

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM BORAT DARI
BORAKS DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN**

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana

Teknik Kimia



Disusun oleh :

Nama : Miftah Farich Fariqisna

Nama : Fitriana Zalfa

NIM : 21521007

NIM : 21521115

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

2025

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BORAT DARI BORAKS DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Miftah Farich Fariqisna

Nama : Fitriana Zalfa

NIM : 21521007

NIM : 21521115

Yogyakarta, 11 Agustus 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan 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 Pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,

Penyusun II,

Materai



Miftah Farich Fariqisna

Materai



Fitriana Zalfa

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BORAT DARI BORAKS

DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN



Dr. Arif Hidayat S.T., M.T.

NIK. 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM BORAT DARI BORAKS DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Miftah Farich Fariqisna

Nama : Fitriana Zalfa

NIM : 21521007

NIM : 21521115

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, 11 September 2025

Tim Penguji

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.



16 - 09 - 2025

Ketua

Alinda Fitrotun Nisya S.T., M.Eng..



anggota I

Venitalitya Alethea Sari Augustia, ST, M.Eng.



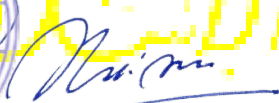
anggota II

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

NIK. 995200445

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil'alamin, puji syukur senantiasa kami ucapkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan segala nikmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan tugas prarancangan pabrik kimia dengan baik. Sholawat serta salam semoga selalu dilimpahkan oleh Allah SWT kepada junjungan kita Nabi besar Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat, karena dengan syafaatnya kita dapat hijrah dari zaman jahiliyah menuju zaman ilmu pengetahuan seperti sekarang ini.

Tugas prarancangan pabrik kimia dengan judul "Prarancangan Pabrik Asam Borat dari Boraks dengan Kapaitas 45.000 Ton/Tahun" disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat selama di bangku kuliah, dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, melalui kesempatan ini penyusun ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah SWT karena atas segala kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua Orang tua penulis, Bapak Legowo, Ibu Ika Hastiyati, dan Bapak Harjo, Ibu Umi, serta keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D, Ketua Program Studi Teknik Kimia Program Sarjana yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
6. Bapak Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi

Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.

8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2021 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini dengan tulus dan ikhlas.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun. Penyusun mengharapkan semoga laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi terhadap pembaca dan diri penyusun sendiri. Penyusun menyadari bahwa laporan ini masih terdapat banyak kekurangan. Oleh karena itu, penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun. Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 11 Agustus 2025

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
KATA PENGANTAR	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	x
DAFTAR GAMBAR	xii
ABSTRAK.....	xiii
ABSTRAC.....	xiv
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1. 1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas	2
1.2.1 <i>Supply</i>	2
1.2.2 <i>Demand</i>	4
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku	8
1.3 Tinjauan Pustaka.....	9
1.3.1 Proses Pembuatan Boric Acid.....	10
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	13
1.4.1 Tinjauan Termodinamika	13
1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi.....	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK	16
2.1 Spesifikasi Produk	16
2.1.1 Boric acid (Produk Utama)	16
2.1.2 Natrium Sulfat (Produk Samping)	16
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu.....	17
2.2.1 Borax.....	17
2.2.2 Asam Sulfat.....	18
2. 3 Pengendalian Mutu	18
2.3.1 Pengawasan Mutu Bahan Baku.....	19

2.3.2 Pengawasan Mutu Produk dan Proses Produksi	19
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	0
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	0
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif.....	0
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif.....	23
3.2 Uraian Proses	24
3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu.....	24
3.2.2 Proses Reaksi	25
3.2.3 Proses Pemurnian.....	25
3.2.4 Penanganan Produk Samping.....	26
3.3 Spesifikasi Alat	26
3.3.1 Spesifikasi Alat Proses.....	27
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	52
4.1 Lokasi Pabrik	52
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>).....	54
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machine Layout</i>)	57
4.4 Organisasi Perusahaan	61
4.4.1 Bentuk Organisasi	61
4.4.2 Struktur Organisasi	61
4.4.3 Tugas dan Wewenang	63
4.4.4 Status Karyawan	65
4.4.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Sistem Gaji	66
BAB V UTILITAS	74
5.1 Unit penyediaan dan pengolahan air (<i>Water Treatment System</i>).....	75
5.1.1 Unit Penyediaan Air.....	75
5.2 Unit Pembangkit Uap (<i>Steam Generator System</i>).....	83
5.3 Unit Pembangkit Listrik (<i>Power Plant System</i>)	84
5.4 Unit Penyediaan Udara Tekan (<i>Instrument Air System</i>).....	87
5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar	87
5.6 Unit Pengolahan Limbah.....	87
BAB VI EVALUASI EKONOMI.....	91
6.1 Penaksiran Harga.....	93
6.2 Dasar Perhitungan.....	98

6.3	Perhitungan Biaya	99
6.3.2	Biaya Produksi (<i>Manufacturing Cost</i>)	101
6.3.3	Biaya Umum (General Expense)	104
6.4	Analisis Keuntungan.....	105
6.5	Analisis Kelayakan.....	105
6.5.1	Return on Investment (ROI)	106
6.5.2	<i>Pay Out Time</i> (POT)	106
6.5.3	Break Even Point (BEP)	107
6.5.4	Shut Down Point (SDP)	110
6.6	Risiko Pabrik.....	113
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN		115
7.1	Kesimpulan	115
7.2	Saran	116
DAFTAR PUSTAKA		118
LAMPIRAN A PERANCANGAN REAKTOR.....		120
LAMPIRAN B PEFD		152
LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN		153

DAFTAR TABEL

Table 1.1 Data Impor Asam Borat	3
Table 1.2 Data Pabrik yang Sudah Berdiri	4
Table 1.3 Data Ekspor Asam Borat	4
Table 1.4 Data Konsumsi Asam Borat Indonesia	6
Table 1.5 Perbandingan Proses Asam Borat	12
Table 1.6 Harga $\Delta G_f, 298$ Masing-masing komponen	13
Table 3.1 Spesifikasi Mixer	27
Table 3.2 Spesifikasi Reaktor 1	28
Table 3.3 Spesifikasi Reaktor 2	29
Table 3.4 Spesifikasi Crystallizer	30
Table 3.5 Spesifikasi Centrifuge	30
Table 3.6 Spesifikasi Rotary Dryer	31
Table 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan	32
Table 3.8 Spesifikasi Silo	32
Table 3.9 Spesifikasi Bucket Elevator	33
Table 3.10 Spesifikasi Screw Conveyor	34
Table 3.11 Spesifikasi Pompa	35
Table 3.12 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	36
Table 3.13 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)	36
Table 3.14 Spesifikasi Heater 1	37
Table 3.15 Spesifikasi Heater 2	39
Table 3.16 Spesifikasi Heater 3	41
Table 3.17 Neraca Massa Total	43
Table 3.18 Neraca Massa di Mixer	44
Table 3.19 Neraca Massa di Reaktor 1	44
Table 3.20 Neraca Massa di Reaktor 2	45
Table 3.21 Neraca Massa di Crystallizer	46
Table 3.22 Neraca Massa di Centrifuge	46
Table 3.23 Neraca Massa di Rotary Dryer-01	47
Table 3.24 Neraca Panas Total	48
Table 3.25 Neraca Panas Mixer	48
Table 3.26 Neraca Panas Reaktor-01	48
Table 3.27 Neraca Panas Reaktor-01	49
Table 3.28 Neraca Panas Kristalizer-02	49
Table 3.29 Neraca Panas Centrifuge-01	49
Table 3.30 Neraca Panas Rotary Dryer-01	50
Table 3.31 Neraca Panas Heater-01	50
Table 3.32 Neraca Panas Heater-02	50
Table 3.33 Neraca Panas Heater-03	51
Table 4.1 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji	66
Table 4.2 Jadwal Kerja Shift	71

Table 4.3 Jadwal Kerja Shift (lanjutan)	71
Table 5.1 Kebutuhan Domestic Water	76
Table 5.2 Kebutuhan Service Water	77
Table 5.3 Kebutuhan Steam	77
Table 5.4 Kebutuhan Air Pendingin	78
Table 5.5 Kebutuhan Air Proses	79
Table 5.6 Kebutuhan Air.....	79
Table 5.7 Kebutuhan listrik alat proses.....	84
Table 5.8 Kebutuhan listrik alat utilitas	85
Table 5.9 Kebutuhan listrik alat penunjang	86
Table 5.10 Total Kebutuhan listrik	86
Table 6.1 Harga Alat Proses	96
Table 6.2 Harga Alat Utilitas	97
Table 6.3 Physical Plant Cost (PPC).....	99
Table 6.4 Direct Plant Cost (DPC).....	100
Table 6.5 Fixed Capital Investment (FCI)	101
Table 6.6 Working Capital Investment (WCI).....	101
Table 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	102
Table 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	102
Table 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	103
Table 6.10 Total Manufacturing Cost	103
Table 6.11 General Expense	104
Table 6.12 Total Production Cost	105
Table 6.13 Annual Fixed Cost (Fa).....	108
Table 6.14 Annual Regulated Expenses (Ra)	108
Table 6.15 Annual Variable Value (Va)	109
Table 6.16 Annual Sales Value (Sa)	110
Table 6.17 Risiko Pabrik.....	113
Table 7.1 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi.....	116

DAFTAR GAMBAR

Figure 1.1 Proyeksi Ekpor Asam Borat	5
Figure 1.2 Proyeksi Konsumsi Asam Borat di Indonesia	7
Figure 4.1 Peta Lokasi Pabrik Asam Borat Kapasitas 45.000 ton/tahun	52
Figure 4.2 Tata letak pabrik Boric Acid (Skala 1 : 1000).....	56
Figure 4.3 Tata letak Mesin (Skala 1 : 200).....	60
Figure 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan.....	62
Figure 5.1 Diagram Alir Utilitas.....	89
Figure 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga.....	94
Figure 6.2 Grafik Analisa Kelayakan	112

ABSTRAK

Asam borat biasa digunakan dalam industri kimia, keramik, farmasi, *pulp*, kaca, dan lain-lain. Saat ini, belum ada pabrik yang memproduksi asam borat di Indonesia. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan asam borat dalam negeri, Indonesia masih bergantung pada kegiatan impor. Berdasarkan data Biro Pusat Statistika, kebutuhan asam borat di Indonesia dari tahun ke tahun semakin meningkat. Oleh karena itu, perlu dibangun pabrik Asam Borat dengan bahan baku Boraks dan Asam Sulfat yang memiliki kapasitas 45.000 ton/tahun di Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan luas total 36.200 m². Perancangan dilakukan untuk rencana pendirian pada tahun 2030, sehingga penyesuaian biaya dilakukan menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). Pabrik beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan membutuhkan 110 karyawan. Proses produksi Asam Borat ini dilakukan dengan menggunakan proses Reaksi Asidifikasi yaitu dengan cara mereaksikan Boraks dengan Asam Sulfat. Boraks yang berbentuk granular diumpankan dari Silo (SL-01) menuju *Mixer* (M-01) untuk dilarutkan dengan air, sehingga terbentuk larutan boraks. Larutan boraks bereaksi dengan Asam Sulfat di dalam reaktor alir tangki berpengaduk (R-01) yang dilanjutkan di R-02, dioperasikan pada suhu 90 °C dan tekanan 1 atm. Hasil reaksi pada keluaran R-02 berupa Asam Borat, Natrium sulfat, dan air. Larutan Asam Borat kemudian akan dikristalkan dalam *Crystallizer* (K-01) lalu di pisahkan dari larutan induknya menggunakan *Centrifuge* (CF-01) agar didapatkan kristal Asam Borat yang lebih murni. Larutan induk hasil keluaran *Centrifuge* akan diolah lebih lanjut di unit pengolahan limbah (UPL). Sedangkan, kristal Asam Borat yang diperoleh diumpankan menuju alat *Rotary Dryer* (RD-01) untuk mengurangi kadar air di dalamnya, sehingga diperoleh produk yang sudah kering. Untuk mencapai kapasitas produksi 45.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku Boraks sebanyak 76.200 ton/tahun dan Asam Sulfat sebanyak 19.050 ton/tahun. Utilitas yang dibutuhkan yaitu air sebesar 668.548 ton/tahun yang diperoleh dari sungai Bengawan Solo serta kebutuhan listrik sebesar 921 kWh yang diperoleh dari PLN. Pabrik Asam Borat ini memiliki tingkat resiko rendah (*low risk*) yang dianalisis melalui beberapa parameter. Hasil analisis ekonomi menunjukkan pabrik ini menghasilkan keuntungan setelah pajak sebesar Rp201.839.298.678 dengan *Return On Investment* (ROI) setelah pajak sebesar 23,59%, *Pay Out Time* (POT) setelah pajak 3,1 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 56,54%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 38,57%, dan *Discounted Cash Flow Return* (DCFR) sebesar 8,25%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi ini, dapat disimpulkan bahwa pabrik *Boric Acid* ini layak untuk didirikan.

Kata Kunci : Asam Borat, Boraks, Asam Sulfat, Gresik

ABSTRAC

Boric acid is commonly used in the chemical, ceramics, pharmaceutical, pulp, glass, and other industries. Currently, there is no boric acid manufacturing plant in Indonesia. Therefore, to meet the domestic demand for boric acid, Indonesia still relies on imports. According to data from the Central Bureau of Statistics, the demand for boric acid in Indonesia continues to increase every year. Consequently, it is necessary to establish a boric acid plant using borax and sulfuric acid as raw materials, with a production capacity of 45,000 tons/year, located in Gresik Regency, East Java, covering a total area of 36,200 m². The design is planned for construction in 2030, and cost adjustments are made using the Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). The plant will operate for 330 days per year and require 110 employees. The boric acid production process uses the acidification reaction method, in which borax is reacted with sulfuric acid. Granular borax is fed from the Silo (SL-01) into the Mixer (M-01) to be dissolved in water, forming a borax solution. This solution reacts with sulfuric acid in a stirred tank reactor (R-01) followed by R-02, operated at a temperature of 90 °C and a pressure of 1 atm. The reaction products from R-02 are boric acid, sodium sulfate, and water. The boric acid solution is then crystallized in the Crystallizer (K-01) and separated from the mother liquor using a Centrifuge (CF-01) to obtain purer boric acid crystals. The mother liquor from the Centrifuge is further processed in the Waste Treatment Unit (UPL). Meanwhile, the boric acid crystals obtained are sent to the Rotary Dryer (RD-01) to reduce moisture content, resulting in a dried final product. To achieve the production capacity of 45,000 tons/year, 76,200 tons/year of borax and 19,050 tons/year of sulfuric acid are required. The utilities needed include 668,548 tons/year of water sourced from the Bengawan Solo River and 921 kWh of electricity supplied by PLN. This boric acid plant has a low-risk classification, as analyzed through several parameters. The economic analysis results show that the plant generates a post-tax profit of IDR 201,839,298,678 with a post-tax Return On Investment (ROI) of 23.59%, a post-tax Pay Out Time (POT) of 3.1 years, a Break Even Point (BEP) of 56.54%, a Shut Down Point (SDP) of 38.57%, and a Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) of 8.25%. Based on this economic evaluation, it can be concluded that the boric acid plant is feasible to establish.

Keywords: Boric Acid, Borax, Sulfuric Acid, Gresik

BAB 1

PENDAHULUAN

1. 1 Latar Belakang

Asam borat (H_3BO_3) merupakan senyawa kimia penting yang digunakan secara luas dalam berbagai sektor industri, antara lain industri kaca tahan panas, keramik, pupuk, kosmetik, hingga sebagai bahan baku dalam sintesis senyawa organik dan anorganik. Di bidang farmasi dan kosmetik, asam borat dimanfaatkan sebagai antiseptik ringan dan pengawet. Sedangkan dalam industri pertanian, senyawa ini digunakan sebagai sumber boron dalam pupuk mikro yang berfungsi untuk meningkatkan pertumbuhan tanaman dan hasil panen (Greenwood & Earnshaw, 1997). Permintaan pasar global terhadap asam borat terus meningkat seiring dengan berkembangnya industri-industri tersebut.

Salah satu bahan baku utama dalam produksi asam borat adalah boraks ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), yang dapat diperoleh dari hasil tambang mineral boron seperti kernit dan tinkal. Proses konversi boraks menjadi asam borat dilakukan melalui reaksi dengan asam sulfat atau asam klorida, menghasilkan asam borat dan produk samping seperti natrium sulfat atau natrium klorida. Teknologi produksi asam borat dari boraks tergolong mapan dan memiliki efisiensi konversi yang cukup tinggi, sehingga menjadi pilihan yang tepat dalam perancangan pabrik (Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 2011).

Indonesia saat ini masih mengandalkan impor asam borat untuk kebutuhan industrinya. Hal ini membuka peluang besar bagi pendirian pabrik asam borat dalam negeri sebagai bentuk substitusi impor dan peningkatan nilai tambah sumber

daya alam nasional. Dengan memperhatikan data kebutuhan dan tren pertumbuhan industri, kapasitas pabrik yang dirancang sebesar 45.000 ton/tahun atau sekitar 5.682 kg/jam dinilai mampu memenuhi sebagian kebutuhan nasional sekaligus membuka peluang ekspor.

Prarancangan pabrik asam borat dari boraks merupakan langkah awal yang penting dalam pengembangan industri kimia berbasis sumber daya anorganik. Dengan meningkatnya kebutuhan terhadap senyawa kimia bernilai tambah seperti asam borat, terutama di sektor pertanian, farmasi, dan industri material, maka pengembangan teknologi dan desain proses produksi yang efisien menjadi sangat krusial. Prarancangan ini tidak hanya menjadi dasar untuk studi kelayakan teknis dan ekonomis, tetapi juga sebagai bentuk kontribusi dalam mendukung kemandirian industri kimia nasional. Selain itu, perancangan pabrik ini juga memberikan wawasan mengenai integrasi proses-proses kimia, optimasi energi, serta manajemen limbah dan keselamatan kerja yang sesuai dengan prinsip teknik kimia berkelanjutan.

1.2 Penentuan Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi suatu pabrik perlu diperhatikan agar memenuhi aspek ekonomis. Pabrik direncanakan berdiri tahun 2030. hal yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik melalui *supply* dan *demand* dalam perhitungannya.

1.2.1 Supply

Supply atau penawaran adalah data produksi dalam negeri serta impor. Data

impor bisa diperoleh melalui website Badan Pusat Statistik atau BPS pada data ini diambil dari 5 tahun terakhir.

Table 1.1 Data Impor Asam Borat

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)	Presentase
2020	4.396	-
2021	24.774	463,6%
2022	24.710	-0,3%
2023	24.425	-1,2%
2024	15.065	-38,3%

Berdasarkan tabel 1.1 data impor asam borat tersebut diolah menggunakan persamaan (CAGR %) *Compound Annual Growth Rate* artinya laju pertumbuhan tahunan rata-rata selama periode tertentu, dengan asumsi pertumbuhan terjadi secara majemuk dan konsisten tiap tahun.

$$CAGR \% = \left(\frac{Ending\ Value}{Beginning\ Value} \right)^{\frac{1}{t}} - 1 \dots \dots \dots (1.1)$$

$$CAGR \% = \left(\frac{15.065}{4.396} \right)^{\frac{1}{4}} - 1$$

$$CAGR \% = 36,06 \%$$

Proyeksi untuk tahun 2020-2030 sebanyak 10 tahun

$$Vt = Vawal \times (1 + CAGR)^t \dots \dots \dots (1.2)$$

$$V_{2030} = 4.396 \times (1 + 36,06\%)^{10}$$

$$V_{2030} = 95.573 \text{ Ton/Tahun}$$

Table 1.2 Data Pabrik yang Sudah Berdiri

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Eti Maden	Turkey	100.000
Rio Tinto Group	Inggris dan Australia	366.000

Pabrik asam borat di Indonesia masih belum berdiri oleh karena itu data produksi asam borat masih belum ada, sehingga nilai produksi adalah nol.

Perhitungan supply menjadi berikut:

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

$$\text{Supply} = (95.573 + 0) \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Supply} = 95.573 \text{ Ton/Tahun}$$

1.2.2 Demand

Demand atau permintaan merupakan jumlah barang atau jasa yang ingin dan mampu dibeli oleh konsumen pada tingkat harga tertentu dalam periode waktu tertentu. Data ekspor didapat dari BPS (Badan Pusat Statistika) pada tabel :

Table 1.3 Data Ekspor Asam Borat

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2020	20

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2022	140
2024	292

Berdasarkan tabel 1.3 data ekspor asam borat tersebut didapatkan persamaan regresi linear menggunakan excel yang dapat dilihat pada Gambar 1.1

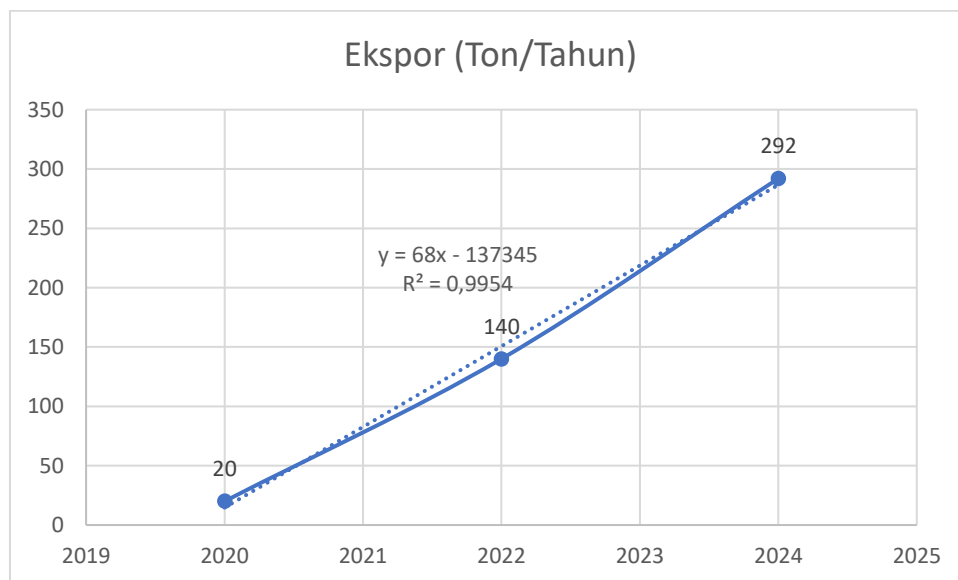


Figure 1.1 Proyeksi Ekpor Asam Borat

Pada grafik ekspor asam borat dari BPS (Badan Pusat Statisika) terjadi kenaikan yang stabil. Dari grafik didapat persamaan regresi linear berikut :

$$Y = 68x - 137.345 \dots \dots \dots (1.3)$$

Berdasarkan persamaan tersebut nilai y menunjukkan kebutuhan asam borat pada tahun tertentu, sedangkan nilai x merupakan tahun dimana pabrik akan dibangun.

Rencana pabrik asam borat akan didirikan pada tahun 2030.

$$Y = 68(2030) - 137.345$$

$$Y = 695 \text{ Ton/Tahun}$$

Menghitung demand diperlukan data ekspor dan konsumsi. Untuk data konsumsi asam borat didapat informasi dari beberapa perusahaan yang menggunakan asam borat dalam proses pembuatan produknya. Data konsumsi yang didapat tercatat dari tahun 2012 hingga 2016.

