

**PRA-RANCANGAN PABRIK *POTASSIUM CARBONATE*
DARI *POTASSIUM HYDROXIDE* DAN *CARBON DIOXIDE*
DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN**

**Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



Oleh:

Nama : Adji Suria Purnama

Nama : Luftansha Febia Nanda

No. Mhs : 19521101

No. Mhs : 19521097

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

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRARANCANGAN PABRIK *POTASSIUM CARBONATE* DARI
POTASSIUM HYDROXIDE* DAN *CARBON DIOXIDE
DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Adji Suria Purnama
No. Mhs : 19521101

Nama : Luftansha Febia Nanda
No. Mhs : 19521097

Yogyakarta, 1 Juni 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra-Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri.
Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka kami siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.
Demikian surat pernyataan ini dibuat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun 1



Adji Suria Purnama

Penyusun 2



Luftansha Febia Nanda

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK POTASSIUM CARBONATE DARI POTASSIUM HYDROXIDE DAN CARBON DIOXIDE DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN

PRA-RANCANGAN PABRIK

Nama : Adji Suria Purnama
No. Mhs : 19521101

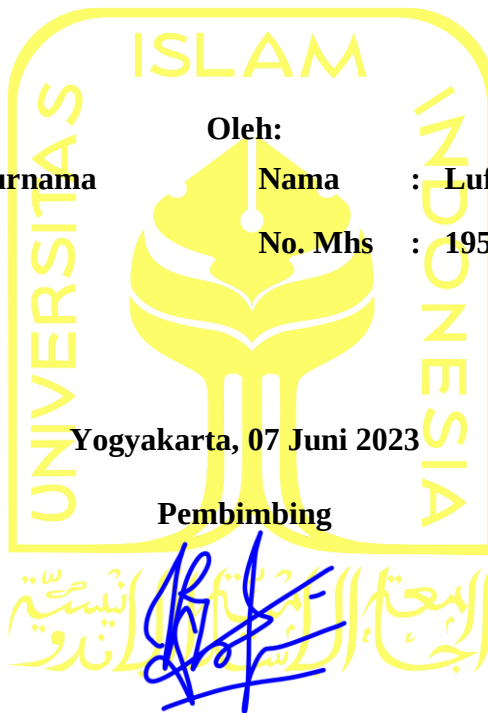
Oleh:

Nama : Luftansha Febia Nanda
No. Mhs : 19521097

Yogyakarta, 07 Juni 2023

Pembimbing

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng



LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *POTASSIUM CARBONATE* DARI *POTASSIUM HYDROXIDE* DAN *CARBON DIOXIDE*

PRA-RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Luftansha Febia Nanda

No. Mhs : 19521097

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

Yogyakarta, 25 Juni 2023

Tim Penguji,

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng
Ketua

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

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Anggota II

Mengetahui

Ketua Program Studi Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.
NIK. 185210101

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah memberikan kelimpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tak lupa juga dipanjatkan atas junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “**Pra-Rancangan Pabrik Potassium carbonate dari Potassium hydroxide dan Carbon dioxide dengan kapasitas 9.205 ton/tahun**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan agar dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat, karunia serta hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang tercinta. Penulis sangat bangga kepada keluarga yang telah memberikan doa, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungannya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.

6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
7. Partner Tugas Akhir yang senantiasa menyediakan waktunya untuk turut membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
8. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran atau masukan guna menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. *Aamiin.*

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 1 Juni 2023

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI	vii
DAFTAR TABEL	xii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN.....	xvi
ABSTRAK.....	xviii
ABSTRACT	xix
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.2.1 Impor Potassium Carbonate	2
1.2.2 Ekspor Potassium Carbonate.....	3
1.2.3 Kapasitas Pabrik.....	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	6
1.3.1 <i>Formate Process</i>	6
1.3.2 <i>Continuous Countercurrent Cation Exchange Process</i>	6
1.3.3 <i>Hydroxide Process</i>	7
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	8
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	8
1.4.2 Tinjauan Kinetika.....	12

BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	18
2.1 Spesifikasi Produk	18
2.1.1 Potassium carbonate.....	18
2.1.2 Air.....	18
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	19
2.2.1 Potassium hydroxide	19
2.2.2 Carbon dioxide	19
2.3 Pengendalian Kualitas.....	20
2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	20
2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	21
2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk	23
BAB III PERANCANGAN PROSES	24
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	24
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif	24
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif	25
3.2 Uraian Proses	26
3.2.1 Tahap Preparasi Bahan Baku	26
3.2.2 Tahap Pereaksian di dalam Reaktor	27
3.2.3 Tahap Pemurnian atau <i>Purification</i> Produk.....	27
3.2.4 Tahap <i>Packaging</i> atau Pengemasan	28
3.3 Spesifikasi Alat	29
3.3.1 Spesifikasi Alat Utama.....	29
3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....	30
3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan	37
3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	39

3.3.5	Spesifikasi Alat Penukar Panas	46
3.4	Neraca Massa	48
3.4.1	Neraca Massa Total	48
3.4.2	Neraca Massa Per Alat	48
3.5	Neraca Panas	51
BAB IV PERANCANGAN PABRIK		54
4.1	Lokasi Pabrik	54
4.1.1	Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik	55
4.1.2	Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik	58
4.2	Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	59
4.2.1	Daerah Administrasi atau Perkantoran	60
4.2.2	Daerah Proses dan Ruang Kontrol	60
4.2.3	Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi	60
4.2.4	Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran	60
4.3	Tata Letak Mesin atau Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	62
4.3.1	Aliran Bahan Baku dan Produk	62
4.3.2	Aliran Udara	63
4.3.3	Pencahayaan	63
4.3.4	Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	63
4.3.5	Pertimbangan Ekonomi	63
4.3.6	Jarak Antar Alat Proses	63
4.3.7	Perawatan (<i>Maintenance</i>)	64
4.4	Organisasi Perusahaan	66
4.4.1	Bentuk perusahaan	66
4.4.2	Struktur Organisasi	67

4.4.3	Tugas dan Wewenang	69
4.4.4	Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji	72
4.4.5	Status Karyawan.....	76
4.4.6	Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan	76
BAB V UTILITAS		79
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	80
5.1.1	Unit Penyediaan Air	80
5.1.2	Unit Pengolahan Air.....	81
5.1.3	Kebutuhan Air	87
5.2	Unit Penyediaan Air Pemanas (<i>Steam System</i>).....	89
5.3	Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	89
5.4	Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>).....	90
5.5	Unit Penyediaan Bahan Bakar	90
BAB VI EVALUASI EKONOMI		91
6.1	Evaluasi Ekonomi	91
6.2	Penaksiran Harga Alat	92
6.3	Dasar Perhitungan.....	98
6.4	Perhitungan Biaya.....	98
6.4.1	<i>Capital Investment</i>	98
6.4.2	<i>Manufacturing Cost</i>	99
6.4.3	<i>General Expense</i>	99
6.5	Analisa Kelayakan	100
6.5.1	<i>Percent Return On Investment (ROI)</i>	100
6.5.2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	100
6.5.3	<i>Break Even Point (BEP)</i>	101

6.5.4	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	101
6.5.5	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i>	102
6.6	Hasil Perhitungan.....	102
6.7	Hasil Analisa Kelayakan.....	106
6.7.1	<i>Return on Investment (ROI)</i>	106
6.7.2	<i>Pay Out Time (POT)</i>	106
6.7.3	<i>Break Even Point (BEP)</i>	106
6.7.4	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	107
6.7.5	<i>Discounted Cash Flow Rate (DCFR)</i>	108
6.8	Analisa Resiko Pabrik.....	108
6.9	Analisa Kelayakan	110
BAB VII_KESIMPULAN DAN SARAN		112
7.1	Kesimpulans.....	112
7.2	Saran	113
DAFTAR PUSTAKA.....		115
LAMPIRAN A		117
LAMPIRAN B.....		144
LAMPIRAN C.....		145

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Impor Potassium carbonate di Indonesia.....	2
Tabel 1. 2 Ekspor potassium carbonate di Indonesia	3
Tabel 1. 3 Perbandingan Proses Potassium carbonate (K_2CO_3).....	8
Tabel 1. 4 Specific Heat (C_p) Hydroxide Process.....	9
Tabel 1. 5 Nilai Entalpi Standar Hydroxide Process	10
Tabel 1. 6 Nilai Gibbs Standar Hydroxide Process.	11
Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki	37
Tabel 3. 2 Spesifikasi Pompa	39
Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat.....	45
Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Penukar Panas	46
Tabel 3. 5 Neraca Massa Total	48
Tabel 3. 6 Neraca Massa Mixer (M-01)	48
Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor (R-01)	49
Tabel 3. 8 Neraca Massa Evaporator (EV-01)	49
Tabel 3. 9 Neraca Massa Crystallizer (CR-01).....	49
Tabel 3. 10 Neraca Massa Centrifuge (CF-01).....	50
Tabel 3. 11 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-01)	50
Tabel 3. 12 Neraca Panas Mixer (M-01)	51
Tabel 3. 13 Neraca Panas Reaktor (R-01)	51
Tabel 3. 14 Neraca Panas Evaporator (EV-01).	51
Tabel 3. 15 Neraca Panas Crystallizer (CR-01)	51

Tabel 3. 16 Neraca Panas Centrifuge (CF-01)	52
Tabel 3. 17 Neraca Panas Rotary Kiln (RK-01).....	52
Tabel 3. 18 Neraca Panas Heater (HT-01)	52
Tabel 3. 19 Neraca Panas Heater (HT-02)	52
Tabel 4. 1 Area bangunan pabrik <i>Potassium carbonate</i>	61
Tabel 4. 2 Tugas masing-masing direktur	70
Tabel 4. 3 Tugas masing-masing <i>General Manager</i>	71
Tabel 5. 1 Air sebagai media pendingin	87
Tabel 5. 2 Air sebagai media pemanas	87
Tabel 5. 3 Total kebutuhan air unit utilitas.....	88
Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index.....	92
Tabel 6. 2 Harga alat proses pada tahun evaluasi.....	96
Tabel 6. 3 Harga alat utilitas pada tahun evaluasi	97
Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)	102
Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)	103
Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI).....	103
Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)	103
Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)	104
Tabel 6. 9 . Indirect Manufacturing Cost (IMC)	104
Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	105
Tabel 6. 11 General Expense (GE).....	105
Tabel 6. 12 Analisa keuntungan	105
Tabel 6. 13 Annual Fixed Cost (Fa)	106

Tabel 6. 14 Annual Regulated Cost (Ra).....	106
Tabel 6. 15 Annual Variable Cost (Va).....	107
Tabel 6. 16 Analisa kelayakan.....	110

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik data impor Potassium carbonate di Indonesia	3
Gambar 1. 2 Grafik data ekspor Potassium Carbonate di Indonesia	4
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif.....	24
Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif.....	25
Gambar 4. 1 Peta lokasi rencana pabrik	54
Gambar 4. 2 Layout pabrik.....	61
Gambar 4. 3 Tata letak alat proses pabrik	65
Gambar 4. 4 Struktur organisasi pabrik.....	68
Gambar 5. 1 Diagram alir proses pengolahan air	86
Gambar 6. 1 Grafik regresi linear index	95
Gambar 6. 2 Grafik analisa ekonomi.....	111

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Suhu atau Temperatur, $^{\circ}\text{C}$
D	: Diameter, m
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m^3
ρ_c	: Densitas campuran, kg/m^3
F _C	: Laju alir volumetrik, m^3/jam
r _A	: Laju transfer massa, kmol/min
DBL	: Difusivitas gas
BM	: Berat molekul (kg/mol)
BM _C	: Berat molekul campuran (kg/mol)
K _{BL}	: Koefisien transfer massa, m/jam
M _H	: Bilangan Hatta
d _{bo}	: Diameter gelembung, m
N _O	: Luas <i>orifice</i> , cm^2
c	: <i>Pitch</i> , cm
D _{pc}	: Luas <i>perforated plate</i> , m^2
D _R	: Diameter reaktor, m
V	: Volume, m^3
H	: Tinggi, m
ε_g	: <i>Hold up gas</i>
A	: Luas permukaan, m
h _D	: <i>Dry pressure drop</i> , m

h_L : *Hydraulic head*, m
 h_g : *Residual gas pressure drop*, m
 t_s : *Tebal shell*, in
 r : *Jari-jari dalam reaktor*, in
 t_h : *Tebal head*, m
LMTD : *Long Mean Temperature Different*, K
OD : *Diameter luar*, m
ID : *Diameter dalam*, m
 ε : *Efisiensi*
OA : *Tinggi head*, m
 l : *Jarak lilitan*, m
 D_h : *Diameter helix*, ft
Re : *Bilangan Reynold*
Pr : *Bilangan Prandatl*

ABSTRAK

Pendirian pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3) berbahan baku *Potassium hydroxide* (KOH) dan gas *Carbon dioxide* (CO_2) yang rencananya akan didirikan di Desa Sumuradem, Kecamatan Sukra, Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja, perizinan dan kondisi sosial masyarakat sekitar. Pabrik ini direncanakan dapat memproduksi butiran K_2CO_3 sebanyak 9.205 ton/tahun dengan waktu operasi selama 24 jam/hari serta 300 hari/tahun. Banyaknya bahan baku yang digunakan adalah KOH sebanyak 880,3567 kg/jam dan gas CO_2 sebanyak 704,2854 kg/jam. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik ini berupa unit penyedia dan pengolahan air, unit penyedia *steam*, unit penyedia udara instrumen dan unit penyedia gas CO_2 . Jumlah karyawan sebanyak 114 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi jenis *line* dan *staff*. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 14,72% dan setelah pajak 11,48%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 4,40 tahun dan setelah pajak 5,13 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,84% serta *Shut Down Point* (SDP) sebesar 14,09%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 9,22%. Dari data analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki keuntungan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: *potassium carbonate, potassium hydroxide, analisa ekonomi.*

ABSTRACT

The establishment of a Potassium carbonate (K_2CO_3) factory made from Potassium hydroxide (KOH) and Carbon dioxide (CO_2) gas is planned to be established in Desa Sumuradem, Indramayu, West Java. This factory was established by considering the availability of raw materials, adequate transportation facilities, labor, licensing and social conditions of the surrounding community. This plant is planned to produce K_2CO_3 granules as much as 9.205 ton/year with an operating time of 24 hours/day and 300 days/year. The amount of raw materials used is KOH as much as 880.3567 kg/hour and CO_2 gas as much as 704.2854 kg/hour. The provision of the utility needs of this plant is in the form of water supply and treatment units, steam supply units, instrument air supply units and CO_2 gas supply units. The number of employees as many as 114 people with the form of a company is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff type organizational structure. Based on the economic feasibility analysis of this factory, it shows a percent Return on Investment (ROI) before tax of 14,72% and after tax of 11,48%. Pay Out Time (POT) before tax 4,40 years and after tax 5,13 years. Break Even Point (BEP) of 41,84% and Shut Down Point (SDP) of 14,09 %. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 9,22%. From the feasibility analysis data, it can be concluded that this factory has advantages and deserves further study.

Keywords: *potassium carbonate, potassium hydroxide, economic analysis.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Saat ini pertumbuhan industri di negara Indonesia khususnya pada industri kimia dari tahun ke tahun cenderung mengalami peningkatan yang cukup baik dari segi kualitas maupun kuantitas. Dari peningkatan tersebut maka terjadinya pembangunan dan pengembangan khususnya di sektor industri. Pembangunan di sektor industri khususnya industri kimia sangatlah penting karena dapat mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri luar negeri yang pada akhirnya akan mengurangi pengeluaran devisa untuk mengimpor bahan-bahan tersebut. Selain mengurangi pengeluaran devisa, pembangunan dan pengembangan sektor industri juga dapat mendorong pertumbuhan ekonomi di Indonesia.

Salah satu bahan baku utama yang masih di impor dari luar negeri yaitu *Potassium carbonate* (K_2CO_3). Kebutuhan impor ini cenderung meningkat sesuai dengan permintaan. Karena senyawa tersebut digunakan sebagai bahan baku utama bagi beberapa industri di Indonesia seperti industri kaca yang digunakan sebagai salah satu bahan baku pembuatan kaca, industri pupuk yang bertujuan untuk menyerap gas-gas asap, industri keramik yang digunakan sebagai bahan tambahan terutama keramik jenis *Titanium dioxide* dan lain sebagainya. Beberapa industri tersebut memiliki prospek yang sangat baik sehingga besarnya permintaan senyawa *Potassium carbonate* (K_2CO_3) juga akan semakin meningkat.

Bahan baku pembuatan *Potassium carbonate* (K_2CO_3) yaitu *Potassium hydroxide* (KOH) dan *Carbon dioxide* (CO_2). Di Indonesia, terdapat beberapa

perusahaan besar yang memproduksi *Potassium hydroxide* dengan masing-masing perusahaan memiliki variasi kapasitas, antara lain PT Mulia Agung Chemindo, PT Wilmar Chemical Indonesia, PT Lam Seng Hang Indonesia, PT Asahimas Subentra Chemical, PT Soda Sumatera, PT Tjiwi Kimia dan PT Sulfindo Adiusaha. Selain itu juga untuk *Carbon dioxide* diperoleh dari PT Samator Gas.

Untuk mengurangi ketergantungan impor, maka perlu didirikan pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3) di Indonesia guna meningkatkan daya saing perekonomian Indonesia baik di dalam negeri maupun mancanegara, serta memberikan dampak positif dalam segala bidang.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik *Potassium carbonate* dibangun dengan memperhatikan beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, antara lain kebutuhan produk, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas produk dari pabrik yang sudah beroperasi. Kapasitas pabrik yang ditentukan akan mempengaruhi nilai ekonomis dan teknis dalam perancangan pabrik.

1.2.1 Impor Potassium Carbonate

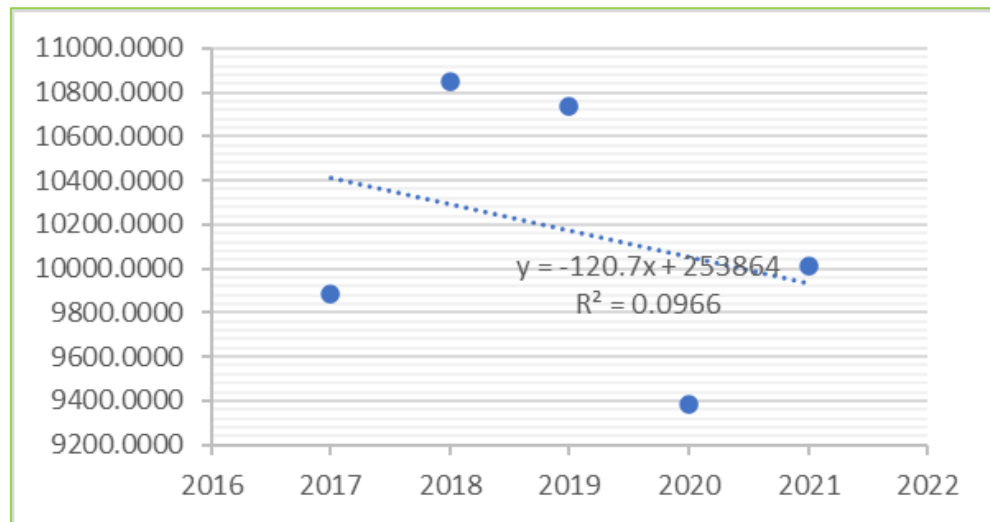
Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan impor *potassium carbonate* dapat dilihat pada tabel 1.1.

Tabel 1. 1 Impor Potassium carbonate di Indonesia

Tahun ke (x)	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2017	9.881,73
2	2018	10.848,81
3	2019	10.737,68
4	2020	9.384,42
5	2021	10.010,43

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)

Berdasarkan data impor yang terdapat pada Tabel 1.1 dapat dibuat grafik linear berupa hubungan antara tahun sebagai sumbu x dan data jumlah impor sebagai sumbu y, grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.



Gambar 1. 1 Grafik data impor Potassium carbonate di Indonesia

Dari data pada Gambar 1.1. dapat diperkirakan kebutuhan impor *Potassium carbonate* pada tahun 2027, sehingga didapat persamaan $y = ax + b$. Dimana diperoleh $y = -120,7x + 253.864$. Dengan persamaan tersebut diperkirakan untuk tahun 2027 mencapai jumlah produksi sebesar 9.205,10 Ton/Tahun.

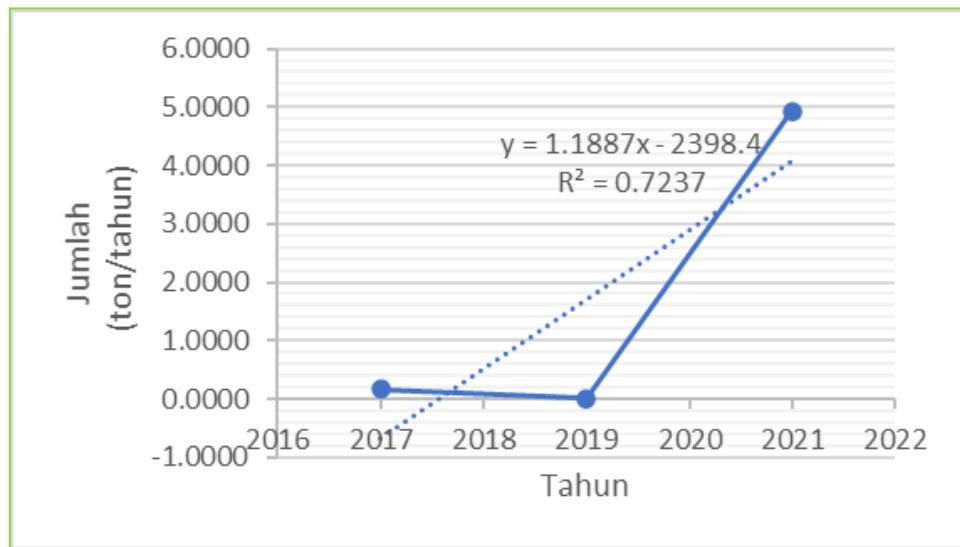
1.2.2 Ekspor Potassium Carbonate

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS), diperoleh jumlah ekspor *Potassium carbonate* di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1. 2 Ekspor *potassium carbonate* di Indonesia

Tahun ke (x)	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2017	0,1700
2	2019	0,0030
3	2021	4,9250

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2022)



Gambar 1. 2 Grafik data ekspor Potassium Carbonate di Indonesia

Dari data pada Gambar 1.2 dapat diperkirakan jumlah ekspor *Potassium carbonate* pada tahun 2027, sehingga didapat persamaan $y = ax + b$. Dimana diperoleh $y = 1,1887x - 2.398,4$. Dengan persamaan tersebut diperkirakan untuk tahun 2027, jumlah ekspor *Potassium carbonate* sebesar 11,09 Ton/Tahun.

1.2.3 Kapasitas Pabrik

Berdasarkan data impor dan ekspor, dapat ditentukan besarnya peluang produksi dengan persamaan sebagai berikut:

$$Supply = \text{Jumlah Impor} + \text{Jumlah Produksi}$$

$$Demand = \text{Jumlah Ekspor} + \text{Jumlah Konsumsi}$$

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

Supply (Ketersediaan)

Diketahui jumlah produksi *potassium carbonate* di Indonesia sebesar 0, dikarenakan masih belum ada pabrik yang berdiri, sehingga didapatkan jumlah *supply* sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Supply} &= \text{Jumlah Impor} + \text{Jumlah Produksi} \\ &= 9.205,10 + 0 \\ &= 9.205,10 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Demand (Kebutuhan)

Dikarenakan data konsumsi *potassium carbonate* di Indonesia kurang memadai, maka dapat diasumsikan bahwa data kebutuhan tidak bisa diperkirakan dengan akurat. Maka dari itu, pabrik ini dirancang untuk memenuhi kebutuhan guna mengurangi ketergantungan impor. Sehingga didapatkan jumlah *demand* sebesar:

$$\begin{aligned}\text{Demand} &= \text{Jumlah Ekspor} + \text{Jumlah konsumsi} \\ &\quad *) \text{ asumsi jumlah konsumsi} = \text{jumlah impor} \\ &= 11,09 \text{ Ton/Tahun} + 9.205,10 \text{ Ton/Tahun} \\ &= 13.051,77 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Peluang Kapasitas Pabrik

$$\begin{aligned}\text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= 13.051,77 \text{ Ton/Tahun} - 9.205 \text{ Ton/Tahun} \\ &= 3.846,67 \text{ Ton/Tahun}\end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, didapatkan peluang perhitungan kapasitas pabrik sebesar 3.846,67 Ton/Tahun. Mengingat data produksi di Indonesia belum

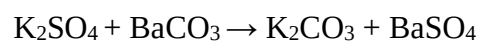
memadai dan pabrik dirancang untuk mengurangi ketergantungan impor di tahun perancangan, maka ditetapkan kapasitas perancangan pabrik *Potassium carbonate* yang akan didirikan sebesar 9.205 Ton/Tahun.

1.3 Tinjauan Pustaka

Potassium carbonate memiliki beberapa nama, antara lain kalium karbonat, *carbonate of potash*, *dipotassium carbonate*, *pearl ash*, *potash*, dan *salt of tartar*. Senyawa ini memiliki rumus kimia yaitu K_2CO_3 yang memiliki wujud serbuk putih. Untuk menghasilkan produk berupa *Potassium carbonate* memiliki beberapa proses, antara lain sebagai berikut.

