TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA-DESAIN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE MEMBRANE ELECTROLYSIS

Disusun Oleh :
Fathi Haqqani Fachrudin
NRP. 02211640000114
Ari Krisna Putra
NRP. 02211640000138

Dosen Pembimbing:
Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 19780716 200812 2 002

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

PRE-DESIGN OF SODIUM HYDROXIDE PLANT FROM INDUSTRIAL SALT WITH ELECTROLYSIS MEMBRANE METHOD

By :
Fathi Haqqani Fachrudin
NRP. 02211640000114
Ari Krisna Putra
NRP. 02211640000138

Advisor:
Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 19780716 200812 2 002

DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

"PRA DESAIN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE MEMBRANE ELECTROLYSIS"

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh:

Fathi Haqqani Fachrudin	**02211640000114**
Ari Krisna Putra	**02211640000138**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA. .....
2. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T. .....

Surabaya, 04 Februari 2020

Dosen Pembimbing I	Dosen Pembimbing II
Siti Zullaikah, ST., MT., Ph.D.	**Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl., EST.**
NIP. 19780716 200812 2 002	**NIP. 19491117 197612 1 001**

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS

Dr. Widiyastuti, ST., MT.

NIP. 19750306 200212 2 002

ABSTRAK

Sodium hidroksida (NaOH) juga dikenal sebagai soda kaustik yang merupakan jenis basa logam kaustik. Soda kaustik ini sangat memiliki peran penting dalam kehidupan sehari-hari. Konsumsi utamanya dapat digunakan dalam industri contohnya dalam *Crude Palm Oil Plant*, pabrik kertas, pabrik sabun, dan industri tekstil. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, bila diproyeksikan, kebutuhan soda kaustik nasional pada tahun 2025 akan mencapai sekitar 17,98 juta ton/tahun dengan total produksi sebesar 5,12 ton/tahun. Dengan ini, peluang untuk dibukanya industri yang memproduksi soda kaustik akan terbuka lebar untuk memenuhi kebutuhan yang masih belum tercukupi. Proses pembuatan soda kaustik paling mudah adalah melalui jalan elektrolisis larutan garam NaCl. Proses elektrolisis inilah yang memiliki beberapa cara antara lain proses melalui *mercury chamber*, *diaphragm membrane,* atau *ion membrane*. Proses menggunakan *ion membrane* memiliki beberapa kelebihan antara lain: proses yang lebih ramah lingkungan; soda kaustik keluaran *electrolyser* akan memiliki kualitas kemurnian yang tinggi; lebih banyak digunakan dalam dewasa ini. Oleh karena itulah, pabrik ini akan menggunakan proses *ion membrane.* Produk dari pra-desain pabrik ini berupa sodium hidroksida biasanya dijual dalam bentuk larutan jenuh 50%. Perusahaan ini akan berbentuk Perseroan

terbatas dengan sistem organisasi garis dan staff. Untuk dapat mendirikan pabrik ini, diperlukan total modal investasi sebesar Rp1.363.519.555.090,99 dengan total biaya produksi sebesar Rp16.365.361.911.510,80 untuk produksi 100% kapasitasnya. Estimasi umur pabrik adalah 15 tahun dan waktu pengembalian pinjaman sekiranya selama 10 tahun. Dari perhitungan yang telah dilakukna, IRR diperoleh sebesar 42,83%, POT selama 4 tahun, dengan BEP sebesar 53%.

Kata Kunci : Garam Industri, Membrane Electrolysis, Natrium Hidroksida, Pra Desain Pabrik

ABSTRACT

Sodium hydroxide (NaOH) is also known as caustic soda which is a type of caustic metal base. This caustic soda has a very important role in everyday life. Its main consumption can be used in industry for example in the Crude Palm Oil Plant, paper mills, soap factories, and the textile industry. Based on data from the Central Statistics Agency, if projected, the need for national caustic soda in 2025 will reach around 17.98 million tons / year with a total production of 5.12 tons / year. With this, the opportunity to open an industry that produces caustic soda will be wide open to meet the needs that are still not fulfilled. The easiest process of making caustic soda is through the electrolysis of NaCl salt solution. This electrolysis process has several ways including processes through the mercury chamber, diaphragm membrane, or ion membrane. The process of using ion membranes has several advantages including: a more environmentally friendly process; electrolyser caustic soda will have a high purity quality; more widely used today. Therefore, this plant will use the ion membrane process. The product from the pre-designed plant in the form of sodium hydroxide is usually sold in the form of a 50% saturated solution. This company will be a limited liability company with a line and staff organization system. To be able to set up this factory, a total capital investment of Rp1,363,519,555,090.99 is required with a

total production cost of Rp16,365,651,911,510.80 for 100% production capacity. The estimated life of the factory is 15 years and the repayment period is 10 years. From the calculation that has been done, IRR obtained by 42.83%, POT for 4 years, with a BEP of 53%.