Table 1.4 Data Konsumsi Asam Borat Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2012	7.970
2013	12.810
2014	15.978
2015	24.887
2016	38.099

Berdasarkan tabel 1.4 data konsumsi asam borat di Indonesia tersebut didapatkan persamaan regresi linear menggunakan excel yang dapat dilihat pada Gambar 1.2

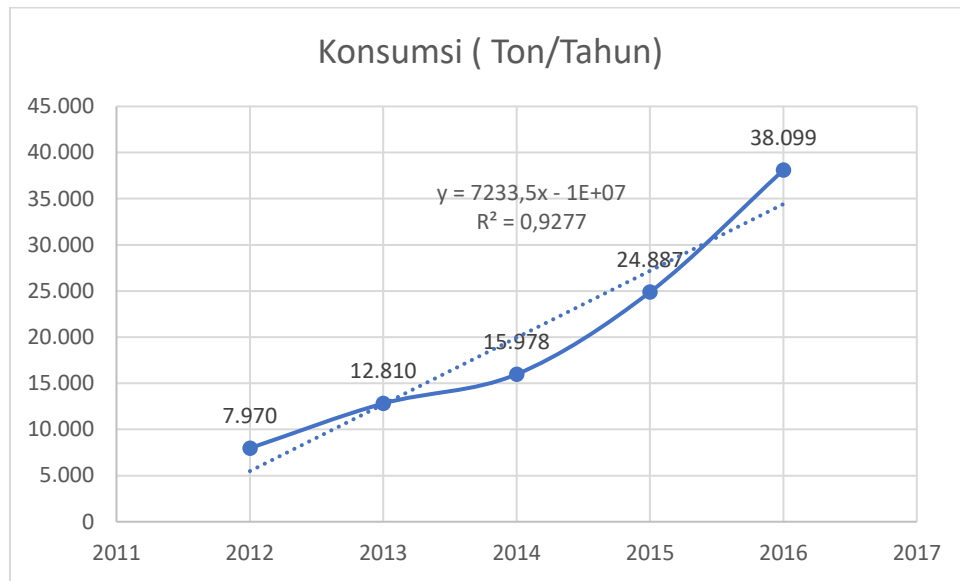


Figure 1.2 Proyeksi Konsumsi Asam Borat di Indonesia

Pada grafik data konsumsi asam borat terjadi kenaikan yang stabil. Dari grafik didapat persamaan regresi linear berikut :

$$Y = 7234,4x - 1 \times 10^7 \dots\dots\dots(1.4)$$

Berdasarkan persamaan tersebut nilai y menunjukkan kebutuhan boric acid pada tahun tertentu, sedangkan nilai x merupakan tahun dimana pabrik akan dibangun. Rencana pabrik *boric acid* akan didirikan pada tahun 2030.

$$Y = 7234,4(2030) - 1 \times 10^7$$

$$Y = 4.685.832 \text{ Ton/Tahun}$$

Analisis demand dapat dihitung menggunakan informasi ekspor dan konsumsi sebagai berikut:

$$\text{Demand} = \text{Ekspor} + \text{konsumsi}$$

$$\text{Demand} = (695 + 4.685.832) \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Demand} = 4.686.572 \text{ Ton/Tahun}$$

Penentuan kapasitas pabrik asam borat yang akan dirancang untuk tahun 2030 menggunakan pendekatan analisis *supply* dan *demand*. Perhitungan kapasitas pabrik yang akan dirancang menggunakan rumus sebagai berikut:

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

$$\text{Kapasitas pabrik} = (4.686.572 - 95.573) \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Kapasitas pabrik} = 4.590.954 \text{ Ton/Tahun}$$

$$\text{Peluang} = 1 \%$$

$$\text{Kapasitas Pabrik} = \text{Kapasitas} \times \text{Peluang}$$

$$= 4.590.954 \text{ Ton/Tahun} \times 1\%$$

$$= 45.910 \text{ Ton/Tahun}$$

$$= 45.000 \text{ Ton/Tahun}$$

Berdasarkan perhitungan kapasitas diatas teralu besar sebanyak 4.590.954 Ton/Tahun, oleh karena itu berdasarkan pertimbangan belum adanya pabrik asam borat yang beridiri di Indonesia dan berdasarkan *supply* maupun *demand* manak peluang yang digunakan 1% sehingga kapasitas pabrik yang akan digunakan untuk perancangan pabrik asam borat sebesar 45.000 Ton/Tahun.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Untuk keberlangsungan produksi, ketersediaan bahan baku menjadi faktor yang sangat penting bagi suatu pabrik. Bahan baku untuk mendirikan pabrik asam borat ini yaitu boraks yang diperoleh dari PT Aneka Kimia Inti di Surabaya, dan asam sulfat yang diperoleh dari PT Petrokimia Gresik.

1.3 Tinjauan Pustaka

Asam borat (H_3BO_3) merupakan senyawa turunan boron yang banyak diaplikasikan dalam industri kaca, keramik, pupuk, kosmetik, serta sebagai bahan antiseptik dalam produk farmasi. Sejumlah penelitian dan studi teknis telah dilakukan untuk mengevaluasi berbagai metode sintesis asam borat dari boron mineral, khususnya boraks ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$), karena ketersediaannya yang melimpah dan relatif murah.

Menurut Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry (2011), produksi asam borat secara industri umumnya dilakukan melalui reaksi pelarutan boraks dengan asam kuat seperti asam sulfat atau asam klorida. Reaksi tersebut menghasilkan asam borat dan produk samping seperti natrium sulfat atau natrium klorida, tergantung pada asam yang digunakan. Metode ini banyak digunakan karena sederhana, ekonomis, dan memiliki konversi yang tinggi.

Studi oleh Kazemian et al. (2016) membandingkan efisiensi penggunaan asam sulfat dan asam klorida sebagai pereaksi dalam konversi boraks. Hasil penelitian menunjukkan bahwa penggunaan asam sulfat menghasilkan produk dengan kemurnian asam borat yang lebih tinggi serta memudahkan pemisahan produk samping. Di sisi lain, asam klorida dapat digunakan untuk reaksi lebih cepat namun menimbulkan tantangan dalam pengelolaan limbah gas HCl dan NaCl .

Selain proses pelarutan langsung, terdapat alternatif lain seperti proses ekstraksi menggunakan pelarut organik dan metode elektrokimia, namun metode tersebut masih terbatas pada skala laboratorium atau *pilot plant* dan belum banyak digunakan secara komersial karena alasan efisiensi dan biaya operasional (Kirk-

Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 2013).

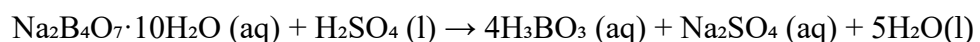
Dengan mempertimbangkan efisiensi, kemudahan pengendalian proses, serta ketersediaan bahan baku dan reagen, maka metode pelarutan boraks menggunakan asam sulfat dipilih sebagai dasar dalam perancangan pabrik ini.

1.3.1 Proses Pembuatan Boric Acid

Berdasarkan referensi dari paten US No.4156654, US No.2104009, sejumlah jurnal ilmiah, serta literatur seperti Kirk and Othmer (1964), terdapat dua metode utama untuk menghasilkan asam borat dari bahan baku boraks, yaitu proses asidifikasi dan ekstraksi cair-cair.

a. Asidifikasi

Proses asidifikasi adalah metode penambahan asam untuk mengasamkan bahan baku, dalam hal ini boraks. Reaksi dilakukan dengan menambahkan asam kuat dalam proses ini menggunakan asam sulfat (H_2SO_4) sebagai donor proton yang bereaksi dengan boraks terhidrasi ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$). Reaksi kimia utama yang terjadi adalah:



Rasio mol antara boraks dan asam sulfat adalah 1 : 1. Proses dimulai dengan melarutkan boraks dalam air di dalam mixer menggunakan perbandingan 1 mol boraks dengan 5 mol air. Setelah larutan terbentuk, campuran tersebut dialirkan ke dalam reaktor, lalu ditambahkan asam sulfat. Reaksi dijalankan selama ± 1 jam pada suhu antara 90–150°C dengan tekanan atmosferik (1 atm), untuk memaksimalkan konversi dan meminimalkan pembentukan produk samping.

Produk reaksi berupa larutan asam borat dan natrium sulfat selanjutnya dimasukkan ke dalam kristalisator untuk mengendapkan asam borat sebagai kristal. Karena kristal ini masih mengandung campuran dengan natrium sulfat, maka dilakukan pemisahan menggunakan alat sentrifugasi. Tahap akhir adalah pengeringan kristal menggunakan *rotary dryer* hingga kadar air berkurang di bawah 20%, sehingga diperoleh produk asam borat kering.

b. Ekstraksi Cair-Cair

Alternatif kedua untuk memproduksi asam borat adalah melalui ekstraksi cair-cair, seperti yang dikembangkan di Searles Lake, Trona, California oleh Potash & Chemical Corp pada tahun 1960-an. Dalam metode ini, bahan baku yang digunakan adalah brine (air garam) yang mengandung boraks (natrium dan kalium borat).

Brine tersebut diekstraksi menggunakan pelarut organik berupa kerosin yang mengandung agen pengompleks seperti 2-etil-1,3-heksanediol. Setelah fase ringan yang mengandung borat terbentuk, campuran ini dimasukkan ke dalam unit stripper, sementara fase berat (limbah padat) dibuang.

Di dalam *stripper*, asam sulfat ditambahkan untuk melepaskan borat dari senyawa kompleks. Hasil atas berupa kerosin dan agen *chelating* dapat digunakan kembali di tahap ekstraksi, sementara hasil bawah yang mengandung asam borat dan sulfat dikirim ke kolom pemurnian yang berisi karbon aktif. Setelah pemurnian, larutan asam borat diuapkan untuk meningkatkan konsentrasi, lalu dikristalisasi untuk menghasilkan kristal asam borat murni.

Kedua metode memiliki keunggulan dan keterbatasan masing-masing.

Proses asidifikasi lebih umum digunakan karena operasionalnya lebih sederhana, namun menghasilkan produk samping natrium sulfat. Di sisi lain, proses ekstraksi cair-cair menawarkan tingkat pemurnian lebih tinggi dan daur ulang pelarut, namun lebih kompleks dan memerlukan kontrol ketat terhadap bahan organik.

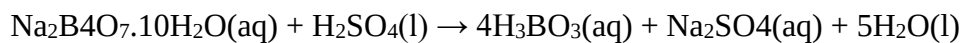
Table 1.5 Perbandingan Proses Asam Borat

No.	Perbedaan	Asidifikasi	Ekstraksi Cair-cair
1	Pemurnian bahan baku	Tidak memerlukan proses pemurnian bahan baku	Memerlukan proses Pemurnian bahan baku <i>brine</i>
2	Bahan Baku dan Bahan Pembantu tambahan	<i>Borax</i> ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) Asam Sulfat (H_2SO_4) Air (H_2O)	<i>Borax</i> ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) Asam Sulfat (H_2SO_4) Air (H_2O) Agen <i>chelating</i> ($\text{C}_8\text{H}_{18}\text{O}_2$) Kerosin Karbon Aktif
3	Tahapan Proses	Asidifikasi, Kristalisasi, Pengeringan.	Ekstraksi, Stripping, Pemurnian, <i>Evaporating</i> , Kristalisasi.
4	Temperatur	90-150°C	50-80°C
5	Tekanan	1 atm	5-9 mPa
6	Fasa	Padat-Cair-Padat	Padat-Cair-Padat
7	Kondisi operasi	Eksotermis	Eksotermis
8	Tingkat Kemurnian	99%	98%
9	Lama Proses	± 60 menit	120 menit
10	Alat yang digunakan	Mixer, Reaktor, <i>crystalizer</i> , centrifuge, <i>rotary dryer</i> .	Ekstraktor, <i>Stripper</i> , Kolom karbon aktif, <i>Evaporator</i> , <i>crystalizer</i> , <i>rotary dryer</i> .
11	Jenis Reaktor	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	-
12	Limbah dan Hasil Samping	Natrium Sulfat (Na_2SO_4), tidak ada limbah	Limbah berupa Lumpur/ <i>Sludge</i>

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Reaksi utama dalam produksi asam borat dari boraks dapat dituliskan sebagai berikut:



Ditinjau dari segi termodinamika, harga $\Delta G_{f,298}$ masing-masing komponen pada suhu 298K dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Table 1.6 Harga $\Delta G_{f,298}$ Masing-masing komponen

Komponen	Harga $\Delta G_{f,298}$ (kJ/mol)	Harga $\Delta H_{f,298}$ (kJ/mol)
$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	-5516,6	-6298,6
H_2SO_4	-744	-814
H_3BO_3	-968,52	-1094,3
Na_2SO_4	-1271	-1387
H_2O	-237,13	-285,83

Sumber: Perry's Handbook, Lange's Handbook

Reaksi pelarutan boraks dalam asam sulfat menunjukkan perubahan entalpi dan energi bebas Gibbs sebagai berikut:

$$\Delta H^\circ_{298} = \sum \Delta H_f \text{ produk} - \sum \Delta H_f \text{ reaktan} \dots\dots\dots(1.5)$$

$$\Delta H^\circ_{298} = (4 \times \Delta H_{0f,298} \text{ Asam Borat} + \Delta H_{0f,298} \text{ natrium sulfat} + 5 \times \Delta H_{0f,298}$$

air) - ($\Delta H_{0f,298}$ Boraks + $\Delta H_{0f,298}$ Asam Sulfat)

$$\Delta H^\circ_{298} = -80.750 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta G^\circ_{298} = \sum \Delta G_f \text{ produk} - \sum \Delta G_f \text{ reaktan} \dots\dots\dots(1.6)$$

$$\Delta G^\circ_{298} = (4 \times \Delta G_{f,298} \text{ Asam Borat} + \Delta G_{f,298} \text{ natrium sulfat} + 5 \times \Delta G_{f,298} \text{ air}) - (\Delta G_{f,298} \text{ Boraks} + \Delta G_{f,298} \text{ Asam Sulfat})$$

$$\Delta G^\circ_{298} = -70.130 \text{ kJ/kmol}$$

Nilai ΔH negatif besar menunjukkan bahwa reaksi bersifat sangat eksotermis dan memerlukan sistem pendingin untuk menjaga suhu proses tetap stabil.

Sementara itu, ΔG negatif besar menandakan bahwa reaksi berlangsung secara spontan. Untuk menghitung konstanta kesetimbangan, digunakan persamaan berikut:

$$\ln K = \frac{-\Delta G}{RT} \dots\dots\dots(1.7)$$

Dengan:

$$\Delta G^\circ = -70.130 \text{ kJ/kmol}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}$$

$$T = 298,15 \text{ K}$$

Maka:

$$\ln K = 28 \rightarrow K = e^{28} = 1,94 \times 10^{12}$$

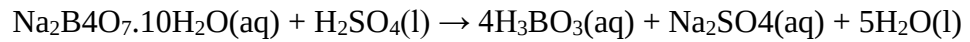
Nilai K yang sangat besar menunjukkan bahwa reaksi sangat berpihak ke arah produk dan secara praktis bersifat irreversible dalam kondisi operasi industri.

Kesimpulannya, reaksi ini bersifat eksotermis, spontan, dan irreversible dengan laju reaksi yang tinggi sehingga sangat sesuai untuk diterapkan dalam skala

produksi industri.

1.4.2 Tinjauan Kinetika Reaksi

Reaksi produksi asam borat dari boraks dapat dituliskan sebagai berikut:



Reaksi ini merupakan reaksi orde dua, dengan laju reaksi dinyatakan dalam persamaan:

$$-r_A = k \cdot C_A \cdot C_B \dots\dots\dots (1.8)$$

Berdasarkan data dari US Patent No. 4156654 dan kajian oleh Elif Akbay dan Mehmet R. Altiocka (2011).

$$k = \frac{1}{C_{ao}(M-1)\tau} \ln \left[\frac{M-Xa}{M(1-Xa)} \right] \dots\dots\dots (1.9)$$

Dengan parameter kinetika sebagai berikut:

K = konstanta kecepatan reaksi

C_{ao} = konsentrasi awal Na₂B₄O₇·10H₂O

τ = waktu tinggal

X_a = konversi terhadap boraks

M = Perbandingan konsentrasi awal Na₂B₄O₇·10H₂O dengan H₂SO₄

Diperoleh konstanta laju reaksi:

k = 8,8727 L/mol·s atau 31,9417 L/mol·jam

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Boric acid (Produk Utama)

Nama Senyawa	: Asam Borat/ <i>Boric acid</i>
Rumus Kimia	: H_3BO_3
Bentuk	: Padatan Kristal
Warna	: Putih
Berat Molekul	: 61,83 g/mol
Kemurnian	: 98% dengan impuritas H_2O 2%
Densitas	: 1,435 g/ml pada suhu 30°C
Titik Didih	: 300°C
Titik Leleh	: 165°C
Kelarutan	: Larut di air (3,86 gr/100 gr H_2O (30°C))

2.1.2 Natrium Sulfat (Produk Samping)

Nama Senyawa	: Natrium Sulfat
Rumus Kimia	: Na_2SO_4
Bentuk	: Padatan kristal
Warna	: Putih

Berat Molekul	: 142,04 g/mol
Kemurnian	: 99%, dengan impuritas H ₂ O 1%
Densitas	: 2,372 g/ml pada suhu 30 ⁰ C
Titik Didih	: 1700 ⁰ C
Titik Leleh	: 884 ⁰ C
Kelarutan	: Larut di air (50,32 gr/100 gr H ₂ O (30 ⁰ C))

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pembantu

2.2.1 Borax

Nama Senyawa	: <i>Borax</i> / Boraks
Rumus Kimia	: Na ₂ B ₄ O ₇ .10H ₂ O
Bentuk	: Kristal
Warna	: Putih
Berat Molekul	: 381,36 g/mol
Kemurnian	: 99,5% <i>Borax</i>

Impuritas

Na ₂ CO ₃	: 0,3%
Na ₂ SO ₄	: 0,12 %
NaCl	: 0,05 %
Fe	: 0,03 %
Densitas	: 1,769 g/ml pada suhu 30 ⁰ C
Titik Didih	: 320 ⁰ C

Titik Leleh	: 75 ⁰ C
Kelarutan	: Larut di air (7,870 gr/100 gr H ₂ O (30 ⁰ C))

2.2.2 Asam Sulfat

Nama Senyawa	: Asam Sulfat
Rumus Kimia	: H ₂ SO ₄
Bentuk	: Cair
Warna	: Bening
Berat Molekul	: 98,08 g/mol
Kemurnian	: 96% Asam Sulfat, 4% air
Densitas	: 1,835 g/ml
Titik Didih	: 288 ⁰ C
Titik Leleh	: 10 ⁰ C
Kelarutan	: Larut pada air dengan suhu 20 ⁰ C dan larut pada etanol.

2. 3 Pengendalian Mutu

Dalam perancangan pabrik asam borat ini, pengendalian mutu (*quality control*) menjadi aspek yang sangat penting untuk menjamin konsistensi hasil produksi serta menjamin bahwa seluruh produk yang dihasilkan sesuai dengan standar yang telah ditentukan. Pengendalian mutu mencakup dua aspek utama, yakni pengawasan terhadap kualitas bahan baku serta pengawasan mutu selama dan setelah proses produksi berlangsung. Tujuan utamanya adalah menjaga kualitas

produk akhir serta meminimalkan risiko terjadinya produk cacat, baik akibat variasi bahan baku maupun fluktuasi kondisi operasi.

2.3.1 Pengawasan Mutu Bahan Baku

Langkah awal dalam menjamin mutu produk adalah dengan memastikan bahwa bahan baku yang digunakan telah memenuhi kriteria teknis yang telah ditetapkan sebelumnya. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah boraks dan asam sulfat. Oleh karena itu, sebelum digunakan dalam proses reaksi, kedua bahan tersebut harus melewati proses pengujian laboratorium untuk memastikan kemurnian, konsentrasi, dan parameter lain yang relevan. Hal ini bertujuan untuk memastikan bahwa setiap batch bahan baku konsisten dan tidak menyimpang dari spesifikasi yang dapat memengaruhi efisiensi maupun hasil akhir proses produksi.

2.3.2 Pengawasan Mutu Produk dan Proses Produksi

Selain bahan baku, kualitas produk juga sangat dipengaruhi oleh pengendalian dalam tahap produksi. Pengendalian mutu produk dilakukan untuk menjamin bahwa hasil akhir sesuai dengan standar kualitas, baik dalam hal kemurnian asam borat, kadar air, maupun ukuran kristal. Proses ini melibatkan pemantauan parameter penting seperti suhu, laju aliran, tinggi cairan dalam alat, hingga berat produk yang dihasilkan. Seluruh parameter ini diawasi secara real-time melalui sistem pemantauan terpusat (*control room*) yang dilengkapi dengan perangkat kontrol otomatis.

Di dalam ruang kendali ini, berbagai indikator dan alat kendali dipasang

untuk mendeteksi adanya deviasi atau ketidaksesuaian terhadap kondisi operasi yang telah ditentukan. Sistem ini dilengkapi dengan alarm visual (lampu indikator) maupun audio (*buzzer*) yang akan aktif apabila terjadi gangguan atau penyimpangan dalam proses. Dengan adanya sistem ini, operator dapat segera mengambil tindakan korektif secara cepat sebelum kondisi tersebut berdampak pada kualitas produk akhir.

Adapun alat-alat kontrol dan indikator utama yang digunakan dalam proses produksi antara lain:

- *Level Controller (LC)*

Alat ini digunakan untuk menjaga dan mengatur ketinggian cairan dalam suatu peralatan proses, seperti tangki reaksi atau tangki pelarut. Biasanya dipasang pada bagian samping tangki, alat ini bekerja dengan memanfaatkan sinyal elektrik yang dikonversi menjadi sinyal pneumatik untuk menggerakkan katup (*valve*). Ketika ketinggian cairan berada di luar batas toleransi, sistem akan memberi peringatan melalui lampu atau suara alarm.

- *Flow Rate Controller (FC)*

Flow rate controller bertugas mengontrol laju aliran fluida dalam pipa, baik untuk aliran masuk maupun keluar dari suatu unit proses. Jika terjadi penyimpangan pada aliran, alat ini akan mendeteksi perubahan tersebut dan memberikan sinyal untuk melakukan penyesuaian pada katup secara otomatis guna menjaga kestabilan aliran sesuai yang diinginkan.

- *Temperature Controller (TC)*

Pengendalian suhu sangat krusial dalam proses reaksi kimia. *Temperature controller* memungkinkan operator untuk mengontrol suhu agar tetap sesuai dengan nilai target (*set point*). Apabila terjadi penyimpangan suhu, alat ini akan mengaktifkan sistem peringatan sehingga dapat segera dilakukan tindakan perbaikan.

- *Level Indicator (LI)*

Alat ini digunakan untuk menunjukkan ketinggian cairan di dalam suatu sistem. Dengan memanfaatkan sensor probe, alat ini dapat memberi informasi *real-time* mengenai volume cairan, sehingga sangat membantu dalam menghindari kondisi *overflow* maupun kekosongan dalam tangki.

- *Weight Indicator (WI)*

Digunakan untuk memantau berat suatu bahan dalam proses, *weight indicator* bekerja dengan sensor *load cell* yang akan membaca beban dan mengirimkannya ke sistem digital. Informasi ini penting untuk memastikan bahwa jumlah bahan yang masuk atau keluar dari proses berada dalam batas yang diizinkan, terutama pada tahap pengemasan produk akhir.

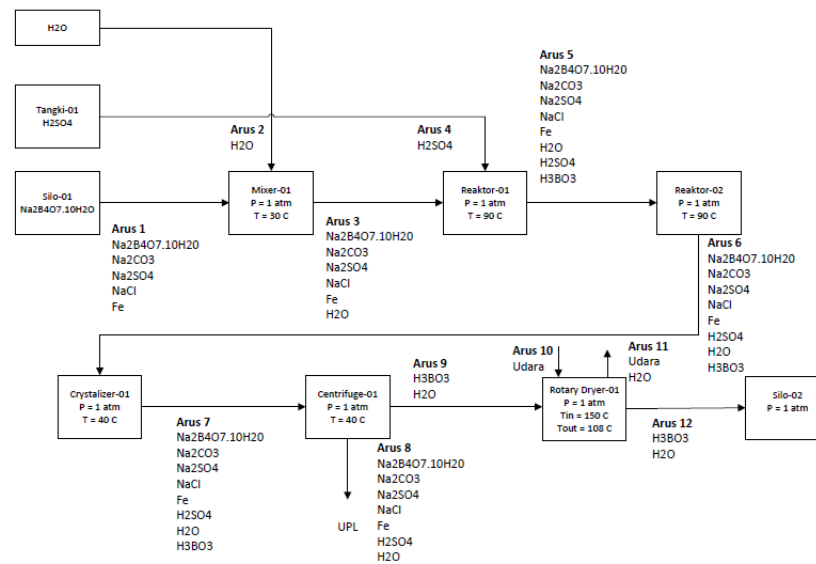
Dengan integrasi sistem pemantauan otomatis ini, pabrik dapat meningkatkan efisiensi produksi, meminimalkan limbah, dan menjamin mutu produk tetap dalam spesifikasi. Sistem pengendalian yang baik juga mendukung operasional yang aman dan responsif terhadap potensi kegagalan proses.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

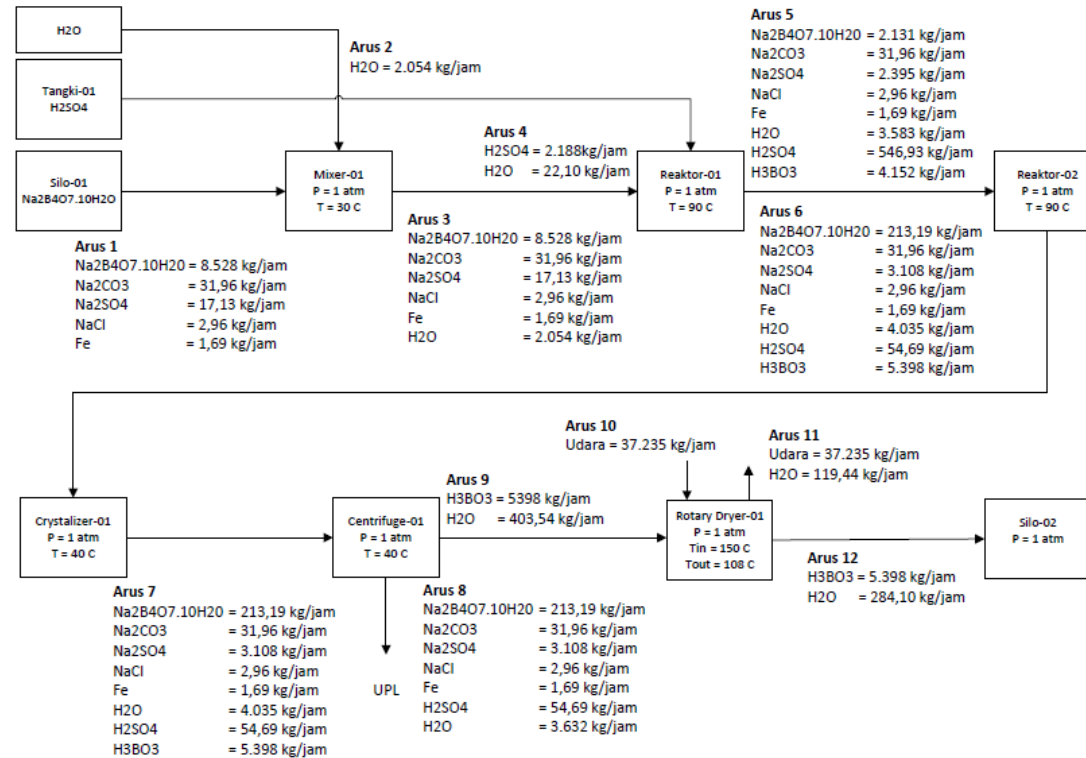
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

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

Proses produksi asam borat dari bahan baku boraks dan asam sulfat dapat dibagi ke dalam empat tahapan utama, yaitu tahap persiapan bahan, tahap reaksi, tahap pemurnian produk, dan penanganan produk samping. Seluruh rangkaian ini dirancang untuk menghasilkan produk akhir berupa asam borat dengan kapasitas produksi sebesar 45.000 ton per tahun.