1.3.1 *Formate Process*

Proses ini menggunakan bahan baku berupa butiran *Barium carbonate* ($BaCO_3$) yang direaksikan dengan larutan *Potassium sulfate* (K_2SO_4) pada suhu 90^0C dan tekanan 1 atm. Reaksi ini menghasilkan larutan *Barium sulfate* dan *Potassium bicarbonate* yang kemudian dipisahkan dengan cara kalsinasi sehingga menghasilkan *Potassium carbonate* (K_2CO_3). Proses ini bertujuan untuk mensintesis *Potassium carbonate* (K_2CO_3) dengan menunjukkan reaksi sebagai berikut:

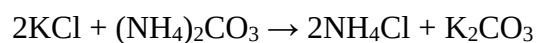


Besarnya konversi reaksi secara keseluruhan sebesar 91% terhadap *Potassium sulfate*. (Rusberg et.al., 1935).

1.3.2 *Continuous Countercurrent Cation Exchange Process*

Proses ini menggunakan bahan baku *potassium chloride* (KCl) yang direaksikan dengan *Ammonium carbonate* $(NH_4)_2CO_3$. Proses ini

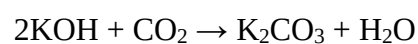
menggunakan reaktor yang memiliki resin kation pada temperatur berkisar 75⁰C. Reaktor tersebut akan menangkap ion *Ammonium* (NH₄)⁺ yang berasal dari *Ammonium carbonate*. Kemudian berkontak secara *counter current* dengan *Potassium chloride* yang masuk dari bagian atas kolom dan ion *Ammonium* akan bertukar dengan ion *Potassium* (K⁺) yang menghasilkan *Ammonium chloride* (NH₄Cl). Sedangkan resin yang mengandung ion *Potassium* akan mengalir secara *hydraulic* ke bawah kolom dan bereaksi dengan ion *carbonate* (CO₃²⁻) yang tidak bereaksi dengan resin. Produk *Potassium carbonate* hasil reaksi dialirkan ke kolom *stripper* untuk dihilangkan kandungan *Ammonium* sisa proses sehingga mendapatkan produk dengan tingkat kemurnian yang hampir mencapai 99%. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Konversi yang terjadi pada proses ini sebesar 90% terhadap *Potassium chloride*. (William B Berry, et.al., 1995).

1.3.3 *Hydroxide Process*

Proses ini menggunakan bahan baku *Potassium hydroxide* (KOH) dengan mereaksikannya dengan *Carbon dioxide* (CO₂) pada kondisi operasi yang berkisar antara 40-80⁰C dengan tekanan 1 atm. Produk yang dihasilkan memiliki tingkat kemurnian yang tinggi yaitu 99% dengan diameter berkisar antara 100 - 1000 um. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Besarnya konversi pada reaksi pada proses ini sebesar 96% terhadap *Potassium hydroxide* (KOH). (Hirano, et.al., 2009).

Dari ketiga proses tersebut, sampai saat ini proses yang banyak digunakan yaitu *Hydroxide Process*. Perbandingan dari ketiga proses tersebut dapat dilihat pada Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Perbandingan Proses *Potassium carbonate* (K_2CO_3).

Parameter	Proses		
	<i>Formate</i>	<i>Cation Exchange</i>	<i>Hydroxide</i>
Bahan Baku	K_2SO_4 dan $BaCO_3$	KCl dan $(NH_4)_2CO_3$	KOH dan CO_2
Suhu	90 ⁰ C	75 ⁰ C	50 ⁰ C
Tekanan (atm)	1	1	1
Konversi	91%	90%	96%
Keterangan	Konversi keseluruhan terhadap <i>Potassium sulfate</i> (K_2SO_4)	Konversi keseluruhan terhadap <i>Potassium chloride</i> (KCl)	Konversi keseluruhan terhadap <i>Potassium hydroxide</i> (KOH)

Setelah memperhatikan beberapa perbandingan di atas, bahwa proses produksi *Potassium carbonate* yang dipilih yaitu *Hydroxide Process* dengan beberapa pertimbangan seperti kondisi operasi (temperatur dan tekanan) yang relatif lebih rendah, kebutuhan bahan baku nya relatif lebih sedikit serta menghasilkan produk yang memiliki tingkat kemurnian yang tinggi.

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Entalpi Reaksi (ΔH_r)

Entalpi reaksi (ΔH_r) merupakan jenis entalpi yang paling umum dan sering digunakan karena jenis entalpi tersebut merupakan panas yang terlibat dalam

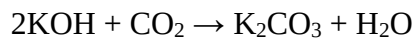
perubahan secara reaksi kimia. Dalam menentukan nilai ΔH_r reaksi, diperlukan nilai konstanta A, B, C dan D dan E dari *specific heat* (Cp) untuk masing-masing komponen. Pada *hydroxide process* nilai *specific heat* nya adalah sebagai berikut.

Tabel 1. 4 *Specific Heat* (Cp) *Hydroxide Process*.

Komponen	A	B	C	D	E
KOH	83,10	-2,33E-09	1,88E-09	-4,81E-10	-3,56E-11
CO ₂	24,99	55,18	-33,69	7,9484	-0,13
K ₂ CO ₃	97,08	94,22	-2,05	0,7096	-0,94
H ₂ O	-203,60	1.523,29	-3.196,41	2.474,45	3,85

(Sumber: *nist.gov*)

Dalam *Hydroxide Process* memiliki reaksi sebagai berikut:



Entalpi:

$$\begin{aligned}
 \Delta A &= \sum A_{\text{produk}} - \sum A_{\text{reaktan}} \\
 &= [(1 \times \text{K}_2\text{CO}_3) + (1 \times \text{H}_2\text{O})] - [(2 \times \text{KOH}) + (1 \times \text{CO}_2)] \\
 &= [(1 \times 97,08) + (1 \times (-203,60))] - [(2 \times 83,10) + (1 \times 24,99)] \\
 &= -297,73
 \end{aligned}$$

Dengan cara yang sama, maka didapatkan nilai ΔB , ΔC , ΔD dan ΔE sebagai berikut.

$$\Delta B = 1562,32$$

$$\Delta C = -3164,77$$

$$\Delta D = -2467,21$$

$$\Delta E = 3,04$$

Tabel 1. 5 Nilai Entalpi Standar *Hydroxide Process*

Komponen	ΔH_{298K} (kJ/mol)
K ₂ CO ₃	-1.151,00
KOH	-481,31
CO ₂	-393,77
H ₂ O	-286,03

(Sumber: Carl L, Yaws., 1996).

Untuk mencari nilai entalpi reaksi standar (ΔH_{298K}) pada *hydroxide process* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \Delta H_{298K} &= \sum \Delta H_{\text{produk}} - \sum \Delta H_{\text{reaktan}} \\
 &= (K_2CO_3 + H_2O) - (2 \times KOH + CO_2) \\
 &= [(-1.151,00) + (-286,03)] - [(2 \times (-481,31)) + (-393,77)] \\
 &= -80,62 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari nilai entalpi reaksi (ΔH_r) pada temperatur reaksi 50°C dan tekanan 1 atmosfer digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_r = \Delta H_{298K} + R \int_{T_0}^T C_p dT \quad \dots (4.18 - J. Smith - Van Ness)$$

Dengan:

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C} (298K)$$

$$T = 50^\circ\text{C} (323K)$$

$$\begin{aligned}
 \tau &= \frac{T}{T_0} \\
 &= \frac{323 \text{ K}}{298 \text{ K}} = 1,0839
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H_r &= \Delta H_{298K} \times R \times \tau \\
 &= (-80,6251 \text{ kJ/mol}) \times 8,3145 \times 1,0839 \\
 &= -726,5954 \text{ KJ/mol}
 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai entalpi reaksi (ΔH_r) pada *hydroxide process* sebesar -726,59 kJ/mol. Hasil tersebut bernilai negatif, sehingga reaksi ini berlangsung secara eksotermis.

Entalpi Reaksi (ΔG_r)

Menurut Josiah Willard Gibbs (1873), Energi Gibbs pembentukan standar pada suatu senyawa adalah perubahan energi bebas yang disertai pembentukan 1 mol zat tersebut dari unsur penyusunannya.

Tabel 1. 6 Nilai Gibbs Standar *Hydroxide Process*.

Komponen	ΔH_{298K} (kJ/mol)
K ₂ CO ₃	-1.063,00
KOH	-439,61
CO ₂	-394,64
H ₂ O	-237,64

(Sumber: Carl L, Yaws., 1996).

Untuk mencari nilai entalpi reaksi Gibbs (ΔG_{298K}) pada *hydroxide process* adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \Delta G_{298K} &= \sum \Delta G_{\text{produk}} - \sum \Delta G_{\text{reaktan}} \\
 &= (K_2CO_3 + H_2O) - (KOH + CO_2) \\
 &= [(-1.063,00) + (-237,64)] - [(-439,61) + (-394,64)] \\
 &= -466,08 \text{ kJ/mol}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari nilai entalpi reaksi (ΔG_r) pada temperatur reaksi 50°C dan tekanan 1 atmosfer digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta G_r = \left(-\frac{\Delta H_{r298}}{R} \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{T_0} \right] \right) RT - \frac{Gr_{298}}{RT} \quad \dots (6.39 - R. Smith)$$

Dengan:

$$R = 8,3145 \text{ J/mol.K}$$

$$T_o = 25^{\circ}\text{C} \text{ (298K)}$$

$$T = 50^{\circ}\text{C} \text{ (323K)}$$

$$\tau = \frac{T}{T_o} = \frac{323 \text{ K}}{298 \text{ K}} = 1,08$$

$$\Delta G_r = -6,73 \text{ kJ/mol}$$

Setelah dilakukan perhitungan, maka diperoleh nilai energi bebas Gibbs reaksi (ΔG_r) pada kondisi temperatur 50°C dan tekanan 1 atmosfer dalam *Hydroxide Process* ini sebesar 6,73 kJ/mol. Nilai tersebut bernilai negatif, menunjukkan bahwa reaksi pada proses ini berlangsung secara spontan dan tidak membutuhkan energi dalam proses pereaksiannya.

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Pada prinsipnya, persamaan laju reaksi kinetik untuk sistem reaktif dapat dilihat pada persamaan berikut.



Kinetika reaksi dapat dijadikan sebagai parameter pendukung yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja dari reaktor yang dipilih. Karena keterbatasan data kinetika untuk reaksi yang digunakan pada persamaan (1) maka digunakan teori pendekatan untuk menunjang perancangan reaktor kolom gelembung. Persamaan kinetika yang digunakan merupakan pendekatan yang dilakukan untuk menguji kemampuan konfigurasi reaktor dua fasa (cair dan gas) seperti yang telah dilakukan Setiadi, dkk. (2008). Reaksi yang terjadi dapat dilihat pada persamaan berikut.



Untuk menentukan koefisien kinetika reaksi (k_{obs}) absorpsi CO_2 dalam larutan KOH, dapat menggunakan persamaan kinetika reaksi berikut.

$$-r_{\text{KOH}} = k \cdot C_{\text{NaOH}}^m \cdot C_{\text{CO}_2}^n \quad \dots (3)$$

Dilihat dengan asumsi bahwa:

- Senyawa NaOH sama dengan senyawa KOH
- Kadar Karbondioksida (CO_2) difasa gas dibuat konstan dan tidak ada komponen karbondioksida di dalam fasa cair karena CO_2 habis bereaksi.
- Cairan KOH di dalam reaktor dianggap homogen
- Reaktan KOH tidak mungkin berdifusi ke dalam fasa film gas (alat bekerja di suhu ruang sehingga larutan NaOH tidak mungkin terjadi penguapan langsung).

Jika $r_{\text{KOH}} = \frac{dC_{\text{KOH}}}{dt}$ dan $k_{\text{obs}} = k \cdot C_{\text{CO}_2}^n$

Maka persamaan (3) menjadi:

$$\frac{dC_{\text{KOH}}}{dt} = -k_{\text{obs}} \cdot C_{\text{KOH}}^m \quad \dots (4)$$

$$\frac{dC_{\text{KOH}}}{C_{\text{KOH}}^m} = -k_{\text{obs}} \cdot dt \quad \dots (5a)$$

Atau

$$\int_{C=0}^{C=C_0} \frac{dC_{\text{KOH}}}{C_{\text{KOH}}^m} = -k_{\text{obs}} \cdot \int_{t=t_f}^0 dt \quad \dots (5b)$$

Dengan kondisi batas integrasi:

$$t = 0 \rightarrow C = C_0$$

$$t = t_f \rightarrow C = 0 \text{ (Tercapainya kesetimbangan absorpsi)}$$

Dari persamaan (5a) dan (5b) didapatkan persamaan baru dengan menggunakan persamaan kinetika berikut.

$$\ln C_0 = \frac{\ln\{k_{obs} \cdot (1-m)\}}{(1-m)} + \frac{1}{(1-m)} \ln t_f \quad \dots (6)$$

Dimana :

k_{obs} : Konstanta pseudo-first-order reaction (min^{-1})

C_0 : Konsentrasi A, B pada saat awal

m : Ordo reaksi terhadap KOH ($m = 1$) (Pohorecky, 1988)

n : Ordo reaksi terhadap CO_2 ($n = 1$) (Pohorecky, 1988)

t_f : Waktu yang dibutuhkan kadar KOH habis bereaksi

Untuk menghitung nilai t_f atau waktu kontak, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$t_f = \frac{2h}{3} \left[\frac{3\mu}{g\rho} \right]^{1/3} \left[\frac{\pi d}{v} \right]^{2/3} \quad \dots (a1)$$

Dengan:

h : Tinggi cairan pada kolom = 1,0762 m

μ_{larutan} : Viskositas larutan @50°C = 1,7511

ρ_{larutan} : Densitas larutan @50°C = 0,9098 kg/m^3

d : Luas kontak = $2,16 \times 10^{-5}$ m

v : Volume = 0,5212 m^3/det

Sehingga waktu kontak antara gas dapat dihitung:

$$t_f = \frac{2 \times 1,0762}{3} \left[\frac{(3)(1,7511)}{(9,8)(0,9098)} \right]^{1/3} \left[\frac{(3,14)(2,16 \times 10^{-5})}{0,5212} \right]^{2/3}$$

$$t_f = 0,0015 \text{ detik}$$

Dari persamaan (6) didapatkan persamaan baru untuk mencari nilai k_{obs} , dengan menggunakan persamaan berikut.

$$[CO_2]_i = \frac{k_g P_A + [CO_2]_e \sqrt{D_{AL} k_{ov}}}{k_g H_e + \sqrt{D_{AL} k_{ov}}} \quad \dots (6a)$$

$$\frac{Q}{t} = \bar{R} = ([CO_2]_i - [CO_2]_e) \sqrt{D_{AL} k_{ov}} \quad \dots (6b)$$

Dimana:

k_g : Koefisien perpindahan massa sisi gas (kmol/s.m².Pa)

Untuk mencari nilai k_g dapat menggunakan persamaan berikut

$$k_g = \frac{Sh D_{AG}}{R T h} \quad \dots (a2)$$

Dengan:

Sh : *Sherwood Number* (44,4125)

D_{AG} : Koefisien difusi gas CO₂ = 7,19x10⁻¹² m²/det

R : Konstanta gas = 8314 m³Pa/kmol.K

T : Suhu operasi = 323,15 K

h : Tinggi cairan pada kolom = 1,0762 m

Dari persamaan (a2) didapatkan nilai $k_g = 1,10 \times 10^{-16}$ kmol/s.m².Pa

P_A : Tekanan parsial gas CO₂ = 3 atm = 303.975 Pa

D_{AL} : Koefisien difusi liquid-CO₂ = 7,19x10⁻¹² m²/det

H_e : Konstanta Henry = 3,4 x 10⁻²

$[CO_2]_e$: Konsentrasi gas CO₂ dalam cairan = 1 kmol/m³

Misal : $\varphi = \sqrt{D_{AL} k_{ov}}$

Substitusikan persamaan (6a) dengan (6b).

$$\frac{Q}{t} = \left(\frac{k_g P_A + [CO_2]_e \varphi}{k_g H_e + \varphi} - [CO_2]_e \right) \varphi$$

$$= \left(\frac{k_g P_A + [CO_2]_e \varphi - [CO_2]_e k_g H_e - [CO_2]_e \varphi}{k_g H_e + \varphi} \right) \varphi$$

$$= \left(\frac{k_g P_A - [CO_2]_e k_g H_e - [CO_2]_e \varphi}{k_g H_e + \varphi} \right) \varphi$$

$$\frac{Q}{t} k_g H_e + \frac{Q}{t} \varphi = k_g P_A \varphi - [CO_2]_e k_g H_e \varphi$$

$$\varphi = \frac{\frac{Q}{t} k_g H_e}{k_g P_A - [CO_2]_e k_g H_e - \frac{Q}{t}}$$

$$\varphi = 8,67 \times 10^{-30} \text{ m/det}$$

Sehingga diperoleh nilai k_{obs} dengan persamaan sebagai berikut.

$$\varphi = \sqrt{D_{AL} k_{ov}} \quad \dots (a3)$$

$$8,67 \times 10^{-30} = \sqrt{7,19 \times 10^{-12} \frac{\text{m}^2}{\text{det}} \times k_{obs}}$$

$$k_{obs} = 1,05 \times 10^{-47} \text{ min}^{-1}$$

Setelah melakukan perhitungan untuk mendapatkan nilai k_{obs} , maka dapat menghitung nilai pada persamaan (6) sebagai berikut.

$$\ln C_0 = \frac{\ln\{k_{obs} \cdot (1-m)\}}{(1-m)} + \frac{1}{(1-m)} \ln t_f$$

dengan m bisa dihilangkan.

$$\ln C_0 = \frac{\ln\{1,05 \times 10^{-47} \cdot (1)\}}{(1)} + \frac{1}{(1)} \ln (0,0015)$$

$$\ln C_0 = -1,6 \times 10^2$$

Sehingga, hasil dari $\ln C_0$ dapat di gunakan pada persamaan (3)

$$-r_A = k [C_A]^m [C_B]^n$$

$$-r_A = (1,6 \times 10^2)(0,5882)^1(1,0000)^1$$

$$-r_A = 93,9765 \frac{\text{gmol}}{\text{L} \cdot \text{det}}$$

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

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

2.1.1 Potassium carbonate

Berikut spesifikasi dari *Potassium carbonate*:

Rumus Molekul	: K_2CO_3
Berat Molekul (gr/mol)	: 138,21
Wujud atau Bentuk	: Kristal (<i>solid</i>)
Warna	: Putih
Titik Lebur ($^{\circ}C$)	: 891
Titik Didih ($^{\circ}C$)	: Decomposes
Densitas (g/cm^3)	: 2,43
Kelarutan dalam air	: 110,3 gr/100 ml

(Sumber: MSDS *Potassium carbonate*)

2.1.2 Air

Berikut spesifikasi dari Air:

Rumus Molekul	: H_2O
Berat Molekul (gr/mol)	: 18,02
Wujud atau Bentuk	: Cairan (<i>liquid</i>)
Warna	: Tidak Berwarna

Titik Lebur ($^{\circ}\text{C}$)	: 0
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	: 100
Tekanan	: 1 kPa (1 bar)
Densitas (g/cm^3)	: 999,97

(Sumber: MSDS Water)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Potassium hydroxide

Berikut spesifikasi dari *Potassium hydroxide*:

Rumus Molekul	: KOH
Berat Molekul (gr/mol)	: 56,11
Wujud atau Bentuk	: <i>Pellet (solid)</i>
Warna	: Putih
Titik Lebur ($^{\circ}\text{C}$)	: 380
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	: 1327
Tekanan	: 0,13 kPa (714°C)
Densitas (g/cm^3)	: 1,52
Kelarutan dalam air	: 121 gr/100 ml

(Sumber: MSDS Potassium hydroxide)

2.2.2 Carbon dioxide

Berikut spesifikasi dari *Carbon dioxide*:

Rumus Molekul	: CO_2
Berat Molekul (gr/mol)	: 44,01
Wujud atau Bentuk	: Gas

Warna	: Tidak Berwarna
Titik Lebur ($^{\circ}\text{C}$)	: -79
Titik Didih ($^{\circ}\text{C}$)	: 31,1
Tekanan	: 5720 kPa (20°C)
Densitas (g/cm^3)	: 1,98
Kelarutan dalam air	: 0,09 gr/100 ml

(Sumber: MSDS Carbon dioxide)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau biasa disebut dengan *Quality Control* (QC) dilakukan pada pabrik *Potassium carbonate* agar sesuai dengan spesifikasi mutu produk yang akan dihasilkan. Pengendalian kualitas dapat dilakukan dengan cara menganalisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Untuk mendapatkan hasil produk yang diinginkan atau sesuai spesifikasi, diperlukan pengendalian mutu kualitas bahan baku. Pengendalian kualitas bahan baku pada umumnya dapat ditinjau dari spesifikasi bahan yang digunakan serta analisis resiko saat bahan bereaksi. Maka dari itu, sebelum dilakukannya proses, bahan baku dilakukan pengujian atau pengendalian kualitas terlebih dahulu. Pengujian atau pengendalian kualitas tersebut bertujuan agar bahan yang akan digunakan nantinya menghasilkan produk dengan kualitas yang baik dan juga untuk mengetahui sejauh mana bahan baku yang digunakan serta spesifikasi yang ditentukan untuk proses sesuai.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses memiliki tujuan untuk menghasilkan produk yang memiliki kualitas baik dengan mengedepankan dan menerapkan standar kualitas dari produksi, karena jika tidak ada tindakan untuk kualitas akan banyak terjadi produk yang rusak atau tidak sesuai dengan yang diharapkan. Maka dari itu, untuk menghasilkan produk yang memiliki nilai standar dan sesuai dengan harapan konsumen harus melakukan tindakan pengendalian terhadap kerusakan produk sampai dengan tingkat kerusakannya (*zero defect*). Tujuan pengendalian kualitas menurut Sofjan Assauri (2008:299) adalah agar barang produksi dapat mencapai standar kualitas yang telah ditetapkan, mengusahakan agar biaya inspeksi dapat menjadi kecil, menekan biaya desain dari produk dan proses lewat kualitas produksi yang kecil, menekan biaya produksi. Dan tujuan utamanya yaitu untuk mendapatkan jaminan bahwa kualitas produk dihasilkan sesuai dengan standar dan biaya yang dikeluarkan ekonomis.

Pengawasan dan pengendalian terhadap berlangsungnya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang terdapat pada *control room* atau ruang pengawasan. Ruang pengawasan tersebut dilengkapi dengan indikator. Apabila terdapat sinyal atau tanda yang diberikan, maka tanda tersebut memberitahukan informasi bahwa terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan.

Pengendalian kualitas proses dilakukan dari mulai bahan baku hingga menjadi produk. Pengawasan dilakukan tidak hanya di laboratorium, tetapi juga di alat

kontrol atau sistem kontrol. Sistem kontrol tersebut memiliki beberapa fokus utama antara lain:

a. Pengoperasian Industri Secara Aman

Dalam pengoperasian proses, terdapat beberapa hal yang harus diperhatikan, antara lain menjaga variabel proses dalam batas operasi yang aman, memberikan indikator atau peringatan terhadap bahaya saat terjadi proses yang diindikasikan berada diluar batas aman operasi, serta mengaplikasikan sistem yang dihubungkan ke seluruh proses yang terjadi untuk menghindari prosedur operasi yang dianggap berbahaya bagi industri.

b. Tingkat Produksi

Pada tahapan ini, produk yang dihasilkan harus bersifat optimum, baik dari segi biaya, energi maupun aspek pendukung lainnya. Hal tersebut bertujuan untuk menghasilkan produk yang sesuai dengan *design* yang telah ditetapkan.

c. Kualitas Produksi Akhir

Pada tahapan ini, komposisi produk akhir yang dihasilkan harus dijaga dalam standar kualitas yang telah ditentukan. Hal ini bertujuan agar produk yang telah melalui proses memiliki kondisi yang sama seperti *design* yang telah ditetapkan dan juga dapat mengoptimalkan biaya yang digunakan untuk proses.

d. Biaya

Dalam aspek biaya, pengoperasian industri harus dijaga dalam rentang biaya produksi minimum sehingga biaya dapat dialokasikan untuk memenuhi kebutuhan proses maupun kebutuhan industri yang didirikan.

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk memperoleh mutu atau kualitas produk yang sesuai (baik dengan standar MSDS maupun kebutuhan konsumen), maka diperlukan bahan yang berkualitas. Pengendalian kualitas pada produk sangat diperlukan untuk menjaga mutu atau kualitas dari produk itu sendiri. Upaya yang dapat dilakukan yaitu dengan cara menjaga mutu dari bahan baku, pengawasan serta pengendalian terhadap proses dengan cara mengadakan sistem kontrol.

