

**PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA
DARI BAUKSIT DAN LARUTAN NATRIUM
HIDROKSIDA KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

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



Oleh:

Nama : Rana Dzakhirah Hardani

Nama : Maisya Huwaida Fathin

No. Mahasiswa : 20521168

No. Mahasiswa : 20521176

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

2025

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ALUMUNIUUM OKSIDA DARI BAUKSIT
DAN LARUTAN NATRIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Rana Dzakirah Hardani

Nama : Maisya Huwaida Fathin

NIM : 20521168

NIM : 20521176

Yogyakarta, 29 Januari 2025

Pembimbing I

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

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT
DAN LARUTAN NATRIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Rana Dzakhirah Hardani

Nama : Maisya Huwaida Fathin

Nim : 20521168

Nim : 20521176

Yogyakarta, 29 Januari 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.


Rana Dzakhirah H.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN
LARUTAN NATRIUM HIDROKSIDA KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN
PRARANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Rana Dzakhirah Hardani

Nama : Maisya Huwaida Fathin

No. Mahasiswa : 20521168

No. Mahasiswa : 20521176

**Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 12 Februari 2025**

Tim Penguji ,

Ketua Penguji

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

Penguji 1

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

Penguji 2

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.



26/2/2025



25/02/25



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D

KATA PENGANTAR

Assalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Segala puji dan syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat, hidayah, serta karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Aluminium Oksida dari Bauksit dan Larutan Natrium Hidroksida Kapasitas 300.000 Ton/Tahun” ini dengan baik. Penulisan tugas akhir ini merupakan salah satu syarat akademik yang harus dipenuhi guna memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan, dukungan, dan bimbingan berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan segala kerendahan hati, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah Subhanahu Wa Ta'ala, atas segala limpahan rahmat dan kemudahan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua dan keluarga, atas doa, kasih sayang, serta dukungan moral dan materiil yang tiada henti.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan, bimbingan, dan saran yang sangat berharga dalam penyusunan tugas akhir ini.

5. Seluruh dosen dan staf pengajar Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia, yang telah memberikan ilmu dan wawasan yang sangat berharga selama masa perkuliahan.
6. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia angkatan 2020, yang selalu memberikan dukungan dan bantuan dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
7. Seluruh pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak langsung dalam penyelesaian tugas akhir ini, yang tidak dapat disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa tugas akhir ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi perbaikan dan peningkatan kualitas di masa mendatang. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan manfaat bagi pembaca, serta menjadi referensi yang berguna bagi pengembangan ilmu Teknik Kimia, khususnya dalam bidang prarancangan pabrik.

Akhir kata, semoga segala usaha dan kerja keras yang telah dilakukan dalam penyusunan tugas akhir ini mendapatkan ridha dari Allah SWT dan memberikan manfaat bagi semua pihak yang berkepentingan.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarahkatuh

Yogyakarta, 29 Januari 2025

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillah Rabbil 'Alamin dengan memanjatkan syukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'Ala atas limpahan rahmat, petunjuk, dan karunia-Nya, yang memungkinkan saya menyelesaikan Tugas Akhir Prarancangan Pabrik ini. Saya merasa sangat bersyukur kepada Allah Subhanahu Wa Ta'Ala atas salah satu nikmat terbesar-Nya, yaitu kesempatan untuk menimba ilmu dan menuntaskan studi di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Tugas akhir ini tentu tidak selalu berjalan lancar seperti yang diharapkan. Berbagai tantangan, kesulitan, dan hal-hal di luar dugaan kerap muncul. Namun, di balik semua itu, Allah Subhanahu Wa Ta'Ala menghadirkan orang-orang baik yang memberikan kekuatan dan dukungan, sehingga saya dapat berada di titik ini.

Dengan penuh rasa cinta dan hormat, saya persembahkan tugas akhir ini kepada kedua orang tua tercinta, Ibu Mayang dan Bapak Haris, yang selalu menjadi sumber kekuatan dan inspirasi dalam setiap langkah perjalanan saya. Terima kasih atas segala doa yang tiada henti, kasih sayang yang tulus, serta pengorbanan yang tak terhingga dalam mendukung saya mencapai titik ini. Tanpa bimbingan, dukungan, dan keikhlasan ibu dan bapak, saya tidak akan mampu menyelesaikan perjalanan akademik ini. Semoga Allah Subhanahu Wa Ta'Ala senantiasa melimpahkan kesehatan, kebahagiaan, dan keberkahan kepada Ibu dan Bapak.

Tugas akhir ini juga saya persembahkan kepada adik tercinta, Rasya dan Rexa. Terima kasih sudah menjadi penyemangat dalam menyelesaikan studi ini. Kehadiran kalian salah satu motivasi terbesar bagi kakak untuk terus berjuang dan

mencapai impian. Semoga kita selalu dapat saling mendukung dan meraih kesuksesan bersama.

Penghargaan yang sebesar-besarnya kepada Ibu Ariany Zulkania, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing. Terima kasih atas bimbingan, arahan, dan kesabaran yang luar biasa selama proses penyusunan tugas akhir ini. Setiap masukan dan kritik yang diberikan sangat berharga dalam mengembangkan pemahaman saya, serta memperbaiki kualitas tugas akhir ini. Saya sangat menghargai waktu dan tenaga yang Ibu luangkan untuk membimbing saya. Semoga ilmu dan pengalaman yang Ibu berikan menjadi berkah dan terus menginspirasi saya di masa depan.

Terima kasih yang sebesar-besarnya kepada Maisya, yang telah menjadi partner penelitian sampai penyelesaian tugas akhir ini. Perjalanan kita tidak mudah, banyak kendala dan tantangan yang kami hadapi bersama, namun berkat kerjasama, saling dukung, dan semangat satu sama lain, kita berhasil menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Terima kasih telah menjadi partner yang sabar, penuh pengertian, dan selalu memberikan dukungan moral maupun intelektual. Semoga kita bisa terus saling mendukung dan semoga segala ilmu yang didapat dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya.

Terima kasih yang sebesar-besarnya kepada Mas Daffa, yang telah memberikan semangat, bantuan, dan kesabaran selama perjalanan panjang dari awal perkuliahan sampai saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Kehadiran Mas Daffa yang selalu mendampingi di setiap langkah, baik dalam suka maupun duka, sangat berarti bagi saya.

Terima kasih kepada teman-teman dekat saya selama perkuliahan ini, Maisya, Aliyyah, Devy, Wena, Vinna, Ardhi, Nafis. Terima kasih atas segala semangat, doa, tawa, dan sudah mewarnai masa perkuliahan saya. Semoga kita bisa bertemu kembali di titik terbaik dengan mimpi kita masing-masing yang sudah terwujud.

Seluruh teman-teman saya yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu. Terima kasih sudah memberikan doa dan semangat kepada saya untuk menyelesaikan tugas akhir ini.

Dan yang terakhir, untuk diri saya sendiri. Terima kasih atas setiap usaha dan segala perjuangan yang telah dilakukan selama proses panjang ini. Terima kasih karena tidak menyerah, meskipun jalan terasa berat dan penuh tantangan. Terima kasih telah berani mencoba, gagal, bangkit, dan terus melangkah. Penyelesaian tugas akhir ini adalah pencapaian yang patut dirayakan. Bukan karena sempurna, tetapi karena telah dilakukan dengan sebaik-baiknya. Maka, berbahagialah selalu, hargai setiap proses, dan terus percaya bahwa perjalanan ini masih panjang dan penuh kemungkinan indah.

Wassalamu 'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Rana Dzakirah Hardani

Teknik Kimia UII 2020

LEMBAR PERSEMBAHAN

Assalamu 'alaikum Warrahmatullahi Wabarakatu

Puji syukur khadirat Allah SWT karena berkat dan rahmat-Nya sehingga penulis diberi kemudahan sehingga dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir yang berjudul **“PRA RANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN”** untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar sarjana di program studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Pada kesempatan ini penulis mengucapkan terimakasih kepada berbagai pihak yang telah membantu dalam penyusunan tugas akhir ini. Ucapan terimakasih penulis persembahkan kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Hari Purnomo., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph. D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph. D selaku Ketua Program Studi TeknikKimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.ENG. selaku dosen pembimbing Laporan Tugas Akhir yang selalu membimbing, memberikan ilmu dan memotivasi penulis sehingga penulis dapat mengerjakan laporan hingga selesai.

5. Kedua orang tua penulis, Ayah Yusuf Kusdinar dan Bunda Apriyanti yang selalu mendukung dan memanjatkan doa tiada henti untuk penulis sehingga penulis dapat sampai pada titik ini.
6. Adik penulis, Kamila, Haidar, Raffasya dan Alisha yang selalu menghibur penulis dan memotivasi penulis untuk terus menjadi pribadi yang lebih baik.
7. Pemilik NIM 20522272 atas kehadirannya yang menjadikan perjalanan penulisan Tugas Akhir ini menyenangkan dan selalu bersedia menjadi tempat untuk berbagi banyak hal juga selalu memberikan motivasi kepada penulis untuk tetap selalu focus pada target.
8. Partner penulis Rana Dzakhirah Hardani yang senantiasa selalu berkerjasama dan berjuang Bersama penulis selama pengerjaan Tugas Akhir.
9. Teman teman penulis Aliyyah, Wena, Vinna, Devy, Ardhi, dan Nafis teman seperjuangan atas candaan, kebersamaan dan dukungan yang selalu diberikan kepada penulis hingga saat ini.
10. Seluruh pihak yang selalu mendukung dan mendoakan penulis.

Semoga kebaikan yang telah diberikan kepada penulis akan akan dibalas oleh Allah SWT dengan balasan yang lebih baik. Penulis menyadari bahwa Laporan Tugas akhir ini masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu kritipenulis mengharapkan kritikan dan saran yang membangun untuk menyempurnakan Laporan Tugas Akhir ini. Semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembacanya.

Wassalamualaikum Warrahmatullahi Wabarrakatu.

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
KATA PENGANTAR	iii
LEMBAR PERSEMBAHAN	ix
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvii
DAFTAR LAMPIRAN	xviii
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN	xix
ABSTRAK	xxi
ABSTRACT	xxii
BAB I	1
PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik.....	1
1.2.1. Supply	2
1.2.2. Demand	4
1.2.3. Kapasitas Pabrik Aluminium Oksida.....	5
1.2.4. Ketersediaan Bahan Baku.....	6
1.3. Tinjauan Pustaka.....	6
1.3.1. Proses Basa	6
1.3.2. Pemilihan Proses	9
1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	10
1.4.1. Tinjauan Termodinamika.....	10
1.4.2. Tinjauan Kinetika	12
BAB II.....	15
PERANCANGAN PRODUK.....	15
2.1. Spesifikasi Produk	15
2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	16
2.2.1. Bahan Baku.....	16
2.2.2. Bahan Pembantu	16

2.3. Pengendalian Kualitas.....	17
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	18
2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi	18
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk	19
BAB III	21
PERANCANGAN PROSES	21
3.1. Diagram Alir Proses dan Material	21
3.1.1. Diagram Alir Kualitatif.....	21
3.1.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	22
3.2. Uraian Proses	23
3.2.1. Tahapan Persiapan Bahan Baku.....	23
3.2.2. Tahap Pembentukan Produk	24
3.2.3. Tahap Pemunrian Produk.....	25
3.3. Spesifikasi Alat.....	26
3.3.1. Spesifikasi Alat Proses.....	26
3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung.....	33
3.3.3. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan baku dan Produk.....	37
3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan	38
3.3.5. Spesifikasi Alat penukar Panas	45
3.4. Neraca Massa.....	48
3.5. Neraca Panas.....	55
BAB IV.....	57
PERANCANGAN PABRIK	57
4.1 Lokasi Pabrik.....	57
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	59
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	63
4.4 Organisasi Perusahaan	66
4.4.1 Bentuk perusahaan.....	66
BAB V	81
UTILITAS	81
5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (<i>Water Treatment System</i>)	82
5.1.1. Unit Penyediaan Air.....	82
5.1.2. Unit Pengolahan Air.....	83
5.1.3. Kebutuhan Air	87
5.2. Unit Penyediaan Air Pemanas (<i>Steam System</i>).....	90
5.3. Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>).....	91

5.4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (<i>Instrument Air System</i>)	91
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar	91
5.6. Diagram Uraian Proses Utilitas	92
5.7. Spesifikasi Alat Utilitas	92
BAB VI.....	98
EVALUASI EKONOMI	98
6.1 Penaksiran Harga Alat.....	99
6.2 Dasar Perhitungan	103
6.3 Komponen Biaya.....	104
6.4 Analisa Keuntungan	108
6.5 Analisa Kelayakan.....	109
BAB VII.....	114
KESIMPULAN.....	114
7.1 Kesimpulan	114
7.2 Saran	116
LAMPIRAN A.....	117
DAFTAR PUSTAKA	130

DAFTAR TABEL

<u>Tabel 1.1 Data Impor Aluminium Oksida di Indonesia</u>	2
<u>Tabel 1.2 Data Produksi Aluminium Oksida di Indonesia.....</u>	3
<u>Tabel 1.3 Data Ekspor Aluminium Oksida di Indonesia.....</u>	4
<u>Tabel 1.4 Perbandingan Proses Produksi Alumina</u>	9
<u>Tabel 1.5 Data <i>Heat of Formation</i> dan <i>Free Energy of Formation</i> Pembentukan Aluminium Oksida</u>	11
<u>Tabel 2.1 Spesifikasi Aluminium Oksida</u>	15
<u>Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku</u>	16
<u>Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu</u>	16
<u>Tabel 2.4 Identifikasi Hazard Bahan Kimia dan Pengolahannya.....</u>	17
<u>Tabel 3.1 Spesifikasi Alat penyimpanan bahan baku dan produk</u>	37
<u>Tabel 3.2 Spesifikasi Pompa 1.....</u>	38
<u>Tabel 3.3 Spesifikasi Pompa 2.....</u>	39
<u>Tabel 3.4 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i></u>	41
<u>Tabel 3.5 Spesifikasi Screw Conveyor</u>	42
<u>Tabel 3.6 Spesifikasi Bucket Elevator</u>	44
<u>Tabel 3.7 Spesifikasi Blower</u>	45
<u>Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....</u>	45
<u>Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....</u>	46
<u>Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....</u>	47
<u>Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Penukar Panas.....</u>	47
<u>Tabel 3.12 Neraca Massa Total.....</u>	48
<u>Tabel 3.13 Neraca Massa Crusher</u>	49
<u>Tabel 3.14 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01).....</u>	50
<u>Tabel 3.15 Neraca Massa Grinder (G-01).....</u>	50
<u>Tabel 3.16 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-02).....</u>	50
<u>Tabel 3.17 Neraca Massa Mixer (M-01).....</u>	51
<u>Tabel 3.18 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-01)</u>	51
<u>Tabel 3.19 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-02)</u>	52
<u>Tabel 3.20 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-03)</u>	52

<u>Tabel 3.21 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)</u>	52
<u>Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor Precipitation (R-04)</u>	53
<u>Tabel 3.23 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-02)</u>	53
<u>Tabel 3.24 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-01)</u>	54
<u>Tabel 3.25 Neraca Massa Rotary Cooler (RC-01)</u>	54
<u>Tabel 3.26 Neraca Panas Mixer (M-01)</u>	55
<u>Tabel 3.27 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-01)</u>	55
<u>Tabel 3.28 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-02)</u>	55
<u>Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-03)</u>	55
<u>Tabel 3.30 Neraca Panas Reaktor Precipitation (R-04)</u>	56
<u>Tabel 3.31 Neraca Panas Preheating Tower (PT-01)</u>	56
<u>Tabel 3.32 Neraca Panas Rotary Kiln (RK-01)</u>	56
<u>Tabel 3.33 Neraca Panas Rotary Cooler (RC-01)</u>	56
<u>Tabel 4.1 Tabel Pembagian Letak Pabrik</u>	62
<u>Tabel 4.2 Perincian Jabatan</u>	77
<u>Tabel 4.3 Pembagian Shift dan Waktu Kerja</u>	79
<u>Tabel 4.4 Pengaturan Jadwal Kerja Grup</u>	79
<u>Tabel 5.1 Air sebagai Media Pendingin</u>	88
<u>Tabel 5.2 Air sebagai Media Pemanas</u>	88
<u>Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas</u>	90
<u>Tabel 5.4 Spesifikasi Bak Utilitas</u>	92
<u>Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas</u>	93
<u>Tabel 5.6 Spesifikasi Saringan Pasir</u>	95
<u>Tabel 5.7 Spesifikasi Klarifier</u>	95
<u>Tabel 5.8 Spesifikasi Cooling Tower</u>	95
<u>Tabel 5.9 Spesifikasi Boiler</u>	96
<u>Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa</u>	96
<u>Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat pada Tahun 2011 – 2024</u>	99
<u>Tabel 6. 2 Nilai Index Harga Alat</u>	100
<u>Tabel 6. 3 Harga Alat Proses</u>	102
<u>Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas</u>	103

<u>Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)</u>	104
<u>Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)</u>	104
<u>Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)</u>	105
<u>Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)</u>	105
<u>Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)</u>	106
<u>Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)</u>	106
<u>Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)</u>	107
<u>Tabel 6. 11 Total Manufacturing Cost</u>	107
<u>Tabel 6. 12 General Expense (GE)</u>	108
<u>Tabel 6. 13 Total Production Cost</u>	108
<u>Tabel 6. 14 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)</u>	110
<u>Tabel 6. 15 Annual Regulated Expenses (Ra)</u>	111
<u>Tabel 6. 16 Annual Variable Value (Va)</u>	111
<u>Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa)</u>	111

DAFTAR GAMBAR

<u>Gambar 1.1 Grafik log k terhadap 1/T untuk reaksi bauksit dalam larutan NaOH dengan konsentrasi yang bervariasi (Perić, J., Krstulović, R. and Ferić, T., 1985)</u>	13
<u>Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif</u>	21
<u>Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif</u>	22
<u>Gambar 4. 1 Wilayah Pabrik Aluminium Oksida.....</u>	57
<u>Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik.....</u>	61
<u>Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik.....</u>	65
<u>Gambar 4.4 Bagan Struktur Pengurus</u>	67
<u>Gambar 4. 5 Bagan struktur organisasi.....</u>	69
<u>Gambar 5.1 Diagram Utilitas.....</u>	92
<u>Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear</u>	101

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A.....	117
Lampiran B.....	128

DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

T	:	<i>Temperature</i> , °C
D	:	Diameter, m
H	:	Tinggi, m
P	:	Tekanan, atm
μ	:	Viskositas, cP
ρ	:	Densitas, kg/m ³
Q	:	Kebutuhan Kalor, Kj/Jam
A	:	Luas Penampang, m ²
V	:	Volume, m ³
t	:	Waktu, jam
M	:	Massa, Kg
Fv	:	Laju Volumetrik, m ³
R	:	Jari-jari, in
P	:	<i>Power motor</i> , Hp
Ts	:	Tebal <i>shell</i> , in
ΔP	:	<i>Pressure drop</i> , psia
ID	:	<i>Inside</i> diameter, in
OD	:	<i>Outside</i> diameter, in
Th	:	Tebal <i>head</i> , in
Re	:	Bilangan Reynold
F	:	<i>Allowable stress</i> , psia
icr	:	Jari-jari sudut dalam, in

L	:	Lebar pengaduk, m
N	:	Kecepatan putaran, rpm
UD	:	Koefisien perpindahan panas <i>overall</i> HE, Btu/jam ft ² °F
UC	:	Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jam ft ² °F
P	:	Panjang, m
l	:	Lebar, m
x	:	Konversi, %
E	:	Efisiensi sambungan
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
K	:	Konstanta kinetika reaksi
R	:	Tatapan konstan gas
Fv	:	Laju alir, m ³ /jam
Sg	:	<i>Specific gravity</i>
LMTD	:	<i>Long Mean Temperature Different</i> , °F

ABSTRAK

Pabrik aluminium oksida dengan kapasitas 300.000 ton/tahun direncanakan akan dibangun di Sanggau, Kalimantan Barat. Pabrik ini akan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun dengan lahan seluas 24.551 m². Proses produksi aluminium oksida menggunakan proses Bayer dengan larutan natrium hidroksida. Proses Bayer diawali dengan pemecahan dan penghalusan bauksit guna memperoleh ukuran partikel yang lebih kecil dan luas permukaan yang lebih besar. Bauksit yang telah dihaluskan kemudian dicampurkan dengan larutan NaOH di dalam reaktor alir tangki berpengaduk pada suhu 140°C dan tekanan 4 atm. Penggunaan natrium hidroksida (NaOH) sebagai bahan utama sangat korosif dan berbahaya, sehingga memerlukan penanganan khusus untuk menghindari kecelakaan kerja. Selain itu, suhu tinggi pada rotary kiln yang mencapai 635°C meningkatkan potensi bahaya ledakan dan kebakaran, sehingga pengendalian operasi yang ketat sangat diperlukan. Proses. Parameter kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi keuntungan pabrik sebelum pajak Rp922.421.096.801 dan setelah pajak Rp599.573.712.921 dengan setiap tahun total penjualan Rp11.096.025.840.000. Analisa kelayakan dilihat dari nilai Return of Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 74% dan setelah pajak sebesar 48%, Pay Out Time (POT) sebelum pajak selama 1,19 tahun dan setelah pajak selama 1,72 tahun, Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 17,88%, Break Event Point (BEP) sebesar 45,07%, dan Shut Down Point (SDP) sebesar 37,29%. Dapat diketahui keuntungan hasil analisa menunjukkan bahwa pabrik aluminium oksida ini memiliki tingkat resiko tinggi (*high risk*).

Kata Kunci:

Pabrik Aluminium Oksida, Bauksit, Proses Bayer, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

ABSTRACT

An aluminum oxide plant with a production capacity of 300,000 tons per year is planned to be established in Sanggau, West Kalimantan. The plant will operate for 330 days per year on a land area of 24,551 m². The production process utilizes the Bayer process with a sodium hydroxide solution. The Bayer process begins with the crushing and grinding of bauxite to obtain smaller particle sizes and a larger surface area. The finely ground bauxite is then mixed with a NaOH solution in a stirred tank flow reactor at a temperature of 140°C and a pressure of 4 atm. The use of sodium hydroxide (NaOH) as a primary material is highly corrosive and hazardous, requiring special handling to prevent workplace accidents. Additionally, the high temperature in the rotary kiln, reaching up to 635°C, increases the risk of explosions and fires, making strict operational control essential. The feasibility of establishing this plant is analyzed based on economic parameters, showing a pre-tax profit of IDR 922.421.096.801 and a post-tax profit of IDR 599.573.712.921, with an annual total revenue of IDR 11.096.025.840.000. The feasibility analysis includes a Return on Investment (ROI) of 74,13% before tax and 48,18% after tax, a Pay Out Time (POT) of 1.19 years before tax and 1.72 years after tax, a Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) of 17.88%, a Break-Even Point (BEP) of 45.07%, and a Shut Down Point (SDP) of 37.29%. The results indicate that the aluminum oxide plant carries a high level of financial risk.

Keywords:

Aluminum Oxide Plant, Bauxite, Bayer Process, Stirred Tank Flow Reactor

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri pertambangan merupakan salah satu sektor yang berkontribusi terhadap pesatnya pertumbuhan kapitalisasi pasar Indonesia. Sektor industri di Indonesia semakin meningkat seiring berjalannya waktu. Dalam pembangunan tersebut, salah satu bahan yang dipilih yaitu aluminium karena memiliki sifat yang tahan korosi, kekuatan yang tinggi namun ringan serta konduktivitas yang baik. Peningkatan peminatan aluminium akan menuntut adanya peningkatan produksi bahan dasar aluminium yaitu aluminium oksida.