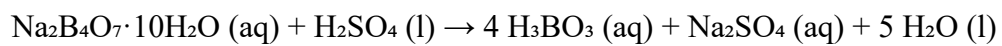
3.2.1 Persiapan Bahan Baku dan Bahan Pembantu

Boraks ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) sebagai bahan baku utama disimpan dalam silo dan kemudian dialirkan menuju unit *mixer* menggunakan *screw conveyor*. Air sebagai pelarut ditambahkan dari tangki penyimpanan air melalui pompa. Proses pelarutan dilakukan pada suhu 30°C dengan tekanan atmosfer. Setelah terbentuk larutan boraks, campuran dialirkan ke unit reaktor melalui pemanasan terlebih dahulu menggunakan penukar panas agar suhu mencapai 90°C , yang merupakan suhu optimal untuk reaksi.

Asam sulfat (H_2SO_4) cair dengan konsentrasi 99% disimpan dalam tangki khusus pada suhu 30°C dan tekanan atmosfer. Sebelum digunakan, asam sulfat dialirkan menuju *heat exchanger* untuk dipanaskan hingga suhu operasi reaktor, yaitu sekitar 90°C . Pemanasan ini penting agar suhu reaksi tetap stabil dan sesuai dengan kondisi kinetika reaksi.

3.2.2 Proses Reaksi

Proses reaksi utama berlangsung dalam dua buah reaktor tangki berpengaduk (CSTR) yang dioperasikan secara seri. Kondisi operasi dijaga pada tekanan 1 atm dan suhu 90°C. Reaksi berlangsung secara eksotermis sehingga reaktor dilengkapi jaket pendingin untuk menjaga kestabilan suhu. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Produk keluaran dari reaktor berupa campuran asam borat, natrium sulfat, dan air yang selanjutnya diarahkan ke tahap pemurnian.

3.2.3 Proses Pemurnian

Produk dari reaktor dialirkan menuju kristalisator di mana proses pendinginan dilakukan dari suhu 90°C hingga sekitar 40°C untuk mengkristalkan asam borat. Proses ini masih berlangsung pada tekanan atmosfer. Campuran padat-cair yang keluar dari kristalisator dialirkan menggunakan pompa sentrifugal menuju alat pemisah.

Selanjutnya, *slurry* dari kristalisator dipisahkan menggunakan *centrifuge* yang beroperasi pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm. Dalam proses ini, kristal asam borat akan terpisah dari larutan induk berdasarkan perbedaan densitas. Kristal yang terbentuk kemudian diarahkan menuju *rotary dryer* untuk tahap pengeringan, sedangkan larutan induk dikirim ke unit pengolahan limbah.

Kristal hasil pemisahan kemudian dikeringkan di *rotary dryer* pada suhu

masuk 150°C dan suhu keluar 100°C menggunakan aliran udara panas berlawanan arah (*counter-current*). Proses ini bertujuan untuk menurunkan kadar air hingga mencapai standar produk. Kristal kering kemudian disimpan dalam silo penyimpanan untuk selanjutnya dikemas atau didistribusikan.

3.2.4 Penanganan Produk Samping

Larutan induk hasil pemisahan yang masih mengandung natrium sulfat dikirim ke Unit Pengolahan Limbah (UPL). Sisa larutan ini berpotensi untuk dimanfaatkan lebih lanjut, misalnya sebagai produk samping yang dapat dijual ke industri lain seperti industri pulp, kertas, atau farmasi di wilayah Gresik dan sekitarnya.

3.3 Spesifikasi Alat

Alat proses yang digunakan pada prarancangan pabrik asam borat kapasitas 45.000 ton/tahun ini terdiri dari alat besar utama dan alat-alat pendukung proses. Alat besar utama untuk memproses terdiri dari 5 alat besar yaitu *Mixer*, *Reaktor*, *Crystallizer*, *Centrifuge*, *Rotary Dryer*. Sedangkan untuk alat pendukung ada *Heater*, Pompa dan alat transportasi lainnya.

3.3.1 Spesifikasi Alat Proses

1. Mixer

Table 3.1 Spesifikasi Mixer

Identifikasi	
Kode	: M-01
Nama	: Mixer
Jenis	: Tangki Silinder Vertikal
Fungsi	: Melarutkan borax dengan air
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$1.482.418
Kondisi Operasi	
a. Suhu, °C	: 30 °C
b. Tekanan atm	: 1
Konstruksi dan Material	
a. Bahan konstruksi	: Steel SA 167 Grade 11 Type 316
b. Diameter (ID) shell, m	: 1,50
c. Tebal shell, in	: 0,1875
d. Tinggi Mixer, m	: 2,31
Spesifikasi Khusus	
a. Tipe pengaduk	: six-blade turbine, vertical blades
b. Diameter pengaduk, m	: 0,5915
c. Tinggi pengaduk, m	: 0,1479
d. Lebar pengaduk, m	: 0,1183
e. Lebar baffle, m	: 0,1643
f. Jarak dari dasar tangki, m	: 0,657225
g. Power pengadukan, hp	: 60
h. Kecepatan pengaduk, rpm	: 320

2. Reaktor 1

Table 3.2 Spesifikasi Reaktor 1

Identifikasi	
Kode	: R-01
Nama	: Reaktor
Jenis	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Meraksikan <i>borax</i> ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) dengan Asam Sulfat (H_2SO_4) menjadi <i>Boric acid</i> (H_3BO_3), Natrium sulfat (Na_2SO_4), dan air (H_2O)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$728.270
Kondisi Operasi	
a. Suhu, $^{\circ}\text{C}$	: 90 $^{\circ}\text{C}$
b. Tekanan atm	: 1
c. Kondisi Proses	: Non-Adiabatis
Konstruksi dan Material	
a. Bahan konstruksi	: SA-167 Type 309A
b. Diameter (ID) shell, m	: 1,85
c. Tebal shell, in	: 0,1875
d. Tinggi Reaktor, m	: 2,57
e. Jenis head	: <i>Torispherical dished head</i>
Spesifikasi Khusus	
a. Tipe pengaduk	: six-blade turbine, vertical blades
b. Diameter pengaduk, m	: 0,6172
c. Tinggi pengaduk, m	: 0,1234
d. Lebar pengaduk, m	: 0,02469
e. Lebar baffle, m	: 0,1543
f. Jarak dari dasar tangka, m	: 0,6172
g. Power pengadukan, hp	: 25
h. Kecepatan pengaduk, rpm	: 155
Jaket Pendingin	
a. Diameter dalam (m)	: 2,0828
b. Diameter luar (m)	: 2,1336
c. Tinggi jaket (m)	: 2,268
d. Tebal jaket, in	: 0,1875

Identifikasi	
e. Luas selimut (m ²)	: 24,034

3. Reaktor 2

Table 3.3 Spesifikasi Reaktor 2

Identifikasi	
Kode	: R-02
Nama	: Reaktor
Jenis	: Reaktor Tangki Alir Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Melanjutkan Reaksi <i>borax</i> (Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O) dengan Asam Sulfat (H ₂ SO ₄) menjadi <i>Boric acid</i> (H ₃ BO ₃), Natrium sulfat (Na ₂ SO ₄), dan air (H ₂ O)
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$728.270
Kondisi Operasi	
a. Suhu, °C	: 90 °C
b. Tekanan atm	: 1
c. Kondisi Proses	: Non-Adiabatis
Konstruksi dan Material	
a. Bahan konstruksi	: SA-167 Type 309A
b. Diameter (ID) shell, m	: 1,85
c. Tebal shell, in	: 0,1875
d. Tinggi Reaktor, m	: 4,99
e. Jenis head	: <i>Torisspherical dished head</i>
Spesifikasi Khusus	
a. Tipe pengaduk	: six-blade turbine, vertical blades
b. Diameter pengaduk, m	: 0,6172
c. Tinggi pengaduk, m	: 0,1234
d. Lebar pengaduk, m	: 0,02469
e. Lebar baffle, m	: 0,1543
f. Jarak dari dasar tangka, m	: 0,6172
g. Power pengadukan, hp	: 20
h. Kecepatan pengaduk, rpm	: 155
Jaket Pendingin	
a. Diameter dalam (m)	: 2,0828

b. Diameter luar (m)	: 2,1336
c. Tinggi jaket (m)	: 2,268
d. Tebal jaket, in	: 0,1875
e. Luas selimut (m ²)	: 24,034

4. Crystallizer

Table 3.4 Spesifikasi Crystallizer

Identifikasi	
Kode	: CR-01
Nama	: Kristalizer
Jenis	: Swensonm - Walker Crystallizer
Fungsi	: Mengkristalkan laurant asam borat
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$554.606
Kondisi Operasi	
a. Suhu, °C	: 40 °C
b. Tekanan atm	: 1
Spesifikasi	
a. Bahan konstruksi	: stainless steel SA 304 TYPe 316
b. Diameter, m	: 1,6237
c. Panjang, m	: 5,412
d. Kecepatan pengaduk, rpm	: 3
e. Power pengadukan, hp	: 20
Jaket Kristalizer	
a. UD W/m ² .K	: 283,9
b. Jarak jaket, m	: 0,05
c. Diameter jaket, m	: 1,7237
d. Tebal jaket, m	: 0,00635

5. Centrifuge

Table 3.5 Spesifikasi Centrifuge

Identifikasi	
Kode	: CF-01
Nama	: Centrifuge

Jenis	: Solid Bowl
Fungsi	: Memisahkan kristal asam borat
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$156.411
Kondisi Operasi	
a. Suhu, °C	: 40 °C
b. Tekanan atm	: 1
Spesifikasi	
a. Kapasitas, kg/jam	: 12.846
b. Bahan konstruksi	: High Alloy Steel SA-167 grade 3 type 304
c. Diameter bowl, in	: 24
d. Panjang, m	: 1,8288
e. Kecepatan pengaduk, rpm	: 3
f. Power pengadukan, hp	: 125

6. Rotary Dryer

Table 3.6 Spesifikasi Rotary Dryer

Identifikasi	
Kode	: RD-01
Nama	: Rotary Dryer
Fungsi	: Mengeringkan kristal asam borat
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1 buah
Harga (\$)	: \$145.502
Kondisi Operasi	
a. Suhu, °C	: 108 °C
b. Tekanan atm	: 1
Spesifikasi	
a. Diameter, m	: 1,491
b. Panjang, m	: 42,14
c. Tebal, m	: 0,0064
d. Volume, m ³	: 73,54
e. Kecepatan pengaduk, rpm	: 5,3
f. Power pengadukan, hp	: 14

1. Spesifikasi Alat Operasi Pendukung

1. Alat Penyimpanan Bahan

1. Tangki

Table 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan

Parameter	T-01
Fungsi	Penyimpanan Bahan Asam Sulfat (H_2SO_4)
Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 type 316</i>
Lama penyimpanan	7 hari
Fasa	Cair
Kondisi Operasi	
Suhu ($^{\circ}C$)	30
Tekanan (atm)	1
Spesifikasi	
Volume Tangki m^3	130,704
Diameter, m	4,267
Tinggi, m	9,144
Jumlah <i>Course</i>	5
Tebal Shell, in	0,00360
Head dan Bottom	
Jenis	Thorispherical Roof
Tebal head in	0,625
Tebal bottom, in	0,875
Harga (\$)	\$1.041.346

1. Silo

Table 3.8 Spesifikasi Silo

Parameter	S-01	S-02
Fungsi	Menyimpan <i>Borax</i> ($Na_2B_4O_7 \cdot 10H_2O$)	Menyimpan <i>Boric Acid</i> (H_3BO_3)
Jenis	<i>Vertical Silo</i> dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>	<i>Vertical Silo</i> dengan <i>conical bottom</i> dan <i>flat head</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

Parameter	S-01	S-02
Lama penyimpanan	7 hari	7 hari
Kondisi Operasi		
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	30	50
Tekanan (atm)	1	1
Spesifikasi		
Diameter <i>shell</i> (m)	8,7118	7,6191
Tinggi <i>shell</i> (m)	21,7510	19,0193
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,3125	0,3125
Volume (m^3)	1.124,529	752,247
Konis		
Tinggi (m)	751,964	19,0193
Tebal (in)	0,5	0,5
Harga (\$)	\$693.131	\$126.220

2. Alat Transportasi Bahan Bahan

1. Bucket Elevator

Table 3.9 Spesifikasi Bucket Elevator

Parameter	BE-01	BE-02
Fungsi	Mentransportasikan <i>Borax</i> ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) dari <i>Screw Conveyor</i> (SC-01) menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mentransportasikan produk <i>Boric Acid</i> (H_3BO_3) dari <i>Screw Conveyor</i> (SC-02) menuju <i>Silo</i> (S-02)
Jenis	Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevators	Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevators
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas (ton/jam)	0,012	0,008
Spesifikasi		
Tinggi (m)	7,58	19,02
Panjang <i>bucket</i> (m)	7,88	7,8772512
Lebar <i>belt</i> (m)	0,1778	0,1778
Kecepatan (rpm)	0,03795	0,0251

Parameter	BE-01	BE-02
Power motor (Hp)	0,05	0,05
Harga (\$)	\$13.447	\$13.447

2. Screw Conveyor

Table 3.10 Spesifikasi Screw Conveyor

Parameter	SC-01	SC-02	SC-03
Fungsi	Mentransportasikan <i>Borax</i> ($\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$) dari silo (S-01) menuju <i>mixer</i> (M-01)	Mentransportasikan keluaran H_3BO_3 dari centrifuge (CF-01) menuju Rotary dryer (RD-01)	Mentransportasikan <i>Boric Acid</i> (H_3BO_3) dari Rotary Dryer (RD-01) menuju <i>Bucket Elevator</i> (BE-02)
Jenis	Screw Conveyor		
Bahan Konstruksi	Commercial Steel		
Kapasitas (ton/jam)	10,30	10	10
Kondisi Operasi			
Suhu ($^{\circ}\text{C}$)	30	40	100
Tekanan (atm)	1	1	1
Spesifikasi			
Panjang (ft)	30	12	15
Diameter <i>Flight</i> (in)	10	10	10

Parameter	SC-01	SC-02	SC-03
Kecepatan (rpm)	40	40	40
Power Motor (Hp)	0,8	0,43	0,43
Harga (\$)	\$7.231	\$4.313	\$4.820

3. Pompa

Table 3.11 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan Air dari Tangki Air menuju <i>Mixer</i> (M-01)	Mengalirkan Larutan Boraks dari <i>Mixer</i> (M-01) menuju Reaktor (R-01)
Jenis Pompa	Pompa Sentrifugal Single Stage	Pompa Sentrifugal Single Stage
Jenis Impeller	Mixed flow impellers	Mixed flow impellers
Bahan Konstruksi	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (m ³ /jam)	2,410	1,46
Dimensi Pipa		
Luas Penampang (ft ²)	0,01414	0,00211
<i>Sch Number</i>	40	40
<i>OD</i> (in)	1,9	0,84
<i>ID</i> (in)	1,61	0,622
Dimensi Daya		
Tenaga Pompa (J/kg)	6,6982	26,9957
Power Pompa (HP)	0,1191	0,6456
Power Motor (HP)	5	1,0000
Kecepatan putar (rpm)	6.225,002	1.702,162

Parameter	P-01	P-02
Harga (\$)	\$30.699	\$30.699

Table 3.12 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-03	P-04
Fungsi	mengalirkan keluaran dari M-01 menuju R-01	mengalirkan keluaran R-01 menuju R-02
Jenis Pompa	Pompa Sentrifugal Single Stage	Pompa Sentrifugal Single Stage
Jenis Impeller	Mixed flow impellers	Radial flow impellers
Bahan Konstruksi	Commercial steel	Commercial steel
Kapasitas (m ³ /jam)	7,99	8,243
Dimensi Pipa		
Luas Penampang (ft ²)	0,0233	0,006
<i>Sch Number</i>	40	40
<i>OD</i> (in)	2,375	1,315
<i>ID</i> (in)	2,067	1,049
Dimensi Daya		
Tenaga Pompa (J/kg)	12,7232	109,7842
Power Pompa (HP)	0,7708	7,8270
Power Motor (HP)	5	60
Kecepatan putar (rpm)	7.003,5184	1.548,1136
Harga (\$)	\$25.498	\$30.699

Table 3.13 Spesifikasi Pompa (Lanjutan)

Parameter	P-05	P-06	P-07
Fungsi	Mengalirkan keluaran R-02 menuju K-01	Mengalirkan keluaran K-01 menuju CF-01	Mengalirkan keluaran CF-01 menuju UPL

Parameter	P-05	P-06	P-07
Jenis Pompa	Pompa Sentrifugal Single Stage	Pompa Sentrifugal Single Stage	Pompa Sentrifugal Single Stage
Jenis Impeller	Radial flow impellers	Mixed flow impellers	Mixed flow impellers
Bahan Konstruksi	Commercial steel		
Kapasitas (m ³ /jam)	10,00	9,863	5,00
Dimensi Pipa			
Luas Penampang (ft ²)	0,006	0,006	0,0141
<i>Sch Number</i>	40	40	40
<i>OD</i> (in)	1,315	1,315	1,900
<i>ID</i> (in)	1,049	1,049	1,610
Dimensi Daya			
Tenaga Pompa (j/kg)	105,5583	70,4558	6,0255
Power Pompa (HP)	7,5257	5,0231	0,3062
Power Motor (HP)	45	45	5
Kecepatan putar (rpm)	1.602,9562	2.156,072	9702
Harga (\$)	\$30.699	\$28.669	\$28.669

3. Alat Penukar Panas (*Heat Exchanger*)

1. *Heater 1*

Table 3.14 Spesifikasi *Heater 1*

Kode	HE-01
Fungsi	Menaikkan temperatur H ₂ SO ₄ dari Tangki (T-01) ke Reaktor (R-01) dari 30°C menjadi 90°C.

Kode	HE-01
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger
Fluida Panas	Steam
Fluida Dingin	Heavy Organic
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	90°C
Fluida Panas	
Suhu masuk	180°C
Suhu keluar	180°C
Tekanan, (atm)	1 atm
Jumlah	1 unit
Inner Pipe (Heavy Organics)	
IPS (in)	3
ID (in)	3,068
OD (in)	3,500
Surface area (ft)	0,917
ΔP allow (psi)	0,0104
Annulus (Steam)	
IPS (in)	4
ID (in)	4,026

Kode	HE-01
OD (in)	4,500
Surface area (ft)	1,178
ΔP allow, psi	0,00014
Hairpin	1
Panjang total (ft)	40
Luas transfer panas (ft ²)	36,68
RD terhitung (hr.ft ² .F/Btu)	0,0102
Harga	\$64.315

2. heater 2

Table 3.15 Spesifikasi Heater 2

Kode	HE-02
Fungsi	Menaikkan temperatur umpan dari 30°C Menjadi 90°C dari mixer menuju reaktor
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger
Fluida Panas	Steam
Fluida Dingin	Heavy Organic
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	90°C

Kode	HE-02
Fluida Panas	
Suhu masuk	180°C
Suhu keluar	180°C
Tekanan, (atm)	1 atm
Jumlah	1 unit
Inner Pipe (Heavy Organics)	
IPS (in)	3
ID (in)	3,068
OD (in)	3,500
Surface area (ft)	0,917
ΔP allow (psi)	0,1305
Annulus (Steam)	
IPS (in)	4
ID (in)	4,026
OD (in)	4,500
Surface area (ft)	1,178
ΔP allow, (psi)	0,002
Hairpin	1
Panjang total (ft)	40
Luas transfer panas (ft ²)	36,680
RD terhitung (hr.ft ² .F/Btu)	0,0135

Kode	HE-02
Harga	\$64.315

3. heater 3

Table 3.16 Spesifikasi Heater 3

Kode	HE-03
Fungsi	Memanaskan udara sebelum masuk ke Rotary Dryer dari 30°C ke 180°C
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger
Fluida Panas	Steam
Fluida Dingin	Heavy Organic
Kondisi Operasi	
Fluida Dingin	
Suhu masuk	30°C
Suhu keluar	100°C
Fluida Panas	
Suhu masuk	180°C
Suhu keluar	180°C
Tekanan, (atm)	1 atm
Jumlah	1 unit
Inner Pipe (Heavy Organics)	
IPS (in)	3
ID (in)	3,068

Kode	HE-03
OD (in)	3,500
Surface area (ft)	0,917
ΔP allow (psi)	0,1305
Annulus (Steam)	
IPS (in)	4
ID (in)	4,026
OD (in)	4,500
Surface area (ft)	1,178
ΔP allow, (psi)	0,002
Hairpin	1
Panjang total (ft)	40
Luas transfer panas (ft ²)	36,680
RD terhitung (hr.ft ² .F/Btu)	0,0135
Harga	\$70.658

3.4 Neraca Massa

3.4.1 Neraca Massa Total

Basis perhitungan neraca massa : 45.000 ton/tahun

Lama produksi dalam 1 tahun : 330 hari kerja

Lama 1 hari kerja : 24 jam

Basis perhitungan

$$= \frac{45.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 5.682 \text{ kg/jam} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

3.4.1 Neraca Massa Total

Table 3.17 Neraca Massa Total

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	8.528	213,19
Na ₂ CO ₃	31,96	31,96
Na ₂ SO ₄	17,13	3.108
NaCl	2,96	2,96
Fe	1,69	1,69
H ₂ O	2.054	5.259
H ₂ SO ₄	2188	54,69
H ₃ BO ₃	-	4.152
Udara Panas	37.235	37.235
Total	50.058	50.058

3.4.2 Neraca Massa Komponen

Table 3.18 Neraca Massa di Mixer

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	8.528	0,00	8.528
Na_2CO_3	31,96	0,00	31,96
Na_2SO_4	17,13	0,00	17,13
NaCl	2,96	0,00	2,96
Fe	1,69	0,00	1,69
H_2O	0	2.054	2.054
Sub Total	38253,74	2054,37	10635,81
Total	10635,81		10635,81

Table 3.19 Neraca Massa di Reaktor 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	8527,70	0,00	2131,92
Na_2CO_3	31,96	0,00	31,96
Na_2SO_4	17,13	0,00	2.395
NaCl	2,96	0,00	2,96
Fe	1,69	0,00	1,69

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
H ₂ O	2054,37	22,10	3.583
H ₂ SO ₄	0	2.188	546,93
H ₃ BO ₃	0	0,00	4.152
Sub Total	10635,81	2209,83	12845,64
Total	12845,64		12845,64

Table 3.20 Neraca Massa di Reaktor 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
Na ₂ B ₄ O ₇ .10H ₂ O	2131,92	213,19
Na ₂ CO ₃	31,96	31,96
Na ₂ SO ₄	2394,61	3108
NaCl	2,96	2,96
Fe	1,69	1,69
H ₂ O	3583,33	4035
H ₂ SO ₄	546,93	54,69
H ₃ BO ₃	4152,23	5398
Sub Total	12845,64	12845,64
Total	12845,64	12845,64