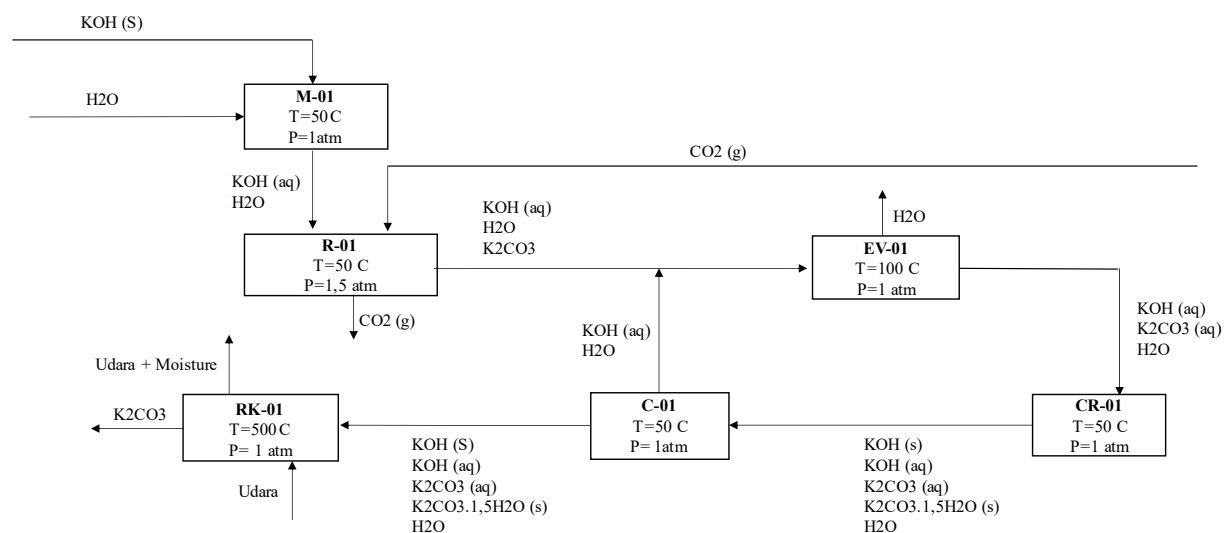
Selain itu, dalam pengendalian kualitas produk terdapat dua hal yang perlu dipertimbangkan baik dari segi eksternal maupun internal. Segi eksternal meliputi faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap produk yang dihasilkan, sedangkan segi internal meliputi kemampuan pabrik yang ingin didirikan

BAB III

PERANCANGAN PROSES

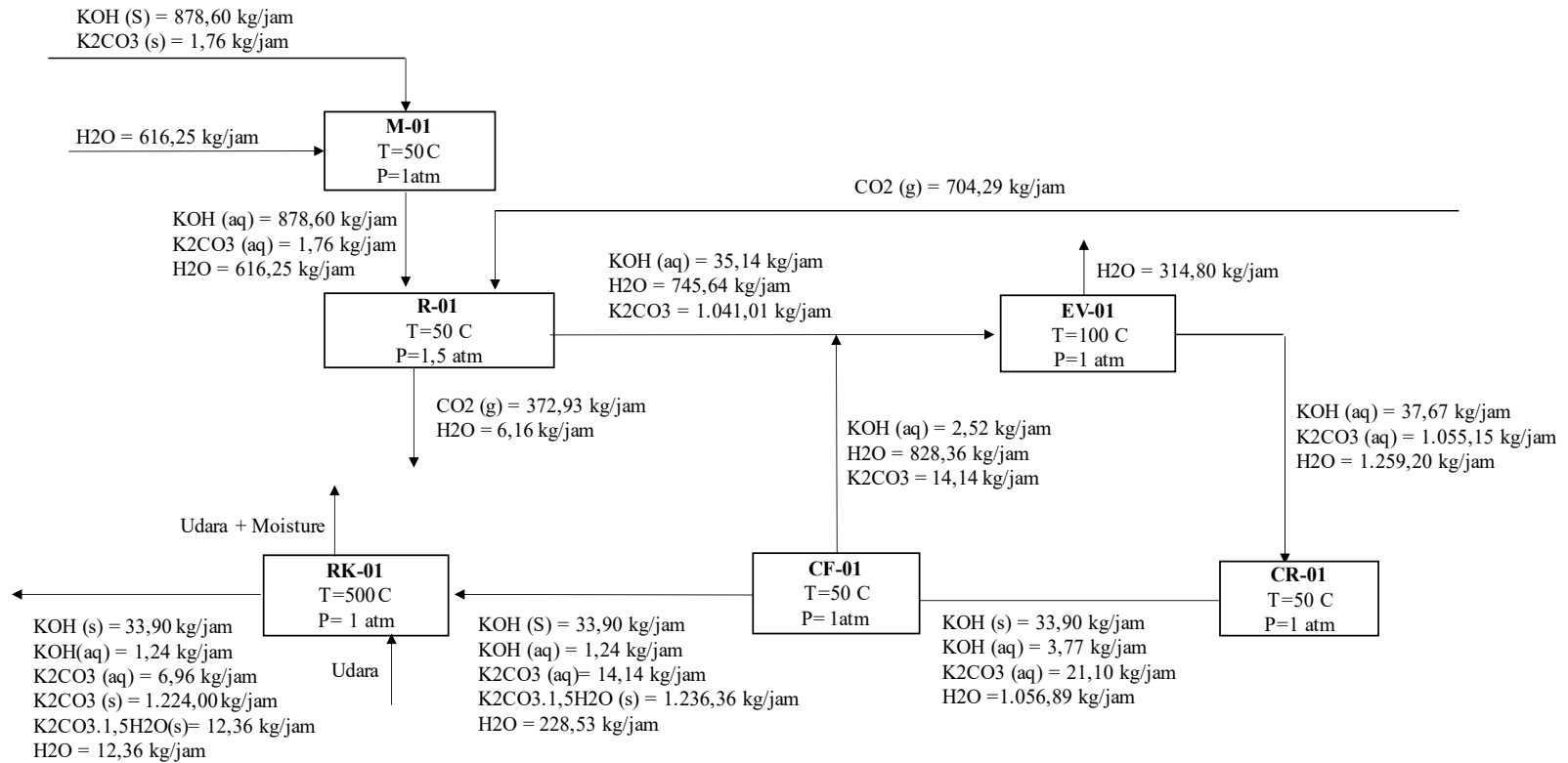
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Dalam proses pembuatan *Potassium carbonate* (K_2CO_3) dari *Potassium hydroxide* (KOH) dan *Carbon dioxide* (CO_2) terbagi menjadi beberapa tahapan proses, antara lain tahap preparasi bahan baku, tahap pereaksian di dalam reaktor, tahap pemurnian produk, dan tahap *packaging* atau pengemasan.

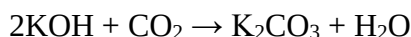
3.2.1 Tahap Preparasi Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan *Potassium carbonate* (K_2CO_3) yaitu *Potassium hydroxide* (KOH) dan *Carbon dioxide* (CO_2). KOH yang digunakan berwujud padatan (*powder*). KOH disimpan ditempat penyimpanan dengan kondisi suhu dan tekanan mengikuti suhu lingkungan.

Sebelum memasuki proses, KOH dilarutkan atau diencerkan terlebih dahulu dengan air untuk mendapatkan larutan KOH. Pencampuran tersebut dilakukan sesuai dengan spesifikasi dan kondisi yang ada pada reaktor, sehingga larutan tersebut telah siap untuk melakukan proses reaksi. Pencampuran antara KOH dengan H_2O terjadi di *mixer* dengan perbandingan yang ditentukan, yaitu jumlah H_2O harus lebih kecil (<70%) dari jumlah KOH). H_2O yang diumpankan ke dalam *mixer* sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu hingga mencapai suhu yang ditentukan. Sedangkan untuk umpan KOH dialirkan menggunakan *belt conveyor*. Proses pencampuran dilakukan dengan cara pengadukan hingga terbentuk larutan yang encer. Larutan KOH yang telah didapatkan dari proses pencampuran, kemudian dialirkan menuju reaktor dengan bantuan pompa.

3.2.2 Tahap Pereaksian di dalam Reaktor

Setelah melakukan preparasi bahan baku, larutan KOH yang telah didapatkan sesuai dengan kondisi yang dibutuhkan pada reaktor. Pada reaktor terjadi reaksi karbonasi dengan persamaan reaksi sebagai berikut.



Proses karbonasi dijalankan pada suhu 50°C. Larutan KOH masuk melalui bagian atas reaktor, sedangkan gas CO₂ masuk melalui dasar reaktor. Proses kontak yang terjadi secara *counter current flow* agar terkena arus balik dari gas CO₂. Setelah terjadi reaksi, produk yang dihasilkan berupa *slurry* yang telah terbentuk K₂CO₃ melalui bagian bawah reaktor. Produk tersebut kemudian dialirkan dengan bantuan pompa untuk masuk ke tahap pemurnian produk.

3.2.3 Tahap Pemurnian atau *Purification* Produk

Produk yang telah direaksikan dengan gas CO₂ kemudian dimurnikan. Hal tersebut bertujuan untuk memisahkan kandungan atau komponen lain yang terkandung di dalam hasil reaksi. Hasil reaksi yang berbentuk *slurry* K₂CO₃ tersebut masih mengandung H₂O dan CO₂, sehingga dilakukan pemurnian dengan cara pemisahan. Pemisahan yang dilakukan dengan menggunakan evaporator. Pemisahan tersebut dilakukan dengan operasi pemisahan padat-cair dan bantuan *steam* pemanas. Setelah dilakukan pemisahan kemudian dialirkan dengan bantuan pompa menuju *crystallizer*.

Dalam *crystallizer* terjadi proses kristalisasi. Proses kristalisasi dijalankan pada suhu 80°C dengan bantuan air pendingin. Setelah K₂CO₃ di kristalkan, kemudian dialirkan dengan bantuan *screw conveyor* menuju *centrifuge*. Dalam *centrifuge* terjadi proses pemisahan produk (K₂CO₃) dari *mother liquor* nya. Setelah pemisahan pada *centrifuge*

dilakukan, diperoleh dua (2) hasil, antara lain hasil berupa produk yang siap untuk memasuki tahap kalsinasi dan hasil yang akan diumpankan kembali (*recycle*) menuju evaporator. Komponen yang siap untuk memasuki tahap kalsinasi dialirkan dengan bantuan *screw conveyor* untuk masuk ke dalam *rotary kiln*. Proses kalsinasi dijalankan pada suhu yang tinggi yaitu 500°C dan dilakukan dengan cara mengontakkan produk dengan gas atau udara panas dengan suhu yang tinggi sehingga terbentuk senyawa yang diinginkan. Dari proses kalsinasi diperoleh produk $\text{K}_2\text{CO}_3 \cdot 1,5\text{H}_2\text{O}$ (*Potassium carbonate dihydrate*). Untuk mendapatkan K_2CO_3 , perlu dilakukan proses kalsinasi tahap kedua untuk menghilangkan atau mengeringkan *hydrate* pada butiran K_2CO_3 . Hasil kalsinasi tersebut kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan (*silo*) produk dengan bantuan *belt conveyor* terbuka dengan ukuran yang telah ditentukan. Ukuran tersebut dapat menentukan dan menurunkan suhu K_2CO_3 dengan mengikuti suhu ruangan. Setelah suhu K_2CO_3 sudah menurun, kemudian dialirkan menuju silo dengan bantuan *bucket elevator*. Dari proses yang telah dilakukan, diperoleh tingkat kemurnian yang cukup tinggi yaitu 98% hingga 100% dengan diameter berkisar antara 100-1000 μm .

3.2.4 Tahap *Packaging* atau Pengemasan

Tahap *packaging* atau pengemasan merupakan tahapan yang berfungsi untuk mengemas produk K_2CO_3 yang sesuai dengan kebutuhan pasar. Produk akan dikemas dalam bentuk kantong yang memiliki variasi ukuran, berkisar antara 25-50 kg yang dilapisi dengan *High Density Polyethylene* (HDPE) dengan tujuan untuk mencegah masuknya uap air pada produk tersebut. Produk K_2CO_3 yang dihasilkan memiliki tingkat kemurnian tinggi (hampir mendekati 100% kemurnian).

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Reaktor (R-01)

Spesifikasi umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan <i>Potassium hydroxide</i> (KOH) dengan gas <i>Carbon dioxide</i> (CO ₂) untuk menghasilkan <i>Potassium carbonate</i> (K ₂ CO ₃)

Jenis : Reaktor gelembung (*Bubble column reactor*)

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 538,77 m³

Harga : \$ 109.100

Kondisi operasi

Suhu : 50⁰C

Tekanan : 1,57 atm

Kondisi Proses : Isotermal

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

OD *shell* : 22,59 m

Tebal *shell* : 17,15 in

Tebal *head* : 5,63 in

Tinggi total : 23,03 m

Jenis *head* : *Torispherical flanged and dished*

Spesifikasi khusus

Laju alir gas masuk	: 1.876,20 m ³ /jam
Diameter gelembung	: 0,0022 cm
Laju alir tiap <i>orifice</i>	: 8,66E-37 m ³ /jam
Luas <i>orifice</i>	: 1,13E-10 m ²
Jumlah <i>orifice</i>	: 216.464
Nilai <i>pitch</i>	: 0,0043 cm
Luas <i>perforated plate</i>	: 3.546 m ²

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung**1. Mixer (M-01)****Spesifikasi umum**

Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampurkan padatan KOH dengan H ₂ O untuk menghasilkan larutan KOH
Jenis	: Tangki silinder tegak berpengaduk <i>torispherical head</i>
Jumlah	: 1 unit
Volume	: 740,75 m ³
Harga	: \$ 20.700

Kondisi operasi

Suhu	: 30 ⁰ C
Tekanan	: 1 atm

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Diameter (ID) <i>shell</i>	: 9,81 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,29 in
Tebal <i>head</i>	: 0,19 in
Tinggi total	: 9,81 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical head</i>

Spesifikasi pengaduk

Tipe pengaduk	: <i>Flat six blade turbines</i>
Diameter pengaduk	: 2,94 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,82 in
Kecepatan pengaduk	: 90,99 rpm
Tenaga pengaduk	: 0,18 hp
Daya motor	: 0,23 hp
Jumlah pengaduk	: 1 buah

2. Evaporator (EV-01)

Kode	: EV-01
Fungsi	: Menguapkan sisa H ₂ O yang masih terikut dalam produk hasil reaksi karbonasi
Jenis	: <i>Long tube vertical evaporator</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Harga	: \$ 182.000

Kondisi operasi :

Tekanan : 1 atm

a. Suhu masuk *hot fluid* : 150°C

b. Suhu keluar *hot fluid* : 100°C

c. Suhu masuk umpan : 50°C

d. Suhu keluar umpan : 80°C

Spesifikasi :

a. Deflektor (pemisah uap)

Jenis *shell* : *Cylindrical*

Jenis *head* : *Tor spherical flanged and dished*

ID *shell* : 54,5 in

OD *shell* : 54 in

Tebal *shell* : 0,25 in

Tebal *head* dan *bottom* : 0,31 in

Volume : 1,56 m³

Tinggi : 1,81 m

b. Heat exchanger

Jenis : *Shell and Tube*

ID *shell* : 13,25 in

OD *shell* : 14 in

Tebal *shell* : 0,37 in

Tebal *bottom* : 0,31 in

Volume : 0,54 m³

Tinggi : 6,22 m

Spesifikasi :

Shell

- a. Laju alir massa : 61,07 kg/jam
- b. Diameter dalam : 12 in
- c. *Passes* : 1-P
- d. Jenis *baffle* : *Baffle segmen tunggal*
- e. Jumlah *baffle* : 20 buah

Tube

- a. Laju alir massa : 3.029,2573 kg/jam
- b. *Layout* : *Triangular pitch*
- c. Tinggi : 20 ft
- d. *Flow area* : 0,22 in²
- e. *Surface area* : 0,19 ft²/ft
- f. Jumlah *tube* : 109 buah

3. Crystallizer (CR-01)

Spesifikasi umum

Kode : CR-01

Fungsi : Mengkristalkan K₂CO₃

Jenis : *Continuous stirred tank crystallizer*

Jumlah : 1 unit

Kapasitas maksimum : 2,13 m³

Harga : \$ 35.200

Kondisi operasi

Suhu : 80⁰C
Tekanan : 1 atm
Waktu tinggal : 1 jam

Konstruksi dan material

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*
OD shell : 1,22 m
Tebal shell : 0,31 in
Tinggi total : 2,20 m

Jenis *head* dan *bottom*: *Torispherical flanged dished and conis bottom*

Spesifikasi khusus

Jenis pengaduk : *Marine propeller with 3 blade*
Diameter pengaduk : 0,60 m
Kecepatan pengaduk : 84 rpm
Power pengaduk : 1 hp
Jenis pendingin : Koil pendingin
Ud : 1.273,14 W/m².⁰C
Luas transfer panas : 0,69 ft²
NPS : 1 in
Sch : 40
Panjang total : 1,49 m
Jumlah lilitan : 1 lilitan
Tinggi tumpukan koil : 0,25 m

4. *Centrifuge* (CF-01)

Kode	: CF-01
Fungsi	: Memisahkan kristal K_2CO_3 dari <i>mother liquor</i> yang masih terkandung
Jenis	: <i>Helical conveyor centrifuge</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 87.300
Kondisi operasi	: Suhu : 50°C Tekanan : 1 atm
Spesifikasi	: a. Kapasitas : 1,44 ton/jam b. Diameter <i>bowl</i> : 18 in c. Radius <i>bowl</i> : 9 in d. Panjang <i>bowl</i> : 54 in e. Laju putar motor : 70 rpm f. Daya motor : 0,33 hp

5. *Rotary Kiln* (RK-01)

Spesifikasi umum

Kode	: RK-01
Fungsi	: Tempat terjadinya proses kalsinasi
Jenis	: Drum berputar
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel SA-283 grade C</i>

Jumlah	: 1 unit
Arah aliran	: <i>Counter current</i>
Harga	: \$ 2.091.900
Kondisi operasi	:
	Tekanan : 1 atm
	a. Suhu kristal masuk : 50 ⁰ C
	b. Suhu kristal keluar : 500 ⁰ C
	c. Suhu udara masuk : 80 ⁰ C
	d. Suhu udara keluar : 52 ⁰ C
Spesifikasi	:
a. Diameter	: 1,39 m
b. Panjang	: 5,54 m
c. Tebal <i>shell</i>	: 0,18 in
d. Kemiringan	: 8 cm/m
e. Jumlah <i>flight</i>	: 12 buah
f. Kecepatan putar	: 13,79 rpm
g. Daya motor	: 0,08 hp
h. Waktu tinggal	: 0,026 menit

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

Tabel 3. 1 Spesifikasi Tangki

Tangki	T-01	T-02	S-01	S-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku air (H ₂ O)	Menyimpan umpan gas <i>Carbon dioxide</i> (CO ₂)	Menyimpan bahan baku padatan KOH sebelum masuk ke dalam <i>Mixer</i> (M-01)	Menyimpan produk K ₂ CO ₃
Waktu penyimpanan	30 hari	30 hari	7 hari	7 hari
Fase	Cair	Gas	Padat	Padat
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Jenis	Silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>	Silinder horizontal dengan <i>torispherical head</i> dan <i>bottom</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	Silinder tegak dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Kondisi operasi	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1,26 atm	Suhu : 35 ⁰ C Tekanan : 6,3 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1,1 atm	Suhu : 30 ⁰ C Tekanan : 1,1 atm
Spesifikasi	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel</i> SA-283 <i>grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel</i> SA-283 <i>grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel</i> SA-283 <i>grade C</i>	Bahan konstruksi: <i>Carbon steel</i> SA-283 <i>grade C</i>
	Volume tangki: 810,23 m ³	Volume tangki: 131,30 m ³	Volume tangki: 408,85 m ³	Volume tangki: 20,30 m ³

*Lanjutan Tabel 3.1.

Tangki	T-01	T-02	S-01	S-02
Spesifikasi	Diameter: 13,71 m Tinggi: 7,98 m Jumlah <i>course</i> : 3 Tebal <i>shell</i> : 0,1667 in 0,3125 in 0,25 in	Diameter: 3,63 m Tinggi atau panjang: 15,10 m Tebal <i>shell</i> : 0,5 in	Diameter: 6,22 m Tinggi: 14,88 m Tebal <i>shell</i> : 0,44 in	Diameter: 2,28 m Tinggi: 5,68 m Tebal <i>shell</i> : 0,44 in
<i>Head dan bottom</i>	Jenis <i>head</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>head</i> : 1,625 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,625 in	Jenis <i>head dan bottom</i> : <i>Torispherical</i> Tebal <i>head dan bottom</i> : 0,625 in	Jenis <i>head</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>head</i> : 0,63 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,63 in	Jenis <i>head</i> : <i>Flat</i> Tebal <i>head</i> : 0,63 in Jenis <i>bottom</i> : <i>Conical</i> Tebal <i>bottom</i> : 0,63 in
Harga	\$ 2.400	\$ 17.200	\$ 1.600	\$ 200

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3. 2 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Kode	P-01
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O dari tangki penyimpanan (T-01) menuju <i>Mixer</i> (M-01)
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O)
Viskositas	0,2714 cP
Kapasitas	4.813,43 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	85,38 m
Suhu	30 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	1,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 59.200

Kode	P-02
Fungsi	Mengalirkan KOH yang telah dilarutkan dari <i>Mixer</i> (M-01) menuju Reaktor (R-01)
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O) dan <i>Potassium hydroxide</i> (KOH)
Viskositas	1,0756 cP
Kapasitas	9.645,09 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	303 m
Suhu	50 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Dynamic pump</i>
Power motor	7,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 86.200

*Lanjutan Tabel 3.2

Kode	P-03
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O dari Reaktor (R-01) menuju UPL atau utilitas
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O)
Viskositas	0,2714 cP
Kapasitas	4.813,43 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	59,63 m
Suhu	50 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	0,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 70.100

Kode	P-04
Fungsi	Mengalirkan hasil reaksi dari Reaktor (R-01) menuju <i>Evaporator</i> (EV-01)
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O), <i>Potassium hydroxide</i> (KOH) dan <i>Potassium carbonate</i> (K ₂ CO ₃)
Viskositas	11,5849cP
Kapasitas	5.011,06 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	63,81 m
Suhu	50 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	2,0 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 70.100

*Lanjutan tabel 3.2

Kode	P-05
Fungsi	Mengalirkan H ₂ O dari <i>Evaporator</i> (EV-01) menuju UPL a
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O)
Viskositas	0,2714 cP
Kapasitas	2.458,86 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	299,23 m
Suhu	150 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	1,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 48.400

Kode	P-06
Fungsi	Mengalirkan hasil pemisahan dari <i>Evaporator</i> (EV-01) menuju <i>Crystallizer</i> (CR-01)
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O), <i>Potassium hydroxide</i> (KOH) dan <i>Potassium carbonate</i> (K ₂ CO ₃)
Viskositas	1,7511 cP
Kapasitas	3.872,91 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	92,70 m
Suhu	80 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	1,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 59.300

*Lanjutan tabel 3.2

Kode	P-07
Fungsi	Mengalirkan arus <i>recycle</i> dari <i>Centrifuge</i> (CF-01) menuju <i>Evaporator</i> (EV-01)
Bahan yang dipompa	Air (H ₂ O) dan <i>Potassium hydroxide</i> (KOH) dan <i>Potassium carbonate</i> (K ₂ CO ₃)
Viskositas	0,2714 cP
Kapasitas	4.813,43 m ³ /jam
Total <i>head pump</i>	137,85 m
Suhu	50 ⁰ C
Jenis pompa	<i>Centrifugal pump</i>
Power motor	2,0 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Harga	\$ 59.300

Kode	BL-01
Fungsi	Mengalirkan gas CO ₂ dari tangki penyimpanan T-02 menuju reaktor R-01
Jenis	<i>Centrifugal Blower</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Daya penggerak	0,05 hp
Jumlah	1 buah
Harga	\$ 700

Kode	EXV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan gas CO ₂ dari tangki penyimpanan
Tipe	<i>Globe Valve Fully Opened</i>
Kapasitas	845,14 kg/jam
Suhu	50 ⁰ C
Tekanan	Tekanan masuk: 3 atm Tekanan keluar: 1,57 atm
Power motor	1,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-333 Grade C</i>
Dimensi	OD: 6,62 in ID: 6 in Ai: 1,67 ft ² /ft
Harga	\$ 192

Kode	EXV-02
Fungsi	Menurunkan tekanan yang keluar dari R-01 dari 1,57 atm menjadi 1 atm.
Tipe	<i>Globe Valve Fully Opened</i>
Kapasitas	1.349,68 kg/jam
Suhu	50 ⁰ C
Tekanan	Tekanan masuk: 1,57 atm Tekanan keluar: 1 atm
Power motor	1,5 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-333 Grade C</i>

*Lanjutan tabel 3.2

Dimensi	OD: 8,62 in ID: 8 in Ai: 2,20 ft ² /ft
Harga	\$ 192

Tabel 3. 3 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Padat

Keterangan	BC-01	BC-02	BE-01	SC-01	SC-02
Nama alat	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor</i>	<i>Bucket Elevator</i>	<i>Screw Conveyor</i>	<i>Screw Conveyor</i>
Fungsi	Mengangkut bahan baku padatan KOH dari silo penyimpanan menuju Mixer (M-01)	Mendinginkan produk yang keluar dari <i>rotary kiln</i> (RK-01) dan mengangkut produk ke bucket elevator (BE-0)	Mengangkut produk dari <i>Belt Conveyor</i> (BC-02) menuju silo penyimpanan	Mengangkut produk dari Crystallizer (CR-01) menuju Centrifuge (CF-01)	Mengangkut produk dari Centrifuge (CF-01) menuju Rotary Kiln (RK-01)
Jenis	<i>Flat belt conveyor</i>	<i>Flat belt conveyor</i> dengan pendingin	<i>Continuous bucket elevator</i>	<i>Horizontal screw conveyor</i>	
Jumlah	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit	1 unit
Konstruksi	<i>Rubber</i>	<i>Rubber grade F</i>	<i>High alloy steel SA-167 grade 3 type 304</i>		
Spesifikasi	Kecepatan <i>belt</i> : 3,75 ft/min	Kecepatan <i>belt</i> : 5,4458 ft/min	Kecepatan <i>bucket</i> : 46,6148 ft/min	Kecepatan: 40 rpm	Kecepatan: 40 rpm
	Panjang <i>belt</i> : 4,50 m	Panjang <i>belt</i> : 51,74 m	Panjang <i>bucket</i> : 0,20 m	Panjang: 13,71 m	Panjang: 13,71 m
	Lebar <i>belt</i> : 0,35 m	Lebar <i>belt</i> : 0,35 m	Lebar <i>bucket</i> : 0,19 m	Diameter <i>flight</i> : 9 in	Diameter <i>flight</i> : 9 in
	Daya: 0,33 hp	Daya: 0,50 hp	Tinggi <i>bucket</i> : 0,14 m	Diameter <i>shaft</i> : 2 in	Diameter <i>shaft</i> : 2 in
			Daya: 0,50 hp	Diameter <i>feed section</i> : 6 in	Diameter <i>feed section</i> : 6 in
				Power motor: 0,25 hp	Power motor: 0,25 hp
Harga	\$ 8.300	\$ 24.100	\$17.200	\$ 7.200	\$ 7.200

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Tabel 3. 4 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	CL-01		
Fungsi	Menurunkan suhu keluar dari M-01 ke R-01 dari 74,19 °C ke 50°C		
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon steel		
Arah Aliran	Counter current		
Kondisi Operasi dan Mekanikal Design			
	Annulus		Tube
Fluida	H2O	Fluida	Larutan umpan
Jenis Fluida	Cold fluid	Jenis Fluida	hot fluid
Laju alir massa	0,0022 kg/jam	Laju alir massa	1.496,60 kg/jam
Outer pipe	2,00 in	IPS	1,25 in
Inner pipe	1,25 in	Sch	40
Flow area	1,19 in²	OD	1,66 in
Panjang	12 ft	ID	1,38 in
ΔP _{cal}	0,06 psi	Flow area	1,5 in²
Rd _{cal}	132,53 Btu/jam.ft².°F	Surface area	0,44 ft²/ft
Suhu masuk	30°C	ΔP _{cal}	1,50 psi
Suhu keluar	70°C	Suhu masuk	74,19°C
		Suhu keluar	50°C
Kode	HT-01		
Fungsi	Menaikkan suhu umpan gas CO ₂ dari suhu 30°C ke 50°C		
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon steel		
Arah Aliran	Counter current		

*Lanjutan Tabel 3.4.