Keywords: Industrial Salt, Electrolysis Membrane, Sodium Hydroxide, Plant Pre Design

KATA PENGANTAR

Puji syukur atas kehadirat Allah SWT karena hanya dengan rahmat dan berkah-Nya kami dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Parik dengan judul :

PRA DESAIN PABRIK NATRIUM HIDROKSIDA DARI GARAM INDUSTRI DENGAN METODE MEMBRANE ELECTROLYSIS

Tugas Pra Desain Pabrik ini merupakan salah satu syarat untuk kelulusan dan memperoleh gelar Sarjana Teknik (S.T.) di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya. Pada kesempatan kali ini, kami ingin menyampaikan terima kasih kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng. Ph.D., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTI-ITS periode 2015 – 2019 dan Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl. EST. selaku Kepala Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, yang telah memberikan banyak masukan bagi kami.
3. Ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D., selaku dosen pembimbing yang telah banyak memberikan masukan bagi kami
4. Ibu Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T., selaku dosen Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, yang telah memberikan banyak masukan bagi kami.
5. Bapak dan Ibu Dosen Pengajar di Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS yang telah memberikan ilmunya kepada kami
6. Orang tua, keluarga dan kerabat, serta orang-orang terkasih kami atas segala pengertian yang telah diberikan
7. Teman-teman anggota Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, serta rekan-rekan angkatan K56 atas semangat juang dan kebersamaanya
8. Semua pihak yang telah membantu secara langsung maupun tidak, sehigga kami dapat menyelesaikan tugas Pra Desain Pabrik ini.

Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi kita semua, khususnya di bidang teknik kimia dan aplikasi industri kimia. Terima kasih.

Surabaya, 13 Februari 2020

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN
ABSTRAK…..……....i
ABSTRCT....……....iii
KATA PENGANTAR……v
DAFTAR ISI……vii
DAFTAR GAMBAR……....ix
DAFTAR TABEL……...xiii
BAB I LATAR BELAKANG…….I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA
II.1 Kapasitas Produksi……...……...II-1
II.2 Lokasi Pabrik……...…….....II-3
II.2.1 Faktor dalam Pemilihan Lokasi Pabrik...II-3
II.2.2 Pemilihan Lokasi Pabrik…….II-9
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk……...……...II-11
II.3.1 Bahan Baku……...II-11
II.3.2 Target Produk……..…….II-13
II.3.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk…..II-13
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES
III.1 Macam-Macam Proses……III-1
III.2 Uraian Proses……III-10
III.2.1 Pelarutan Garam dan Pemurnian Air Garam…….…….……..III-10
III.2.2 Electrolyser (R-210) ……...…..III-13
III.2.3 Dekomposisi Klorat……..….III-14
III.2.4 Neutralization Reactor……..…....III-15
III.2.5 Activated Carbon Filter…….…..…..III-15
III.2.6 Pemekatan Soda Kaustik dan Penyimpanan Produk……..……...…III-15
III.2.7 Pemrosesan, Penanganan, dan Penyimpanan Klorin.....III-16
III.2.8 Pemrosesan, Penanganan, dan Penyimpanan Hidrogen……..……...III-17

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI
IV.1 Neraca Massa……...…….....IV-1
IV.2 Neraca Energi……...…….....IV-60
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN……..V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI
VI.1 Pengelola Sumber Daya Manusia……...…….VI-1
VI.1.1 Bentuk Perusahaan…..……VI-1
VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan..……...VI-2
VI.1.3 Struktur Organisasi……..……VI-3
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja……...VI-8
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan VI-11
VI.2 Utilitas…….....VI-13
VI.2.1 Unit Pengolahan Air……..……VI-11
VI.2.2 Unit Penyedia Steam……..……...VI-14
VI.2.3 Unit Penyedia Tenaga Listrik…...….VI-14
VI.2.4 Unit Pengolahan Limbah.....VI-14
VI.3 Analisa Ekonomi…….....VI-15
VI.3.1 Laju Pengembalian Modal *(Internal Rate of Return* /IRR*)*……..VI-15
VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)……...VI-15
VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)……..VI-16
BAB VII KESIMPULAN…….....VII-1
DAFTAR PUSTAKA…….....xviii
BIOGRAFI PENULIS……..xx