Table 3.21 Neraca Massa di *Crystalizer*

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7
$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	213,19	213,19
Na_2CO_3	31,96	31,96
Na_2SO_4	3107,86	3.108
NaCl	2,96	2,96
Fe	1,69	1,69
H_2O	4035,38	4.035
H_2SO_4	54,69	54,69
H_3BO_3	5397,90	5.398
Sub Total	12846	12846
Total	12846	12846

Table 3.22 Neraca Massa di *Centrifuge*

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$	213,19	213,19	0
Na_2CO_3	31,96	31,96	0,00
Na_2SO_4	3.108	3.108	0,00
NaCl	2,96	2,96	0,00
Fe	1,69	1,69	0,00

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
H ₂ O	4.035	3.632	403,54
H ₂ SO ₄	55	54,69	0,00
H ₃ BO ₃	5.398	0,00	5398
Sub Total	12846	7044,20	5801
Total	12846	12846	

Table 3.23 Neraca Massa di Rotary Dryer-01

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₃ BO ₃	5.398	0,00	0,00	5.398
H ₂ O	403,54	0,00	119,44	284,10
UDARA	0	37.235	37.235	0
Sub Total	5801,4	37234,91	37354,34	5682
Total	43036		43036	

3.5 NERACA PANAS

3.5.1 NERACA PANAS TOTAL

Table 3.24 Neraca Panas Total

Alat	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Mixer-01	45.904	45.904
Reaktor-01	1.824.567	1.824.567
Reaktor-02	2.074.001	2.074.001
Crystalizer-01	2.073.545	2.073.545
Centrifuge-01	479.559	479.559
Rotary Dryer-01	6.786.014	6.786.014
Heater-01	215.427	215.427
Heater-02	564.322	564.322
Heater-03	4.754.997	4.754.997
Total	18.818.335	18.818.335

3.5.2 NERACA PANAS KOMPONEN

a. MIXER-01

Table 3.25 Neraca Panas Mixer

Komponen	Input (kJ/jam)	Input (kJ/jam)
Q input	295,875	0
Q input	45.608,10	0
Q output	0	45.903,98
Q total	45.904	45.904

b. REAKTOR -01

Table 3.26 Neraca Panas Reaktor-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	993.041	0
Q output	0	1.824.486
Q reaksi	0	80,75
Q Pendingin	831.526	0

Total	1.824.567	1.824.567
--------------	------------------	------------------

c. *REAKTOR -02*

Table 3.27 Neraca Panas Reaktor-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	1.824.487	0
Q output	0	2.073.920
Q reaksi	0	80,75
Q Pendingin	249.514	0
Total	2.074.001	2.074.001

d. *Kristalizer -01*

Table 3.28 Neraca Panas Kristalizer-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	2.073.545	0
Q output	0	478.510
Q Pendingin	0	1.595.034
Total	2.073.545	2.073.545

e. *Centrifuge -01*

Table 3.29 Neraca Panas Centrifuge-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	479.559	0
Q output	0	318.809
Q output	0	160.750
Total	479.559	479.559

f. *Rotary Dryer -01*

Table 3.30 Neraca Panas Rotary Dryer-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	1.241.505	0
Q output	0	3.335.385
Qin udara	5.544.509	0
Qout udara	0	3.450.629
Total	6.786.014	6.786.014

g. *Heater -01*

Table 3.31 Neraca Panas Heater-01

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	16.124,62	0
Q output	0	215.427,06
Q Pemanas	199.302,45	0
Total	215.427	215.427

h. *Heater -02*

Table 3.32 Neraca Panas Heater-02

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	47.423,74	0
Q output	0	564.321,85
Q Pemanas	516.898	0
Total	564.322	564.322

i. *Heater-03*

Table 3.33 Neraca Panas Heater-03

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Q input	190.196,21	0
Q output	0	4.754.996,76
Q Pemanas	4.564.801	0
Total	4.754.997	4.754.997

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik



Figure 4.1 Peta Lokasi Pabrik Asam Borat Kapasitas 45.000 ton/tahun

Penentuan lokasi pabrik penting untuk dapat dipertimbangkan karena mempengaruhi keberlangsungan pabrik baik secara ekonomi maupun operasional yang terdiri atas produksi hingga distribusi dan pemasaran. Terdapat beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan dan pemilihan lokasi pabrik diantaranya yaitu, ketersediaan bahan baku, pemasaran produk, ketersediaan sarana penunjang (utilitas), transportasi dan lain sebagainya. Atas pertimbangan tersebut, perancangan pabrik asam borat dengan kapasitas 45.000 ton/tahun

direncanakan akan didirikan di daerah Manyar, Gresik, Jawa Timur. Kawasan ini dipilih dengan mempertimbangkan berbagai aspek penting berikut:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama berupa *borax* dapat diperoleh dengan impor melalui PT Aneka Kimia Inti, yang dapat mendukung pasokan bahan baku *borax* secara berkelanjutan. Untuk bahan tambahan seperti asam sulfat, dapat dipasok dari PT Petrokimia Gresik. Ketersediaan bahan-bahan ini dalam jangkauan yang dekat mengurangi biaya logistik dan memastikan kontinuitas produksi.

2. Kedekatan dengan Pasar

Kawasan ini cukup terintegrasi dengan berbagai industri yang berpotensi menjadi konsumen *boric acid*, seperti industri kaca, keramik, pupuk, dan kimia. Selain itu, lokasi ini dekat dengan Pelabuhan Internasional JIPE dan Pelabuhan Tanjung Perak yang memudahkan aktivitas ekspor dan distribusi nasional.

3. Transportasi dan Aksesibilitas

Lokasi ini dekat dengan infrastruktur transportasi yang baik, termasuk akses ke jalan tol, jalur kereta api, dan pelabuhan laut. Hal ini mendukung kelancaran logistik bahan baku dan produk jadi.

4. Ketersediaan Tenaga Kerja

Gresik dan wilayah sekitarnya memiliki banyak institusi pendidikan dan pelatihan teknik, sehingga memudahkan dalam mendapatkan tenaga kerja terampil dan non-terampil sesuai kebutuhan pabrik.

5. Ketersediaan Sumber Air dan Energi

Sumber air untuk keperluan proses dan utilitas dapat diperoleh dari Sungai Bengawan Solo yang alirannya melewati wilayah Gresik. Kebutuhan listrik dapat dipenuhi dari jaringan Perusahaan Listrik Negara (PLN) yang telah menjangkau kawasan ini.

6. Kondisi Iklim dan Lingkungan

Iklim tropis di daerah Gresik relatif stabil dan minim bencana alam besar, mendukung kelangsungan operasional pabrik. Selain itu, akan dirancang fasilitas pengolahan limbah dan sistem drainase yang baik.

7. Kebijakan Pemerintah

Gresik merupakan daerah industri, daerah Manyar ini juga dekat dengan kawasan industri lainnya, pemerintah daerah dan pusat mendukung pembangunan industri melalui berbagai insentif dan kemudahan perizinan.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik dirancang untuk menunjang alur proses produksi asam borat secara efisien, aman, dan fleksibel terhadap pengembangan di masa depan. Beberapa prinsip yang diterapkan antara lain:

- a. Mengurangi biaya transportasi dan penanganan material
- b. Memastikan keamanan dan keselamatan kerja
- c. Memudahkan perawatan mesin dan modifikasi proses

d. Menyediakan ruang ekspansi pabrik

Total luas lahan yang direncanakan untuk pabrik asam borat adalah sekitar 36.200 m² mencakup seluruh fasilitas produksi, penyimpanan, utilitas, dan pendukung lainnya.

Komponen utama dalam tata letak pabrik antara lain:

a. Bangunan Kantor Administrasi

Ditempatkan terpisah dari area proses untuk keamanan, berfungsi sebagai pusat manajemen dan administrasi pabrik.

b. Ruang Laboratorium dan Kontrol Proses

Terletak dekat dengan area proses untuk memudahkan monitoring kualitas bahan baku, produk, serta parameter operasi proses.

c. Area Proses Produksi

Merupakan inti dari pabrik yang berisi unit-unit seperti reaktor asidifikasi, *crystallizer*, *centrifuge*, *rotary dryer*, dan alat pendukung lainnya. Dirancang dengan alur proses linier untuk efisiensi operasional.

d. Gudang Bahan Baku dan Produk

Gudang bahan baku diletakkan dekat pintu masuk utama, sedangkan gudang produk jadi berada dekat pintu keluar atau jalur distribusi.

e. Workshop dan Gudang Suku Cadang

Untuk penyimpanan alat cadang dan peralatan perawatan.

f. Unit Utilitas

Berisi sistem penyediaan air, uap, udara tekan, dan listrik. Ditempatkan dekat area proses untuk efisiensi pemipaan.

g. Fasilitas Umum

Meliputi area parkir, mushola, ruang makan/kantin, klinik kesehatan, dan pos keamanan.

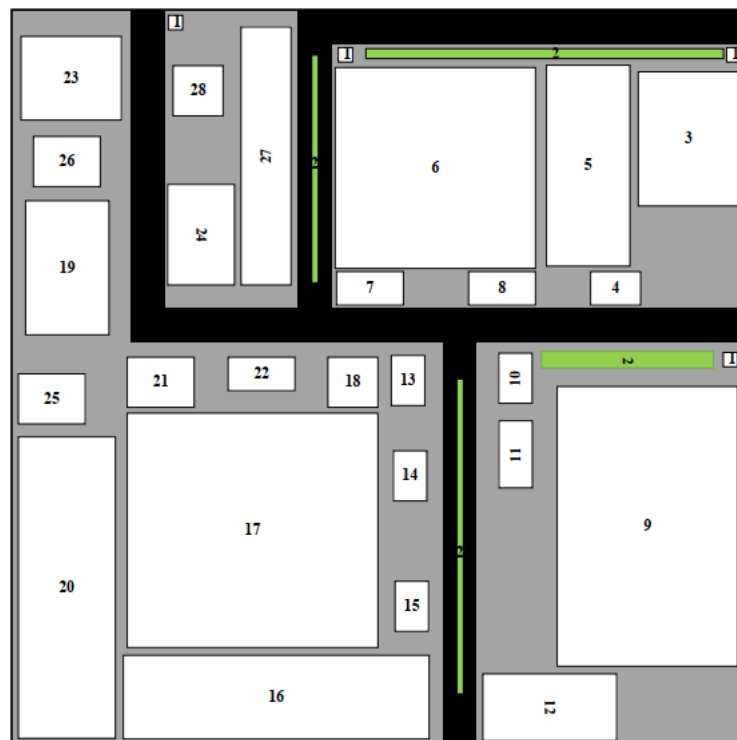


Figure 4.2 Tata letak pabrik Boric Acid (Skala 1 : 1000)

Keterangan :

No	Area	Panjang	Lebar (width)	Luas (m2)
1	Pos Keamanan 1	4	4,3	17,2
	Pos Keamanan 2	4	4,3	17,2
	Pos Keamanan 3	4	4,3	17,2
	Pos Keamanan 4	4	4,3	17,2
2	Taman 1	51,5	5	257,5
	Taman 2	85,5	2	171

No	Area	Panjang	Lebar (<i>width</i>)	Luas (m2)
	Taman 3	68	2	136
	Taman 4	107	3	321
3	Gedung Serbaguna	40	30	1200
4	Masjid	10	15	150
5	Parkir Utama	60	25	1500
6	Kantor	60	60	3600
7	Kantin	10	20	200
8	Klinik	10	20	200
9	Perumahan	83,5	54	4509
10	Minimarket	10	15	150
11	Fasilitas Olahraga	10	20	200
12	Parkir Perumahan	40	20	800
13	Unit Pemadam Kebakaran	15	10	150
14	Ruang Kendali Proses	15	10	150
15	Ruang Kendali Utilitas	15	10	150
16	Area Utilitas	25	91,5	2287,5
17	Area Proses	70	75	5250
18	Bengkel	15	15	225
19	Area Penyimpanan	40	25	1000
20	Area Perluasan	90	29	2610
21	Laboratorium	15	20	300
22	Kantor Teknik dan Produksi	10	20	200
23	Unit Pengolahan Limbah / Lanjutan	25	30	750
24	Gudang Alat	20	30	600
25	Area Penimbangan	15	20	300
26	Area Packing	15	20	300
27	Area Parkir Truk	15	77	1155
28	Bengkel Kendaraan	15	15	225
29	Jalan			7084,2

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

Tata letak mesin dan peralatan dalam pabrik merupakan area yang dirancang khusus untuk menempatkan berbagai peralatan produksi. Susunan peralatan proses dalam desain pabrik ini dapat dilihat pada Gambar 4.3. Beberapa aspek penting

yang harus diperhatikan dalam penyusunan tata letak mesin atau alat proses meliputi:

1. Alur Bahan Baku dan Produk

Desain alur yang efisien untuk bahan baku dan hasil produksi akan memberikan dampak signifikan terhadap efektivitas biaya operasional dan kelancaran proses produksi. Aliran yang baik juga akan meningkatkan keamanan kerja di lingkungan pabrik.

2. Sirkulasi Udara

Sirkulasi udara di dalam dan sekitar area proses perlu diatur dengan baik guna menghindari stagnasi udara yang berpotensi menimbulkan akumulasi zat kimia berbahaya. Aliran udara yang lancar juga penting untuk menjamin keselamatan pekerja, serta perlu mempertimbangkan arah angin dominan di lokasi.

3. Pencahayaan

Sistem pencahayaan yang memadai sangat dibutuhkan di seluruh area pabrik, khususnya pada malam hari karena operasional berlangsung selama 24 jam. Area dengan potensi risiko tinggi perlu diberikan pencahayaan tambahan untuk meningkatkan visibilitas dan keamanan.

4. Mobilitas Karyawan dan Kendaraan

Desain layout alat proses harus mempertimbangkan jalur pergerakan pekerja dan kendaraan di sekitar area produksi. Akses ke peralatan harus mudah dijangkau untuk memfasilitasi penanganan cepat jika terjadi gangguan atau

kerusakan. Ruang yang cukup juga harus disediakan untuk memungkinkan alat pemadam atau kendaraan darurat menjangkau lokasi alat jika terjadi insiden seperti kebakaran atau ledakan.

5. Penempatan Peralatan Proses

Pemosisian alat proses harus dirancang agar mendukung efisiensi operasional, mempermudah perawatan, dan menjamin kelangsungan serta keamanan produksi. Penempatan yang optimal juga akan memberikan keuntungan dari sisi biaya dan efektivitas kerja.

6. Jarak Antar Peralatan

Dalam perancangan tata letak alat, penting untuk mempertimbangkan jarak antar unit proses secara hati-hati. Untuk peralatan yang bekerja dengan suhu atau tekanan tinggi, sebaiknya dipisahkan dari unit lainnya untuk menghindari risiko kerusakan yang meluas jika terjadi kegagalan fungsi. Namun, dalam pabrik asam borat yang dirancang ini, karena kondisi operasional berada pada suhu dan tekanan yang relatif rendah, maka estimasi jarak antar alat dapat dibuat dalam kisaran 2 hingga 5 meter.

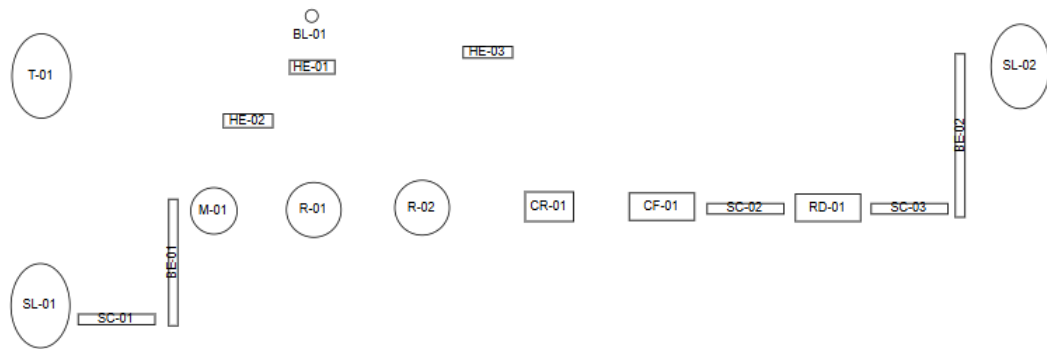


Figure 4.3 Tata letak Mesin (Skala 1 : 200)

Tata letak mesin disusun mengikuti alur proses dari bahan baku masuk hingga produk akhir. Setiap alat seperti *mixer*, reaktor, *crystallizer*, *centrifuge*, *rotary dryer*, dan *storage tank* ditempatkan berdasarkan urutan proses serta mempertimbangkan aspek keamanan, kemudahan pemeliharaan, dan efisiensi ruang.

- Mixer* dan Reaktor : Berdekatan karena menjadi awal proses.
- Crystallizer* dan *Centrifuge*: Diletakkan setelah reaktor untuk memisahkan boric acid dari larutan.
- Rotary Dryer*: Ditempatkan setelah *centrifuge* untuk mengurangi kadar air produk.
- Storage Tank*: Untuk penyimpanan produk akhir sebelum dikemas atau dikirim.

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Organisasi

Pabrik *Boric Acid* dari *Borax* yang akan didirikan ini dirancang dalam bentuk Perseroan Terbatas (PT). Bentuk PT dipilih karena sesuai untuk usaha skala besar, memiliki struktur hukum yang kuat, serta memudahkan dalam pengumpulan modal dari para pemegang saham. Dalam PT, pemegang saham hanya bertanggung jawab sebatas modal yang ditanamkan.

Ciri-ciri utama dari PT :

- a. Modal berasal dari para investor pemegang saham.
- b. Tidak disubsidi atau difasilitasi langsung oleh negara.
- c. Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan pemegang kekuasaan tertinggi perusahaan.

4.4.2 Struktur Organisasi

Pabrik *Boric Acid* ini menggunakan sistem *staff and line organization*, yaitu sistem organisasi garis yang sederhana dan efisien, dimana aliran kekuasaan langsung dari direktur ke manajer, kepala bagian, hingga staf.

Keunggulan sistem *staff and line*:

- a. Pembagian wewenang yang jelas.
- b. Proses pengambilan keputusan lebih cepat.
- c. Penghematan biaya karena struktur hirarki yang ramping.

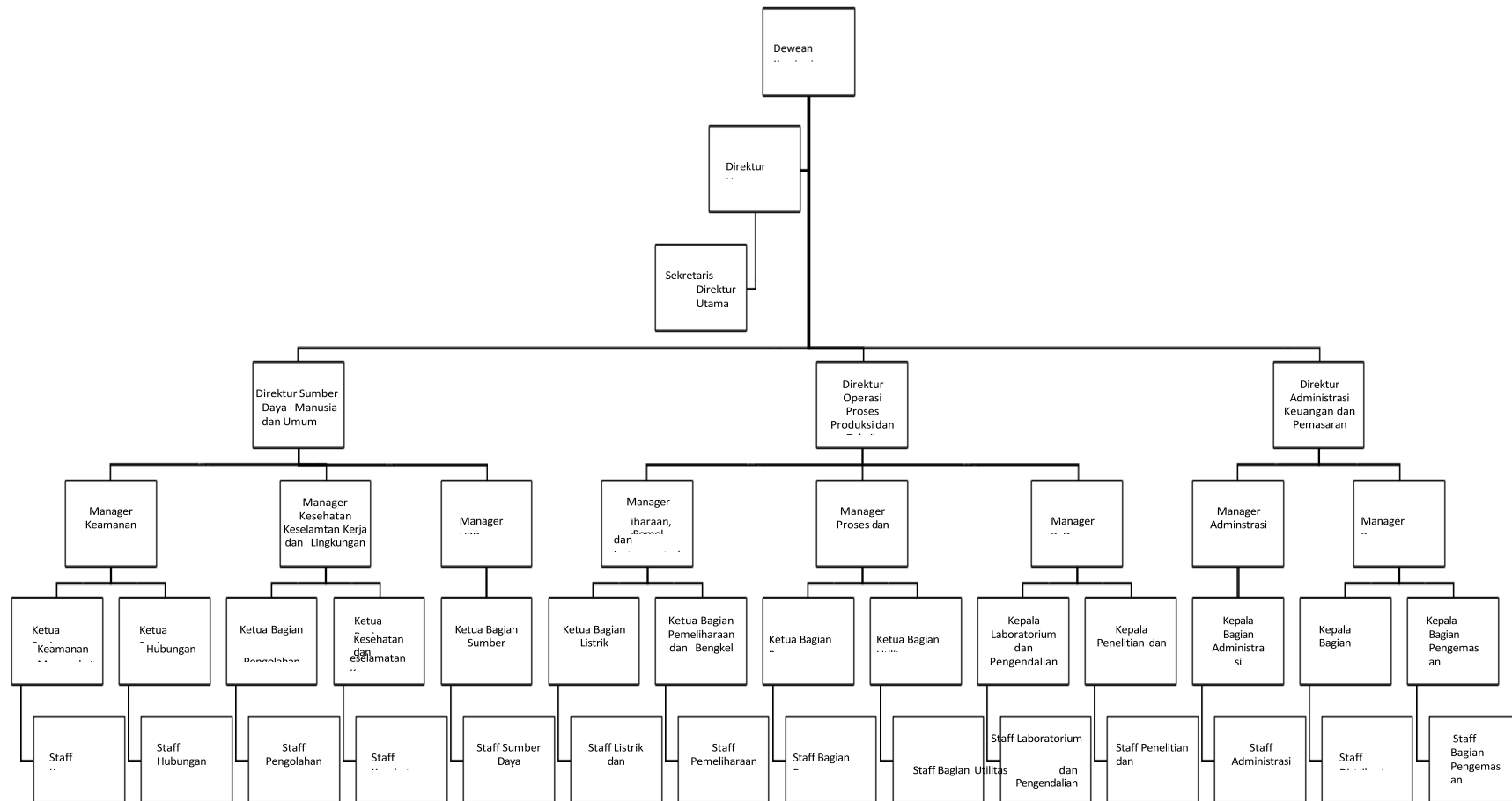


Figure 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

- a. Menunjuk dan mengevaluasi kinerja direktur.
- b. Mengawasi jalannya perusahaan.
- c. Mengelola Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).

2. Direktur Utama

- a. Merancang kebijakan dan strategi perusahaan.
- b. Bertanggung jawab atas stabilitas organisasi.
- c. Menyetujui pengangkatan/pemberhentian kepala bagian.

3. Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum

- a. Mengatur keamanan dan keselamatan kerja.
- b. Membawahi HRD, kesehatan, dan keamanan.
- c. Mengatur pengelolaan *shift*, cuti, dan pelatihan karyawan.

4. Direktur Operasi dan Teknik

- a. Memimpin jalannya produksi dan proses teknik.
- b. Mengawasi aktivitas proses, utilitas, RnD, dan pemeliharaan alat.
- c. Mengatur penyediaan bahan baku dan sarana penunjang.

5. Direktur Administrasi dan Pemasaran

- a. Mengatur keuangan, pemasaran produk, dan pengadaan bahan baku.
- b. Membawahi administrasi keuangan, distribusi, dan penimbangan.

6. Divisi-divisi bertanggung jawab kepada kepala bagian:

- a. **Divisi Keamanan:** Menjaga keamanan lingkungan pabrik dengan sistem patroli, pengawasan CCTV, dan pos keamanan.
- b. **Divisi Humas:** Mengatur komunikasi eksternal perusahaan, menjalin hubungan baik dengan masyarakat, media, dan instansi pemerintahan.
- c. **Divisi Pengolahan Limbah:** Menangani pengolahan limbah cair, padat, dan gas agar sesuai standar baku mutu lingkungan.
- d. **Divisi K3:** Menjamin kesehatan dan keselamatan kerja karyawan melalui SOP, pelatihan K3, dan pemeriksaan berkala.
- e. **Divisi SDM:** Merekrut, melatih, dan mengelola kinerja karyawan. Bertanggung jawab atas evaluasi dan promosi.
- f. **Divisi Listrik & Instrumentasi:** Menyediakan listrik dan merawat sistem kontrol, sensor, dan alat ukur.
- g. **Divisi Pemeliharaan:** Menjaga dan memperbaiki alat produksi secara preventif maupun korektif.
- h. **Divisi Proses:** Menangani langsung jalannya proses produksi dari bahan baku hingga produk akhir.

- i. **Divisi Utilitas:** Menyediakan air, uap, listrik, dan udara tekan untuk mendukung operasi produksi.
- j. **Divisi Laboratorium dan R&D:** Menguji mutu bahan dan produk serta melakukan pengembangan produk dan proses.
- k. **Divisi Administrasi Keuangan:** Mencatat seluruh transaksi keuangan dan menyusun laporan keuangan.
- l. **Divisi Distribusi:** Mengatur logistik dan transportasi bahan baku maupun hasil produksi.
- m. **Divisi Pengemasan:** Bertanggung jawab atas pengemasan, labeling, dan penimbangan produk akhir.