Kondisi Operasi dan Mekanikal Design			
<i>Annulus</i>		<i>Tube</i>	
Fluida	<i>Steam</i>	Komponen	CO ₂
Jenis Fluida	<i>Hot fluid</i>	Jenis	<i>Gasses</i>
Laju alir massa	0,0068 kg/jam	Laju alir massa	704,28 kg/jam
<i>Outer pipe</i>	2,00 in	IPS	1,25 in
<i>Inner pipe</i>	1,25 in	Sch	40
<i>Flow area</i>	1,19 in ²	OD	1,66 in
Panjang	12 ft	ID	1,38 in
ΔP_{cal}	9,81 psi	<i>Flow area</i>	1,5 in ²
Rd_{cal}	126,45 Btu/jam.ft ² .°F	<i>Surface area</i>	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	120°C	ΔP_{cal}	1,05 psi
Suhu keluar	100°C	Suhu masuk	30°C
		Suhu keluar	50°C

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3. 5 Neraca Massa Total

Komponen	Massa <i>input</i> (kg/jam)	Massa <i>output</i> (kg/jam)
KOH _(s)	878,59	33,90
KOH _(aq)	2,52	3,76
K ₂ CO _{3(aq)}	14,13	21,10
K ₂ CO _{3(s)}	1,76	1.224,00
K ₂ CO ₃ .1,5H ₂ O _(s)	-	12,36
H ₂ O _(aq)	1.444,61	1.377,85
CO ₂	704,28	372,92
N ₂	790,00	790,00
O ₂	210,00	210,00
Total	4.045,91	4.045,91

3.4.2 Neraca Massa Per Alat

Tabel 3. 6 Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	M1	M2	M3
KOH	878,59	-	878,59
K ₂ CO ₃	1,76	-	1,76
H ₂ O	-	616,2497	616,24
Total	1.496,60		1.496,60

Tabel 3. 7 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M3	M4	M5	M6
KOH	878,59	-	-	35,14
K ₂ CO ₃	1,76	-	-	1.041,01
H ₂ O	616,24		6,16	745,64
CO ₂	-	704,28	372,92	-
Total	2.200,89		2.200,89	

Tabel 3. 8 Neraca Massa *Evaporator* (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M6	M10	M7	M8
KOH	35,14	2,52	-	37,66
K ₂ CO ₃	1.041,01	14,13	-	1.055,15
H ₂ O	745,64	828,36	314,80	1.259,20
Total	2.666,82		2.666,82	

Tabel 3. 9 Neraca Massa *Crystallizer* (CR-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	M8	M9
KOH _(s)	-	33,90
KOH _(aq)	37,66	3,76
K ₂ CO _{3(aq)}	1.055,15	21,10
K ₂ CO ₃ .1,5H ₂ O _(s)	-	1.236,36
H ₂ O _(aq)	1.259,20	1.056,89
Total	2.352,02	2.352,02

Tabel 3. 10 Neraca Massa *Centrifuge* (CF-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	M9	M10	M11
KOH _(s)	33,90	-	33,90
KOH _(aq)	3,7668	2,5237	1,24
K ₂ CO _{3(aq)}	21,10	14,13	6,96
K ₂ CO _{3.1,5H₂O(s)}	1.236,36	-	1.236,36
H ₂ O _(aq)	1.056,89	828,36	228,52
Total	2.352,02	2.352,02	

Tabel 3. 11 Neraca Massa *Rotary Kiln* (RK-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	M11	M12	M13	M14
KOH _(s)	33,90	-	-	33,90
KOH _(aq)	1,24	-	-	1,24
K ₂ CO _{3(aq)}	6,96	-	-	6,96
K ₂ CO _{3(s)}	-	-	-	1.224,00
K ₂ CO _{3.1,5H₂O(s)}	1.236,36	-	-	12,36
H ₂ O _(aq)	228,52	-	228,52	-
N ₂	-	790,00	790,00	-
O ₂	-	210,00	210,00	-
Total	2.506,99	2.506,99		

3.5 Neraca Panas

Tabel 3. 12 Neraca panas *mixer* (M-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	3.839,10	-131.478,00
ΔH_R	-	135.317,11
Total	3.839,10	3.839,10

Tabel 3. 13 Neraca panas reaktor (R-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	4.466,49	102.834,10
ΔH_R	98.367,60	-
Total	102.834,10	102.834,10

Tabel 3. 14 Neraca panas *evaporator* (EV-01).

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	7.398,54	7.432,99
Hvap	-	147.571,58
Q air	173.199,95	25.593,92
Total	180.598,50	180.598,50

Tabel 3. 15 Neraca panas *crystallizer* (CR-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	611,19	1.427,5
Q air	168.867	168.051,45
Total	169.479,04	169.479,04

Tabel 3. 16 Neraca panas *centrifuge* (CF-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	14.275,82	14.270,80
ΔH_R	-	5,02
Total	14.275,82	14.275,82

Tabel 3. 17 Neraca panas *rotary kiln* (RK-01).

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Udara	469.102,14	459.194,27
<i>Wet Solid</i>	10.746,06	2469,10
<i>Dry Solid</i>	-	18.184,82
Total	479.848,20	479.848,20

Tabel 3. 18 Neraca panas *heater* (HT-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	2.583,00	2.593,17
Q air	12,11	1,94
Total	2.595,12	2.595,12

Tabel 3. 19 Neraca panas *heater* (HT-01)

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q komponen	617,39	632,31
Q air	17,76	2,85
Total	635,16	635,16

Tabel 3. 20 Neraca panas *Cooling Belt Conveyor (BC-02)*

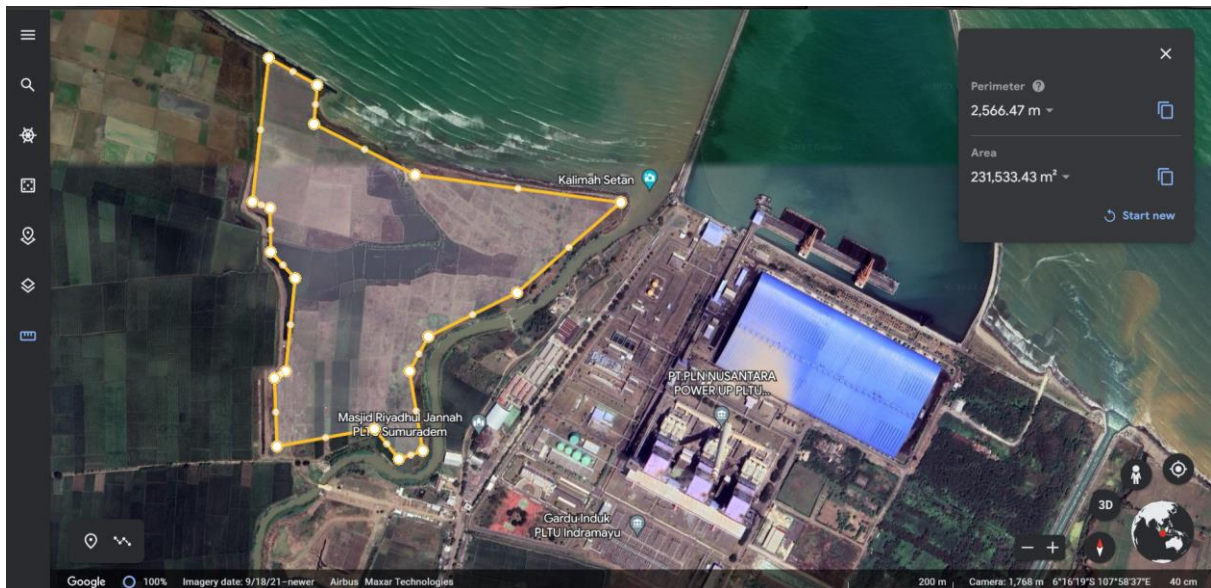
Komponen	<i>Input</i> (kJ/jam)	<i>Output</i> (kJ/jam)
Q komponen	68.254,37	68.936,92
Q air	187.864,29	187.181,74
Total	256.118,66	256.118,66

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang sangat penting dalam perancangan atau pendirian suatu pabrik, karena memiliki keterkaitan atau hubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin. Dalam menentukan lokasi pabrik banyak hal yang menjadi pertimbangan dasar dalam menentukan lokasi pabrik, antara lain letak pabrik dengan sumber bahan baku dan bahan pembantu, letak pabrik dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial, dan pengembangan di masa yang mendatang.



Gambar 4. 1 Peta lokasi rencana pabrik

Berdasarkan beberapa faktor pertimbangan di atas, maka lokasi pabrik *Potassium carbonate* dari *Potassium hydroxide* dan *Carbon dioxide* dengan kapasitas 9.205 ton/tahun ini direncanakan akan didirikan di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat, Indonesia dengan beberapa pertimbangan sebagai berikut.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor primer termasuk kedalam faktor utama yang mempengaruhi secara langsung tujuan utama pabrik yang meliputi produksi dan distribusi produk. Faktor utamanya meliputi :

a. Penyediaan Bahan Baku dan Penunjang

Suatu pabrik sebaiknya berada di daerah yang dekat dengan sumber bahan baku utama serta penunjangnya. Kondisi tersebut merupakan pilihan yang tepat untuk pengamanan ketersediaan bahan baku yang ekonomis. Dalam pembuatan *Potassium carbonate* (K_2CO_3), bahan baku yang digunakan yaitu *Potassium hydroxide* (KOH) yang didapatkan dari PT Graha Jaya Pratama Kinerja, Indonesia serta bisa juga melakukan impor dari perusahaan asal Taixing Xiangyun Chemical.co, ltd, Tiongkok, sehingga dalam pemilihan lokasi pendiriannya harus dapat mudah di akses dengan berbagai moda transportasi baik darat, maupun laut. Sedangkan gas *Carbon dioxide* (CO_2) diperoleh dari PLTU Sumuradem Indramayu yang berlokasi di sebelah perkiraan lokasi pendirian pabrik ini dengan memanfaatkan *flue gas* hasil pembakaran batubara. Sehingga dari sisi bahan baku, lokasi ini memiliki ketersediaan bahan baku yang memadai serta memiliki konektivitas yang baik untuk melakukan impor maupun ekspor, karena lokasi ini

berhadapan langsung dengan laut Jawa, maka pabrik ini dinyatakan cukup layak untuk didirikan di daerah ini.

b. Pemasaran Produk

Pemasaran merupakan salah satu hal yang sangat penting. Pemasaran yang baik dan tepat akan menghasilkan keuntungan serta menjamin keberlangsungan perancangan pabrik. Produk *Potassium carbonate* (K_2CO_3) ini direncanakan akan dipasarkan pada pasar domestik yaitu Indonesia dan pasar mancanegara. Hal tersebut didasari karena pada impor senyawa tersebut menunjukkan peningkatan dari tahun ke tahun, serta pada ekspor senyawa tersebut dari Indonesia masih sedikit sehingga diperlukan pengembangan untuk bisa berhasil melakukan ekspor guna mendorong perekonomian atau devisa negara.

c. Kemudahan Transportasi

Pengambilan bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalan darat dengan menggunakan transportasi tertutup berupa truk dan sebagainya. Lokasi yang dipilih dalam rencana pendirian pabrik ini bisa dibilang strategis, karena dapat diakses dengan berbagai moda transportasi.

d. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama dalam pendirian suatu pabrik, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik yang memiliki keahlian dan kemampuan di bidangnya. Sebagian besar tenaga kerja yang dibutuhkan yaitu tenaga kerja yang berpendidikan kejuruan atau menengah dan sarjana. Untuk memenuhinya, dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik. Selain itu faktor kedisiplinan dan pengalaman kerja juga menjadi prioritas dalam perekrutan tenaga kerja, sehingga

diperoleh tenaga kerja yang berkualitas. Selain itu juga, dari lokasi perancangan pabrik yang dipilih memiliki potensi untuk mudah memperoleh tenaga kerja yang dibutuhkan oleh pabrik. Hal ini dibuktikan pada lokasi pabrik yang mudah dijangkau oleh permukiman penduduk sehingga dapat memungkinkan untuk mudah dalam mendapatkan tenaga kerja.

e. Kebutuhan Air

Dalam pendirian suatu pabrik, air merupakan salah satu hal yang sangat dibutuhkan dan memiliki peran utama dalam keberlangsungan jalannya pabrik. Ketersediaan air yang melimpah merupakan salah satu faktor yang dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Lokasi pabrik yang dirancang dilintasi oleh anak sungai Citarum yaitu Situ Kamojing dan juga berada di pinggir laut Jawa, sehingga ketersediaan airnya pun sangat melimpah dan relatif sangat mudah untuk diperoleh. Maka dari itu, ketersediaan air relatif sangat melimpah di kawasan ini, sehingga kawasan ini relatif sangat mendukung untuk didirikannya pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3).

f. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

Selain air, tenaga listrik dan bahan bakar juga termasuk faktor penunjang yang sangat penting dalam pendirian pabrik. Hal ini terjadi karena keberlangsungan suatu pabrik sangat bergantung pada ketersediaan serta kestabilan tenaga listrik dan bahan bakar yang digunakan. Tenaga listrik yang digunakan diperoleh dari PLTU Sumuradem, Indramayu, Jawa Barat yang letaknya berada di sebelah perkiraan lokasi pendirian pabrik. Sedangkan, untuk kebutuhan bahan bakar pabrik ini diperoleh dari PT Pertamina (Persero) RU VI Balongan, Indramayu, Jawa Barat

dengan menggunakan sistem perpipaan bawah tanah sejauh 50 km. Maka dari itu, untuk ketersediaan tenaga listrik dan bahan bakar pabrik di kawasan ini relatif stabil, sehingga layak untuk didirikan pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3).

g. Kondisi Iklim dan Keadaan Geografis

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki suhu rata-rata yang cukup baik. Seperti di daerah lain, Indonesia yang beriklim tropis memiliki temperatur udara berkisar 20-35⁰C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor, maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder merupakan faktor yang berperan secara tidak langsung dalam proses operasional pabrik, namun memiliki pengaruh dalam kelancaran proses operasional dari pabrik itu sendiri. Faktor sekunder dalam penentuan lokasi pabrik meliputi:

a. Perluasan Pabrik

Dalam menentukan lokasi pendirian pabrik, harus mempertimbangkan rencana perluasan pabrik tersebut dalam jangka waktu 10 atau 20 tahun ke depan, karena apabila suatu saat nanti akan memperluas area pabrik maka tidak mengalami kesulitan dalam mencari lahan perluasan.

b. Perijinan

Lokasi pendirian pabrik yang dipilih merupakan lahan kosong dengan lokasi berdekatan dengan PLTU Sumuradem, sehingga dapat memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian terpenting dalam proses pendirian pabrik sehingga harus memperhatikan beberapa

hal, antara lain segi keamanan kerja terpenuhi, pengoperasian, pengontrolan maupun kegiatan yang melibatkan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman, pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin, serta transportasi yang baik dan efisien.

c. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial yang seperti penyediaan bengkel industri, sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, hiburan, bank, dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan taraf hidup.

d. Kebijakan Pemerintah

Dalam mendirikan suatu pabrik perlu mempertimbangkan beberapa faktor kepentingan pemerintah yang terkait di dalamnya, seperti kebijaksanaan pengembangan industri dan hubungan dengan pemerataan kesempatan kerja serta hasil pembangunan.

e. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu dan diatur sedemikian rupa agar dapat menghemat tempat.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penyimpanan bahan baku dan produk serta sarana lain seperti utilitas, taman dan tempat parkir. Secara besar *layout* pabrik dibagi menjadi beberapa daerah utama, antara lain:

4.2.1 Daerah Administrasi atau Perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran terdiri dari beberapa fasilitas pendukung area yang terdiri dari:

- a. Daerah administrasi, bertujuan sebagai tempat pusat kegiatan administrasi, keuangan pabrik, dan kantor yang mengatur kelancaran operasi.
- b. Laboratorium, bertujuan sebagai tempat pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual.
- c. Fasilitas karyawan seperti poliklinik, kantin, dan masjid, bertujuan sebagai tempat pusat sarana tambahan dan penunjang bagi para karyawan.

4.2.2 Daerah Proses dan Ruang Kontrol

Daerah proses merupakan daerah bagi alat-alat proses yang diletakkan dan proses berlangsung. Sedangkan daerah kontrol merupakan daerah sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses seperti *Room control* dan lain sebagainya.

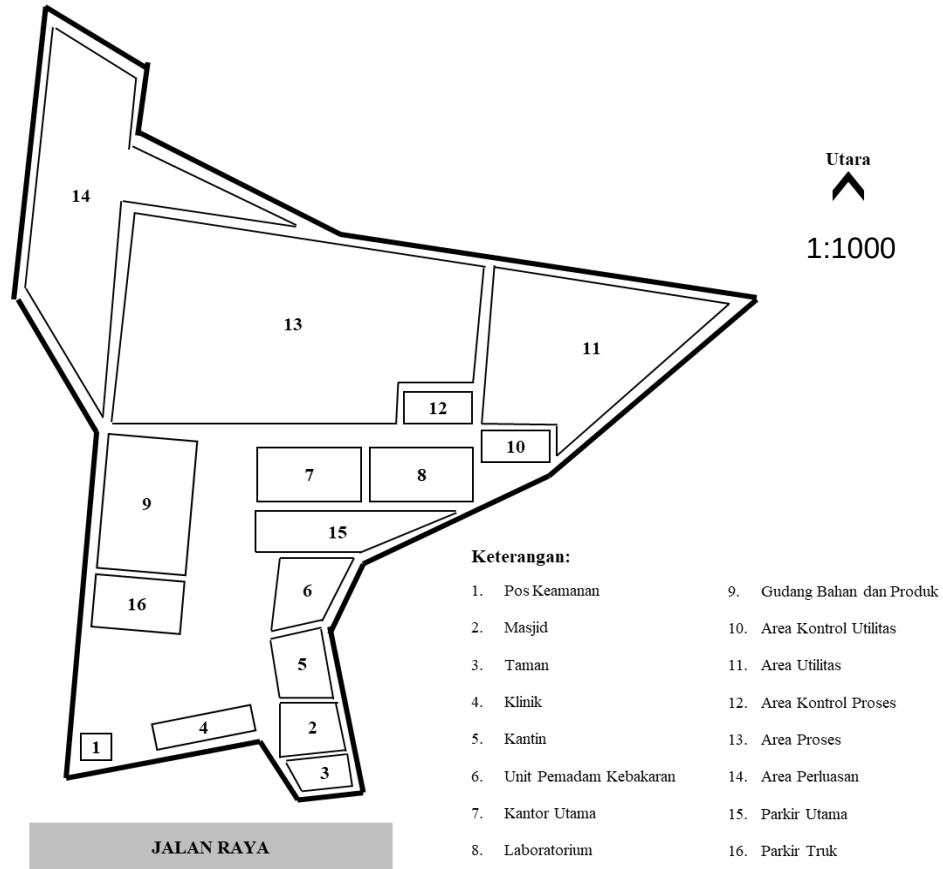
4.2.3 Daerah Pergudangan, Umum, Bengkel, dan Garasi

Daerah ini bertujuan sebagai tempat perbaikan alat-alat proses agar tidak terekspos ke luar pabrik. Perawatan alat dan penyimpanan suku cadang alat proses juga menjadi satu pada area ini.

4.2.4 Daerah Utilitas dan Pemadam Kebakaran

Daerah ini merupakan daerah pusat kegiatan penyediaan air, *steam* dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

Berikut *layout* perencanaan pendirian pabrik.



Gambar 4. 2 Layout pabrik

Tabel 4. 1 Area bangunan pabrik potassium carbonate

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Pos Keamanan	10	3	30
Masjid	19	11	209
Taman	8	6	48
Kantin	10	7	70
Klinik	7	3	21
Unit Pemadam Kebakaran	7	6	42
Kantor Utama	15	10	150

*Lanjutan Tabel 4.1

Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
Laboratorium	7	15	105
Gudang Bahan dan Produk	13	7	91
Area Kontrol Utilitas	10	30	300
Area Utilitas	340	17	5780
Area Kontrol Proses	15	35	450
Area Proses	340	18	6120
Area Perluasan	44	16	704
Parkir Utama	25	5	125
Parkir Truk	7	9	63
Luas Bangunan			13.556 m ²
Luas Tanah			14.308 m ²
Luas Total			27.864 m ²

4.3 Tata Letak Mesin atau Alat Proses (*Machines Layout*)

Dalam perancangan suatu pabrik, tata letak dari mesin atau peralatan proses perlu diperhatikan guna mencegah adanya kejadian yang tidak diinginkan dan meningkatkan faktor keselamatan. Beberapa hal yang harus diperhatikan antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar serta dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Selain itu perlu diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga (3) meter atau lebih dan perlu diatur sedemikian rupa agar tidak mengganggu lalu lintas kerja.

4.3.2 Aliran Udara

Aliran udara di dalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal tersebut bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat berupa penumpukan atau akumulasi bahan kimia berbahaya yang dapat membahayakan keselamatan pekerja, selain itu perlu diperhatikan juga arah hembusan angin.

4.3.3 Pencahayaan

Pada tempat terjadinya proses yang berbahaya atau beresiko tinggi untuk keselamatan harus diberi penerangan tambahan. Selain itu, penerangan seluruh pabrik haruslah memadai untuk menjaga keselamatan pekerja.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Dalam perancangan *layout* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu di prioritaskan.

