efisiensi tinggi untuk proses filtrasi, pencucian, serta pengeringan cake
Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
P _{operasi}	= 1 atm
P _{vacuum}	= 0.5 atm
Waktu tinggal	= 0.0163 jam (cycle time total)

Tabel C. 17 Data komponen filtrat

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
NH ₄ Cl	105,670.35	0.95	1527	0.00062
H ₂ O (pencuci)	5,283.52	0.05	995.68	0.00005
Total	110,953.87	1	2,522.68	0.00067

$$\begin{aligned}\rho \text{ filtrat} &= \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}} \\ &= 1489.16 \text{ kg/m}^3 \\ &= 92.97 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume filtrat} &= \frac{m \text{ filtrat}}{\rho \text{ filtrat}} \times t \\ &= 1.21 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Tabel C. 18 Data komponen padatan

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ ρ (kg/m ³)
NaHCO ₃	26,417.49	1	2,200	0.00045
Total	26,417.49	1	2,200	0.00045

$$\begin{aligned}\rho \text{ filtrat} &= \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}} \\ &= 2,200 \text{ kg/m}^3 \\ &= 137.34 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume padatan} &= \frac{m \text{ padatan}}{\rho \text{ padatan}} \times t \\ &= 0.2 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Konsentrasi padatan} &= \frac{m \text{ padatan}}{(\text{volume filtrat} + \text{volume padatan})} \\ &= 18,733.08 \text{ kg/m}^3 \text{ filtrat}\end{aligned}$$

$$\text{Tipe} = \text{standar drum}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 132,087.84 \text{ kg/jam} \\ &= 1,626.51 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tebal cake minimum berdasarkan Perry, Tab. 18-8, Pg. 18-75

$$\begin{aligned}\text{Minimum tebal cake} &= 6 \text{ mm atau } \frac{1}{4} \text{ inch} \\ &= 0.006 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Berat cake kering (W)} &= \text{tebal cake} \times \rho \text{ campuran} \\ &= 9.76 \text{ kg/m}^2 \text{ tiap cycle}\end{aligned}$$

$$\theta_d/W \text{ for 25\% moist} = 0.04 \text{ menit (Perry Fig. 18-102, Pg. 18-83)}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu pengeringan } (\theta_d) &= \frac{\theta_d}{W} \times W \\ &= 0.39 \text{ menit}\end{aligned}$$

$$\text{Asumsi waktu pencucian} = 0.39 \text{ menit}$$

Berdasarkan Perry, Tab. 18-9, Pg. 18-85

%cycle max. effective submergence = 30%

%cycle max. dewatering = 55%

%cycle total = 80%

%cycle washing = 29%

%cycle discharge = 20%

%cycle untuk washing dan final dry = 31%

$$\begin{aligned}\text{Cycle time total} &= \frac{\theta_{\text{dry}} + \theta_{\text{wash}}}{\% \text{cycle}} \\ &= 0.98 \text{ menit/cycle} \\ &= 0.0163 \text{ jam/cycle}\end{aligned}$$

Ctform = 0.293 mpr (menit per rotasi)

Ctdry = 0.390 mpr (menit per rotasi)

Asumsi overall scale-up factor = 0.9

$$\begin{aligned}\text{Rate filtrasi} &= \frac{W}{\text{Cycle time}} \times \text{scale up} \\ &= 540 \text{ kg/jam.m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Dry cake pada produk} &= \text{Fraksi cake} \times \text{Massa umpan} \\ &= 27,474.19 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total filter area} &= \frac{\text{Dry cake}}{\text{Rate filtrasi}} \\ &= 50.88 \text{ m}^2 \\ &= 547.65 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Dimensi filter:

Rasio perbandingan drum, D/L = 2

$$\text{Total filter area} = 50.88 \text{ m}^2$$

$$\text{A drum} = \pi \times D \times L$$

$$50.88 \text{ m}^2 = 6.28 \times L^2$$

$$L^2 = 8.10$$

$$L = 2.85 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}D &= 2L \\ &= 5.69 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Fraksi aktif} &= \frac{Ct_{\text{form}} + Ct_{\text{dry}}}{\text{Cycle time total}} \\ &= 0.7\end{aligned}$$

$$\text{Vol, vacuum (0,5 atm)} = 0.01 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ per m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. vacuum total (0,5 atm)} &= \text{Volume vacuum} \times \text{Total filter area} \times \text{Fraksi aktif} \\ &= 0.356 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume FAD (free air delivery)} = \frac{P_2 V_2}{P_1 V_1}$$

$$\begin{aligned}V_1 &= \frac{P_2 V_2}{P_1} \\ &= 0.012 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q_{\text{vacuum}} (\text{kapasitas per mnt}) &= \frac{A}{\text{Cycle time total}} \\ &= 0.012 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0.71 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.42 \text{ CFM (cubic.ft/menit)}\end{aligned}$$

Tenaga yang dibutuhkan

$$\text{Power} = 0.05 \text{ hp/ft}^2 \text{ luas filter}$$

Maka, power actual yang dibutuhkan sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Power} &= \text{Total filter area (ft}^2\text{)} \times \text{Power} \\ &= 27.38 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Efisiensi motor} &= 80\% \\ &= 34.23 \text{ Hp}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu discharge} &= \% \text{cycle discharge} \times \text{cycle time total} \\ &= 0.20 \text{ menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu pengeringan} &= \% \text{cycle drying} \times \text{cycle time total} \\ &= 0.39\end{aligned}$$

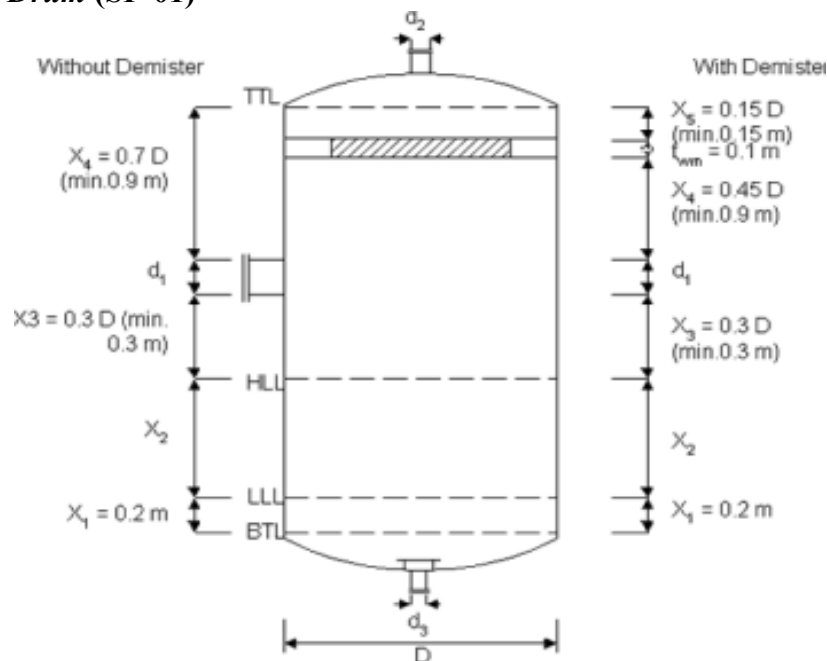
$$\begin{aligned}1 \text{ rotasi (1 cycle)} &= \frac{1}{t_{\text{siklus}}} \\ &= 1.02 \text{ rpm}\end{aligned}$$

Spesifikas *Rotary Drum Vacuum Filter* (RD-01)

Fungsi	=	untuk memisahkan filtrat dan cake
Type	=	standart <i>rotary drum vacuum filter</i>
Dasar pemilihan	=	beroperasi secara kontinu dan efisiensi tinggi
Panjang	=	2.85 m
Diameter	=	5.69 m
Kapasitas Pompa Vacuum	=	0.012 m ³ /min.m ² total filter area
Putaran	=	1.02 rpm
Power	=	34.23 Hp

Bahan	= Carbon Steel
Jumlah	= 1 buah

c. **Knock Out Drum (SP-01)**



Gambar C. 7 Vertical Knock Out Drum

Fungsi	= untuk memisahkan CO _{2(g)} dan H ₂ O _(l)
Tipe	= <i>knock out drum</i>
Dasar pemilihan	= meningkatkan efisiensi proses karbonasi, cocok digunakan dalam pemisahan campuran uap dan cairan
Kondisi operasi	
Suhu	= 60°C
P _{operasi}	= 1 atm
Waktu tinggal	= 5 menit

Tabel C. 19 Data komponen CO₂ dan H₂O

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
CO ₂	757,629.45	0.95	1.610	0.590
H ₂ O	39,875.23	0.05	983.20	0.0000509
Total	797,504.68	1	984.810	0.590

$$\rho_{\text{filtrat}} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}}$$

$$= 1.69 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik (Q}_{\text{mix}}) &= \frac{\text{Massa total}}{\rho_{\text{filtrat}}} \times 3600 \\ &= 130.73 \text{ m}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik (Q}_{\text{gas}}) &= \frac{\text{Massa gas}}{\rho_{\text{gas}}} \times 3600 \\ &= 130.72 \text{ m}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetrik (Q}_{\text{liquid}}) &= \frac{\text{Massa liquid}}{\rho_{\text{liquid}}} \times 3600 \\ &= 0.01 \text{ m}^3/\text{detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Liquid hold-up} &= 5 \text{ menit} \\ &= 300 \text{ detik}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Vol. liquid} &= Q_{\text{liquid}} \times \text{Hold-up} \\ &= 3.38 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Terdapat ruang kosong untuk *knock out drum* sebesar 20%, maka:

$$\begin{aligned}\text{Vol. total} &= \frac{\text{Volume bahan}}{80\%} \\ &= 4.22 \text{ m}^3 \\ &= 149.19 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Perhitungan *knock out drum* With Demister

a. Diameter Vessel

$$V_t = K_t \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

Untuk *vertical knock out drum with demister* nilai faktor separasi atau gas atau kapasitas penanganan gas (K_t) sebesar 0.25 fps

$$V_t \text{ (terminal settling velocity)} = 6.17 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned}A \text{ (luas penampang vessel)} &= \frac{Q_{\text{mix}}}{V_t} \\ &= 21.18 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D \text{ (diameter vessel)} &= \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \\ &= 5.19 \text{ m}\end{aligned}$$

b. Diameter Nozzle

- Inlet nozzle

$$\rho_m \times V_m^2 = 1500$$

$$\rho_m = \frac{MG + ML}{QG + QL}$$

$$\rho_m = 1.69$$

$$V_m = \frac{Q_{mix}}{\frac{\pi}{4} D^2}$$

$$D = 0.43 \text{ m}$$

- Outlet nozzle (vapor)

$$\rho_G \times V_g^2 = 3750$$

$$V_G = \sqrt{\frac{3750}{\rho_G}}$$

$$V_G = 96.52 \text{ m/s}$$

$$A = \frac{Q_g}{V_g}$$

$$A_{nozzle} = 1.35 \text{ m}^2$$

$$D_{outlet \text{ vapor}} = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D_{outlet \text{ vapor}} = 0.86 \text{ m}$$

- Outlet nozzle (liquid)

$$\text{Basis, } V = 1 \text{ m/s}$$

$$D_{outlet \text{ liquid}} = \sqrt{\frac{4 \times Q_{liquid}}{\pi \times V}}$$

c. Tinggi Vessel

- LLL (X₁) = 0.2 m

- HLL to LLL (X₂)

$$Vol. \text{ hold-up} = \frac{Q \times \text{Hold-up}}{60}$$

$$Vol. \text{ hold-up} = 10.89 \text{ m}^3$$

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

$$A = 21.18 \text{ m}^3$$

$$X_2 = \frac{Vol. \text{ hold up}}{A}$$

$$X_2 = 0.51 \text{ m}$$

- HLL to Inlet Nozzle (X_3)
 $X_3 = 0.3 \times D$
 $= 1.56 \text{ m}$
- Diameter inlet nozzle $= 0.43 \text{ m}$

Perhitungan jarak inlet device to TLL (with demister)

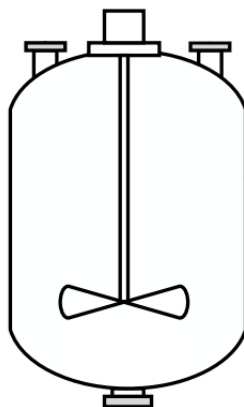
- Diameter inlet nozzle $= 0.45D$
 $= 2.34 \text{ m}$
- Fwm (demister pad) $= 1 \text{ m}$
- X_5
 $= 0.15D$
 $= 0.78 \text{ m}$

Total tinggi vessel $= X_1 + X_2 + X_3 + \text{Inlet nozzle} + X_4 + \text{Fwm} + X_5$

Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (SP-01)		
Fungsi	=	Untuk memisahkan CO_2 dengan H_2O
Type	=	<i>Knock Out Drum</i>
Volume total	=	4.22 m^3
Waktu tinggal	=	5 menit
Bahan	=	Carbon Steel, SA-167, Type 316
Diameter KO Drum	=	5.19 m
Tinggi KO Drum	=	5.92 m
Diameter inlet	=	0.43 m
Diameter out gas	=	0.86 m
Diameter out liquid	=	0.12 m
Jumlah	=	1 buah

C.6 Unit Reaksi

a. Tangki Pelarutan (M-01)



Gambar C. 8 Tangki Pelarutan

Fungsi $=$ melarutkan NaCl dan H_2O menjadi larutan NaCl

Tipe	= <i>knock out drum</i>
Dasar pemilihan	= mempercepat pelarutan, terjamin homogenitasnya, dan efisiensi waktu
Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
P _{operasi}	= 1 atm
Waktu tinggal	= 0.25 jam
Jumlah tangki	= 1 buah

Tabel C. 20 Data Komponen NaCl dan H₂O

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	Fraksi (x)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
NaCl	48,484.35	0.2654	2170	0.00012
H ₂ O	7,655.42	0.7346	998.7	0.00074
Total	56,139.77	1	3168.7	0.0009

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}}$$

$$= 1,165.69 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q}_{\text{mix}}) = \frac{\text{Massa total}}{\rho_{\text{campuran}}}$$

$$= 48.16 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Vol. liquid} = \frac{v \times \text{waktu tinggal}}{\text{jumlah tangki}}$$

$$= 12.04 \text{ m}^3$$

a) Penentuan Volume Tangki

Sesuai Timmerhaus, Tab. 6, Pg. 37, scale-up untuk mixer sebesar 20%

$$\text{Vol. tangki} = \text{Vol. bahan} \times 120\%$$

$$= 14.45 \text{ m}^3$$

$$= 510.16 \text{ cuft}$$

Asumsi rasio H/D sesuai Ulrich, Tab. 4-27, Pg. 248 yaitu 1

$$\text{Vol. Tangki (V}_s) = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$= (\pi/4) \times D^2 \times 2D$$

$$= 0.785 D^3$$

Volume tutup atas = Volume tutup bawah

$$V_{\text{tutup atas}} = 0.000076 D^3 \text{ (Brownell, Eq. 5.14, Pg 95)}$$

$$V_{\text{tutup bawah}} = 0.000076 D^3 \text{ (Brownell, Eq. 5.14, Pg 95)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. Tangki} &= V_{shell} + V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah} \\
 510.16\text{ m}^3 &= 0.785 D^3 \\
 D^3 &= 649.76\text{ cuft} \\
 D &= 8.66\text{ ft atau } 2.64\text{ m atau } 103.94\text{ in} \\
 H &= 8.66\text{ ft atau } 2.64\text{ m atau } 103.94\text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan tinggi liquid pada tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. liquid} &= 1/4 \times \pi \times D^2 \times H \\
 12.04 &= 5.47 \times H \\
 H_{liquid} &= 2.20\text{ m} \\
 &= 7.21\text{ ft}
 \end{aligned}$$

b) Tebal Silinder

$$\begin{aligned}
 P_{operasi} &= 1\text{ atm atau } 14.7\text{ psi} \\
 P_{hidrostatik} &= \rho \times g \times h_{liquid} \\
 &= 25,140.16\text{ N/m}^2 \\
 &= 3.65\text{ psi} \\
 P_{design} &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\
 &= 18.35\text{ psi}
 \end{aligned}$$

Untuk factor keamanan, maka P_{design} 20% lebih besar, maka:

$$\begin{aligned}
 P_{design} &= 18.35\text{ psi} \times 120\% \\
 &= 22.02\text{ psi}
 \end{aligned}$$

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari plate steel dengan spesifikasi SA-167, Grade 11, Type 316

$$\begin{aligned}
 f_{allowable} &= 18,750\text{ psi} \quad (\text{Brownell, Pg. 342}) \\
 C \text{ (corrosion allowance)} &= 0.125\text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. Pg. 542})
 \end{aligned}$$