4.4.4 Status Karyawan

Kategori status karyawan:

- a. **Karyawan Tetap:** Mendapat gaji bulanan dan hak cuti. Bekerja penuh waktu dan memiliki SK dari direktur. Umumnya pada jabatan strategis dan fungsional.
- b. **Karyawan Harian:** Dibayar harian berdasarkan jumlah hari kerja tanpa surat keputusan. Digunakan untuk pekerjaan rutin harian dan temporer. Umumnya bekerja di bagian produksi dan kebersihan.
- c. **Karyawan Borongan:** Dipekerjakan sesuai kebutuhan proyek. Contoh: instalasi alat, pembersihan musiman, dll.

4.4.5 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan, dan Sistem Gaji

A. Penggolongan Jabatan dan Keahlian

Jabatan	Pendidikan
Direktur Utama	S2
Direktur	S2
Kepala Bagian / Manager	S1
Kepala Divisi	S1
Dokter	S1
Perawat	D3/S1
Karyawan Produksi & Admin	D3/S1
Satpam, Sopir, Cleaning Service	SLTA

B. Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Table 4.1 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp40.000.000,00	Rp40.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp30.000.000,00	Rp30.000.000,00
3	Staff ahli	1	Rp20.000.000,00	Rp20.000.000,00

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
4	Sekretaris	1	Rp18.000.000,00	Rp18.000.000,00
5	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	Rp27.000.000,00	Rp27.000.000,00
6	Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum	1	Rp27.000.000,00	Rp27.000.000,00
7	Manager Keamanan dan Umum	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
8	Manager Keselamatan Kerja dan Lingkungan	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
9	Manager HRD	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
10	Manager Pemeliharaan Listrik dan Instrumen	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
11	Manager Proses dan Utilitas	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
12	Manager RnD	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
13	Manager Administrasi dan Keuangan	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
14	Manager Pemasaran	1	Rp17.000.000,00	Rp17.000.000,00
15	Kadiv Keamanan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
16	Kadiv Hubungan Masyarakat	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
17	Kadiv Pengelolaan Limbah	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
18	Kadiv K3	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
19	Kadiv SDM	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
20	Kadiv Listrik dan Instrumen	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
21	Kadiv Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
22	Kadiv Proses	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
23	Kadiv Utilitas	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
24	Kadiv Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
25	Kadiv Penelitian dan Pengembangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
26	Kadiv Administrasi Keuangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Total Gaji
27	Kadiv Distribusi	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
28	Kadiv Pengemasan dan Penimbangan	1	Rp15.000.000,00	Rp15.000.000,00
29	Karyawan keamanan (Satpam)	8	Rp5.500.000,00	Rp44.000.000,00
30	Karyawan Hubungan Masyarakat	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00
31	Karyawan Pengelolaan Limbah	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00
32	Dokter	2	Rp11.000.000,00	Rp22.000.000,00
33	Perawat	3	Rp7.000.000,00	Rp21.000.000,00
34	Karyawan SDM	3	Rp8.000.000,00	Rp24.000.000,00
35	Karyawan Listrik dan Instrumen	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00
36	Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	3	Rp8.000.000,00	Rp24.000.000,00
37	Karyawan Proses	10	Rp8.000.000,00	Rp80.000.000,00
38	Karyawan Utilitas	10	Rp8.000.000,00	Rp80.000.000,00
39	Karyawan Laboratorium dan Pengendalian Mutu	5	Rp8.000.000,00	Rp40.000.000,00
40	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	5	Rp8.000.000,00	Rp40.000.000,00
41	Karyawan Administrasi Keuangan	5	Rp8.000.000,00	Rp40.000.000,00
42	Karyawan Pengemasan dan Penimbangan	4	Rp8.000.000,00	Rp32.000.000,00
43	<i>Cleaning Service</i>	8	Rp5.500.000,00	Rp44.000.000,00
44	Sopir	4	Rp5.500.000,00	Rp22.000.000,00
Total		110	Rp630.500.000,00	Rp1.117.000.000,00

4.4.6 Jadwal Kerja

Pabrik beroperasi 24 jam dengan sistem 3 shift dan jumlah hari kerja 330 hari/tahun.

- a. Produksi: 3 shift, 24 jam/hari, 330 hari kerja/tahun.
- b. Non-produksi: 5 hari/minggu, jam 08.00–17.00 WIB.

Karyawan non-produksi mengikuti hari kerja normal perusahaan (5 hari kerja, 40 jam/minggu), dengan hari libur Sabtu, Minggu, dan hari libur nasional. Sistem kerja bagi karyawan bagian produksi diatur berdasarkan pembagian shift yang dijalankan secara bergiliran. Pengaturan ini diterapkan karena area proses produksi membutuhkan operasional rutin selama 24 jam tanpa henti. Pembagian shift dilakukan secara bergilir antar regu (4 regu 3 shift) agar beban kerja adil. Dalam satu siklus, setiap regu mendapatkan jatah shift pagi, siang, malam, dan libur secara merata. Setiap karyawan memperoleh hak cuti tahunan minimal 12 hari kerja/tahun sesuai UU yang berlaku.

Jadwal shift kerja dapat dilihat pada keterangan di bawah ini :

Shift	Jam Kerja	Istirahat
Shift Pagi	07.00–15.00	11.00–12.00
Shift Siang	15.00–23.00	17.30–18.30
Shift Malam	23.00–07.00	03.30–04.30

Setiap shift berlangsung selama 8 jam termasuk istirahat 1 jam, sehingga jam kerja efektif 7 jam. Total jam kerja karyawan produksi tetap dalam batas maksimal 40 jam per minggu.

4.4.7 Jumlah Karyawan Proses

No	Alat Proses	Unit	Operator/unit/shift	Operator/shift
1	Silo	2	0.1	0.2
2	Tangki	1	0.1	0.1
3	Mixer	1	0.25	0.25
4	Reaktor RATB	2	0.5	1.0
5	Crystallizer	1	0.15	0.15
6	Centrifuge	1	0.2	0.2
7	Rotary Dryer	1	0.5	0.5
8	Heat Exchanger	3	0.1	0.3
9	Screw Conveyor	3	0.25	0.75
10	Bucket Elevator	2	0,1	0.2
11	Pompa	7	0.2	1.4
12	Blower	1	0.1	0.1
Total Proses				5.15

Jumlah operator untuk alat proses = $5 \times 3 \text{ shift} = 15$

Operator utilitas menggunakan $0,5 \times \text{operator produksi} = 8$

Total keseluruhan operator per-shift = $15 + 8 = 23$ orang.

Masing-masing shift dikepalai satu orang, jadwal kerja regu dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Table 4.2 Jadwal Kerja Shift

Kelompok	Tanggal															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
A	P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M	
B	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M		P
C	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S
D		P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M

Table 4.3 Jadwal Kerja Shift (lanjutan)

Kelompok	Tanggal															
	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	
A	P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M	
B	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M		
C	M		P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	
D		P	S	M		P	S	M		P	S	M		P	S	

Keterangan :

1, 2, 3, dst.	: Tanggal	P, S, M	: Shift ke-
A, B, C, dan D	: Kelompok kerja		: Libur

4.4.8 Jaminan Sosial dan Fasilitas Karyawan

Sebagai bentuk upaya meningkatkan kesejahteraan, seluruh pegawai pabrik tidak hanya memperoleh gaji bulanan, tetapi juga mendapatkan berbagai bentuk jaminan sosial yang mencakup tunjangan dan fasilitas untuk mendukung kesejahteraan mereka. Beberapa jenis tunjangan tersebut meliputi:

- a. Tunjangan hari raya keagamaan
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan keluarga (istri dan anak)
- d. Tunjangan kesehatan dan santunan kematian
- e. Jaminan sosial tenaga kerja (Jamsostek)
- f. Uang makan harian

Penyediaan fasilitas-fasilitas ini bertujuan untuk menciptakan kondisi kerja yang mendukung produktivitas dan kesehatan jasmani serta rohani karyawan. Hal ini penting agar karyawan tetap termotivasi dan tidak merasa jenuh dalam menjalankan tugasnya. Oleh karena itu, perusahaan menyediakan fasilitas yang mendukung kepentingan karyawan dalam lingkungan kerja, antara lain:

a. Poliklinik

Untuk menjamin kondisi kesehatan karyawan tetap prima, perusahaan menyediakan poliklinik yang dilengkapi tenaga medis seperti dokter dan perawat.

b. Seragam Kerja

Guna menciptakan kesetaraan di lingkungan kerja, perusahaan memberikan dua pasang seragam kerja setiap tahun serta perlengkapan keselamatan seperti masker.

c. Konsumsi Harian

Perusahaan menyediakan makan dan minum satu kali sehari bagi karyawan, yang pengelolaannya dipercayakan kepada pihak katering yang ditunjuk.

d. Koperasi Karyawan

Koperasi ini dibentuk untuk memfasilitasi karyawan dalam layanan simpan pinjam, serta membantu pemenuhan kebutuhan pokok dan perlengkapan rumah tangga.

e. Tunjangan Hari Raya (THR)

Diberikan setahun sekali menjelang Idul Fitri, dengan besaran setara satu bulan gaji.

f. Jamsostek

Merupakan bentuk perlindungan asuransi jiwa dan kecelakaan kerja bagi seluruh karyawan.

g. Sarana Ibadah dan Kegiatan Keagamaan

Perusahaan menyediakan tempat ibadah agar karyawan dapat menjalankan aktivitas keagamaan dan kewajiban spiritual dengan nyaman.

h. Tunjangan Transportasi

Setiap karyawan memperoleh uang transportasi harian, yang dibayarkan bersamaan dengan gaji bulanan untuk meringankan biaya perjalanan.

i. Hak Cuti

1. *Cuti Tahunan*: Diberikan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
2. *Cuti Bersama*: Biasanya diberikan saat hari raya Idul Fitri selama 4 hari kerja.
3. *Cuti Hamil*: Karyawan wanita yang melahirkan berhak mendapatkan cuti selama 3 bulan dengan gaji penuh, asalkan jarak antara kelahiran anak pertama dan kedua minimal dua tahun.

BAB V

UTILITAS

Utilitas merupakan kumpulan sistem pendukung dalam suatu pabrik kimia yang berfungsi untuk menjamin keberlangsungan proses produksi. Keberhasilan proses produksi pada pabrik *Boric Acid* sangat dipengaruhi oleh kelengkapan sistem utilitas. Utilitas berperan sebagai pelengkap selain bahan baku dan bahan pembantu, sehingga operasional produksi dapat berjalan secara optimal. Pada prarancangan pabrik *Boric Acid* dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini, sistem utilitas yang dirancang meliputi:

1. Sistem penyediaan dan pengolahan air (Water Treatment System)
2. Sistem pembangkit uap (Steam Generation System)
3. Sistem pembangkit tenaga listrik (Power Plant System)
4. Sistem udara tekan (Instrument Air System)
5. Sistem bahan bakar
6. Sistem pengolahan limbah

5.1 Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water Treatment System*)

Unit penyediaan dan pengolahan air atau *water treatment system* ini bertanggung jawab dalam menyediakan dan memproses air bersih untuk mendukung seluruh kegiatan di pabrik.

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Untuk pengadaan air bersih maka perlu unit *Raw Water Treatment Plant* (RWTP) yang bertugas mengolah air baku menjadi air bersih. Air dari alam, seperti sungai, mengandung kotoran baik yang larut (*dissolved solids*) maupun tidak larut (*suspended solids*). *Suspended solids* ditangani melalui klarifikasi, sementara *dissolved solids* ditangani melalui demineralisasi menggunakan proses fisik dan kimia.

Sumber air utama yang akan digunakan untuk pabrik asam borat ini adalah air dari Sungai Bengawan Solo, dengan alasan:

- a) Debit air yang konsisten sepanjang waktu
- b) Pengolahan relatif sederhana dan murah dibandingkan air laut
- c) Lokasi sungai hanya 300 meter dari area pabrik

Penggunaan air terbagi ke dalam lima kategori:

1. Air Domestik (*Domestic Water*)

Digunakan untuk kebutuhan perumahan dan perkantoran. Mengacu pada standar WHO, kebutuhan tiap orang adalah 100 liter/hari. Dengan jumlah karyawan 110 orang, total kebutuhan air domestik dirinci dalam Tabel 5.1.

Table 5.1 Kebutuhan Domestic Water

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Karyawan	458
2	Perumahan Karyawan	750
Total		1208

Air domestik harus memenuhi beberapa syarat kualitas tertentu, yaitu:

a) Syarat fisika, meliputi:

Suhu : dibawah suhu udara

Warna : jernih

Rasa : tidak berasa

Bau : tidak berbau

b) Syarat kimia, meliputi:

Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.

Tidak mengandung bahan beracun.

Tidak mengandung bakteri patogen yang dapat merubah fisik air.

2. Air Layanan Umum (*Service Water*)

Air layanan umum atau *Service Water* dipakai untuk keperluan fasilitas pendukung seperti bengkel, laboratorium, poliklinik, taman, dan lain-lain. Rinciannya disajikan dalam Tabel 5.2.

Table 5.2 Kebutuhan Service Water

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/hari)
1	Bengkel	200
2	Poliklinik	300
3	Laboratorium	500
4	Pemadam kebakaran	1.000
5	Kantin, Mushola, Taman	1500
Total		3500

Total kebutuhan *Service Water* adalah 3500 kg/hari = 146 kg/jam.

3. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Air umpan boiler menghasilkan *steam* untuk proses produksi. *Steam* yang digunakan akan mengalami *recycle* sebesar 85%, sisanya sebesar 15% berupa *make-up water* akibat *blowdown* pada boiler 10% dan penggunaan *steam trap* 5%. Rincian kebutuhan *steam* disajikan pada Tabel 5.3.

Table 5.3 Kebutuhan Steam

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	<i>Heater</i> (HE-01)	72
2	<i>Heater</i> (HE-02)	188
3	<i>Heater</i> (HE-03)	1.644
Total		1.903

Total kebutuhan air = 1903 kg/jam, dengan overdesign 20% maka total kebutuhan air menjadi 2.284 kg/jam.

4. Air Pendingin (*Cooling Water*)

Air pendingin adalah air yang digunakan sebagai media pendingin alat proses. Air ini diproduksi dengan menara pendingin (*cooling tower*), dan digunakan untuk alat yang membutuhkan air pendingin. Air bersirkulasi melalui *cooling tower* dan ditambahkan air *make-up* untuk menggantikan air yang hilang. Rincian kebutuhan air pendingin dan overdesign 20% tercantum dalam Tabel 5.4.

Table 5.4 Kebutuhan Air Pendingin

No.	Keterangan	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Reaktor (R-01)	13.257
2	Reaktor (R-02)	3.978
3	<i>Crystallizer</i> (K-01)	38.159
Total		55.393

Total kebutuhan *cooling water* = 55.393 kg/jam, dengan overdesign 20% maka total kebutuhan air menjadi 66.472 kg/jam.

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

- a) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b) Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.

- c) Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi.
- d) Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e) Tidak terdekomposisi.

5. Air Proses (*Process Water*)

Air proses ini digunakan langsung dalam proses kimia pembuatan produk. Kebutuhan air proses untuk peralatan pabrik asam borat dapat dilihat di Tabel 5.5.

Table 5.5 Kebutuhan Air Proses

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	Mixer (M-01)	2054
Total		2054

Total kebutuhan air proses = 2054 kg/jam, dengan overdesign 20% maka total kebutuhan air menjadi 2465 kg/jam.

Total kebutuhan air dari semua unit pabrik asam borat dapat dilihat di Tabel 5.6.

Table 5.6 Kebutuhan Air

No.	Keterangan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestic Water</i>	1.208
2	<i>Service Water</i>	146
3	Air Pendingin	2.284
4	Air Umpan <i>Boiler</i>	66.472

5	<i>Process Water</i>	2.465
Total		72.575

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Air Sungai harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan karena air sungai mengandung kotoran seperti tanah/pasir, kerikil atau lumpur dan pengotor lainnya sehingga harus melalui beberapa tahapan pengolahan sebelum digunakan.

Pengolahan air dilakukan melalui tahapan sebagai berikut:

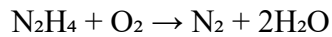
1. **Penghisapan** : Mengambil air sungai menggunakan pompa, dialirkan menuju *screener*
2. **Penyaringan Awal (*Screening*)** : Menyaring benda besar seperti daun, ranting, sampah-sampah besar dengan memasang saringan pada sisi isap pompa yang dilengkapi pembilas bila *screen* kotor.
3. **Sedimentasi atau Pengendapan Awal** : Pada proses ini air dipisahkan dari partikel-partikel kecil/halus yang terbawa seperti partikel lumpur dan pasir secara gravitasi dengan pengendapan.
4. **Koagulasi** : Proses selanjutnya yaitu penggumpalan. Dalam bak penggumpal ditambahkan koagulan (tawas) untuk menggumpalkan partikel-partikel pengotor yang masih tersisa sehingga lebih netral dan stabil dengan membentuk endapan.

5. **Bak Pengendap I & II** : Air yang mengendap pada proses sebelumnya akan mengalami proses flokulasi dan membentuk flok-flok. Proses flokulasi dilakukan dengan penambahan kapur dan NaOH. Kapur digunakan untuk menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan bersifat basa sehingga memudahkan penggumpalan, sedangkan NaOH ditambahkan untuk menjaga pH sekitar 6,5-7,5.
6. **Sand Filter** : Setelah proses koagulasi dan flokulasi air dialirkan menuju *sand filter* untuk menyaring *suspended solid* tersisa.
7. **Filtered Water Storage Tank** : Tangki penampung air bersih ini digunakan untuk menampung enampung air bersih sementara keluaran dari *sand filter* sebelum didistribusikan dan diolah lebih lanjut untuk memenuhi kebutuhan air.
8. **Klorinasi** : Menambahkan kaporit untuk sterilisasi air dengan membunuh kuman, bakteri, jamur dan mikroorganisme lainnya pada air sebelum diolah untuk air minum. Setelah proses klorinasi air ditampung dalam tangki penyimpanan air bersih.
9. **Cooling Tower** : *Cooling tower* digunakan untuk menghasilkan air dingin yang akan digunakan sebagai pendingin pada alat-alat proses dengan menggunakan udara untuk media pendingin air. Air awal (*initial water*) yang digunakan dalam *cooling tower* berasal dari *filtered water storage tank* dengan suhu sekitar 45°C, kemudian dialirkan ke bagian atas *cooling tower* melalui *distributor*. Di dalam *cooling tower*, air mengalami penguapan (evaporasi) dan mengalir ke bawah melalui saluran (*swirl*). Selama proses ini, terjadi pelepasan panas laten,

menyebabkan sebagian air menguap ke udara. Untuk menggantikan air yang hilang akibat penguapan tersebut, diperlukan *make-up water*, yang juga diambil dari *filtered water storage tank*. Jumlah air make-up yang ditambahkan disesuaikan dengan volume air yang menguap agar keseimbangan perpindahan panas antara udara dan air tetap terjaga. Setelah proses pendinginan, suhu air turun hingga sekitar 30°C.

10. **Demineralisasi** : Air untuk umpan *boiler* dan produksi *steam water* tidak cukup hanya bersih saja, tapi harus murni terbebas dari kandungan mineral terlarut. Menghilangkan ion terlarut tersebut dilakukan melalui proses pertukaran ion. Proses demineralisasi dilakukan dengan alat kation *exchanger* dan anion *exchanger*.
11. **Deaerator** : Alat *deaerator* digunakan untuk menghilangkan O₂ dan CO₂ serta memanaskan air untuk boiler. Air hasil demineralisasi dipompa menuju *deaerator*, kemudian ditambahkan hidrazin (N₂H₄) yang berfungsi untuk mengikat oksigen terlarut di dalam air. Proses ini penting untuk mencegah terjadinya korosi pada pipa-pipa (*tube*) dalam *boiler*. *Deaerator* berperan dalam memanaskan air yang berasal dari unit penukar ion (*ion exchanger*) dan kondensat bekas, sebelum digunakan sebagai air umpan boiler. Di dalam alat ini, air dipanaskan hingga mencapai 90°C guna menghilangkan gas-gas terlarut seperti oksigen (O₂) dan karbon dioksida (CO₂) yang dapat menimbulkan reaksi kimia merugikan. Gas-gas tersebut bisa membentuk endapan atau kerak pada permukaan pipa, yang seiring waktu dapat menyebabkan korosi. Pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang terdapat di dalam *deaerator*.

Reaksi kimia yang terjadi dalam proses ini adalah:



Setelah proses deaerasi selesai, air dialirkan menggunakan pompa untuk digunakan sebagai air umpan *boiler*.

5.2 Unit Pembangkit Uap (*Steam Generator System*)

Unit ini menyediakan kebutuhan steam proses melalui *boiler* jenis *fire tube* dengan kapasitas 2283,6525 kg/jam. Boiler ini dilengkapi dengan sistem pelindung otomatis seperti *safety valve*, unit *economizer*, dan perlengkapan pengaman lainnya. Air umpan yang berasal dari unit pengolahan air (*water treatment plant*) terlebih dahulu diatur kandungan senyawanya, seperti silika, oksigen (O_2), kalsium (Ca), dan magnesium (Mg), dengan cara menambahkan bahan kimia ke dalam tangki air umpan *boiler* (*boiler feed water tank*). pH air juga diatur pada kisaran 10,5–11,5, karena pada pH terlalu tinggi dapat menimbulkan sifat korosif yang berbahaya bagi sistem *boiler*. Sebelum masuk ke *boiler*, air dialirkan terlebih dahulu ke *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas buang hasil pembakaran batubara. Di *economizer*, suhu air dinaikkan hingga 200°C.

Setelah itu, air dialirkan ke *boiler*, di mana panas dari pembakar (*burner*) dipindahkan melalui lorong api (*fire tubes*) dan dinding *boiler*. Proses ini menyebabkan air mendidih dan menghasilkan uap air (*steam*) yang kemudian dikumpulkan hingga mencapai tekanan 10 bar. Uap tersebut kemudian dialirkan ke steam heater sebelum didistribusikan ke unit-unit proses di pabrik.

5.3 Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Sumber listrik utama pabrik asam borat ini yaitu berasal dari Perusahaan Listrik Negara (PLN), tapi juga dilengkapi generator dengan kapasitas 1.168,72 kW sebagai cadangan. Rincian kebutuhan listrik untuk pabrik asam borat adalah sebagai berikut:

1) Kebutuhan Listrik Alat Proses

Kebutuhan listrik alat proses dapat dilihat pada Tabel 5.7 sebagai berikut:

Table 5.7 Kebutuhan listrik alat proses

Jenis Alat	Kode Alat	Hp	Watt
<i>Mixer</i>	M-01	60,00	44.742,00
RATB	R-01	25,00	18.642,50
RATB	R-02	15,00	11.185,50
Crystalizer	CR-01	20,00	14.914,00
<i>Centrifuge</i>	CF-01	125,00	93.212,50
<i>Rotary Dryer</i>	RD-01	14,48	10.794,97
Pompa 1	P-01	5,00	3.728,50
Pompa 2	P-02	1,00	745,70
Pompa 3	P-03	5,00	3.728,50
Pompa 4	P-04	60,00	44.742,00
Pompa 5	P-05	45,00	33.556,50
Pompa 6	P-06	45,00	33.556,50
Pompa 7	P-07	5,00	3.728,50
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,8	596,56
<i>Screw Conveyor</i>	SC-02	0,43	320,65
<i>Screw Conveyor</i>	SC-03	0,43	320,65
<i>Bucket Elevator</i>	BE-01	0,05	37,29
<i>Bucket Elevator</i>	BE-02	0,05	37,29
Blower	BLW-01	5	3.728,50
Total		432,24	322.318,61

Sehingga total kebutuhan listrik alat proses adalah 322.318,61 Watt atau 322,32 kW.

2) Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Kebutuhan listrik alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 5.8 sebagai berikut:

Table 5.8 Kebutuhan listrik alat utilitas

Jenis Alat	Kode Alat	Hp	Watt
Klarifier	KL-01	3	2237,1
Tangki Klorinsi	TU-05	1	745,7
Cooling Tower	CT-01	5	3728,5
Pompa	PU-01	20,0000	14914
Pompa	PU-02	20,0000	14914
Pompa	PU-03	15,0000	11185,5
Pompa	PU-04	20,0000	14914
Pompa	PU-05	20,0000	14914
Pompa	PU-06	20,0000	14914
Pompa	PU-07	20,0000	14914
Pompa	PU-08	0,5000	372,85
Pompa	PU-09	20,0000	14914
Pompa	PU-10	20,0000	14914
Pompa	PU-11	20,0000	14914
Pompa	PU-12	20,0000	14914
Pompa	PU-13	0,5000	372,85
Pompa	PU-14	0,5000	372,85
Pompa	PU-15	2,0000	1491,4
Total		227,5	169646,75

Sehingga total kebutuhan listrik alat utilitas adalah 169.646,75 Watt atau

169,64675 kW.

3) Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

Kebutuhan listrik alat penunjang dapat dilihat pada Tabel 5.9 sebagai berikut:

Table 5.9 Kebutuhan listrik alat penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Listrik AC	81,7
	Listrik Penerangan	81,7
2	Labortaorium dan bengkel	81,7
3	Instrumentasi	135,29
4	Perumahan	15
Total		395,39

Sehingga total kebutuhan listrik alat penunjang adalah 395.390 watt atau 395,39 kW.

Berdasarkan total perhitungan yang telah dilakukan, diperoleh total kebutuhan listrik pada pabrik *Boric Acid* kapasitas 45.000 ton/tahun dapat dilihat pada Tabel 5.10 sebagai berikut:

Table 5.10 Total Kebutuhan listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Proses	354,552
	Utilitas	186,604
2	Listrik Ac	81,17
	Listrik Penerangan	81,17
3	Laboratorium dan Bengkel	81,17

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
4	Instrumentasi	135,29
5	Perumahan	15
Total		934,98

Maka Kebutuhan listrik secara keseluruhan pada prarancangan pabrik *Boric Acid* ini digunakan faktor keamanan sebesar 20% sehingga total kebutuhan tenaga listrik sebesar 934,98 kW atau sama dengan 935 kW.

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

Unit penyedia udara tekan berfungsi memenuhi kebutuhan udara tekan untuk mengoperasikan instrumen-instrumen kontrol. Unit ini menyediakan udara tekan bersih pada tekanan 5,5 bar dengan laju alir 16,31 m³/jam untuk sistem kontrol dan instrumen.

5.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini diadakan untuk menyediakan bahan bakar kebutuhan pabrik. Bahan bakar berupa solar, dan digunakan kebutuhan untuk boiler adalah 219,3454 liter/jam, dan untuk generator 60,38 liter/jam.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Pabrik menghasilkan limbah cair yang harus diolah sebelum dibuang ke lingkungan. Parameter air buangan sesuai PP No. 82 Tahun 2001, antara lain:

COD : Maksimal 100 mg/L

BOD : Maksimal 12 mg/L

TSS : Maksimal 80 mg/L

Minyak : Maksimal 5 mg/L

pH : 6,5 – 8,5

Berikut adalah beberapa jenis limbah tersebut dan pengolahannya:

1. Limbah Air Proses

Limbah cair keluaran dari centrifuge adalah $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$, Na_2SO_4 , Na_2CO_3 , Fe, H_2SO_4 , NaCl dan H_2O yang akan masuk dalam unit pengolahan limbah, dan Na_2SO_4 yang akan dijual kepada perusahaan yang membutuhkan natrium sulfat di daerah sekitar.

2. Air Buangan Sanitasi

Air ini berasal dari toilet, perumahan, kantor, dll. Diolah dengan lumpur aktif, aerasi, dan klorinasi.

3. Air Utilitas

Air utilitas harus diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia sisa dari proses. Diolah melalui treatment fisik seperti penyaringan dan pengendapan, kimia seperti penambahan bahan kimia untuk penetralan dan kontrol pH, serta treatment biologis

Diagram alir utilitas dapat dilihat pada Gambar 5.1.

Keterangan:	
1. PU: Pompa Utilitas	14. TU-06: Tangki Air Bersih
2. FU-01: <i>Screener</i>	15. TU-07: Tangki Air Bertekanan
3. FU-02: <i>Sand Filter</i>	16. TU-08: Tangki H ₂ SO ₄
4. BU-01: Bak Sedimentasi	17. TU-09: Tangki Kation <i>Exchanger</i>
5. BU-02: Bak Pengendapan II	18. TU-10: Tangki NaOH
6. BU-03: Bak Penampung Sementara	19. TU-11: Tangki Anion <i>Exchanger</i>
7. BU-04: Bak Air Pendingin	20. TU-12: Tangki Umpan Boiler
8. KL-01: Klarifier	21. TU- 13: Tangki N ₂ H ₄
9. TU-01: Tangki Flokulator	22. DE-01: <i>Deaerator</i>
10. TU-02: Tangki Larutan Alum	23. CT-01: <i>Cooling Tower</i>
11. TU-03: Tangki CaOH	24. BL-01: <i>Blower Cooling Tower</i>
12. TU-04: Tangki Kaporit	25. BO-01: <i>Boiler</i>
13. TU-05: Tangki Klorinsi	

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam suatu prarancangan pabrik, analisis ekonomi sangat penting dilakukan untuk menilai apakah investasi yang dilakukan dalam kegiatan produksi layak secara finansial. Analisis ini bertujuan untuk mengidentifikasi seberapa cepat modal investasi dapat kembali dan menentukan titik impas (*break even point*), yakni saat pendapatan yang diperoleh setara dengan total biaya produksi. Dengan demikian, dapat diketahui apakah proyek pabrik tersebut menarik dari sisi investor. Selain itu, analisis ini juga memberikan gambaran apakah pendirian pabrik berpotensi menghasilkan keuntungan dan layak secara ekonomis.

Dalam evaluasi kelayakan ekonomi, beberapa indikator utama yang digunakan antara lain:

1. *Return On Investment (ROI)*

ROI merupakan indikator yang menggambarkan tingkat keuntungan tahunan dibandingkan dengan modal yang telah diinvestasikan.

2. *Pay Out Time (POT)*

POT adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan seluruh investasi modal dari keuntungan bersih tahunan.

3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

DCFR menunjukkan tingkat keuntungan tahunan yang dihitung berdasarkan nilai investasi yang belum kembali selama umur proyek. Nilai DCFR juga menunjukkan tingkat suku bunga maksimum yang memungkinkan proyek membayar pinjaman beserta bunga selama masa operasinya.

4. *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah titik di mana total pendapatan sama dengan total biaya, sehingga tidak ada keuntungan maupun kerugian.

5. *Shut Down Point (SDP)*

SDP menunjukkan batas minimum produksi dimana biaya variabel melebihi pendapatan yang dihasilkan, atau saat aktivitas produksi tidak lagi menguntungkan dan perlu dihentikan.

Sebelum melakukan analisis terhadap kelima parameter di atas, diperlukan beberapa estimasi awal, seperti:

- **Penentuan Modal Industri (*Fixed Capital Investment*)**

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

- **Estimasi Total Biaya Produksi (*Total Production Cost*)**

- a. Biaya manufaktur (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya umum (*General Expenses*)

- **Pendapatan modal perkiraan untuk mengetahui titik impas, yang mencakup:**

- a. Biaya tetap tahunan (*Fixed Cost Annual*)
- b. Biaya variabel tahunan (*Variable Cost Annual*)
- c. Biaya regulasi tahunan (*Regulated Cost Annual*)

6.1 Penaksiran Harga

Dalam proses perancangan pabrik, diperlukan estimasi biaya peralatan agar diperoleh gambaran mengenai total investasi awal yang dibutuhkan. Namun, harga peralatan industri mengalami fluktuasi dari tahun ke tahun seiring dengan perubahan kondisi ekonomi global. Untuk itu, penyesuaian harga berdasarkan indeks harga tahunan perlu dilakukan agar estimasi harga menjadi relevan dengan tahun rencana pendirian pabrik.

Pada studi ini, harga alat diestimasi untuk tahun 2030, sehingga perlu diketahui Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) pada tahun tersebut. Data indeks dari tahun 1963 hingga 2000 (sumber: www.chemengonline.com/pci) digunakan untuk membentuk model regresi linier yang menggambarkan hubungan antara tahun dan indeks harga. Hasil regresi tersebut diperoleh sebagai berikut:

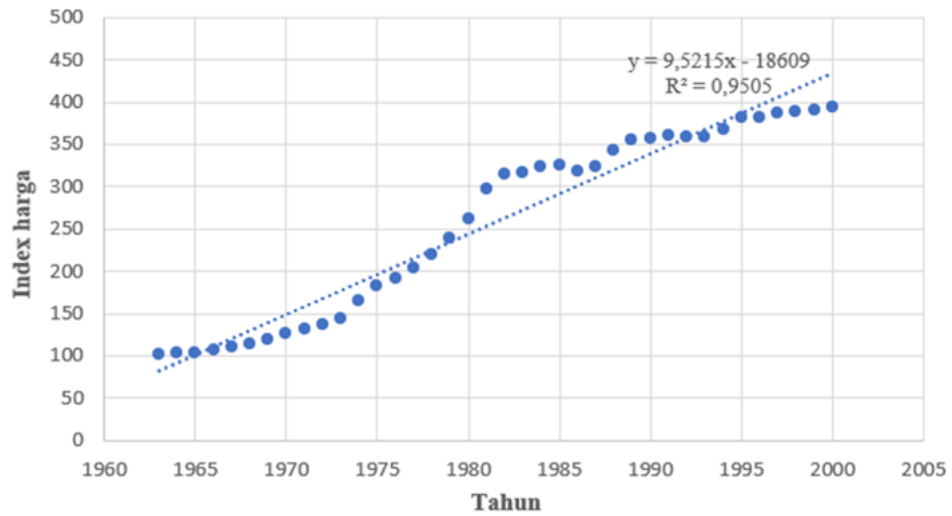


Figure 6.1 Grafik hubungan antara tahun dengan indeks harga

Dari hasil grafik kenaikan index tiap tahun, dengan asumsi kenaikan linear, didapatkan persamaan :

$$y = 9,5215x - 18609$$

Keterangan:

y = nilai indeks harga

x = tahun

Dengan memasukkan x=2030, diperoleh:

$$y = 9,5215 \times 2030 - 18609$$

$$= 719,645$$

Jadi, indeks harga untuk tahun 2030 diperkirakan sebesar 719,645.

Untuk menyesuaikan harga alat dari tahun referensi ke tahun rencana, dapat digunakan rumus persamaan sebagai berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Keterangan:

Ex = harga peralatan pada tahun yang dituju (2030)

Ey = harga peralatan pada tahun referensi (misal 2014)

Nx = indeks harga tahun yang dituju (2030)

Ny = indeks harga tahun referensi (2014)

Jika alat yang dibutuhkan memiliki kapasitas berbeda atau tidak ada spesifikasinya dari referensi, maka harga disesuaikan menggunakan persamaan skala kapasitas berikut:

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6}$$

Keterangan:

Eb = harga alat untuk kapasitas baru

Ea = harga alat pada kapasitas referensi

Cb = kapasitas alat yang diinginkan

Ca = kapasitas alat referensi

Eksponen 0,6 digunakan sebagai pendekatan umum untuk peralatan proses (disebut juga *six-tenths rule*)

Nilai eksponen dapat berbeda tergantung jenis peralatan dan bisa diperoleh dari literatur seperti *Peters & Timmerhaus “Plant Design and Economic for Chemical Engineering”, 3th edition*. atau *Aries & Newton*. Setelah penyesuaian dengan indeks dan kapasitas, harga alat terbaru dapat dihitung secara lebih akurat sesuai kondisi ekonomi pada saat pabrik akan didirikan.

Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.2 yang diperoleh referensi dari situs [matche \(www.matche.com\)](http://www.matche.com).

Table 6.1 Harga Alat Proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Tangki H ₂ SO ₄	T-01	1	567,30	719,645	\$820.900,00	Rp17.076.032.01
Silo Borax	SL-01	1	567,30	719,645	\$546.400,00	Rp11.365.993.29
Silo H ₃ BO ₃	SL-02	1	567,30	719,645	\$99.500,00	Rp2.069.759.027
Mixer	M-01	1	567,30	719,645	\$1.168.600,00	Rp24.308.747.72
Heat Exchanger	HE-01	1	567,30	719,645	\$50.700,00	Rp1.054.641.031
	HE-02	1	567,30	719,645	\$50.700,00	Rp1.054.641.031
	HE-03	1	567,30	719,645	\$55.700,00	Rp1.158.649.023
RATB	R-01	1	567,30	719,645	\$574.100,00	Rp11.942.197.56
	R-02	1	567,30	719,645	\$574.100,00	Rp11.942.197.56
Crystalizer	K-01	1	567,30	719,645	\$437.200,00	Rp9.094.458.760
Centrifuge	CF-01	1	567,30	719,645	\$123.300,00	Rp2.564.837.065

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Rotary Dryer	RD-01	1	567,30	719,645	\$114.700,00	Rp2.385.943.320
Blower	BLW-01	1	567,30	719,645	\$20.800,00	Rp432.673.243
Pompa	P-01	1	567,30	719,645	\$24.200,00	Rp503.398.677
	P-02	1	567,30	719,645	\$24.200,00	Rp503.398.677
	P-03	1	567,30	719,645	\$20.100,00	Rp418.112.125
	P-04	1	567,30	719,645	\$24.200,00	Rp503.398.677
	P-05	1	567,30	719,645	\$24.200,00	Rp503.398.677
	P-06	1	567,30	719,645	\$22.600,00	Rp470.116.120
	P-07	1	567,30	719,645	\$22.600,00	Rp470.116.120
Screw Conveyor	SC-01	1	567,30	719,645	\$5.700,00	Rp118.569.110
	SC-02	1	567,30	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
	SC-03	1	567,30	719,645	\$3.800,00	Rp79.046.073
Bucket Elevator	BE-01	1	567,30	719,645	\$10.600,00	Rp220.496.941
	BE-02	1	567,30	719,645	\$10.600,00	Rp220.496.941

Table 6.2 Harga Alat Utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Screener	FU-01	1	567,301	719,645	\$3.311,00	Rp68.874.091
Bak Pengendapan 1	BU-01	1	567,301	719,645	\$210.800,00	Rp4.384.976.913
Tangki Flokulator	TU-01	1	567,301	719,645	\$132.000,00	Rp2.745.810.970
Tangki Larutan Tawas	TU-02	1	567,301	719,645	\$28.200,00	Rp586.605.071
Tangki Larutan CaOH	TU-03	1	567,301	719,645	\$1.100,00	Rp22.881.758
Klarifier	KL-01	1	567,301	719,645	\$163.900,00	Rp3.409.381.955
Bak Pengendapan 2	BU-02	1	567,301	719,645	\$210.800,00	Rp4.384.976.913
Bak Sand Filter	FU-02	1	567,301	719,645	\$40.500,00	Rp842.464.729
Bak Penampungan Sementara	BU-03	1	567,301	719,645	\$59.200,00	Rp1.231.454.617
Tangki Klorinsi	TU-05	1	567,301	719,645	\$46.500,00	Rp967.274.319
Tangki Penyimpanan Kaporit	TU-04	1	567,301	719,645	\$30.900,00	Rp642.769.386

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
Tangki Air Bersih	TU-06	1	567,301	719,645	\$43.400,00	Rp902.789.364
Tangki Air Bertekanan	TU-07	1	567,301	719,645	\$67.800,00	Rp1.410.348.362
Bak Air Pendingin	BU-04	1	567,301	719,645	\$800,00	Rp16.641.278
Cooling Tower	CT-01	1	567,301	719,645	\$5.900,00	Rp122.729.429
Blower Cooling Tower	BL-01	1	567,301	719,645	\$300,00	Rp6.240.479
Tangki H2SO4	TU-08	1	567,301	719,645	\$51.005,00	Rp1,060.985.519
Tangki Kation Exchanger	TU-09	1	567,301	719,645	\$20.700,00	Rp430.593.084
Tangki NaOH	TU-10	1	567,301	719,645	\$32.700,00	Rp680.645.274
Tangki Anion Exchanger	TU-11	1	567,301	719,645	\$20.700,00	Rp430.593.084
Tangki Umpan Boiler	TU-12	1	567,301	719,645	\$3.300,00	Rp68.645.274
Tangki N2H4	TU-13	1	567,301	719,645	\$67.800,00	Rp1.410.348.362
Deaerator	DE-01	1	567,301	719,645	\$67.400,00	Rp1.142.027.722
Boiler	B-01	1	567,301	719,645	\$276.500,00	Rp5.751.641.919
Pompa 1	PU-01	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 2	PU-02	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 3	PU-03	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 4	PU-04	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 5	PU-05	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
Pompa 6	PU-06	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
Pompa 7	PU-07	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
Pompa 8	PU-08	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
Pompa 9	PU-09	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 10	PU-10	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434
Pompa 11	PU-11	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 12	PU-12	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 13	PU-13	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 14	PU-14	1	567,301	719,645	\$2.200,00	Rp45.763.516
Pompa 15	PU-15	1	567,301	719,645	\$3.400,00	Rp70.725.434

6.2 Dasar Perhitungan

Untuk mendukung analisis ekonomi dalam pendirian pabrik Asam Borat, berikut adalah dasar perhitungan yang digunakan :

1. Kapasitas produksi : 45.000 ton/tahun

2. Waktu operasi : 330 hari
3. Tahun didirikan pabrik : 2030
4. Umur alat : 10 tahun
5. Nilai kurs mata uang : \$1 = Rp 16.398,04

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Capital Investment

Capital Investment mencerminkan total dana yang dibutuhkan untuk membangun dan menjalankan pabrik, yang terdiri dari dua komponen utama:

a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

Fixed Capital Investment merupakan modal tetap yang dialokasikan untuk pengadaan fasilitas pabrik. FCI dibagi menjadi tiga kategori utama:

1. *Physical Plant Cost* (PPC) : meliputi pengadaan, pengiriman, instalasi peralatan, pemipaan, instrumentasi, insulasi, kelistrikan, konstruksi bangunan, serta pengembangan lahan dan halaman.

Table 6.3 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	155.442.412.414,36
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	38.860.603.103,59
3	Instalasi cost	38.860.603.103,59
4	Pemipaan	55.959.268.469,17

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)
5	Instrumentasi	38.860.603.103,59
6	Listrik	23.316.361.862,15
7	Bangunan	96.307.107.438,02
8	Pengembangan Lahan	62.176.964.965,74
9	<i>Service Facilities</i>	46.632.723.724,31
10	<i>Land & Yard Improvement</i>	108.600.000.000,00
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		665.016.648.184,51

2. *Direct Plant Cost (DPC)* : mencakup biaya engineering dan konstruksi, serta tambahan biaya tak terduga.

Table 6.4 Direct Plant Cost (DPC)

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)
1	Teknik	33.250.832.409,23
2	Konstruksi	39.900.998.891,07
3	Biaya tak terduga	42.782.378.372,435
<i>Total DPC</i>		190.630.919.264,19

3. *Total Fixed Capital Investment (FCI)* : merupakan penjumlahan total DPC dan total PPC.

Table 6.5 Fixed Capital Investment (FCI)

No	Type of Capital Investment	Harga (Rp)
1	Total DPC	190.630.919.264,19
2	Total PPC	665.016.648.184,51
Fixed Capital Investment (FCI)		855.647.567.448,70

b. Working Capital Investment (WCI)

Working Capital Investment merupakan modal kerja yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional harian, termasuk pembelian bahan baku, inventori produk dalam proses dan jadi, serta dana cadangan tunai.

Table 6.6 Working Capital Investment (WCI)

No	Type of Expense	Harga (Rp)
1	Raw Material Inventory	Rp141.969.563.563
2	In Process Inventory	29.747.111.710,51
3	Product Inventory	165.261.731.725,05
4	Extended Credit	3.966.281.561.401,20
5	Available Cash	165.261.731.725,05
Working Capital Investment (WCI)		4.468.521.700.097,76

6.3.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost adalah seluruh biaya yang berkaitan langsung maupun tidak langsung dengan proses produksi. Biaya ini dibagi menjadi tiga jenis:

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Biaya langsung yang mencakup bahan baku, tenaga kerja, supervisi, perawatan, utilitas, dan royalti.

Table 6.7 Direct Manufacturing Cost (DMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Raw Material</i>	1.703.634.762.432
2	<i>Labor</i>	13.404.000.000
3	<i>Supervision</i>	2.680.800.000
4	<i>Maintenance</i>	51.338.854.046,92
5	<i>Plant Supplies</i>	7.700.828.107,04
6	<i>Royalty and Patents</i>	231.024.843,21
7	<i>Utilities</i>	50.445.390.364
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>		1.829.435.659.793

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

Biaya tidak langsung seperti overhead karyawan, laboratorium, dan biaya pengemasan serta pengiriman.

Table 6.8 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Payroll Overhead</i>	2.412.720.000

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
2	<i>Laboratory</i>	3.753.120.000
3	<i>Plant Overhead</i>	6.702.000.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp29.603.097.139,48
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>		Rp42.470.937.139

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Biaya tetap tahunan yang tetap dikeluarkan walau pabrik tidak beroperasi, seperti depresiasi, pajak properti, dan asuransi.

Table 6.9 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	77.008.281.070,38
2	<i>Property taxes</i>	25.669.427.023,46
3	<i>Insurance</i>	8.556.475.674,49
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>		111.234.183.768,33

Sehingga didapat total *Manufacturing Cost (MC)*

Table 6.10 Total Manufacturing Cost

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	1.829.435.659.793

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	42.470.937.139
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	111.234.183.768,33
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		1.983.140.780.700,60

6.3.3 Biaya Umum (General Expense)

General Expense adalah biaya operasional non-produksi seperti administrasi, pemasaran, riset, dan keuangan.

Table 6.11 *General Expense*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Administration</i>	99.157.039.035,03
2	<i>Sales expense</i>	297.471.117.105,09
3	<i>Research</i>	99.157.039.035,03
4	<i>Finance</i>	212.966.770.701,86
<i>General Expense (GE)</i>		708.751.965.877,01

Total biaya produksi atau *Total Production Cost* (TPC) dihitung dengan menjumlahkan biaya produksi dan biaya umum:

$$TPC = MC + GE$$

Table 6.12 Total Production Cost

No	Type of Expense	Harga (Rp)
1	Manufacturing Cost (MC)	1.983.140.780.700,60
2	General Expense (GE)	708.751.965.877,01
Total Production Cost (TPC)		2.691.892.746.577,61

6.4 Analisis Keuntungan

a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp2.961.082.021.235,37

Total biaya produksi : Rp2.691.892.746.577,61

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi
: Rp269.189.274.657,76

b. Keuntungan sesudah pajak

Pajak : 25% x Rp269.189.274.657,76

: Rp67.297.318.664,44

Keuntungan: Keuntungan sebelum pajak – pajak
: Rp201.891.955.993,32

6.5 Analisis Kelayakan

Untuk menilai apakah proyek pembangunan pabrik Boric Acid ini layak dilanjutkan, dilakukan analisis kelayakan dengan beberapa parameter keuangan

sebagai berikut:

6.5.1 Return on Investment (ROI)

Return on Investment atau ROI digunakan untuk mengukur seberapa besar keuntungan bersih dibandingkan dengan total modal investasi. Syarat menurut Aries dan Newton, 1955, untuk risiko minimum ROI adalah 11% dan maksimum 44%. ROI dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

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

1. ROI Sebelum pajak (ROIb)

$$ROIb = \frac{Keuntungan\ sebelum\ pajak}{Fix\ capital} \times 100\%$$

$$ROIb = 31,46\%$$

2. ROI Setelah Pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{Keuntungan\ setelah\ pajak}{Fix\ capital} \times 100\%$$

$$ROIa = 23,60\%$$

6.5.2 Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan seluruh investasi awal dari laba bersih tahunan. Menurut Aries dan Newton 1955, syarat POT

sebelum pajak untuk resiko rendah adalah 5 tahun, dan resiko tinggi maksimal 2 tahun. POT dapat dihitung dengan persamaan :

$$POT = \frac{\text{Fix capital investment}}{(\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi})}$$

1. POT Sebelum Pajak

$$POTb = \frac{\text{Fix Capital Investment}}{(\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{depresiasi})}$$

$$POTb = 2,5$$

2. POT Setelah Pajak

$$POTa = \frac{\text{Fix Capital Investment}}{(\text{keuntungan sesudah pajak} + \text{depresiasi})}$$

$$POTa = 3,1$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break even point adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. BEP menunjukkan seberapa besar tingkat kapasitas produksi yang harus dicapai agar pendapatan sama dengan biaya produksi (tanpa untung atau rugi).

Dengan *break even point* kita dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.