Aluminium oksida sebagai bahan baku aluminium dapat diperoleh melalui proses peleburan alumina yang merupakan senyawa kimia dari bauksit. Cadangan bauksit di Indonesia sebesar 4% dari total cadangan bauksit di dunia sebagai negara yang berperan penting dalam penyediaan bahan baku bauksit (ESDM, 2020).

Saat ini, Indonesia masih mengekspor bauksit mentah. Hal ini disebabkan terbatasnya pabrik alumina di Indonesia. Maka, pembangunan pabrik aluminium oksida dengan sumber bahan baku bauksit akan menjadi strategis dalam mendukung kebutuhan material untuk pembangunan infrastruktur yang berlangsung di Indonesia. Pembangunan pabrik ini juga diharapkan dapat meningkatkan devisa negara untuk memperkuat perekonomian Indonesia.

1.2. Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik alumina ini direncanakan untuk memiliki kapasitas 300.000 ton/tahun yang akan mulai beroperasi pada tahun 2028. Penentuan kapasitas

pabrik ini dilakukan berdasarkan prinsip *supply* dan *demand* dengan memperhitungan data terkait ekspor, impor, konsumsi, produksi, dan kapasitas pabrik yang sudah ada.

1.2.1. Supply

a. Impor

Impor aluminium oksida (Al_2O_3) di Indonesia terjadi karena produksi alumina dalam negeri masih belum mencukupi. Menurut data dari Badan Pusat Statistik (BPS), perkembangan jumlah impor dapat dilihat dalam periode 2019-2023 pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Data Impor Aluminium Oksida di Indonesia

No	Tahun	Impor (Ton/Tahun)	% Pertumbuhan
1	2019	435827	
2	2020	399506	-8
3	2021	359929	-10
4	2022	329884	-8
5	2023	711055	116
Rata-rata			22

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan tabel tersebut, dalam 5 tahun terakhir impor aluminium oksida terlihat bahwa mengalami rata-rata peningkatan sebesar 22%. Kebutuhan aluminium oksida pada tahun 2028 dapat dihitung menggunakan *discounted method* dengan rumus:

$$F = P (1 + i)^n \dots \dots \dots (1)$$

Keterangan:

F = Nilai kebutuhan pada tahun ke -n (ton/tahun)

P = Besarnya kebutuhan pada tahun terakhir (ton/tahun)

i = Rata-rata peningkatan kebutuhan

n = Selisih tahun dengan tahun ke -n

Dengan menggunakan *discounted method* maka, perhitungan menjadi:

$$F = 711.055(1 + 22\%)^5$$

$$F = 3.000.004 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, kebutuhan impor aluminium oksida diproyeksikan untuk tahun 2028, sehingga diperkirakan kebutuhan impor aluminium oksida pada tahun 2028 sebesar 3.000.004 ton/tahun

b. Produksi

Terdapat beberapa pabrik di Indonesia yang memproduksi aluminium oksida beserta kapasitas produksinya:

Tabel 1.2 Data Produksi Aluminium Oksida di Indonesia

Nama Perusahaan	Produk	Lokasi	Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)
PT Well Harvest Winning Alumina Refinery *	SGA (<i>Semelter Grade Alumina</i>)	Kalimantan Barat.	2.000.000
PT Indonesia Chemical Alumina **	CGA (<i>Chemical Grade Alumina</i>)	Kalimantan Barat.	300.000
PT ANTAM Tbk. ***	SGA (<i>Semelter Grade Alumina</i>)	Kalimantan Barat.	161.000

Berdasarkan tabel di atas, terdapat 2 pabrik aluminium oksida yang ada di Indonesia dengan total produksi sebesar 2.461.000 ton/tahun. Dengan asumsi, sampai tahun 2028 tidak ada pabrik baru yang berdiri, maka proyeksi *supply* pada tahun 2028 dapat dihitung:

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

$$Supply = (2.461.000 + 3.000.004) \text{ ton/tahun}$$

$$Supply = 5.461.004 \text{ ton/tahun}$$

1.2.2. Demand

a. Ekspor

Ekspor aluminium oksida (Al_2O_3) di Indonesia berdasarkan data yang didapatkan dari Badan Pusat Statistik (BPS), dapat dilihat perkembangannya dari tahun 2019-2023 pada Tabel 1.3

Tabel 1. 3 Data Ekspor Aluminium Oksida di Indonesia

No	Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)	% Pertumbuhan
1	2019	1080694	0.00
2	2020	907803	-16
3	2021	1292646	42
4	2022	2024195	57
5	2023	2153522	6
Rata-rata			22

Sumber: (Badan Pusat Statistik, 2024)

Berdasarkan tabel ekspor aluminium oksida di Indonesia, diketahui bahwa ekspor aluminium oksida mengalami peningkatan, dengan rata-rata pertumbuhan sebesar 22% dari 2019 hingga 2023. Dengan demikian, melalui rumus *discounted method* pada persamaan (1) diperoleh perkiraan jumlah ekspor pada tahun 2028 akan mencapai 5.902.914 ton/tahun.

$$F = 2.153.522(1 + 22\%)^5$$

$$F = 5.902.914 \text{ ton/tahun}$$

b. Konsumsi

Berdasarkan laporan dari CNBC Indonesia dan PT Inalum (Persero), konsumsi alumina di Indonesia mencapai 2.000.000 ton/tahun. Tingginya

angka konsumsi ini mencerminkan pentingnya alumina sebagai bahan baku utama dalam industri aluminium domestik. Meskipun produksi dalam negeri terus meningkat, permintaan yang tinggi dari berbagai sektor industri, terutama industri kimia dan manufaktur, membuat Indonesia masih harus mengimpor sebagian dari kebutuhan alumina. Data ini menunjukkan betapa pentingnya peran alumina dalam mendukung perkembangan industri nasional dan memenuhi kebutuhan pasar domestik.

Dari data ekspor dan konsumsi didapatkan proyeksi *demand* pada tahun 2028 yaitu:

$$Demand = Ekspor + Konsumsi(2)$$

$$Demand = (5.902.914 + 2.000.000) \text{ ton/tahun}$$

$$Demand = 7.902.914 \text{ ton/tahun}$$

Jadi, hasil proyeksi *demand* pada tahun 2028 sebesar 7.902.914 ton/tahun

1.2.3. Kapasitas Pabrik Aluminium Oksida

Peluang kapasitas pabrik aluminium ditentukan dengan perhitungan *supply* dan *demand* sebagai berikut:

$$Peluang = Demand - Supply(3)$$

$$Peluang = (7.902.914 - 5.461.004) \text{ ton/tahun}$$

$$Peluang = 2.441.910 \text{ ton/tahun}$$

Pada perhitungan tersebut, didapatkan peluang sebesar 2.441.910 ton/tahun. Jumlah bahan baku bijih bauksit yang tersedia di Indonesia adalah 7,8 juta ton. Dari 7,8 juta ton bahan baku bauksit ini, dapat dihasilkan sekitar 3,9 juta ton alumina (CNBC, 2023). Selain itu, sesuai dengan Tabel 1.2 mengenai kapasitas pabrik yang sudah ada berkisar dari 161.000 ton/tahun hingga 2.000.000 ton/tahun. Oleh karena

itu, dengan mempertimbangkan rentang kapasitas pabrik yang sudah berdiri, kapasitas 300.000 ton/tahun dianggap sebagai nilai ekonomi yang paling memungkinkan untuk membangun pabrik baru pada tahun 2028.

1.2.4. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan untuk produksi alumina adalah bauksit dan NaOH. Ketersediaan bahan baku ini sangat mempengaruhi kelangsungan operasi sebuah pabrik. Saat ini, diketahui bahwa Indonesia memiliki cadangan bauksit terbesar keenam di dunia. Ketersediaan bijih bauksit di Indonesia tersebar di beberapa daerah, dengan cadangan terbesar berada di Kepulauan Riau (termasuk Pulau Bintan), Kalimantan Barat, dan Kalimantan Tengah. Pulau Bintan di Kepulauan Riau serta wilayah di Kalimantan adalah sumber utama pasokan bauksit domestik, yang mendukung industri alumina dan aluminium dalam negeri. (ESDM, 2020)

Bahan baku bauksit diperoleh dari PT. ANTAM di Tayan, Kabupaten Sanggau, Kalimantan Barat, sedangkan NaOH padat diperoleh dari PT. Atlantic Intraco di Tangerang.

1.3. Tinjauan Pustaka

Aluminium oksida dapat diproses melalui berbagai jenis proses. Salah satunya yaitu proses basa. Proses basa juga terbagi menjadi dua yaitu proses bayer dan sinter (Luo, 2008).

1.3.1. Proses Basa

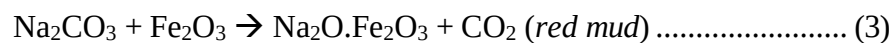
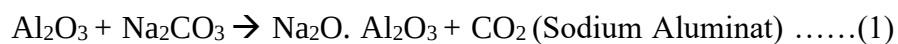
Proses basa merupakan proses ekstraksi aluminium oksida dengan penambahan alkali, soda kaustik atau soda abu dengan tujuan membuat larutan

aluminium oksida yang *super saturated* sehingga terbentuk kristal aluminium oksida. Menurut perkembangannya, proses ini terbagi menjadi dua, yaitu:

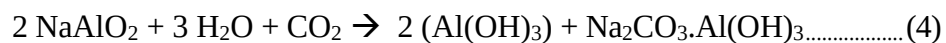
a. Sinter

Proses sinter merupakan proses pertama yang ditemukan oleh ilmuwan yang bernama Luis de Le Chatelier pada tahun 1854. Pada saat itu, metode ini merupakan metode yang ekonomis karena harga dari soda abu lebih rendah dibandingkan dengan soda kaustik (Senyuta, Panov, Suss, & Layner, 2016).

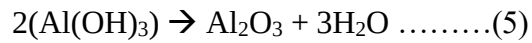
Pada metode sinter, direaksikan bauksit dengan natrium karbonat (soda abu) lalu disintering pada suhu 1000-1100 °C yang akan menghasilkan larutan natrium aluminat. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Pencucian aluminat dilakukan menggunakan air kemudian difiltrasi sehingga padatan atau residu (*red mud*) akan terbawa dan terpisah dari larutan aluminat. Proses pembentukan $\text{Al}(\text{OH})_3$ dengan cara pengendapan oleh karbonisasi (CO_2) dalam presipitator dengan reaksi:



Dari proses sintering yaitu filtrasi, larutan hasil filtrasi yang masih mengandung soda abu masih dapat di-*recycle* dalam proses ini. Pada tahapan terakhir dalam proses sintering, $\text{Al}(\text{OH})_3$ diproses di dalam rotary kiln pada suhu tinggi. Reaksi yang terjadi adalah:



Proses sinter memiliki keunggulan karena dapat mengolah bahan baku dengan kualitas yang rendah dan dapat menggunakan baku seperti batu kapur dan tanah liat. Namun proses ini sudah jarang digunakan setelah ditemukannya proses bayer. Proses sinter memiliki kekurangan dengan menggunakan bahan baku alkalinitas rendah, maka akan menurunkan yield dan memerlukan energi yang besar dan penggunaan natrium karbonat saat ini tidak ekonomis (Senyuta, 2013).

b. Bayer

Proses bayer ditemukan oleh seorang ahli kimia yang berasal dari Austria pada tahun 1888. Proses ini menggunakan bauksit sebagai bahan baku untuk menghasilkan aluminium oksida. Bauksit terdiri dari senyawa Al_2O_3 , SiO_2 , Fe_2O_3 , TiO_2 , dan H_2O dengan presentase yang bervariasi secara umum: Al_2O_3 (45-65%), SiO_2 (1-12%), Fe_2O_3 (2-25%), TiO_2 (>3%), dan H_2O (14-36%). Aluminium oksida dalam bauksit membentuk kompleks dengan air membentuk $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ (aluminium oksida monohidrat) dan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ (aluminium oksida trihidrat) (ESDM, 2012).

Proses bayer memiliki keunggulan konsumsi energi yang relatif lebih rendah dibandingkan dengan proses sinter. Proses bayer mengonsumsi 11 GJ/ton sedangkan proses sinter 30-40 GJ/ton (Luo&Soria, 2008). Dengan kebutuhan energi yang relatif lebih rendah, proses bayer dapat menghasilkan yield yang lebih tinggi (>93%).

1.3.2. Pemilihan Proses

Pemilihan proses berdasarkan kelebihan dan kekurangan masing-masing proses.

Tabel 1.4 Perbandingan Proses Produksi Alumina

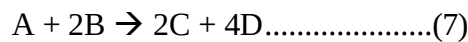
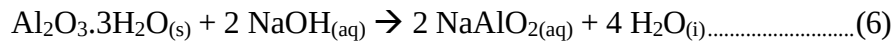
Kriteria	Macam Proses	
	Bayer	Sinter
1. Konversi	99,9%	89-90%
2. Bahan Baku	Bauksit	Bauksit, Tanah Liat, Batu Kapur
3. Kondisi Operasi	<i>Digestion</i> T = 140°C, P = 4 atm <i>Precipitation</i> T = 60°C, P = 1 atm <i>Calcination</i> T = 1200°C, P = 1 atm	<i>Sintering</i> T = 1200°C, P = 1 atm <i>Precipitation</i> T = 60°C, P = 1 atm <i>Calcination</i> T = 1200°C, P = 1 atm
4. Katalis	NaOH	Na ₂ CO ₃ , CO ₂
5. Sumber	Abdel-Aal, E.S.A., 2016. Leaching kinetics of gibbsitic bauxite with sodium hydroxide. In <i>E3S Web of Conferences</i> (Vol. 8, p. 01021). EDP Sciences.	Senyuta, A., Panov, A., Suss, A. and Layner, Y., 2016. Innovative technology for alumina production from low-grade raw materials. <i>Light metals 2013</i> , pp.203-208.

Pemilihan proses dilakukan dengan mempertimbangkan beberapa faktor seperti konversi reaksi, kondisi operasi, dan katalis. Dari jenis proses yang dapat didapatkan, dipilih proses Bayer. Pada proses ini, konversi yang dihasilkan memiliki kemurnian yang lebih tinggi dibandingkan dengan proses sinter. Selain itu, proses bayer dapat digunakan untuk pabrik yang memiliki kapasitas yang besar dan produk yang dihasilkan memiliki jumlah *Smelter Grade Alumina (SGA)* atau *metallurgical grade alumina* yang digunakan untuk pembuatan logam.

1.4. Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1. Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dan energi bebas reaksi (spontan/tidak spontan). ΔG dan ΔH yang terjadi pada reaksi berikut adalah:



Penentuan panas reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung pada perhitungan pembentukan standart $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 298 \text{ K}$ dengan persamaan:

$$\Delta H_{R^{\circ}298} = \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ produk} - \Delta H_{f^{\circ}298} \text{ reaktan} \dots \dots \dots (4)$$

Untuk mengetahui reaksinya *irreversible* atau *reversible* (harga K) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = -RT \ln K_0 \dots \dots \dots (5)$$

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{H_r}{RT^2} \dots \dots \dots (6)$$

Keterangan:

G° = Energi bebas Gibbs standar ($T = 298 \text{ K}$) kJ/mol

H_r = Panas reaksi

K = Konstanta kesetimbangan

T = Temperatur (413 K)

R = Tetapan gas (1,987 kal/K.mol)

**Tabel 1.5 Data *Heat of Formation* dan *Free Energy of Formation*
Pembentukan Aluminium Oksida**

Komponen	$\Delta H_R^{\circ 298}$ (kJ/mol)	$\Delta H_F^{\circ 298}$ (kJ/mol)
$Al_2O_3 \cdot 3H_2O_{(s)}$	-1275,283	-1141,814
$NaOH_{(aq)}$	-426,601	-379,070
$NaAlO_{2(aq)}$	-1133,2	-1069,430
H_2O	-285,840	-237,191

(Perry's, 1999)

$$\Delta H_R^{\circ 298} = \Delta H_R^{\circ 298} \text{produk} - \Delta H_R^{\circ 298} \text{reaktan}$$

$$\Delta H_R^{\circ 298} = [\Delta H_R^{\circ 298} (2C + 4D)] - [\Delta H_R^{\circ 298} (A + 2B)]$$

$$\Delta H_R^{\circ 298} = [(2 \times (-1133,2)) + (4 \times (-285,840))] - [(-1275,283) + (2 \times (-26,601))]$$

$$\Delta H_R^{\circ 298} = -3409,760 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan didapat harga $\Delta H_R^{\circ 298}$ (-) negatif yang menandakan bahwa reaksi yang berlangsung eksotermis, sehingga menimbulkan panas. Namun, perlu diketahui harga $\Delta H_R^{\circ 413}$ sesuai kondisi operasi yang berlangsung:

$$\Delta H_R^{\circ 413} = \Delta H_1 + \Delta H_R^{\circ 298} \text{ reaktan} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_1 = \int_{298}^{413} C_{pA} dT + 2 \int_{298}^{413} C_{pB} dT$$

$$\Delta H_2 = 2 \int_{298}^{413} C_{pC} dT + 4 \int_{298}^{413} C_{pD} dT$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = [(-5,19e + 04) + (2 \times (-1e + 04)) + (2 \times (8,46e + 05)) + (4 \times (8,69e + 03))] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = [1,65e + 06] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_R^{\circ 413} = [(1,65e + 06) + (-3409,760)] \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_R^{\circ 413} = [3,73e + 02] \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan didapatkan nilai $\Delta H_R^{\circ 413}$ untuk kondisi operasi yaitu berlangsung secara endotermis. Dalam reaksi endotermis, perpindahan panas dari lingkungan ke dalam sistem mengakibatkan suhu wilayah dari lingkungan menurun menjadi lebih dingin. Reaksi berlangsung pada kondisi padat – cair.

$$\begin{aligned}
\Delta G_f^\circ_{298} &= \Sigma \Delta G_f^\circ \text{produk} - \Delta G_f^\circ \text{reaktan} \\
&= [(2 \times (-1069,430)) + (4 \times (-237,190)) - [(-1141,813) \\
&\quad + (2 \times (-379,070)))] \\
&= [(-3087,622) - (-1899,954)] \text{ kJ/mol} \\
&= [-4987,577] \text{ kJ/mol}
\end{aligned}$$

Dari persamaan (5) dapat dicari harga K_0 pada $T = 298 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
G &= -RT \ln K_0 \\
K_0 &= e^{-\frac{G}{RT}} \\
K_0 &= e^{-\frac{4987,577}{8,314 \times 298}} \\
K_0 &= 7,486
\end{aligned}$$

Harga K_0 masuk ke persamaan (6) dengan nilai $T_1 = 413 \text{ K}$

$$\begin{aligned}
\frac{d \ln K}{dT} &= \frac{H_r}{RT^2} \\
\ln K_1 &= \frac{H_r}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right] \\
\ln K_1 &= \frac{H_r}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right] [\ln K_0] \\
\ln K_1 &= 0,289 \\
K_1 &= 1,336
\end{aligned}$$

Pada suhu operasi 413 K energi Gibbs bernilai negatif, maka reaksi berlangsung spontan. Sedangkan harga $K > 1$ sehingga reaksi cenderung bergerak ke arah produk, diasumsikan bahwa reaksi bersifat *irreversible*.

1.4.2. Tinjauan Kinetika

Kajian mengenai kinetika dalam tahap perancangan sangat penting, karena kinetika suatu reaksi akan mempengaruhi kondisi operasi berupa suhu serta tekanan pada alat yang digunakan. Faktor yang menjadi pertimbangan adalah konstanta kecepatan reaksi (k) dimana menentukan kecepatan suatu zat atau senyawa untuk

bereaksi menjadi produk. Konstanta kecepatan reaksi dapat dihitung menggunakan persamaan Arrhenius, sebagai berikut:

$$k = Ae^{\frac{E}{RT}} \dots \dots \dots (7)$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi (m³/kmol.menit)

A = Faktor frekuensi tumbukan (m³/kmol.menit)

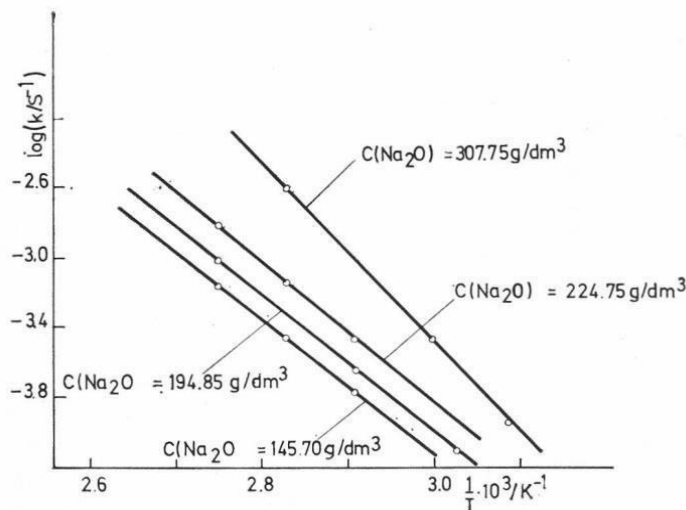
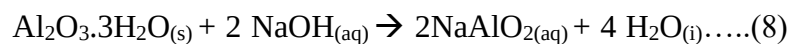
R = Konstanta gas (8,314 J/mol K)

T = Temperatur (K)

E = Energi aktivasi

Berdasarkan persamaan di atas, nilai A, E, dan R tetap konstan, sehingga harga k dipengaruhi oleh suhu. Kecepatan reaksi meningkat sebanding dengan suhu, artinya semakin tinggi suhu maka kecepatan reaksi semakin besar. Dari kecepatan reaksi tersebut, dapat ditentukan waktu tinggal reaksi dalam reaktor.

Reaksi pembentukan NaAlO₂ merupakan reaksi yang terjadi antara Bauksit dan Natrium Hidroksida, reaksi yang terjadi:



Gambar 1.1 Grafik log k terhadap 1/T untuk reaksi bauksit dalam larutan NaOH dengan konsentrasi yang bervariasi (Perić, J., Krstulović, R. and Ferić, T., 1985)

Diketahui bahwa reaksi pembentukan NaAlO_2 merupakan reaksi non-elementer orde satu dengan suhu reaksi 413°K dengan nilai k sebesar $8,72 \times 10^7 \exp^{-\frac{74990}{R \cdot T}}$ (Perić, J., Krstulović, R. and Ferić, T., 1985). Persamaan laju reaksinya dapat ditulis sebagai berikut:

$$-r_A = k \cdot C_A \dots \dots \dots (8)$$

Keterangan:

$-r_A$ = laju reaksi

k = konstanta laju reaksi

C_A = konsentrasi bauksit mula-mula

Selanjutnya, dicari nilai kinetika reaksi (k) dengan persamaan Arrhenius:

$$\begin{aligned} k &= A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}} \\ &= 8,72 \times 10^7 \times e^{-\frac{74990}{8,314 \times 413}} \\ &= 0,028 \text{ s}^{-1} \end{aligned}$$

Maka, didapatkan nilai kinetika reaksi pembentukan NaAlO_2 pada suhu 413°K yaitu $0,028 \text{ s}^{-1}$.