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1 Lokasi Pabrik Natrium Hidroksida di Kab. Gresik, Jawa Timur II-10
Gambar III.1 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Merkuri III-2
Gambar III.2 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Diafragma III-3
Gambar III.3 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Membrane Ion III-5
Gambar III.4 Grafik Perkembangan Beberapa Metode Elektrolisis III-6
Gambar IV.1 Blok Diagram Sistem Overall IV-2
Gambar IV.2 Blok Diagram Sistem *Brine Saturator* IV-4
Gambar IV.3 Blok Diagram Sistem *Brine Vessel* IV-5
Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1* IV-6
Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2* IV-7
Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem *Flocculant Mixer Tank* .. IV-9
Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem *Clarifier* IV-10
Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank* IV-12
Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 1*..... IV-13
Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 1 Buffer Tank* IV-14
Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 2* IV-15
Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 2 Buffer Tank* IV-16
Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 3* IV-17
Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filrer 3 Buffer Tank* IV-18
Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem *Brine Heater* IV-19
Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem *Evaporator Double Effect* IV-20
Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem *Electrolyzer* IV-24
Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem *NaOH Buffer Tank* IV-26
Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem *NaOH Splitting Point* IV-28
Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem *Mixing Point of Water* IV-29

Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor* ... IV-30
Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem *Neutralizer Reactor*..... IV-31
Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank* IV-33
Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem *Carbon Filter*..... IV-34
Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem *Carbon Filter Buffer Tank* IV-35
Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem *Water Process Splitting Point* IV-36
Gambar IV.27 Blok Diagram Sistem *Chlorine Mixing Point* IV-37
Gambar IV.28 Blok Diagram Sistem *Open Tank* IV-38
Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem *Continous Filter Press* IV-39
Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem *Barometric Condenser* dan *Steam Ejector* IV-40
Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem *Condensate Well* IV-41
Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem *Chlorine 1st Cooler* IV-43
Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem *Chlorine Intercooler* .. IV-43
Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem *Chlorine 2nd Cooler* ... IV-44
Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem *Chlorine 3rd Cooler* IV-45
Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 1st Cooler* ... IV-46
Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 2nd Cooler* .. IV-47
Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 3rd Cooler* .. IV-47
Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler* IV-48
Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* IV-49
Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* IV-50
Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* IV-51
Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* IV-52
Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* IV-53
Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point* IV-54

Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* IV-55
Gambar IV.47 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* IV-56
Gambar IV.48 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* IV-57
Gambar IV.49 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* IV-58
Gambar IV.50 Blok Diagram Sistem *Brine Saturator* IV-62
Gambar IV.51 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1* IV-63
Gambar IV.52 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2* IV-63
Gambar IV.53 Blok Diagram Sistem *Clarifier* IV-64
Gambar IV.54 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter* IV-65
Gambar IV.55 Blok Diagram Sistem *Brine Heater* IV-65
Gambar IV.56 Blok Diagram Sistem *Electrolyzer* IV-66
Gambar IV.57 Blok Diagram Sistem *Buffer Tank* IV-67
Gambar IV.58 Blok Diagram Sistem *Evaporator 1* IV-67
Gambar IV.59 Blok Diagram Sistem *Evaporator 2* IV-68
Gambar IV.60 Blok Diagram Sistem *Barometric Condenser* IV-68
Gambar IV.61 Blok Diagram Sistem *Steam Jet Ejector* IV-69
Gambar IV.62 Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler* IV-70
Gambar IV.63 Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor* ... IV-70
Gambar IV.64 Blok Diagram Sistem *Neutralization Reactor* IV-71
Gambar IV.65 Blok Diagram Sistem *Activated Carbon Filter* IV-72
Gambar IV.66 Blok Diagram Sistem *Chlorine 1st Stage Compressor* IV-72
Gambar IV.67 Blok Diagram Sistem *Chlorine 2nd Stage Compressor* IV-73
Gambar IV.68 Blok Diagram Sistem *Hydrogen Compressor* IV-74
Gambar IV.69 Blok Diagram Sistem *Chlorine 1st Cooler* IV-74
Gambar IV.70 Blok Diagram Sistem *Chlorine 2nd Cooler* IV-75
Gambar IV.71 Blok Diagram Sistem *Chlorine 3rd Cooler* IV-76
Gambar IV.72 Blok Diagram Sistem *Chlorine 4th Cooler* IV-76
Gambar IV.73 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 1st Cooler* ... IV-77

Gambar IV.74 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 2nd Cooler* .. IV-78
Gambar IV.75 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 3rd Cooler* .. IV-79
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan VI-8
Gambar VI.2 Grafik Kebutuhan Pekerja untuk Industri Kimia VI-9
Gambar VI.3 Grafik *Break Event Point* VI-16