Sambungan las dengan type double welded butt joint

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi las, E} &= 80\% \quad (\text{Brownell, Tab. 13.2, Pg. 254}) \\
 ID &= 103.94\text{ in} \\
 r_i &= \frac{1}{2} \times ID \\
 &= 51.97\text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung tebal *shell* yang digunakan (Brownell, Eq. 13.1, Pg. 254)

$$t_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P} + C$$

$$t_s = 0.20 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, nilai } t_s = 0.25 \text{ atau } \frac{1}{4} \text{ (Brownell Tab. 5.7, Pg. 89)}$$

$$ID = 103.94 \text{ in}$$

$$OD_{shell} = ID + (2 \times t_s)$$

$$= 104.44 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, nilai } OD = 108 \text{ in} \quad (\text{Brownell Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$icr = 6.5 \text{ in} \quad (\text{Brownell Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$r = 102 \text{ in} \quad (\text{Brownell Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$ID = OD - (2 \times t_s)$$

$$= 107.5 \text{ in}$$

$$= 2.73 \text{ m}$$

c) Tebal Tutup Atas, *Torispherical dished Head*

$$\text{Tinggi tutup (h)} = 0.2 \times ID_s$$

$$= 0.55 \text{ m}$$

Bentuk *Head* yaitu **Torispherical dished Head** karena tekanan operasi dapat mencapai hingga 15 bar dan harganya yang cukup ekonomis, dimana tebal *Head* dapat dihitung dengan persamaan berdasarkan Brownell Eq. 7.77, Pg. 138.

$$t_h = \frac{P r_c W}{2 f E - 0.2 \times P} + C$$

Dimana nilai W dapat diperoleh dari Brownell, Eq. 7.76, Pg. 138

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

$$W \text{ (stress-intensification)} = 1.74 \text{ in}$$

$$t_{min} = 0.255 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, nilai } t_h \text{ (tebal Head)} = 0.313 \text{ in atau } 5/16 \text{ in (Brownell, Tab. 5.7)}$$

d) Sistem Pengaduk

Berdasarkan Mc. Cabe, Pg. 243 jumlah baffle 4 buah, sedangkan impeller yaitu 4-16, umumnya 6 atau 8. Dipilih pengaduk tipe blade turbine jumlah bladenya yaitu 6 karena memberikan pencampuran efisien tanpa shear berlebih

$$\text{Jumlah baffle} = 4 \text{ buah}$$

1. Menentukan dimensi pengaduk

$$H_L \text{ (tinggi bahan total)} = 2.64 \text{ m}$$

$$D_L \text{ (diameter bahan total)} = 2.64 \text{ m}$$

Untuk ukuran pengaduk diambil dari Mc. Cabe, Pg. 243

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Diameter impeller } (D_a) &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= 0.88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Lebar blade } (W) &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= 0.18 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Panjang blade } (L) &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= 0.22 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Jarak impeller – dasar } (E) &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= 0.88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \bullet \text{ Lebar baffle } (J) &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= 0.22 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Menentukan jumlah pengaduk

$$sg = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ reference (H}_2\text{O)}}$$

$$sg = 1.17 \text{ kg/m}^3$$

Berdasarkan Kern, Tab. 6, Pg. 808, didapatkan:

$$sg \text{ reference} = 1$$

Berdasarkan Kern, Fig. 14, Pg. 823, didapatkan:

$$\mu \text{ reference} = 0.85 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ bahan} = \frac{sg \text{ bahan}}{sg \text{ reference}} \times \mu \text{ reference}$$

$$= 0.99 \text{ Cp}$$

$$= 0.0010 \text{ kg/m.s}$$

Untuk mengetahui jumlah pengaduk:

$$\begin{aligned} \text{Maximum level} &= H_L / D_T \\ &= 1 \end{aligned}$$

Berdasarkan Walas, 1990, Pg. 288 jika $cP < 25000$ dan diperoleh Maximum level sebesar 1. Maka jumlah impeller yang dibutuhkan 1 buah.

3. Menentukan power motor

Berdasarkan Walas, Pg. 288, kecepatan pengadukan yang umum digunakan yaitu 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, dan 320 rpm. Ditetapkan kec. pengadukan

$$(n) = 84 \text{ rpm} \\ = 1.40 \text{ rps}$$

$$N_{Re} \text{ (Reynold Number)} = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu} \\ = 1,273,798.42$$

Karena $N_{Re} > 4500$ maka termasuk jenis aliran turbulen

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan:

Untuk $N_{Re} > 10,000$ (Mc Cabe, Eq. 9.23, Pg. 253)

$$N_p = K T$$

$$S_3 = L / D_a \\ = 0.25$$

Dari nilai S_3 yang diperoleh maka cocok jika menggunakan Turbin Six Blade, maka:

$$K_T = 5.75 \text{ (Mc Cabe, Tab. 9.3, Pg. 254)}$$

Untuk menghitung kebutuhan power, dapat diketahui berdasarkan Mc. Cabe, Eq. 9.24, Pg. 253

$$\text{Power} = \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho}{g_c} \\ = \frac{9,705.70 \text{ m.kgf/s}}{9.81} \\ = 989.37 \text{ m.kgf/s} \\ = 1.80 \text{ Hp}$$

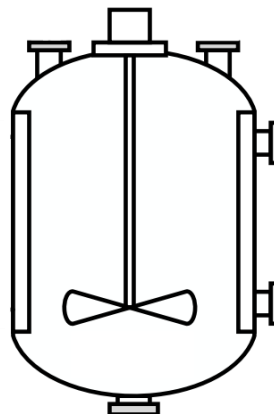
Efisiensi motor 93%, sehingga:

$$\text{Power motor} = 1.93 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Mixer (M-01)	
Fungsi	= melarutkn NaCl dan H ₂ O menjadi larutan NaCl
Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu tinggal	= 0.25 jam atau 15 menit
Tipe Tangki	= silinder tegak dilengkapi pengaduk
Tipe Tutup	= tutup atas dan bawah <i>torispherical dished Head</i>

Bahan	=	plate steel, SA-167, Grade 11, Type 316
Jumlah	=	1 buah
Dimensi Tangki		
Diameter	=	2.64 m
Tinggi	=	2.64 m
Volume	=	14.45 m ³
Tebal	=	1/4 in
Dimensi Head		
Tebal	=	5/16 in
Tinggi	=	0.55 m
Tinggi Total	=	3.73 m
Jenis Pengaduk	=	six blade turbin
Jumlah Impeller	=	1 buah
Diameter Impeller	=	0.90 m
Lebar Blade	=	0.18 m
Panjang Blade	=	0.22 m
Jarak Impeller – Dasar	=	0.88 m
Lebar Baffle	=	0.22 m
Tebal Pengaduk	=	0.02 m
Power Motor	=	1.93 Hp

b. *Continous Stirried Tank Reactor (R-02)*



Gambar C. 9 *Continous Stirried Tank Reactor*

Fungsi	= berlangsungnya reaksi dekomposisi NH_4Cl dengan basa kuat ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)
Tipe	= CSTR

Dasar pemilihan = pencampuran efisien, operasi berlangsung secara kontinu, kecepatan reaksi tinggi, dan bentuk vertical karena akan memperoleh hasil homogenisasi lebih maksimal.

Kondisi operasi

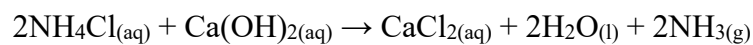
Suhu = 30°C

P_{operasi} = 1 atm

Waktu tinggal = 0.25 jam atau 15 menit

a. Menentukan Dimensi Reaktor

Reaksi berlangsung:



Tabel C. 21 Harga ΔH_f masing-masing komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	Mol
NH ₄ Cl	-314.4	2
Ca(OH) ₂	-1002.8	1
CaCl ₂	-795.4	1
H ₂ O	-285.83	2
NH ₃	-45.9	2

$$\begin{aligned}\Delta H_{R303,15} &= \Delta H_{f\text{produk}} - \Delta H_{f\text{reaktan}} \\ &= -1,458.86 - (1,631.6) \\ &= 172.74 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Dari hasil diatas, dapat diketahui bahwa reaksi termasuk endotermis

Tabel C. 22 Data komponen masuk RK-02

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	Fraksi
2NH ₄ Cl	105,670.35	53.49	1,975.52	0.59112
Ca(OH) ₂	73,094.09	74.00	987.76	0.40888
Total	178,764.44	127.49	2,963.27	1

Tabel C. 23 Data komponen keluar RK-02

Komposisi	Rate Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam	Fraksi
CaCl ₂	109,621.38	110.98	987.76	0.61
2H ₂ O	35,559.29	18.00	1,975.52	0.20

2NH ₃	33,583.77	17.00	1,975.52	0.19
Total	178,764.44	145.98	4,938.79	1.00

b. Menentukan Densitas dan Laju Alir Volumetrik

Suhu = 30°C

Densitas = $AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$ (Yaws 1999)

Tabel C. 24 Data perhitungan densitas

Komponen	A	B	n	T _c	r (kg/m ³)
2NH ₄ Cl	0.75456	0.30	0.28571	882	2194.29
Ca(OH) ₂	-	-	-	-	2127.92
CaCl ₂	-	-	-	-	1293.00
2H ₂ O	0.34710	0.27	0.28571	647.130	1022.88
Total					6638.09

Tabel C. 25 Data perhitungan densitas liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
2NH ₄ Cl	62,463.33	0.37	2,194.29	0.00017
Ca(OH) ₂	29,887.07	0.18	2,127.92	0.00008
CaCl ₂	67,221.69	0.40	1,293.00	0.00031
2H ₂ O	7,073.35	0.04	1,022.88	0.00004
Total	166,645.44	1.00	6,638.09	0.00061

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum \frac{\text{fraksi berat}}{\rho}} \\ &= 1,1643.19 \text{ kg/m}^3 \\ &= 102.58 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir volumetric (Q}_{\text{total}}) &= \text{Massa} / \rho \text{ (kg/m}^3) \\ &= 101.42 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asumsi waktu tinggal (t)} &= 0.25 \text{ jam} \\ &= 15 \text{ menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume terisi} &= Q_{\text{total}} \times t \\ &= 25.35 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Volume terisi pada reactor sebesar 80%

$$\begin{aligned}\text{Volume reactor} &= \text{Vol. terisi} / 80\% \\ &= 31.69 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Verifikasi waktu tinggal:

$$\begin{aligned}\tau &= 0.31 \text{ jam} \\ &= 18.75 \text{ menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= 1,643.19 \text{ kg/m}^3 \\ &= 102.58 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan} &= \frac{\tau \times \text{massa}}{\rho \text{ campuran}} \\ &= 31.69 \text{ m}^3 \\ &= 8,372.24 \text{ gal}\end{aligned}$$

c. Menghitung Dimensi Reaktor

Sesuai Timmerhaus, Tab. 6, Pg. 37, scale-up volume silinder sebesar 20%

$$\begin{aligned}\text{Vol. silinder} &= 38.03 \text{ m}^3 \\ &= 1,343.06 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan tutup torispherical dished *Head*

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= \text{Vol. silinder} + \text{Vol Head (tutup)} \\ &= 0.000049 D^3 \text{ (Brownell, Eq. 5.11, Pg. 88)}\end{aligned}$$

Sehingga persamaannya menjadi:

$$\text{Volume silinder} = (1/4 \times \pi \times D^2 \times H) + (0.000049 D^3)$$

Berdasarkan Ulrich, Tab. 4 – 27, Pg. 248, H/D yaitu 1, sehingga H = D

$$\begin{aligned}\text{Volume silinder} &= (1/4 \times \pi \times D^2 \times D) + (0.000049 D^3) \\ 1343.06 \text{ ft}^3 &= 0.79 D^3\end{aligned}$$

$$D = 11.96 \text{ ft atau } 143.52 \text{ in}$$

$$D = 3.65 \text{ m}$$

$$H = 3.65 \text{ m}$$

d. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Menghitung tebal *shell* yang digunakan (Brownell, Eq. 13.1, Pg. 254)

$$ts = \frac{P \times ri}{f \times E - 0.6 \times P} + C$$

Menentukan Tekanan Hidrostatik

$$\text{Volume cairan} = h_{\text{cairan}} \times \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{cairan}} &= 3.04 \text{ m} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h \\
 &= 48,971.94 \text{ Pa atau } 7.10 \text{ Psia} \\
 P_{\text{desain}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 21.80 \text{ psia atau } 1.48 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari plate steel dengan spesifikasi SA-167, Grade 11, Type 316

$$\begin{aligned}
 f_{\text{allowable}} &= 18,750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, Pg. 342}) \\
 C \text{ (corrosion allowance)} &= 0.125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhaus. Pg. 542})
 \end{aligned}$$

Sambungan las dengan type double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las, } E = 80\% \quad (\text{Brownell, Tab. 13.2, Pg. 254})$$

$$\text{ID} = 143.52 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 r_i &= \frac{1}{2} \times D \\
 &= 71.76 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$t_s = 0.23 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, } t_{s\text{standar}} = 0.25 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD}_{\text{shell}} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\
 &= 144.02 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, OD}_{\text{Shell standar}} = 156 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$\text{icr} = 9 \frac{3}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

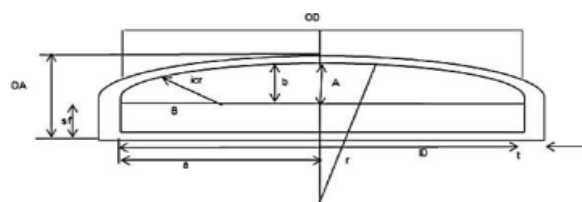
$$= 9.38 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$r = 144 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= \text{OD} - (2 \times t_s) \\
 &= 155.50 \text{ in} \\
 &= 3.95 \text{ m atau } 12.96 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1 \text{ D} \\
 &= 155.50 \text{ in atau } 3.95 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Perancangan Dimensi Head



Gambar C. 10 Torispherical dished Head

Dipilih jenis *Head* **Torispherical dished Head** karena dapat digunakan tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya yang ekonomis

Tebal *Head* dapat dihitung dengan persamaan berdasarkan Brownell Eq. 7.77, Pg. 138.

$$t_h = \frac{P r_c W}{2 f E - 0.2 \times P} + C$$

Dimana nilai W dapat diperoleh dari Brownell, Eq. 7.76, Pg. 138

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right)$$

W (stress-intensification)	= 1.73 in
$t_{\min}$	= 0.31 in
Jadi, t_{standar}	= 3/8 in atau 0.38 (Brownell, Tab. 5.7)
ID	= OD – (2 x t_h)
	= 155.25 in
maka ID standar	= 156 in atau 3.96 m
a	= ID / 2
	= 78 in
icr	= 1.31 in
AB	= a – icr
	= 76.88 in
BC	= rc – icr
	= 142.88 in
AC	= $\sqrt{BC^2 - (AB)^2}$
	= 120.43 in
b	= rc – AC
	= 23.57 in atau 0.60 m
sf	= 2.00 in atau 0.06 m (Brownell, Tab. 5.6)
AO	= sf + b + t_h
	= 26.05 in atau 0.66 m
Vol. <i>Head</i> total (V_{Head})	= Vol. <i>Head</i> (V_h) + Vol. flange (V_{sf})
V_h	= 0.000049 ID ³
	= 183.35 ft ³ atau 5.23 m ³
V_{sf}	= $\pi/4 \times D^2 \times sf$
	= 0.59 m ³
V_{Head} (total)	= 5.82 m ³

Menghitung luas permukaan cairan (A_t)

$$A_t = \pi/4 \times D_i^2$$

$$= 12.25 \text{ m}^3$$

Menghitung tinggi cairan dalam *shell*

$$h_s = V \text{ cairan dalam } shell / A_t$$

$$= 2.59 \text{ m atau } 101.89 \text{ in}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor sebelum ada koil:

$$h_{\text{total}} = h_{\text{shell}} + b + sf$$

$$= 3.24 \text{ m atau } 127.70 \text{ in}$$

f. Menentukan Luas Muka Reaktor

Untuk mengetahui diameter dapat dihitung berdasarkan Brownell, Eq. 5.12

$$D_e = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{3}{2}icr$$

$$D_e = 152.20 \text{ in}$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{shell}} + 2A_{\text{tiap Head}}$$

$$= \pi DH + 2 \frac{\pi}{4} D_e^2$$

$$= 110,683.10 \text{ in}^2 \text{ atau } 71.41 \text{ m}^2$$

g. Menghitung Spesifikasi Pengaduk

- Menghitung viskositas

$$P \text{ (tekanan)} = 1 \text{ atm}$$

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

Tabel C. 26 Data komponen perhitungan viskositas

Komponen	Massa (kg/jam)	kmol (kg/jam)	Fraksi (x)	μ	$\mu \cdot x$ (cP)
2NH ₄ Cl	62,463.33	1,167.76	0.37	1.20	0.45
Ca(OH) ₂	29,887.07	403.88	0.18	1.25	0.22
CaCl ₂	67,221.69	605.71	0.40	1.70	0.69
2H ₂ O	7,073.35	392.96	0.04	0.79	0.03
Total	166,645.44		1	4.94	1.39

$$\mu \text{ (viskositas)} = 1.39 \text{ cP}$$

$$= 0.0009 \text{ lb/ft.s}$$

Berdasarkan Mc. Cabe, Pg. 243 jumlah baffle 4 buah, sedangkan impeller yaitu 4-16, umumnya 6 atau 8. Dipilih pengaduk tipe blade turbine jumlah bladenya yaitu 6 karena memberikan pencampuran efisien tanpa shear berlebih

Jumlah baffle = 4 buah

- Penentuan dimensi pengaduk

H_L (tinggi bahan) = 3.65 m

D_L (diameter bahan) = 3.65 m

Untuk ukuran pengaduk diambil dari Mc. Cabe, Pg. 243

$$\begin{aligned} \text{Diameter impeller } (D_a) &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= 1.22 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar blade } (W) &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= 0.24 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang blade } (L) &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= 0.30 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak impeller – dasar } (E) &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= 1.22 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar baffle } (J) &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= 0.30 \text{ m} \end{aligned}$$

- Penentuan jumlah pengaduk

$$sg = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ reference } (H_2O)}$$

$$sg = 1.65 \text{ kg/m}^3$$

Berdasarkan Kern, Tab. 6, Pg. 808, didapatkan:

$$sg_{\text{reference}} = 1$$

Berdasarkan Kern, Fig. 14, Pg. 823, didapatkan:

$$\mu_{\text{reference}} = 0.85 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ bahan} = \frac{sg \text{ bahan}}{sg \text{ reference}} \times \mu \text{ reference}$$

$$= 1.40 \text{ Cp}$$

$$= 0.0014 \text{ kg/m.s}$$

Untuk mengetahui jumlah pengaduk:

$$\begin{aligned}\text{Maximum level} &= H_L / D_T \\ &= 1\end{aligned}$$

Berdasarkan Walas, Pg. 288 jika $cP < 25000$ dan diperoleh Maximum level sebesar 1. Maka jumlah impeller yang dibutuhkan 1 buah.