BAB II PERANCANGAN PRODUK

Dalam merancang pabrik yang akan dibangun, penting untuk memastikan bahwa kualitas bahan baku dan produk akhir memenuhi standar yang telah ditetapkan untuk mencapai hasil proses yang optimal. Selain itu, beberapa spesifikasi pendukung juga perlu disesuaikan agar kualitas produk dapat memenuhi kriteria pasar. Oleh karena itu, mekanisme pembuatan aluminium oksida dirancang dengan memperhatikan variabel utama seperti spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Produk

Produk yang akan dihasilkan berupa aluminium oksida dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tabel 2.1 Spesifikasi Aluminium Oksida

Komponen	Keterangan
Rumus molekul	Al_2O_3
Berat molekul	70,134 gr/mol
Wujud	Padatan Kristal ($T = 30^\circ\text{C}$ & $P = 1 \text{ atm}$)
Warna	Putih
Kandungan Al_2O_3	99,55%
Kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	0,15%
Kandungan NaAlO_2	0,09%
Kandungan Na_2O	0,20%
Berat Molekul	102
Titik Didih	3000°C pada 1 atm
Titik Leleh	1999 sampai 2072°C
<i>Specific Gravity</i>	3,99

Sumber: *Perry's & Green, 1999*

2.2. Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1. Bahan Baku

Dalam proses pembuatan aluminium oksida bahan utama yang digunakan yaitu bauksit yang direaksikan dengan natrium hidroksida, berikut spesifikasi bauksit:

Tabel 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

Spesifikasi	Bahan Baku
	Bauksit
Rumus molekul	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$
Wujud	Padat
Berat molekul	156 g/mol
Kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$	80%
Kandungan Fe_2O_3	13%
Kandungan TiO_2	2%
Kandungan SiO_2	6%
Titik Didih	2210 °C
Titik Leleh	2038 °C
Kelarutan	Mudah larut dalam <i>caustic soda</i> (NaOH)

Sumber: *Perry's & Green, 1999*

2.2.2. Bahan Pembantu

Bahan pembantu yang digunakan dalam proses ini yaitu natrium hidroksida. Berikut spesifikasi natrium hidroksida:

Tabel 2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Spesifikasi	Bahan Pendukung
	Natrium Hidroksida
Rumus molekul	NaOH
Wujud	Padat
Berat molekul	40 g/mol

Lanjutan tabel 2.3

Kemurnian	98%
Titik Didih	1390 °C
Titik Leleh	318,4 °C
<i>Specific Gravity</i>	2,71

Pada masing masing bahan dan produk. Identifikasi hazard bahan dalam proses pengolahannya yang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 2.4 Identifikasi Hazard Bahan Kimia dan Pengolahannya

Identifikasi Hazard Bahan Kimia dalam Proses							
Komponen	Hazard						
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive
Al ₂ O ₃					✓		
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O					✓		
NaOH		✓	✓	✓	✓	✓	

Sumber: MSDS, 2006

2.3. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) di pabrik pembuatan Aluminium Oksida (Alumina) mencakup kontrol terhadap kualitas bahan baku, proses produksi, dan produk akhir. Untuk memastikan produk sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan, diperlukan pengawasan dan pengendalian yang ketat dalam setiap tahap produksi. Hal ini bertujuan agar proses produksi berjalan sesuai dengan tahapan yang direncanakan, menghasilkan produk berkualitas tinggi sesuai dengan standar dan jumlah yang ditentukan, serta tepat waktu sesuai jadwal produksi. Oleh karena itu, pengendalian produksi yang efektif sangat diperlukan, diantaranya yaitu:

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku bertujuan untuk memastikan bahwa bahan baku seperti Bauksit ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$) dan Natrium Hidroksida (NaOH) memenuhi spesifikasi sebelum produksi dimulai. Pemeriksaan dapat dilakukan melalui uji laboratorium atau alat kontrol. Jika tidak sesuai standar, bahan baku dapat dikembalikan ke penjual.

2.3.2. Pengendalian Kualitas Proses Produksi

Pengawasan dan pengendalian saat jalannya proses dilakukan dengan alat yang berpusat di control room, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi kesalahan indikator yang telah ditetapkan atau diset baik itu *flow rate* bahan baku, produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan berupa: lampu nyala, bunyi alarm dan lainnya. Bila terjadi kesalahan, proses harus segera dikembalikan ke kondisi semula, baik secara otomatis maupun manual. Alat kontrol yang harus digunakan antara lain:

a. *Flow Control*

Flow control berfungsi untuk mengatur dan mengendalikan laju aliran fluida (cairan, gas, atau bahan lainnya) dalam suatu sistem. Tujuan utamanya adalah memastikan bahwa aliran fluida tetap sesuai dengan kebutuhan proses.

b. *Temperature Control*

Fungsi *temperature control* adalah untuk mengatur dan menjaga suhu dalam suatu sistem atau proses agar tetap pada tingkat yang diinginkan. Ini melibatkan pengawasan suhu secara *real-time*, penyesuaian pemanasan atau

pendinginan sesuai kebutuhan, dan menjaga suhu pada rentang yang aman dan efisien.

c. *Pressure Control*

Fungsi *pressure control* adalah untuk mengatur dan mempertahankan tekanan dalam suatu sistem atau proses pada level yang diinginkan untuk mendukung kestabilan dan efisiensi proses produksi.

d. *Weight Control*

Mengatur jumlah material yang digunakan dalam proses untuk memastikan efisiensi dan menghindari pemborosan, serta mencegah masalah yang dapat timbul dari kesalahan berat, seperti kelebihan atau kekurangan bahan yang dapat mempengaruhi keamanan dan kualitas produk.

Kelancaran proses produksi dapat didukung dengan mengadakan pengawasan pada selama proses berlangsung dan pada saat sudah menjadi produk sebelum didistribusikan kepada konsumen. Pengawasan yang dapat dilakukan yaitu pengawasan proses secara langsung, pengawasan otomatis menggunakan panel kendali serta pengawasan melalui kondisi parameter mesin.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan dengan tujuan agar proses produksi dapat menghasilkan produk yang memenuhi standar kualitas dan mencapai jumlah yang ditargetkan sesuai jadwal yang telah ditetapkan. Maka dari itu, dilakukan pengawasan dan pengendalian yang efektif selama proses produksi. Pengendalian produksi dapat dilakukan dengan beberapa cara berikut:

a. Pengendalian Kualitas

Tujuan utama pengendalian kualitas adalah untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan sesuai dengan standar kualitas yang telah ditetapkan. Apabila terjadi ketidaksesuaian dalam produksi, maka akan terlihat pada hasil monitor atau pemeriksaan laboratorium.

b. Pengendalian Kuantitas

Tujuan utama pengendalian kuantitas adalah untuk memastikan bahwa jumlah produk yang dihasilkan atau disediakan sesuai dengan kebutuhan dan target yang telah ditetapkan, sehingga dapat memenuhi permintaan pelanggan dan mengoptimalkan efisiensi operasional.

c. Pengendalian Waktu

Tujuan utama pengendalian waktu adalah untuk memastikan bahwa kegiatan atau proyek diselesaikan tepat waktu, menghindari keterlambatan, dan mencapai target sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan.

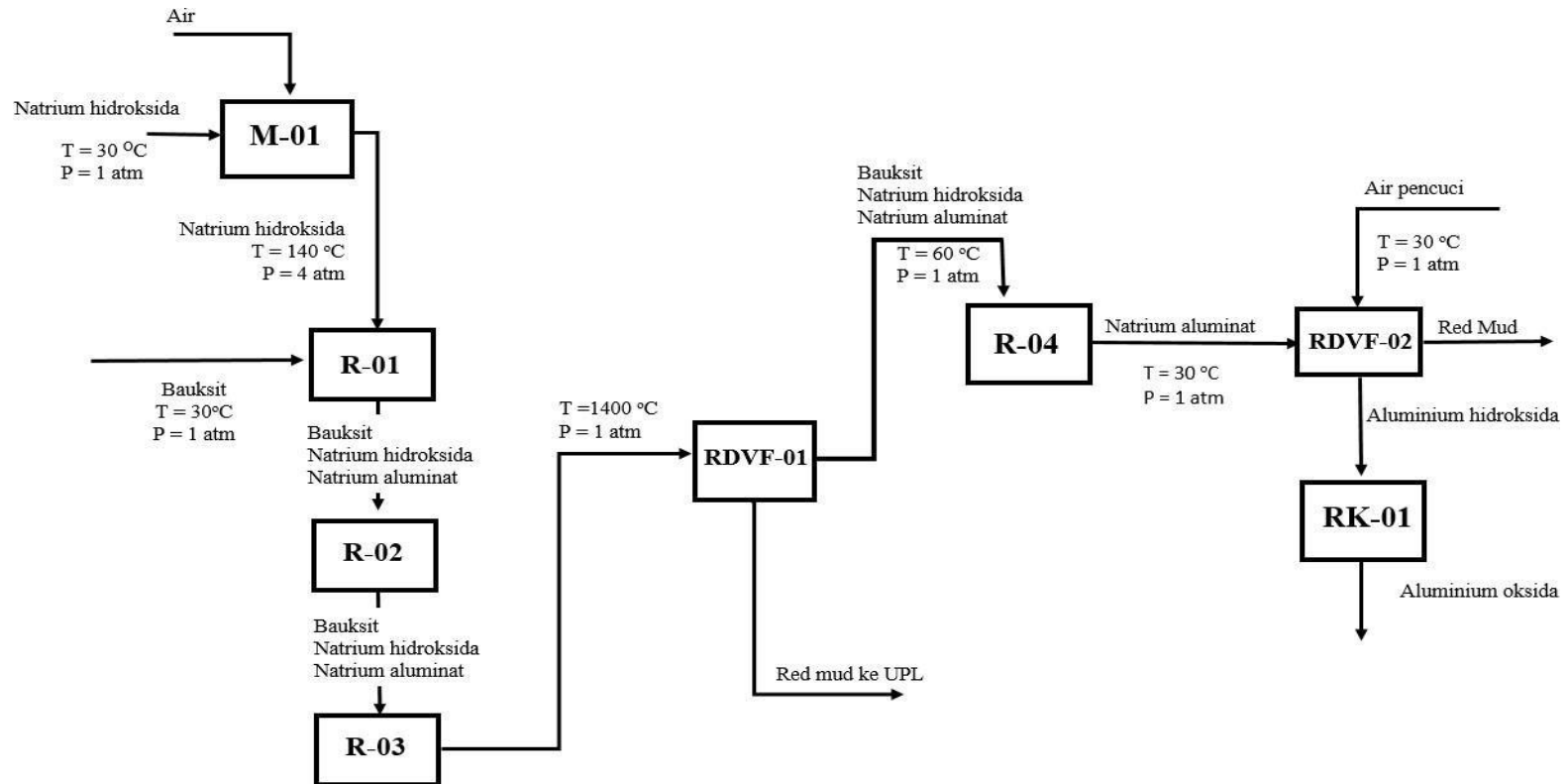
d. Pengendalian Bahan Proses

Tujuan utama pengendalian proses yaitu digunakan untuk memastikan bahwa bahan bahan yang digunakan dalam proses produksi memenuhi standar kualitas dan dapat mendukung efisiensi serta dapat mengurangi resiko kesalahan atau kerusakan pada produk akhir.

BAB III PERANCANGAN PROSES

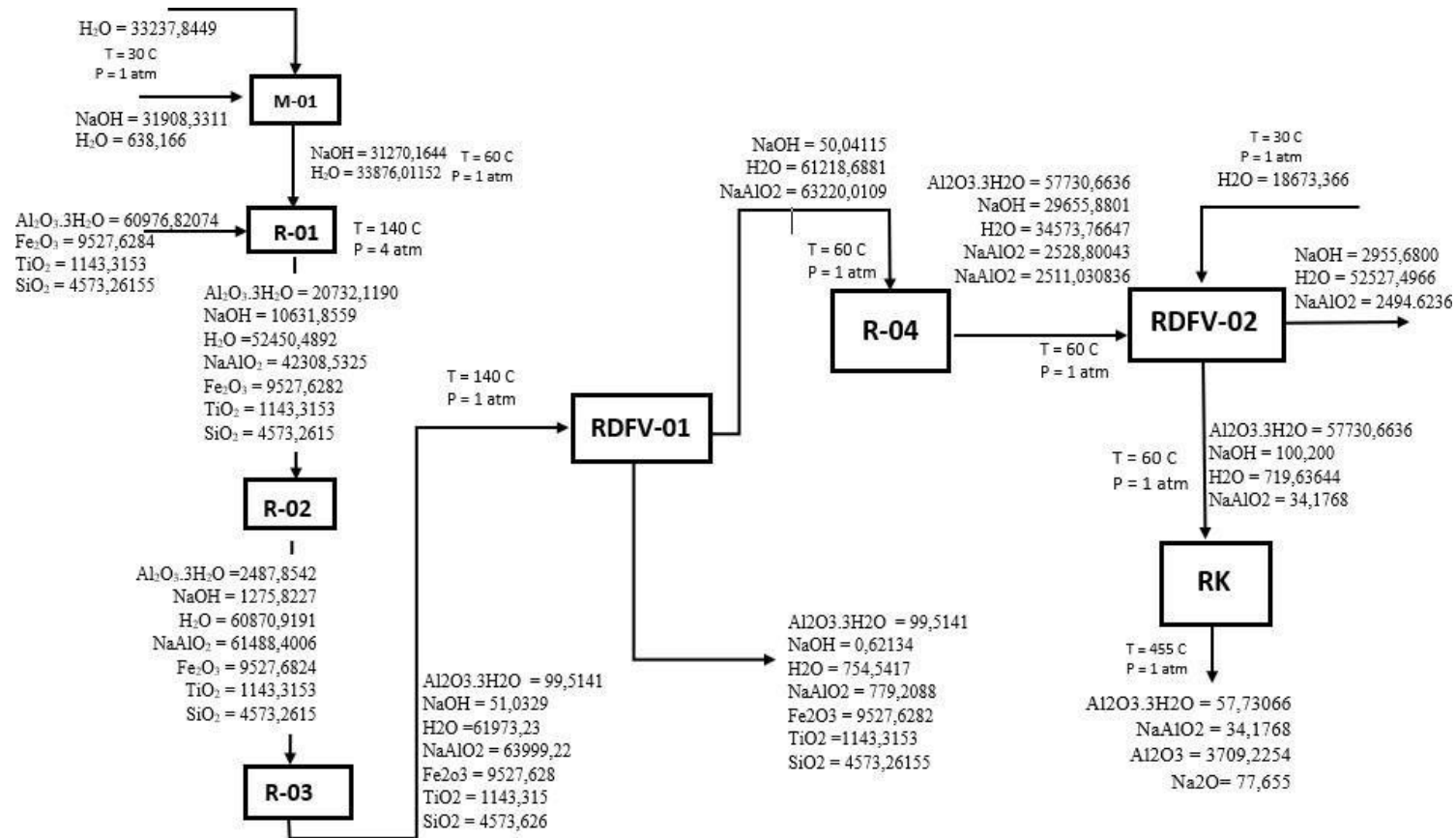
3.1. Diagram Alir Proses dan Material

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

Pembentukan aluminium oksida dari bauksit dan natrium hidroksida menjadi tiga tahapan proses, sebagai berikut:

- a. Tahap persiapan bahan baku
- b. Tahap pembentukan produk
- c. Tahap pemurnian produk

3.2.1. Tahapan Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk mempersiapkan bauksit dan natrium hidroksida sebelum proses reaksi di dalam reaktor. Bahan baku yang digunakan adalah bauksit dengan komposisi $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ 80%, Fe_2O_3 13%, TiO_2 2%, dan SiO_2 6%, serta natrium hidroksida bubuk dengan konsentrasi 98%.

Bauksit dihancurkan menggunakan *jaw crusher* untuk mengurangi ukuran dari 100 mm menjadi 50 mm, lalu dilanjutkan dengan penghancuran lebih lanjut menggunakan grinder hingga mencapai ukuran 0,074 mm sebelum dimasukkan ke dalam reaktor (R-01).

Natrium hidroksida padat 98%, yang disimpan dalam silo (S-01), diumpankan ke dalam mixer untuk dicampur dengan air hingga mencapai konsentrasi 48%. Selanjutnya, larutan natrium hidroksida dipompa menggunakan pompa (P-02) ke dalam reaktor (R-01). Tekanan dan suhu larutan natrium hidroksida dinaikkan menjadi 4 atm dan dipanaskan hingga mencapai

140°C dengan bantuan heater (HE-01), sebelum direaksikan dengan bauksit di dalam reaktor (R-01).

3.2.2. Tahap Pembentukan Produk

Proses pembentukan aluminium oksida terdiri dari tiga tahapan utama, yaitu proses *digestion*, *precipitation*, dan *calcination*, yang masing-masing berlangsung dalam alat yang berbeda.

Pada tahap *digestion*, reaksi berlangsung pada kondisi operasi 1 atm dan suhu 140°C. Bauksit yang telah dihancurkan hingga ukuran yang diinginkan diumpankan ke dalam reaktor, kemudian Natrium Hidroksida 48% yang telah disesuaikan dengan kondisi operasi juga dimasukkan ke dalam reaktor untuk direaksikan dengan bauksit. Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Hasil keluaran dari reaktor (R-01, R-02, R-03) adalah natrium aluminat (NaAlO_2) dalam bentuk cair.

Natrium aluminat yang dihasilkan dari reaksi *digestion* selanjutnya dialirkan menggunakan pompa menuju cooler untuk menurunkan suhu dari 140°C menjadi 60°C. Setelah itu, larutan dialirkan ke dalam *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01), di mana pemisahan antara padatan dan cairan terjadi. Padatan atau *impurities* (Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2) yang masih terkandung dalam larutan akan dipisahkan dan dialirkan ke unit pengolahan limbah, sedangkan cairan Natrium Aluminat dipompa ke dalam reaktor *precipitation* (R-04) dengan perbandingan massa Natrium Aluminate dan air yaitu 1;1,05.

Pada tahap *precipitation*, proses berlangsung di dalam reaktor (R-04) dengan kondisi operasi 1 atm dan suhu 60°C. Pada suhu ini, Natrium Aluminat akan membentuk senyawa Aluminium Trihidrat ($\text{Al}(\text{OH})_3$) yang mengendap sebagai padatan. Hasil reaksi pada proses *precipitation* kemudian dipompa ke dalam *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-02), di mana cairan dipisahkan dari padatan. Cairan akan dialirkan ke unit pembuangan limbah sementara padatan dipindahkan menggunakan *belt conveyor* dan *bucket elevator* menuju unit *pre-heating*, sebelum proses kalsinasi dilanjutkan dalam *rotary kiln*.

3.2.3. Tahap Pemurnian Produk

Hasil padatan dari proses *precipitation* selanjutnya diumpankan ke dalam *pre-heating* untuk mempersiapkan proses kalsinasi di *rotary kiln* (RK-01). Pada tahap kalsinasi, suhu tinggi diperlukan untuk menguapkan air yang terkandung dalam kristal, sehingga $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ akan terdekomposisi menjadi Al_2O_3 dengan kemurnian 99,5%. *Rotary kiln* yang digunakan memiliki efisiensi termal yang tinggi, yang membantu mengoptimalkan proses ini. Setelah proses kalsinasi, alumina (Al_2O_3) yang dihasilkan akan diumpankan menggunakan *screw conveyor* ke dalam *rotary cooler* untuk didinginkan hingga mencapai suhu 30°C, kemudian dipindahkan ke dalam silo penyimpanan (S-02).

3.3. Spesifikasi Alat

3.3.1. Spesifikasi Alat Proses

1. Reaktor Digester

Spesifikasi Umum

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dengan NaOH
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Seri
Konversi	: 66%
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 77,194 m ³

Kondisi Operasi

Suhu	: 140°C
Tekanan	: 4 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA-316</i>
Tebal <i>shell</i>	: 0,74 in
Tebal head	: 1,070 in
Tinggi total	: 12 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished head</i>

Pengaduk

Tipe pengaduk : *Turbine 6 Curve Blade Standard*

Kecepatan pengaduk: 155 rpm

Power pengadukan : 200 Hp

Jumlah 1

Tinggi pengaduk : 0,342 m

Koil Pemanas

Luas transfer panas : 126,15 m²

Diameter dalam coil : 1,16 in

Diameter luar coil : 1,5 in

Jumlah lilitan 6

Tinggi coil : 0,459 m

2. Reaktor Digester

Spesifikasi Umum

Kode : R-02

Fungsi : Mereaksikan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dengan NaOH

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Mode Operasi : Seri

Konversi : 88%

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 77,194 m³

Kondisi Operasi

Suhu : 140°C

Tekanan : 4 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA-316*

Tebal *shell* : 0,74 in

Tebal head : 1,070 in

Tinggi total : 12 m

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Pengaduk

Tipe pengaduk : *Turbine 6 Curve Blade Standard*

Kecepatan pengaduk: 155 rpm

Power pengadukan : 200 Hp

Jumlah 1

Tinggi pengaduk : 0,343 m

Koil Pemanas

Luas transfer panas : 134,37 m²

Diameter dalam coil : 1,16 in

Diameter luar coil : 1,5 in

Jumlah lilitan 4

Tinggi coil : 0,310 m

3. Reaktor Digester

Spesifikasi Umum

Kode	: R-03
Fungsi	: Mereaksikan $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ dengan NaOH
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Mode Operasi	: Seri
Konversi	: 96%
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 77,194 m ³

Kondisi Operasi

Suhu	: 140°C
Tekanan	: 4 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA-316</i>
Tebal <i>shell</i>	: 0,75 in
Tebal head	: 1,069 in
Tinggi total	: 12 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torisppherical dished head</i>

Pengaduk

Tipe pengaduk	: <i>Turbine 6 Curve Blade Standard</i>
Kecepatan pengaduk:	155 rpm
Power pengadukan	: 200 Hp

Jumlah 1

Jarak pengaduk : 1,714 m

Tinggi pengaduk : 0,343 m

Koil Pemanas

Luas transfer panas : 134,37 m²

Diameter dalam coil : 1,16 in

Diameter luar coil : 1,5 in

Jumlah lilitan 5

Tinggi coil : 0,373 m

4. Reaktor Precipitation

Spesifikasi Umum

Kode : R-04

Fungsi : Mengkristalkan natrium aluminat (NaAlO₂)
menjadi alumina trihidrat

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Konversi : 96%

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 40,467 m³

Kondisi Operasi

Suhu : 60°C

Tekanan : 1 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless steel SA-316*

Tebal *shell* : 0,366 in

Tebal head : 0,1875 in

Tinggi total : 5,4 m

Jenis *head* : *Torispherical dished head*

Pengaduk

Tipe pengaduk : *Turbine 6 Curve Blade Standard*

Kecepatan pengaduk : 37 rpm

Power pengadukan : 40 Hp

Jumlah 1

Jarak pengaduk : 1,985 m

Koil Pemanas

Luas transfer panas : 136,446 m²

Diameter dalam coil : 1,16 in

Diameter luar coil : 1,5 in

Jumlah lilitan 15

Tinggi coil : 1,330 m

5. *Rotary Kiln*

Spesifikasi Umum

Kode : RK-01

Fungsi : Dekomposisi Alumina Trihidrat menjadi
alumina dan H₂O

Konversi : 99,5%

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Suhu padatan masuk : 250 °C

Suhu padatan keluar : 454 °C

Suhu udara masuk : 631 °C

Suhu udara keluar : 600 °C

Tekanan : 1 atm

Waktu tinggal : 20,087 menit

Konstruksi dan material

Bahan : Baja *Stainless steel*

Diameter : 3,048 m

Panjang : 4,842 m

Daya motor : 232 Hp

3.3.2. Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

1. *Mixer*

Spesifikasi Umum

Kode	: M-01
Fungsi	: Mencampurkan dengan NaOH dengan H ₂ O
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 26,271 m ³

Kondisi Operasi

Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi	: <i>Stainless steel SA-316</i>
Tebal <i>shell</i>	: 0,062 in
Tebal head	: 0,265 in
Tinggi total	: 7,2 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torispherical dished head</i>

Pengaduk

Tipe pengaduk	: <i>Turbine Impeller with 6 Blades</i>
Kecepatan pengaduk	: 223 rpm
Power pengadukan	: 1,2 Hp
Jumlah	1