BEP dapat dihitung dengan persamaan :

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

Keterangan :

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

Table 6.13 Annual Fixed Cost (Fa)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Depreciation</i>	77.008.281.070,38
2	<i>Property taxes</i>	25.669.427.023,46
3	<i>Insurance</i>	8.556.475.674,49
<i>Fixed Cost (Fa)</i>		111.234.183.768,33

Table 6.14 Annual Regulated Expenses (Ra)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Labor cost</i>	13.404.000.000

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
2	<i>Plant overhead</i>	2.412.720.000
3	<i>Payroll overhead</i>	6.702.000.000
4	<i>Supervision</i>	2.644.800.000
5	<i>Laboratory</i>	3.702.720.000
6	<i>Administration</i>	99.157.039.035,03
7	<i>Sales expense</i>	297.471.117.105,09
8	<i>Research</i>	99.157.039.035,03
9	<i>Finance</i>	212.966.770.701,86
10	<i>Maintenance</i>	51.338.854.046,92
11	<i>Plant supplies</i>	7.700.828.107,04
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		796.744.288.031

Table 6.15 Annual Variable Value (Va)

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)
1	<i>Raw material</i>	1.703.634.762.432
2	<i>Packaging & shipping</i>	29.603.097.139,48
3	<i>Royalties and Patents</i>	231.024.843,21
4	<i>Utilities</i>	50.445.390.364
<i>Variable Cost (Va)</i>		1.783.914.274.778

Table 6.16 Annual Sales Value (Sa)

No	Type of Expense	Harga (Rp)
1	Annual Sales Value	2.961.082.021.235,37
Annual Sales Value (Sa)		2.961.082.021.235,37

Dari data-data di atas maka diperoleh nilai BEP = 56,54%

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi pabrik yang mana biaya untuk mengoperasikan pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut dan membayar sejumlah fixed cost.

Persamaan SDP adalah sebagai berikut:

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

Maka diperoleh hasil SDP = 38,59%

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi keuntungan pabrik dengan cara *Discounted Cash Flow* menggunakan nilai uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik tersebut berakhir (*present value*).

Dihitung dengan persamaan:

$$(FC+WC)(1+i)^n = CF[(1+i)^n-1+(1+i)^{n-2}+...+(1+i)+1]+SV+WC$$

Keterangan :

$$R = S$$

$$FC = \text{Fixed Capital}$$

$$CF = \text{Annual Cash Flow (After Profit + taxes + depresiasi inance)}$$

$$I = \text{Discounted cash flow rate}$$

$$n = \text{Umur Pabrik (10 Tahun)}$$

$$\text{Salvage Value} = \text{Depresiasi} = \text{Rp}85.564.756.744,87$$

$$\text{Cash Flow} = \text{Annual profit} + \text{Depresiasi} + \text{Finance}$$

$$= \text{Rp}491.867.007.765,56$$

Discounted cash flow rate dihitung secara trial and error,

$$R = \text{Rp}7.211.154.314.911,16$$

$$S = \text{Rp}7.211.154.314.911,16$$

$$R-S = 0$$

Dari Trial dan error di peroleh :

$$\text{Harga } i = 0,08252$$

Sehingga,

$$\text{DCFR} = 8,25 \%$$

$$\text{Bunga bank Indonesia} = 5,25\%$$

$$\text{DCFRR minimum} = 7,88\%$$

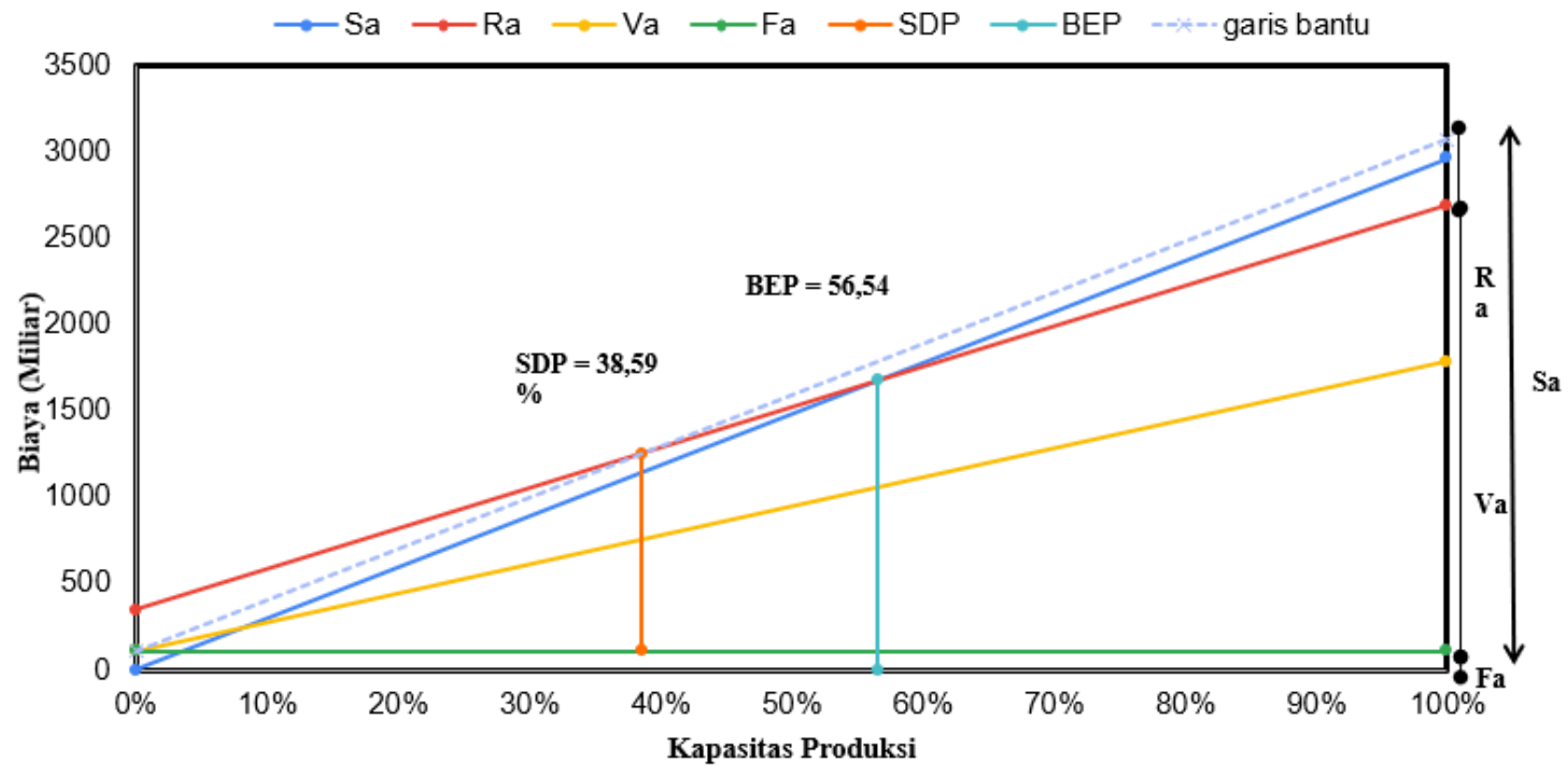


Figure 6.2 Grafik Analisa Kelayakan

6.6 Risiko Pabrik

Table 6.17 Risiko Pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu: 90 °C	✓	
		Tekanan: 1 atm	✓	
2	Bahan baku yang digunakan			
	Na ₂ B ₄ O ₇ .10H ₂ O	Toksisitas: Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : lower 1,70 %	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas: Stabil	✓	
	H ₂ SO ₄	Toksisitas: Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : tidak mudah meledak	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas: tidak stabil		✓
3.	Sifat produk yang dihasilkan			
	H ₃ BO ₃	Toksisitas: Akut		✓
		<i>Explosion limits</i> : Tidak mudah meledak	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas: stabil	✓	
4.	Regulasi Pemerintah	Kebijakan Pemerintah dalam bidang investasi, Pemerintah masih membuka kesempatan investasi bagi industri <i>Boric Acid</i> di Indonesia. Hal ini terlihat dalam Daftar Negatif Investasi (DNI) yang tertuang dalam Keppres No.54 tahun 1993 , bahwa <i>Boric Acid</i> tidak termasuk dalam bidang usaha yang tertutup mutlak bagi penanam modal, sehingga masih terbuka peluang investasi untuk PMDN maupun PMA.	✓	

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
		Berdasarkan Peraturan menteri kesehatan RI No. 722 tahun 1999 tentang persyaratan teknis bahan tambahan pangan bahwa <i>Boric Acid</i> dilarang menjadi bahan tambahan makanan.		✓
5	Keberadaan Pabrik	Belum terdapat pabrik <i>Boric Acid</i> di Indonesia. Sementara di luar negeri terdapat 6 pabrik yang memproduksi <i>Boric Acid</i> , yaitu :		✓
		1. Minera santa rita S.R.L (Argentina)		
		2. Minera Tierra S.A. (Bolivia)		
		3. Quimica e Industrial del Borax L.tda. (Chile)		
		4. Liaodong Peninsula (China)		
		5. Quimica Oquendo S.A (Peru)		
		6. Eti Holding A.S (Turki)		

Melihat parameter pada Tabel 6.17, maka pabrik *Boric Acid* dikategorikan sebagai pabrik dengan risiko rendah (*low risk*).

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa, baik yang ditinjau secara teknis maupun ekonomi, perancangan pabrik Asam Borat diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Pabrik Asam Borat didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, mengurangi ketergantungan impor, memberikan lapangan pekerjaan, dan meningkatkan pertumbuhan ekonomi.
2. Pabrik Asam Borat akan didirikan dengan kapasitas 45.000 ton/tahun, bahan baku pembuatan Asam borat berupa boraks yang diperoleh dengan impor melalui PT. Aneka Kimia Inti, Surabaya serta Asam Sulfat yang diperoleh dari PT. Petrokimia, Gresik.
3. Pabrik akan dijalankan dengan proses reaksi asidifikasi karena memiliki konversi reaksi yang tinggi dibandingkan dengan proses lain, langkah yang dilakukan sederhana dan tidak menghasilkan limbah. Pabrik Asam borat tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
4. Pabrik Asam borat ini akan didirikan pada tahun 2030 di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, kemudahan pemasaran, kemudahan sarana utilitas berupa sumber air, akses transportasi, dan ketersediaan tenaga kerja yang terampil.
5. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh bahwa :

Table 7.1 Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

Parameter Kelayakan	Perhitungan	Standar Kelayakan
Keuntungan		
Keuntungan sebelum pajak	Rp269.189.274.657,76	Pajak 25%
Keuntungan setelah pajak	Rp201.891.955.993,32	
Return on Investment (ROI)		
ROI sebelum pajak	31,46%	Minimal 11% untuk kategori pabrik dengan resiko rendah
ROI setelah pajak	23,60%	
Pay Out Time (POT)		
POT sebelum pajak	2,5	Maksimal 5 tahun untuk kategori pabrik resiko rendah
POT setelah pajak	3,1	
Break Even Point (BEP)	56,54%	40% - 60%
Shut Down Point (SDP)	38,59%	20% - 30%
Discounted Cash Flow Return (DCFR)	8,25%	>1,5 bunga bank = minimum 4,13%

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Borat dari Boraks dan Asam Sulfat dengan kapasitas 45.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

2. Produk asam borat dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat karena belum ada pabrik asam borat di Indonesia
3. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York.
- Badan Pusat Statistik. 2025. *Statistic Indonesia*. www.bps.go.id. Diakses pada 28 September 2024 pukul 15.00 WIB
- Branan, C.P., 1994. *Rules of Thumb for Chemical Engineers*. US Patent: 4,156,654.
- Brown, G G (1977). *Unit Operarions*. CBS, New Delhi
- Brownell, L E. Young, E H. (1959). *Equipment Design*. John Wiley & Sons, Inc. New York
- Burke et al., 1938. *PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF BORIC ACID Filed*. U S Patent US No. 2104009
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Pergamon Press, Oxford.
- Fogler, H.S. 2006. *Elements of Chemical Reaction Engineering*. 4th ed. Pearson Education Inc. Massachusetts.
- Geankoplis, C. J., and Richardson, J. F., 1989, *Transport Process and Unit Operation*, Pergamon Press, Singapore.
- Harahap, F. S. and Lubis, L. T. (2018) “*Analysis of Heavy Metals Distribution in the River Town of Hamasaki’s Rod Padangsidimpuan*”, *Eksakta: Berkala Ilmiah Bidang MIPA (E-ISSN : 2549-7464)*, 19(2)
- Holland, F. A. and Chapman, F. S., 1966, “*Liquid Mixing and Processing in Stirred Tang*”, 1st ed., Reinhold Publishing Co-Chapman & Hall, Ltd., London
- Kern, D.Q., 1965, *Process Heat Transfer*, McGraw Hill Book Company Inc., New York.
- Kum, C., Alkan, M., Kocakerim, M., 1994. *Dissolution kinetics of calcined colemanite in ammonium chloride solution*. Turkey: Universitas Atatiirk

- McCabe, W. L. Smith, J. C. Harriot, P (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill. New York
- Panjaitan, R. R. 2010. *Book of Mineral Industry Surveys*. Berita Litbang industri. 45(3): 22-28.
- Parbuntari, H., Prestica, Y., Gunawan, R., Nurman, M.N., Adella, F., 2018. *Preliminary Phytochemical Screening (Qualitative Analysis)*.
- Pemerintah Republik Indonesia. 2001. Peraturan Pemerintah Nomor 82 Tahun 2001 tentang Pengelolaan Kualitas Air dan Pengendalian Pencemaran Air. Jakarta: Presiden Republik Indonesia
- Perry, R.H. and Green, D.W., 2008, *Perry's Chemical Engineers Hand Book*, 8 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Plant Cost Index*. 2014. www.chemengonline.com/pci. Diakses pada 28 April 2025 pukul 13.00 WIB
- Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott M., 1997, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 6ed, McGraw-Hill, Int. ed., New York.
- Timmerhaus, K D (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers fifth Editions*. McGraw-Hill. Colorado
- Treybal (1981). *Mass – Transfer Operations*. McGraw-Hill. Singapore
- Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed, Butterworths Series in Chemical Engineering, USA.
- Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill, Kogakusha, Ltd., Tokyo

LAMPIRAN A

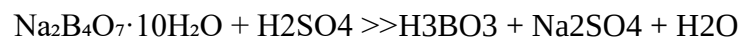
PERANCANGAN REAKTOR

Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Kondisi Operasi	: Suhu = 90°C
Kondisi Operasi	: Tekanan = 1 atm
	: Konversi = 75%
	: Reaksi Eksotermis
	: Kontinyu
Fase	: Cair-cair
Bahan Material	: <i>Stainless stell SA-167 Grade 3 type 304</i>

A. REAKTOR 1

1. Neraca Massa (R-01)

Reaksi yang terjadi di reaktor :



Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	8,528	0	2.132
Na ₂ CO ₃	31,96	0	31,96
Na ₂ SO ₄	17,13	0	2.395

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
NaCl	2,96	0	2,96
Fe	1,69	0	1,69
H ₂ O	2.054	22,10	3.583
H ₂ SO ₄	0	2188	546,93
H ₃ BO ₃	0	0	4.152
Total	12.846		12.846

2. Densitas

Densitas komponen pada suhu 90°C = 363,15 K

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Input (kg/jam)	Fraksi massa	Densitas campuran (kg/m ³)
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	1730	8.528	0,6639	1.148
Na ₂ CO ₃	2540	31,96	0,0025	6,32
Na ₂ SO ₄	2445	17,13	0,0013	3,26
NaCl	1903	2,96	0,0002	0,44
Fe	7915	1,69	0,0001	1,04
H ₂ O	966	2.076	0,1616	156,09
H ₂ SO ₄	1752	2.188	0,1703	298,36
Total	19251	12.846	1	1.614

3. Desain Equation

a. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$F_v = \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$\text{Massa umpan} = 12.846 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1.614 \text{ kg/m}^3$$

$$F_v = 7,96 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$F_v = 7.959 \text{ L/jam}$$

b. Menghitung Konsentrasi Umpan

Borax $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$

$$C_{ao} = \frac{na}{F_v}$$

$$na = 22,32 \text{ kmol/jam}$$

$$F_v = 7.959 \text{ L/jam}$$

$$C_{ao} = 0,0028 \text{ kmol/L}$$

$$CA = C_{Ao} \times (1 - x)$$

$$X = 75\%$$

$$CA = 0,7012 \text{ mol/L}$$

Asam sulfat H_2SO_4

$$C_{bo} = \frac{nb}{F_v}$$

$$nb = 22,32 \text{ kmol/jam}$$

$$F_v = 7.959 \text{ L/jam}$$

$$C_{bo} = 0,0028 \text{ kmol/L}$$

$$CA = CA_o \times (1 - x)$$

$$X = 75\%$$

$$CB = 0,7012 \text{ mol/L}$$

c. Menghitung Waktu Tinggal

$$t = \frac{V}{F_v}$$

$$\text{Waktu tinggal } t = 0,3 \text{ jam}$$

$$= 18 \text{ menit}$$

d. Menentukan Volume Reaktor

$$V = \frac{F_v(CA_o - CA)}{(-r_A)}$$

$$-r_A = k * CA * CB$$

$$-r_A = 15,076 \text{ mol/L.jam}$$

$$V = 4.154 \text{ L}$$

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan (overdesign) sebesar 20% sehingga volume reaktor menjadi:

$$\text{Volume reaktor} = 1,2 \times 4.154 \text{ L}$$

$$\text{Volume reaktor} = 4.985 \text{ L}$$

e. Menghitung Dimensi Reaktor

Ditetapkan : $D=H$

Dimana:

$$\text{Diameter reaktor} = 1,851 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi reaktor} = 1,851 \text{ m}$$

1) Menghitung Volume Dish

The volume in cubic feet of heads having *icr* equal to 6% of the outside diameter (not including the straight-flange portion) is approximately equal to:

$$V = 0.000049d_i^3 \quad (5.11)$$

where d_i = inside diameter of vessel, inches

V = volume of torispherical dished head to straight flange, cubic feet

(Brownell, pg.88)

$$V_{\text{dish}} = 0,0003 \text{ m}^3$$

2) Menghitung Volume sf

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 S f$$

$$V_{sf} = 0,0009 \text{ m}^3$$

3) Menghitung Volume Head

$$V_h = V_{dish} + V_{sf}$$

$$V_{head} = 0,003 \text{ m}^3$$

4) Menghitung Volume Reaktor Total

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical flanged and dished head.

$$\text{Volume reaktor total} = \text{Volume reaktor} + 2 \cdot V_h$$

$$\text{Volume head} = 0,003 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor total} = 4,9872 \text{ m}^3$$

5) Menghitung Volume Bottom

$$V_{bottom} = 0,5 \times V_h$$

$$V_{bottom} = 0,0013 \text{ m}^3$$

6) Menghitung Volume Cairan

$$V_{cairan} = V_{shell} - V_{bottom}$$

$$V_{cairan} = 4,9834 \text{ m}^3$$

7) Menghitung Tinggi Cairan

Let D = diameter of the vessel, feet
 H = height of the vessel, feet
 V = volume of the vessel, cubic feet = $\frac{\pi D^2(H)}{4}$ (Brownell, pg. 41)

$$h_{cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h_{cairan} = 1,8524 \text{ m}$$

f. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

ts : Tebal shell (in)

P : Tekanan dalam tangki (psia)

F : Allowable stresses (18,750 psi)

ri : Jari-jari dalam storage (in)

E : Efisiensi pengelasan (80% joint efisiensi)

C : Faktor korosi (0,125 in)

$$ts = \frac{Pd ri}{fE - 0,6Pd} + C$$

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,1805 in, sehingga tebal shell standar: 0,1875 in (3/16 in).

g. Menghitung Diameter Luas Reaktor (OD)

OD : Diameter luar, in

ID : Diameter dalam, in

ts : Tebal shell, m

icr : Inside corner radius. in

r : Radius of dish. in

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell (1959), maka diambil OD standar:

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
$\frac{3}{16}$														
$\frac{1}{4}$														
$\frac{5}{16}$	$4\frac{3}{4}$	78	$5\frac{1}{8}$	84	$5\frac{1}{2}$	90	$5\frac{7}{8}$	96	$6\frac{1}{4}$	96	$6\frac{1}{2}$	102	$6\frac{3}{4}$	108
$\frac{3}{8}$	$\uparrow$	78	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	90	$\uparrow$	96	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	102	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{7}{16}$	$\uparrow$	78	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	84	$\uparrow$	90	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{1}{2}$	$\uparrow$	72	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{5}{8}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{3}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$\frac{7}{8}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
1	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	84	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	96	$\uparrow$	102	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{1}{8}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	78	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	90	$\uparrow$	96	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{1}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	90	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{3}{8}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	84	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{1}{2}$	$4\frac{3}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{5}{8}$	$4\frac{3}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{3}{4}$	$5\frac{1}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$1\frac{7}{8}$	$5\frac{3}{8}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
2	6	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$2\frac{1}{8}$	$6\frac{3}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$2\frac{1}{4}$	$7\frac{1}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
$2\frac{3}{4}$	$8\frac{1}{4}$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$	$\uparrow$
3	9	72	9	78	9	84	9	84	9	90	9	96	9	102

OD = 78 in

icr = 4,75 in

r = 78 in

h. Perancangan Dimensi Head

1) Spesifikasi

Bentuk : Torispherical Flanged and Dished Head

Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 3

Alasan :

- Bisa digunakan untuk reaktor yang beroperasi dengan tekanan hingga 15 bar
- Lebih ekonomis dibandingkan dengan bentuk head lainnya
- Mudah untuk dibuat

2) Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_o/r_i}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{pr_o W}{2fE - 0.2p} + c \quad (7.77)$$

where W = stress-intensification factor for torispherical dished heads
 c = corrosion allowance, inches

(Brownell and Young, 1959. Pg. 138)

$$w = 0,8117 \text{ in}$$

$$th = 0,1875 \text{ in}$$

3) Menghitung Tinggi Head

b : Dept of dish (inside), in

OA : Overall dimension (tinggi head), in

sf : Straight flange

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - (icr) \\ BC &= r - (icr) \\ AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\ OA &= t + b + sf \end{aligned}$$

(Brownel & Young, 1959, pg.87)

$$b = 11,963 \text{ in}$$

$$OA = 14,150 \text{ in}$$

$$AB = 31,969 \text{ in}$$

$$BC = 73,250 \text{ in}$$

$$AC = 66,037 \text{ in}$$

4) Menghitung Total Tinggi Reaktor

$$H_{reaktor} = 2h_{head} + h_{shell}$$

Hreaktor = 2,570 m

i. Menghitung Dimensi Pengaduk

1) Spesifikasi

Jenis : Flat six blade open turbine impeller

Buffle : 4 buah

2) Ukuran Pengaduk

POWER CONSUMPTION OF AGITATORS											
Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z}{D_i}$	$\frac{Z}{D_i}$	Baffles	No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z}{D_i}$	$\frac{Z}{D_i}$	Baffles
Turbine with 6 flat blades. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.17	1	Paddle with 2 blades. 	4.35	4.3	0.29	3
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	2	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.04	4	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0
Same as No. 1, $\alpha = 1$, $\beta = 40$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	14*	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4
Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	3	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$.	1.1	0.5	0.19	0
Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	5	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$.	1.1	0.4	0.10	0
Radial turbine with deflector ring. 				0	7	9	Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4
Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring.	2.4	0.74	0.9	0	11	6	Same as No. 15, $\alpha = 1.7$, $\beta = 18$.	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0
Similar to No. 11, but not identical.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0	12	7	Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$.	16			3
Same as No. 12, but no deflector ring.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	13	Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$.	9.6			3
Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	9	Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$, $\alpha = 2.3$, $\beta = 18$.	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0

Dt = 1,8515 in

Diameter pengaduk (Di) = Dt/3 = 0,6172 m

Tinggi pengaduk (W) = Di/5 = 0,1234 m

Lebar pengaduk (L) = Di/4 = 0,02469 m

Lebar baffle (B) = Dt/12 = 0,1543 m

Jarak pengaduk dengan dasar tangka = Di*1 = 0,6172 m

Tinggi cairan (ZL) = 1,8524 m

Jumlah baffle = 4 buah

Jumlah impeller = 1 buah

j. Menghitung Power Pengaduk

1) *Specific Gravity*

sg = 1,6140

WELH = 2,989 m

$$\frac{WELH}{2 DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 DI}}$$

Jumlah putaran (N) = 155 rpm

2) Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Di^5}{g}$$

P = 25 hp

4. NERCA PANAS REAKTOR

Komponen	Masuk ΔH in (kJ/ jam)	Keluar ΔH out (kJ/ jam)
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	271,06	67,76395988
Na ₂ CO ₃	957,59	957,5859446

Komponen	Masuk ΔH in (kJ/ jam)	Keluar ΔH out (kJ/ jam)
Na ₂ SO ₄	1.803,42	252165,0235
NaCl	273,49	273,4889359
Fe	119,47	119,472314
H ₂ O	581.436,52	1003375,153
H ₂ SO ₄	408.179,35	102044,8384
H ₃ BO ₃	-	465482,7582
ΔH Reaksi	-	80,750
Q Pendingin	831.526	-
Total	1.824.567	1.824.567

Q out > Q in, sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan adalah air

$$T_1 = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 45^{\circ}\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

Kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 13.256,69 \text{ kg/jam}$$

$$m = 29.226 \text{ lb/jam}$$

5. Pendingin

1) Menghitung ΔT LMTD

$$T_{h \text{ in}} = 90^{\circ}\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{h \text{ out}} = 90^{\circ}\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 254^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 527^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Nilai viskositas campuran } (\mu_{\text{campuran}}) = 0,9122 \text{ cP}$$

$$\text{Nilai UD untuk Heavy Organics sebesar } 5\text{-}75 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Maka dipilih UD} = 75 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{F}$$

2) Menentukan jenis pendingin

$$\text{Luas Perpindahan panas A} = 23 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas selubung A} = 190 \text{ ft}^2$$

Jika luas transfer panas (A) < luas selubung maka menggunakan pendingin jaket

3) Menghitung dimensi jaket pendingin

$$\text{ID jaket} = \text{OD Shell} + 2 \cdot T_J$$

$$\text{ID jaket} = 82 \text{ in}$$

4) Menghitung tebal jaket

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

$$P \text{ operasi} = 14,696 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 22,730 \text{ psi}$$

$$ts \text{ hitung} = 0,17702 \text{ in}$$

ts standarisasi = standar adalah 3/16 atau 0,1875 in

5) Menghitung tebal *head* jaket

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c \quad (7.77)$$

where W = stress-intensification factor for torispherical dished heads
 c = corrosion allowance, inches

(Brownell and Young, 1959. Pg. 138)

$$P = P_{\text{desain}} - P_{\text{lingkungan}}$$

$$P = 8,034 \text{ psi}$$

$$W = 0,81175$$

$$t_h = 0,12605 \text{ in}$$

$$t_{h\text{standar}} = 0,1875 \text{ in}$$

6) Menghitung tinggi *head* jaket

Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = r + b + sf$$

(Brownel & Young, 1959, pg.87)

$$a = 41,813 \text{ in}$$

$$b = 14,177 \text{ in}$$

$$AB = 36,688 \text{ in}$$

$$BC = 78,875 \text{ in}$$

$$AC = 69,823 \text{ in}$$

$$OA_{\text{head}} = 16,364 \text{ in}$$

7) Menghitung tinggi total jaket

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cairan}} + H_{\text{head}}$$

$$H \text{ cairan} = 72,929 \text{ in}$$

$$H \text{ head} = 16,364 \text{ in}$$

$$H \text{ total} = 89,294 \text{ in}$$

$$= 2,268 \text{ m}$$

8) Menghitung luas tranfer panas jaket

$$A \text{ jaket} = A \text{ shell} + A \text{ head}$$

$$A \text{ shell} = 23,552 \text{ in}^2$$

$$A \text{ head} = 13,701 \text{ in}^2$$

$$A \text{ tranfer panas jaket} = 37,253 \text{ in}^2$$

$$= 24,034 \text{ m}^2$$

6. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas

Menghitung Koefisien transfer panas pada air dalam (hi).