- Menentukan power motor

Berdasarkan Walas, Pg. 288, kecepatan pengadukan yang umum digunakan yaitu 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, dan 320 rpm. Ditetapkan kec. pengadukan (n) = 84 rpm

$$= 1.40 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned}N_{Re} \text{ (Reynold Number)} &= \frac{n D_a^2 \rho}{\mu} \\ &= 2,421,947.75\end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 4500$ maka termasuk jenis aliran turbulen

Perhitungan power pengaduk yang dibutuhkan:

Untuk $N_{Re} > 10,000$ (Mc Cabe, Eq. 9.23, Pg. 253)

$$N_p = K_T$$

$$\begin{aligned}S_3 &= L / D_a \\ &= 0.25\end{aligned}$$

Dari nilai S_3 yang diperoleh maka cocok jika menggunakan Turbin Six Blade, maka:

$$K_T = 5.75 \text{ (Mc Cabe, Tab. 9.3, Pg. 254)}$$

Untuk menghitung kebutuhan power, dapat diketahui berdasarkan Mc. Cabe, Eq. 9.24, Pg. 253

$$\begin{aligned}\text{Power} &= \frac{K_T n^3 D_a^5 \rho}{g_c} \\ &= \frac{68,686.79 \text{ m.kgf/s}}{9.81} \\ &= 7,001.71 \text{ m.kgf/s} \\ &= 12.73 \text{ Hp}\end{aligned}$$

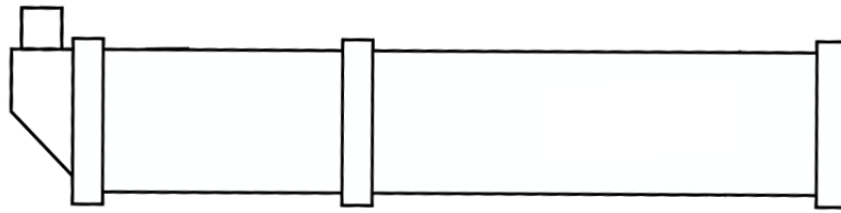
Efisiensi motor 93%, sehingga:

$$\text{Power motor} = 13.69 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Tangki CSTR (R-03)	
Fungsi	= berlangsungnya reaksi dekomposisi NH_4Cl dengan basa kuat $(\text{Ca}(\text{OH})_2)$

Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu tinggal	= 18.75 menit
Tipe Tangki	= silinder tegak dengan dilengkapi pengaduk
Tipe Tutup	= tutup atas dan bawah <i>torispherical dished Head</i>
Bahan	= carbon Steel, SA-167, Type 316
Jumlah	= 1 buah
Dimensi Tangki	
Diameter	= 3.65 m
Tinggi	= 3.65 m
Volume	= 38.03 m ³
Tebal	= 0.25 in
Dimensi <i>Head</i>	
Tebal	= 0.31 in
Tinggi	= 0.7 m
Tinggi Total	= 4.96 m
Pengaduk	
Jenis	= six blade turbin
Jumlah	= 1 buah impeller
Diameter	= 1.22 m
Lebar blade	= 0.24 m
Panjang blade	= 0.30 m
Jarak impeller – dasar	= 1.22 m
Lebar baffle	= 0.30 m
Tebal pengaduk	= 0.03 m
Kec. pengaduk	= 84.0 rpm
Power motor	= 13.7Hp

c. **Rotary Kiln (RK-02)**



Gambar C. 11 *Rotary Kiln*

Fungsi	= berlangsungnya dekomposisi NaHCO_3 hasil dari <i>rotary drum vacuum filter</i>
Dasar pemilihan	= dapat memberikan pemanasan secara merata pada suhu tinggi, waktu tinggal yang cukup lama, pencampuran dapat bekerja secara kontinu jadi cocok digunakan untuk mengolah cake hasil dari RDVF
Kondisi operasi	
Suhu	= 175°C
P_{operasi}	= 1 atm
Waktu tinggal	= 1 jam
Kapasitas Bahan	= 26,417.59 kg/jam = 58,240.75 lb/jam
Kapasitas Produk	= 16,666.67 kg/jam = 36,743.67 lb/jam

1. Perhitungan Dimensi

a. Diameter dalam silinder

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

Keterangan:

Mc	= laju media panas (lb/jam)
G	= laju flue gas untuk <i>rotary kiln</i>
Mc	= 58,240.75 lb/jam
G	= $0.05 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik}$ (Ulrich, Tab. 4-10, Pg. 132)

$$\begin{aligned}
 &= 369 - 3690 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\
 \text{Dipilih} &= 3690 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \\
 \text{Di} &= 10.05 \text{ ft} \\
 &= 3.06 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menghitung volume bahan

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas bahan} &= 58,240.75 \text{ lb/jam} \\
 \rho \text{ CaCO}_3 &= 2.2 \text{ g/cm}^3 \\
 &= 137.34 \text{ lbm/ft}^3 \\
 \text{Vol. Bahan} &= \frac{\text{Rate bahan}}{\rho \text{ bahan}} \\
 &= 424.06 \text{ ft}^3 \\
 &= 12.01 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Menghitung volume silinder

Vol. bahan dari RK = 3% - 12% dari Vol. RK (Ulrich, Tab. 4-10, Pg. 132)

Volume bahan < Volume RK

Dipilih volume bahan < 12% dari volume *rotary kiln*, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. rotary kiln} &= 100.07 \text{ m}^3 \\
 &= 3,533.82 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

d. Menghitung waktu tinggal

$$\theta = \frac{\text{Hold up}}{\text{Rate feed}}$$

Berdasarkan Perry 6^{ed}, range hold-up 3 – 15%

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih} &= 12\% \\
 \text{Holdup} &= \text{Vol. RK} \times 12\% \\
 &= 424.06 \text{ ft}^3 \\
 \text{Rate feed} &= \text{Volume bahan} \\
 &= 424.06 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal } (\theta) = 1 \text{ jam}$$

e. Menghitung panjang rotary kiln

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

Keterangan:

$$\begin{aligned}
 D_i &: \text{diameter dalam} &= 3.06 \text{ m} \\
 V &: \text{volume Silinder} &= 100.07 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

L (panjang *rotary kiln*) = 13.58 m

Sehingga diperoleh panjang *rotary kiln* yaitu 14 m

f. Menghitung kecepatan solid

$$Kec. solid = \frac{L}{\theta}$$

L : panjang silinder = 14 m

θ : waktu tinggal = 1 jam atau 3600 detik

Kecepatan solid = 0.003889 m/s

g. Mencari tebal dan diameter luar *rotary kiln*

Tipe *Shell* yang digunakan adalah High Alloy Steel SA-240 Grade M Type 316

$F_{allowable}$ (stress allowable) = 18750 psi (Brownell, Pg. 342)

Jenis pengelasan digunakan double welded but joint dengan efisiensi pengelasan

e (efisiensi pengelasan) = 80% (Brownell, Tab. 13.2, Pg. 254)

C (factor korosi) = 0.015 in (Timmerhaus. Pg. 542)

ρ steel = 490 lb/cuft (Brownell, Pg 156)

D = 120.64 in

L = 14 m

S = 18,750 psi

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho L}{144} = 47.64 \text{ psi}$$

$P_{operasi}$ = 1 atm atau 14.7 psi

$$P_{desain} = P_{hidrostatik} + P_{operasi} = 62.33 \text{ psi}$$

Maka dapat diketahui tebal *shell* (ts):

$$ts = \frac{P \times D}{2 \cdot S \cdot e - 0.6P} + C$$

ts = 0.27 in

Jadi, $ts_{standar}$ = 0.313 in (Brownell Tab. 5.7, Pg. 91)

= 0.008 m

OD = ID + (2 x $ts_{standar}$)

= 121.64 in

$$\begin{aligned} \text{OD}_{\text{standar}} &= 126 \text{ in} && (\text{Brownell Tab. 5.7, Pg. 91}) \\ &= 3.20 \text{ m} \end{aligned}$$

h. Menentukan kecepatan putaran *rotary kiln*

$$N = \frac{V}{\pi \times D}$$

Keterangan:

N : putaran *rotary kiln* (rpm)

V : peripheral speed = 0.25 - 0.5 m/s (Perry 7^{ed}, Pg. 12-56)
= 49.213 - 98.425 ft/min

Dipilih nilai V = 98.425 ft/min

Do : diameter luar (ft) = 3.20 m atau 10.50 ft

N : kec. putaran rk = 2.99 rpm

i. Menghitung slope *rotary kiln*

$$\theta = \frac{0.19 \times L}{N \times D \times S}$$

θ : waktu tinggal = 1 jam atau 60 menit

L = 14 m atau 45.9317 ft

D = 10.50 ft

N = 2.99 rpm

S : kemiringan slope = $\frac{0.19 \times L}{N \times D \times \theta}$

S = 0.00464 ft/ft

Berdasarkan Perry, Pg. 12-56, untuk slope umumnya berkisar 0-8 cm/m

Dipilih, slope = 4 cm/m

tg a = 0.04 ft/ft

Maka, dapat kemiringan dapat diketahui dengan perhitungan berikut:

$$a = \frac{\text{tg}}{\pi} \times 180$$

$$a \text{ (kemiringan rotary kiln)} = 2.293^\circ$$

j. Menghitung sudu-sudu rotary kiln

$$\text{Jumlah Flight} = 2.4D - 3D \text{ m} \quad (\text{Perry, Pg. 12-56})$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih, jumlah flight} &= 2.5 \times DO \\ &= 8.0009 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, jumlah flight} = 8 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Flight} = \frac{D}{8} - \frac{D}{12} \quad (\text{Perry, Pg. 12-57})$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih, tinggi flight} &= \frac{D}{8} \\ &= 0.400049 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter flight} = 0.3 - 3 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih, diameter flight} = 0.1 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling lingkaran} &= \pi \times D \\ &= 10.049 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar sudu (Ls)} &= \frac{\text{keliling lingkaran}}{\text{jumlah flight}} \\ &= 1.2562 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal flight (Ts)} = 0.5 \text{ in atau } 0.0127 \text{ m}$$

2. Perancangan Penggerak Rotary Kiln

a. Menghitung jumlah gigi gear

Untuk menggerakkan roda gigi membutuhkan pinion, sedangkan pinion digerakan oleh motor. Berikut merupakan hubungan antara pitch dan circular pada gear drive:

Diameter pitch dapat diketahui berdasarkan Hesse, 1945 Eq. 15-1, Pg.420

$$D_g = \frac{N_g P_g}{\pi}$$

Keterangan:

D_g = Diameter Pitch

N_g = Jumlah gigi gear

P_c = Circular Pitch, dengan range $1 \frac{3}{4} - 2$ in (Hesse, Pg. 420)

Dipilih, nilai $P_c = 2$ in

Hubungan antara circular pitch dan diameter pitch

$$P_c \times P_d = \pi \quad (\text{Hesse, Eq. 15-3, Pg. 421})$$

$$P_d = \pi / P_c \\ = 1.57 \text{ in}$$

Diameter gear (D_g) dari spur gear komersial yang lebih besar dari diameter kiln

$$D_g = 12 \text{ ft} \\ = 144 \text{ in} \\ = 3.66 \text{ m}$$

$$N_g = D_g \times P_d \\ = 226.08$$

Jadi diperoleh jumlah gigi gear sebanyak 226 buah

b. Menentukan jumlah gigi pinion (N_p) dan putaran drive gear (V_g)

$$N_p = \frac{2}{5} \times N_g$$

$$N_p = 90.4$$

Jadi, diperoleh jumlah gigi pinion sebanyak 90 buah

$$D_p = \frac{N_p \times P_c}{\pi}$$

$$D_p = 57.962 \text{ in}$$

Jadi, diperoleh diameter gigi pion sebesar 1.472 m

$$V_g = \frac{D_g}{D_p} \times \text{rpm kiln}$$

$$V_g = 7.416 \text{ rpm}$$

Jadi, diperoleh kecepatan putaran gear drive sebesar 7.5 rpm

c. Menentukan pitch line velocity gear dan pinion (V_m)

$$V_m \text{ gear} = \frac{\pi \times D_g \times V_g}{12}, \text{ dimana } D_g = \frac{N_g}{P_d}$$

Keterangan:

V_m Gear: pitch line velocity gear

$$D_g = 143.949 \text{ rpm}$$

$$\begin{aligned} V_m \text{ Gear} &= 112.45 \text{ ft/min} \\ &= 0.57 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$V_m \text{ pinion} = \frac{\pi \times D_p \times V_g}{12}$$

$$\begin{aligned} V_m \text{ pinion} &= 112.486 \text{ ft/min} \\ &= 0.571 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Menentukan safe strength dari gear dan pinion

Berdasarkan Hesse, Eq 15-15, Pg. 431

$$F_s = \frac{S \times K \times b \times \gamma}{P_d}$$

Keterangan:

F_s : safe strength

S : stress allowable (psi)

K : faktor kecepatan

b : lebar permukaan gigi (in)

γ : faktor permukaan gigi

P_d : rasio jumlah gigi dengan pitch diameter (in)

Bahan yang digunakan untuk gear adalah cast steel dikarenakan umum untuk *girth* gear *rotary kiln*, kuat, tahan aus, mudah diproduksi

$$S \text{ dari cast steel} = 15,000 \text{ psi} \quad (\text{Hesse, Tab. 15-1, Pg. 430})$$

Berdasarkan Hesse, Eq. 15-13, Pg. 431, jika V_m Gear yang memiliki rpm < 1000 rpm, mempunyai faktor kecepatan:

$$K = \frac{600}{600 + V_m}$$

$$K = 0.84$$

Berdasarkan Hesse, Pg. 431 range lebar permukaan gear yaitu:

$$\text{Lebar permukaan gear (b)} = 9.5/P_d - 12.5/P_d$$

$$\text{Dipilih, b} = 10/P_d$$

$$b = 6.369 \text{ in}$$

$$= 0.162 \text{ m}$$

Berdasarkan Hesse, Eq. 15-9, Pg. 430, untuk γ yang memiliki gigi gear rumit dapat menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}\gamma &= 0.39 - 2.15/N \text{ untuk } 14.5 \text{ Involute} \\ \gamma_{\text{gear}} &= 0.38 \\ \gamma_{\text{pinion}} &= 0.37\end{aligned}$$

Maka Safe Strength:

$$\begin{aligned}F_s \text{ Gear} &= 19,499.83 \text{ lbs} \\ &= 8,844.97 \text{ kg} \\ F_s \text{ Pinion} &= 18,768.50 \text{ lbs} \\ &= 8,513.24 \text{ kg}\end{aligned}$$

e. Menentukan tenaga yang di transmisi dari gear drive ke pinion

Berdasarkan Hesse, Eq 15-12. Pg. 430, untuk menentukan tenaga:

$$\begin{aligned}F &= \frac{33000 \text{ Hp}}{V_m} \\ \text{Hp} &= \frac{F_s \times V_m}{33000} \\ \text{Hp Gear} &= 66.44 \text{ Hp} \\ \text{HP Pinion} &= 63.98 \text{ Hp}\end{aligned}$$

f. Menentukan batas pemakaian muatan gear drive (F_w)

Berdasarkan Hesse, Eq. 15-16. Pg. 432

$$F_w = D_p \times b \times Q \times W$$

Keterangan:

F_w : batas muatan

Q : faktor perbandingan kecepatan

w : kosntanta kombinasi material cast steel dan gear (psi)

Hesse, Eq. 15-17. Pg. 432

$$\begin{aligned}Q &= \frac{2 \times N_g}{N_g + N_p} \\ Q &= 1.429 \\ W &= 95 \quad (\text{Hesse, Tab. 15-2, Pg. 432}) \\ W_{\text{standar}} &= W + 1/3 \\ &= 95.33 \\ F_w &= 49,947.74 \text{ lb}\end{aligned}$$

g. Menentukan berat beban total (W_t)

$$\text{Berat Silinder } (W_1) = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