Jarak pengaduk : 1,282 m

Koil Pemanas

Luas transfer panas : 124,77 m²

Diameter dalam coil : 1,16 in

Diameter luar coil : 1,5 in

Jumlah lilitan : 4

Tinggi coil : 0,352 m

2. Jaw Crusher

Spesifikasi Umum

Kode : JC-01

Fungsi : Memperkecil ukuran bauksit hingga ukuran 50
mm

Jumlah : 1 alat

Kapasitas : 101,628 ton/jam

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm

Konstruksi dan material

Bahan : *Stainless steel SA-316*

Diameter : 157 in

Roll speed : 18 rpm

Power : 44 Hp

3. *Mercy Ball Mill*

Spesifikasi Umum

Kode : BM-01

Fungsi : Memperkecil ukuran bauksit hingga ukuran
0,074 mm

Jumlah : 1 alat

Kapasitas : 91,4652 ton/jam

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Konstruksi dan Material

Bahan : *Stainless steel SA-316*

Diameter : 157 in

Roll speed : 18 rpm

Power : 44 Hp

4. *Rotary Drum Vacuum Filter*

Spesifikasi Umum

Kode : RDVF-01

Fungsi : Memisahkan impurities dari hasil reaksi pada
reactor digestion (R-03)

Jumlah : 1 alat

Kondisi Operasi

Suhu : 60 °C
Tekanan : 1 atm
-ΔP : 5600 lb/ft²

Konstruksi dan material

Bahan : *Stainless Steel SA-316 grade C*
Panjang : 5,103 m
Diameter : 2,551 m
Luas Drum : 440 ft²
Daya motor : 2 Hp

5. Rotary Drum Vacuum Filter**Spesifikasi Umum**

Kode : RDVF-02
Fungsi : Mencuci padatan yang terbentuk dari hasil reaksi pada *reactor precipitation* (R-04) dengan air pencuci
Jumlah : 1 alat

Kondisi Operasi

Suhu : 60 °C
Tekanan : 1 atm
-ΔP : 5600 lb/ft²

Konstruksi dan material

Bahan	: <i>Stainless Steel SA-316 grade C</i>
Panjang	: 7,314 m
Diameter	: 3,657 m
Luas Drum	: 904 ft ²
Daya motor	: 5 Hp

3.3.3. Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan baku dan Produk

Tabel 3.1 Spesifikasi Alat penyimpanan bahan baku dan produk

Tangki	G-01	S-01	S-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku bauksit	Menyimpan bahan baku natrium hidroksida	Menyimpan produk aluminium oksida
Waktu penyimpanan	2 hari	5 hari	2 hari
Fase	Padat	Padat	Padat
Jumlah	1 unit	1 unit	1
Jenis	Gudang	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 atm	Suhu:30 ⁰ C Tekanan:1 atm	Suhu:30 ⁰ C Tekanan: 1 atm

Lanjutan tabel 3.1

Spesifikasi	Volume gudang: 1567,295 m³ Lebar: 12,777 m Panjang: 25,555 m Tinggi: 4,800 m Luas: 122,622 m²	Bahan konstruksi: <i>Stainless steel SA-316 grade C</i> Volume silo: 713,895 m³ Diameter: 7,488 m Tinggi: 14,977 m Tebal: 0,336 in	Bahan konstruksi: <i>Stainless steel SA-316 grade C</i> Volume silo: 552.078 m³ Diameter: 6,874 m Tinggi : 16,422 m Tebal: 0,319 in
-------------	--	--	---

3.3.4. Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

Tabel 3.2 Spesifikasi Pompa 1

Parameter	P-01	P-02	P-03
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki (T-01) menuju mixer (M-01).	Mengalirkan NaOH dari mixer (M-01) menuju reaktor (R-01).	Mengalirkan hasil dari reaktor (R-01) menuju reaktor (R-02).
Bahan yang dipompa	H ₂ O	NaOH, H ₂ O	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O, NaOH, H ₂ O, NaAlO ₂ , Fe ₂ O ₃ , TiO ₂ , SiO ₂
Viskositas. cP	0,817	7,956	5,057

Lanjutan tabel 3.2

Kapasitas, m ³ /jam	38,988	53,593	77,282
<i>Pump Head</i> , m	7,259	12,663	12,110
Suhu fluida, °C	30	140	140
P _{in} , atm	1	1	4
P _{out} , atm	1	4	4
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Daya motor, hp	3	7	10

Tabel 3.3 Spesifikasi Pompa 2

Parameter	P-04	P-05	P-06
Fungsi	Mengalirkan hasil dari reaktor (R-02) menuju reaktor (R-03).	Mengalirkan hasil dari RDVF-01 menuju reaktor (R-04)	Mengalirkan hasil dari reaktor (R-04) menuju RDVF-02
Bahan yang dipompa	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O, NaOH, H ₂ O, NaAlO ₂ , Fe ₂ O ₃ , TiO ₂ , SiO ₂	NaOH, H ₂ O, NaAlO ₂	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O, NaOH, H ₂ O, NaAlO ₂
Viskositas, cP	0,682	0,123	15,841
Kapasitas, m ³ /jam	86,786	90,806	59,542
<i>Pump Head</i> , m	12,100	4,627	4,839
Suhu fluida, °C	140	60	60
P _{in} , atm	4	1	1
P _{out} , atm	4	1	1
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Daya motor, hp	10	5	7,5

Parameter	P-07	P-08
Fungsi	Mengalirkan air pencuci ke RDVF-02	Mengalirkan hasil filtrat RDVF-02 ke UPL
Bahan yang dipompa	H ₂ O	NaOH, H ₂ O, NaAlO ₂
Viskositas, cP	0,817	23,280
Kapasitas, m ³ /jam	21,904	86,077
<i>Pump Head</i> , m	4,820	5,363
Suhu fluida, °C	30	60
P _{in} , atm	1	1
P _{out} , atm	1	1
Jenis pompa	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Daya motor, hp	1,5	2

Tabel 3.4 Spesifikasi *Belt Conveyor*

Kode	BC-01	BC-02	BC-03	BC-04
Fungsi	Mengangkut bauksit dari gudang menuju <i>jaw crusher</i> (JC-01)	Mengangkut NaOH dari silo (S-01) menuju <i>mixer</i> (M-01)	Mengalirkan <i>cake</i> hasil dari RDVF-01 ke UPL	Mengangkut hasil dari RDVF-02 menuju <i>bucket elevator</i> (BE-02)
Bahan yang diangkut	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2	NaOH	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, NaOH, H_2O , NaAlO_2 , Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, NaOH, H_2O , NaAlO_2
Kondisi Operasi	Suhu: 30°C Tekanan: 1 atm	Suhu: 30°C Tekanan: 1 atm	Suhu: 60°C Tekanan: 1 atm	Suhu: 60°C Tekanan: 1 atm
Bentuk bahan	<i>Coarse</i>	<i>Powder</i>	<i>Cake</i>	<i>Cake</i>
Jenis	<i>Belt Conveyor continuous open</i>	<i>Closed Belt Conveyor</i>	<i>Belt Conveyor continuous open</i>	<i>Belt Conveyor continuous open</i>
Kapasitas, kg/m	33.810,059	39.915,245	9.119,157	56.600,637
Kecepatan Belt, m/min	30,5	22,103	16,076	118,576
Panjang Belt, m	6,745	15,240	15,240	15,240
Lebar Belt, in	16	16	14	16
Daya	3	1	0,5	3
<i>Material construction</i>	Carbon steel SA-283 Grade C	Stainless steel SA-316 Grade C	Carbon steel SA-283 Grade C	Carbon steel SA-283 Grade C

Tabel 3.5 Spesifikasi Screw Conveyor

Kode	SC-01	SC-02	SC-03
Fungsi	Mengangkut bauksit dari <i>vibrating screen</i> (VS-01) menuju <i>jaw crusher</i> (JC-01)	Mengangkut bauksit dari <i>vibrating screen</i> (VS-01) menuju <i>grinder</i> (G-01)	Mengangkut bauksit dari <i>vibrating screen</i> (VS-02) menuju <i>grinder</i> (G-01)
Bahan yang diangkut	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2
Suhu, $^{\circ}\text{C}$	30	30	30
Tekanan, atm	1	1	1
Bentuk bahan	<i>Coarse</i>	<i>Coarse</i>	<i>Coarse</i>
Kapasitas, ton/jam	15	40	15
Panjang, m	4,572	4,572	4,572
Diameter flight, in	10	16	10
Diameter shaft, in	2	3	2
<i>Feed section diameter</i> , in	9	14	9
Kecepatan motor, rpm	80	50	80
Daya, Hp	1,27	3	1,27

Lanjutan tabel 3.5

Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
<i>Material construction</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>

Kode	SC-04	SC-05
Fungsi	Mengangkut bauksit dari <i>vibrating screen</i> (VS-02) menuju reaktor (R-01)	Mengangkut alumina oksida dari <i>rotary kiln</i> (RK-01) menuju <i>rotary cooler</i> (RC-01)
Bahan yang diangkut	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, Fe_2O_3 , TiO_2 , SiO_2	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, NaAlO_2 , Al_2O_3 , Na_2O
Suhu, $^{\circ}\text{C}$	30	455
Tekanan, atm	1	1
Bentuk bahan	<i>Coarse</i>	<i>Powder</i>
Kapasitas, ton/jam	40	40
Panjang, m	4,572	4,572
Diameter flight, in	16	16
Diameter shaft, in	3	3

Lanjutan tabel 3.5

<i>Feed section diameter, in</i>	14	14
Kecepatan motor, rpm	50	50
Daya, Hp	3	3
Jenis	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>	<i>Horizontal Screw Conveyor</i>
<i>Material construction</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>

Tabel 3.6 Spesifikasi Bucket Elevator

Kode	BE-01	BE-02
Fungsi	Mengangkut bahan baku NaOH untuk dimasukan ke dalam silo penyimpanan (S-01)	Mengangkut produk dari BC-04 menuju <i>pre-heating tower</i>
Bahan yang diangkut	NaOH	$\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$, NaOH, H_2O NaAlO_2
Suhu, °C	30	60
Tekanan, atm	1	1
Bentuk bahan	<i>Powder</i>	<i>Cake</i>
Kapasitas, ton/jam	45	75
Kecepatan, rpm	43	41
Tinggi Bucket, ft	25	25
Jarak antar bucket, ft	1	1

Lanjutan tabel 3.6

Tinggi 1 bucket, ft	1,5	1,5
Daya, Hp	15	25
Jenis	<i>Continous bucket elevator</i>	<i>Continous bucket elevator</i>
<i>Material construction</i>	<i>Rubber</i>	<i>Rubber</i>

Tabel 3.7 Spesifikasi Blower

Kode	BL-01
Fungsi	Menghisap udara untuk diumpankan ke dalam <i>rotary kiln</i> (RK-01) dan <i>rotary cooler</i> (RC-01)
Jenis	<i>Backward curved blade centrifugal blower</i>
<i>Material construction</i>	<i>Carbon steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	1
Jumlah udara masuk	10013,889 kg/jam
Laju volumetrik udara	9617,629 ft ³ /min
Tekanan	3,505 psia
Power	2 Hp

3.3.5. Spesifikasi Alat penukar Panas

Tabel 3.8 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	HE-01		
Fungsi	Menaikkan suhu umpan NaOH dari suhu 60 °C ke 140 °C		
Jenis	Double pipe Heat Exchanger		
Bahan Konstruksi	Stainless steel		
Annulus		Tube	
Fluida	Steam	Fluida	NaOH
Jenis Fluida	Hot fluid	Jenis fluida	Cold fluid
Laju alir massa	0,003 kg/jam	Laju alir massa	2800 kg/jam
Outer pipe	4,50 in	IPS	3 in
Inner pipe	4 in	Sch	40

Lanjutan tabel 3.8

Flow area	3,140 in ²	Outside diameter	3,500 in
Panjang	12 ft	Inner diameter	3,068 in
dPca	0,007 psi	Flow area	7,880 in ²
Rdca	0,003 Btu/jam.ft ² .F	Surface area	0,917 ft ² /ft
Suhu masuk	60 °C	dPcal	8,771 psi
Suhu keluar	140 °C	Suhu masuk	30 C
		Suhu keluar	58 C

Tabel 3.9 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	CL-01		
Fungsi	Menurunkan suhu dari reactor (R-03) menuju RDVF-01 Dari 140 menjadi 60 C		
Jenis	Double pipe Heat exchanger		
Bahan Konstruksi	Carbon steel		
Shell		Tube	
Fluida	NaAlO ₂	Fluida	H ₂ O
Jenis Fluida	Cold fluid	Jenis fluida	Hot fluid
Laju alir massa	0,03 kg/jam	Laju alir massa	2128 kg/jam
Outer pipe	25,125 in	IPS	1,25 in
Inner pipe	25,000 in	Sch	40
Flow area	0,375 in ²	Outside diameter	1,5 in
Panjang	24 ft	Inner diameter	1,370 in
dPca	2,4 psi	Flow area	1,540 m ²
Rdca	0,0003 Btu/jam.ft ² .F	Surface area	0,44 ft ² /ft
Suhu masuk	30 C	dPcal	0,827 psi
Suhu keluar	40 C	Suhu masuk	150 C
		Suhu keluar	150 C

Tabel 3.10 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	PT-01
Fungsi	Memanaskan Alumina Trihidrat sebelum memasuki RK-01
Bahan Konstruksi	Dead Burned Magnesia
Tekanan	1 atm
Suhu padatan masuk	60°C
Suhu padatan keluar	250°C
Suhu udara masuk	600°C
Suhu udara keluar	410°C
Diameter alat	2,438 m
Panjang alat	23,110 m

Tabel 3.11 Spesifikasi Alat Penukar Panas

Kode	RC-01
Fungsi	Mendinginkan produk alumina yang keluar dari Rotary Klin (RK-01)
Jenis	Rotary Cooler
Bahan Konstruksi	Stainless steel
Tekanan	1 atm
Suhu padatan masuk	453,477°C
Suhu padatan keluar	34,991°C
Suhu udara masuk	30,151°C
Suhu udara keluar	72°C
Waktu tinggal	12,703 min
Diameter alat	1 m
Panjang alat	2,017 m
Tenaga pemutar	10,44 rpm
Daya penggerak	2 Hp

3.4. Neraca Massa

a. Neraca Massa Total

Tabel 3.12 Neraca Massa Total

No	Komponen	Arus (kg/jam)								
		1	2	3	4	5	6	7	8	9
1.	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	60976,820	67752,023	5775,20	60976,820	67752,023	6775,202	60976,820		
2.	NaOH								31270,164	
3.	H ₂ O								638,166	33237,844
4.	NaAlO ₂									
5.	FeO ₂	9527,62	10586,253	1058,625	9527,628	10586,253	1058,53	9527,628		
6.	TiO ₂	1143,315	1270,350	127,035	1143,315	1270,350	127,035	1143,315		
7.	SiO ₂	4573,261	5081,401	508,140	4573,261	5081,401	508,140	4573,261		
8.	Al ₂ O ₃									
9.	Na ₂ O									
10.	CH ₄									
11.	N ₂									
12.	O ₂									
13.	CO ₂									
Jumlah		76221,02	84690,02	8469,00	76221,03	84690,03	8469,00	76221,03	31908,33	33237,84

No	Komponen	Arus (kg/jam)							
		10	11	12	13	14	15	16	17
1.	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O		20732,12	2487,86	99,51	99,514		57730,66	
2.	NaOH	31270,16	10631,86	1275,82	51,03	0,621	50,411	29655,88	
3.	H ₂ O	33876,01	52450,49	60870,92	61973,23	754,541	61218,688	34573,76	18673,37
4.	NaAlO ₂		42308,53	61488,40	63999,22	779,208	63220,010	2528,800	
5.	FeO ₂		9527,63	9527,63	9527,63	9527,628			
6.	TiO ₂		1143,32	1143,32	1143,32	1143,315			
7.	SiO ₂		4573,26	4573,26	4573,26	4573,261			
8.	Al ₂ O ₃								
9.	Na ₂ O								
10.	CH ₄								
11.	N ₂								
12.	O ₂								
13.	CO ₂								
Jumlah		33876,01	141367,2	141367,2	141367,20	16878,09	124489,11	124489,11	18673,37

No	Komponen	Arus (kg/jam)									
		18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
1.	Al ₂ O ₃ .3H ₂ O		57730,66				57,73		57,73		
2.	NaOH	29555,68	100,20								
3.	H ₂ O	52527,5	719,64		4822,9	49542,609					49542,609
4.	NaAlO ₂	2528,8	34,28				34,18		34,18		
5.	FeO ₂										
6.	TiO ₂										
7.	SiO ₂										
8.	Al ₂ O ₃						37709,2		37709,2		
9.	Na ₂ O						77,65		77,65		
10.	CH ₄			412,463		412,463					412,463
11.	N ₂				760171	760171		1274164		1274164	760171
12.	O ₂				860193	860193		387087		387087	860193
13.	CO ₂				5894,7	5894,3					5894,3
Jumlah		8485877	58584,68	412,463	1631082	1676213	37878,7	1661251	37878,7	1661251	1676213

b. Neraca Massa Alat

1. Crusher (JW-01)

Tabel 3.13 Neraca Massa Crusher

Komponen	BM	Masuk		Keluar
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)
		Arus 1	Arus 3	Arus 2
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	60976,820	6775,202	67752,023
NaOH	40			
H ₂ O	18			
NaAlO ₂	82			
FeO ₂	160	9527,628	1058,625	10586,253
TiO ₂	79	1143,315	127,035	1270,350
SiO ₂	60	4573,261	508,140	5081,401
Total		84690,028		84690,028

2. Vibrating Screen (VS-01)

Tabel 3.14 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-01)

Komponen	BM	Masuk	Keluar	
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)	
		Arus 2	Arus 3	Arus 4
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	67752,023	6775,202	60976,820
NaOH	40			
H ₂ O	18			
NaAlO ₂	82			
FeO ₂	160	10586,253	1058,625	9527,628
TiO ₂	79	1270,350	127,035	1143,315
SiO ₂	60	5081,401	508,140	4573,261
Total		84690,028	84690,028	

3. Grinder (G-01)

Tabel 3.15 Neraca Massa Grinder (G-01)

Komponen	BM	Masuk		Keluar
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)
		Arus 4	Arus 6	Arus 5
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	60976,820	6775,202	67752,023
NaOH	40			
H ₂ O	18			
NaAlO ₂	82			
FeO ₂	160	9527,628	1058,625	10586,253
TiO ₂	79	1143,315	127,035	1270,350
SiO ₂	60	4573,261	508,140	5081,401
Total		84690,028		84690,028

4. Vibrating Screen (VS-02)

Tabel 3.16 Neraca Massa Vibrating Screen (VS-02)

Komponen	BM	Masuk	Keluar	
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)	
		Arus 5	Arus 6	Arus 7
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	67752,023	6775,202	60976,820
NaOH	40			

Lanjutan tabel 3.16

H ₂ O	18			
NaAlO ₂	82			
FeO ₂	160	10586,253	1058,625	9527,628
TiO ₂	79	1270,350	127,035	1143,315
SiO ₂	60	5081,401	508,140	4573,261
Total		84690,028	84690,028	

5. Mixer (M-01)

Tabel 3.17 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	BM	Masuk		Keluar
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)
		Arus 8	Arus 9	Arus 10
NaOH	40	31270,16448		33237,844
H ₂ O	18	638,1666221	33237,844	33237,844
Total		65146,176		65146,176

6. Reaktor Digestion (R-01)

Tabel 3.18 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-01)

Komponen	BM	Masuk		Keluar
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)
		Arus 7	Arus 10	Arus 11
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	60976,820		20732,119
NaOH	40		33237,844	10631,855
H ₂ O	18		33237,844	52450,489
NaAlO ₂	82			42308,532
FeO ₂	160	9527,628		9527,628
TiO ₂	79	1143,315		1143,315
SiO ₂	60	4573,261		4573,261
Total		141367,201		141367,201

7. Reaktor Digestion (R-02)

Tabel 3.19 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-02)

Komponen	BM	Masuk	Keluar
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)
		Arus 11	Arus 12
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	20732,119	2487,854
NaOH	40	10631,855	1275,822
H ₂ O	18	52450,489	60870,919
NaAlO ₂	82	42308,532	61488,400
FeO ₂	160	9527,628	9527,628
TiO ₂	79	1143,315	1143,315
SiO ₂	60	4573,261	4573,261
Total		141367,201	141367,201

8. Reaktor Digestion (R-03)

Tabel 3.20 Neraca Massa Reaktor Digestion (R-03)

Komponen	BM	Masuk	Keluar
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)
		Arus 11	Arus 12
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	20732,119	2487,854
NaOH	40	10631,855	1275,822
H ₂ O	18	52450,489	60870,919
NaAlO ₂	82	42308,532	61488,400
FeO ₂	160	9527,628	9527,628
TiO ₂	79	1143,315	1143,315
SiO ₂	60	4573,261	4573,261
Total		141367,201	141367,201

9. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Tabel 3.21 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01)

Komponen	BM	Masuk	Keluar	
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)	
		Arus 13	Arus 14	Arus 15
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	99,514	99,514	0
NaOH	40	51,032	0,621	50,411
H ₂ O	18	61973,230	754,541	61218,688

Lanjutan tabel 3.21

NaAlO ₂	82	63999,220	779,208	63220,010
FeO ₂	160	9527,628	9527,628	
TiO ₂	79	1143,315	1143,315	
SiO ₂	60	4573,262	4573,261	
Total		141367,201		141367,201

10. Reaktor Precipitation (CR-01)

Tabel 3.22 Neraca Massa Reaktor Precipitation (R-04)

Komponen	BM	Masuk	Keluar
		Feed (kg/jam)	Feed (kg/jam)
		Arus 15	Arus 16
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	0	57730,663
NaOH	40	50,411	29655,880
H ₂ O	18	61218,688	34573,766
NaAlO ₂	82	63220,010	2528,800
Total		124489,110	124489,110

11. Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-02)

Tabel 3.23 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-02)

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)	
		Arus 16	Arus 17	Arus 18	Arus 19
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	57730,663			57730,663
NaOH	40	29655,880		29555,680	100,200
H ₂ O	18	34573,766		52527,496	719,636
NaAlO ₂	82	2528,800	18673,366	2494,623	34,176
Total		143162,477		143162,477	

12. Rotary Kiln (RK-01)

Tabel 3.24 Neraca Massa Rotary Kiln (RK-01)

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)	
		Arus 19	Arus 20	Arus 23	Arus 22
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	57730,663		57,731	
NaOH	40	100,200			
H ₂ O	18	719,636	48822,973		49542,609
NaAlO ₂	82	34,176		34,177	
Al ₂ O ₃				37709,225	
Na ₂ O				77,655	
CH ₄			412,463		412,463
N ₂			760171,465		760171,465
O ₂			860193,213		860193,213
CO ₂			5894,745		5894,745
Total		1734079,534		1734079,534	

13. Rotary Cooler (RC-01)

Tabel 3.25 Neraca Massa Rotary Cooler (RC-01)

Komponen	BM	Masuk		Keluar	
		Feed (kg/jam)		Feed (kg/jam)	
		Arus 23	Arus 24	Arus 25	Arus 26
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	156	57,731		57,731	
NaAlO ₂	82	34,177		34,177	
Al ₂ O ₃		37709,225		37709,225	
Na ₂ O		77,655		77,655	
N ₂			1274164		1274164
O ₂			387087		387087
Total		1699129,788		1699129,788	

3.5. Neraca Panas

1. Mixer (M-01)

Tabel 3.26 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	338.827,8588	-
Qout	-	338.827,86
Qr	10401894,88	-
Qpendingin	-	10401894,88
TOTAL	10740722,74	10740722,74

2. Reaktor Digestion (R-01)

Tabel 3.27 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	7991743,86	-
Qout	-	50481636,95
Qr	-42379093,97	-
Qpendingin	-	84868987,06
TOTAL	-34387350,11	-34387350,11

3. Reaktor Digestion (R-02)

Tabel 3.28 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-02)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	75283304,24	-
Qout	-	716477,44
Qr	-14300581,75	-
Qpendingin	-	60266245,06
TOTAL	60982722,49	60982722,49

4. Reaktor Digestion (R-03)

Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor Digestion (R-03)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	72926116,27	-
Qout	-	486388,65
Qr	-1716069,81	-

Lanjutan tabel 3.29		
Qpendingin	-	70723657,81
TOTAL	71210046,46	71210046,46

5. Reaktor Precipitation (R-04)

Tabel 3.30 Neraca Panas Reaktor Precipitation (R-04)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	36105774,52	-
Qout	-	43564,67
Qr	-92399827,51	-
Qpendingin	-	-56337617,66
TOTAL	-56294053,00	-56294053,00

6. Preheating Tower (PT-01)

Tabel 3.31 Neraca Panas Preheating Tower (PT-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	11514600,778	-
Qout	-	41419469,961
TOTAL	11514600,778	41419469,961

7. Rotary Kiln (RK-01)

Tabel 3.32 Neraca Panas Rotary Kiln (RK-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	38460298	-
Qout	-	71565376
TOTAL	38460298	71565376

8. Rotary Cooler (RC-01)

Tabel 3.33 Neraca Panas Rotary Cooler (RC-01)

Komponen Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/Jam)
Qin	71438199	-
Qout	-	1665768,538
TOTAL	71438199	1665768,538

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang penting karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis pabrik. Pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (Peter and timmerhaus, 1990).