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{3/4} \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/4} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1) \quad (\text{Kern, 1965. pers 20.1})$$

$$D_i = \text{Diameter (Reaktor, ft)} = 1,851 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 100,758 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas larutan,} = 0,521889 \text{ Btu/lb F}$$

$$D_i = \text{Diameter pengaduk, in} = 24,298 \text{ in}$$

$$N = \text{Kecepatan pengaduk, rph} = 8.813 \text{ rph}$$

k = konduktivitas larutan = 11,999 Btu/jam ft F
 μ = Viskositas campuran = 0,9122 lb/ft jam
 h_i = koefisien perpindahan panas = 688,993 Btu/jam ft² F

Menghitung koefisien koreksi perpindahan panas (h_{io})

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

ID = 78 in

OD = 84 in

H_i = 688,993 Btu/jam ft² F

Maka nilai koefisien perpindahan panashio adalah ;

h_{io} = 916,382 Btu/ft².h.F

$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Persamaan 6.5 Kern, Page: 105

H_o = 916,382 Btu/ft².h.F

B. REAKTOR 2

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : Suhu = 90°C

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

: Konversi = 90%

: Reaksi Eksotermis

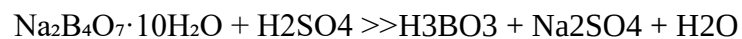
: Kontinyu

Fase : Cair-cair

Bahan Material : *Stainless stell SA-167 Grade 3 type 304*

7. Neraca Massa (R-02)

Reaksi yang terjadi di reaktor



Tabel 1 1 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	2.131,925	213,192
Na ₂ CO ₃	31,960	31,960
Na ₂ SO ₄	2.394,613	3.107,859
NaCl	2,965	2,965
Fe	1,688	1,688
H ₂ O	3.583,326	4.035,384
H ₂ SO ₄	546,934	54,693
H ₃ BO ₃	4.152,231	5.397,900
Total	12.845,641	12.845,641

8. Densitas

Densitas komponen pada suhu 90°C, 363,15 K

Komponen	Densitas (kg/m³)	Input (kg/jam)	Fraksi massa	Densitas campuran (kg/m³)
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	1.730	2.131,9249	0,1660	287,119
Na ₂ CO ₃	2.540	31,9598	0,0025	6,319
Na ₂ SO ₄	2.445	2.394,6126	0,1864	455,740
NaCl	1.903	2,9648	0,0002	0,439
Fe	7.915	1,6884	0,0001	1,040
H ₂ O	966	3.583,3263	0,2790	269,364
H ₂ SO ₄	1.752	546,9336	0,0426	74,589
H ₃ BO ₃	1.435	4.152,2308	0,3232	463,850
Total	20.686	12.846	1	1.558,462

9. Desain Equation

k. Menghitung Kecepatan Alir Volumetrik

$$F_v = \frac{\text{massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$$

Massa umpan = 12.846 kg/jam

ρ campuran = 1.558,462 kg/m³

$F_v = 8,243 \text{ m}^3/\text{jam}$

$F_v = 8.243 \text{ L/jam}$

l. Menghitung Konsentrasi Umpan

Borax $\text{Na}_2\text{B}_4\text{O}_7 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$

$$C_{ao} = \frac{na}{F_v}$$

$$na = 5,58 \text{ kmol/jam}$$

$$F_v = 8.243 \text{ L/jam}$$

$$C_{ao} = 0,0007 \text{ kmol/L}$$

$$CA = C_{Ao} \times (1 - x)$$

$$X = 90\%$$

$$CA = 0,0677 \text{ mol/L}$$

Asam sulfat H_2SO_4

$$C_{bo} = \frac{nb}{F_v}$$

$$nb = 5,58 \text{ kmol/jam}$$

$$F_v = 8.243 \text{ L/jam}$$

$$C_{bo} = 0,0007 \text{ kmol/L}$$

$$CA = C_{Ao} \times (1 - x)$$

$$X = 90\%$$

$$CB = 0,0677 \text{ mol/L}$$

m. Menghitung Waktu Tinggal

$$t = \frac{V}{Fv}$$

Waktu tinggal $t = 0,3$ jam

= 18 menit

n. Menentukan Volume Reaktor

$$V = \frac{Fv(CAO - CA)}{(-rA)}$$

$$-rA = k * CA * CB$$

$-rA = 0,146$ mol/L.jam

$V = 4,154$ L

Perancangan reaktor dibuat dengan faktor keamanan (overdesign) sebesar 20% sehingga volume reaktor menjadi:

Volume reaktor = $1,2 \times 4,154$ L

Volume reaktor = 4.985 L

o. Menghitung Dimensi Reaktor

Ditetapkan : $D=H$

Dimana:

Diameter reaktor = 1,851 m

Tinggi reaktor = 1,851 m

8) Menghitung Volume Dish

The volume in cubic feet of heads having *icr* equal to 6% of the outside diameter (not including the straight-flange portion) is approximately equal to:

$$V = 0.000049d_i^3 \quad (5.11)$$

where d_i = inside diameter of vessel, inches

V = volume of torispherical dished head to straight flange, cubic feet

(Brownell, pg.88)

$$V_{\text{dish}} = 0,0003 \text{ m}^3$$

9) Menghitung Volume sf

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 S f$$

$$V_{sf} = 0,0009 \text{ m}^3$$

10) Menghitung Volume Head

$$V_h = V_{\text{dish}} + V_{sf}$$

$$V_{\text{head}} = 0,003 \text{ m}^3$$

11) Menghitung Volume Reaktor Total

Reaktor berbentuk silinder vertical terdiri dari dinding (shell) dan tutup atas serta bawah (head) yang berbentuk torispherical flanged and dished head.

$$\text{Volume reaktor total} = \text{Volume reaktor} + 2 \cdot V_h$$

$$\text{Volume head} = 0,003 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume reaktor total} = 4,9872 \text{ m}^3$$

12) Menghitung Volume Bottom

$$V_{\text{bottom}} = 0,5 \times V_h$$

$$V_{\text{bottom}} = 0,0013 \text{ m}^3$$

13) Menghitung Volume Cairan

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

$$V_{\text{cairan}} = 4,9834 \text{ m}^3$$

14) Menghitung Tinggi Cairan

Let D = diameter of the vessel, feet
 H = height of the vessel, feet
 V = volume of the vessel, cubic feet = $\frac{\pi D^2(H)}{4}$ (Brownell, pg. 41)

$$h_{\text{cairan}} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$h_{\text{cairan}} = 1,8524 \text{ m}$$

p. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

t_s : Tebal shell (in)

P : Tekanan dalam tangki (psia)

F : Allowable stresses (18,750 psi)

r_i : Jari-jari dalam storage (in)

E : Efisiensi pengelasan (80% joint efisiensi)

C : Faktor korosi (0,125 in)

$$t_s = \frac{P d r_i}{(f E - 0.6 P d)} + C$$

Dari hasil perhitungan diperoleh tebal shell adalah 0,1805 in, sehingga tebal shell standar: 0,1875 in (3/16 in).

q. Menghitung Diameter Luas Reaktor (OD)

OD : Diameter luar, in

ID : Diameter dalam, in

ts : Tebal shell, m

icr : Inside corner radius, in

r : Radius of dish, in

Berdasarkan Tabel 5.7 Brownell (1959), maka diambil OD standar:

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
5/16	43/4	78	51/8	84	51/2	90	57/8	96	61/8	96	61/2	102	67/8	108
3/8	78													
7/16	78													
1/2	72													
5/8														
3/4														
7/8														
1														
1 1/8														
1 1/4														
1 3/8														
1 1/2	43/4													
1 5/8	43/8													
1 3/4	51/4													
1 7/8	51/8													
2	6													
2 1/4	63/4													
2 1/2	71/2													
2 3/4	81/4													
3	9	72	9	78	9	84	9	84	9	90	9	96	9	102

OD = 78 in

icr = 4,75 in

r = 78 in

r. Perancangan Dimensi Head

5) Spesifikasi

Bentuk : Torispherical Flanged and Dished Head

Bahan : Stainless Steel SA-167 Grade 3

Alasan :

- a) Bisa digunakan untuk reaktor yang beroperasi dengan tekanan hingga 15 bar
- b) Lebih ekonomis dibandingkan dengan bentuk head lainnya
- c) Mudah untuk dibuat

6) Menghitung Tebal Head

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_2/r_1}) \quad (7.76)$$

$$t = \frac{pr_e W}{2fE - 0.2p} + c \quad (7.77)$$

where W = stress-intensification factor for torispherical dished heads
 c = corrosion allowance, inches

(Brownell and Young, 1959. Pg. 138)

$$w = 0,8117 \text{ in}$$

$$th = 0,1875 \text{ in}$$

7) Menghitung Tinggi Head

b : Dept of dish (inside), in

OA : Overall dimension (tinggi head), in

sf : Straight flange

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = t + b + sf$$

(Brownel & Young, 1959, pg.87)

$$b = 11,963 \text{ in}$$

$$OA = 14,150 \text{ in}$$

$$AB = 31,969 \text{ in}$$

$$BC = 73,250 \text{ in}$$

$$AC = 66,037 \text{ in}$$

8) Menghitung Total Tinggi Reaktor

$$H_{reaktor} = 2h_{head} + h_{shell}$$

$$H_{reaktor} = 2,570 \text{ m}$$

Menghitung Dimensi Pengaduk

3) Spesifikasi

Jenis : Flat six blade open turbine impeller

Baffle : 4 buah

4) Ukuran Pengaduk

POWER CONSUMPTION OF AGITATORS

507

Type of Impeller	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_t}{D_t}$	Baffles No. w/D_t	No.	Ref.	Type of Impeller	$\frac{D_i}{D_t}$	$\frac{Z_i}{D_t}$	$\frac{Z_t}{D_t}$	Baffles No. w/D_t	No.	Ref.		
Turbine with 6 flat blades.  $0.25D_t$ $0.2D_t$	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.17	1	7	Paddle with 2 blades.  $0.25D_t$	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8	3
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	2	7	Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0		16	2
Same as No. 1.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.04	4	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0		20	4
Same as No. 1. $\alpha = 1$, $\beta = 40^\circ$.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		14*	7	Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	10	7
Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	3	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_t$.	1.1	0.5	0.19	0		29	10
Turbine with 6 arrow-head blades. Blade sizes same as No. 1. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	5	7	Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_t$.	1.1	0.4	0.10	0		29	10
Radial turbine with deflector ring. 				0		7	9	Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_t$. 	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	15	7
Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring.	2.4	0.74	0.9	0		11	6	Same as No. 15, $\alpha = 1.7$, $\beta = 18^\circ$.	3.3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		21*	7
Similar to No. 11, but not identical.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	0		12	7	Same as No. 15, but pitch = $1.33D_t$.	16			3	0.05	18	5
Same as No. 12, but no deflector ring.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	13	7	Same as No. 15, but pitch = $1.09D_t$.	9.6			3	0.06	23	5
Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17.	3	2.7-3.9	0.75-1.3	4	0.10	9	7	Same as No. 15, but pitch = $1.05D_t$, $\alpha = 2.3$, $\beta = 18^\circ$.	2.7	2.7-3.9	0.75-1.3	0		27*	7

Dt	= 1,8515 in
Diameter pengaduk (Di)	= Dt/3 = 0,6172 m
Tinggi pengaduk (W)	= Di/5 = 0,1234 m
Lebar pengaduk (L)	= Di/4 = 0,02469 m
Lebar baffle (B)	= Dt/12 = 0,1543 m
Jarak pengaduk dengan dasar tangka	= Di*1 = 0,6172 m
Tinggi cairan (ZL)	= 1,8524 m
Jumlah baffle	= 4 buah
Jumlah impeller	= 1 buah

s. Menghitung Power Pengaduk

3) *Specific Gravity*

sg = 1,6140

WELH = 2,989 m

$$\frac{WELH}{2 DI} = \left(\frac{\pi DI N}{600} \right)^2$$

$$N = \frac{600}{\pi DI} \sqrt{\frac{WELH}{2 DI}}$$

Jumlah putaran (N) = 155 rpm

4) Menghitung Power Pengaduk

$$P = \frac{Np \cdot \rho \cdot Ni^3 \cdot Dt^5}{g}$$

P = 20 hp

10. NERACA PANAS REAKTOR

Komponen	Masuk ΔH in (kJ/ jam)	Keluar ΔH out (kJ/ jam)
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	67,76	6,776
Na ₂ CO ₃	958,09	958,089
Na ₂ SO ₄	252.165,02	327.273,506
NaCl	273,49	273,489
Fe	119,47	119,472
H ₂ O	1.003.375	1.129.957
H ₂ SO ₄	102.044,84	10.204,484
H ₃ BO ₃	465.482,76	605.127,586
ΔH Reaksi	0	80,750
Q Pendingin	249.514	0
Total	2.074.001	2.074.001

Q out > Q in, sehingga diperlukan pendingin. Kebutuhan pendingin yang digunakan adalah air

T1 = 30°C = 303,15 K

T2 = 45°C = 318,15 K

Kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 13.256,69 \text{ kg/jam}$$

$$m = 29.226 \text{ lb/jam}$$

11. PENDINGIN

9) Menghitung ΔT LMTD

$$T_{h \text{ in}} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{h \text{ out}} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ in}} = 30^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{c \text{ out}} = 45^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 254^\circ\text{C}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 527^\circ\text{C}$$

Nilai viskositas campuran (μ_{campuran}) = 0,321 cP

Nilai UD untuk *Heavy Organics* sebesar 5-75 BTU/hr.ft².F

Maka dipilih UD = 75 BTU/hr.ft².F

10) Menentukan jenis pendingin

Luas Perpindahan panas A = 23 ft²

Luas selubung A = 190 ft²

Jika luas transfer panas (A) < luas selubung maka menggunakan pendingin jaket

11) Menghitung dimensi jaket pendingin

ID jaket = OD Shell + 2*TJ

ID jaket = 82 in

12) Menghitung tebal jaket

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6)} + C$$

P operasi = 14,696 psi

P desain = 22,563 psi

ts hitung = 0,17702 in

ts standarisasi = standar adalah 3/16 atau 0,1875 in

13) Menghitung tebal *head* jaket

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{r_c/r_1}) \quad (7.76)$$
$$t = \frac{pr_c W}{2fE - 0.2p} + c \quad (7.77)$$

where W = stress-intensification factor for torispherical
dished heads
c = corrosion allowance, inches

(Brownell and Young, 1959. Pg. 138)

$$P = P_{\text{desain}} - P_{\text{lingkungan}}$$

P = 7,867 psi

$$W = 0,81175 \text{ in}$$

$$th = 0,12605 \text{ in}$$

$$th_{\text{standar}} = 0,1875 \text{ in}$$

14) Menghitung tinggi *head* jaket

Fig. 5.8. Dimensional relationships for flanged and dished heads.

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$OA = r + b + sf$$

(Brownel & Young, 1959, pg.87)

$$a = 41,813 \text{ in}$$

$$b = 14,177 \text{ in}$$

$$AB = 36,688 \text{ in}$$

$$BC = 78,875 \text{ in}$$

$$AC = 69,823 \text{ in}$$

$$OA \text{ head} = 16,364 \text{ in}$$

15) Menghitung tinggi total jaket

$$H_{\text{total}} = H_{\text{cairan}} + H_{\text{head}}$$

$$H \text{ cairan} = 72,929 \text{ in}$$

$$H \text{ head} = 16,364 \text{ in}$$

$$H \text{ total} = 89,294 \text{ in}$$

$$= 2,268 \text{ m}$$

16) Menghitung luas transfer panas jaket

$$A_{\text{jaket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{head}}$$

$$A \text{ shell} = 23,552 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{head}} = 13.701 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{transfer panas jaket}} = 37.253 \text{ in}^2$$

$$= 24,034 \text{ m}^2$$

12. Menghitung koefisien Perpindahan panas

Menghitung Koefisien transfer panas pada air dalam (h_i).

$$\frac{h_i D_i}{k} = 0.36 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{1/6} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/6} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (20.1) \quad (\text{Kern, 1965. pers 20.1})$$

$$D_i = \text{Diameter (Reaktor, ft)} = 1,851 \text{ ft}$$

$$\rho = \text{Densitas campuran} = 97,292 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = \text{Kapasitas panas larutan,} = 0,521889 \text{ Btu/lb F}$$

$$D_i = \text{Diameter pengaduk, in} = 24,298 \text{ in}$$

$$N = \text{Kecepatan pengaduk, rph} = 8.660 \text{ rph}$$

$$k = \text{konduktivitas larutan,} = 11,999 \text{ Btu/jam ft F}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran,} = 0,321 \text{ lb/ft jam}$$

$$h_i = \text{koefisien perpindahan panas} = 469,593 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Menghitung koefisien koreksi perpindahan panas (h_{io})

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$ID = 78 \text{ in}$$

$$OD = 84 \text{ in}$$

$$H_i = 469,593 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$h_{io} = 436,050 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$$

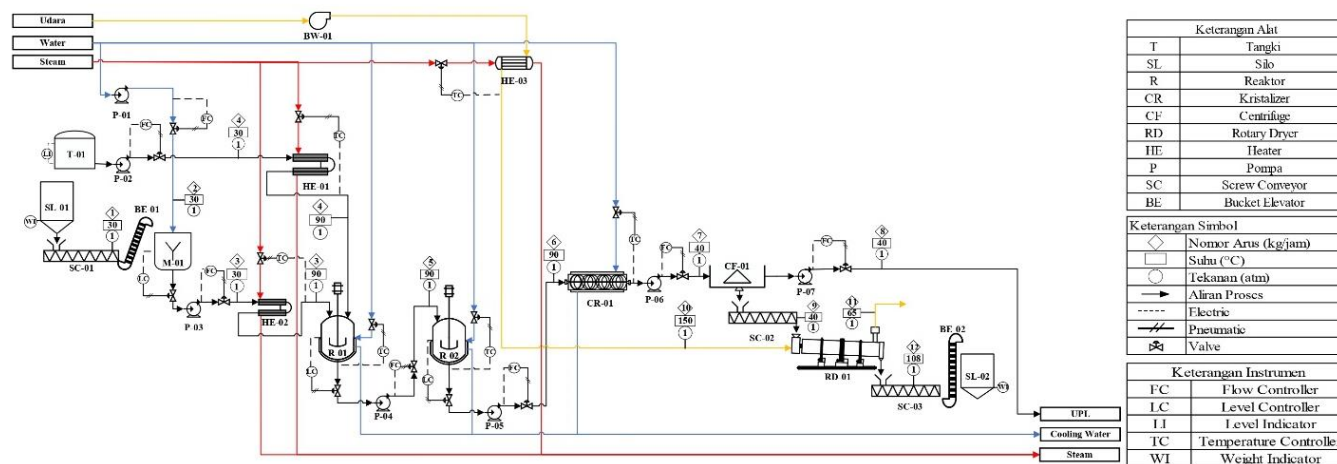
$$h_o = 0.87 \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{c p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4} \quad (\text{Persamaan 6.5 Kern, Page: 105})$$

$$H_o = 825,308 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{F}$$

LAMPIRAN B

PEFD

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK BORIC ACID DARI BORAX DAN ASAM SULFAT DENGAN KAPASITAS 45.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Na ₂ B ₄ O ₇ ·10H ₂ O	8.528		8.528		2131,92	213,19	213,19	213,19				
Na ₂ CO ₃	31,96		31,96		31,96	31,96	31,96	31,96				
Na ₂ SO ₄	17,13		17,13		2.395	3.108	3.108	3.108				
NaCl	2,96		2,96		2,96	2,96	2,96	2,96				
Fe	1,69		1,69		1,69	1,69	1,69	1,69				
H ₂ O		2.054	2.054	22,1	3.583	4.035	4.035	3.632	403,54		119,44	284,1
H ₂ SO ₄				2.188	546,93	54,69	54,69	54,69				
H ₃ BO ₃					4.152	5.398	5.398		5.398			5.398
UDARA PANAS										37.235	37.235	
Total												



JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS
TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS
ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN
PABRIK ASAM BORAT DARI BORAKS DENGAN KAPASITAS
PRODUKSI 45.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :
1. Miftah Farich Farikisna (21521007)
2. Fitriana Zallia (21521115)

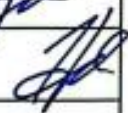
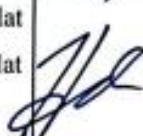
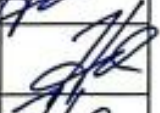
Dosen Pembimbing:
Dr. Anif Hidayat, S.T., M.T.

LAMPIRAN C KARTU BIMBINGAN

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

Nama Mahasiswa 1 : Miftah Farich Fariqisna
 No. Mahasiswa 1 : 21521007
 Nama Mahasiswa 2 : Fitriana Zalfa
 No. Mahasiswa 2 : 21521115
 Judul Pra rancangan Pabrik : Prarancangan Pabrik Asam Borat
 dari Boraks dengan Kapasitas
 45.000 Ton/Tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 25 September 2024
 Selesai Masa Bimbingan : 5 Agustus 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	25 September 2024	Pengenalan dan pengarahan perancangan pabrik	
2	14 Oktober 2024	Konsultasi spesifikasi bahan, produk, diagram alir, penentuan kapasitas	
3	24 Oktober 2024	Diskusi data impor, ekspor, dan konsumsi produk hasil dan bahan baku	
4	17 November 2024	Pembuatan diagram alir kuantitatif dan kualitatif proses produksi, serta konsultasi alat pendukung proses	
5	23 November 2024	Konsultasi neraca massa setiap alat	
6	27 Desember 2024	Konsultasi neraca massa reaktor	
7	26 Februari 2025	Konsultasi alat reaktor, dan pemilihan	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
		berapa banyak reaktor digunakan	
8	7 Maret 2025	Konsultasi perancangan alat besar	
9	12 Maret 2025	Konsultasi PEFD, alat besar, alat transportasi, alat penyimpanan, alat penukar panas	
10	20 Maret 2025	Konsultasi layout tata letak pabrik	
11	16 April 2025	Konsultasi luaran utilitas	
12	7 Juli 2025	Konsultasi ekonomi	
13	5 Agustus 2025	Konsultasi naskah akhir	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 Agustus 2025

Pembimbing,


Dr. Afif Hidayat, S.T., M.T.

NIP : 005220101