DAFTAR TABEL

Tabel II.1. Tabel *Supply* NaOH *aqueous* Tahun 2015-2018 ... II-1
Tabel II.2. Tabel *Demand* NaOH *aqueous* Tahun 2015-2018 II-1
Tabel II.3. Proyeksi *Supply* dan *Demand* NaOH *Aqueous* Tahun 2025 ..... II-2
Tabel II.4. Daftar Produsen Garam Industri Beserta Kapasitas II-3
Tabel II.5. Daftar Pabrik yang Memanfaatkan NaOH sebagai Bahan Baku Proses II-5
Tabel II.6. Data Jumlah Penduduk Usia Kerja di Pulau Jawa . II-6
Tabel II.7. Daftar Pembangkit Listrik di Pulau Jawa II-6
Tabel II.8. Jumlah Aliran Sungai Berdasarkan Provinsi di Pulau Jawa II-7
Tabel II.9. Persebaran Lokasi Kawasan Industri di Pulau Jawa II-8
Tabel II.10. Komposisi Garam Industri PT. Cheetam Indonesia II-12
Tabel II.11. Standar Mutu Garam Industri Soda Kaustik II-13
Tabel III.1 Perbandingan antara Ketiga Metode Pembuatan Soda Kaustik III-7
Tabel IV.1 Komposisi Garam Industri (*Feed*) IV-1
Tabel IV.2 Neraca Massa Sistem *Overall* IV-3
Tabel IV.3 Neraca Massa Sistem *Brine Saturator* IV-5
Tabel IV.4 Neraca Massa Sistem *Brine Vessel* IV-6
Tabel IV.5 Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 1* IV-7
Tabel IV.6 Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 2* IV-8
Tabel IV.7 Neraca Massa Sistem *Flocculant Mixer Tank* IV-10
Tabel IV.8 Neraca Massa Sistem *Clarifier* IV-11
Tabel IV.9 Neraca Massa Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank* IV-12
Tabel IV.10 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 1* IV-13
Tabel IV.11 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 1 Buffer Tank* IV-14
Tabel IV.12 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 2* IV-15

Tabel IV.13 Neraca Massa Sistem *Buffer Tank* IV-16
Tabel IV.14 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 3* IV-17
Tabel IV.15 Neraca Massa Sistem *Pure Brine Buffer Tank* . IV-18
Tabel IV.16 Neraca Massa Sistem *Brine Heater* IV-19
Tabel IV.17 Neraca Massa Sistem *Evaporator 1* IV-22
Tabel IV.18 Neraca Massa Sistem *Evaporator 2* IV-23
Tabel IV.19 Neraca Massa Sistem *Electrolyser* IV-25
Tabel IV.20 Neraca Massa Sistem *NaOH Buffer Tank* IV-27
Tabel IV.21 Neraca Massa Sistem *NaOH Splitting Point* IV-28
Tabel IV.22 Neraca Massa Sistem *Mixing Point of Water* sebelum Diumpanbalikkan ke *Electrolyser* IV-30
Tabel IV.23 Neraca Massa Sistem *Chlorate Destructor* IV-31
Tabel IV.24 Neraca Massa Sistem *Neutralization Reactor* .. IV-32
Tabel IV.25 Neraca Massa Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank* IV-33
Tabel IV.26 Neraca Massa Sistem *Carbon Filter* IV-34
Tabel IV.27 Neraca Massa Sistem *Carbon Filter Buffer Tank* IV-35
Tabel IV.28 Neraca Massa Sistem *Water Process Splitting Point* IV-36
Tabel IV.29 Neraca Massa Sistem *Chlorine Mixing Point* ... IV-37
Tabel IV.30 Neraca Massa Sistem *Open Tank* IV-38
Tabel IV.31 Neraca Massa Sistem *Continuous Filter Press* IV-39
Tabel IV.32 Neraca Massa Sistem *Barometric Condenser* dan *Steam Ejector* IV-41
Tabel IV.33 Neraca Massa Sistem *Condensate Well* IV-42
Tabel IV.34 Neraca Massa Sistem *Chlorine 1st Cooler* IV-44
Tabel IV.35 Neraca Massa Sistem *Chlorine 2nd Cooler* IV-45
Tabel IV.36 Neraca Massa Sistem *Hydrogen 1st Cooler* IV-46
Tabel IV.37 Neraca Massa Sistem *Hydrogen 2nd Cooler* IV-48
Tabel IV.38 Neraca Massa Sistem *NaOH Solution Cooler* .. IV-49
Tabel IV.39 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *NaOH Storage Tank* IV-50
Tabel IV.40 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Hydrogen 3rd Cooler* IV-51