Berdasarkan pertimbangan – pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik aluminium oksida dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun akan didirikan di



Gambar 4. 1 Wilayah Pabrik Aluminium Oksida

Adapun pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik di Kalimantan adalah sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Pabrik yang akan berdiri diusahakan dekat dengan sumber bahan baku utama. Pabrik harus memperoleh jumlah bahan baku yang dibutuhkan dengan mudah, layak harga, kontinyu, dan biaya transportasi yang rendah serta tidak rusak dalam perjalanan. Bahan baku pabrik aluminium oksida berupa bauksit, bahan baku didapat dari PT Antam TBK dan PT ICA.

2. Pemasaran Produk

Aluminium oksida hasil dari produksi akan digunakan sebagai bahan baku aluminium domestik. Fokus area pemasaran aluminium oksida ada di pulau Jawa, Sumatra dan Kalimantan, dimana sarana transportasi yang tersedia sudah cukup lengkap dan memasarkan produk ke pasar internasional (ekspor) mengingat persaingan dunia industri yang semakin bebas.

3. Utilitas

Utilitas merupakan unit pendukung suatu proses dalam pabrik. Utilitas berperan sebagai penyuplai bahan bakar, air, dan listrik yang dibutuhkan proses dalam pabrik. Kebutuhan air pada pabrik aluminium oksida dipenuhi dari air sungai yang lebih dulu di proses.

4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang dibutuhkan terdiri dari tenaga kerja terampil dan tenaga kerja non-terampil. Tenaga kerja non-terampil diambil dari lingkungan masyarakat disekitar lokasi pabrik sehingga dengan demikian pendirian pabrik dapat sekaligus membuka lapangan pekerjaan. Sedangkan tenaga kerja terampil diperoleh dari lulusan sekolah menengah atas sampai perguruan tinggi baik dari sekitar lokasi pabrik maupun para pendatang pencari kerja.

5. Keadaan Iklim

Iklim yang terlalu panas akan mengakibatkan perlunya peralatan pendingin yang lebih banyak, sedangkan iklim yang terlalu dingin/lembab akan berakibat bertambahnya biaya konstruksi pabrik karena diperlukan perlindungan khusus pada alat-alat proses. Di daerah Kalimantan Barat merupakan daerah yang memiliki iklim yang kering dengan curah hujan yang cukup sehingga Pendirian pabrik di Kalimantan Barat sangatlah tepat untuk menjalankan proses produksi aluminium oksida.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

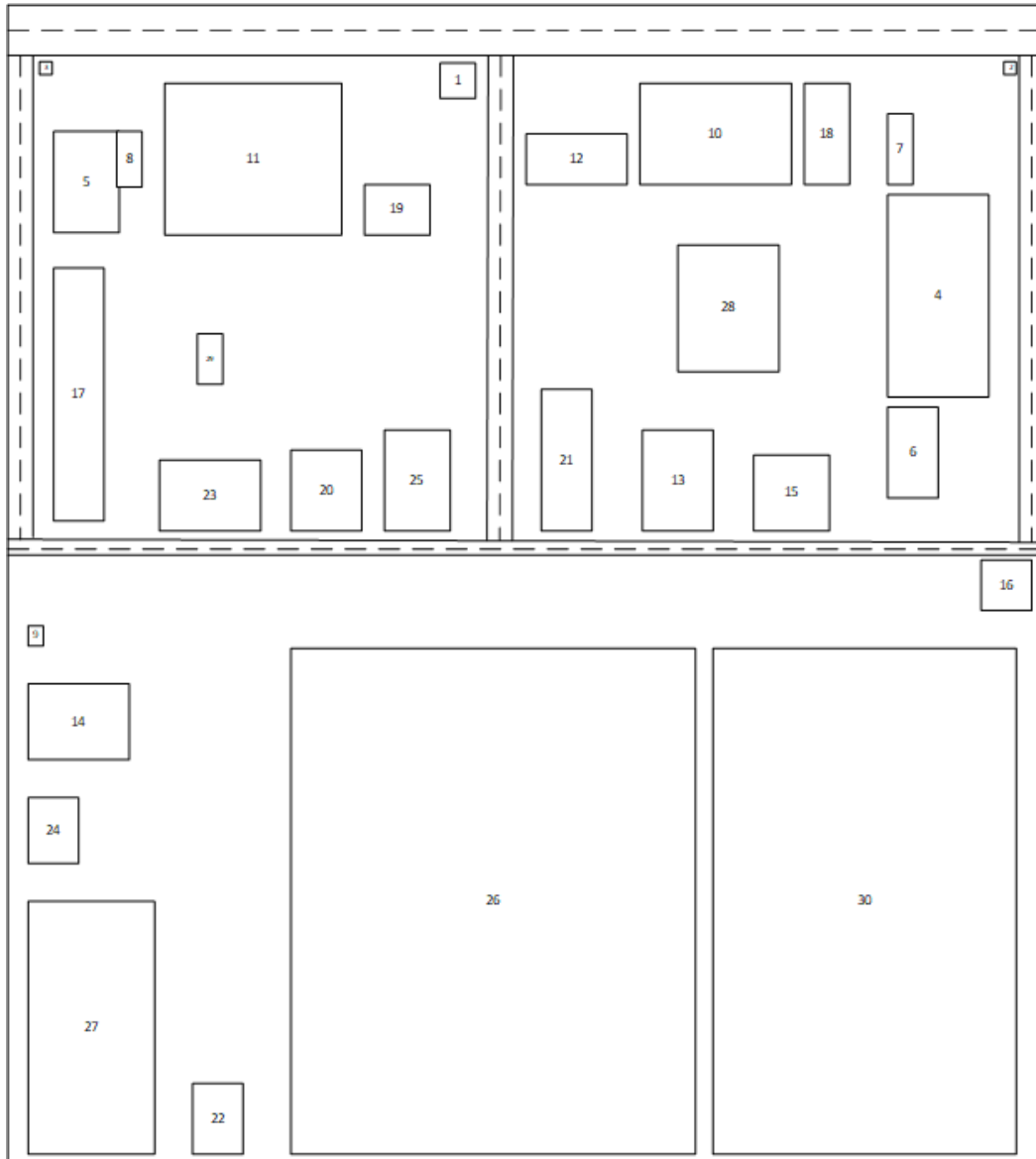
Tata letak pabrik mengatur susunan letak bangunan seperti area proses, area perlengkapan, kantor gudang, utilitas dan fasilitas lainnya guna menjamin kelancaran proses dengan baik dan efisien, serta menjaga keselamatan kerja para karyawan ataupun keamanan dari pabrik tersebut. Oleh karena itu, tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang perlu diperhatikan. Jalannya aliran proses dan

aktifitas dari para pekerja yang ada menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan-bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses produksi dapat berjalan dengan efektif, efisien dan berkelanjutan.

Beberapa faktor yang diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik (*plant layout*), diantaranya adalah:

1. Kemudahan dalam operasi dan proses yang disesuaikan dengan kemudahan dalam memelihara peralatan serta kemudahan mengontrol hasil produksi.
2. Distribusi utilitas yang tepat dan ekonomis.
3. Keselamatan kerja
4. Memberikan kebebasan bergerak yang cukup leluasa diantara peralatan proses dan peralatan yang menyimpan bahan-bahan berbahaya.
5. Adanya kemungkinan dilakukannya perluasan pabrik
6. Masalah pengolahan limbah pabrik agar tidak mengganggu atau mencemari lingkungan
7. Penggunaan ruang yang efektif dan ekonomis

Berdasarkan faktor tersebut diatas, maka pengaturan tata letak pabrik Aluminium Oksida dalam penempatan bangunan dalam kawasan pabrik .



Skala 1:1000

Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Tabel 4.1 Tabel Pembagian Letak Pabrik

No.	Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
		M	m	m ²
1	Pos Keamanan	7	7	49
2	Pos Keamanan	2,5	2,5	6,25
3	Pos Keamanan	2,5	2,5	6,25
4	Kantor Utama	40	20	800
5	Parkir Karyawan	20	13	260
6	Parkir Tamu	18	10	180
7	Parkir Direksi	14	5	70
8	Parkir Sepeda	11	5	55
9	Power Plant	4	3	12
10	Masjid	20	20	400
11	Area Mess	30	35	1050
12	Kantin	10	20	200
13	Kantor Teknik dan Produksi	20	14	280
14	Gudang Penyimpanan Bauksit	15	20	300
15	Laboratorium	15	15	225
16	Area Timbang Truk	10	10	100
17	Area Parkir Truk	50	10	500
18	Poli klinik	20	9	180
19	Perpustakaan	10	13	130
20	Unit Pemadam Kebakaran	16	14	224
21	Control Room	28	10	280
22	Control Utilitas	14	10	140
23	Bengkel	14	20	280

Lanjutan tabel 4.1

24	Unit Pengolahan Limbah	13	10	130
25	Gudang Peralatan	20	13	260
26	Area Proses	100	80	8000
27	Area Utilitas	50	25	1250
28	Taman 1	25	20	500
29	Taman 2	10	5	50
30	Daerah perluasan	100	60	6000
31	Jalan	50	40	2000
Luas Bangunan				15450
Luas Tanah				20000
Total				35000

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

Penyusunan letak dari alat-alat proses yang optimum dapat memberikan suatu operasi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Tata letak alat proses ini sangat erat hubungannya dengan perencanaan bangunan pabrik dan bertujuan agar:

1. Alur proses produksi berjalan lancar dan efisien.
2. Karyawan dapat bekerja dengan leluasa, aman, selamat dan nyaman.

Ada tiga macam penyusunan tata letak alat proses, yaitu :

1. Tata letak Produk atau Garis (*Product Lay Out/ Line Lay Out*)

Penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan urutan proses produksi. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi suatu jenis produk dalam jumlah besar dan mempunyai tipe proses batch maupun kontinyu.

2. Tata Letak Proses atau Fungsional (*Process / Fungsional Lay Out*)

Penyusunan mesin atau peralatan berdasarkan fungsi yang sama pada ruang tertentu. Biasanya digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

3. Tata Letak Kelompok (*Group Lay Out*)

Kombinasi dari *Line Lay Out* dan *Process Lay Out*. Biasanya dipakai oleh perusahaan besar yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien dari suatu unit proses akan tergantung kepada bagaimana peralatan proses disusun. Faktor-faktor yang di pertimbangkan dalam penyusunan tata letak alat proses adalah :

- Pertimbangan Ekonomis

Biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan jalan menempatkan peralatan yang memberikan sistem pemipaan sependek mungkin diantara alat-alat proses, sehingga akan mengurangi daya tekan alat terhadap bahan atau campuran, akibatnya akan mengurangi biaya variabel.

- Kemudahan Operasi

Letak tiap alat diusahakan agar dapat memberikan keleluasan bergerak untuk para pekerja dalam melaksanakan aktifitas produksi.

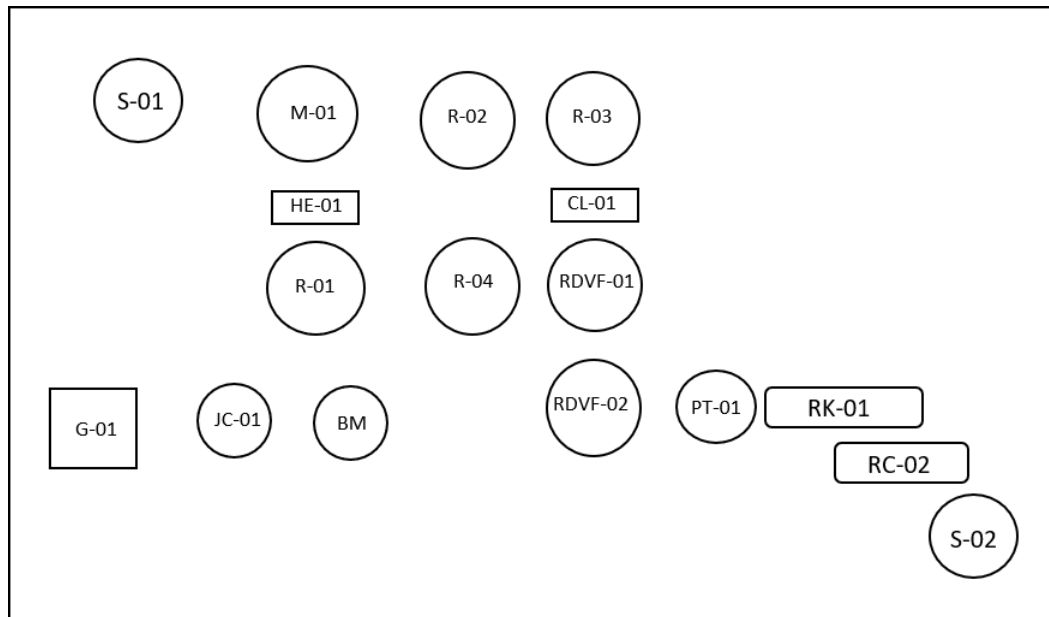
- Kemudahan Pemeliharaan

Kemudahan pemeliharaan alat juga harus dipertimbangkan dalam penempatan alat-alat proses. Hal ini disebabkan karena pemeliharaan alat merupakan hal yang penting untuk menjaga alat beroperasi sebagaimana

mestinya dan berumur panjang. Penempatan alat yang baik akan memberikan ruang gerak yang cukup untuk memperbaiki maupun untuk membersihkan peralatan.

- Keamanan

Untuk alat-alat yang bersuhu tinggi diisolasi dengan bahan isolator, sehingga tidak membahayakan pekerja. Selain itu perlu disediakan pintu keluar cadangan atau darurat, sehingga memudahkan para pekerja untuk menyelamatkan diri jika terjadi sesuatu yang tidak diinginkan.



Skala 1:500

Gambar 4.3 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

R-01: Reaktor *Digestion*

R-04: Reaktor *Precipitation*

R-02: Reaktor *Digestion*

RDVF-01 & RDVF-02: *Rotary Drum Vacuum Filter*

R-03: Reaktor *Digestion*

PT: *Preheating Tower*

HE-01: *Heater*

RK: *Rotary Kiln*

CL-01: *Cooler*

RC: *Rotary Cooler*

S-01 & S-02: Silo penyimpanan

JC: *Jaw Crusher*

G-01: Gudang

BM: *Ball Mill*

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk perusahaan

Bentuk, struktur dan manajemen suatu perusahaan sangat berpengaruh terhadap tercapainya tujuan perusahaan. Dari ketiga unsur itu tidak dapat dipisahkan dalam tercapainya tujuan suatu perusahaan. Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang diorganisir dan dijalankan untuk menyediakan barang dan jasa bagi masyarakat, dengan tujuan untuk memperoleh laba atau keuntungan yang sebesar-besarnya. Perencanaan berdirinya perusahaan diawali dengan pemberian nama perusahaan dan lokasi berdirinya perusahaan, berikut rincian tersebut :

Nama Perusahaan : Alumina Jaya Nusantara

Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)

Lapangan Usaha : Industri Manufaktur

Produk : Aluminium oksida

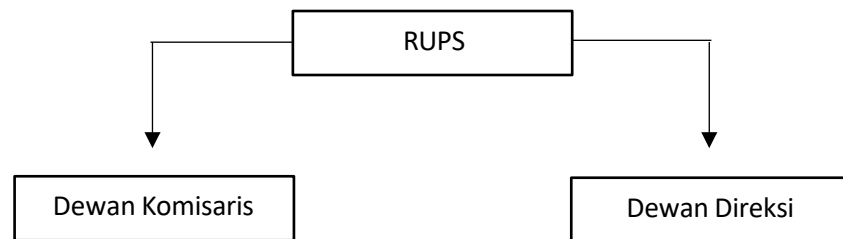
Lokasi Perusahaan : Kalimantan Barat

Perseroan Terbatas merupakan suatu badan usaha yang didirikan oleh beberapa orang, dimana badan hukum ini memiliki kekayaan, hak dan kewajiban sendiri, yang terpisah

dari pendiri (Pemegang Saham), maupun pengurusnya (Komisaris dan Direksi).

Perseroan Terbatas memiliki beberapa keuntungan, antara lain:

- a. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung kepada satu pihak dan kepemilikannya bisa berganti-ganti.
- b. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
- c. Pengelolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan), sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada ditangan pengelola.
- d. Kemungkinan penambahan modal untuk perluasan lebih mudah.
- e. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta profesional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur dan dewan komisaris) serta pemegang saham diatur secara jelas.



Gambar 4.4 Bagan Struktur Pengurus

Dari Gambar 4.4 dapat diterangkan bahwa secara hierarkis, organisasi perusahaan besar seperti Perseroan Terbatas (PT) terdiri atas beberapa tingkatan, yaitu rapat umum pemegang saham (RUPS), dewan komisaris, dewan direksi, dan tim manajemen.

- a. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Rapat Umum Pemegang Saham merupakan badan tertinggi dalam Perseroan Terbatas. Menurut UU No. 40 Tahun 2007 Tentang Perseroan Terbatas pasal 78,

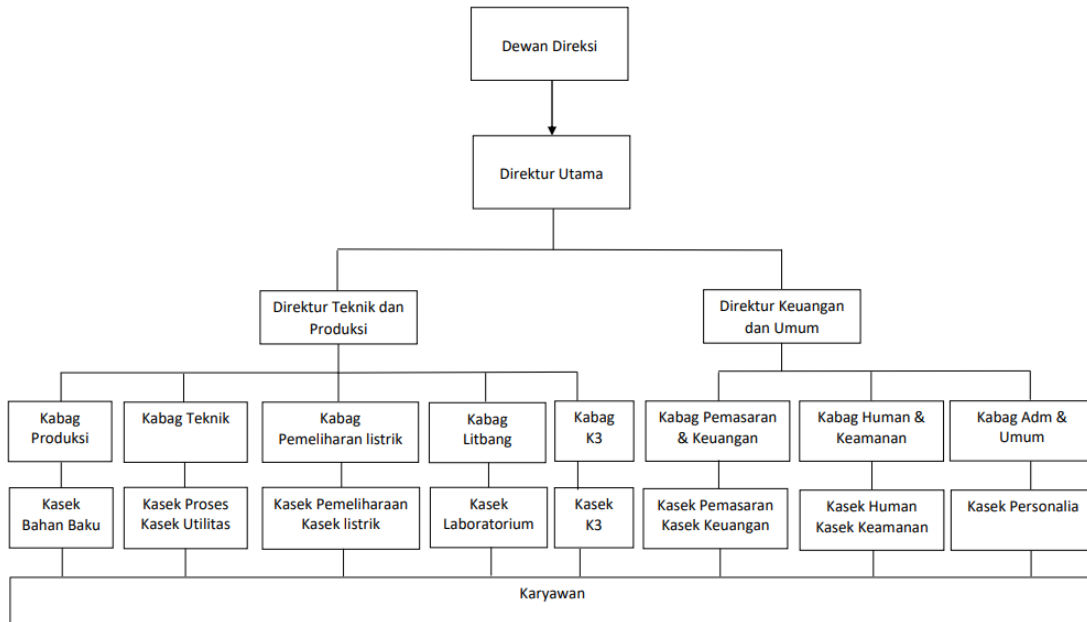
RUPS minimal diadakan setahun sekali. RUPS diadakan 6 Bulan setelah tahun buku terakhir. RUPS ini membahas tentang laporan dari Dewan Direksi dan Dewan Komisaris kepada Pemegang Saham, penetapan keputusan kebijakan-kebijakan perusahaan dan pengangkatan Dewan Direksi dan Dewan Komisaris.

b. Dewan Komisaris

Dewan komisaris diangkat dan diberhentikan oleh Rapat Umum Pemegang Saham. Dewan ini bertugas untuk melakukan pengawasan dan memberi nasihat kepada Dewan Direksi agar tidak merugikan perusahaan dan menjalankan kebijakan umum yang telah ditetapkan. Dewan Komisaris terdiri dari seorang Presiden Komisaris dan beberapa orang Dewan Komisaris.

c. Dewan Direksi

Dewan direksi diangkat dan diberhentikan oleh Rapat Umum Pemegang Saham. Dewan Direksi bertugas untuk memimpin perusahaan dan sebagai penanggung jawab dalam melaksanakan kebijakan umum perusahaan yang telah ditetapkan oleh Rapat Umum Pemegang Saham yang terdiri dari satu Direktur. Dewan Direksi terdiri dari Direktur serta di bantu oleh beberapa Manajer yang mengepalai bagian-bagian struktur perusahaan.



Gambar 4. 5 Bagan struktur organisasi

Adapun tugas dan wewenang setiap pengurus maupun karyawan adalah sebagai berikut:

a. Rapat Umum Pemegang Saham

Tugas dan wewenang RUPS adalah :

- Menetapkan Garis Besar Haluan Perusahaan.
- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Direksi dan Dewan Komisaris perusahaan.
- Mengesahkan besarnya anggaran perusahaan yang diajukan oleh Dewan Direksi.
- Menerima atau menolak pertanggungjawaban Dewan Komisaris dan Dewan Direksi

b. Dewan Komisaris

Tugas dan wewenang Dewan Komisaris adalah :

- Bertanggung jawab kepada RUPS
- Mengawasi pelaksanaan operasional atau pengelolaan perusahaan oleh Direktur secara kontinyu dan teratur
- Membina dan memberi nasihat Direktur agar tidak melakukan kesalahan atau melanggar aturan RUPS

c. Direktur

Direktur dipilih oleh RUPS untuk menjalankan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan. Tugas dan wewenang Direktur adalah :

- Memberikan laporan pertanggungjawaban dalam hal yang berkaitan dengan kegiatan operasional perusahaan
- Bertanggung jawab kepada RUPS
- Melaksanakan dan mengarahkan kegiatan perusahaan agar sesuai dengan keputusan RUPS
- Mengangkat dan memberhentikan karyawan

d. Manajer

Secara umum, tugas manajer adalah mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh Direktur. Manajer secara operasional bertanggung jawab kepada Direktur.