Dimana:

$$D_o = 121.64 \text{ in}$$

$$D_i = 120.64 \text{ in}$$

$$L = 551.18 \text{ in}$$

$$\rho \text{ cast steel} = 0.282 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Maka, } W_1 = 29,561.20 \text{ lb}$$

$$\text{Berat Sudu-Sudu } (W_2) = n \times L \times h \times t \times \rho$$

Dimana:

$$n = 8$$

$$L = 15.75 \text{ in}$$

$$h = 49.455 \text{ in}$$

$$t = 0.5 \text{ in}$$

$$\rho = 0.282 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Maka, } W_2 = 878.62 \text{ lb}$$

$$\text{Berat Gear } (W_3) = \frac{\pi}{4} \times (D_g^2 - D_o^2) \times b \times \rho$$

Dimana:

$$D_g = 144 \text{ in}$$

$$D_o = 121.64 \text{ in}$$

$$b = 6.369 \text{ in}$$

$$\rho = 0.282 \text{ lb/in}^3$$

$$\text{Maka, } W_3 = 8,375.84 \text{ lb}$$

$$\text{Berat Material } (W_4) = \text{Laju umpan masuk} \times \text{waktu tinggal}$$

Dimana:

$$\text{Laju umpan} = 58,240.75 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Maka, } W_4 = 58,240.75 \text{ lb}$$

$$\text{Berat ridding ring } (W_5) = \frac{2 \times \pi}{4} \times (D_r^2 - D_o^2) \times b \times \rho$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
D_r = D_g &= 144.00 \text{ in} \\
D_o &= 121.64 \text{ in} \\
b &= 6.369 \text{ in} \\
\text{densitas} &= 0.282 \text{ lb/in}^3 \\
\text{Maka, } W_5 &= 16,751.68 \text{ lb}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
W_t &= W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 \\
&= 55,567.34 \text{ lb}
\end{aligned}$$

h. Menghitung tenaga yang dibutuhkan untuk memutar RK

Berdasarkan Perry, Eq. 12-60, Pg. 12-60, tenaga untuk memutar *rotary kiln* dapat diketahui dengan persamaan:

$$Bhp = \frac{N(4.75dw + 0.1925DW + 0.33W)}{100000}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
Bph \text{ (brake horse power)} &= 0.75 \text{ kW} \\
N \text{ (rpm)} &= 2.99 \text{ rpm} \\
D_o &= 10.50 \text{ ft} \\
W = F_w &= 49,947.74 \text{ lb} \\
D_r = D_g &= 12 \text{ ft} \\
W_t &= 55,567.34 \text{ lb} \\
\text{Maka, Bhp} &= 78.75 \text{ bph} \\
&= 59.06 \text{ kW}
\end{aligned}$$

3. Perancangan Poros Penyangga dan Roll Supporting

a. Menghitung poros penyangga

Pada perancangan ini digunakan

$$\begin{aligned}
\text{Roll supporting} &= 4 \text{ buah} \\
\text{Poros} &= 4 \text{ buah} \\
\text{Sudut} &= 30^\circ \\
\text{Beban total (} W_t \text{)} &= 55,567.34 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Dimana setiap penyangga menerima beban vertikal sebesar:

$$\begin{aligned}
P &= W_t / a \\
a &= L / 4
\end{aligned}$$

$$= 137.79535 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, diperoleh } P = 403.26 \text{ lb/in}$$

Sedangkan beban yang diterima roll supporting (PI)

$$PI = P / \cos 30$$

$$PI = 2,614.30 \text{ lb}$$

Direncanakan jenis poros terbuat dari Forged or hot-roller steel (30% carbon)

$$\text{Allowable stress} = 40,000 \text{ psi} \quad (\text{Hesse, Tab. 16-1, Pg. 467})$$

$$\text{Panjang poros} = 21 \text{ in}$$

$$= 0.533 \text{ m}$$

$$\rho \text{ carbon steel} = 0.284 \text{ lb/in}^3$$

Menentukan diameter poros berdasarkan Hesse, Eq. 16-5, Pg. 467

$$D = \sqrt[3]{\frac{5.09}{S} \sqrt{(KT)^2 + (BM)^2}}$$

Keterangan:

D: Diameter poros (in)

$$T: \text{Torque} = 0 \text{ (tidak ada tarikan)}$$

$$K: \text{faktor gabungan (beban tetap)} = 1$$

$$B: \text{faktor moment karena beban tetap} = 1.5 - 3$$

$$= 1.5$$

$$S: \text{allowable stress} = 8000$$

M: moment (lb.in)

$$M = \frac{W_t}{2} \times \frac{L}{2}$$

$$= 291,728.54 \text{ lb.in}$$

$$D \text{ poros} = 6.53 \text{ in atau } 0.17 \text{ m}$$

$$\text{Berat poros} = \pi \times D^2 \times L \times \rho$$

$$= 65.42 \text{ lb atau } 29.68 \text{ kg}$$

b. Menghitung berat roll support

Jenis Roll yang akan direncanakan

Bahan carbon steel

$$D_o = 18 \text{ in}$$

$$= 0.457 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 b &= 10 \text{ in} \\
 &= 0.254 \text{ m} \\
 \rho &= 0.284 \text{ lb/in}^3 \\
 Di &= Do - (2 \times Ts) \\
 &= 17.5 \text{ in} \\
 &= 0.4445 \text{ m} \\
 \text{Berat Roll Support} &= \frac{\pi \times b \times (do^2 - di^2) \times \rho}{4} \\
 \text{Berat Roll Support} &= 39.57185 \text{ lb} \\
 &= 17.95 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan jenis bearing

$$\begin{aligned}
 \text{Beban yang diterima roll (P)} &= 403.26 \text{ lb} \\
 \text{Berat Poros} &= 65.42 \text{ lb} \\
 \text{Berat Poros Supporting} &= 39.57 \text{ lb} \\
 \text{Total Berat} &= 508.26 \text{ lb} \\
 Pt &= \frac{Pr}{K1 \times K2 \times K3 \times K4 \times K5}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

$$\begin{aligned}
 \text{Pr: radial load sesungguhnya} &= 508.26 \text{ lb} \\
 k_1 &= \frac{Pr}{Pr + P} + \frac{Pr}{Pr + 0} \\
 &= 1.56 \\
 k_2: \text{Faktor umur bearing} &= 0.7894 \\
 k_3: \text{Faktor kecepatan putaran} &= 4.4721 \\
 k_4: \text{Faktor Rotasi} &= 1 - 10 \\
 &= 5 \\
 k_5: \text{faktor impact load} &= 1 \text{ untuk beban konstan dan tetap}
 \end{aligned}$$

Sehingga, dapat diketahui:

$$Pt = 18.49 \text{ lb}$$

Dari nilai Pt yang diperoleh, maka dapat disimpulkan jenis Bearing adalah single row deep groove ball bearing

4. Perancangan Sistem Pondasi

a. Konstruksi pondasi

Direncanakan sistem konstruksi pondasi beton tanpa tulang berbentuk limas terpacung

$$\rho \text{ beton} = 2,200 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Tegangan yang diizinkan} = 6 \text{ kg/m}^3$$

Kondisi tanah adalah alurial soil

$$\text{Tegangan tanah yg diizinkan} = 1 - 5 \text{ ton/ft}^2$$

Direncanakan konstruksi pondasi terdiri dari semen, krikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3

$$\text{Jumlah fondasi} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Luas tanah bagian atas (a)} = 1 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas tanah bagian bawah (b)} = a + 5 \text{ m}$$

$$= 6 \text{ m}$$

$$= 36 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi fondasi} = 0.5 \text{ m}$$

$$\text{Volume fondasi (V)} = \frac{1}{3} \times t \times (a + b) \times (a + b)^{\frac{1}{2}}$$

$$V = 111 \text{ m}^3$$

$$\text{Berat fondasi} = V \times \rho$$

$$= 244,200 \text{ kg}$$

Beban yang diterima tanah (P)

$$\text{Berat bearing} = 19.786 \text{ lb}$$

$$= 8.96 \text{ kg}$$

$$P \text{ total} = 244,208.96 \text{ kg}$$

$$= 244.21 \text{ ton}$$

Pondasi didirikan di atas semen dan gravel dengan asumsi tegangan tanah

$$T = \frac{P}{F} < 10 \text{ ton/ft}^2 \text{ (Hesse, Tab. 12-2)}$$

Keterangan:

$$P: \text{ beban yang diterima tanah} = 244.21 \text{ ton}$$

$$F: \text{ luas alas} = 118.11 \text{ ft}^2$$

$$T (\text{tegangan tanah}) = 2.07 \text{ ton/ft}^2$$

Karena $T < 10 \text{ ton/ft}^2$ dapat dinyatakan bahan pondasi yang digunakan memenuhi standar

Spesifikasi *Rotary Kiln* (RK-02)

Fungsi	=	berlangsungnya dekomposisi NaHCO_3 hasil dari RDVF
Kondisi operasi		
Suhu	=	700°C
Tekanan	=	1 atm
Waktu tinggal	=	1 jam
Dimensi Alat		
Jenis bahan	=	High Alloy Steel SA-240, Grade M, Type 316
Diameter luar (do)	=	3.20 m
Diameter dalam (di)	=	3.06 m
Panjang	=	13.58 m
Tebal	=	0.01 m
Kecepatan solid	=	0.0039 m/s
Kecepatan putaran	=	2.99 epm
Kemiringan	=	2.29°
Jumlah	=	1 buah
Penggerak <i>Rotary Kiln</i>		
a. Gear penggerak		
Jenis bahan	=	cast steel
Roda gigi	=	226 buah
Diameter	=	3.66 m
Kecepatan putaran	=	7.47 rpm
Lebar permukaan	=	0.16 m
Safe Strength	=	8,844.97 kg
Pitch line velocity	=	0.57 m/s
Daya motor	=	63.98 Hp
b. Gigi penggeran (pinion)		
Jenis bahan	=	cast steel
Jumlah gigi	=	90.4 buah
Diameter	=	1.46 m
Safe Strength	=	8,513.24 kg
Pitch line velocity	=	0.57 m/s
Daya motor	=	63.98 Hp
Poros Penyangga dan Roll Supporting		
a. Poros Penyangga		
Jenis bahan	=	forged or hot-roller steel (30% carbon)
Diameter	=	0.15 m
Panjang poros	=	0.53 m
Berat poros	=	28.25 kg
Tenaga memutar kiln	=	58.41 kW
b. Roll Supporting		

Jenis bahan	=	carbon steel
Lebar	=	0.25 m
Diameter luar (do)	=	0.46 m
Diameter dalam (di)	=	0.44 m
Berat roll	=	17.95 kg
c. Bearing		
Jenis bahan	=	single row deep groove ball bearing
Sistem Fondasi		
a. Konstruksi Pondasi		
Jenis bahan	=	beton tanpa tulang bentuk limas terpacung
Bentuk	=	balok
Luas alas atas	=	1 m ²
Luas alas bawah	=	36 m ²
Tinggi	=	0.5 m ²
Volume pondasi	=	111 m ³
Jumlah	=	2 buah

d. *Burner*

Fungsi = sebagai sumber panas dan efisiensi pembakaran berguna dalam mendukung proses dekomposisi pada *rotary kiln*

Rate Batubara = 29,632.97 kg/jam

ρ batubara = 1100 kg/m³

Rate volumetric = 26.94 m³/jam

Panas ke kiln = 610,562,522.39 J/jam
= 578,701.54 Btu/jam

Perhitungan Dimensi *Burner*

Berdasarkan Badan Standarisasi Nasional (1996) dalam SNI 15-4064-1996 untuk spesifikasi dan konstruksi *burner*:

a) Badan Alat Pembakar

Diameter alat pembakar = $\frac{3}{4}$; 1; $1\frac{1}{4}$; $1\frac{1}{2}$; 2 in

Dipilih = 2 in atau 5.08 cm

Diameter dalam pada bagian pangkal

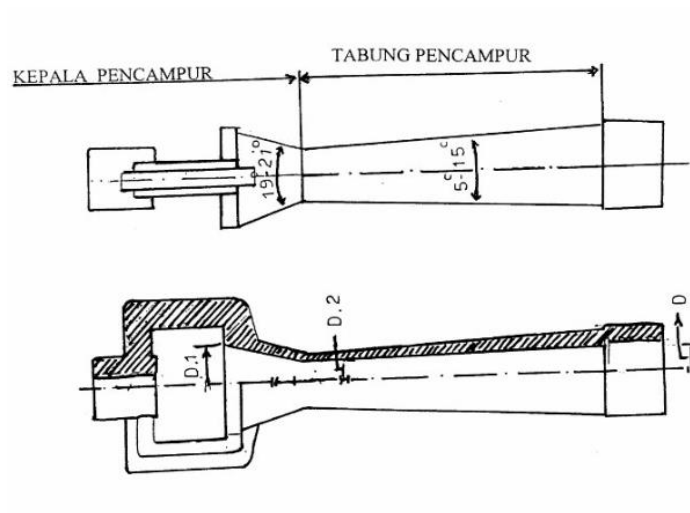
$D \times 1 - 1\frac{1}{2}$

diambil = 1.5 in

$D.1$ = 1.5 in x 2 in

= 3 in atau 7.62 cm

Diameter pertemuan antara kepala dan tabung pencampur



Gambar C. 12 Badan alat pembakar

D x $\frac{1}{4}$ - $\frac{1}{2}$

Dipilih = 0.5 in atau $\frac{1}{2}$ in

D.2 = 2 in x 0.5 in

= 1 in atau 2.54 cm

Satuan, mm (inci)

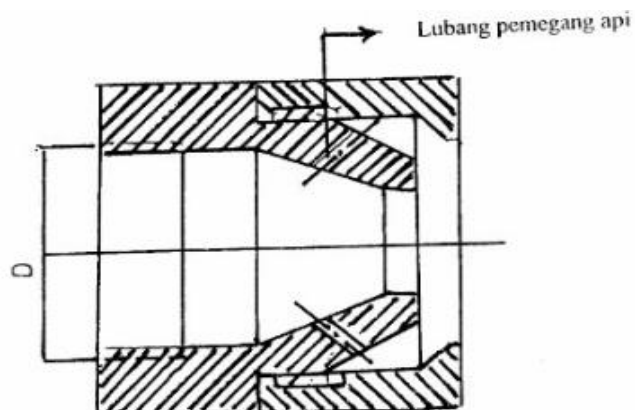
Ukuran alat pembakar	Tebal tabung	Diameter penguat
19,05 ($\frac{3}{4}$)	3,25	36
25,40 (1)	4,06	44
31,75 ($1\frac{1}{4}$)	4,06	53
38,10 ($1\frac{1}{2}$)	4,06	60
50,80 (2)	4,47	73

Gambar C. 13 Tebal badan alat pembakar

Berdasarkan Gambar C.10, tebal tabung yaitu:

Tebal tabung = 4.47 in atau 11.35 cm

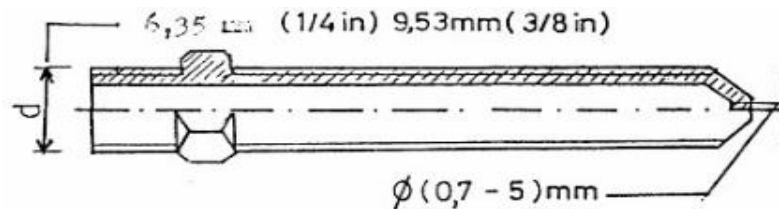
b) Kepala Alat Pembakar



Gambar C. 14 Kepala alat pembakar gas

Diameter lubang = 2-3 mm
 Dipilih = 3 mm atau 0.3 cm
 Lubang Api = 6-12 buah
 Dipilih = 12 buah

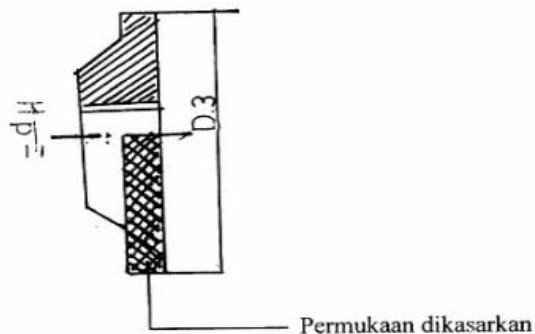
c) Nozzle



Gambar C. 15 Nozzel

Diameter = 1.50 in
 = 3.81 cm
 Lubang penyemprot = 0.7 – 5 mm
 Dipilih = 5 mm atau 0.5 cm

d) Cincin Pengatur Udara



Gambar C. 16 Cincin pengatur udara

Diameter atas = diameter *nozzel*
 d = 3.81 cm
 Diameter bawah = diameter pangkal badan alat pembakar
 D.3 = 5.08 cm

Spesifikasi *Burner*

Fungsi = sumber panas dan pembakaran
 berguna dalam mendukung proses
 dekomposisi pada RK

Badan Alat Pembakar

Diameter	=	5.08 cm
Diameter dalam bagian pangal	=	7.62 cm
Diameter pertemuan	=	2.54 cm
Tebel Tabung	=	11.35 cm

Kepala Alat Pembakar

Diameter Lubang	=	0.3 cm
Lubang Api	=	12 buah

Nozzel

Diameter	=	3.81 cm
Lubang Penyemprot	=	0.5 cm

Cincin Pengatur

Diameter atas	=	3.81 cm
Diameter bawah	=	5.08 cm

e. *Absorber* (AB-01)

Fungsi = mengabsorbsi NH_3 dengan menggunakan H_2O

Tipe = packed tower

Waktu operasi = continue

Kondisi operasi:

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C

1. Perhitungan Bahan Masuk dan Keluar

a) Bahan Masuk

Tabel C. 27 Data Komponen bahan masuk *Absorber*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Fraksi (x)
NH_3 gas	100,751.31	17	0.85
H_2O liquid	17,339.54	18	0.15
Total	118,090.85	35	1

Tabel C. 28 Penentuan μ , C_p , ρ bahan masuk

H_2O	A	B	C	D	Hasil	
μ	-10.22	1,792.50	0.02	-0.0000126	0.82	Centripoise
C_p	92.05	-0.04	-0.00021	0.0000005	75.44	J/mol.K

	A	B	n	Tc		
ρ	0.35	0.27	0.29	647.13	1.02	g/cm ³
NH₃	A	B	C	D	E	
μ	- 7.87	0.37	-0.000004		102.97	Micropoise
C_p	33.57	-0.01	0.000089	- 0.00000007	0 36.09	J/mol.K

$$\text{Densitas, } \rho = \frac{P \times BM}{R \times T} \times \text{fraksi}$$

Keterangan:

P (tekanan) = 1 atm

R (konstanta gas) = 0.08 m³.atm/kmol.K

T (suhu gas masuk) = 303.15 K

ρ = 0.58 Kg/m³

b) Bahan Keluar

Tabel C. 29 Data komponen keluar *absorber*

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kmol)	Fraksi (x)
NH ₄ OH	33,670.41	35.05	0.29
NH ₃ Sisa	84,420.44	17.00	0.71
Total	118,090.85	52.05	1.00

Tabel C. 30 Penentuan μ , C_p , ρ bahan keluar *Absorber*

NH₄OH	Hasil						
μ	0.49						Centripoise
C_p	4.90E-04						J/mol.K
ρ	0.91						g/cm ³
NH₃	A	B	C	D	E		
μ	-7.87	0.37	-4.47E-06		102.97		Micropoise
C_p	33.57	-0.01	8.89E-05	-7.18E-08	1.86E-11	36.09	J/mol.K

$$\text{Densitas, } \rho = \frac{P \times BM}{R \times T} \times \text{fraksi}$$

$$\rho = 0.49 \text{ kg/m}^3$$

2. Menentukan Diameter Tower

Liquid leaving = 33,670.41 kg/jam

$$= 9.35 \text{ kg/s}$$

Berdasarkan Treybal, 1981, Fig. 6.34, Pg. 195

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2}$$

Keterangan:

$$L = 48.17 \text{ kg/s}$$

$$G = \text{Massa NH}_3 / 3600$$

$$= 27.99 \text{ kg/s}$$

$$\rho_G = 0.58 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 1,022.88 \text{ kg/m}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = 0.0314$$

Berdasarkan Treybal, Pg. 195 untuk *pressure drop* desain untuk *absorber* yaitu 200 – 400 N/m².

$$\text{Dipilih} = 300 \text{ N/m}^2$$

Dari Treybal, Fig. 6.34, Pg. 195 untuk *flooding* dan *pressure drop in packed tower* untuk *pressure drop* 300 N/m², didapatkan

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0.1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c} = 0.07$$

Berdasarkan Treybal, Tab. 6.3, Pg. 196

$$\text{Jenis packing} = \text{metal rasching ring}$$

$$\text{Tebal dinding} = 1.60 \text{ mm}$$

$$\text{Normal size} = 50 \text{ mm atau } 2 \text{ in}$$

$$C_f = 57$$

$$C_d = 133.50$$

$$\varepsilon = 0.92$$

$$a_p (\text{m}^2/\text{m}^3) = 103 \text{ m}^2/\text{m}^3 \text{ atau } 31.4 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

Sehingga, dapat diketahui

$$\frac{G'^2 \cdot C_f \cdot \mu_L^{0.1} \cdot J}{\rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c} = 0.07$$

$$G' = \left(\frac{0.07 \rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot g_c}{C_f \cdot \mu_L^{0.1} \cdot J} \right)^{0.5}$$

$$J = 1$$

$$g_c = 1$$

$$\mu_L = 0.815 \text{ centipoise}$$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

$$G' = 1.22 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$G = \frac{G'}{BM_{AV}}$$

$$G = 0.07 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

Perhitungan diameter *absorber*

Cross section area tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$A = 22.91 \text{ m}^2$$

Diameter kolom *absorber*

$$D = \left(\frac{4 \cdot A}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$D = 5.40 \text{ m}$$

3. Liquid dan Gas Hold-Up

a) Liquid atau Gas Hold-Up

Berdasarkan Treybal, Tab. 6.5, Pg 206 untuk carbon raschig rings 2 in:

$$d_s = 0.0716 \text{ m}$$

$$\beta = 1.104 d_s^{0.376}$$

$$= 0.42$$

$$L' = \frac{L}{A}$$

$$L' = 2.10 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$L = \frac{L'}{BM}$$

$$L = 0.12 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

b) Gas Hold-Up

$$Sc_g = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g}$$

$$\mu_g = 0.1029 \text{ kg/m.s}$$

$$D_g = 0.0006$$

$$Sc_g = 297.11$$

c) Liquid Hold-Up

$$Scl = \frac{\mu_l}{\rho_l D_l}$$

$$\mu_L = 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho_L = 1,022.88 \text{ kg/m}^3$$

$$D_L = 0.000007$$

$$Scl = 0.11$$

Berdasarkan Treybal, Tab. 6.5, Pg. 206

$$\varphi_{LsW} = \frac{5.94 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$$

$$\varphi_{LsW} = 0.01 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LtW} = \frac{(7.34 \times 10^{-6})(737.5 \times L')^\beta}{d_s^2}$$

$$\varphi_{LtW} = 0.03 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{LoW} = \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW}$$

$$\varphi_{LoW} = 0.02 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$H = \frac{407.9 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$$

$$H = 0.96$$

$$\varphi_{Lo} = \varphi_{LoW} \times H$$

$$\varphi_{Lo} = 0.016 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{Ls} = \frac{0.0237 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$$

$$\varphi_{Lo} = 0.016 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\varphi_{Li} = \varphi_{Lo} \times \varphi_{Ls}$$

$$\varphi_{Li} = 0.042 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

4. Menghitung Luas Kontak Antar Muka (*Interfacial Area*)

Berdasarkan Treybal, Tab. 6.4, Pg. 205

$$m = 31.52$$

$$n = 0$$

$$p = 0.48$$

$$a_{AW} = m \left(\frac{808 G'}{\rho_G^{0.5}} \right)^n L'^p$$

$$a_{AW} = 45.06 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$a_A = a_{AW} \frac{\varphi_{Lo}}{\varphi_{LoW}}$$

$$a_A = 43.31 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt}$$

$$= 0.88$$

$$\frac{F_G Sc_g^{2/3}}{G} = 1.995 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36}$$

$$F_g = 0.0016 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25.1 \left(\frac{d_s L'}{\mu_L} \right)^{0.45} Sc_L^{0.5}$$

$$k_L = 0.009 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

Menentukan koefisien fase liquid

$$F_L = k_L \cdot c$$

Keterangan:

$$C = \rho \text{ air} / \text{BM air}$$

$$= 56.83 \text{ kmol/m}^3$$

$$F_L = 0.5 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

Maka volumetric koefisien:

$$F_{Ga} = F_G \times \alpha_A$$

$$= 0.07 \text{ kmol/m}^3.\text{s}$$

$$F_{La} = F_L \times \alpha_A$$

$$= 21.84 \text{ kmol/m}^3.\text{s}$$

5. Perhitungan Height of Gas and Liquid Phase Transfer Unit (H_{tg} , H_{tl})

$$H_{tG} = G / F_{Ga} \quad (\text{Treybal, Eq. 8.24, Pg. 303})$$

$$= 1.04 \text{ m}$$

$$L = 0.12 \text{ kmol/m}^2.\text{s}$$

$$H_{tL} = L / F_{La}$$

$$= 0.005 \text{ m}$$

Faktor absorpsi (A) 1.25 – 2

$$\text{Dipilih} = 2$$

$$y_1 = 0.735$$

$$y_2 = 0.057$$

$$x_1 = 0$$

$$x_2 = 0$$

Maka, rasio distribusi kesetimbangan

$$m = L / GA \\ = 0.81$$

Berdasarkan Treybal, Eq. 8.50, Pg. 309

$$N_{toG} = \frac{\ln \left[\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2} \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{1 - \frac{1}{A}}$$

$$N_{toG} = 3.88$$

$$H_{toG} = \frac{G}{F_{OGa}} = H_{tG} + \frac{mG}{L} H_{tL} = H_{tG} + \frac{H_{tL}}{A}$$

$$H_{toG} = 1.04 \text{ m}$$

$$z \text{ (tinggi packing)} = N_{toG} \times H_{toG} \\ = 4.03 \text{ m}$$

$$h \text{ (tinggi Head)} = \frac{1}{8} Dt \\ = 0.68 \text{ m}$$

$$H \text{ (tinggi absorber)} = z + (2 \times h) \\ = 5.38 \text{ m}$$

6. Dimensi Head

Berdasarkan Timmerhause, Tab. 4, Pg. 537

$$ts = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

$$\text{Poperasi} = 1 \text{ atm atau } 14.70 \text{ psi}$$

$$\text{Volume masuk} = 172,695.64 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 0.68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Phidrostatik} = \rho \times g \times h \times z$$

$$\text{Phidrostatik} = 25.98 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Phidrostatik} = 0.0038 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 14.70 \text{ psi}$$

Berdasarkan Timmerhause, Tab. 6, Pg. 37, unruk Pdesign diambil 20% lebih besar dari

Poperasi (faktor keamanan)

$$P_{\text{design}} = 1.2$$

$$= 17.64 \text{ psi}$$

Digunakan bahan konstruksi yang terbuat dari plate steel dengan spesifikasi SA-167, Type 316

$$f \text{ allowable} = 18,750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, Pg. 342})$$

$$C \text{ (corrosion allowance)} = 0.125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus. pdf. 556})$$

Sambungan las dengan type double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las, E} = 80\% \quad (\text{Brownell Tab. 13.2, pdf. 266})$$

$$\text{ID} = 5.40 \text{ m atau } 212.71 \text{ in}$$

$$r_i = 106.35 \text{ in}$$

$$t_s = 0.25 \text{ in atau } \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 0.25 \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_s = 213.21 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 216 \text{ in atau } 5.49 \text{ m} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91})$$

$$i_{cr} = 13$$

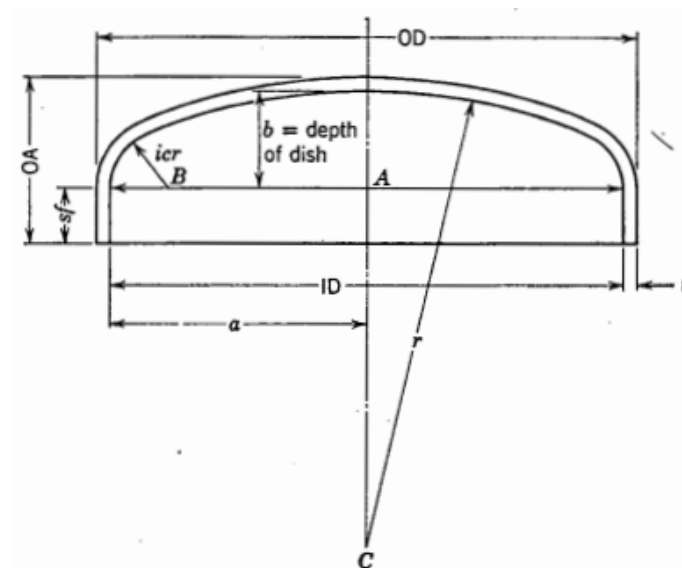
$$r = 170$$

$$\text{ID standar} = \text{OD} - 2t_s = 215.50 \text{ in atau } 5.47 \text{ m}$$

a. Head

Berdasarkan Brownell, Eq. 7.77, Pg. 138 untuk *torispherical dished Head*

$$t_h = \frac{P \cdot r_i \cdot W}{2 \cdot S \cdot E - 0.2P} + C$$



Gambar C. 17 Dimensi Head

Berdasarkan Brownell, Eq. 7.77, Pg. 138

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

W (stress-intensification factor) = 1.65 in

$$th = 0.29 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91, diperoleh:

$$th \text{ standar} = 0.31 \text{ in atau } 5/16 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2th = 212.08 \text{ in}$$

$$\text{Jadi, ID standar} = 216 \text{ in}$$

$$a = ID / 2 = 108 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{5}{16} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.6, Pg. 88})$$

$$= 1.31 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 106.69 \text{ in atau } 2.71 \text{ m}$$

$$BC = rc - icr = 168.69 \text{ in atau } 4.28 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - (AB)^2} = 130.66 \text{ in atau } 3.32 \text{ m}$$

$$b = rc - AC = 39.34 \text{ in atau } 1 \text{ m}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 3 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih, sf} = 1\frac{1}{2} = 0.04 \text{ m}$$

$$AO = sf + b + th = 41.65 \text{ in atau } 1.06 \text{ m}$$

$$\text{Vol Head Total} = \text{Vol. Head (Vh)} + \text{Vol. Flange (Vsf)}$$

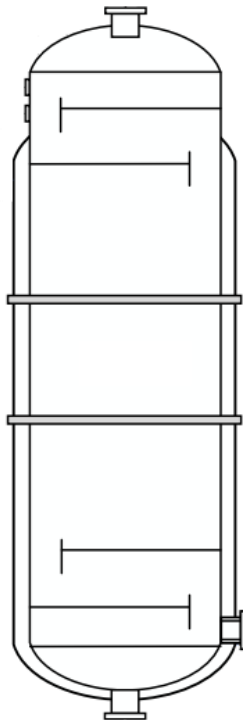
$$Vh = 0.000049 \cdot ID^3 = 493.81 \text{ ft}^3 \text{ atau } 13.98 \text{ m}^3$$

$$Vsf = \pi/4 \times D^2 \times sf = 0.90 \text{ m}^3$$

$$\text{Vol. Head Total} = 14.88 \text{ m}^3$$

Spesifikasi <i>Absorber</i> (AB-01)	
Fungsi	= untuk mengabsorpsi NH ₃ dengan H ₂ O
Kondisi operasi	
Suhu	= 30°C
Tekanan	= 1 atm
Tipe	
Jenis	= Packed Tower
Jenis Packing	= Metal Rashing Ring
Dimensi Alat	
Diameter <i>absorber</i>	= 5.47 m
Tinggi <i>absorber</i>	= 5.38 m
Tinggi <i>Head</i>	= 0.68 m
Tinggi Total	= 6.06 m
Dimensi <i>Head</i>	
Diameter <i>Head</i>	= 5.47 m
Tebal <i>Head</i>	= 0.25 in
Volume <i>Head</i>	= 14.88 m ³

f. Carbonating Tower (R-01)



Gambar C. 18 *Carbonating Tower*

Fungsi	= untuk proses karbonasi natrium bikarbonat
Tipe	= bubble column reactor
Kondisi operasi	
Suhu	= 65°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu	= continue

1. Menghitung laju alir

a. Densitas, surface tension, dan μ liquid masuk

Tabel C. 31 Data Komponen Masuk NaCl dan NH₄OH

Komponen	Fraksi	Massa (Kg/jam)	BM	Kmol (Massa / BM)
NaCl	0.625	56,139.77	58.44	960.639
NH ₄ OH	0.375	33,670.41	35.05	960.639
Total	1	89,810.18	93.49	1,921.28

Densitas (ρ)

Berdasarkan Yaws, Tab. 8 – 2, Pg. 207

$$\begin{aligned}\rho_{\text{NaCl}} &= 0.473 \text{ g/ml} \\ &= x / p \\ &= 0.00132 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{NH}_4\text{OH}} &= 0.910 \text{ g/ml} \\ &= x / p \\ &= 0.000412 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\rho_{\text{campuran}} &= \frac{1}{\sum x / p} \\ &= 576.432 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Tegang muka (σ)

Berdasarkan Yaws, Tab. 9 – 2, Pg. 233

$$\begin{aligned}\sigma_{\text{NaCl}} &= 171.09 \text{ dynes/cm} \\ \sigma_{\text{NH}_4\text{OH}} &= 55 \text{ dynes/cm} \\ \sigma_{\text{campuran}} &= 128.19 \text{ dynes/cm}\end{aligned}$$

Viskositas (μ)

Berdasarkan Yaws, Tab. 22 – 2, Pg. 502

$$\begin{aligned}\mu_{\text{NaCl}} &= 0.00000034 \text{ Cp} \\ \mu_{\text{NH}_4\text{OH}} &= 0.49 \text{ Cp}\end{aligned}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.184 \text{ Cp}$$

b. Densitas, surface tension, dan μ liquid keluar

Tabel C. 32 Data Komponen Masuk NaCl dan NH₄OH

Komponen	Fraksi	Massa (Kg/jam)	BM	Kmol
NaHCO ₃	0.200000015	26,417.59	84	314.50
NH ₄ Cl	0.799999985	105,670.35	53.5	1,975.15
Total	1	132,087.94		2,289.64

Densitas (ρ)

$$\rho \text{ NaHCO}_3 = 2,173 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ NH}_4\text{Cl} = 1,200 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ campuran} = 1,318.03 \text{ kg/m}^3$$