Tabel IV.41 Neraca Massa SIstem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine Storage Tank* IV-52
Tabel IV.42 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 3rd Cooler* IV-53
Tabel IV.43 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 1st Cooler* IV-54
Tabel IV.44 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point* dekat *Hydrogen Compressor* IV-55
Tabel IV.45 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* dekat *Condensate Well* IV-56
Tabel IV.46 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* dekat *Condensate Well* IV-57
Tabel IV.47 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* dekat *Condensate Well* IV-58
Tabel IV.48 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* dekat *Condensate Well* IV-59
Tabel IV.49 Data *Cp (Heat Capacity)* dari Berbagai Bahan IV-60
Tabel IV.50 Neraca Energi *Brine Saturator* IV-62
Tabel IV.51 Neraca Energi *Brine Reactor 1* IV-63
Tabel IV.52 Neraca Energi *Brine Reactor 2* IV-64
Tabel IV.53 Neraca Energi *Clarifier* IV-64
Tabel IV.54 Neraca Energi *Anthracite Filter* IV-65
Tabel IV.55 Neraca Energi *Brine Heater* IV-65
Tabel IV.56 Neraca Energi *Electrolyzer* IV-66
Tabel IV.57 Neraca Energi *Buffer Tank* IV-67
Tabel IV.58 Neraca Energi *Evaporator 1* IV-67
Tabel IV.59 Neraca Energi *Evaporator 2* IV-68
Tabel IV.60 Neraca Energi *Barometric Condenser* IV-69
Tabel IV.61 Neraca Energi *Steam Jet Ejector* IV-69
Tabel IV.62 Neraca Energi *NaOH Solution Cooler* IV-70
Tabel IV.63 Neraca Energi *Chlorate Destructor* IV-71
Tabel IV.64 Neraca Energi *Neutralization Reactor* IV-71
Tabel IV.65 Neraca Energi *Activated Carbon Filter* IV-72
Tabel IV.66 Neraca Energi *1st Stage Compressor* IV-73
Tabel IV.67 Neraca Energi *2nd Stage Compressor* IV-73

Tabel IV.68 Neraca Energi *Hydrogen Compressor* IV-74
Tabel IV.69 Neraca Energi *Cl_2 1st Cooler* IV-75
Tabel IV.70 Neraca Energi *Cl_2 2nd Cooler* IV-75
Tabel IV.71 Neraca Energi *Cl_2 3rd Cooler* IV-76
Tabel IV.72 Neraca Energi *Cl_2 4th Cooler* IV-77
Tabel IV.73 Neraca Energi *H_2 1st Cooler* IV-77
Tabel IV.74 Neraca Energi *H_2 2nd Cooler* IV-78
Tabel IV.75 Neraca Energi *H_2 3rd Cooler* IV-79
Tabel V.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-110) V-1
Tabel V.2 Tangki Penyimpanan Na_2CO_3 (F-120) V-1
Tabel V.3 Gudang Penyimpanan Flokulan $AlCl_3$ (F-130) V-2
Tabel V.4 *Brine Saturator* (M-140) V-2
Tabel V.5 *Belt Conveyor* (J-141) V-4
Tabel V.6 *Belt Conveyor* (J-162) V-4
Tabel V.7 *Bucket Elevator* (J-142) V-4
Tabel V.8 *Buffer Tank* (F-143) V-5
Tabel V.9 *Clarifier* (H-160) V-6
Tabel V.10 *Mixer Tank* (M-161) V-7
Tabel V.11 *Overflow Brine Buffer Tank* (F-163) V-8
Tabel V.12 *Buffer Tank* (F-172) V-9
Tabel V.13 *Buffer Tank* (F-174) V-10
Tabel V.14 *Buffer Tank* (F-176) V-11
Tabel V.15 *NaOH Solution Buffer Tank* (F-213) V-12
Tabel V.16 *Barometric Condensor* (G-315) V-13
Tabel V.17 *Steam Jet Ejector* (E-316) V-14
Tabel V.18 *Centrifugal Pump* (L-151) V-14
Tabel V.19 *Antrhacite Filter* (H-170A) V-15
Tabel V.20 *Activated Carbon Filter* (H-530) V-16
Tabel V.21 *Cl_2 Gas Fan* (L-423) V-16
Tabel V.22 *Pure Brine Buffer Tank* (F-533) V-17
Tabel V.23 *Neutralized Buffer Tank* (F-531) V-18
Tabel V.24 *Centrifugal Pump* (L-171) V-19
Tabel V.25 *Centrifugal Pump* (L-211) V-19
Tabel V.26 *Centrifugal Pump* (L-214) V-20
Tabel V.27 *Centrifugal Pump* (L-311) V-20