1. Manajer Proses

Dalam melaksanakan tugasnya, mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijaksanaan teknik operasi pabrik dan mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Dimana yang tugasnya, adalah :

a. Kepala Bagian Proses

Kepala bagian proses memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Mengawasi dan bertanggung jawab atas kelancaran produksi
- Melakukan perbaikan serta kelancaran-kelancaran mesin dan peralatan

b. Kepala Bagian Utilitas

Kepala bagian utilitas memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit-unit sarana penunjang (utilitas)

c. Kepala Bagian Teknik

Kepala bagian teknik memiliki tugas dan kewajiban sebagai berikut:

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi
- Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit peralatan proses dan mekanik

2. Manajer R&D dan QC

a. Kepala Bagian R&D

Kepala bagian research and development (R&D) memiliki tugas dan kewajiban yang harus dipertanggungjawabkan, yaitu :

- Bertanggung jawab kepada Manajer R&D dan QC
- Mengontrol kualitas bahan baku dan penunjang yang akan digunakan dalam produksi serta kualitas produk yang dihasilkan
- Mengawasi kegiatan laboratorium dan pengolahan data

b. Kepala Bagian QC

Kepala bagian research and development (R&D) memiliki tugas dan kewajiban yang harus dipertanggungjawabkan yaitu bertanggung jawab atas penelitian dan pengembangan proses produksi

3. Manajer Pembelian dan Pemasaran

Dalam melaksanakan tugasnya, mempunyai wewenang untuk mengatur keuangan perusahaan dan melaksanakan pemasaran hasil produksi dan mendistribusikannya. Kepala departemen pembelian dan pemasaran membawahi :

a. Kepala Bagian Pembelian

Untuk menunjang pekerjaan bagian pembelian maka tanggung jawab yang harus dikerjakan, yaitu :

- Meningkatkan kerja sama dengan pihak-pihak terkait untuk kelancaran dan keamanan jalur distribusi

- Melakukan transaksi pembelian terhadap bahan baku
- Melakukan pengecekan harga pembelian bahan baku
- Melakukan pendistribusian produk

b. Kepala Bagian Pemasaran

Untuk menunjang pekerjaan bagian pembelian maka tanggung jawab yang harus dikerjakan, yaitu :

- Bertanggung jawab atas seluruh kegiatan pemasaran yang dilakukan perusahaan yang termasuk promosi
- Menentukan daerah pemasaran hasil produksi
- Mengelola seluruh kegiatan yang berhubungan dengan pemasaran dan penjualan produk
- Menetapkan dan menentukan daerah penyebaran dan penyaluran barang-barang produksi sehingga jalur produksi lancar dan aman sampai ke konsumen

4. Manajer Keuangan

a. Kepala Bagian Keuangan

Pekerjaan dari kepala bagian keuangan yang harus dilaksanakan, yaitu :

- Mengawasi dan mengatur setiap pengeluaran untuk membeli bahan baku dan pemasukan dari penjualan produk
- Mengatur dan melakukan pembayaran gaji karyawan
- Mengatur dan merencanakan pembelian barang inventaris

b. Kepala Bagian Akunting

Pekerjaan dari kepala bagian keuangan yang harus dilaksanakan, yaitu :

- Melakukan pengolahan data terhadap seluruh kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan keuangan
- Mencocokkan hasil pengolahan data dengan keuangan yang terdapat di seksi keuangan
- Membuat laporan keuangan setiap bulan dan setiap tahun
- Membuat laporan neraca laba/rugi

5. Manajer Sumber Daya Manusia

Kepala Departemen Sumber Daya Manusia (SDM) melaksanakan tugas dan mempunyai wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi baik secara internal maupun eksternal. Kepala Departemen SDM membawahi :

a. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas dari kepala bagian kepegawaian akan dibantu dengan oleh kepala seksi kepegawaian dan kepala seksi diklat. Tugas yang dikerjakan yaitu :

- Mengatur pemberian pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi dibidang kesejahteraan dan keselamatan kerja beserta keluarganya
- Mengatur segala hal yang berkenaan dengan kepegawaian, seperti pengaturan jadwal kerja, cuti karyawan, dan lain-lain.
- Untuk penerimaan karyawan dan pemutusan hubungan kerja
- Memberi latihan pendidikan kepada karyawan-karyawan perusahaan

- Menangani masalah-masalah yang timbul dari karyawan yang berkenaan dengan perusahaan.

6. Manajer Healthy Safety and Environment (HSE)

Manajer HSE memiliki tugas untuk merencanakan, melaksanakan, dan mengendalikan seluruh program kesehatan dan lingkungan. Kepala Departemen HSE membawahi :

a. Kepala Bagian Keamanan

Untuk kepala bagian keamanan memiliki tugas yang harus dipertanggungjawabkan, yaitu

- Bertanggung jawab kepada manajemen perusahaan atas keamanan, ketertiban, rasa aman dan nyaman diseluruh area yang meliputi keamanan personil dan material di lokasi tugas
- Memberikan, menerapkan, dan mengawasi pelaksanaan Standard Operation Procedure (SOP) kepada semua bagian yang di lingkungan perusahaan baik karyawan baru, lama maupun tamu yang berada didalamnya.
- Melakukan koordinasi dengan Manajer Operasional dan Divisi/bagian terkait di lingkungan manajemen pengelola dan dan pelaksanaan kegiatan tugas-tugas pengamanan
- Melakukan pengawasan terhadap pelaksanaan tugas-tugas pengamanan yang dilakukan anggotanya dan kegiatan pelaksanaan pengamanan secara umum
- Melakukan pembinaan dan pelatihan serta meningkatkan kedisiplinan

- Merencanakan dan menyusun kegiatan keamanan dan pengamanan secara berkala dalam rangka pengembangan sumber daya manusia, demi terciptanya suasana aman, nyaman, tentram, dan dinamis di lingkungan
- Membuat procedure emergency agar penanggulangan berjalan dengan baik
- Mengelola regu kebakaran agar selalu siap bila suatu waktu diperlukan

Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja, tergantung kepada kedudukannya dalam struktur organisasi dan lamanya bekerja di perusahaan. Upah yang diterima oleh setiap karyawan terdiri dari :

- a. Gaji pokok
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf non-shift
- d. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai golongannya.

Sistem pengupahan tersebut dibedakan menjadi :

- a. Upah Bulanan

Diberikan kepada karyawan tetap dimana besarnya gaji berdasarkan pada pendidikan, keahlian, dan kedudukan dalam organisasi

- b. Upah Borongan

Diberikan kepada buruh borongan. Besar upah yang dibayarkan tergantung pada jenis dan banyaknya pekerjaan, biasanya diperlukan pada saat turun mesin.

c. Upah Harian

Upah harian diberikan sesuai dengan jumlah hari dan jam kerja, biasanya untuk pekerja yang dibutuhkan sewaktu-waktu.

Selain gaji rutin, bagi karyawan yang lembur juga diberikan gaji tambahan dengan perhitungan :

1. Lembur hari biasa

Untuk setiap satu jam, besarnya satu setengah kali gaji per jam.

2. Lembur hari Minggu atau libur

Untuk setiap satu jam, besarnya dua kali gaji per jam.

Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di pabrik diluar jam kerjanya, juga akan diberi gaji tambahan. Berikut penggolongan gaji karyawan berdasarkan golongan dan jabatan pada tabel 4.1. berikut :

Tabel 4.2 Perincian Jabatan

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan
			Minimum
1	Dewan Komisaris	5	-
2	Direktur	1	S2 - S3
3	Manajer	6	S1 - S2
4	Kepala Bagian	12	S1
5	Sekretaris Direksi	1	S1
Karyawan Shift			
7	Proses		
	Ketua Regu	4	S1
	Anggota Shift	32	D3
8	Utilitas		
	Anggota Shift	10	S1
9	Keamanan		

Lanjutan tabel 4.2

	Ketua Regu Shift	5	SMA/SMU/STM
	Anggota Shift	10	SMA/SMU/STM
10	K3 (HSE)	8	D3
11	Mekanik		
	Ketua Regu	3	S1
	Anggota Shift	6	D3
12	Gudang	9	SMA/SMU/STM
Karyawan Non Shift			
13	R & D dan QC		
	Ketua Laboratorium& QC	4	S1
	Laboratorium	13	D3
14	Promosi & Pemasaran	5	S1
		6	D3
15	Keuangan	6	S1
	Akunting	6	S1
16	Distribusi	10	D3
		12	SMA/SMU/STM
17	Kepegawaian	5	D3
	Rumah Tangga	6	SMA/SMU/STM
18	Dokter	2	S1
19	Perawat	6	D3
20	Supir	5	SMA/SMU/STM
TOTAL		198	

Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam satu tahun sama dengan waktu kerja 24 jam setiap hari. Untuk hari kerja unit produksi adalah hari Senin sampai hari Minggu. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shut down*. Karena proses produksinya berlangsung selama 24 jam dan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran maka waktu kerja karyawan diatur dalam sistem *shift* dan *non-shift*.

Jadwal kerja *shift* yang dilakukan secara bergilir berlaku bagi karyawan pada unit produksi dan pengamanan pabrik adalah hari Senin-Minggu. Pembagian kerja karyawan dibagi dalam 4 grup yang dipimpin oleh ketuanya masing-masing. Jam kerja *shift* diatur pada Tabel 4.3. sebagai berikut :

Tabel 4. 3 Pembagian Shift dan Waktu Kerja

Shift	Jam Kerja
I	08.00-16.00
II	16.00-24.00
III	24.00-08.00

Karyawan *shift* terbagi atas 4 kelompok yaitu : A, B, C, dan D dimana jadwal kerja masing-masing kelompok adalah bekerja selama tiga hari berturut-turut pada *shift* yang sama dan setelah itu bergeser ke jam *shift* berikutnya untuk 3 hari selanjutnya. Dari 4 kelompok *shift* maka 3 kelompok *shift* yang bekerja dan 1 kelompok *shift* yang libur. Libur yang disediakan sebanyak 3 hari. Adapun pengaturan grup dapat dilihat pada Tabel 4.4 berikut :

Tabel 4. 4 Pengaturan Jadwal Kerja Grup

Shift	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

*Jadwal hari selanjutnya kembali ke hari pertama

Keterangan : A = Grup Kerja I

B = Grup Kerja II

C = Grup Kerja III

D = Grup Kerja IV

Untuk jadwal kerja *non-shift* berlaku bagi karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan. Jam kerja ini berlaku bagi karyawan tingkat staf ke atas. Jadwal kerja regular sebagai berikut :

- Senin – Kamis : 08.00 – 17.00 WIB
Istirahat : 12.00 – 13.00 WIB
- Jum'at : 08.00 – 17.00 WIB
Istirahat : 11.00 – 13.00 WIB
- Sabtu dan Minggu : 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 aluminium oksida 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 aluminium oksida ini, sumber air yang digunakan berasal dari sungai 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 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:

1. 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.

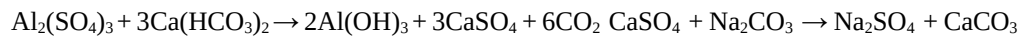
2. Bak pengendap

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

3. 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:



4. *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.

5. Bak penyaring (*Sand filter*)

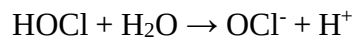
Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil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

6. 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 desinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amoeba, 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.



7. Tangki deklorinasi

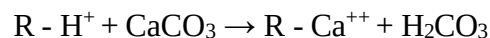
Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai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

8. Demineralisasi

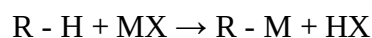
Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin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

9. 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.

10. 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.

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)
<i>Cooler</i>	CL-01	Media pendingin	60777,858
Total			60777,858

Tabel 5.2 Air sebagai Media Pemanas.

Nama alat	Kode	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
Heater	HE-01	Media pemanas	1992,125
Reaktor	R-01	Heater dari Reaktor	1089984,566
Reaktor	R-02	Heater dari Reaktor	774008,024
Reaktor	R-03	Heater dari Reaktor	908314,079
Reaktor	R-04	Heater dari Reaktor	750250,648
Total			3524549,439

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 = 120 orang dirancang ketersediaan

jatah air = 150 orang

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

= 120 orang x (150 liter/hari) / 24 jam

= 1237,5 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.

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan hidran} &= \frac{\text{kebutuhan air}}{n} \\ &= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\ &= 40 \text{ liter/hari} \\ &= 1,67 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{kebutuhan taman} &= \frac{\text{kebutuhan air}}{n} \\
 &= \frac{120 \text{ liter/hari}}{3} \\
 &= 40 \text{ liter/hari} \\
 &= 1,67 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 5.3 Total Kebutuhan Air Unit Utilitas

Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
Air pada alat proses	664756,898
Air pendingin	72933,430
Air steam	4229459,327
Air Domestik	2850,004
Total	435242,761

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 overdesign sebesar 20% maka kebutuhan steam sebanyak 4229459,32 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*)

Unit pembangkit listrik berperan sebagai penyedia energi listrik pada pabrik. Dalam pembuatan pabrik alumina, dibutuhkan energi listrik sebesar 2033,28 kW. Pendistribusian listrik tersebut diantaranya adalah untuk kebutuhan alat proses, kebutuhan alat utilitas, kebutuhan alat control, kebutuhan penerangan, Listrik untuk bengkel, laboratorium , perumahan dan lain lain. Kapasitas generator sebesar 2259,21 kW dengan efisiensi generator sebesar 90%..

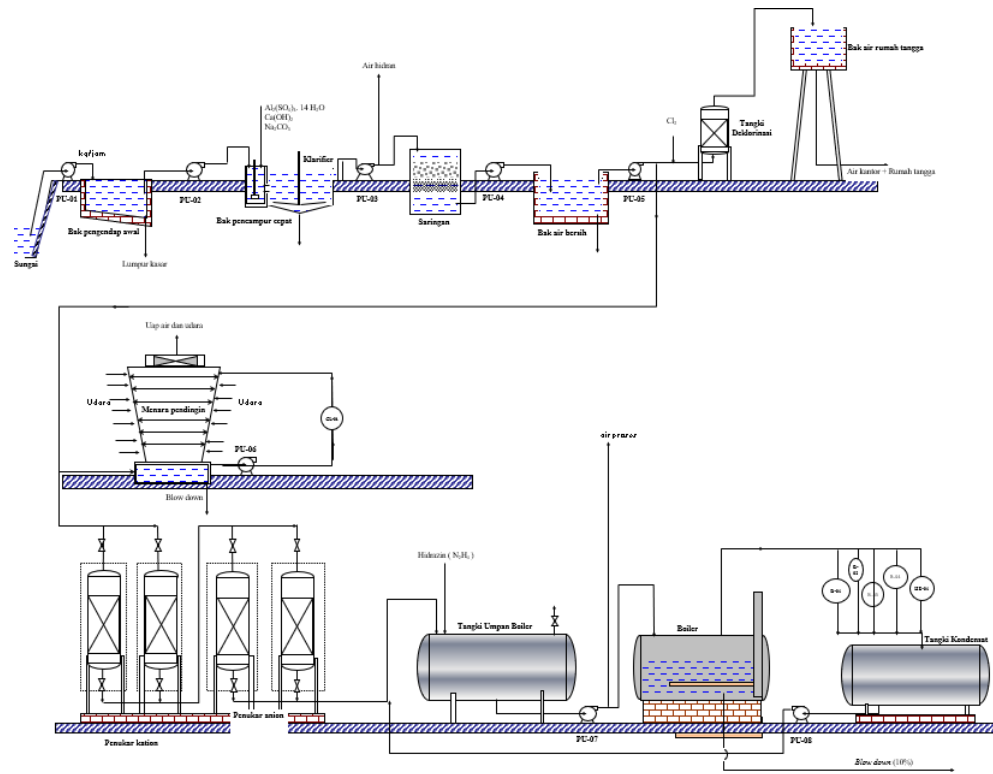
5.4. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit penyedia udara tekan pada pabrik alumina dibutuhkan untuk menggerakkan alat alat kontrol. Udara tekan yang digunakan adalah sebesar 7,1 atm. Udara tekan menggunakan udara lingkungan yang ditekan menggunakan *compressor* yang dilengkapi penyaring udara hingga mencapai tekanan 7,1 atm. Udara tekan yang dibutuhkan pada pabrik alumina yaitu sebesar 14,95 m³/jam. Udara yang digunakan harus dalam keadaan kering sehingga begitu keluar dari blower. udara dilewatkan melalui sebuah tangki udara (bejana pengering) yang berisi silica gel.

5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar digunakan untuk proses pembakaran didalam generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan yaitu fuel oil dan gas panas yang dihasilkan oleh Pre-Heating Tower. Maka, bahan bakar yang dibutuhkan adalah sebesar 462,537 liter/jam.

5.6. Diagram Uraian Proses Utilitas



Gambar 5.1 Diagram Utilitas

5.7. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Utilitas

Tabel 5.4 Spesifikasi Bak Utilitas

Bak Utilitas	BU-01	BU-02	BU-03	BU-04
Fungsi	Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air	Mengendapkan endapan yang berbentuk folk dengan proses flokulasi	Menampung sementara raw water setelah disaring sand filter	Menampung untuk kebutuhan cooling tower
Jenis	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi	Bak persegi
Bahan	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang	Beton bertulang
Spesifikasi				
Kapasitas (m ³ /jam)	4.988,644	5.701,308	4.305,242	2.100,483
Panjang (m)	34	35	39	16

Lanjutan tab 1 5.4

Lebar (m)	34	35	39	16
Tinggi (m)	17	17	19	8

2. Tangki Utilitas

Tabel 5.5 Spesifikasi Tangki Utilitas

Tangki Utilitas	T-01	T-02	T-03	T-04
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan Kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan Menambahkan koagulan	Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga	Menampung kebutuhan kaporit yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi	Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	Tangki Silinder Berpengaduk	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Volume (m ³)	5.696,466	5,700	5,700	82,08
Diameter (m)	19	2	2	4
Tinggi (m)	19	2	2	4

Tangki Utilitas	T-05	T-06	T-07	T-08
Fungsi	Menyimpan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion ion Positif dalam air	Menyimpan H_2SO_4 untuk regenerasi penukar kation	Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari bak air bersih
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Volume (m^3)	2,911	121,307	0,676	292,481
Diameter (m)	1,5	9	0,9	13
Tinggi (m)	1,5	2	0,9	1,9

Tangki Utilitas	T-09	T-10	T-11	T-12
Fungsi	Mencampur Kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler sebelum dibangkitkan sebagai steam umpan boiler	Menyimpan larutan N_2H_4	Menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam feed water	Menampung udara kering
Jenis	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak	Tangki Silinder Tegak
Bahan	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel
Jumlah	1	1	1	1
Spesifikasi				
Volume (m^3)	4.229,45	5.158,945	5.075,351	0,009
Diameter (m)	18	18	18	0,19
Tinggi (m)	18	18	18	0,29

3. Saringan Pasir

Tabel 5.6 Spesifikasi Saringan Pasir

Saringan Pasir	SPU-01
Fungsi	Menyaring pasir yang terbawah oleh sungai
Jenis	Silinder berpengaduk
Bahan	Baja Carbon
Spesifikasi	
Panjang (m ²)	44,067
Lebar (m)	22,033
Tinggi Tumpukan (m)	1,2

4. Klarifier

Tabel 5.7 Spesifikasi Klarifier

Klarifier	KLU-01
Fungsi	menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Jenis	Silinder Tegak dengan bentuk kerucut
Bahan	Baja Carbon
Spesifikasi	
Volume (m ³)	11.392,932
Diameter (m)	24
Tinggi (m)	24

5. Cooling Tower

Tabel 5.8 Spesifikasi Cooling Tower

Cooling Tower	CTU-01
Fungsi	Mendinginkan air pendingin
Jenis	Menara pendingi jujut tarik
Bahan	Baja Carbon
Spesifikasi	
Panjang (m)	1,8
Lebar (m)	1,8
Tinggi (m)	4,5
Motor Standart (Hp)	10

6. Boiler

Tabel 5.9 Spesifikasi Boiler

Boiler	B-01
Fungsi	Mencampur kondensat sirkulasi dan makeup air umpan boiler
Jenis	Boiler lorong api
Bahan	Baja Carbon
Spesifikasi	
OD (m)	0,073
ID (m)	0,062
Panjang (m)	3,657
Volume (liter/jam)	2.652,412

7. Pompa

Tabel 5.10 Spesifikasi Pompa

Pompa	PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi	Mengalirkan air dari sungai yang melewati screening ke bak pengendap awal	Mengalirkan air dari bak pengendapan awal ke bak fluktuator/klarifier	Mengalirkan air dari Klirifier ke saringan pasir
Jenis	<i>Centrifungal Pump</i>	<i>Centrifungal Pump</i>	<i>Centrifungal Pump</i>
Bahan	<i>Cast iron</i>	<i>Cast iron</i>	<i>Cast iron</i>
Kapasitas (gpm)	2.555,686	2.433,986	2.318,082
Ukuran Pipa			
IPS	16	16	14
No Sch	40	40	40
OD	16	16	14
ID	15,25	15,25	13,25
Efisiensi Pompa	0,90	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	0,87	0,87	0,87
Tenaga Motor (Hp)	25	30	20

Pompa	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Mengalirkan air Bak Saringan Pasir menuju bak air bersih	Mengalirkan air dari Bak pengendapan awal ke tangki deklorinasi	Mengalirkan air dari basin melewati kndensor dan cooler menuju puncak menara
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Bahan	<i>Cast iron</i>	<i>Cast iron</i>	<i>Cast iron</i>
Kapasitas (gpm)	2.315,498	14,72	376,954
Ukuran Pipa			
IPS	14	1,5	8
No Sch	40	40	40
OD	14	1,9	8,6
ID	13,25	1,61	7,96
Efisiensi Pompa	0,90	0,50	0,80
Tenaga Pompa (Hp)	0,87	0,80	0,83
Tenaga Motor (Hp)	30	1	3

Pompa	PU-07	PU-08
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki umpan boiler menuju boiler	Mengalirkan air dari boiler menuju tangka kondensat
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Bahan	<i>Cast iron</i>	<i>Cast iron</i>
Kapasitas (gpm)	24.045,814	21.856,888
Ukuran Pipa		
IPS	24	24
No Sch	40	40
OD	24	24
ID	23,25	23,25
Efisiensi Pompa	0,90	0,90
Tenaga Pompa (Hp)	0,95	0,95
Tenaga Motor (Hp)	200	200

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan layak atau tidak untuk didirikan dari segi ekonomi, maka diperlukan evaluasi ekonomi. Salah satu bagian penting dari perancangan pabrik ini adalah estimasi harga dari alat – alat yang akan digunakan dalam kebutuhan pabrik, karena harga tersebut dipakai sebagai dasar untuk estimasi evaluasi ekonomi tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas.