4.3.5 Pertimbangan Ekonomi

Dalam menempatkan alat proses pada pabrik, diusahakan untuk menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

4.3.6 Jarak Antar Alat Proses

Untuk alat proses yang memiliki suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat

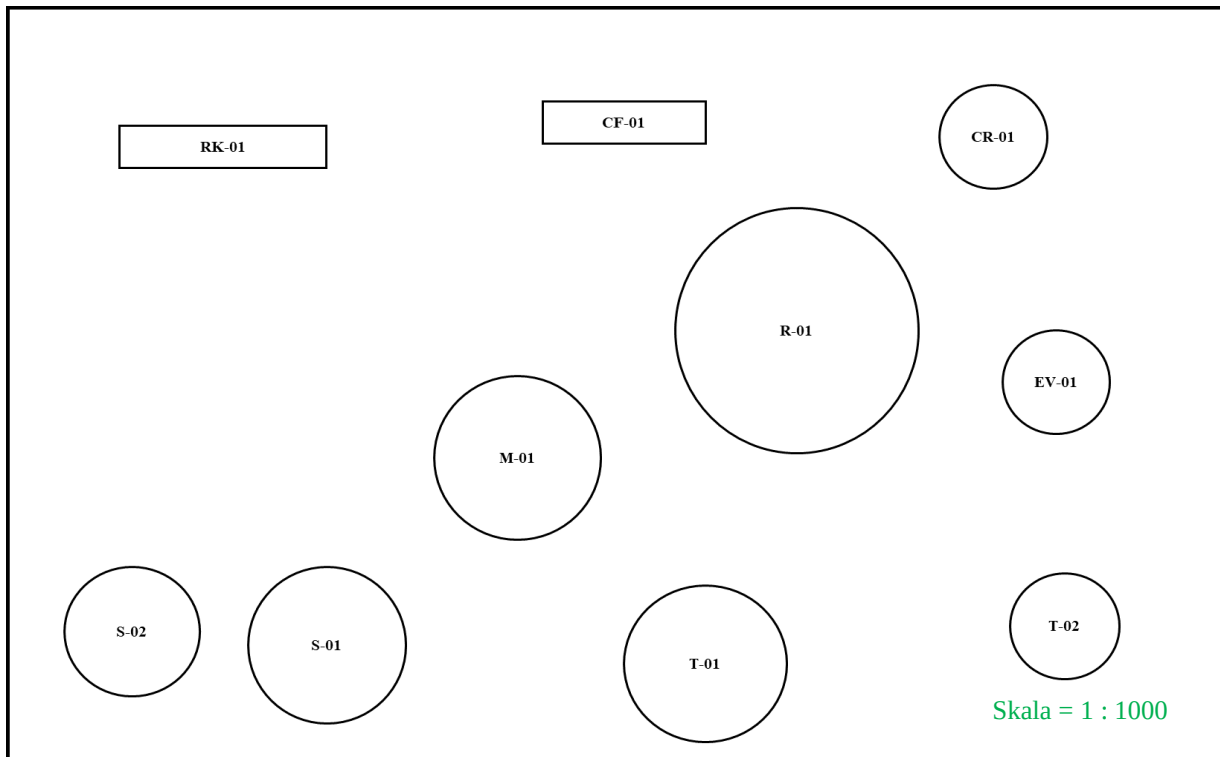
tersebut tidak membahayakan alat proses lainnya. Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

- a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin,
- b. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai,
- c. Biaya *material handling* menjadi rendah, sehingga meminimalisir pengeluaran untuk *capital* yang tidak penting,
- d. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu menggunakan alat angkut dengan biaya yang mahal, dan
- e. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

4.3.7 Perawatan (*Maintenance*)

Perawatan atau *maintenance* bertujuan untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan mencapai target produksi dan spesifikasi produk yang diharapkan. Pada pembagiannya, perawatan terbagi menjadi dua (2) antara lain perawatan preventif dan perawatan periodik.

Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada dengan tujuan agar alat proses mendapatkan perawatan khusus secara bergantian dan proses tetap berjalan kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan. Dari penjelasan tersebut, untuk tata letak dari alat proses dapat dilihat pada Gambar 4.3 Tata letak alat proses pabrik.



Gambar 4. 3 Tata letak alat proses pabrik

Keterangan:

1. T-01 = Tangki Air (H_2O)
2. T-02 = Tangki *Carbon dioxide* (CO_2)
3. S-01 = Silo *Potassium hydroxide* (KOH)
4. S-02 = Silo *Potassium carbonate* (K_2CO_3)
5. M-01 = Mixer
6. R-01 = Reaktor
7. EV-01 = Evaporator
8. CR-01 = Crystallizer
9. CF-01 = Centrifuge
10. RK-01 = Rotary Kiln

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk perusahaan

Pabrik *Potassium carbonate* yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham termasuk salah satu surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham yang berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini di latar belakang atas beberapa pertimbangan, antara lain:

- a. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan,
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staf dan karyawan perusahaan,
- e. Efisiensi dari manajemen,
- f. Lapangan usaha lebih luas, dan
- g. Mudah bergerak di pasar global.

4.4.2 Struktur Organisasi

Organisasi merupakan suatu wadah atau alat dimana masing-masing orang berpacu pada satu visi melakukan kegiatan untuk mencapai tujuan yang diharapkan. Struktur organisasi adalah gambaran secara sistematis tentang tugas dan tanggung jawab, serta hubungan antara bagian dalam perusahaan. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan.

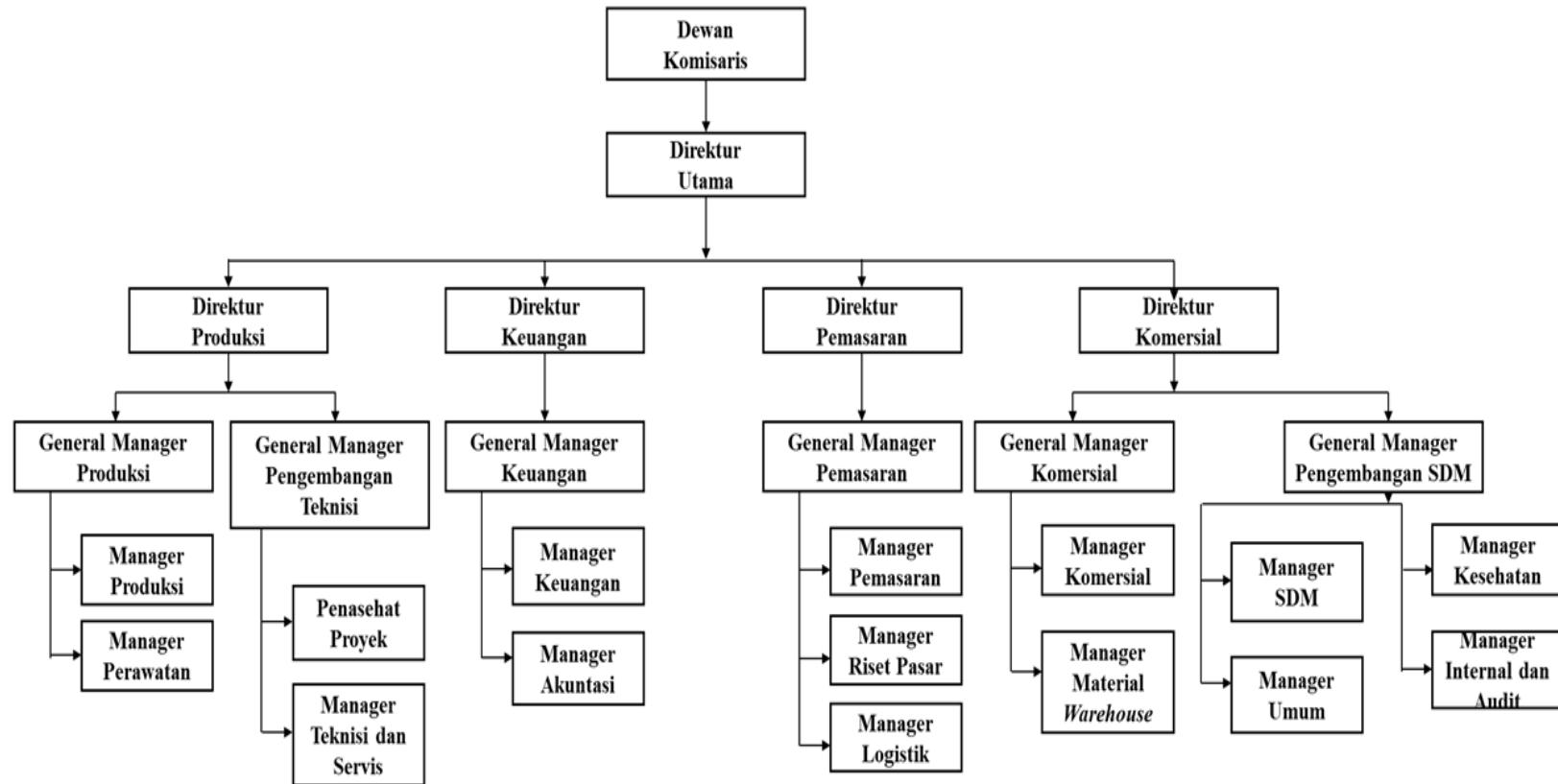
Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang saham,
- b. Dewan Komisaris,
- c. Direktur Utama
- d. Direktur,
- e. *General Manager*,
- f. *Manager*, dan
- g. Karyawan dan Operator.

Masing-masing bagian memiliki wewenang dan tugas yang berbeda. Semakin tinggi jabatan yang ditempati maka semakin luas pula tugas dan wewenang yang dimiliki. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu Dewan Komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi terletak pada Pemegang saham.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-hari nya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh *General Manager* dari berbagai bidang.

Gambar 4.4 menunjukkan struktur organisasi perusahaan mulai dari direksi sampai ke staf, dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 4. 4 Struktur organisasi pabrik

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Dalam pembagiannya, masing-masing memiliki tugas dan wewenang. Berikut rinciannya.

a. Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) merupakan beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham memiliki wewenang untuk mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris, mengangkat dan memberhentikan Direktur, serta mengesahkan hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan anggota pelaksana dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris antara lain menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, mengawasi tugas Direktur Utama, dan membantu Direktur Utama dalam hal-hal penting.

c. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan memiliki tanggung jawab sepenuhnya terhadap perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan, Direktur Pemasaran, dan Direktur Komersial.

d. Direktur

Direktur merupakan pemimpin pelaksanaan kegiatan perusahaan yang dibawah oleh Direktur Utama. Masing-masing Direktur memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas Direktur, dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4. 2 Tugas masing-masing direktur

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi
Direktur Keuangan	Bertanggung jawab dalam administrasi dan keuangan
Direktur Pemasaran	Memimpin pelaksanaan pemasaran dan strategi bisnis
Direktur Komersial	Memimpin pelaksanaan atas pengadaan program promosi serta bertanggung jawab terhadap seluruh divisi komersial

e. *General Manager*

Secara umum, *General Manager* dapat bertindak sebagai staf direktur. Tugas umum dari *General Manager* yaitu melakukan koordinasi, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Masing-masing *General Manager* memiliki tugasnya sendiri sesuai dengan bidangnya. Tugas *General manager*, dapat dilihat pada Tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Tugas masing-masing general manager

Posisi	Tugas
GM Produksi	Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku serta produksi
GM Keuangan	Mengkoordinasikan kegiatan pembukuan keuangan
GM Pemasaran	Bertanggung jawab terhadap kegiatan penjualan dan pemasaran produk
GM Komersial	Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan tata usaha, personalia dan rumah tangga perusahaan
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia	

f. *Manager*

Manager adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur dan disusun oleh para *General Manager* dari masing-masing bagian. Setiap *Manager* bertanggung jawab terhadap *General Manager* masing-masing sesuai dengan tugasnya. Tugas *Manager* dapat dilihat pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Tugas masing-masing manager

Posisi	Tugas
<i>Manager</i> Produksi	Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi
<i>Manager</i> Perawatan	Bertanggung jawab dalam pengadaan perawatan peralatan proses
<i>Manager</i> Teknisi dan Servis	Bertanggung jawab terhadap penyediaan bahan baku dan menjaga kemurnian bahan baku, serta mengontrol produk yang dihasilkan
<i>Manager</i> Keuangan	Bertanggung jawab atas alur keluar masuknya keuangan perusahaan
<i>Manager</i> Akuntansi	Bertanggung jawab atas kegiatan pembukuan arus keuangan perusahaan

*Lanjutan Tabel 4.4.

<i>Manager Pemasaran</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan perencanaan dan pengembangan pemasaran
<i>Manager Riset Pasar</i>	Bertanggung jawab atas kegiatan riset pasar
<i>Manager Logistik</i>	Bertanggung jawab dalam pengadaan atau penyediaan kebutuhan perusahaan
<i>Manager Komersial</i>	Bertanggung jawab dalam mengembangkan struktur harga dan hubungan dengan klien
<i>Manager Material Warehouse</i>	Bertanggung jawab dalam pendataan barang, pemindahan barang, dan pemeliharaan barang secara preventif.
<i>Manager Sumber Daya Manusia</i>	Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian
<i>Manager Umum</i>	Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat
<i>Manager Kesehatan</i>	Bertanggung jawab dalam pelayanan medis dan kesehatan bagi perusahaan
<i>Manager Internal dan Audit</i>	Bertanggung jawab dalam mengendalikan siklus audit termasuk manajemen risiko dan kontrol atas efektivitas operasional

4.4.4 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Penggolongan Jabatan

Masing-masing jabatan dan struktur organisasi diisi oleh orang-orang dengan spesifikasi pendidikan yang sesuai dengan jabatan dan tanggung jawab. Jenjang pendidikan karyawan yang diperlukan berkisar dari lulusan SMA hingga Sarjana S-2. Penggolongan jabatan berdasarkan jenjang pendidikan dapat dilihat pada Tabel 4.5.

Tabel 4. 5 Penggolongan jabatan

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S-2
Direktur	S-2
<i>General Manager</i>	S-1
<i>Manager</i>	S-1
Dokter	S-2
Perawat	D-3/ D-4/ S-1
Karyawan	D-3/ S-1
Operator	SMK/ D-3/ S-1
Supir	SMA/ Sederajat
<i>Cleaning Service</i>	SMA/ Sederajat
Satpam	SMA/ Sederajat

b. Sistem Gaji Karyawan

Pemberian upah yang akan dibayarkan kepada pekerja direncanakan dan diatur menurut tingkat pendidikan, status pekerjaan, dan tingkat golongan. Upah minimum pekerja yang diperoleh tidak kurang dari upah minimum kota yang diberlakukan oleh pemerintah (Upah Minimum Regional) dan pelaksanaannya sesuai dengan ketentuan yang berlaku pada perusahaan. Tingginya golongan yang disandang seorang karyawan menentukan besarnya gaji pokok yang diterima oleh karyawan tersebut. Karyawan akan mendapatkan kenaikan golongan secara berkala menurut masa kerja, jenjang pendidikan dan prestasi karyawan. Sistem pembagian gaji perusahaan terbagi menjadi tiga (3), antara lain gaji bulanan, gaji harian dan gaji lembur. Berikut rincian gaji dari masing-masing bagian.

Tabel 4. 6 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp. 40.000.000	Rp. 40.000.000
Direktur Produksi	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Keuangan	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Pemasaran	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
Direktur Komersial	1	Rp. 25.000.000	Rp. 25.000.000
GM Produksi	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000
GM Keuangan	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000
GM Pemasaran	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000
GM Komersial	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000
GM Pengembangan Sumber Daya Manusia (SDM)	1	Rp. 20.000.000	Rp. 20.000.000
Manajer Produksi	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Perawatan	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Teknisi dan Servis	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Keuangan	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Akuntansi	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Pemasaran	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Riset Pasar	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Logistik	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Komersial	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer <i>Material</i> <i>Warehouse</i>	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000

*Lanjutan Tabel 4.6

Manajer Sumber Daya Manusia	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Umum	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Kesehatan	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Manajer Internal dan Audit	1	Rp. 16.000.000	Rp. 16.000.000
Karyawan Proses	5	Rp. 9.000.000	Rp. 45.000.000
Karyawan Utilitas	4	Rp. 9.000.000	Rp. 36.000.000
Karyawan Perawatan	6	Rp. 9.000.000	Rp. 54.000.000
Karyawan Teknisi dan Servis	4	Rp. 9.000.000	Rp. 36.000.000
Karyawan Penelitian dan Pengembangan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Laboratorium	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Keuangan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Pemasaran	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Tata Usaha	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Personalia	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Humas	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Keamanan	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Karyawan Unit Pengelola Limbah (UPL)	2	Rp. 9.000.000	Rp. 18.000.000
Operator	18	Rp. 12.000.000	Rp. 216.000.000
Supir	13	Rp. 4.000.000	Rp. 52.000.000
Karyawan Pemadam Kebakaran	4	Rp. 4.000.000	Rp. 16.000.000

*Lanjutan Tabel 4.6

<i>Cleaning Service</i>	12	Rp 3.000.000	Rp. 36.000.000
Dokter	1	Rp. 12.000.000	Rp. 12.000.000
Perawat	3	Rp. 4.000.000	Rp. 12.000.000
Total	114	Rp. 629.000.000	Rp. 1.159.000.000

4.4.5 Status Karyawan

Pada pabrik *Potassium carbonate* ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik dapat dibagi menjadi beberapa golongan antara lain:

- Karyawan tetap, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan yang sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
- Karyawan harian, merupakan karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
- Karyawan Borongan, merupakan karyawan yang digunakan oleh perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.4.6 Jumlah dan Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan 24 jam sehari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan (*Turn Around* atau *Shut Down*). Sedangkan pembagian jam kerja karyawan pada pabrik ini terbagi menjadi dua (2), antara lain karyawan *shift* dan karyawan *non-shift*.

a. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, bagian keamanan, dan bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan, keamanan dan keberlangsungan pabrik. Para karyawan *shift* bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan *shift* dibagi dalam tiga (3) *shift* dengan pengaturan sebagai berikut.

Shift I = 08.00 - 16.00

Shift II = 16.00 - 24.00

Shift III = 24.00 - 08.00

Pembagian regu dan *shift* dapat dilihat pada Tabel.

Tabel 4. 7 Jadwal hari dan jam kerja karyawan *shift*

~	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III
~	Hari ke-														
	16	17	19	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III		
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II

b. Karyawan *non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan *non-shift* antara lain Direktur, *General Manager*, *Manager* serta bagian administrasi. Karyawan *non-shift* ini bekerja dengan rincian sebagai berikut.

Hari = Senin - Kamis

Pukul 08.00 - 12.00 (Jam kerja)

Pukul 12.00 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Jum'at

Pukul 08.00 - 11.30 (Jam kerja)

Pukul 11.30 - 13.00 (Istirahat)

Pukul 13.00 - 16.00 (Jam kerja)

Hari = Sabtu, Minggu dan hari besar libur.

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang berlangsungnya suatu proses dalam suatu pabrik. Dalam perancangan pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3) unit pendukung proses yang dibutuhkan antara lain:

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

Unit ini berfungsi sebagai air proses, air pendingin, air umpan dan air sanitasi untuk air perkantoran dan lingkungan. Proses pendinginan digunakan pada *cooling*.

2. Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Unit ini berfungsi sebagai proses pemanasan pada *heater*, evaporator, dan reboiler.

3. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

Unit ini berfungsi sebagai tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3) ini, sumber air yang digunakan berasal dari anak sungai Citarum yaitu Situ Kamojing dengan beberapa pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada umumnya lebih besar karena dalam air laut tersebut memiliki lebih banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh (bersampingan) dari lokasi pabrik.

Dalam kebutuhannya, air sungai yang digunakan untuk keperluan pabrik antara lain sebagai air proses, air domestik, dan air umpan boiler. Air proses berfungsi untuk mensuplai kebutuhan air selama alat proses berjalan, sehingga tidak akan terjadi pemberhentian selama berlangsungnya proses. Air domestik berfungsi untuk memenuhi keperluan atau kebutuhan domestik yang bertujuan untuk keperluan perkantoran dan lingkungan pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak atau lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain:

a. Penyaringan awal

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar pada proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Penyaringan awal terhadap air sungai dilakukan agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, dan lain sebagainya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Setelah dilakukan proses penyaringan awal kemudian air dialirkan menuju bak pengendap.

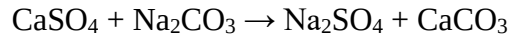
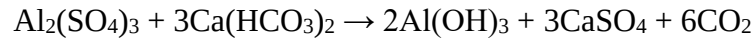
b. Bak pengendap

Bak pengendap bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal.

c. Bak pencampur cepat

Air sungai yang telah melalui bak pengendap awal, kemudian dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

Air hasil proses dari bak pencampur cepat kemudian dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat dengan cara mengendapkan. Air baku yang telah dialirkan ke dalam *clarifier* yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk. Air yang keluar dari *clarifier* melalui bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi untuk dilanjutkan dengan proses *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak penyaring (*Sand filter*)

Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

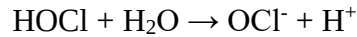
f. Bak air bersih

Air yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan menuju bak air bersih. Di dalam bak air bersih dilakukan penginjeksian dengan klorin (Cl_2) yang berperan sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sedangkan klorin sebagai disinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba,

ganggang dan lain sebagainya yang terkandung di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut.



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut.



g. Tangki deklorinasi

Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air pabrik dan lingkungannya.

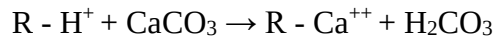
h. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

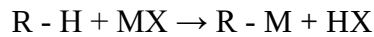
i. Tangki *cation exchanger*

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up boiler* yang selanjutnya air dialirkan menuju ke tangki *cation exchanger*. Air yang dilewatkan pada *cation exchanger* berisi resin positif sehingga ion positif tertukar dengan resin positif.

Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan:

R = Resin dowex

R - H = Resin dowex mengikat kation

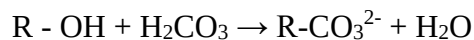
MX = Mineral yang terkandung dalam air.

R - M = Resin dalam kondisi mengikat kation

HX = Asam mineral yang terbentuk setelah air melewati resin kation.

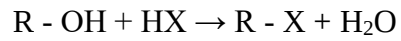
j. Tangki *anion exchanger*

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negatif (anion) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang

lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.

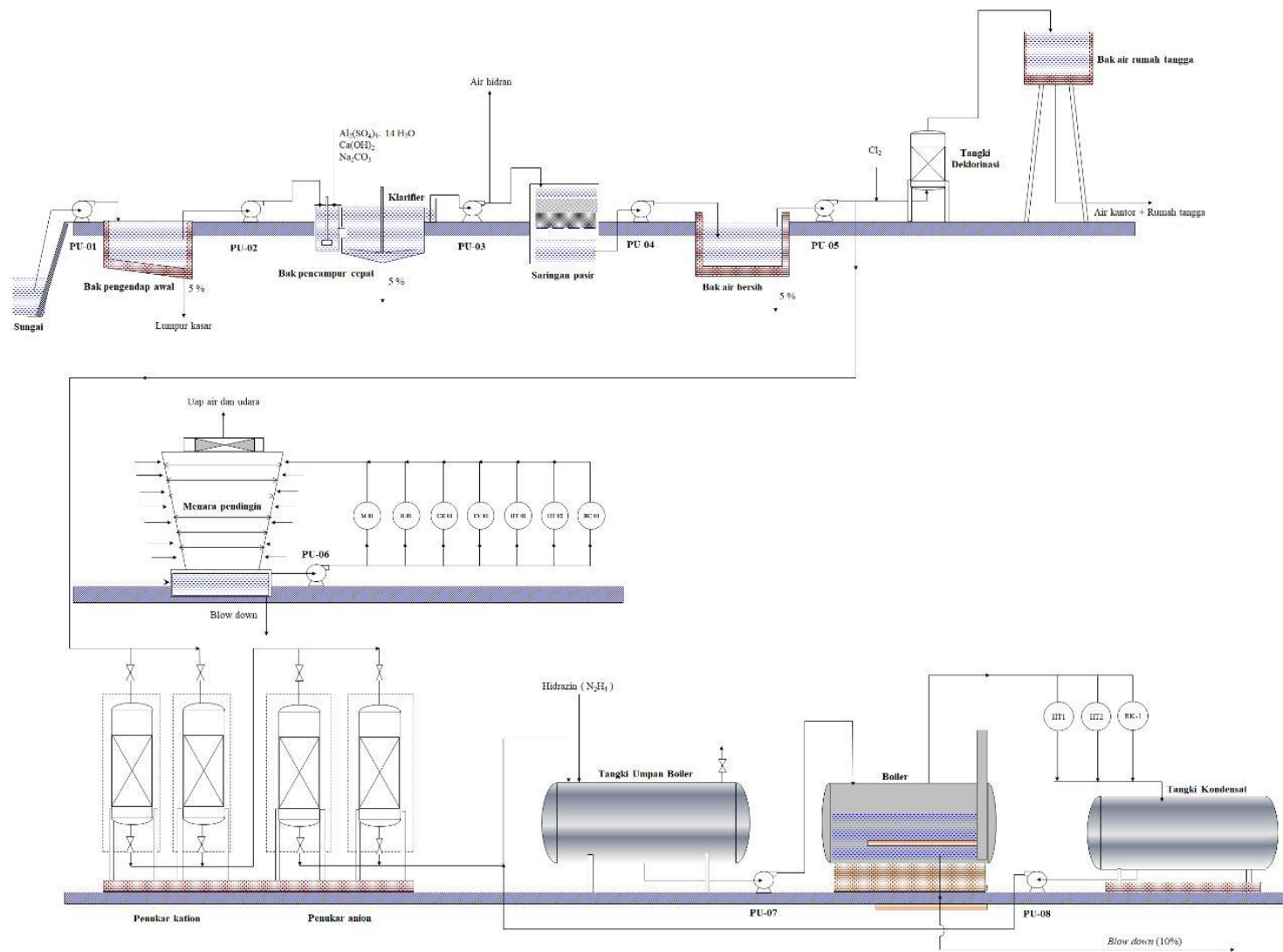


Dengan:

R = Resin dowex

R - OH = Resin dowex mengikat anion

R - X = Resin dalam kondisi mengikat anion



Gambar 5. 1 Diagram alir proses pengolahan air

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik, kebutuhan air terbagi menjadi beberapa media. Antara lain air sebagai media pendingin, air sebagai media *steam*, air untuk kantor, dan air untuk lingkungan.

Tabel 5. 1 Air sebagai media pendingin

Nama alat	Kode	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Reaktor	R-01	Koil pendingin	65,36
Crystallizer	CR-01	Koil pendingin	6,97
Mixer	M-01	Jaket pendingin	83,57
Belt Conveyor	BC-02	Koil pendingin	448,20
Total			604,12

Tabel 5. 2 Air sebagai media pemanas

Nama alat	Kode	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Heater	HT-01	-	0,0046
Heater	HT-02	-	0,0068
Evaporator	EV-01	Heater dari evaporator	82,34
Total			82,35

Selain sebagai media pendingin dan pemanas, kebutuhan air juga diperlukan untuk keperluan domestik (perkantoran) dan lingkungannya.

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk perkantoran dan kebutuhan air karyawan.

a. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang berkisar 100 s/d 200 liter/hari.