Tegangan muka (σ)

$$\sigma \text{ NaHCO}_3 = 63 \text{ dynes/cm}$$

$$\sigma \text{ NH}_4\text{Cl} = 71 \text{ dynes/cm}$$

$$\sigma \text{ campuran} = 70.56 \text{ dynes/cm}$$

Viskositas (μ)

$$\mu \text{ NaHCO}_3 = 1.05 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ NH}_4\text{Cl} = 79.57 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ campuran} = 63.86 \text{ Cp}$$

c. Densitas, surface tension gas masuk

Tabel C. 33 Data Komponen Gas Masuk

Komponen	Fraksi	Massa (Kg/jam)	BM	Kmol
CO ₂	1	938,887.78	44.01	21,333.51
Total		938,887.78		21,333.51

Densitas (ρ)

$$\rho \text{ CO}_2 = 3.17 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas (μ)

$$\mu \text{ CO}_2 = 0.233 \text{ Cp}$$

d. Densitas, surface tension gas keluar

Tabel C. 34 Data Komponen Gas Masuk

Komponen	Fraksi	Massa (Kg/jam)	BM	Kmol
CO ₂	1	896,610.03	44.01	20,372.87
Total				20,372.87

Densitas (ρ)

$$\rho_{\text{CO}_2} = 3.17 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas (μ)

$$\mu_{\text{CO}_2} = 0.233 \text{ Cp}$$

e. Laju alir volumetrik

$$\begin{aligned} Q_L &= \text{Massa} / \rho \\ &= 155.80 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_G &= \text{Massa} / \rho \\ &= 295,770.98 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung flooding

a. Menghitung liquid vapor flow factor

Berdasarkan Towler & Sinnott, 2^{ed} Eq.17.50, Pg. 866

$$F_{LV} = \frac{Q_L}{Q_G} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0.00000118942$$

b. Menghitung flooding vapor velocity (U_f)

Berdasarkan Towler, Eq. 17.49, Pg. 865

$$U_f = C \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$C \text{ (faktor kapasitas)} = 0.08 - 0.12 \text{ m/s}$$

$$\text{Dipilih} = 0.1 \text{ m/s}$$

$$U_f = 9.98 \text{ m/s}$$

Berdasarkan, Towler, Pg. 865 untuk estimasi design biasanya digunakan 80-85% dari

U_f

$$\text{Dipilih} = 80\%$$

Sehingga di dapat flooding pada maksimum flowrate design (U_n)

$$\begin{aligned} U_n &= U_f \times 80\% \\ &= 7.98 \text{ m/s} \end{aligned}$$

c. Persentase flooding

$$\begin{aligned} \% \text{Flooding} &= (U_n / U_f) \times 100\% \\ &= 80\% \end{aligned}$$

3. Menghitung diffusivitas

a. Diffusivitas CO₂

Berdasarkan Coulson & Richardson's 6^{ed}, Eq. 8.22, Pg. 332

$$D_L = \frac{1.173 \times 10^{-13} (\Phi M)^{0.5} T}{\mu V_m^{0.6}}$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} \Phi \text{ (asosiasi factor)} &= 1 \\ \text{BM (campuran cairan)} &= 93.49 \text{ kg/kmol} \\ T &= 338.15 \text{ K} \\ \mu \text{ (viskositas)} &= 0.18 \text{ cP} \\ &= 0.000184 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Berdasarkan Coulson 6^{ed}, Tab. 8.6, Pg. 333

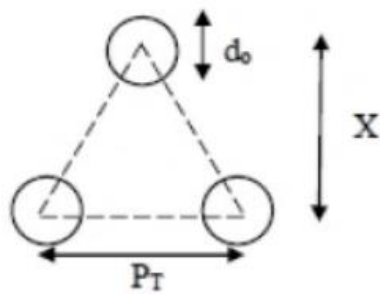
$$\begin{aligned} V_m \text{ (volume molar CO}_2\text{)} &= 0.034 \text{ m}^3/\text{kmol} \\ D_l &= 0.000016 \text{ m}^2/\text{s} \\ &= 0.06 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Koefisien transfer massa

$$k_L = 0.42 \sqrt[3]{\frac{\mu_L g}{\rho_L}} \sqrt{\frac{\rho_L D_{AL}}{\mu_L}}$$

$$\begin{aligned} g \text{ (gravitasi)} &= 9.80 \text{ m/s}^2 \\ \mu_c \text{ (viskositas cairan)} &= 0.000183704 \text{ kg/m.s} \\ \rho \text{ cairan} &= 576.43 \text{ kg/m}^3 \\ k_L &= 0.0000109 \text{ m/s} \\ &= 0.0392 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

4. Menghitung perforated plate



Keterangan :

P_T : Pitch

D_o : Diameter orifice

Gambar C. 19 Oriface Plate

a. Diameter gelembung (d_{bo})

Berdasarkan Treybal, Eq. 6.1, Pg 141

$$d_p = \left(\frac{6d_o \sigma g_c}{g \Delta \rho} \right)^{1/3}$$

$$d_o \text{ (diameter orifice)} = 1.5 - 3 \text{ mm}$$

$$\text{Dipilih, } d_o = 2 \text{ mm}$$

$$= 0.002 \text{ m}$$

$$\sigma L \text{ (tegangan muka cairan)} = 128.19 \text{ dynes/cm}$$

$$= 0.1282 \text{ N/m}$$

$$g = 9.80 \text{ m/s}^2$$

$$\text{densitas (cairan-gas)} = 579.61 \text{ kg/m}^3$$

$$d_{bo} = 0.00670 \text{ m}$$

$$= 0.67022 \text{ cm}$$

b. Laju alir tiap oriface

$$Q_{go} = \left(\frac{d_{bo}^3 \cdot \pi \cdot g^{\frac{3}{5}}}{(6)(1.378)} \right)^{5/6}$$

$$Q_{go} = 0.51 \text{ cm}^3/\text{s}$$

c. Luas oriface

$$Q_{go} = \frac{\pi}{4} \times d_o^2$$

$$Q_{go} = 0.03 \text{ cm}^2$$

d. Jumlah oriface

$$N = \frac{Q_g}{Q_{go}}$$

$$Q_g = 295,770.98 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 821,592.64 \text{ cm}^3/\text{s}$$

$$N = 174,659.40$$

e. Nilai pitch

$$c = k \times d_p$$

$$= 2.59 \text{ cm}$$

f. Jumlah luas oriface

$$L_{to} = L_o \times N$$

$$= 5,484.31 \text{ cm}^2$$

g. Luas perforated plate

$$D_{pc} = d_p / c$$

$$= 0.25 \text{ cm}$$

Berdasarkan Ludwig 2^{ed} Fig 8-143, Pg. 196

$$a = 5.9\%$$

Sehingga, diperoleh:

$$L_p = L_{to} / a$$

$$= 92,954.32 \text{ cm}^2$$

$$= 9.30 \text{ m}^2$$

5. Menghitung dimensi

a. Tipe

Jenis = *bubble column reactor*

Jenis *Head* = *torispherical dished Head*

Material = plate steel SA – 240, grade M, type 316

b. Diameter shell

Asumsi waktu tinggal = 30 menit atau 0.5 jam

Vol. larutan = 77.90 m³

Over design untuk *carbonating tower* sebesar 20%

Vol. silinder = 93.48 m³ atau 3,301.30 ft³

Tutup yang digunakan yaitu jenis torispherical dished *Head*

Vol. silinder = Vol. liquid + Vol tutup

$$= 0.000049 \times D^3$$

Berdasarkan Ulrich, Tab. 4 – 27, Pg. 248, H/D = 2

Sehingga:

H = 2D

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2H \\
 3,301.30 &= 1.57005 D^3 \\
 D^3 &= 2,102.67 \text{ ft}^3 \\
 D &= 12.81 \text{ ft atau } 3.90 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Tinggi shell

$$\begin{aligned}
 H &= 2D \\
 &= 7.81 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Tebal dinding shell

Berdasarkan Brownell, Eq. 13.1, Pg. 254

$$ts = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

$$\begin{aligned}
 h_{\text{cairan}} &= \frac{\text{Vol. larutan} \times 4}{\pi \times D^2} \\
 &= 6.51 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{operasi}} = 2 \text{ atm atau } 29.4 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho \times g \times h_{\text{cairan}} \\
 &= 36,765.56 \text{ Pa atau } 5.33 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_d (\text{tekanan design}) &= 34.73 \text{ psi} \\
 &= 2.36 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$r_i (\text{jari-jari reactor}) = 1.95 \text{ m atau } 76.87 \text{ in}$$

$$f (\text{allowable stress}) = 18,750 \quad (\text{Brownell, Pg. 342})$$

$$c (\text{corrosion allowance}) = 0.125 \text{ in} \quad (\text{Timmerhause, Pg. 542})$$

$$E (\text{efisiensi las}) = 80\%$$

Berdasarkan Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91

$$\begin{aligned}
 ts &= 0.30 \text{ in} \\
 &= 5/16 \text{ in} \\
 &= 0.3125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ID_{\text{shell}} = 153.73 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 OD_{\text{shell}} &= ID + (2ts) \\
 &= 154.11 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, } OD_{\text{shell}} = 156 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 I_{cr} &= 9 \frac{3}{8} \text{ in} \\
 &= 9.375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 rc &= 144 \text{ in} \\
 ID &= OD - (2ts) \\
 &= 155.37 \text{ in atau } 3.65 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Dimensi *Head*

Berdasarkan Brownell, Eq. 7.77, Pg. 138 untuk *torispherical dished Head*

$$th = \frac{P \cdot ri \cdot W}{2 \cdot fE - 0.2P} + C$$

Berdasarkan Brownell, Eq. 7.77, Pg. 138

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{ri}} \right)$$

W (stress-intensification factor) = 1.69 in

$$th = 0.38 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91, diperoleh:

$$th \text{ standar} = 0.38 \text{ in atau } 3/8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - 2th \\
 &= 155.25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Jadi, ID standar} = 156 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 a &= ID / 2 \\
 &= 78 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \quad (\text{Brownell, Tab. 5.6, Pg. 88}) \\
 &= 1.125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 76.875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= rc - icr \\
 &= 130.875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{BC^2 - (AB)^2} \\
 &= 105.92
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= rc - AC \\
 &= 26.08 \text{ in atau } 0.66 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$sf = 1\frac{1}{2} - 3 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih, sf} = 2 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AO &= sf + b + th \\
 &= 28.46 \text{ atau } 0.723 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Vol Head Total} = \text{Vol. Head (Vh)} + \text{Vol. Flange (Vsf)}$$

$$\begin{aligned}
 V_h &= 0.000049 \cdot ID^3 \\
 &= 186.02 \text{ ft}^3 \text{ atau } 5.27 \text{ m}^3 \\
 V_{sf} &= \pi/4 \times D^2 \times sf \\
 &= 0.61 \text{ m}^3 \\
 \text{Vol. Head Total} &= 5.88 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

6. Menghitung jaket pendingin

a. Kebutuhan air pendingin

$$\begin{aligned}
 Q \text{ (jumlah panas diserap)} &= 1,900,722,417.01 \text{ J/jam} \\
 &= 1,801,530.17 \text{ Btu/jam} \\
 T \text{ operasi} &= 65^\circ\text{C atau } 338.15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Suhu air pendingin

$$\begin{aligned}
 T \text{ masuk} &= 30^\circ\text{C atau } 303.15 \text{ K} \\
 T \text{ keluar} &= 45^\circ\text{C atau } 318.15 \text{ K} \\
 BM &= 18 \text{ kg/kmol} \\
 C_p \text{ air} &= 4.19 \text{ J/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air pendingin} &= Q / C_p \times (T_2 - T_1) \\
 M &= 30,232,668.80 \text{ kg/jam} \\
 \rho \text{ air pd suhu } 30^\circ\text{C} &= 1,022.88 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume air pendingin} &= 29,556.55 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 8.21 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Volume jaket air pendingin} &= \text{Vol. air pendingin} \times \text{waktu tinggal} \\
 \text{Asumsi waktu tinggal} &= 60 \text{ s} \\
 &= 492.61 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Diameter jaket

$$\begin{aligned}
 \text{Ditetapkan jarak jaket} &= 1 \text{ in atau } 0.0254 \text{ m} \\
 \text{Diameter jaket (D)} &= ID + (2 \times t_s) + (2 \times \text{jarak jaket}) \\
 &= 158 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Tebal jaket

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan} &= \text{SA -240 Grade S Type 304} \\
 H \text{ jaket} &= H \text{ reactor} \\
 &= 7.81 \text{ m atau } 307.47 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{P \times r}{(fE - 0.6P)} + C$$

Pd (tekanan design) = 2.36 atm atau 34.72 psia

f (allowable stress) = 18,750 lb/in²

c (corrosion allowance) = 0.125 in

Digunakan pengelasan double welded butt joint

E (efisiensi las) = 80%

ts = 0.48 in

ts standar = ½ in (Brownell, Tab. 5.7, Pg. 91)

= 0.5 in

Diameter luar (Do) = D_{jaket} + (2ts)

= 159 in

Spesifikasi *Carbonating Tower* (R-01)

Fungsi untuk proses utama membuat natrium bikarbonat

Kondisi Operasi

3. Suhu 65°C

4. Tekanan 2 atm

Tipe Bubble Column Reaktor

Tipe *Head* Torispherical

Bahan Plate Steels SA-240 Grade M Type 316

Dimensi Alat

10. Diameter Shell 3,90 m

11. Tinggi Shell 7,81 m

12. Tebal Diding Shell 0,3125 in

13. Diameter Dalam Shell 3,947 m

14. Volume *Head* 5,88 m³

15. Tinggi *Head* 0,72 m

16. Tinggi Total 8,53 m

17. Diameter Jaket 158 in

18. Tebal Jaket 0.5 in

Perforated Plate

4. Luas Oriface 0,0314 cm²

5. Jumlah Oriface 174.659,40 buah

6. Luas Perforated Plate	9,30 cm ²
Presentase Flooding	80%

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi = 132.000 ton/tahun

Basis Perhitungan = 1 tahun kerja (330 hari)

Pembangunan Pabrik = 2025

Tahun Operasi = 2029

UMK Kabupaten Gresik berdasarkan Keputusan Gubernur Jawa Timur tahun 2024

UMK Kab. Gresik = Rp 4.874.133

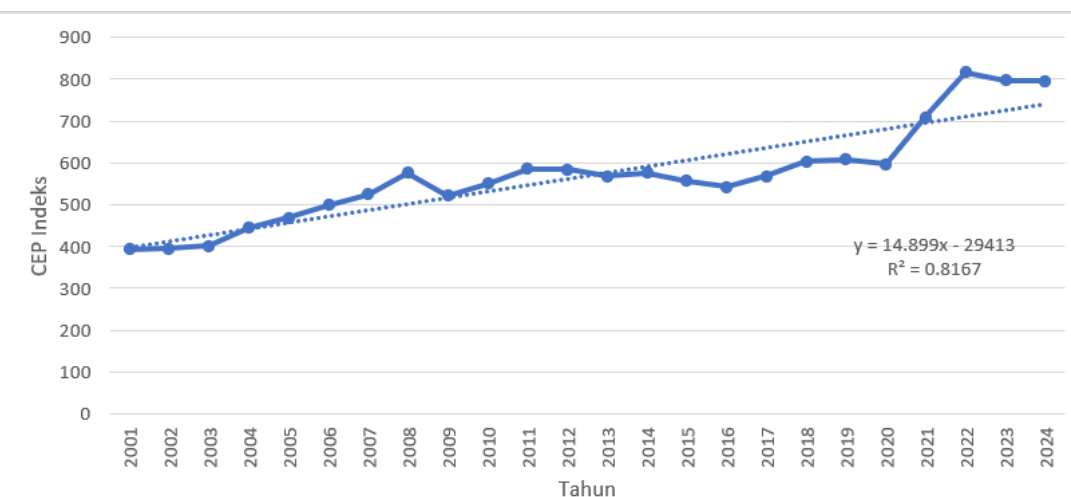
Kurs 1 USD = Rp 16.192,10 (July 2025)

1. Perkiraan Harga Alat

Harga peralatan ditahun lalu dapat diperoleh dari Chemical Engineering Plant *Cost* Indeks. Dan dari harga tersebut dapat di tentukan harga indeks CEP tahun 2025 dengan menggunakan persamaan least square.