Untuk itu pada perancangan pabrik aluminium oksida ini, terdapat beberapa faktor-faktor yang ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi meliputi:

- a. Modal (*Capital Investment*)
 1. Modal tetap (*Fixed Capital Cost*)
 2. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
- b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
 1. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
 2. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
 3. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
- c. Pengeluaran Umum (*General Cost*)
- d. Analisa Kelayakan Ekonomi
 1. *Percent return on invesment (ROI)*
 2. *Pay out time (POT) Break event point (BEP)*
 3. *Discounted cash flow (DCF)*

6.1 Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses pada tiap alat dipengaruhi oleh kondisi ekonomi yang sedang terjadi. Harga peralatan setiap tahun akan berbeda, harga dapat mengalami kenaikan atau penurunan tergantung dengan kondisi ekonomi, sehingga akan sulit untuk menentukan harga peralatan secara pasti. Untuk memperkirakan harga peralatan dapat dilakukan dengan mengetahui harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Analisa harga alat dilakukan pada tahun 2024 untuk pembelian alat pada tahun pembangunan yaitu 2026. Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga kebutuhan pabrik lainnya diperhitungkan pada tahun analisa. Berikut adalah indeks harga yang di dalam teknik kimia disebut CEP indeks atau *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat pada Tahun 2011 – 2024

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	2000	394,1
2	2001	394,3
3	2002	395,6
4	2003	402
5	2004	444,2
6	2005	468,2
7	2006	499,6
8	2007	525,4
9	2008	575,4
10	2009	521,9
11	2010	550,8
12	2011	585,7
13	2012	584,6
14	2013	567,3
15	2014	576,1

Lanjutan tabel 6.1

16	2015	556,8
17	2016	541,7
18	2017	567,5
19	2018	607,022
20	2019	617,801
21	2020	628,58
22	2021	639,359
23	2022	650,138
24	2023	660,917
25	2024	671,696

Dari regresi linear, diperoleh nilai index berikut :

Tabel 6. 2 Nilai Index Harga Alat

Tahun	Index
2025	687,475
2026	698,494
2027	709,513
2028	720,532
2029	731,551

Untuk memperkirakan harga alat, ada dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indks harga (Aries & Newton, 1955).

$$Cx = Cy \frac{Nx}{Ny} \quad (6.1)$$

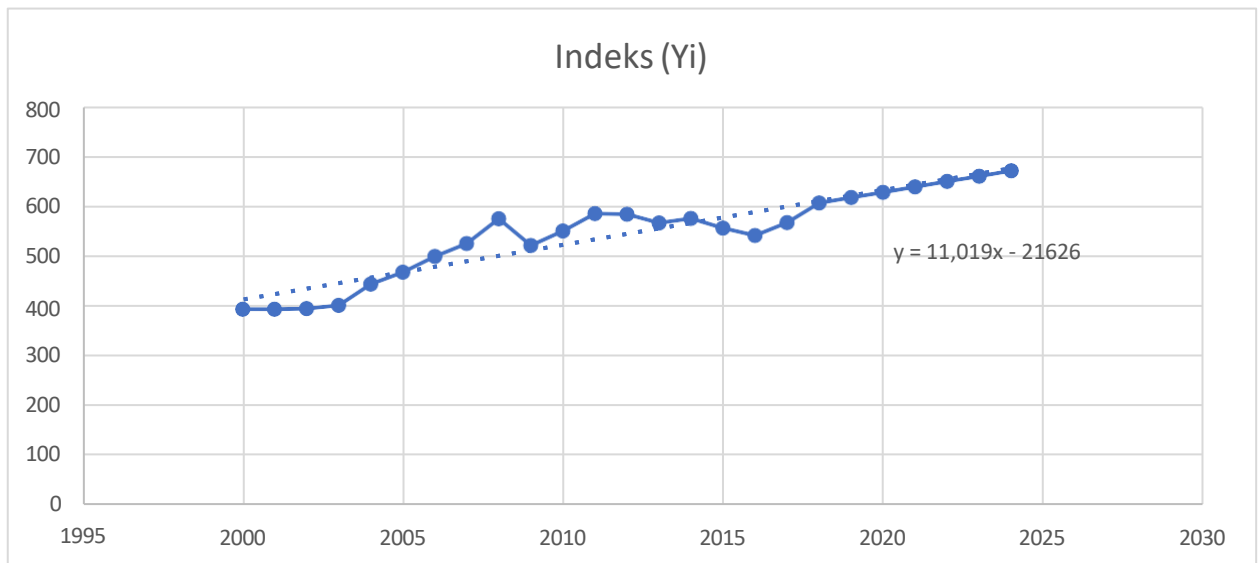
Dimana :

Ex : Harga pembelian pada tahun 2026

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi 2014

Nx : Index harga pada tahun 2026

Ny : Index harga pada tahun referensi 2014



Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linear

Persamaan yang diperoleh dari grafik yang tertera adalah $y = 11,019x - 21626$.

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari nilai CEP Indeks pada tahun referensi dan perancangan, sehingga nilai CEP Indeks pada tahun referensi 2014 adalah 576,10. Sementara nilai CEP Indeks pada tahun perancangan 2026 sebesar 698,494. Berdasarkan nilai CEP indeks tersebut, dapat ditentukan harga alat proses dan alat utilitas sebagai berikut :

Tabel 6. 3 Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2026	2014	2026
1	JawCrusher	JC-01	1	576,10	698,49	9.100	\$11.033,32
2	Vibrating screen	VS-01	1	576,10	698,49	2.600	\$3.152,38
3	Grinder/Ball mill	G-01	1	576,10	698,49	203.110	\$246.261,27
4	Vibrating screen	VS-02	1	576,10	698,49	2.600	\$3.152,38
5	mixer	M-01	1	576,10	698,49	322.500	\$391.016,00
6	RATB	R	3	576,10	698,49	783.800	\$2.850.961,28
7	RDVF	RDVF-01	1	576,10	698,49	325.900	\$395.138,33
8	RATB	R-04	1	576,10	698,49	1.280.000	\$1.551.939,45
9	RDVF	RDVF-02	1	576,10	698,49	444.900	\$539.420,21
10	Preheating tower	PT-01	1	576,10	698,49	835.000	\$1.012.398,00
11	Rotary Kiln	RK-01	1	576,10	698,49	4.899.500	\$5.940.412,00
12	cooler	CL-01	1	576,10	698,49	539.000	\$653.512,00
13	Belt Conveyor	B-01	1	576,10	698,49	8.300	\$10.063,36
14	Belt Conveyor	B-02	1	576,10	698,49	8.300	\$10.063,36
15	Belt Conveyor	B-03	1	576,10	698,49	16.500	\$20.005,47
16	Belt Conveyor	B-04	1	576,10	698,49	16.500	\$20.005,47
17	Screw Conveyor	Sc-01	1	576,10	698,49	3.800	\$4.607,32
18	Screw Conveyor	Sc-02	1	576,10	698,49	5.800	\$7.032,23
19	Screw Conveyor	Sc-03	1	576,10	698,49	3.800	\$4.607,32
20	Screw Conveyor	Sc-04	1	576,10	698,49	5.800	\$7.032,23
21	Screw Conveyor	Sc-05	1	576,10	698,49	5.800	\$7.032,23
22	Bucket Elevator	BE-01	1	576,10	698,49	10.800	\$13.094,49
23	Bucket Elevator	BE-02	1	576,10	698,49	10.800	\$13.094,49
24	Heater	H-01	1	576,10	698,49	5.200	\$6.304,75
25	Rotary Cooler	RC-01	1	576,10	698,49	111.900	\$135.673,46
26	Silo NaOH	S-01	1	576,10	698,49	192.500	\$233.397,14
27	Silo Produk	S-02	1	576,10	698,49	192.500	\$233.397,14
28	Pompa-01	P-01	1	576,10	698,49	3.900	\$4.728,57
29	Pompa-02	P-02	1	576,10	698,49	3.900	\$4.728,57
30	Pompa-03	P-03	1	576,10	698,49	5.000	\$6.062,26
31	Pompa-04	P-04	1	576,10	698,49	5.000	\$6.062,26
32	Pompa-05	P-05	1	576,10	698,49	5.000	\$6.062,26
33	Pompa-06	P-06	1	576,10	698,49	5.000	\$6.062,26
TOTAL							\$14.357.513,25

Tabel 6. 4 Harga Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	CY	CX
				2014	2026	2014	2026
1	Screening	FU-01	1	576,10	698,49	26800	\$ 32.494
2	Bak Pengendapan Awal	BU-01	1	576,10	698,49	215300	\$ 261.041
3	Bak Klarifier	BU-02	1	576,10	698,49	977300	\$ 1.184.930
4	Bak Pencampur cepat	TU-01	1	576,10	698,49	5116,36	\$ 6.203
5	Saringan Pasir	BU-03	1	576,10	698,49	58000	\$ 70.322
6	Bak Air bersih	BU-04	1	576,10	698,49	1034700	\$ 1.254.525
7	Bak Air Rumah Tangga	SF-01	1	576,10	698,49	3369228	\$ 4.085.030
8	Bak Air Pendingin	BU-05	1	576,10	698,49	233.300	\$ 282.865
9	Menara Pendingin	TU-02	1	576,10	698,49	222.000	\$ 269.164
10	Blower Menara Pendingin	TU-03	1	576,10	698,49	131.000	\$ 158.831
11	Mixed Bed	TU-04	1	576,10	698,49	146.800	\$ 177.988
12	Boiler	TU-05	1	576,10	698,49	249.500	\$ 302.507
13	Tangki Dearator	BU-06	1	576,10	698,49	223.600	\$ 271.104
14	Tangki Air Service	CT-01	1	576,10	698,49	40.400	\$ 48.983
15	Tangki Silika	BL-01	1	576,10	698,49	14.000	\$ 16.974
16	Tangki Udara Tekan	MB-01	1	576,10	698,49	23.000	\$ 27.886
17	Tangki Penukar Kation	TU-06	1	576,10	698,49	108.500	\$ 131.551
18	Tangki Penukar Anion	TU-07	1	576,10	698,49	56.700	\$ 68.746
19	Tangki NaOH	DE-01	1	576,10	698,49	141.000	\$ 170.956
20	Tangki NaCl	TU-08	1	576,10	698,49	192.000	\$ 232.791
21	Tangki Umpan Boiler	BO-01	1	576,10	698,49	917.700	\$ 1.112.668
22	Tangki N2H4	PU-01	1	576,10	698,49	106.000	\$ 128.520
23	Tangki Deklorinasi	PU-02	1	576,10	698,49	270.000	\$ 327.362
24	Tangki air hidran	PU-03	1	576,10	698,49	140.000	\$ 169.743
25	Tangki Bahan Bakar Boiler	PU-04	1	576,10	698,49	113.000	\$ 137.007
26	Tangki Bahan Bakar Generator	PU-05	1	576,10	698,49	35.000	\$ 42.436
27	Tangki Dowtherm	PU-06	1	576,10	698,49	131.000	\$ 158.831
28	Generator	PU-07	1	576,10	698,49	19.697	\$ 23.882
29	Pompa 1	PU-08	1	576,10	698,49	13.400	\$ 16.247
30	Pompa 2	PU-09	1	576,10	698,49	13.400	\$ 16.247
31	Pompa 3	PU-10	1	576,10	698,49	13.400	\$ 16.247
32	Pompa 4	PU-11	1	576,10	698,49	8.300	\$ 10.063
33	Pompa 5	PU-12	1	576,10	698,49	8.300	\$ 10.063
34	Pompa 6	PU-13	1	576,10	698,49	6.100	\$ 7.396
35	Pompa 7	PU-14	1	576,10	698,49	5.000	\$ 6.062
36	Pompa 8	PU-15	1	576,10	698,49	10.400	\$ 12.610
37	Kompresor	PU-16	1	576,10	698,49	27.000	\$ 32.736
				TOTAL		\$11.283.014	

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi	: 300.000Ton / Tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja / 7920 jam
Umur alat	: 10 Tahun
Kurs mata uang	: 1 \$ = Rp 16.222,26 (28 Januari 2025)
Tahun pabrik didirikan	2026
UMR Provinsi Kalimantan Barat	: Rp 2.878.286 (tahun 2025)
Kenaikan harga bahan baku & produk	: 10% per tahun

6.3 Komponen Biaya

a. Modal (*Capital Investment*)

Capital investment adalah total biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik beserta kelengkapannya dan untuk mengoperasikan pabrik. *Capital investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik.

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

No	Jenis	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	Purchased Equipment Cost	Rp	426.143.561.054,12	\$	25.640.526,97
2	Delivered Equipment Cost	Rp	106.535.890.263,53	\$	6.410.131,74
3	Instalasi cost	Rp	73.658.576.156,41	\$	4.431.944,73
4	Pemipaan	Rp	102.044.578.027,83	\$	6.139.895,08
5	Instrumentasi	Rp	107.296.226.735,57	\$	6.455.880,24
6	Insulasi	Rp	16.969.116.900,45	\$	1.021.010,62
7	Listrik	Rp	42.614.356.105,41	\$	2.564.052,70
8	Bangunan	Rp	19.312.500.000,00	\$	1.190.493,80
9	Land & Yard Improvement	Rp	36.000.000.000,00	\$	2.219.172,91
Physical Plant Cost (PPC)		Rp	930.574.805.243,32	\$	56.073.108,80

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

No	Komponen	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Engineering and Construction</i>	Rp	181.926.509.987,61	\$	11.214.621,76
Total DPC + PPC		Rp	1.091.559.059.925,67	\$	67.287.730,56

Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Fixed Capital	Biaya, \$	Biaya, Rp
1	Direct Plant Cost	\$ 67.287.730,56	Rp 1.091.559.059.925,67
2	Cotractor's fee	\$ 2.691.509,22	Rp 43.662.362.397,03
3	Contingency	\$ 6.728.773,06	Rp 109.155.905.992,57
	Jumlah	\$ 76.708.012,84	Rp 1.244.377.328.315,26

2. Working Capital Investment

Working capital investment yaitu biaya yang diperlukan untuk menjalankan suatu pabrik selama waktu tertentu. Ada beberapa sumber modal yang bisa didapatkan dalam pendirian suatu pabrik yaitu dengan pinjaman dari bank, uang pribadi atau bekerja sama dengan berbagai pihak investor. Tujuan akhir dari penanaman modal adalah mendapatkan keuntungan dari modal yang sudah ditanam.

Tabel 6. 7 Working Capital Investment (WCI)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 498.308.207.714,14	\$ 30.717.557,71
2	<i>Inproses Onventory</i>	Rp 1.037.164.199.256,06	\$ 63.934.630,52
3	<i>Product Inventory</i>	Rp 754.301.235.822,59	\$ 46.497.913,10
4	<i>Extended Credit</i>	Rp 1.008.729.621.818,18	\$ 62.181.818,18
5	<i>Available Cash</i>	Rp 754.301.235.822,59	\$ 46.497.913,10
	Working Capital (WC)	Rp 4.052.804.500.433,55	\$ 249.829.832,61

b. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk melakukan produksi suatu produk, *Manufacturing cost* merupakan jumlah dari *Direct Cost*. *Indirect Cost*, *Fixed Cost* yang selalu berkaitan dengan pembuatan suatu produk. *Manufacturing Cost* antara lain:

1. Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing cost atau biaya langsung adalah biaya pengeluaran yang masih berkaitan langsung dalam pembuatan produk yang berhubungan dengan memproduksi suatu produk dalam pabrik.

Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material	Rp 5.481.390.284.855,53	\$ 337.893.134,79
2	Labor	Rp 19.620.000.000,00	\$ 1.209.449,24
3	Supervision	Rp 3.924.000.000,00	\$ 241.889,85
4	Maintenance	Rp 149.325.279.397,83	\$ 9.204.961,54
5	Plant Supplies	Rp 22.398.791.909,67	\$ 1.380.744,23
6	Royalty and Patents	Rp 221.920.516.800,00	\$ 13.680.000,00
7	Utilities	Rp 1.364.697.034.412,32	\$ 84.124.963,75
	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 7.263.275.907.375,35	\$ 447.735.143,40

2. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost atau biaya tidak langsung adalah biaya-biaya yang tidak ikut terkait langsung oleh unit produksi dalam pabrik.

Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 3.924.000.000,00	\$ 241.889,85
2	<i>Laboratory</i>	Rp 1.962.000.000,00	\$ 120.944,92
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 9.810.000.000,00	\$ 604.724,62
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 887.682.067.200,00	\$ 54.720.000,00
	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 903.378.067.200,00	\$ 55.687.559,39

3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed Manufacturing Cost atau biaya tetap adalah biaya yang dikeluarkan oleh pabrik pada saat kondisi operasi maupun tidak. Pengeluaran yang bersifat konstan atau tetap yang tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

Tabel 6. 10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 99.550.186.265,22	\$ 6.136.641,03
2	<i>Propertu taxes</i>	Rp 18.665.659.924,73	\$ 1.150.620,19
3	<i>Insurance</i>	Rp 12.443.773.283,15	\$ 767.080,13
	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 130.659.619.473,10	\$ 8.054.341,35

Tabel 6. 11 Total Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp 7.263.275.907.375,35	\$ 447.735.143,40
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp 903.378.067.200,00	\$ 55.687.559,39
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp 130.659.619.473,10	\$ 8.054.341,35
	Manufacturing Cost (MC)	Rp 8.297.313.594.048,45	\$ 511.477.044,14

c. Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

General Expenses atau disebut pengeluaran umum terdiri dari pengeluaran-pengeluaran yang berhubungan dengan fungsi dari perusahaan yang tidak termasuk oleh Manufacturing cost. Biaya yang harus dikeluarkan guna untuk kepentingan dalam kelancaran jalannya perusahaan secara keseluruhan.

Tabel 6. 12 General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	<i>Administration</i>	Rp	221.920.516.800,00	\$	13.680.000,00
2	<i>Sales Expense</i>	Rp	998.642.325.600,00	\$	61.560.000,00
3	<i>Research</i>	Rp	443.841.033.600,00	\$	27.360.000,00
4	<i>Finance</i>	Rp	211.887.273.149,95	\$	13.061.513,82
	General Expenses(GE)	Rp	1.876.291.149.149,95	\$	115.661.513,82

Tabel 6. 13 Total Production Cost

No	Komponen	Harga (Rp)		Harga (\$)	
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp	8.297.313.594.048,45	\$	511.477.044,14
2	<i>General Expenses (GE)</i>	Rp	1.876.291.149.149,95	\$	115.661.513,82
Total Production Cost (TPC)		Rp	10.173.604.743.198,40	\$	627.138.557,96

6.4 Analisa Keuntungan

a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total penjualan : Rp 11.096.025.840.000,00

Total production cost : Rp 10.173.604.743.198,40

Keuntungan Sebelum Pajak : Total Penjualan – Total biaya produksi
: Rp 922.421.096.801,60

b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak 35% dari keuntungan : Rp 322.847.383.880,56

Keuntungan : Keuntungan Sebelum Pajak – Pajak
: Rp 599.573.712.921,04

6.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan berfungsi untuk mengetahui laba yang didapatkan agar mendapatkan keuntungan maksimum dan bisa melihat hasil keuntungan kecil atau besar, agar bisa dikategorikan pabrik yang potensial atau tidak potensial dari sisi ekonomi, ada beberapa cara yang dilakukan untuk melihat suatu kelayakan pabrik, antara lain :

a. *Return on Investment (ROI)*

Return On Investment (ROI) adalah tingkat keuntungan yang di dapat setiap tahun dari tingkat investasi yang dikeluarkan. Pabrik dengan resiko rendah mempunyai minimum ROI before tax sebesar 11%, sedangkan pada pabrik dengan resiko tinggi mempunyai minimum ROI before tax sebesar 44%. Jumlah uang yang diterima atau hilang disebut laba/rugi atau bunga.

$$\%ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\% \quad (6.2)$$

1. ROI sebelum pajak (ROI b)

$$ROI\ b = 74\ \%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROI a)

$$ROI\ a = 48\ \%$$

b. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan kembali.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{keuntungan} + \text{Depresant}} \quad (6.3)$$

1. POT Sebelum Pajak (POTb)

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko tinggi maksimum adalah 2 tahun.

POT b = 1,19 tahun

2. POT setelah pajak (POTa)

POT a = 1,72 tahun

c. *Break Even Point* (BEP)

Break even point merupakan titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya adalah sama. Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapat keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia umumnya berada pada range 40-60%.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.4)$$

Dimana:

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum Annual

Tabel 6. 14 Annual Fixed Manufacturing Cost (Fa)

Depresiasi =	Rp	99.550.186.265,22	\$	6.136.641,03
Property Taxes =	Rp	18.665.659.924,73	\$	1.150.620,19
Asuransi =	Rp	12.443.773.283,15	\$	767.080,13
TOTAL Nilai Fa =	Rp	130.659.619.473,10	\$	8.054.341,35

Tabel 6. 15 Annual Regulated Expenses (Ra)

Gaji Karyawan =	Rp	19.620.000.000,00	\$	1.209.449,24
Payroll Overhead =	Rp	3.924.000.000,00	\$	241.889,85
Supervision =	Rp	3.924.000.000,00	\$	241.889,85
Plant Overhead =	Rp	9.810.000.000,00	\$	604.724,62
Laboratorium =	Rp	1.962.000.000,00	\$	120.944,92
General Expense =	Rp	1.876.291.149.149,95	\$	115.661.513,82
Maintenance =	Rp	149.325.279.397,83	\$	9.204.961,54
Plant Supplies =	Rp	22.398.791.909,67	\$	1.380.744,23
TOTAL Nilai Ra =	Rp	2.087.255.220.457,46	\$	128.666.118,07

Tabel 6. 16 Annual Variable Value (Va)

Raw Material =	Rp	5.481.390.284.855,53	\$	337.893.134,79
Packaging =	Rp	776.721.808.800,00	\$	47.880.000,00
Shipping =	Rp	110.960.258.400,00	\$	6.840.000,00
Utilities =	Rp	1.364.697.034.412,32	\$	84.124.963,75
Royalty & Patent =	Rp	221.920.516.800,00	\$	13.680.000,00
TOTAL Nilai Va =	Rp	7.955.689.903.267,84	\$	490.418.098,54

Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa)

Annual Sales Value	Rp	11.096.025.840.000,00	\$	684.000.000,00
Total	Rp	11.096.025.840.000,00	\$	684.000.000,00

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 45,07 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut Down Point adalah titik atau kondisi saat penentuan suatu aktivitas produksi harus berhenti. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit). Hal tersebut diakibatkan karena biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (6.5)$$

Didapatkan SDP = 37,29 %

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Discounted cash flow rate of return adalah besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahunnya. Didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Batasan DCFR sendiri adalah 1,5 kali bunga bank.

$$\frac{(WC + FCI) \times (1+i)^{10}}{CF} = ((1+i)^9 + 1 + i)^8 + \dots + (1+i) \frac{WC + SV}{CV} \quad (6.6)$$

Dimana :

FCI = *Fixed capital investment*

WC = *Working capital investment*

CF = *Cash Flow*

SV = *Salvage value* = depresiasi

n = Umur pabrik 10 tahun

i = Nilai DCFR

Sebagai perhitungan digunakan data sebagai berikut :

FCI = Rp 1.244.377.328.315,26

WCI = Rp 4.052.804.500.433,55

CF = Rp 911.011.172.336,21

SV = Rp 99.550.186.265,22

n = 10 tahun

Sehingga diperoleh trial & error dapat dihitung nilai DCFR.