Kebutuhan per orang sebanyak = 150 liter/hari

Jumlah karyawan = 114 orang

Dirancang ketersediaan jatah air = 150 orang

Maka, kebutuhan air sebanyak = Jumlah karyawan x Kebutuhan per orang

= 150 orang x (150 liter/hari)

= 22.500 liter/hari

= 22.500 kg/hari

= 937,5000 kg/jam

b. Kebutuhan air untuk lingkungan

Air untuk lingkungan berkisar antara 50 liter/hari s/d 120 liter/hari.

Asumsi kebutuhan air untuk lingkungan meliputi

Dipilih kebutuhan air untuk lingkungan sebanyak 120 liter/hari.

Air untuk lingkungan meliputi kebutuhan hidran, kebutuhan taman dan kebutuhan lain-lain.

Tabel 5. 3 Total kebutuhan air unit utilitas

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air sebagai media pendingin	604,12
Air sebagai media pemanas (<i>steam</i>)	82,35
Air untuk kantor	937,50
Air untuk lingkungan	5,00
Total	1.627,30

5.2 Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Air dari tangki umpan *boiler* diumpankan menuju *boiler* untuk membangkitkan *steam*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 82,3549 kg/jam. *Steam* yang berasal dari *boiler* digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk memanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam tangki kondensat dan diumpankan kembali ke tangki umpan *boiler*.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Kebutuhan listrik pada pabrik *Potassium carbonate* (K_2CO_3) ini diperoleh dari dua (2) sumber, antara lain Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator. Generator berfungsi sebagai tenaga atau sumber cadangan apabila PLN mengalami gangguan. Selain sebagai tenaga cadangan, generator juga dimanfaatkan untuk menggerakkan power yang dinilai penting seperti *boiler*, pompa. Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung kontinyu meskipun PLN mengalami kendala atau gangguan. Keuntungan tenaga listrik dari PLN yaitu biayanya relatif murah. Sedangkan untuk kerugiannya yaitu kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap.

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi:

- a. Kebutuhan *plant* (alat proses dan utilitas) = 221,66 kW
- b. Keperluan lain yang bersangkutan = 500 kW

Maka total kebutuhan listrik sebesar 721,66 kW.

Selain itu juga, jika PLN mengalami kendala, maka dapat menggunakan generator dengan cadangan daya nya sebesar 1.000 kW. Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang dibakar secara kompresi sehingga menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan dikonversi

menjadi daya untuk memutar poros engkol dan dihubungkan dengan generator sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik.

5.4 Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 2 m³/jam.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler, diesel* untuk generator pembangkit listrik dan sebagainya. Bahan bakar menggunakan solar untuk industri dengan kebutuhan sebanyak 2.983,62 liter/jam. Selain itu juga, dibutuhkan bahan bakar untuk kebutuhan pembakaran pada Rotary Kiln (RK-01) sebanyak 469.102,14 kg/jam. Sehingga, dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar sebesar 472.086,18 kg/jam.

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Dalam perancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lama nya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu juga, analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi terdapat beberapa faktor yang ditinjau, antara lain:

- a. *Return On Investment (ROI)*;
- b. *Pay Out Time (POT)*;
- c. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*;
- d. *Break Even Point (BEP)*; dan
- e. *Shut Down Point (SDP)*.

Sebelum dilakukan analisa terhadap kelima faktor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut.

1. Penentuan modal industri (*total capital investment*)

Dalam penentuan modal industri meliputi modal tetap (*fixed capital investment*) dan modal kerja (*working capital investment*).

2. Penentuan biaya produksi total (*total production cost*)

Dalam penentuan biaya produksi total meliputi biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya pengeluaran umum (*general expenses*).

3. Pendapatan modal

Dalam pendapatan modal, untuk mengetahui titik impas diperlukan perkiraan terhadap biaya tetap (*fixed cost*), biaya variabel (*variable cost*) dan biaya mengambang (*regulated cost*).

6.2 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik *Potassium carbonate* beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 300 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2027. Di dalam analisa ekonomi, harga alat maupun harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa maka dilakukan pencarian indeks pada tahun analisa. Harga indeks dapat ditentukan dengan persamaan regresi linier. Berikut adalah indeks harga yang ada dalam teknik kimia.

Tabel 6. 1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun (x)	Index (y)	Tahun ke- (x_1)
1963	102,40	1
1964	103,30	2
1965	104,20	3
1966	107,20	4
1967	109,70	5

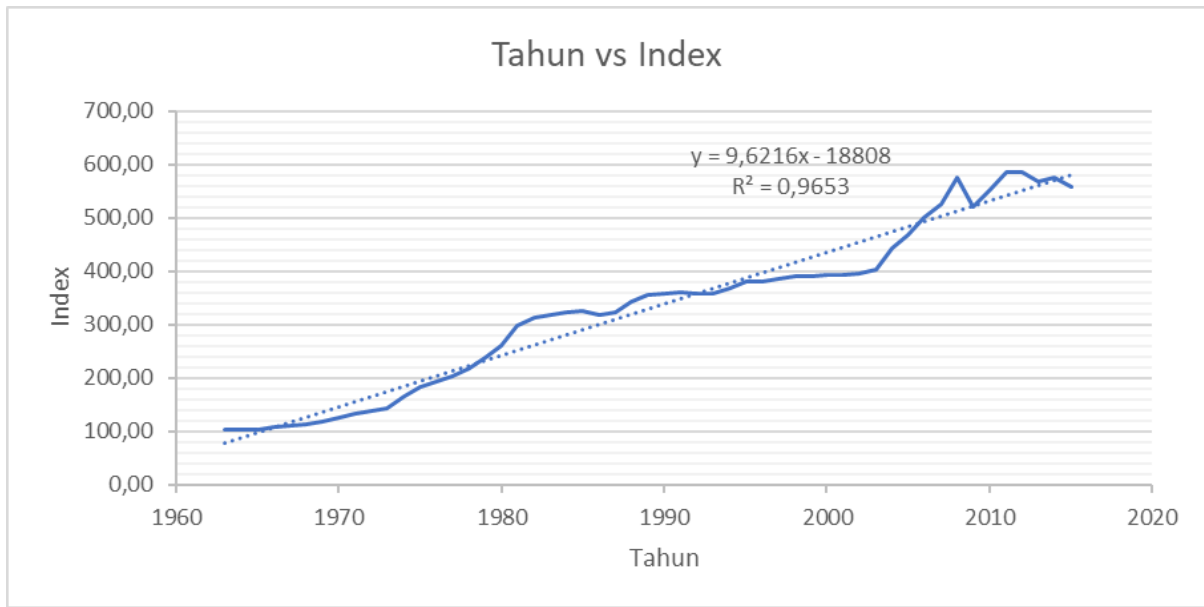
*Lanjutan Tabel 6.1

1968	113,70	6
1969	119,00	7
1970	125,70	8
1971	132,30	9
1972	137,20	10
1973	144,10	11
1974	165,40	12
1975	182,40	13
1976	192,10	14
1977	204,10	15
1978	218,80	16
1979	238,70	17
1980	261,20	18
1981	297,00	19
1982	314,00	20
1983	317,00	21
1984	322,70	22
1985	325,30	23
1986	318,40	24
1987	323,80	25
1988	342,50	26
1989	355,40	27
1990	357,60	28
1991	361,30	29
1992	358,20	30

*Lanjutan Tabel 6.1

1993	359,20	31
1994	368,10	32
1995	381,10	33
1996	381,70	34
1997	386,50	35
1998	389,50	36
1999	390,60	37
2000	394,10	38
2001	394,30	39
2002	395,60	40
2003	402,00	41
2004	444,20	42
2005	468,20	43
2006	499,60	44
2007	525,40	45
2008	575,40	46
2009	521,40	47
2010	550,80	48
2011	585,70	49
2012	584,60	50
2013	567,30	51
2014	576,10	52
2015	556,80	53

Sumber: www.chemengonline.com



Gambar 6. 1 Grafik regresi linear index

Berdasarkan data index, diperoleh persamaan regresi linear yaitu $y = 9,6216 x - 18808$. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga index pada tahun perancangan, sehingga index pada tahun 2027 sebesar = 694,983. Harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan dengan referensi (Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut.

$$E_x = E_y \cdot \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana:

E_x : Harga tahun pembelian

E_y : Harga tahun referensi

N_x : Index harga pada tahun pembelian

N_y : Index harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui index pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada Tabel 6.2 dan Tabel 6.3.

Tabel 6. 2 Harga alat proses pada tahun evaluasi

Kode Alat Proses	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
S-01	1	576,10	694,98	\$ 1.600	\$ 1.930
S-02	1	576,10	694,98	\$ 200	\$ 241
T-01	1	576,10	694,98	\$ 2.400	\$ 2.895
T-02	1	576,10	694,98	\$ 17.200	\$ 20.749
M-01	1	576,10	694,98	\$ 20.700	\$ 24.971
R-01	1	576,10	694,98	\$109.100	\$ 131.613
EV-01	1	576,10	694,98	\$ 182.000	\$ 219.557
CR-01	1	576,10	694,98	\$ 35.200	\$ 42.463
CF-01	1	576,10	694,98	\$ 87.300	\$ 105.315
RK-01	1	576,10	694,98	\$ 2.091.900	\$ 2.523.581
CL-01	1	576,10	694,98	\$ 9.500	\$ 11.460
HT-01	1	576,10	694,98	\$ 9.500	\$ 11.460
P-01	1	576,10	694,98	\$ 59.200	\$ 71.416
P-02	1	576,10	694,98	\$ 86.200	\$ 103.988
P-03	1	576,10	694,98	\$ 70.100	\$ 84.565
P-04	1	576,10	694,98	\$ 70.100	\$ 84.565
P-05	1	576,10	694,98	\$ 48.400	\$ 58.387
P-06	1	576,10	694,98	\$ 59.300	\$ 71.537
P-07	1	576,10	694,98	\$ 59.300	\$ 71.537
BL-01	1	576,10	694,98	\$ 700	\$ 844

*Lanjutan Tabel 6.2.

EXV-01	1	576,10	694,98	\$ 192	\$231
EXV-02	1	576,10	694,98	\$ 192	\$231
BC-01	1	576,10	694,98	\$ 8.300	\$ 10.012
BC-02	1	576,10	694,98	\$ 24.100	\$ 29.073
SC-01	1	576,10	694,98	\$ 7.200	\$ 8.685
SC-02	1	576,10	694,98	\$ 7.200	\$ 8.685
BE-01	1	576,10	694,98	\$ 17.200	\$ 20.749
Total				\$ 3.084.284	\$ 3.720.752

Tabel 6. 3 Harga alat utilitas pada tahun evaluasi

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
FU-01	1	576,10	694,98	\$ 5.900	\$ 7.117
BU-01	1	576,10	694,98	\$ 1.300	\$1.568
BU-02	1	576,10	694,98	\$ 6.700	\$ 8.082
CT-01	1	576,10	694,98	\$ 6.700	\$ 8.082
BLU-01	1	576,10	694,98	\$ 143	\$ 172
TU-01	1	576,10	694,98	\$ 67.800	\$ 81.791
TU-02	1	576,10	694,98	\$ 216.300	\$ 260.935
TU-03	1	576,10	694,98	\$ 3.600	\$ 4.342
TU-04	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
TU-05	1	576,10	694,98	\$ 4.500	\$ 5.428
TU-06	1	576,10	694,98	\$ 14.600	\$ 17.612
DE-01	1	576,10	694,98	\$ 1.300	\$ 1.568
PU-01	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406

*Lanjutan Tabel 6.3

PU-02	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
PU-03	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
PU-04	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
PU-05	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
PU-06	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
PU-07	1	576,10	694,98	\$ 13.600	\$ 16.406
RB-01	1	576,10	694,98	\$ 3.300	\$ 3.980
C-01	1	576,10	694,98	\$ 6.900	\$ 8.323
Total				\$ 434.243	\$ 540.259

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas produk K_2CO_3 = 9.205 ton/tahun

Satu tahun operasi = 300 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pabrik didirikan = 2027

Kurs rupiah tahun 2022 = 1US\$ = Rp. 14.919,-

6.4 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

6.4.1 *Capital Investment*

Capital investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital investment* terdiri dari beberapa biaya, antara lain:

a. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment (FCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas yang ada dalam pabrik.

b. *Working Capital Investment*

Working Capital Investment (WCI) merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.4.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries dan Newton pada tabel 23, *Manufacturing Cost* meliputi:

a. *Direct Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Cost*, merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

6.4.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi beberapa pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

6.5 Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan antara lain:

6.5.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment atau biasa disingkat dengan ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau *annual sales* (Sa) dan total *manufacturing cost*. Keuntungan akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Keuntungan akan berkontribusi terhadap *cash flow* dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%.

6.5.2 *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time atau bisa disingkat dengan POT merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh (Aries, Newton. 1954). Pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dapat menggunakan persamaan berikut.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas, dengan besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% hingga 60%. Untuk menghitung nilai BEP, dapat menggunakan persamaan berikut.

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

Dimana:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi minimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi minimum

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup (Peters & Timmerhaus. 2003). Nilai SDP menjadi suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi pada suatu pabrik. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Nilai SDP pada umumnya berkisar antara 20% hingga 30%. Untuk menghitung SDP dapat menggunakan persamaan berikut.

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

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah *interest rate* yang diperoleh saat seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCF (i) dapat dihitung dengan metode *Present Value Analysis* dan *Future Value Analysis* (Peter & Timmerhaus. 2003).

Present Value Analysis:

$$(FC + WC) = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C}{(1+i)^n} + \frac{WC}{(1+i)^n} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

Future Value Analysis:

$$(FC + WC)(1+i)^n = (WC + SV) + [(1+i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan *trial solution*, diperoleh nilai $i = \%$.

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik *Potassium carbonate* ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan ditunjukkan pada Tabel 6.4 sampai dengan Tabel 6.15.

Tabel 6. 4 *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment Cost</i>	\$ 4.261.011	Rp. 63.570.035.750
<i>Delivered Equipment Cost</i>	\$ 1.065.252	Rp. 15.892.508.937
<i>Installation Cost</i>	\$ 2.189.829	Rp. 32.670.061.283
<i>Piping Cost</i>	\$ 1.701.586	Rp. 25.385.968.765
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 1.345.352	Rp. 20.071.313.083
<i>Insulation Cost</i>	\$ 396.755	Rp. 5.919.188.158

*Lanjutan dari tabel 6.4

<i>Electrical Cost</i>	\$ 426.101	Rp. 6.357.003.575
<i>Building Cost</i>	\$ 3.634.559	Rp. 54.224.000.000
<i>Land and Yard Improvement</i>	\$ 2.397.613	Rp. 35.770.000.000
Total	\$ 17.418.062	Rp. 2259.860.079.555

Tabel 6. 5 *Direct Plant Cost (DPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and Construction</i>	\$ 3.483.612	Rp. 51.972.015.911
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	\$ 17.418.062	Rp. 259.860.079.555
Total	\$ 21.230.149	Rp. 316.732.603.747

Tabel 6. 6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	\$ 20.901.675	Rp. 311.832.095.466
<i>Contractor's fee</i>	\$ 836.067	Rp. 12.473.283.818
<i>Contingency</i>	\$ 2.090.167	Rp. 31.183.209.546
Total	\$ 23.827.909	Rp. 355.488.588.831

Tabel 6. 7 *Working Capital Investment (WCI)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Inventory</i>	\$ 11.130	Rp. 166.048.929
<i>In Process Inventory</i>	\$ 14.589	Rp. 217.654.156
<i>Product Inventory</i>	\$ 875.343	Rp. 13.059.249.395
<i>Extended Credit</i>	\$ 1.380.750	Rp. 20.599.409.250
<i>Available Cash</i>	\$ 875.343	Rp. 13.059.249.395

*Lanjutan dari tabel 6.7

<i>Working Capital Investment</i>	\$ 3.157.156	Rp. 47.101.611.127
<i>Fixed Capital Investment (FCI) + Working Capital Investment (WCI)</i>	\$ 26.985.066	Rp. 402.590.199.958

Tabel 6. 8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$ 477.001	Rp. 7.116.382.695
<i>Labor</i>	\$ 932.234	Rp. 13.908.000.000
<i>Supervision Cost</i>	\$ 139.835	Rp. 2.086.200.000
<i>Maintenance Cost</i>	\$ 2.382.791	Rp. 35.548.858.883
<i>Plant Supplies Cost</i>	\$ 357.418	Rp. 5.332.328.832
<i>Royalty and Patents Cost</i>	\$ 690.375	Rp. 10.299.704.625
<i>Utilities</i>	\$ 1.438	Rp. 21.456.352
Total	\$ 4.981.093	Rp. 74.312.930.447

Tabel 6. 9 . *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 139.835	Rp. 2.086.200.000
<i>Laboratory Cost</i>	\$ 93.223	Rp. 1.390.800.000
<i>Plant Overhead Cost</i>	\$ 466.117	Rp. 6.954.000.000
<i>Shipping and Packaging</i>	\$ 690.375	Rp. 10.299.704.625
Total	\$ 1.389.550	Rp. 20.730.704.625

Tabel 6. 10 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 1.906.232	Rp. 28.439.087.106
<i>Property Taxes</i>	\$ 238.279	Rp. 3.554.885.888
<i>Insurance Cost</i>	\$ 238.279	Rp. 3.554.885.888
<i>Manufacturing Cost</i>	\$ 8.753.434	Rp. 130.592.493.955
Total	\$ 11.136.225	Rp. 166.141.352.838

Tabel 6. 11 *General Expense (GE)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$ 262.603	Rp. 3.917.774.818
<i>Sales Expense</i>	\$ 437.671	Rp. 6.529.624.697
<i>Research</i>	\$ 306.370	Rp. 4.570.737.288
<i>Finance</i>	\$ 539.701	Rp. 8.051.803.999
<i>General Expense (GE)</i>	\$ 1.546.346	Rp. 23.069.940.804
<i>Manufacturing Cost (MC) + General Expense (GE)</i>	\$ 10.299.781	Rp. 153.662.434.759

Tabel 6. 12 Analisa keuntungan

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total Penjualan	\$ 13.807.500	Rp. 205.994.092.500
Total Produksi	\$ 10.299.781	Rp. 153.662.434.759
Total Keuntungan	\$ 3.507.718	Rp. 52.331.657.740
Keuntungan setelah pajak dikurangi dengan pajak 20%	\$ 2.736.020	Rp. 40.818.693.037

6.7 Hasil Analisa Kelayakan

6.7.1 *Return on Investment (ROI)*

Dari hasil analisa, diperoleh nilai ROI antara lain sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 14,72 %

ROI setelah pajak = 11,48 %

6.7.2 *Pay Out Time (POT)*

Dari hasil analisa, diperoleh nilai POT antara lain sebagai berikut:

POT sebelum pajak = 4,40 tahun

POT setelah pajak = 5,13 tahun

6.7.3 *Break Even Point (BEP)*

Tabel 6. 13 *Annual Fixed Cost (Fa)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 1.906.232	Rp. 28.439.087.106
<i>Property Taxes</i>	\$ 238.279	Rp. 3.554.885.888
<i>Insurance</i>	\$ 238.279	Rp. 3.554.885.888
Total	\$ 2.382.791	Rp. 35.548.858.883

Tabel 6. 14 *Annual Regulated Cost (Ra)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	\$ 932.234	Rp. 13.908.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 139.835	Rp. 2.086.200.000
<i>Supervision Cost</i>	\$ 139.835	Rp. 2.086.200.000
<i>Plant Overhead</i>	\$ 466.117	Rp. 6.954.000.000
<i>Laboratorium Cost</i>	\$ 93.223	Rp. 1.390.800.000
<i>General Expense (GE)</i>	\$ 1.546.346	Rp. 23.069.940.804

Lanjutan dari tabel 6.14

Maintenance Cost	\$ 357.418	Rp. 5.332.328.832
Plant Supplies	\$ 357.418	Rp. 5.332.328.832
Total	\$ 4.032.428	Rp. 60.159.798.469

Tabel 6. 15 *Annual Variable Cost (Va)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material Cost</i>	\$ 477.001	Rp. 7.116.382.695
<i>Royalties and Patent</i>	\$ 690.375	Rp. 10.299.704.625
<i>Utilities Cost</i>	\$ 540.259	Rp. 8.060.127.940
<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 690.375	Rp. 10.299.704.625
Total	\$ 2.398.010	Rp. 35.775.919.885

Total penjualan yang diperoleh sebesar = \$ 13.807.500

= Rp. 205.994.092.500

Maka diperoleh untuk BEP sebesar:

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= 41,84 \% \end{aligned}$$

6.7.4 *Shut Down Point (SDP)*

Dari hasil analisa, diperoleh nilai SDP sebesar:

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= 14,09 \% \end{aligned}$$

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik (n) = 10 tahun

FCI = \$ 23.827.909
= Rp. 355.488.588.831

Working Capital = \$ 3.157.156
= Rp. 47.101.611.127

Salvage Value = \$ 1.906.232
= Rp. 28.439.087.106

Cash Flow = Annual profit + Depreciation + Finance
= \$ 5.181.954
= Rp. 77.309.584.143

Maka, untuk memperoleh nilai DCFR dapat menggunakan persamaan berikut.

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan R = S, maka hasil dari *trial and error* diperoleh nilai i = 9,22 %

6.8 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki resiko yang rendah (*low risk*) atau resiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter untuk menentukan pabrik *Potassium carbonate* yang akan berdiri. Parameter yang dilihat antara lain:

1. Kondisi Operasi

Proses operasi yang digunakan yaitu dengan *Hydroxide Process*. Proses tersebut dijalankan pada tekanan 1 atm untuk keseluruhan alat proses, dan memiliki variasi suhu

operasi yang dijalankan. Suhu tertinggi terdapat pada alat Rotary Kiln (RK-01) yang beroperasi hingga suhu 500°C.

2. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

a. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu *Potassium hydroxide* (KOH) yaitu senyawa yang memiliki tingkat bahaya serius, seperti cairan mudah terbakar, dapat menyebabkan iritasi pada kulit dan mata, serta dapat menyebabkan rasa kantuk dan pusing. Namun, senyawa KOH memiliki tingkat kemurnian yang cukup tinggi (berkisar 95%-100%), sehingga dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan K_2CO_3 yang baik.

b. Produk

Produk yang dihasilkan merupakan *Potassium carbonate* (K_2CO_3) yaitu senyawa yang memiliki beberapa bahaya atau resiko, seperti dapat menyebabkan iritasi kulit, menyebabkan iritasi yang serius pada mata, serta dapat menyebabkan iritasi pada saluran pernafasan.

3. Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu *Potassium hydroxide* (KOH) yang diperoleh dari PT Graha Jaya Pratama Kinerja serta bisa juga melakukan impor dari perusahaan Taixing Xiangyun Chemical.co, ltd, Tiongkok. Untuk memperoleh bahan baku tersebut secara keseluruhan dapat terjangkau karena memiliki akses moda transportasi atau mobilitas sangat tepat dengan lokasi rencana pabrik, serta gas *Carbon dioxide* (CO_2) yang diperoleh dari PLTU Sumuradem Indramayu yang berlokasi di sebelah perkiraan lokasi pendirian pabrik ini dengan memanfaatkan *flue gas* hasil pembakaran batubara.

Berdasarkan penjabaran dari beberapa poin di atas yaitu dari sisi segi kondisi operasi, sifat/karakteristik bahan baku serta produk, dan sumber bahan baku, pabrik ini tergolong memiliki resiko yang tinggi.

6.9 Analisa Kelayakan

Untuk analisa kelayakan, dapat di singgung dari analisa resiko yaitu pabrik tergolong dalam resiko tinggi dan berikut adalah hasil dari analisa kelayakan yang telah diperhitungkan. Berdasarkan Tabel 6.16, analisa kelayakan ekonomi pada pabrik *Potassium carbonate* memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Dari hasil analisis ekonomi pabrik tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik yang akan berdiri termasuk ke dalam pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*).

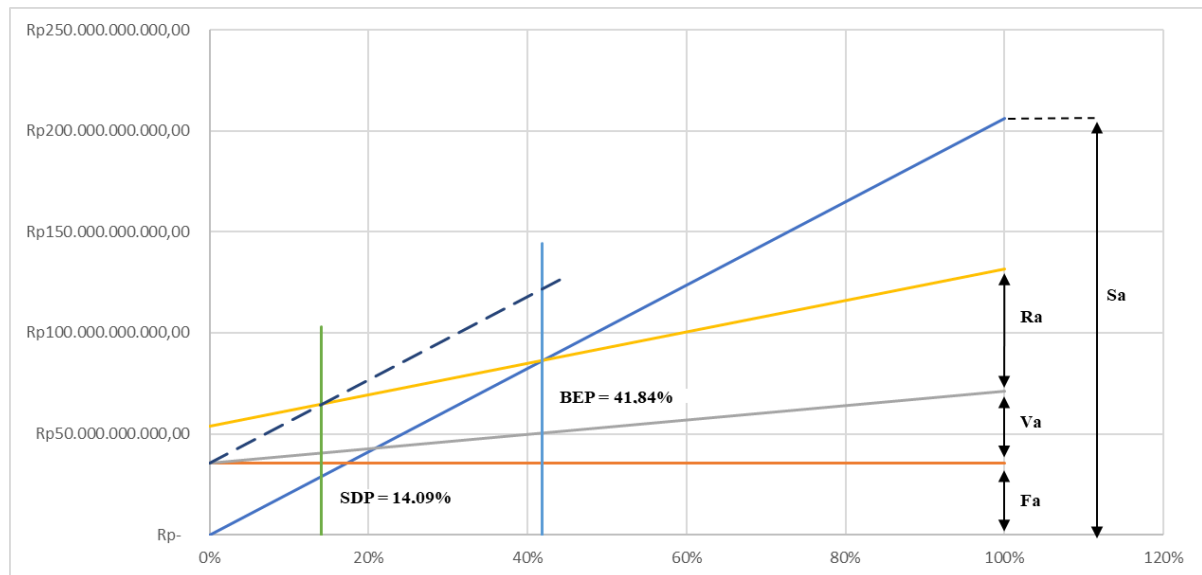
Tabel 6. 16 Analisa kelayakan

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	14,72 %	Dari Aries dan Newton, pabrik <i>industrial chemical</i> dengan resiko tinggi dikatakan layak jika minimal ROI sebelum pajak sebesar 44%. Jadi dapat disimpulkan bahwa ROI pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
POT sebelum pajak	4,40 tahun	Dan juga dikutip dari buku Aries dan Newton, untuk pabrik <i>Industrial chemicals</i> memiliki nilai maksimal 2 tahun untuk <i>high risk</i> . Jadi dapat disimpulkan bahwa POT pabrik ini masih belum memenuhi persyaratan untuk disebut layak
BEP	41,84 %	Menurut Aries dan Newton, nilai BEP di-rentang angka dari 40% hingga 60%. nilai tersebut sudah memenuhi persyaratan untuk disebut layak.