Tahun	Plant <i>Cost</i> Indeks
2001	394.3
2002	395.6
2003	402
2004	444.2
2005	468.2
2006	499.6
2007	525.4
2008	575.4
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7
2017	567.5
2018	603.1

2019	607.5
2020	596.2
2021	708.8
2022	816
2023	797.9
2024	795.4



Berdasarkan hasil grafik apada gambar 7.1 di peroleh persamaan

$$y = 14.899x - 29413$$

dimana:

y: Indeks Harga

x: Tahun

dengan demikian maka nilai indeks di tahun 2025 adalah:

$$x = 2025$$

$$y = 14.899(2025) - 29413$$

$$y = 757.47$$

maka indeks pada tahun 2025 adalah 757.47 dan dengan persamana pendekatan yang di gunakan untuk memperkirakan harga alat pada tahun 2025 adalah:

$$Ex = Ey \times \left(\frac{Nx}{Ny} \right)$$

(Aries & Newton, 1955)

Dimana

Ex: Harga alat pada tahun x

Ey: Harga alat pada tahun y

Nx: Indeks harga pada tahun x

Ny: Indeks harga pada tahun y

Dalam hubungan ini yang digunakan untuk x adalah tahun 2025 dan y adalah tahun 2014 untuk tahun referensi. Jika ingin menghitung alat yang sama tetepai beda kapasitasnya dapat menggunakan rumus sebagai berikut:

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^n$$

Dimana:

Eb: Harga alat dengan kapasitas dicari

Ea: Harga alat dengan kapasitas diketahui

Cb: Kapasitas alat B

Ca: Kapasitas alat A

n: Eksponen

No.	Nama Alat	Harga (US\$)	Jumlah (buah)	Harga total (US\$)	Harga Alat di tahun 2025 (US\$)
1	Tangki NH3 gas	\$90,000	1	\$90,000	\$118,334.92
2	Tangki CaCl2 liquid	\$100,000	2	\$200,000	\$262,966.50
3	<i>Belt Conveyor</i>	\$4,000	8	\$32,000	\$42,074.64
4	<i>Cooling Conveyor</i>	\$8,000	2	\$16,000	\$21,037.32
5	Mixer (Tangki Berpengaduk)	\$50,000	1	\$50,000	\$65,741.62
6	Tangki Reaktor (CSTR)	\$200,000	2	\$400,000	\$525,933.00
7	<i>Cyclone</i>	\$12,000	2	\$24,000	\$31,555.98
8	<i>Hammer Mill</i>	\$20,000	1	\$20,000	\$26,296.65
9	<i>Jaw Crusher</i>	\$32,000	1	\$32,000	\$42,074.64
10	<i>Ball Mill</i>	\$60,000	1	\$60,000	\$78,889.95
11	<i>Screen</i>	\$10,000	2	\$20,000	\$26,296.65
12	RDVF	\$80,000	1	\$80,000	\$105,186.60
13	KO Drum	\$50,000	1	\$50,000	\$65,741.62
14	Flash Drum	\$34,000	1	\$34,000	\$44,704.30

15	<i>Heat Exchanger</i> (DPHE)	\$50,000	5	\$250,000	\$328,708.12
16	Blower	\$10,000	2	\$20,000	\$26,296.65
17	Pump	\$9,000	6	\$54,000	\$71,000.95
18	<i>Rotary Kiln</i>	\$350,000	2	\$700,000	\$920,382.75
19	<i>Carbonating Tower</i> (Bubble Column)	\$450,000	1	\$450,000	\$591,674.62
20	<i>Absorber (Packed Tower)</i>	\$200,000	1	\$200,000	\$262,966.50
				\$2,782,000	\$3,657,864.00

2. Harga Bahan Baku

No.	Nama Bahan	Harga (US\$)	Jumlah (kg)	Harga total (US\$)
1	<i>Limestone</i>	\$0.13	246,914.45	\$32,098.88
2	NaCl Padat	\$0.0082	35,929.45	\$294.62
3	NH3 Gas	\$0.50	16,330.87	\$8,165.44
4	Coal	\$0.0986	29,632.97	\$2,921.81
Total				\$43,480.75

Pehitungan Analisa Ekonomi meliputi beberapa hal :

A. *Capital Investment*

1. *Fixed Capital Investment*

a. *Physical Plant Cost (PPC)*

- Purchased Equipment Cost (PEC) Impor

Tabel D. 1 Biaya PEC Impor

Harga	Biaya (US\$)
Harga Alat	3,657,864.00
Biaya Pengakutan ke Pelabuhan (15% EC)	548,679.60
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	36,578.64
Biaya Provinsi Bank (0,5% EC)	18,289.32
Transportasi Darat ke Pelabuhan (15% EC)	548,679.60
EMKL (1% EC)	36,578.64

Pajak Bea Masuk Barang (20% EC)	731,572.80
Total PEC Luar Negeri	5,578,242.60

- Biaya Pemasangan Alat (Equipment Instalation Cost)

Biaya ini mencakup pembangunan pondasi, platform dan penopang, serta pemasangan alat yang akan digunakan untuk proses produksi. Besarnya 43% dari PEC yang terdiri dari 11% material dan 32% buruh.

Tenaga Asing = 5%

Tenaga Indonesia = 95%

One Man Hour = $\frac{UMK \text{ Kab. Gresik}}{8 \left(\frac{\text{jam}}{\text{hari}}\right) \times 5 \left(\frac{\text{hari}}{\text{minggu}}\right) \times 4 \left(\text{minggu}\right)}$

Asing = \$ 20

Indonesia = Rp 30,463.33
= \$ 1.88

A = (\$ 20 x 5%) + (\$ 1.88 x 95%)
= \$ 2.79

Jumlah Man Hour = $32\% \times \frac{\$ PEC}{A}$
= \$ 640,417.85

Buruh Asing = Presentase x One Man Hour x Jumlah Man Hour
= \$ 640,417.85

Buruh Indonesia = Presentase x One Man Hour x Jumlah Man Hour
= \$ 1,144,619.78

Biaya Material = 11% x PEC
= \$ 613,606.69

Tabel D. 2 Biaya Pemasangan Alat

Harga	Biaya (US\$)
Material	613,606.69
Tenaga Asing	640,417.85
Tenaga Indonesia	1,144,619.78
Total	2,398,644.32

- Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Biaya ini mencakup sistem permipaan dan biaya pemasangannya. Besarnya 86% dari PEC yang terdiri dari 49% material dan 37% buruh.

Tenaga Asing = 5%

Tenaga Indonesia = 95%

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Man Hour} &= 37\% \times \frac{\$ PEC}{A} \\ &= \$ 740,483.14\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh Asing} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\ &= \$ 740,483.14\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh Indonesia} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\ &= \$ 1,323,466.62\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya Material} &= 49\% \times \text{PEC} \\ &= \$ 2,733,338.87\end{aligned}$$

Tabel D. 3 Biaya Pemipaan

Harga	Biaya (US\$)
Material	2,733,338.87
Tenaga Asing	740,483.14
Tenaga Indonesia	1,323,466.62
Total	4,797,288.64

- Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

Biaya ini merupakan biaya yang dikeluarkan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem penegndalian (kontrol). Besarnya 30% dari PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% buruh.

Tenaga Asing = 5%

Tenaga Indonesia = 95%

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Man Hour} &= 6\% \times \frac{\$ PEC}{A} \\ &= \$ 120,078.35\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh Asing} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\ &= \$ 120,078.35\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh Indonesia} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\
 &= \$ 214,616.21 \\
 \text{Biaya Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\
 &= \$ 1,338,778.22
 \end{aligned}$$

Tabel D. 4 Biaya Instrumentasi

Harga	Biaya (US\$)
Material	1,338,778.22
Tenaga Asing	120,078.35
Tenaga Indonesia	214,616.21
Total	1,673,472.78

- Biaya Insulasi (*Insulation Cost*)

Biaya ini merupakan biaya untuk sistem sirkulasi dalam proses produksi. Besarnya 8% dari PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% buruh.

$$\text{Tenaga Asing} = 5\%$$

$$\text{Tenaga Indonesia} = 95\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah Man Hour} &= 5\% \times \frac{\$ PEC}{A} \\
 &= \$ 100,065.29
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh Asing} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\
 &= \$ 100,065.29
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh Indonesia} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times \text{Jumlah Man Hour} \\
 &= \$ 178,846.84
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\
 &= \$ 167,347.28
 \end{aligned}$$

Tabel D. 5 Biaya Insulasi

Harga	Biaya (US\$)
Material	167,347.28
Tenaga Asing	100,065.29
Tenaga Indonesia	178,846.84
Total	446,259.41

- Biaya Listrik (Electrical Cost)

Biaya ini meruakan biaya listrik yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik. Biasanya biaya ini sekitar 10%-15% dari PEC. Diambil 15% yang terdiri dari 9% material dan 6% buruh.

Tenaga Indonesia = 100%

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Man Hour} &= 6\% \times \frac{\$ PEC}{A} \\ &= \$ 120,078.35\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Buruh Indonesia} &= \text{Presentase} \times \text{One Man Hour} \times (\text{Jumlah Man Hour} \times \text{Presentase}) \\ &= \$ 225,911.80\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Biaya Material} &= 9\% \times \text{PEC} \\ &= \$ 502,041.83\end{aligned}$$

Tabel D. 6 Biaya Listrik

Harga	Biaya (US\$)
Material	502,041.83
Tenaga Indonesia	225,911.80
Total	727,953.63

- Bangunan

Nama Bangunan	Luas (m ²)
Kantor logistik	100
Kantor produksi	100
Perpustakaan	70
Unit packing	225
Pembangkit listrik	875
Mushola	48
Poliklinik	64
Ruang kontrol	25
Ruang proses	600
Ruang teknisi	80
K-3 & Fire Safety	91
Kantin dan koperasi	150

Laboratorium		225
Gudang bahan baku		500
Gudang produk		150
Pos keamanan		20
Tempat parkir		200
Unit utilitas		750
Unit pengolahan air		600
Daerah perluasan		625
Total		5498
harga bangunan per meter² (Kab. Gresik)	Rp	10,000,000
Total Biaya Bangunan	Rp	54,980,000,000
Total Biaya Bangunan	\$	3,395,482.98

- Tanah

Nama Bangunan	Luas (m²)
Kantor logistik	100
Kantor produksi	100
Perpustakaan	70
Unit packing	225
Pembangkit listrik	875
Mushola	48
Poliklinik	64
Ruang kontrol	25
Ruang proses	600
Ruang teknisi	80
K-3 & Fire Safety	91
Kantin dan koperasi	150
Laboratorium	225
Gudang bahan baku	500
Gudang produk	150
Pos keamanan	20
Tempat parkir	200
Unit utilitas	750

Unit pengolahan air		600
Daerah perluasan		625
Total		5498
harga bangunan per meter² (Kab. Gresik)	Rp	5,000,000
Total Biaya Bangunan	Rp	27,490,000,000
Total Biaya Bangunan	\$	1,697,741.49

- Utilitas

Biaya utilitas merupakan pengeluaran yang dibutuhkan untuk menyediakan fasilitas penunjang proses produksi, seperti air, uap (steam), energi listrik, dan udara bertekanan. Biasanya biaya ini sekitar 75% dari PEC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Utilitas} &= 75\% \times \text{PEC} \\ &= \$ 4,183,681.95\end{aligned}$$

- Environment Cost

Biaya ini merupakan biaya yang dikeluarkan untuk pembangunan instalasi unit pengolahan limbah cair, padar, dan gas yang nantinya akan dikirimkan ke unit pengolahn limbah terpadu di kawasan industri. Besarnya 30% dari PEC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Lingkungan} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= \$ 1,673,472.78\end{aligned}$$

Tabel D. 7 *Physical Plant Cost*

<i>Physical Plant Cost</i>	Biaya (US\$)
PEC	5,578,242.60
Instalasi Alat	2,398,644.32
Pemipaan	4,797,288.64
Instrumentasi	1,673,472.78
Insulasi	446,259.41
Listrik	727,953.63
Bangunan	3,395,482.98
Tanah	1,697,741.49
Ulitas	4,183,681.95
Lingkungan	1,673,472.78
Total	26,572,240.57

b. *Engineering and Construction*

Biaya ini mencakup design, engineering, fiels supervision, temporary construction, dan inspection. Untuk *Physical Cost* lebih dari \$ 5.000.000 maka besar nilai engineering dan construction 20% dari PPC

$$\begin{aligned}\text{Biaya Engineering \& Construction} &= 20\% \times \text{PPC} \\ &= \$ 5,314,448.11\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Direct Plant Cost (DPC)} &= \text{Biaya Engineering \& Construction} + \text{PPC} \\ &= \$ 31,886,688.69\end{aligned}$$

Tabel D. 8 *Engineering and Construction Cost*

<i>Engineering and Construction</i>	Biaya (US\$)
<i>Engineering and Construction</i>	5,314,448.11
Direct Plant Cost (DPC)	31,886,688.69
Total	37,201,136.80

c. *Contractor's Fee*

Biaya ini tergantung dengan ukuran, seberapa kompleks, dan lokasi dari pembangunan pabrik itu sendiri. Biasanya sekitar 4% - 10% dari *Direct Plant Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Contractor's Fee} &= 10\% \times \text{DPC} \\ &= \$ 3,188,668.87\end{aligned}$$

d. *Contingency*

Biaya ini merupakan biaya candangan untuk hal yang tidak terduga, perubahan kecil pada pabrik, perubahan harga, dan estimasi eror lainnya. Untuk Kategori High sebesar 25% dari DPC.

$$\begin{aligned}\text{Biaya contingency} &= 25\% \times \text{DPC} \\ &= \$ 7,971,672.17\end{aligned}$$

Tabel D. 9 *Fix Capital Invesment*

Fix Capital Invesment	Biaya (US\$)
Direc Plant Cost	31,886,688.69
Constractor's Fee	3,188,668.87
<i>Contingency</i>	7,971,672.17
Total	43,047,029.73

e. *Plant Start Up Cost*

Biaya yang dikeluarkan untuk menghitung besar biaya pabrik untuk melakukan startup awal. Besarnya sekitar 8% - 10% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Startup} &= 25\% \times \text{FCI} \\ &= \$ 4,304,702.97\end{aligned}$$

f. *Interest During Cosntruction (IDC)*

Biaya ini merupakan bunga bank yang dihitung selama masa pembangunan 2 tahun. Besarnya 5% dari FCI

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Startup} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= \$ 2,152,351.49\end{aligned}$$

2. *Working Capital Investment*

a. *Raw Material*

Biaya ini dibutuhkan untuk manufaktur dan dikendalikan oleh tingkat konsumsi, nilai, ketersediaan, sumber dan persyaratan penyimpanan. Estimasi biaya ini adalah 1 bulan dikali dengan harga produk yang di jual.

Nama Bahan	Harga total (US\$)
<i>Limestone</i>	32,098.88
NaCl Padat	294.62
NH3 Gas	8,165.44
Coal	2,921.81
Total	43,480.75

b. *In Process Inventory*

Biaya ini digunakan dalam proses produksi yang bergantung pada waktu proses berlangsung. Estimasi biaya ini adalah setengah dari total manufacturing expanses yang terjadi selama periode proses dengan total waktu tunggu yang diperlukan untuk proses berlangsung. Besarnya dapat diperkirakan 0,5 dari Total *Manufacturing Cost* untuk waktu hold up tertentu dengan waktu operasi 3 jam.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Process Inventory} &= 0,5 \times 3 \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= \$ 41,508,078.52\end{aligned}$$

c. *Product Inventory*

Biaya ini merupakan biaya yang harus dijaga agar dapat memenuhi proses produksi secara general. Inventaris produk dapat diasumsikan setara dengan produksi 1 bulan dari *manufacturing cost*. Besarnya Total *manufacturing cost* dikali dengan 30 bulan per tahun.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Process Inventory} &= (30/330) \times \text{Total manufacturing cost} \\ &= \$ 2,515,641.12\end{aligned}$$

d. *Available Cost*

Biaya ini diperlukan untuk pembayaran upah, jasa, dan material. Uang yang harus tersedia diperkirakan sebesar 1 bulan dari Total *Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Available} &= (30/330) \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= \$ 2,515,641.12\end{aligned}$$

e. *Extended Credits*

Biaya ini merupakan biaya untuk menutup hutang-hutang yang dapat terjadi ketika pembelian barang. Kredit yang diberikan diperkirakan sebesar produksi 1 bulan dari sales value atau dua kali dari Total *Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Extended Credits} &= (30/330) \times 2\% \times \text{Hasil Penjualan} \\ &= \$ 117,600\end{aligned}$$

Tabel D. 10 *Working Capital Investment*

<i>Working Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
Raw Material	43,480.75
In-process Inventory	41,508,078.52
Product Inventory	2,515,641.12
Avalaiable cash	2,515,641.12
Extended Credits	117,600.00
Total	46,700,441.51

Tabel D. 11 *Capital Investment*

<i>Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
Fix Capital Invesment	43,047,029.73
<i>Working Capital Investment</i>	46,700,441.51
Plant Start Up Cost	4,304,702.97
Interest During Construction (IDC)	2,152,351.49
Total	96,204,525.70

B. Manufacturing Cost1. *Direct Manufacturing Cost*

a. Raw Material

No.	Nama Bahan	Harga (US\$)	Jumlah (kg)	Harga total (US\$)
1	<i>Limestone</i>	\$0.13	246,914.45	\$32,098.88
2	NaCl Padat	\$0.0082	35,929.45	\$294.62
3	NH3 Gas	\$0.50	16,330.87	\$8,165.44
4	Coal	\$0.0986	29,632.97	\$2,921.81
Total				\$43,480.75

b. Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)		Gaji/tahun (Rp)	
Dewan Komisaris	5	Rp	30,000,000	Rp	1,800,000,000
Direktur Utama	1	Rp	25,000,000	Rp	300,000,000
Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp	20,000,000	Rp	240,000,000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp	20,000,000	Rp	240,000,000
Manajer	6	Rp	17,000,000	Rp	1,224,000,000
Sekretaris	3	Rp	5,000,000	Rp	180,000,000
Kepala Bagian Produksi	1	Rp	15,000,000	Rp	180,000,000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp	15,000,000	Rp	180,000,000
Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp	15,000,000	Rp	180,000,000
Kepala Bagian Keuangan	1	Rp	15,000,000	Rp	180,000,000
Kepala Bagian Umum	1	Rp	8,000,000	Rp	96,000,000
Kepala Seksi Proses	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000

Kepala Seksi Utilitas	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Pembelian	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Pemanasan	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Administrasi	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Kas	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Personalia	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Humas	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Seksi Keamanan	1	Rp	7,000,000	Rp	84,000,000
Kepala Regu	6	Rp	6,000,000	Rp	432,000,000
Karyawan Lapangan	58	Rp	5,000,000	Rp	3,480,000,000
Karyawan Personalia	2	Rp	5,000,000	Rp	120,000,000
Karyawan Humas	2	Rp	5,000,000	Rp	120,000,000
Karyawan Pemasaran	2	Rp	5,000,000	Rp	120,000,000
Karyawan Keamanan	3	Rp	5,000,000	Rp	180,000,000
Karyawan Keuangan	2	Rp	5,000,000	Rp	120,000,000
Dokter	1	Rp	6,500,000	Rp	78,000,000
Medis	3	Rp	5,100,000	Rp	183,600,000
Supir	2	Rp	4,500,000	Rp	108,000,000
Gudang	6	Rp	4,500,000	Rp	324,000,000
<i>Cleaning Service</i>	10	Rp	4,500,000	Rp	540,000,000
Total				Rp	11,445,600,000
Total				\$	706,863.22

c. *Maintenance Cost*

Biaya ini mencakup semua biaya perawatan terhadap alat yang digunakan untuk proses. Besarnya untuk complicated, severe Use 8-10% dari FCI.