Diperoleh nilai DCFR adalah:

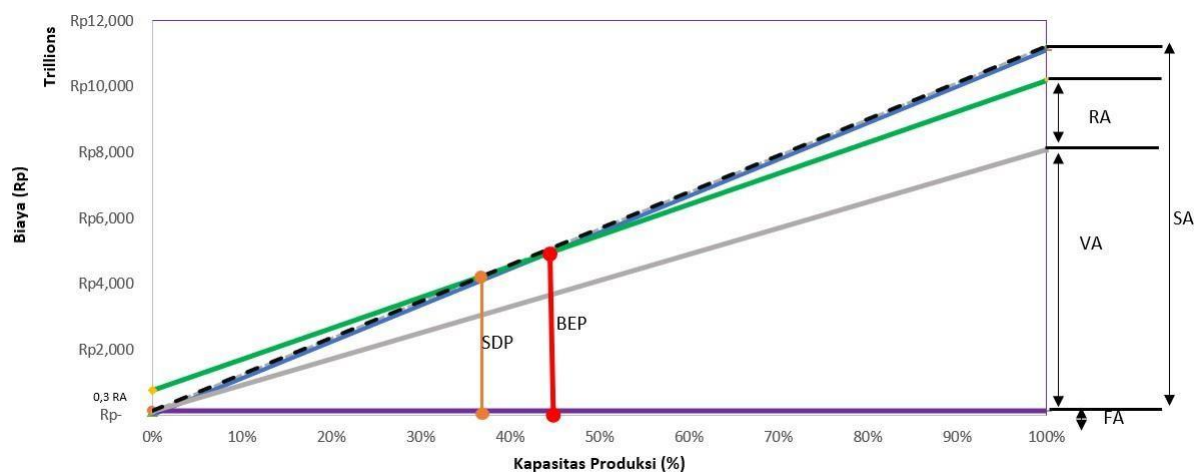
DCFR = 17,88 %

Bunga bank Indonesia pada 2024 = 5,75 %

1,5 dari bunga bank Indonesia 2024 = 8,63 % (Bunga tahun 2026)

Hasil kalkulasi kelayakan ekonomi pendirian Pabrik Aluminium

Oksida dapat di pahami melalui grafik *Break Event Point* berikut :



Gambar 6. 2 Grafik Evaluasi Ekonomi

BAB VII

KESIMPULAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan prarancangan pabrik Aluminium Oksida dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun baik ditinjau secara teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

- a. Pendirian pabrik Aluminium Oksida dengan kapasitas produksi 300.000 ton per tahun memiliki potensi yang signifikan untuk mendukung perekonomian nasional, dapat meningkatkan devisa negara dan berkontribusi pembangunan infrastruktur di Indonesia.
- b. Pabrik Aluminium Oksida berbentuk Perseroan Terbatas (PT) didirikan di daerah Kabupaten Sanggau, Kalimantan Barat memiliki luas tanah keseluruhan 24.000 m² dengan jumlah karyawan 198 orang.
- c. Pabrik ini dikategorikan *high risk* ditinjau dari bahan baku yang digunakan, proses yang dilalui, suhu dan tekanan yang tinggi serta bahan baku mudah terbakar maupun meledak.
- d. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini layak untuk didirikan dengan beberapa parameter kelayakan sebagai berikut:

1. *Return On Investment* (ROI)

- ROI sebelum pajak = 74,13 %
- ROI setelah pajak = 48,18 %

Syarat ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 44%

2. *Pay Out Time* (POT)

- POT sebelum pajak = 1,19
- POT setelah pajak = 1,72

Syarat POT maksimal sebelum pajak untuk pabrik dengan resiko tinggi adalah 2 tahun.

3. *Break Even Point* (BEP) = 45,07 %

Nilai BEP untuk pabrik pada umumnya berada pada rentan 40% - 60%

4. *Shut Down Point* (SDP) = 37,29 %

Nilai SDP untuk pabrik kimia yaitu >20%

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) = 17,88 %

Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu sekitar 1,5 kali suku bunga pinjaman bank yaitu 8,63%

Dengan pertimbangan hasil diatas, maka hasil uji kelayakan pabrik Aluminium Oksida sesuai dengan ketentuan standar pembangunan pabrik kimia.

7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep- konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia tersebut diantaranya sebagai berikut:

- a. Perlu dilakukan optimasi bahan baku serta pemilihan alat utama maupun alat penunjang sehingga mengoptimalkan keuntungan yang didapatkan.
- b. Produk Aluminium Oksida dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat melihat pesatnya kebutuhan masyarakat saat ini dan kebutuhan dalam negeri dan ekspor keluar negeri dengan jumlahnya yang semakin meningkat.
- c. Pendirian pabrik Aluminium Oksida dapat menjadi solusi pemerintah untuk mendorong tumbuhnya industri kimia di dalam negeri, agar menjadi sektor penggerak perekonomian nasional.
- d. Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang di dukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan dengan konsep dasar pendirian suatu pabrik.

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR ALIR TANGKI BERPENGADUK

Fungsi : Mereaksikan Bauksit dengan Natrium Hidroksida (NaOH)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Jumlah : 3 Unit

Kondisi Operasi : Suhu : 140°C

Tekanan : 4 atm

Konversi : 96%

Reaksi : Isothermal

1. Neraca Massa

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah



Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 7	Arus 10	Arus 11
Al ₂ O ₃ ·3H ₂ O	60976,82		20732,11
NaOH		31270,16	10631,85
H ₂ O		33876,01	52450,48
NaAlO ₂			42308,53
Fe ₂ O ₃	9527,62		9527,62
TiO ₂	1143,31		1143,31
SiO ₂	4573,26		4573,26
TOTAL	141367,20		1411367,20

2. Densitas

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	ρL campuran (kg/m ³)
Al ₂ O ₃ .3H ₂ O	3990	63115,62	0,431	1721,032258
NaOH	1405,3	32366,98	0,221	310,8497696
H ₂ O	1000	35064,23	0,239	239,6313364
NaAlO ₂	2270	0,00	0	0
Fe ₂ O ₃	5120	9861,82	0,067	345,0691244
TiO ₂	4170	1183,42	0,008	33,72511521
SiO ₂	2320	4733,67	0,032	75,05253456
TOTAL	20275,3	146325,73	1,00	2725,360138

3. Menentukan optimasi jumlah reaktor

a. Jumlah 1 reaktor

$$V = \frac{Fv. (XA - XA0)}{K(CA0(1 - X1))}$$

Didapatkan :

$$V1 = 948,59 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0$$

$$XA = 0,96$$

- b. Jumlah 2 reaktor

$$V = \frac{Fv. (XA - XA0)}{K(CA0(1 - X1))}$$

Didapatkan :

$$V1 = 157,132 \text{ m}^3$$

$$V2 = 157,133 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0$$

$$X1 = 0,80$$

$$X2 = 0,96$$

- c. Jumlah 3 reaktor

$$V = \frac{Fv. (XA - XA0)}{K(CA0(1 - X1))}$$

Didapatkan :

$$V1 = 77,194 \text{ m}^3$$

$$V2 = 77,194 \text{ m}^3$$

$$V3 = 77,194 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0$$

$$XA = 0,66$$

$$XB = 0,88$$

$$XC = 0,96$$

d. Jumlah 4 reaktor

$$V = \frac{Fv \cdot (XA - XA0)}{K(CA0(1 - X1))}$$

Didapatkan :

$$V1 = 49,773 \text{ m}^3$$

$$V2 = 49,773 \text{ m}^3$$

$$V3 = 49,773 \text{ m}^3$$

$$V4 = 49,773 \text{ m}^3$$

$$X0 = 0$$

$$X1 = 0,55$$

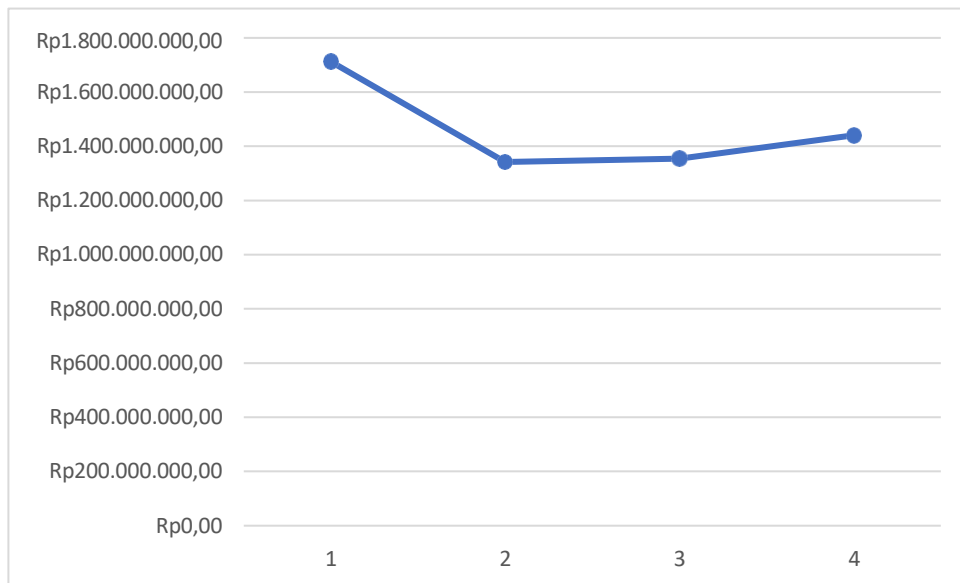
$$X2 = 0,80$$

$$X3 = 0,91$$

$$X4 = 0,96$$

N	X1	X2	X3	X4
1	0,96			
2	0,80	0,96		
3	0,66	0,88	0,96	
4	0,55	0,80	0,91	0,96

N	V1 (gallon)	V2 (gallon)	V3 (gallon)	V4 (gallon)
1	250.590			
2	41.510	41.510		
3	20.392	20.392	20.392	
4	13.148	13.148	13.148	13.148



Dilihat dari segi ekonomi, volume dan jumlah reactor berpengaruh pada harga reactor. Dipilih 3 reaktor karena volume reactor lebih rendah tiap reactor dan harga yang didapatkan lebih ekonomis.

e. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reactor dibuat dengan silinder vertical dengan dinding (shell) dan tutup atas dan bawah (head) yang berbentuk torispherical.

Volume reactor dibuat dengan over design sebesar 20%. Maka, volume reactor menjadi :

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor} &= 1,2 \times 77,19 \text{ m}^3 \\ &= 92,63 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan bahwa : $D = H$

Dimana:

D = Diameter

H = Tinggi

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 x H$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = 3\sqrt{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = 4,904 \text{ m}$$

Maka, tinggi reactor :

$$H = 4,904 \text{ m}$$

$$V \text{ reactor total} = \text{Volume shell} + 2 \text{ volume head}$$

$$V \text{ head} = 11,52 \text{ m}^3$$

$$V \text{ shell} = 92,63 \text{ m}^3$$

$$V \text{ reactor total} = 115,68 \text{ m}^3$$

f. Menghitung ketinggian cairan dalam reactor

$$V_{\text{cairan di dalam shell}} = V_{\text{shell}} - V_{\text{bottom}}$$

$$A_{\text{total}} = 32193,53 \text{ in}$$

$$V_{\text{shell}} = 92,63 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{bottom}} = 5,76 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cairan di dalam shell}} = 86,87 \text{ m}^3$$

$$H_{\text{cairan}} = 4,128 \text{ m}$$

g. Menghitung tebal dinding reactor

Ts : tebal shell (in)

P : tekanan dalam tangka (psia)

F : *Allowable stress* (18,750 psi)

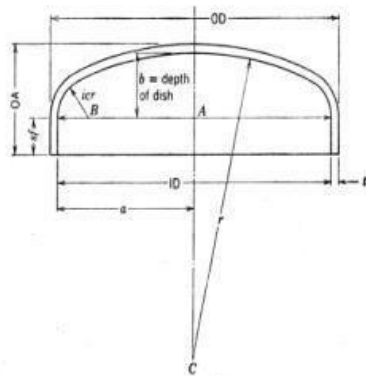
ri : jari- jari (in)

E : efisinsi pengelasan (80%)

C : factor korosi (0,059)

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai tebal shell yaitu sebesar 0,744 in. sehingga tebal standart shell dipilih 0,75 in.

h. Perancangan dimensi head



(Page 87, Brownell & Young, 1959)

t : Tebal Head, in

icr : inside corner radius, in

r : radius of dish, in

OD : outside diameter, in

ID : Inside diameter, in

b : depth of dish, in

OA : overall dimension , in

Sf : straight flage

i. Menghitung tebal head

icr = 12,25 in

r = 170

OD = 204 in

$$ID = 202,518 \text{ in}$$

$$W = 1,681$$

$$ts = 1,070 \text{ in}$$

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

$$b = 39,76$$

j. Menghitung dimensi pengaduk

$$Dt = 5,143 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk : } Dt/3 = 1,714 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk dari dasar (E)} = 1,714 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (L)} = 0,428 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (Lb)} = 5,143 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi pengaduk (W)} = 0,342 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan} = 4,972 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Baffle} = 4 \text{ buah}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = 2 \text{ buah}$$

k. Menghitung power pengaduk

1. *Specific Gravity*

$$Sg = 2,359$$

$$WELH = 9,87 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah putaran (N)} = 155 \text{ rpm}$$

2. Menghitung Power Pengaduk

Power Number :

Densitas (ρ)	= 2725,360 kg/m ³
Kecepatan Pengaduk (N)	= 155 rpm
Diameter Impeler (Di)	= 1,715
gc	= 9,8 m/s ²
Pa	= 190 Hp
P	= Pa / <i>motor efficiency</i>
	= 207 Hp
P standar	= 200 Hp

l. Perancangan coil pemanas reactor

Didapatkan hasil dari perhitungan neraca panas pada reactor sebagai berikut :

- Kondisi operasi berjalan secara endotermis
- Jumlah panas yang di supply oleh steam (Qpp) sebesar :
84868987,06 KJ/kgK

$$T_{in} = 150 \text{ C (423 K)}$$

$$T_{out} = 150 \text{ C (423 K)}$$

$$\Delta T = 0 \text{ C}$$

$$T_{reff} = 25 \text{ C (303)}$$

$$H_{vap} = 77,862 \text{ KJ/kgK}$$

- Menghitung kebutuhan pemanas :

$$m_{steam} = \frac{Q_{pp}}{H_{vap}}$$

$$m_{steam} = 1089984,56 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung kecepatan volumetric steam :

$$Q_v = \frac{m_{steam}}{p_{steam}}$$

$$Q_v = 1092,169 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Menghitung nilai ΔT LTMD :

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

$$\Delta T_{LMTD} = 197,453 \text{ F}$$

- Menghitung luas transfer panas

$$A = \frac{Q_{pp}}{U_{dl} \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = 126 \text{ m}^2$$

- Menghitung Luas selubung reactor

A = Luas selimut reactor + luas penampang bawah reactor

$$A = 100,462$$

Karena luas transfer panas > luas selubung reactor maka digunakan

COIL pemanas

- Menghitung koefisien perpindahan panas

$$j_H = \frac{h_i \cdot D}{k} \left(\frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0,14}$$

$$h_i = 2352,76 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

$$h_{io \text{ koil}} = 716802,08 \text{ Btu /ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

$$h_o = 165.336.850,67 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

- Menghitung *clean overall coefficient* (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 713707,8775 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot F$$

- Menghitung *Designed Overall Coefficient* (UD)

$$U_d = \frac{U_c \cdot hD}{U_c + hD}$$

$$U_d = 998,6 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot F$$

Didapatkan nilai luas kontak perpindahan panas (A_t) sebesar :

$$A_t = 37,901 \text{ m}^2$$

$$L_{\text{pipa koil}} = 2304,8 \text{ ft}$$

- Menemukan Jumlah Lilitan

$$K_{\text{lilitan}} = 0,5\pi(D_c) + 0,5\pi(D_c^2 + x^2)^{1/2}$$

$$K_{\text{lilitan}} = 136,251 \text{ m}$$

$$N_{\text{lilitan}} = \frac{L_{\text{pipa koil}}}{K_{\text{lilitan}}}$$

$$N_{\text{lilitan}} = 6$$

- Tinggi dan Volume koil

$$H_{\text{coil}} = (N_t - 1) \times \text{jarak lilitan} + (N_t \times \text{OD koil})$$

$$H_{\text{coil}} = 0,459 \text{ m}$$

$$H_{\text{liquid}} = 4,182 \text{ m}$$

$$V_{\text{coil}} = 1/2\pi \times (\text{OD koil})^2 \times L_c$$

$$V_{\text{coil}} = 0,800 \text{ m}^3$$

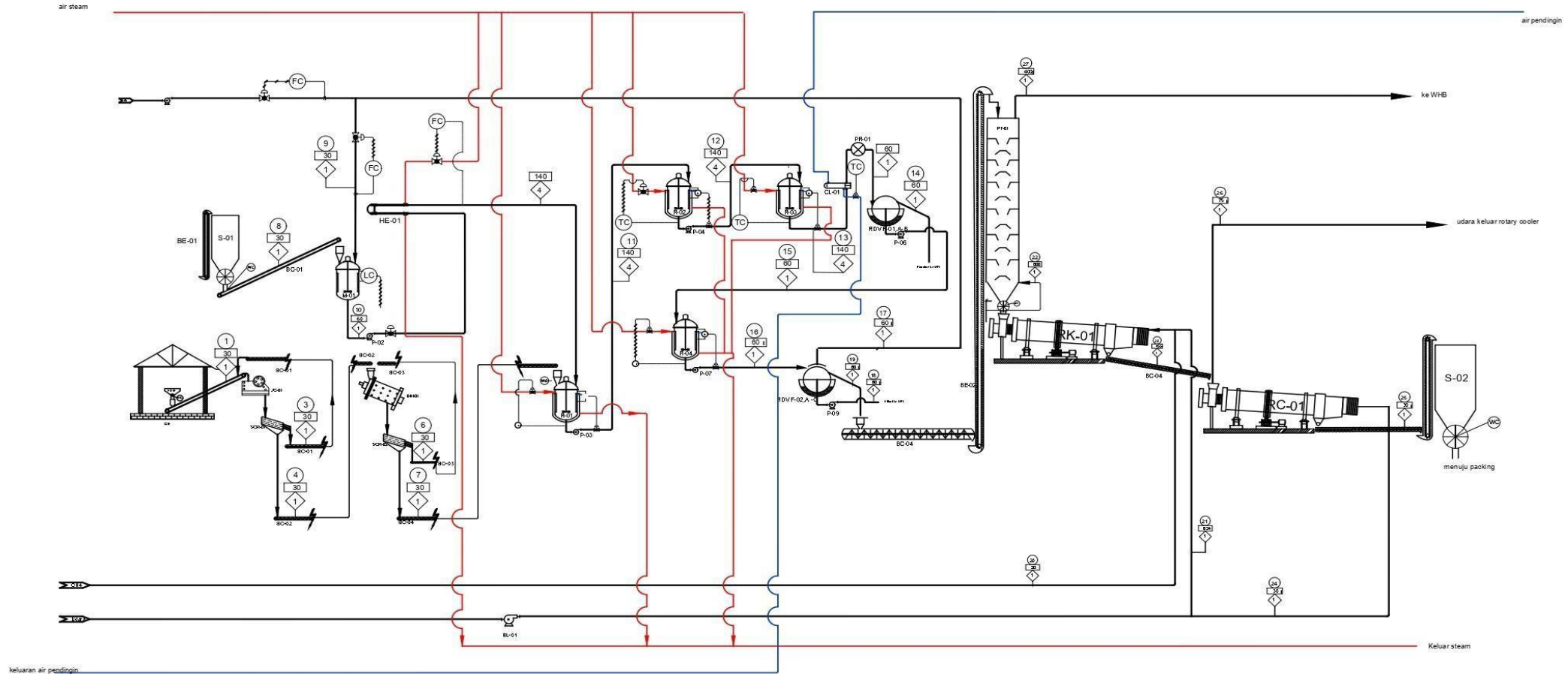
LAMPIRAN B

PROCESS FLOW DIAGRAM

PROCESS FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NAOH

KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (kg/jam)																											
KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
AL ₂ O ₃ ·3H ₂ O	60076,82	67752,02	5775,20	60076,80	67752,02	6775,20	60076,82				20732,12	2487,88	99,51	99,51		57730,66			57730,66				57,73		57,73		
NaOH								31270,16		31270,16	10631,86	1275,82	51,03	0,62	50,41	29655,88		29655,68	100,20								
H ₂ O								638,17	33237,84	33876,01	52490,49	60870,92	61973,23	754,54	61218,69	34573,77	18673,37	62527,5	719,64		4822,9	49542,6					4954
NaHCO ₃											42308,53	61488,40	63999,22	779,21	63220,01	2528,80		2528,80	34,28				34,18		34,18		
H ₂ SO ₄	9527,62	10586,25	1058,63	9527,63	10586,25	1058,63	9527,63				9527,63	9527,63	9527,63	9527,63													
TrO ₂	1143,31	1270,35	127,03	1143,32	1270,35	127,04	114,32				1143,32	1143,32	1143,32	1143,32													
SiO ₂	4573,26	5081,40	508,14	4573,26	5081,40	508,40	4573,62				4573,260	4573,26	4573,26	4573,26													
Al ₂ O ₃																							37709,23		37709,23		
Na ₂ O																							77,65		77,65		
CH ₄																				412,4630		412,463				412,463	
N ₂																					760171	760171		1274164		1274164	760171
O ₂																						860193	860193		387087		387087
CO ₂																						5894,7	5894,7				5849,7
TOTAL	76221,02	84960,02	8496,00	76221,03	84960,03	8496,00	76221,03	31908,33	33237,84	65146,18	141367,20	14367,20	14367,20	16878,00	124489,11	118673,37	848587,7	58584,6	412,4630	1631082	1676213	37879,79	1661251	37878,79	1661251	1676213	

G	Gudang
S	Silo
BC	Belt Conveyor
BE	Bucket Elevator
SC	Screw Conveyor
R	Reaktor
RC	Rotary Cooler
RK	Rotary Kiln
HE	Pemanas
HO	Hopper
M	Mixer
P	Pompa
PV	Pompa Vakum
CL	Cooler
PT	Pre-Heating Tower
RDVF	Rotary Drum Vacuum Filter
VS	Vibrating Screen
BM	Ball Mill
JC	Jaw Crusher

Pengendali	
FC	Pengendali arus
LC	Pengendali ketinggian
LI	Pengukur ketinggian
PC	Pengendali Tekanan
TC	Pengendali Suhu
WC	Pengukur ukuran

SIMBOL	
○	Nomor
→	Arus
□	Suhu, C
△	Tekanan
◇	alm
—	Pipa
—	Udaran
—	tekan
—	Listrik

	PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA	
	PROCESS FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NATRIUM HIDROKSIDA KAPASITAS PRODUKSI 6000 TON/TAHUN	
Disusun Oleh :		
NAMA : 1. RANA OZAKIRAH HARDANI		20521168
2. MASYA HUWADA FATHIN		20521176
PEMBIMBING : 1. Dr. ARIANY ZUUKANIA, S.T., M.ENG.		

DAFTAR PUSTAKA

- Abdel-Aal, E.S.A., 2016. Leaching kinetics of gibbsitic bauxite with sodium hydroxide. In *E3S Web of Conferences* (Vol. 8, p. 01021). EDP Sciences.
- Amalia, D.E.S.S.Y. and Aziz, M.U.C.H.T.A.R., 2011. Percobaan pendahuluan pembuatan alumina kualitas metalurgi dari bauksit Kalimantan Barat. *Jurnal Teknologi Mineral dan Batubara*, 7(4), pp.183-191.
- Brownell_Process-Equipment-Design_Handb.pdf.
- Brown, G.G., Foust, A.S. and Katz, D.L.V., 1950. *Unit operations* (Vol. 83). New York: Wiley.
- Donaldson, D. and Raahauge, B. eds., 2017. Essential Readings in Light Metals, Volume 1, Alumina and Bauxite. Springer.
- ESDM. 2020. Peluang Investasi Bauksit Indonesia. *Esdm.go.id/booklet/tambang-2020*
- Holland, F.A. and Chapman, F.S., 1966. Liquid mixing and processing in stirred tanks. (*No Title*).
- Perry, S., Perry, R. H., Green, D. W., & Maloney, J. O. (n.d.). *CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK SEVENTH*
- Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1968. Plant design and economics for chemical engineers. (*No Title*).
- Schroedle, S., Koenigsberger, E., May, P.M. and Hefter, G., 2010. Heat capacities of aqueous sodium hydroxide/aluminate mixtures and prediction of the solubility constant of boehmite up to 300° C. *Geochimica et Cosmochimica Acta*, 74(8), pp.2368-2379.

- Sparks, T., 2011. *Solid-Liquid Filtration: A User's Guide to Minimizing Cost and Environmental Impact, Maximizing Quality and Productivity*. Elsevier.
- Silla, H., 2003. *Chemical process engineering: design and economics*. CRC Press.
- Walas, S.M., 1988. Chemical process equipment: selection and design. (*No Title*).
- W. Green, Don dan Robert H. Perry. 2008. "Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th edition". McGraw Hill: New York.
- Yaws, C.L., 2015. *The yaws handbook of physical properties for hydrocarbons and chemicals: physical properties for more than 54,000 organic and inorganic chemical compounds, Coverage for C1 to C100 Organics and Ac to Zr Inorganics*. Gulf Professional Publishing.