*) Lanjutan dari Tabel 6.16 Analisa kelayakan

SDP	14,09 %	Nilai SDP dari hasil perhitungan sudah memenuhi. Sudah diantara 20% - 30%.
DCFR	9,22 %	Diketahui suku bunga bank sebesar 5,50%. Dari perhitungan didapatkan suku bunga bank minimum sebesar 8,25%. Sehingga, perhitungan DCF yang telah didapatkan diatas nilai minimum.

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian pabrik *Potassium carbonate* dari *Potassium hydroxide* dan *Carbon dioxide* dapat dipahami melalui grafik *Break Even Point* berikut.



Gambar 6. 2 Grafik analisa ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Alasan pendirian pabrik *Potassium carbonate* dari *Potassium hydroxide* dan *Carbon dioxide* dengan kapasitas 9.205 ton/tahun adalah kebutuhan bahan kimia *potassium carbonate* yang makin naik tiap tahunnya dan masih belum di produksi di dalam negeri, dengan begitu dapat mengurangi ketergantungan impor *potassium carbonate*. Disisi lain juga untuk meningkatkan pemasukan negara dengan melakukan produksi & mengimpornya.
2. Pabrik *Potassium carbonate* dari *Potassium hydroxide* dan *Carbon dioxide* dengan kapasitas 9.205 ton/tahun membutuhkan bahan baku berupa KOH dengan jumlah sebesar 880,35 kg/jam dan CO₂ sebesar 704,28 kg/jam serta air (H₂O) sebagai media pelarut dengan jumlah sebesar 616,24 kg/jam.
3. Pabrik *potassium carbonate* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 300 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat dengan luas tanah 14.308 m² dan luas bangunan 13.556 m² yang jumlah karyawannya sebanyak 114 orang.
4. Berdasarkan perhitungan utilitas yang dilakukan terhadap kebutuhan air, listrik dan *steam* didapat bahwa kebutuhan air pabrik secara keseluruhan sebesar 1.627,30 kg/jam yang terbagi sesuai dengan kebutuhan pabrik, meliputi :
 - a. Kebutuhan media pendingin sebesar 604,12 kg/jam,
 - b. Kebutuhan media *steam* sebesar 82,35 kg/jam,
 - c. Kebutuhan lingkungan kantor sebesar 940,83 kg/jam.

- d. Kebutuhan listrik total untuk alat-alat proses dan keperluan lainnya sebesar 721,66 kW.
 - e. Kebutuhan untuk bahan bakar sebesar 2.984,03 liter/jam.
5. Ditinjau dari proses produksi, sifat bahan baku, kondisi operasi dan evaluasi ekonomi, maka pabrik *potassium carbonate* dari *potassium hydroxide* dan *carbon dioxide* tergolong pada pabrik dengan resiko yang tinggi (*high risk*).
6. Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh hasil sebagai berikut :
- a. Keuntungan pabrik sebelum pajak Sebesar Rp 52.331.657.740 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp 40.818.693.037 per tahun.
 - b. *Return Of Investment (ROI)* sebelum pajak adalah sebesar 14,72% dan setelah pajak sebesar 11,48%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi minimum 44%.
 - c. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 4,40 tahun dan POT setelah pajak selama 5,13 tahun.
 - d. *Break Even Point (BEP)* pada pabrik *potassium carbonate* sebesar 41,84%. Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP dari pabrik kimia antara 40% sampai 60%.
 - e. *Shut Down Point (SDP)* untuk nilai SDP didapatkan sebesar 14,09%.
 - f. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)* pada pabrik *potassium carbonate* sebesar 9,22%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sebesar 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

7.2 Saran

Pra rancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia, antara lain sebagai berikut.

1. Optimasi pemilihan alat proses atau alat penunjang serta bahan baku perlu diperhatikan agar memperoleh keuntungan yang lebih optimal.

2. Perancangan pabrik kimia tentunya perlu memperhatikan produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produksi *Potassium carbonate* jika direalisasikan maka dapat memenuhi kebutuhan di masa mendatang sehingga dapat mengurangi angka ketergantungan pada impor yang berlaku.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.s., and Newton, R.D. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw Hill Book Co., New York.
- Brownell, L.E and Young, E.H. 1983. *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Christie J. Geankoplis. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. ISBN 0-13-045253-X.
- G. Kreysa, M. Schutze (eds). 2007. *Corrosion Handbook 2nd edition*. DECHEMA/Wiley-VCH, Weinheim.
- Hendriyana, Gatot Trilaksono, dkk. 2021. Hidrodinamika Reaktor Komlom Gelembung dengan dan Tanpa Isian Unggun Pada Proses Penyerapan Gas CO₂ Oleh Larutan NaOH. *Fluida*. 14 (1):8-15.
- Kern, D.Q. 1985. *Process Heat Transfer*. McGraw Hill Book Co. Ltd. New York.
- Kirk Othmer. 1988. *Encyclopedia of Chemical Technology vol 01 of 27*.
- M. B. Freilich, R. L. Petersen. *Potassium Compounds - Encyclopedia of Chemical Technology 5th Edition*. Online DOI: 10.1002/0471238961.1615200106180509.a01.pub2.
- Patent. 1973. *Process for the Preparation of Potassium Carbonate Hydrate*. US 3.773.902.
- Patent. 2009. *Porous Potassium Carbonate Having Special Pore Structure and Method for its Production*. US 7.514.060 B2.
- Rase. 1957. *Project Engineering of Process Plants*. New York.
- Sang-Wook Park, Deok-Ho Sung, etc. *Carbonation Kinetics of Potassium carbonate by Carbon dioxide*.

- Setiadi, Nita Tania H., dkk. 2008. Studi Absorpsi CO₂ Menggunakan Kolom Gelembung Berpancaran Jet (Jet Bubble Column). *Makara* . 12 (1): 31-37
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. 2006. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 7th ed.* New York: McGraw Hill Book Company.
- The Chemical Engineering Plant Cost Index. <https://www.chemengonline.com/>. Diakses pada 02 Mei 2023.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- Walas, Stanley M. 1988. *Chemical Process Equipment*. Department of Chemical.
- WageIndicator Foundation. 2023. *Berbagi dan Bandingkan Gaji Ketenagakerjaan Jawa Barat*. Diakses pada 02 Mei 2023.
- Yaws, C. L. 1999. *Handbook - Chemical Properties*.

LAMPIRAN A

Fungsi : Mereaksikan larutan *Potassium hydroxide* (KOH) dengan *Carbondioxide* (CO₂) untuk menghasilkan *Potassium carbonate* (K₂CO₃)

Tipe Reaktor : Reaktor Gelembung (*Bubble Column Reactor*)

Kondisi Operasi : Tekanan : 1,57 atm

Suhu : 50°C

Konversi : 96%

Reaksi yang terjadi : $2\text{KOH} + \text{CO}_2 \rightarrow \text{K}_2\text{CO}_3 + \text{H}_2\text{O}$ (*Ullmann's, Potassium Compounds*)

Langkah Perancangan:

A. Dasar Pemilihan Jenis Reaktor

Alasan memilih jenis Reaktor tersebut antara lain:

1. Reaktor gelembung sangat cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif lebih sedikit dari cairan yang jumlahnya besar.
2. Aliran gas dianggap *plug flow* tetapi cairan dapat teraduk dengan sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor konstan (tetap).
3. Biaya perawatan relatif lebih murah dan pengoperasiannya lebih mudah.

(*Perry's, 23-49. 1999*)

B. Menentukan Konstruksi Reaktor

Dipilih bahan konstruksi *Carbon steel SA-283 grade C*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Segi kekuatan, mampu menahan tekanan dan beban yang tinggi. Selain itu juga tahan terhadap korosi
2. Harga relatif lebih murah dan lebih terjangkau

3. Ketersediaan yang meluas, sehingga mudah untuk menemukannya.
4. Kemampuan las atau efisiensi pengelasan cenderung mudah sehingga memungkinkan pemasangan dan perbaikan yang cepat dan efisien.
5. Termasuk ke dalam standar industri, seperti ASTM, API, ASME dan standar lainnya yang memastikan kualitas serta keamanan.

C. Komposisi Umpan Masuk ke dalam Reaktor

1. Reaksi Stoikiometri

Konversi : 96%



Mula-mula : 15,68 16,00

Beraksi : 15,06 7,53 7,53 7,53

Sisa : 0,62 8,47 7,53 7,53

2. Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Input		Output	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
KOH	56	15,68	878,59	0,62	35,14
K ₂ CO ₃	138	0,01	1,76	7,54	1.041,01
H ₂ O	18	34,23	616,24	41,76	751,80
CO ₂	44	16,00	704,28	8,47	372,92
Total		65,94	2.200,89	58,41	2.200,89

3. Menghitung Densitas Komponen

Untuk menghitung densitas, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{C}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc	Tmin	Tmax
KOH	0,308	0,1540	0,2857	2.605,86	679,00	1.500,00
K ₂ CO ₃	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	273,16	647,13
CO ₂	0,4368	0,2610	0,2903	304,19	216,58	304,19

(Yaws, 1999)

Sehingga diperoleh densitas dari masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

$$\text{KOH} = 0,49$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,41$$

$$\text{CO}_2 = 0,42$$

4. Menghitung Viskositas Komponen

Untuk menghitung viskositas, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\log_{10} n_{\eta} = A + B/T + C.T + D.T^2 \text{ (Viskositas Cairan)}$$

$$n_{\text{gas}} = A + B.T + C.T^2 \text{ (Viskositas Gas)}$$

Komponen	A	B	C	D	Tmin	Tmax	n_{η} 25°C	n_{η} Tmax
KOH	-0,0007	7,89E+02	-1,39E-03	2,83E-07	679	973	---	0,528
K ₂ CO ₃	-	-	-	-	-	-	-	-
H ₂ O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	273	643	0,911	0,056
CO ₂ (l)	-17,9151	1,46E+03	7,31E-02	-1,12E-04	219	304	0,064	0,055
CO ₂ (g)	11,336	4,99E-01	-1,09E-04	-	195	1500	150,50	515,40

(Yaws, 1999)

Maka nilai viskositas cairan dari masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

$$\text{KOH} = 2,02$$

$$\text{H}_2\text{O} = -0,25$$

$$\text{CO}_2 (\text{l}) = -1,48$$

$$\text{CO}_2 (\text{g}) = 161,14$$

5. Menghitung Laju Alir Volumetrik (F_c)

Setelah menghitung densitas dan viskositas dari masing-masing komponen, maka dapat dilakukan untuk menghitung kecepatan volumetris dengan persamaan sebagai berikut:

$$F_c = \frac{\text{Massa cairan}}{\rho c}$$

Komponen	Jumlah Massa	Density (kg/m ³)	Fc (m ³ /jam)
KOH _(aq)	878,59	0,49	1.785,40
K ₂ CO _{3(aq)}	1,76	-	-
H ₂ O _(aq)	616,24	0,41	1.475,34
CO ₂	704,28	0,42	1.651,70
Total	2.200,89		4.912,44

6. Menghitung Laju Reaksi atau Laju Transfer Massa (R_A)

Pada prinsipnya, persamaan laju reaksi kinetik untuk sistem reaktif dapat dilihat pada persamaan berikut.



Dengan menggunakan persamaan pendekatan kinetika, maka didapatkan persamaan baru untuk menghitung laju reaksi yang dapat dilihat pada persamaan berikut.

$$\ln C_0 = \frac{\ln\{k_{obs} \cdot (1 - m)\}}{(1 - m)} + \frac{1}{(1 - m)} \ln t_f$$

Dimana :

k_{obs} : Konstanta pseudo-first-order reaction (min^{-1}) = $1,05 \times 10^{-47} \text{ min}^{-1}$

C_0 : Konsentrasi A, B pada saat awal

m : Ordo reaksi terhadap KOH ($m = 1$) (Pohorecky, 1988)

n : Ordo reaksi terhadap CO_2 ($n = 1$) (Pohorecky, 1988)

t_f : Waktu yang dibutuhkan kadar KOH habis bereaksi = 0,0015 detik

$\ln C_0$: $-1,6 \times 10^2$

Sehingga dari persamaan tersebut dapat dihitung laju reaksi yang terjadi dengan persamaan berikut.

$$-r_A = k [C_A]^m [C_B]^n$$

$$-r_A = (1,6 \times 10^2)(0,5882)^1(1,0000)^1$$

$$-r_A = 93,9765 \frac{\text{gmol}}{\frac{\text{L}}{\text{det}}}$$

D. Menghitung Difusivitas *Carbon dioxide* (CO_2) terlarut dalam cairan

Menurut Coulson 1983, untuk menghitung difusivitas dapat menggunakan persamaan berikut:

$$DBL = \frac{117,3 \times 10^{-18} (\phi \times BMc)^{\frac{1}{2}} \times T}{\mu_L \times V_B^{0,6}}$$

dimana:

DBL = Difusivitas CO_2 dalam pelarut (m^2/s)

ϕ = Faktor disosiasi pelarut (2,26)

BMc = Berat molekul campuran (gr/mol)

T = Suhu operasi reaktor ($^{\circ}\text{K}$)

μ = Viskositas cairan (kg/m.s)

V_B = Volume molal CO_2 pada titik didihnya (m^3/kmol) = 0,034

Sehingga diperoleh difusivitas CO_2 sebesar:

$$\begin{aligned} \text{DBL} &= \frac{117,3 \times 10^{-18} (2,26 \times 256)^{\frac{1}{2}} \times 323}{11,5849 \times 0,034^{0,6}} \\ &= 7,19\text{E-}12 \text{ m}^2/\text{s} \\ &= 2,59\text{E-}08 \text{ m}^2/\text{jam} \end{aligned}$$

E. Koefisien Transfer Massa CO_2 di Fase Cair

Untuk merancang *perforated plate* dilakukan perhitungan koefisien transfer massa terlebih dahulu. Pada permasalahan kali ini yaitu menghitung koefisien transfer massa CO_2 di fase cair, dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} K_{BL} &= 0,42 \times \left(\frac{g \times \mu c}{\rho c} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\text{DBL} \times \rho c}{\mu c} \right)^{\frac{1}{2}} \\ &= 1,77\text{E-}07 \text{ m/s} \\ &= 6,39\text{E-}05 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

F. Menentukan Bilangan Hatta (MH)

Bilangan Hatta (MH) bertujuan untuk mengetahui siapa yang mengontrol reaksi kimia yang terjadi. Untuk mencari nilai dari Bilangan Hatta, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} M_H^2 &= \frac{K_r \times C_{AO} \times \text{DBL}}{K_{BL}^2} \\ &= \frac{(0,0016) \times (0,4)(2,5902\text{E-}08)}{6,3969\text{E-}05^2} \end{aligned}$$

$$= 0,0040$$

Diperoleh nilai $M_H < 0,02$ sehingga reaksi kimia lebih mengontrol dibandingkan transfer massa.

G. Perancangan *Perforated Plate*

Digunakan *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch* dengan pertimbangan:

- Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan *square pitch*
- Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin

Untuk mendapatkan konstruksi reaktor yang tepat, diperlukan perhitungan beberapa komponen, antara lain:

1. Mencari Laju Alir Gas masuk ke dalam Reaktor (Q_g)

Untuk menghitung laju alir gas yang masuk ke dalam reaktor dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} Q_g &= M_g \times \frac{1}{\rho_g} \times \frac{1}{3600} \\ &= 800,0000 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{0,4177 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1}{3600} \\ &= 0,45 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 458.812,75 \text{ cm}^3/\text{s} \end{aligned}$$

2. Mencari Diameter Gelembung (d_{bo})

Untuk mengetahui diameter gelembung yang dihasilkan pada saat reaksi berlangsung, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$d_{bo} = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_l}{g \times (\rho_l - \rho_g)} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{Perry's. 1999})$$

Dimana:

d_{bo} : Diameter gelembung (m)

d_o : Diameter *orifice* (m) = 0,0012 m (*Perry's*)

σ_l : Tegangan muka cairan (kg/m.s^2) = 0,0058

ρ_l : Densitas cairan (KOH = 0,4921 kg/m^3)

ρ_g : Densitas gas (CO_2 = 0,4264 kg/m^3)

Dari persamaan tersebut, didapatkan diameter gelembung sebesar:

$$\begin{aligned}d_{bo} &= \left(\frac{6 \times (0,0012 \text{ m}) \times (0,0058)}{(9,8 \text{ m/s}^2) \times (0,4921 \text{ kg/m}^3 - 0,4264 \text{ kg/m}^3)} \right)^{\frac{1}{3}} && (\text{Perry's. 1999}) \\&= 2,16\text{E-}05 \text{ m} \\&= 0,0022 \text{ cm}\end{aligned}$$

3. Mencari Laju Alir tiap *orifice*

Untuk mendapatkan laju alir setiap *orifice* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}Q_{go} &= \left(\frac{d_{bo}^3 \times \pi \times g^{3/5}}{6 \times 1,378} \right)^{\frac{5}{6}} && (\text{Perry's. 1999}) \\&= \left(\frac{0,0022^3 \times 3,14 \times 9,8^{3/5}}{6 \times 1,378} \right)^{\frac{5}{6}} \\&= 2,40\text{E-}38 \text{ cm}^3/\text{s}\end{aligned}$$

4. Mencari luas *orifice*

Untuk mendapatkan luas dari *orifice* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}L_o &= \frac{\pi}{4} \times d_o^2 && (\text{Perry's. 1999}) \\&= \frac{3,14}{4} \times 0,0012^2 \\&= 1,13\text{E-}06 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

5. Mencari jumlah *orifice*

Setelah mengetahui laju alir gas yang masuk ke dalam reaktor serta laju alir setiap *orifice*,

maka jumlah *orifice* dapat diketahui dengan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} N_o &= \frac{Q_g}{Q_{go}} && (Perry's. 1999) \\ &= 2,1646E+43 \\ &= 216.464 \end{aligned}$$

6. Mencari jumlah luas *orifice*

Untuk mencari jumlah luas *orifice* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} L_{to} &= L_o \times N_o && (Perry's. 1999) \\ &= 24.469 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

7. Mencari nilai *Pitch*

Untuk mencari nilai *pitch* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned} c &= k \times d_{bo} && (\text{dimana nilai } k > 1, \text{ maka diambil } k = 2) \\ &= 2 \times 0,0022 \text{ cm} = 0,0043 \text{ cm} \end{aligned}$$

8. Mencari luas *perforated plate*

Untuk mencari persentase luas dari total *orifice* terhadap *perforated plate* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} D_{pc} &= \frac{d_o}{c} \\ &= \frac{0,0012}{0,0043} = 0,27 \end{aligned}$$

Kemudian hasil dari D_{pc} diplotkan ke dalam grafik untuk mendapatkan nilai a .

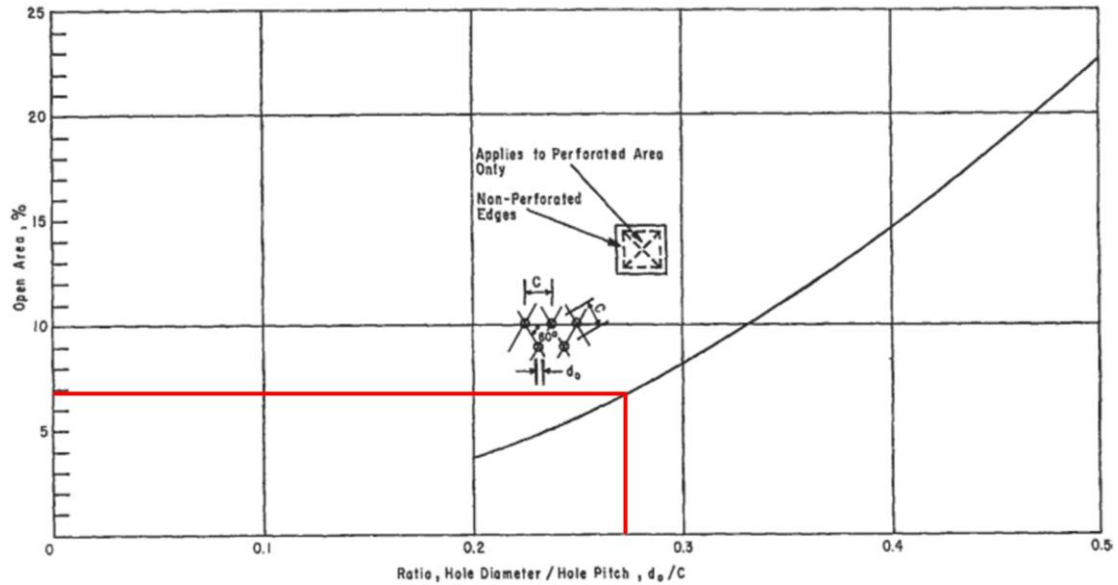


Figure 8-143. Percent open hole area for perforated and sieve trays.

Dari grafik tersebut, diperoleh nilai $a = 6,90\% = 0,06$.

Maka luas dari *perforated plate* sebesar:

$$\begin{aligned}
 L_p &= \frac{L_{to}}{a} \\
 &= \frac{24469}{0,0690} = 3.546 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

H. Menentukan Diameter dan Tinggi Cairan

1. Menentukan diameter reaktor (D_R)

Untuk menentukan diameter reaktor, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}
 D_R &= \left(\frac{4 \times L_p}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \\
 &= \left(\frac{4 \times 3546}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}} \\
 &= 2.258,7476 \text{ cm} = 22,58 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung trial tinggi reaktor

D	H	Nilai (m)
1	1	22,58
1	2	45,17
1	3	67,76

Dipilih D/H = 1:1

Maka $L_{RO} = 22,58 \text{ m}$

3. Tekanan gas rata-rata dalam reaktor

Untuk mengetahui tekanan gas rata-rata di dalam reaktor dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 P_{gr} &= P + \left(\frac{0,5 \times \rho_L \times L_{RO}}{1,0132 \times 10^6} \right) \\
 &= 1 + \left(\frac{0,5 \times 0,4921 \times 22,5875}{1,0132 \times 10^6} \right) \\
 &= 5,48E-06
 \end{aligned}$$

4. Diameter gelembung gas rata-rata dalam reaktor

Untuk mendapatkan diameter gelembung gas rata-rata di dalam reaktor, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 D_{Br} &= \left(\frac{d_{BO}^3 \times P_{gr}}{P} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left(\frac{0,0022^3 \times 5,4852E-06}{1} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 1,84E-14 \text{ m}
 \end{aligned}$$

5. Kecepatan terminal gelembung

Untuk mengetahui kecepatan terminal gelembung, digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
V_t &= \left[\left(\frac{2 \times \sigma_L}{D_{Br} \times \rho_L} \right) + \left(\frac{g \times D_{Br}}{2} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \\
&= \left[\left(\frac{2 \times 0,0058}{1,8476E-14 \times 0,4921} \right) + \left(\frac{9,8 \times 1,8476E-14}{2} \right) \right]^{\frac{1}{2}} \\
&= 1,27E+12 \text{ m/s}
\end{aligned}$$

6. Kecepatan tinggal gelembung dalam reaktor

Untuk mengetahui kecepatan tinggal gelembung di dalam reaktor, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\theta_g = \frac{L_{RO}}{V_t}$$

Dengan asumsi kecepatan naik gelembung di dalam reaktor konstan pada kecepatan terminalnya, sehingga didapatkan kecepatan tinggal sebesar:

$$\theta_g = 1,77E-11 \text{ s}$$

7. Volume tiap gelembung

Untuk menghitung volume dari setiap gelembung, dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}
V_{go} &= \frac{\pi}{6} \times D_{Br}^3 \\
&= \frac{3,14}{6} \times 1,8476E - 14^3 \\
&= 3,33E-42 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

8. Jumlah gelembung tiap *orifice* per satuan waktu

Untuk menghitung jumlah gelembung tiap *orifice* dalam per satuan waktu dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\begin{aligned}
N_{go} &= \frac{Q_{go}}{V_{go}} \\
&= 7.293,8792 \text{ buah} \\
&= 7.294 \text{ buah}
\end{aligned}$$

9. Jumlah gelembung total di dalam reaktor

Untuk mengetahui jumlah total gelembung yang ada di dalam reaktor dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}N_{gt} &= [N_O \times Q_{go} \times \phi_g] \\&= 9,22E-06 \text{ buah} \\&= 9.226.934 \text{ buah}\end{aligned}$$

10. Volume gas gelembung total di dalam reaktor

Setelah mengetahui jumlah gelembung total yang ada di dalam reaktor, maka diketahui volume gas dari gelembung total dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}V_{gt} &= N_{gt} \times V_{go} \\&= 9.226.934 \text{ buah} \times 3,33E-42 \text{ m}^3 \\&= 3,04E-35 \text{ m}^3\end{aligned}$$

11. Menentukan volume cairan

Menghitung volume larutan untuk dapat menggunakan persamaan berikut:

$$\frac{V}{F_{AO}} = \int_0^x \frac{dX_A}{-r_A}$$

Dengan:

$$\begin{aligned}F_{AO} &= \text{Jumlah umpan liquid yang masuk (m}^3\text{/jam)} \\&= 1.496,60 \text{ kg/jam} \\&= 1,49 \text{ m}^3\text{/jam}\end{aligned}$$

$$x = \text{Konversi yang terjadi di reaktor} = 96\%$$

Jadi volume cairan didapatkan sebesar:

$$\begin{aligned}V_{(liq)} &= 1,49 \int_0^{0,96} \frac{0,9600}{0,0040} \\&= 431,02 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{camp}} &= V_{\text{liq}} + V_{\text{gas}} \\
 &= 431,02 \text{ m}^3 + 3,04\text{E-}35 \text{ m}^3 \\
 &= 431,02 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

12. Menentukan tinggi cairan

Untuk menentukan tinggi cairan dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 H &= \frac{V_{\text{campuran}}}{0,25 \times \pi \times D^2} \\
 &= \frac{431,02}{0,25 \times 3,14 \times 22,58} \\
 &= 1,07 \text{ m} \\
 &= 42,37 \text{ in}
 \end{aligned}$$

13. Menentukan *hold up* gas

Untuk menentukan *hold up* gas dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \varepsilon_g &= \frac{V_{gt}}{V_{gt} + V_c} \\
 &= \frac{3,04\text{E-}35}{(3,04\text{E-}35) + (431,02)} \\
 &= 7,06\text{E-}37
 \end{aligned}$$

14. Luas permukaan *interface*

Untuk menghitung luas permukaan *interface* dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 A_g &= \frac{6 \times \varepsilon_g}{D_{Br}} \\
 &= \frac{6 \times (7,06\text{E-}37)}{1,84\text{E-}14} \\
 &= 2,29\text{E-}23 \text{ m}^{-1}
 \end{aligned}$$

I. Menghitung Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Pressure drop artinya penurunan tekanan dari satu titik di dalam sistem ke titik lain yang mempunyai tekanan lebih rendah. *Pressure drop* terjadi akibat gaya friksi terhadap fluida yang mengalir di dalam pipa yang disebabkan oleh tahanan fluida yang mengalir. (Geankoplis C.J., 1997).