Tabel V.28 *Centrifugal Pump* (L-312) V-21
Tabel V.29 *Centrifugal Pump* (L-313) V-21
Tabel V.30 *Centrifugal Pump* (L-413) V-22
Tabel V.31 *Centrifugal Pump* (L-152) V-22
Tabel V.32 *Centrifugal Pump* (L-144) V-23
Tabel V.33 *Centrifugal Pump* (L-532) V-23
Tabel V.34 *Centrifugal Pump* (L-145) V-24
Tabel V.35 *Centrifugal Pump* (L-424) V-24
Tabel V.36 *Centrifugal Pump* (L-425) V-25
Tabel V.37 *Positive Displacement Pump* (L-542) V-25
Tabel V.38 *Centrifugal Pump* (L-155) V-26
Tabel V.39 *Centrifugal Pump* (L-156) V-26
Tabel V.40 *1st Stage Permeate Cl_2 Compressor* (G-421) V-27
Tabel V.41 *2nd Stage Permeate Cl_2 Compressor* (G-422) V-27
Tabel V.42 *H_2 Compressor* (G-411) V-28
Tabel V.43 *H_2 Storage Tank* (F-410) V-28
Tabel V.44 *Cl_2 Storage Tank* (F-420) V-29
Tabel V.45 *Chlorate Destructor Reactor* (R-510) V-29
Tabel V.46 *Neutralizer Destructor Reactor* (R-510) V-30
Tabel V.47 *Brine Reactor* (R-150A) V-30
Tabel V.48 *Brine Reactor* (R-150B) V-31
Tabel V.49 *Heat Exchanger* (E-212) V-31
Tabel V.50 *Heat Exchanger* (E-317) V-32
Tabel V.51 *Heat Exchanger H_2* (E-412A) V-33
Tabel V.52 *Heat Exchanger H_2* (E-412B) V-33
Tabel V.53 *Heat Exchanger H_2* (E-412C) V-34
Tabel V.54 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422A) V-35
Tabel V.55 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422B) V-35
Tabel V.56 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422C) V-36
Tabel V.57 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422D) V-37
Tabel V.58 *Evaporator 1* (V-310 A) V-38
Tabel V.59 *Evaporator 2* (V-310 B) V-39
Tabel VI.1 Jadwal Shift Karyawan dengan Sistem 2-2-2 ..... VI-11
Tabel VI.2 Perincian Jumlah Karyawan VI-12

BAB I
LATAR BELAKANG

Indonesia adalah negara yang sangat kaya akan berbagai hal seperti jumlah penduduk (265 juta jiwa dari data Badan Perencanaan Pembangunan Nasional), luas wilayah (7,81 juta km^2 dari data Badan Pembinaan Hukum Nasional), sumber daya alam, hingga seni budaya dan adat istiadatnya. Sumber daya alam mempunyai peranan penting bagi kehidupan manusia dengan jumlah yang melimpah dan semakin banyak jenisnya. Hal tersebut menjadi alasan Indonesia menjadi salah satu negara yang memiliki keanekaragaman hayati sangat besar di dunia setelah Brazil. Sesuai dengan arah kebijakan Kementerian Perindustrian (06.1/IKTA/PER/4/2015) maka Direktorat Jenderal Industri Kimia, Tekstil, dan Aneka dalam rangka menjamin ketersediaan sumber daya alam dengan melakukan beberapa hal, yaitu 1) Pengelolaan sumber daya alam secara efisien, ramah lingkungan, dan berkelanjutan; 2) Pelarangan atau pembatasan ekspor sumber daya alam; 3) Jaminan penyediaan dan penyaluran sumber daya alam. Adapula arah kebijakan Kementrian Perdagangan (27/M-DAG/PER/4/2015), yaitu: (1) Mengamankan pangsa ekspor di pasar utama; (2) Memperluas pangsa pasar ekspor di pasar prospektif dan hub perdagangan internasional; (3) Meningkatkan diversifikasi produk ekspor; (4) Mengamankan pasar domestik untuk meningkatkan daya saing produk nasional; (5) Meningkatkan kontribusi Usaha Dagang Kecil Menengah (UDKM); (6) Meningkatkan perlindungan konsumen; (7) Meningkatkan efisiensi sistem dan distribusi logistik; dan (8) Meningkatkan fasilitasi dan iklim usaha perdagangan.

Berdasarkan Indikator Strategis Nasional (ISN), maka tidak lepas dari pembahasan tentang indikator neraca perdagangan nasional. Dihimpun dari Badan Pusat Statistik (BPS) Republik Indonesia, nilai neraca perdagangan Indonesia pada bulan Juli 2019 berada pada angka -0,064 Miliar US$. Nilai neraca perdagangan yang negatif mengartikan neraca perdagangan

Indonesia berada dalam kondisi defisit. Hal demikian menunjukkan bahwa negara lebih banyak menerima impor barang dan jasa yang didatangkan dari luar negari, daripada melakukan ekspor barang dan jasa ke luar negeri. (Badan Pusat Statistik, 2019)

Jika diamati dalam ruang lingkup yang lebih spesifik, maka neraca perdagangan Indonesia dapat pula dirincikan pada neraca komoditas bahan-bahan kimia. Berdasarkan data yang dihimpun dari Kementerian Perdagangan Republik Indonesia, diketahui bahwa nilai impor bahan kimia anorganik pada tahun 2019 di Indonesia sebesar 2,056 Miliar US$. Sedangkan pada tahun yang sama, data menyebutkan bahwa nilai ekspor bahan kimia anorganik di Indonesia sebesar 1,142 Miliar US$. Merujuk pada data-data tersebut, dapat dicermati bahwa jumlah impor bahan kimia anorganik masih lebih besar dari pada jumlah ekspornya. Salah satu komoditas bahan kimia anorganik yang masih banyak diimpor dari luar negeri adalah Natrium Hidroksida. (Kementerian Perdagangan RI, 2019)