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya Maintenance} &= 10\% \times \text{FCI} \\
 &= \$ 4,304,702.97
 \end{aligned}$$

d. *Plant Supplies*

Biaya ini adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan plant supplied seperti pelumas, charts, dan gasket. Biaya ini besarnya adalah 15% dari *maintenance Cost*.

$$\text{Biaya maintenance} = 15\% \times \text{maintenance cost}$$

$$= \$ 645,705.45$$

e. Royalties and Patens

Biaya patens dan royalti biasanya sekitar 1%-5% dari harga jual produk.

Biaya Royalti & Paten = 5% x Harga Jual

$$= \$ 3,234,000.00$$

f. Utility Cost

Biaya ini adalah biaya yang dibutuhkan untuk steam, air bersih, listrik, dan bahan bakar yang digunakan untuk proses produksi. Besarnya sekitar 25%-50% dari biaya bangunan dan *contingency*.

Biaya Utility = 5% x Biaya Bangunan dan Contingency

$$= \$ 5,683,577.58$$

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
Raw Material	43,480.75
Labor Cost	706,863.22
Maintenance Cost	4,304,702.97
Plat Supplies	645,705.45
Royalties and Patens	3,234,000.00
Utilitas Cost	5,683,577.58
Total	14,618,329.97

2. *Indirect Manufacturing Cost*

a. Payroll Overhead

Payroll *overhead* merupakan biaya yang dikeluarkan melalui pensiun, cuti berbayar, asuransi, tunjangan, jaminan sosial, dan pajak pengangguran. Besarnya dapat diestimasi sekitar 15%-20% dari labor Cost.

Biaya Payroll Overhead = 20% x Labor Cost

$$= \$ 141,372.64$$

b. Laboratory Cost

Laboratorium berfungsi sebagai quality control dair bahan baku hingga produk jadi. Biaya yang dikerluarkan akan tergantung dengan kebutuhan pengujian, estimasi yang dikeluarkan adalah 10%-20% dari labor Cost.

Biaya Laboratory = 20% x Labor Cost

$$= \$ 141,372.64$$

c. *Plant Overhead*

Plant overhead merupakan biaya *maintenance* untuk beberapa servis yang dibutuhkan secara tidak langsung untuk proses produksi. Biaya ini mencakup pemeliharaan fasilitas medis dan rekreasi, pembelian, dan inventaris. Besarnya sekitar 50%-100% dari *labor Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Payroll Overhead} &= 100\% \times \text{Labor Cost} \\ &= \$ 706,863.22\end{aligned}$$

d. *Packaging Product and Transportation Cost*

Persentase untuk besaran dari packaging dan shipping sebesar 10% dari harga produk.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Packaging \& Transport} &= 20\% \times \text{Harga Jual} \\ &= \$ 6,468,000\end{aligned}$$

<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Biaya(US\$)
<i>Payroll Overhead</i>	141,372.64
<i>Laboratory Cost</i>	141,372.64
<i>Plant Overhead</i>	706,863.22
Packaging & Transportation	6,468,000
Total	7,457,608.51

3. *Fixed Manufacturing Cost*

a. *Depresiasi*

Biaya ini merupakan biaya penyusutan nilai dari suatu aset. Estimasi besarnya adalah 8%-10% dari *fixed capital investment*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Depresiasi} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= \$ 4,304,702.97\end{aligned}$$

b. *Property Taxes*

Biaya pajak yang besarnya 1%-2% dari *fixed capital investment*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Taxes} &= 2\% \times \text{FCI} \\ &= \$ 860,940.59\end{aligned}$$

c. *Asuransi*

Biaya asuransi besarnya 1% dari *fixed capital investment*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Asuransi} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= \$ 430,470.30\end{aligned}$$

<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
Depresiasi	4,304,702.97
Property Taxes	860,940.59
Asuransi	430,470.30
Total	5,596,113.87

Tabel D. 12 Total *Manufacturing Cost*

Total <i>Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	14,618,329.97
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	7,457,608.51
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	5,596,113.87
Total	27,672,052.34

C. *General Expans*

1. *Administration*

Biaya ini terdiri dari gaji manajemen, biaya hukum, dan biaya audit. Besarnya sekitar 3%-6% dari *Manufacturing Cost*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Administration} &= 6\% \times \text{Total } \textit{Manufacturing Cost} \\ &= \$ 1,660,323.14\end{aligned}$$

2. *Sales*

Biaya ini akan tergantung dengan jenis produk yang akan dijual, metode penjualan, distribusi, jangkauan pelanggan, dan iklan. Besarnya sekitar 5%-22% dari *Manufacturing Cost*

$$\begin{aligned}\text{Biaya Sales} &= 22\% \times \text{Total } \textit{Manufacturing Cost} \\ &= \$ 6,087,851.52\end{aligned}$$

3. *Riset*

Biaya yang digunakan untuk riset besarnya sekitar 3.5%-8% dari *Manufacturing Cost*

$$\begin{aligned}\text{Biaya Riset} &= 8\% \times \text{Total } \textit{Manufacturing Cost} \\ &= \$ 2,213,764.19\end{aligned}$$

4. *Finance*

Biaya ini merupakan pengeluaran untuk membayar tagihan bunga pinjaman modal. Besarnya sekitar 2-4% dari *Total Capital Investment*.

$$\begin{aligned}\text{Biaya Finance} &= 4\% \times \text{TCI} \\ &= \$ 3,848,181.03\end{aligned}$$

Tabel D. 13 *General Expand*

<i>General Expand</i>	Biaya (US\$)
Administration	1,660,323.14
Sales	6,087,851.52
Riset	2,213,764.19
Finance	3,848,181.03
Total	13,810,119.87

Tabel D. 14 *Production Cost*

<i>Production Cost</i>	Biaya (US\$)
Total <i>Manufacturing Cost</i>	27,672,052.34
<i>General Expand</i>	13,810,119.87
Total	41,482,172.22

D. Total Penjualan Pertahun

Total Penjualan Pertahun	= Harga Jual x Kapasitas
Harga Na ₂ CO ₃	= \$ 490/ton
Kapasitas	= 132.000 ton/tahun
TPP	= \$ 64,680,000/tahun

E. Analisa Kelayakan1. *Profit on Sales (POS)*

TPP	= \$ 64,680,000
Biaya Produksi	= \$ 41,482,172

Keuntungan Sebelum Pajak	= TPP – Biaya Produksi
	= \$ 23,197,828

Pajak Pendapatan	= 25% dari keuntungan sebelum pajak
	= \$ 5,799,456.95

Keuntungan Setelah Pajak	= Keuntungan sebelum pajak – Pajak pendapatan
	= \$ 17,398,370.84

2. *Return on Investment (ROI)*

Return on Investment (ROI)	= $\frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$
----------------------------	--

$$\begin{aligned}\text{ROI Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Profit Before Tax}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= 53,89\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{ROI Setelah Pajak} &= \frac{\text{Profit After Tax}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \\ &= 40,42\%\end{aligned}$$

3. Pay Out Time (POT)

$$\text{Pay Out Time (POT)} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

$$\begin{aligned}\text{POT Sebelum Pajak} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit Before Tax} + \text{Depresiasi})} \\ &= 1,57 \text{ Tahun}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{POT Setelah Pajak} &= \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{(\text{Profit After Tax} + \text{Depresiasi})} \\ &= 1.98 \text{ Tahun}\end{aligned}$$

4. Cash Flow

Tabel D. 15 Cash Flow

Tahun	Kapasitas Produk (%)	Penjualan Na₂CO₃ (US\$/Ton)	Harga Na₂CO₃ (US\$/Ton)	Biaya Operasi Total (US\$/Ton)	Revenue (US\$)	Pendapatan (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Taxes (US\$)	Taxes (25%) (US\$)	Profit After Taxes (US\$)	Cash Flow (US\$)
1	90%	118,800	490	37,333,95 4.99	58,212,00 0.00	20,878,04 5.01	4,304,702 .97	16,573,34 2.03	5,219,511 .25	11,353,830 .78	15,658,53 3.75
2	95%	125,400	490	39,408,06 3.60	61,446,00 0.00	22,037,93 6.40	4,304,702 .97	17,733,23 3.42	5,509,484 .10	12,223,74 9.32	16,528,45 2.30
3	100%	132,000	490	41,482,17 2.22	64,680,00 0.00	23,197,82 7.78	4,304,702 .97	18,893,12 4.81	5,799,456 .95	13,093,66 7.87	17,398,37 0.84
4	100%	132,000	490	41,482,17 2.22	64,680,00 0.00	23,197,82 7.78	4,304,702 .97	18,893,12 4.81	5,799,456 .95	13,093,66 7.87	17,398,37 0.84
5	100%	132,000	490	41,482,17 2.22	64,680,00 0.00	23,197,82 7.78	4,304,702 .97	18,893,12 4.81	5,799,456 .95	13,093,66 7.87	17,398,37 0.84
6	100%	132,000	490	41,482,17 2.22	64,680,00 0.00	23,197,82 7.78	4,304,702 .97	18,893,12 4.81	5,799,456 .95	13,093,66 7.87	17,398,37 0.84

7	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
8	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
9	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
10	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
11	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
12	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
13	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
14	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
15	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
16	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84

17	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
18	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
19	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84
20	100%	132,000	490	41,482,17	64,680,00	23,197,82	4,304,702	18,893,12	5,799,456	13,093,66	17,398,37
				2.22	0.00	7.78	.97	4.81	.95	7.87	0.84

Keterangan :

- Total Penjualan = Kapasitas x Presentase Kapasitas Produksi
- Biaya Operasi = Total Biaya Produksi x Presentase Kapasitas Produksi
- Revenue = Penjualan x Harga Na₂CO₃
- Pendapatan = Revenue – Biaya Operasi
- Depresiasi = 10% x FCI
- Profit Before Tax = Pendapatan - Depresiasi
- Taxes = 25% x Pendapatan
- Profit After Tax = Profit Before Tax - Taxes
- Chas Flow = Depresiasi + Profit After Tax

Tabel D. 16 Commulative Cash Flow

Tahun	Investasi (US\$)	Keterangan
-2	-21,523,514.87	50% FCI
	-5,093,224.47	Land
-1	-21,523,514.87	sisia 50%FCI
	-2,152,351.49	IDC
0	-4,304,702.97	Plant Startup
	-46,700,441.51	WCI
1	15,658,533.75	
2	16,528,452.30	
3	17,398,370.84	
4	17,398,370.84	
5	17,398,370.84	
6	17,398,370.84	
7	17,398,370.84	
8	17,398,370.84	
9	17,398,370.84	
10	17,398,370.84	
11	17,398,370.84	
12	17,398,370.84	
13	17,398,370.84	
14	17,398,370.84	
15	17,398,370.84	
16	17,398,370.84	
17	17,398,370.84	
18	17,398,370.84	
19	17,398,370.84	
20	17,398,370.84	

5. Internal Rate of Return (IRR)

$$PV = \frac{Cash\ Flow}{(1+IRR)^n}$$

Dimana:

PV : Present Value

n : Tahun

Tabel D. 17 Internal Rate of Return

Tahun	Cash Flow	Present Value
0	-101,297,750.17	-101,297,750.17
1	15,658,533.75	13,504,945.69
2	16,528,452.30	12,294,636.33
3	17,398,370.84	11,161,789.58
4	17,398,370.84	9,626,658.82
5	17,398,370.84	8,302,661.45
6	17,398,370.84	7,160,759.35
7	17,398,370.84	6,175,908.14
8	17,398,370.84	5,326,507.92
9	17,398,370.84	4,593,929.50
10	17,398,370.84	3,962,105.87
11	17,398,370.84	3,417,179.75
12	17,398,370.84	2,947,199.77
13	17,398,370.84	2,541,858.22
14	17,398,370.84	2,192,265.11
15	17,398,370.84	1,890,753.10
16	17,398,370.84	1,630,709.39
17	17,398,370.84	1,406,430.64
18	17,398,370.84	1,212,997.96
19	17,398,370.84	1,046,168.93
20	17,398,370.84	902,284.65
		0.00

Dari rumus didapatkan IRR sebesar 16% dengan nilai NPV = 0

6. Break Even Point (BEP)

a. *Fixed Manufacturing Cost* (Fa)

- Depresiasi = \$ 4,304,702.97

- Property Tax = \$ 860,940.59
- Asuransi = \$ 430,470.30
- Total = \$ 5,596,113.87

b. Variabel Cost (Va)

- Raw Material = \$ 43,480.75
- Utilitas = \$ 5,683,577.58
- Royalty & Patent = \$ 3,234,000.00
- Packing & Transport = \$ 6,468,000.00
- Total = \$ 15,429,058.32

c. Regulated Cost (Ra)

- Labor Cost = \$ 706,863.22
- Payroll Overhead = \$ 141,372.64
- Laboratorium = \$ 141,372.64
- General Expenses = \$ 13,810,119.87
- Plant Supplies = \$ 645,705.45
- Plant Overhead = \$ 706,863.22
- Maintenance = \$ 4,304,702.97
- Total = \$ 20,457,000.03

d. Penjualan Produk Selama 1 Tahun (Sa)

Total = \$ 64,680,000.00

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

$$= 33,59\%$$

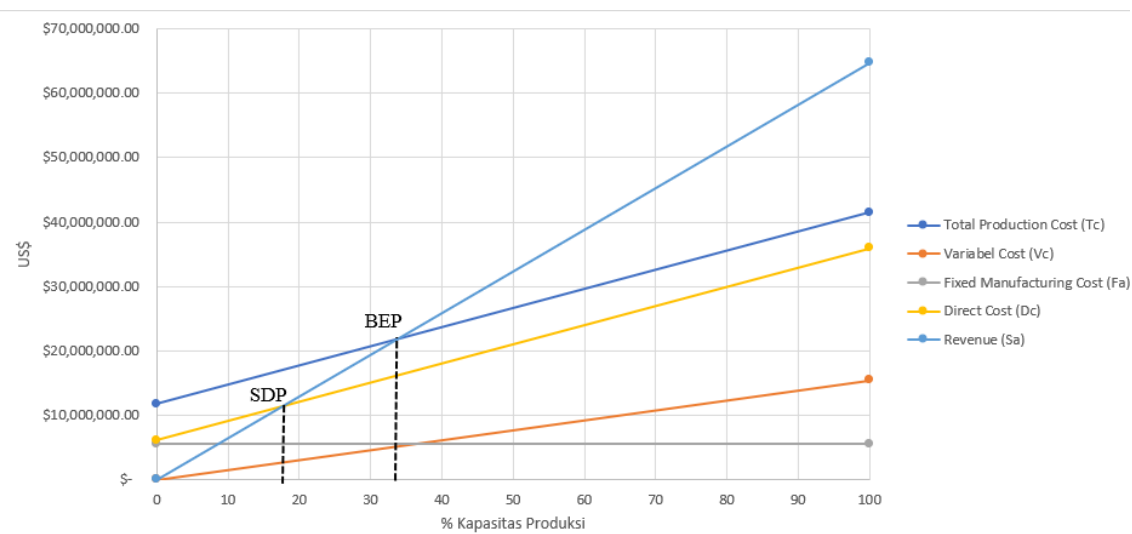
7. Shut Down Point (SDP)

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

$$= 17,57\%$$

Produksi	Total <i>Production Cost (Tc)</i>	Variabel Cost (Vc)	Fixed <i>Manufacturing Cost (Fa)</i>	Direct Cost (Dc)	Revenue (Sa)
0	11,733,213.87	0.00	5,596,113.87	6,137,100.01	0

100	41,482,172.22	15,429,058.32	5,596,113.87	35,886,058.35	64,680,000.00
------------	---------------	---------------	--------------	---------------	---------------



Tabel D. 18 Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisis Kelayakan	Persentase (%)	Batasan	Keterangan
ROI Setelah Pajak	40,42%	11- 44 %	Layak
POT Setelah Pajak	1,98	Max. 2 tahun	Layak
BEP	33,59%	Max 60%	Layak
SDP	17,57%	<BEP	Layak
IRR	16%	Min 12%	Layak
NPV	0	=0	Layak