1. *Dry Pressure Drop*

$$h_D = \frac{V_o \times \rho_g}{2 \times g \times \rho_L} \times C_0 \left[0,4 \left(1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4 \times L \times f}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right]$$

dimana:

h_D = *Dry pressure drop*

V_o = Kecepatan linier gas lewat *hole* (m/s)

d_o = diameter *hole* (m)

L = Tebal *plate*

C_o = Koefisien *orifice*

A_o = Luas *orifice* (m²)

A_n = Luas *perforated plate* (m²)

ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

Q_{go} = Laju alir tiap *orifice* (m³/s)

Re_h = Bilangan reynold gas lewat *hole* $\left(Re_h = \frac{V_o \times \rho_g \times d_o}{\mu_g} \right)$

Sehingga diperoleh nilai h_D sebesar:

$$h_D = 9,04E-41 \text{ m}$$

2. *Hydraulic Head*

Hydraulic head merupakan salah satu *pressure drop* yang disebabkan karena gaya hidrostatik cairan dalam reaktor.

$$h_L = \text{tinggi cairan (1,07 m)}$$

3. *Residual Gas Pressure Drop*

Pressure drop yang disebabkan karena adanya pembentukan gelembung gas. *Residual* dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} h_R &= \frac{6 \times \sigma_L}{\rho_L \times d_o \times g} \\ &= \frac{6 \times 0,0058}{(0,4921)(0,0012)(9,8)} \\ &= 6,01 \text{ m} \end{aligned}$$

4. *Total Pressure Drop (ΔP_t)*

Untuk mengetahui total *pressure drop* dapat dilakukan dengan menjumlahkan keseluruhan *pressure drop*

$$\begin{aligned} h_{\text{total}} &= h_D + h_L + h_R \\ &= (9,0480 \times 10^{-41} \text{ m}) + (0,6331 \text{ m}) + (6,0134 \text{ m}) \\ &= 7,08 \text{ m} \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= h_t \times \rho_L \times g \\ &= 6,64 \text{ m} \times 0,49 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 0,34 \text{ atm} \end{aligned}$$

J. Dimensi Reaktor

1. Tebal *Shell*

Untuk mengetahui tebal *shell* dapat menggunakan persamaan berikut:

$$t_s = \frac{P_d \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P_d} + c$$

dengan:

t_s = Tebal *shell* (in)

P_d = Tekanan desain (psia)

Faktor keamanan sebesar 25%, maka = $(1+25\%) \times 1,57 \text{ atm} = 1,96 \text{ atm}$

r_i = Jari-jari dalam reaktor (in)

f = *Allowable stress* (18.750 psi)

c = *Corrosion allowance* (0,125 psi)

E = *Single welded butt joint* (85%)

Sehingga diperoleh untuk tebal *shell*:

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P_d \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P_d} + c \\ &= \frac{(18,36)(0,28)}{(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 18,36)} + 0,125 \\ &= 17,14 \text{ in} \\ &= 0,43 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Tinggi *Shell*

Diketahui:

Tinggi reaktor = 22,58 m = 0,57 in

Diameter reaktor = 22,58 m = 0,57 in

Volume reaktor = 431,02 m³

$$\text{Over desain} = 25\% = 0,25$$

$$\text{Volume perancangan : } (1 + 25\%) V_r$$

$$: (125\%) 431,02 \text{ m}^3$$

$$: 538,77 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor } (V_t) : V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$: \left(\frac{1}{4} \times \pi \times D_i^2 \times H\right) + 2 \times (0,000076 \times D_i^3)$$

$$: \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,5737^2 \times 0,5737\right) + 2 \times (0,000076 \times 0,5737^3)$$

$$: 0,0038 \text{ m}^3$$

$$\text{Maka nilai H} = \frac{V_t - 2 \times V_h}{0,25 \times \pi \times D_i^2}$$

$$= \frac{(0,0038) - (2 \times (489,6000))}{0,25 \times 3,14 \times (22,5875)^2}$$

$$= 2,15 \text{ m}$$

$$= 84,74 \text{ in}$$

3. Dimensi Head

$$OD_{\text{shell}} = ID_{\text{shell}} + 2t_s$$

$$= 0,57 \text{ in} + (2 \times 17,14 \text{ in})$$

$$= 34,87 \text{ in}$$

$$= 0,88 \text{ m}$$

$$= 885,71 \text{ mm}$$

Untuk menghitung tebal *head* (*flanged & dished head*) dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$th = \frac{P_d \times r_c \times v}{2 \times f \times E - 0,2P_d} + c$$

$$\text{dengan } v = \left(\frac{1}{6}\right) (2 + k^2)$$

$$= k = a/b = 2$$

$$= a \text{ (jari-jari dalam)} = D/2 = 0,28 \text{ in}$$

$$= b \text{ (kedalaman dish)} = a/2 = 0,14 \text{ in}$$

Maka didapat nilai v sebesar $= 1$

sehingga diperoleh nilai th sebesar:

$$th = 5,63 \text{ in}$$

$$= 0,14 \text{ m}$$

$$= 143,06 \text{ mm}$$

$$\text{Maka } OD_{\text{head}} = ID + 2th$$

$$= 0,57 \text{ in} + (2 \times 5,63 \text{ in})$$

$$= 11,83 \text{ in}$$

$$= 0,30 \text{ m}$$

4. Tinggi Reaktor

Dari tabell 5-11 Brownell, untuk $th = 5,63 \text{ in}$ diperoleh $s_f = 2-3 \text{ in}$

Diketahui:

$$OD = 7,67 \text{ in} = 0,19 \text{ m}$$

$$ID = 889,27 \text{ in} = 22,58 \text{ m}$$

$$a = 0,28 \text{ in} = 0,0073 \text{ m}$$

$$b = 0,14 \text{ in} = 0,0036 \text{ m}$$

$$OA = th + s_f + b$$

$$= (5,63 \text{ in}) + (3 \text{ in}) + (0,14 \text{ in})$$

$$= 8,77 \text{ in}$$

$$= 0,17 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh tinggi reaktor dari persamaan berikut:

$$\begin{aligned}
 H_{\text{reaktor}} &= \text{Tinggi shell} + 2(\text{Tinggi head}) \\
 &= 2,15 \text{ m} + (2 \times 0,22) \\
 &= 2,59 \text{ m} \\
 &= 102,29 \text{ in} \\
 &= 9,13 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

K. Perancangan Koil Pendingin

Dari perhitungan neraca panas yang dilakukan, diketahui beberapa data, antara lain:

1. Kondisi operasi berjalan secara isothermal
2. Jumlah panas yang diserap berdasarkan perhitungan neraca panas sebesar 102.834,10 kJ/jam atau 97.466,16 Btu/jam

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ air pada } 30^\circ\text{C} &= 75,14 \text{ Btu/lbm.F} \\
 &= 314,63 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

- a. Menghitung nilai ΔT LMTD

Fluida Panas		Fluida Dingin		Selisih	
($^\circ\text{C}$)	50	($^\circ\text{C}$)	30	($^\circ\text{C}$)	5
(K)	308	(K)	303	(K)	5
($^\circ\text{F}$)	95	($^\circ\text{F}$)	86	($^\circ\text{F}$)	9

Untuk mencari nilai ΔT LMTD, dapat menggunakan persamaan berikut:

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

Sehingga diperoleh nilai ΔT LMTD = 90,38 $^\circ\text{F}$

Setelah menghitung nilai ΔT LMTD, selanjutnya dapat menghitung jumlah air yang dibutuhkan serta volume pendingin yang dibutuhkan. Untuk menghitung jumlah air yang dibutuhkan, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$M_{\text{air}} = \frac{Q}{C_p \cdot (t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{102.834,10 \text{ kJ/jam}}{(314,63 \text{ kJ/kg.k}) (308K - 303K)} = 65,36 \text{ kg/jam}$$

Dari jumlah air yang telah diketahui, kemudian menghitung volume pendingin yang diperlukan. Untuk menghitung volume pendingin dapat menggunakan persamaan berikut.

$$V_{\text{pendingin}} = \frac{M_{\text{air}}}{\text{Densitas air}}$$

$$= \frac{65,36 \text{ kg/jam}}{0,4177 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 156,47 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,04 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Menentukan dimensi pipa koil pendingin

Ukuran pipa koil = 1,5 – 2,5 in (Perry's, 1999).

Maka dipilih IPS = 2 in

Spesifikasi pipa koil:

Diameter pipa luar (OD) = 2 in
 = 0,05 m
 = 0,16 ft

Sch = 40

Diameter dalam (ID) = 2,06 in
 = 0,05 m
 = 0,17 ft

$$\begin{aligned} \text{Flow area per pipe (ao)} &= 3,35 \text{ in}^2 \\ &= 0,0022 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Surface area per linier (Ao)} = 0,62 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Susunan koil} = \text{Helix}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter helix (Dh)} &= 622,48 \text{ in} \\ &= 15,81 \text{ m} \\ &= 51,87 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar lilitan (l)} &= 2,8 \text{ in} \\ &= 0,07 \text{ m} \\ &= 0,23 \text{ ft} \end{aligned}$$

c. Menghitung koefisien transfer panas dalam koil

Untuk menghitung koefisien transfer panas dalam koil, digunakan data air pendingin dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{hi \cdot ID}{k} = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left[1 + 3,5 \frac{ID}{Dh} \right]$$

Dengan:

hi = koefisien transfer panas konveksi dalam koil (Btu/jam.ft².°F)

ID = Diameter dalam koil (ft)

k = Konduktivitas panas air (Btu/jam.ft.°F)

Dh = Diameter helix (ft)

Re = Bilangan Reynold

Pr = Bilangan Prandtl

d. Menentukan nilai Re

Untuk mendapatkan nilai Re (Reynold), dapat menggunakan persamaan berikut.

$$Re = \frac{Gt.ID}{\mu_{air}}$$

Sebelum menghitung nilai Re, langkah pertama yang dilakukan yaitu menghitung nilai Gt terlebih dahulu dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{M_{air}}{a_o} \\ &= \frac{65,36 \text{ kg/jam}}{0,0022} \\ &= 30.244,41 \text{ kg/m}^2.s \end{aligned}$$

Setelah nilai Gt didapatkan, maka diperoleh nilai Re sebesar 5.849,65

e. Menentukan nilai Pr

Untuk menghitung nilai Pr, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$Pr = \left[\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]$$

Dengan:

$$Cp = 1,003 \text{ Btu/lbm.}^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0,655 \text{ Btu/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,0022 \text{ lbm/ft.jam}$$

Sehingga diperoleh nilai Pr

$$\begin{aligned} Pr &= \left[\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right] \\ &= \left[\frac{(1,003 \text{ Btu/lbm.F}) \cdot (0,0022 \text{ lbm/ft.jam})}{0,655 \text{ Btu/jam.ft.F}} \right] = 303,96 \end{aligned}$$

- f. Menentukan nilai h_i

Untuk menghitung nilai h_i dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} h_i &= 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left[1 + 3,5 \frac{ID}{Dh} \right] \\ &= 0,027 \cdot (5.849,65)^{0,8} \cdot (303,96)^{\frac{1}{3}} \cdot \left[1 + 3,5 \frac{0,17 \text{ ft}}{51,87 \text{ ft}} \right] \\ &= 720,73 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- g. Menghitung koefisien transfer panas dalam koil jika dilihat dari luar

Untuk menghitung koefisien transfer panas dalam koil jika dilihat dari luar, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ &= 720,73 \frac{0,16 \text{ ft}}{0,17 \text{ ft}} \\ &= 744,88 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

- h. Koefisien konveksi di luar koil

Untuk mendapatkan nilai dari koefisien konveksi di luar koil, digunakan data fluida di dalam reaktor dan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut.

$$h_o = 0,06 \left(\frac{kc}{OD} \right) \left(\frac{\rho_c}{\rho_g} \right)^{0,28} \left(\frac{OD \cdot Gg}{\mu_c} \right)^{0,87} \left(\frac{Cp_c \cdot \mu_c}{kc} \right)^{0,4}$$

Dengan:

h_o = Koefisien konveksi diluar koil (Btu/jam.ft².°F)

kc = Konduktivitas panas cair (Btu/jam.ft.°F)

OD = Diameter luar pipa koil (ft)

ρ_c = Densitas cairan (Btu/jam)

ρ_g = Densitas gas (Btu/jam)

Gg = *Superficial mass velocity of gas* (kg/m².s)

μ_c = Viskositas cairan (kg/m.s)

C_{pc} = Panas spesifik cairan (Btu/lbm.⁰F)

i. Menghitung nilai G_g

Untuk mencari nilai G_g , dapat menggunakan persamaan berikut.

$$G_g = \frac{M \text{ cairan}}{\frac{1}{4} \times \pi \times ID \text{ reaktor}}$$
$$= 3,68 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

j. Menghitung nilai U_c dan U_d

Untuk menghitung nilai U_c dapat menggunakan persamaan berikut.

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$
$$= 140,99 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^0\text{F}$$

Setelah menghitung nilai U_c , selanjutnya menghitung nilai U_d . Untuk menghitung nilai U_d dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d}$$

Dengan $R_d = \text{dirt factor}$ sebesar 0,005 (Kern, 1950)

Maka diperoleh nilai U_d :

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{143,9984 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^0\text{F}} + 0,005}$$

$$U_d = 82,69 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^0\text{F}$$

k. Luas kontak perpindahan panas

Untuk menghitung luas kontak perpindahan panas yang terjadi, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= 13,75 \text{ ft}^2 \\
 &= 1,27 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

l. Menentukan panjang koil

Untuk menentukan panjang koil, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 L_c &= \frac{A_t}{a_o} \\
 &= 591,37 \text{ m}
 \end{aligned}$$

m. Menghitung keliling serta jumlah koil

Untuk menghitung keliling dari koil, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}
 K_{\text{coil}} &= 2 \times \pi \times \left(\frac{a^2 + b^2}{2} \right)^{0,5} \\
 &= 2 \times \pi \times \left(\frac{b^2 + \frac{x^2}{4} + b^2}{2} \right)^{0,5}
 \end{aligned}$$

Dengan:

$$b = (\text{AD}) \text{ Diameter helix (ID}_h) = 15,81 \text{ m}$$

$$x = (\text{AB}) \text{ Jarak antar lilitan} = 0,07 \text{ m}$$

$$a = \left(b^2 + \frac{x^2}{4} \right)^{0,5} = 15,81 \text{ m}$$

$$BD = AD^2 + AB^2 = 249,99 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh keliling koil sebesar 99,29 m

Setelah mengetahui keliling koil, selanjutnya menghitung jumlah koil (N_t) yang digunakan.

Untuk menghitung jumlah koil dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned}
 N_t &= \frac{L_c}{\text{Keliling koil}} \\
 &= 5,95
 \end{aligned}$$

Maka untuk perancangan, dipilih jumlah koil sebanyak 6 lilitan.

- n. Menentukan tinggi dan volume koil

Untuk menghitung tinggi koil, dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

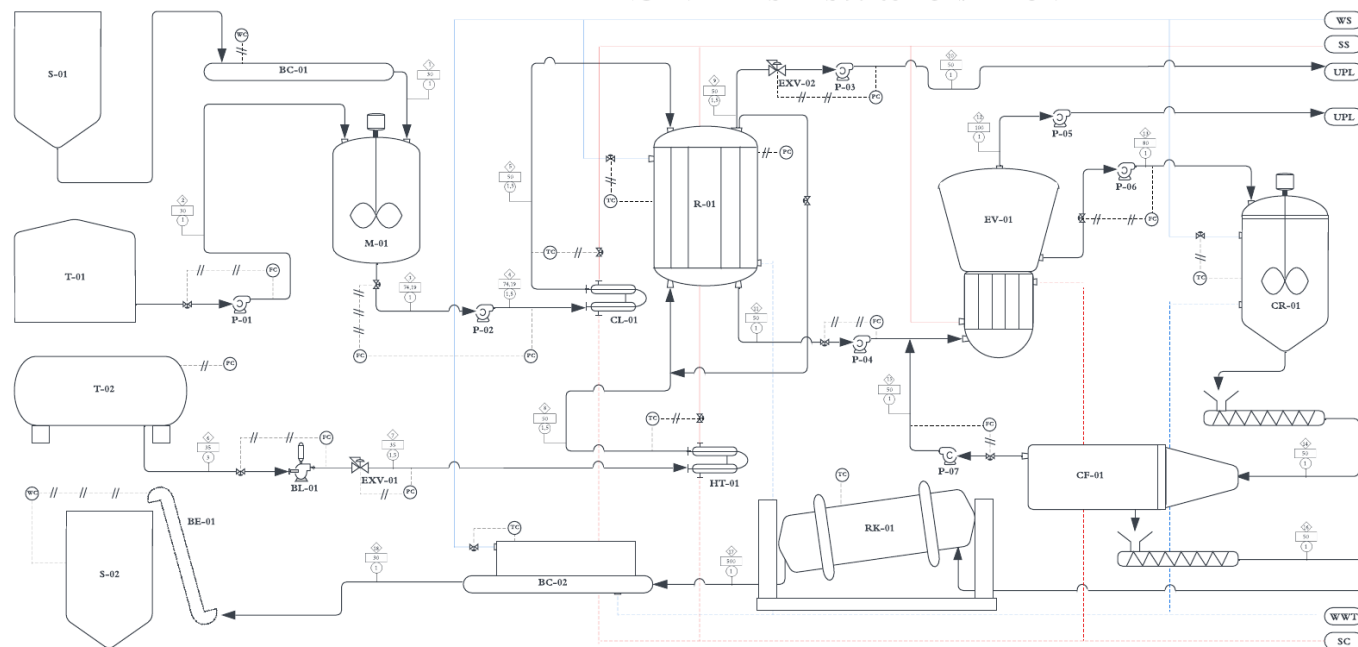
$$\begin{aligned} H_c &= (N_t - 1) \times \text{Jarak lilitan} + (N_t \times \text{OD koil}) \\ &= 0,65 \text{ m} \end{aligned}$$

Selanjutnya, untuk menghitung volume koil, dapat menggunakan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} V_c &= \frac{1}{4} \times \pi \times OD \text{ koil}^2 \times L_c \\ &= 1,19 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA-RANCANGAN PABRIK POTASSIUM CARBONATE DARI POTASSIUM HYDROXIDE DAN CARBON DIOXIDE DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN



Keterangan	
S	Silo
T	Tangki
M	Mixer
R	Reaktor
EV	Evaporator
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
HT	Cooler
CL	Heater
RK	Rotary Kiln
BC	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
BE	Bucket Elevator
P	Pompa
BL	Blower
EXV	Expander Valve
CV	Control Valve
FC	Flow Control
TC	Temperature Control
LC	Level Control
PC	Pressure Control
UPL	Unit Pengolahan Limbah
WC	Weight Control
WS	Water Supply
SS	Steam Supply
SC	Steam Condensat
WWT	Waste Water Treatment
---	Arus Sinyal Pneumatic
◇	Nomor Arus
□	Suhu
○	Tekanan
----	Arus Sinyal Listrik

Komponen	Jumlah (Kg/Jam)																	
KOH (s)	878,60	-	-	-	-	-	-	-	-	-	35,14	-	37,67	33,90	2,52	33,90	33,90	33,90
KOH (aq)	-	-	878,60	878,60	878,60	-	-	-	-	-	-	-	-	3,77	-	1,24	1,24	1,24
K ₂ CO ₃ (aq)	-	-	1,76	1,76	1,76	-	-	-	-	-	-	-	-	21,10	14,14	6,96	6,96	6,96
K ₂ CO ₃ (s)	1,76	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1041,01	-	1055,15	-	-	-	1224,00	1224,00
K ₂ CO ₃ ·1,5H ₂ O (s)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1236,36	-	1236,36	12,36	12,36
H ₂ O (aq)	-	616,25	616,25	616,25	616,25	-	-	-	6,16	6,16	745,64	314,80	1259,20	1056,89	828,36	228,53	228,53	228,53
CO ₂ (g)	-	-	-	-	-	704,29	704,29	704,29	372,93	372,93	-	-	-	-	-	-	-	-
Total	880,36	616,25	1496,61	1496,61	1496,61	704,29	704,29	704,29	379,09	379,09	1821,80	314,80	2352,03	2352,03	845,03	1507,00	1507,00	1507,00

 JURUSAN TEKNIK KIMIA FACULTAS TEKNIK INDUSTRI UNIVERSITAS SRI ANDALAS YOGYAKARTA	
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA-RANCANGAN PABRIK POTASSIUM CARBONATE DARI POTASSIUM HYDROXIDE DAN CARBON DIOXIDE DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN	
Dibuat oleh	No. Induk Mahasiswa
Nama: 1. Aji Surya Prasana 2. Lufman Fatah Nanda	1552104 1552107
Dosen Pembimbing	Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa 1 : Adji Suria Purnama
No Mahasiswa 1 : 19521101
Nama Mahasiswa 2 : Luftansha Febia Nanda
No Mahasiswa 2 : 19521097
Judul Prarancangan *) :

PRA RANCANGAN PABRIK POTASSIUM CARBONATE DARI POTASSIUM HYDROXIDE DAN CARBON DIOXIDE DENGAN KAPASITAS 9.205 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**
Batas Akhir Bimbingan : **08 April 2023 (Extended s/d 06 Oktober 2023).**

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	19 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai tahapan Pra-Rancangan Pabrik	
2	10 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik, latar belakang, tinjauan pustaka dan termodinamika serta pemilihan proses	
3	15 November 2022	Revisi tinjauan kinetika dan diagram alir kualitatif	
4	16 November 2022	Revisi penentuan kapasitas produksi	
5	06 Desember 2022	Pengarahan revisi diagram alir kualitatif serta pengarahan dalam menghitung neraca massa	

6	13 Desember 2022	Pengarahan pembuatan dan revisi diagram alir kualitatif serta revisi neraca massa	CR
7	15 Desember 2022	Revisi perhitungan neraca massa	CR
8	25 Januari 2023	Pengarahan menghitung arus <i>recycle</i> pada neraca massa serta revisi perhitungan neraca massa	CR
9	15 Februari 2023	Diskusi terkait hasil pengerjaan tahap perancangan reaktor	CR
10	16 Maret 2023	Diskusi luaran terkait perancangan alat	CR
11	12 April 2023	Diskusi terkait hasil penentuan pendirian lokasi pabrik	CR
12	16 Mei 2023	Diskusi terkait pengerjaan hasil sampai evaluasi ekonomi serta pengarah revisi	CR
13	05 Juni 2023	Diskusi terkait revisi evaluasi ekonomi dan naskah	CR
14	07 Juni 2023	Diskusi terkait revisi evaluasi ekonomi POT dan ROI	CR

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 Juni 2023

Pembimbing.

Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.