Natrium hidroksida (NaOH) juga dikenal sebagai soda kaustik atau sodium hidroksida yang merupakan jenis basa logam kaustik. Natrium hidroksida murni berbentuk putih padat dan tersedia dalam bentuk pelet, serpihan, butiran ataupun larutan jenuh 50%. Natrium hidroksida sangat larut dalam air dan akan melepaskan panas ketika dilarutkan. Natrium hidroksida juga larut dalam etanol dan metanol, walaupun kelarutan NaOH dalam kedua cairan ini lebih kecil daripada kelarutan KOH. Aplikasi soda kaustik dalam kehidupan sehari-hari sangat banyak. Dalam bidang industri kertas menggunakan NaOH untuk pengolahan limbah tinta kertas. Selain itu, NaOH juga termasuk bahan baku *pulping* dan proses *bleaching*. NaOH dalam industri rumah tangga juga berguna sebagai pemutih. Dalam industri perminyakan, soda kaustik digunakan untuk menghilangkan bau yang menyengat dari asam sulfida dan *mercaptans*. Industri tekstil juga menggunakan NaOH dalam pembuatan nylon dan polyester. Natrium hidroksida dibuat dengan melalui proses elektrolisa ion Na^+ dan OH^-, dengan menggunakan bahan baku larutan jenuh (*brine solution*) garam. Ion

Na^+ dari larutan garam akan dipisahkan dari ion Cl^-, dan kemudian berikatan dengan ion OH^- dari air yang telah terpisah dari ion H^+. Dalam proses elektrolisa yang dilakukan, digunakan elektroda sebagai konduktor arus listrik dari sumber tegangan ke dalam sel elektrolisa. Umumnya, elektroda yang digunakan berupa logam-logam yang bersifat inert. Hal ini dilakukan agar penguraian yang berlangsung hanya terjadi kepada larutan elektrolit saja (Kirk dan Othmer,1981).

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, menyebutkan kebutuhan Natrium Hidroksida nasional pada tahun 2015 sekitar 6 juta ton. Bahan baku ini dimanfaatkan oleh beberapa industri manufaktur; diantaranya seperti industri pengolahan minyak kelapa sawit (*Crude Palm Oil*) yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 1,9 juta ton sebagai katalis reaksi transesterifikasi; industri manufaktur kertas yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 19,6 ribu ton sebagai larutan untuk membersihkan selulosa kayu dari impuritis; serta industri pembuatan sabun dan detergen yang memanfaatkan Natrium Hidroksida sebesar 7,7 ribu ton sebagai penghidrolisa asam lemak dalam reaksi saponifikasi. Sisanya, kebutuhan Natrium Hidroksida sebesar 538 ribu ton digunakan untuk keperluan industri lain-lain seperti industri gula, tekstil, dan material kaca. Sementara itu, produksi Natrium Hidroksida di Indonesia hanya berkisar 0,83 juta ton. Jumlah produksi Natrium Hidroksida masih belum mampu mengimbangi angka kebutuhannya di dalam negeri, menjadi permasalahan yang perlu diselesaikan. (Badan Pusat Statistik, 2019)

Di lain sisi, jumlah produksi garam di Indonesia telah mampu memenuhi kebutuhan garam dalam negeri. Data yang dihimpun dari Kementerian Kelautan dan Perikanan menunjukkan bahwa jumlah produksi garam nasional berkisar 2,7 juta ton, dimana 2,3 juta ton berasal dari petambak garam dan 369 ribu ton berasal dari PT.Garam (Persero). Jika dihubungkan dengan permasalahan ketidakmampuan produksi Natrium Hidroksida dalam mencukupi kebutuhannya di dalam negeri, maka

kelimpahan jumlah produksi garam nasional seharusnya mampu menjadi potensi besar bagi penyediaan bahan baku (*feedstock*) untuk pembuatan Natrium Hidroksida tersebut. (*Annual Report* PT.Garam (Persero), 2018)

Di Indonesia, indstri NaOH *aqueous* sudah berkembang sangat pesat. Hal ini ditunjukkan dengan semakin naiknya rata-rata *rate* deviasi kenaikan kebutuhan NaOH dari tahun 2014—2018 sebesar 10,202% sehingga diperkirakan akan mencapai kebutuhan hingga 17,99 juta ton pada tahun 2025 bila diproyeksikan. Meskipun rata-rata *rate* deviasi kenaikan ketersediaannya pada tahun 2014—2018 mencapai 16,157%, namun nilai proyeksi ketersediaan natrium hidroksida pada tahun 2025 hanya mencapai sekitar 5,12 ton. Fakta ini membuktikan bahwa kebutuhan dalam negeri belum terpenuhi. Atas pertimbangan di atas, maka kami rasa, pembuatan **"Pra Desain Pabrik NaOH dari Garam Industri dengan Metode Membran Elektrolisis"** dirasa penting guna membantu pencukupan kebutuhan pada tahun mendatang.

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Produksi

Salah satu faktor penting dalam pendirian pabrik adalah penentuan kapasitas produksi pabrik. Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Elektrolisis direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2025, dengan mengacu kepada kebutuhan nasional terhadap Natrium Hidroksida.

Perhitungan kapasitas pabrik Natrium Hidroksida dilakukan dengan mempertimbangkan data *supply* atau penjumlahan antara produksi dan impor data *demand* atau penjumlahan antara konsumsi dan ekspor Natrium Hidroksida pada tahun-tahun sebelumnya. Berikut merupakan data yang diperoleh pada tahun 2015—2018:

Tabel II.1. Tabel *Supply* NaOH *aqueous* Tahun 2015-2018

Tahun	Jumlah *Supply* (Ton)	Tren (%)
2015	834.362	-
2016	1.330.205	37,28
2017	1.410.849	5,72
2018	1.492.629	5,48
Rata-rata	1.267.011	16,157

Tabel II.2. Tabel *Demand* NaOH *aqueous* Tahun 2015-2018

Tahun	Jumlah *Demand*(Ton)	Tren (%)
2015	6.076.762,02	-
2016	6.086.817,24	0,17
2017	7.256.979,04	16,12
2018	8.469.631,33	14,32
Rata-rata	6.972.547	10,202

(Badan Pusat Statistik,2019)

Dengan menghitung rata-rata laju pertumbuhan *supply* dan *demand* dalam kurun 4 tahun terakhir, maka dapat diproyeksikan jumlah *supply* dan *demand* dalam ton/tahun pada tahun 2025 sebagai berikut:

Tabel II.3. Proyeksi *Supply* dan *Demand* NaOH *Aqueous* Tahun 2025

Tahun	*Supply* (Ton)	*Demand* (Ton)
2025	5.124.824,52	17.989.316,37

Dengan demikian, kebutuhan produksi NaOH pada tahun 2025 dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

Kebutuhan = (*Demand*) – (*Supply*)
= 17.989.316,37 – 5.124.824,52
= 12.864.493,84 ton/tahun

Jumlah kebutuhan tersebut merupakan kebutuhan produksi NaOH nasional. Untuk menentukan kapasitas produksi pabrik NaOH yang akan didirikan, maka perlu mempertimbangkan jumlah kapasitas produksi dari pabrik NaOH yang sudah berdiri saat ini, yaitu sebesar 1.400.000 ton/tahun. Oleh karena itu, ditentukan kapasitas produksi pabrik NaOH yang akan didirikan yaitu sebesar 1.000.000 ton/tahun, atau setara dengan pemenuhan 7,74% kebutuhan produksi NaOH nasional pada tahun 2025. Adapun basis perhitungan waktu operasional pabrik yang digunakan adalah 24 jam/hari, dengan jumlah hari operasional pabrik dalam satu tahunnya selama 330 hari. Dengan demikian, kapasitas produksi pabrik yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

Kapasitas Produksi Pabrik = 12.864.493,84 ton/tahun x 7,74%
= 1.000.000 ton/tahun

Maka dari itu, dapat ditentukan kapasitas produksi pabrik dalam satuan per-hari sebagai berikut:

Kapasitas Produksi Pabrik = 1.000.000 ton/tahun / 330 hari/tahun
= 3030,303 ton/hari
≈ 3100 ton/hari

II.2 Lokasi Pabrik

Tujuan dari penentuan lokasi pabrik adalah untuk menunjang proses produksi suatu pabrik agar dapat berjalan lancar, efektif, dan ekonomis. Lokasi pabrik juga dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelancaran produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Dalam penentuan lokasi suatu pabrik ada beberapa faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi dan distribusi produk yang dihasilkan serta faktor-faktor pendukung lainnya.

Adapun faktor-faktor penentu tersebut harus mempertimbangkan aspek ekonomis, kemungkinan perluasan area pabrik untuk keuntungan jangka panjang, dan kedekatan lokasi dengan sumber bahan baku. Lebih detailnya aspek-aspek yang harus diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut:

1. Ketersediaan bahan baku
2. Pasar
3. Sumber tenaga kerja
4. Utilitas

Berikut pada sub-bab II.2.1, akan diberikan penjelasan mengenai faktor-faktor dalam pemilihan lokasi, yang merupakan uraian dari keempat poin diatas.

II.2.1 Faktor dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

1. Ketersediaan Bahan baku

Bahan baku yang akan digunakan dalam pembuatan Natrium Hidroksida berupa garam industri. Ketersediaannya menjadi salah satu faktor terpenting dalam penentuan lokasi pabrik. Perancangan pabrik dengan kapasitas yang besar juga akan membutuhkan bahan baku dalam jumlah yang besar, maka jarak

lokasi pabrik dengan sumber bahan baku akan mengurangi biaya transportasi dan kemudahan memperoleh bahan baku.

Beradasarkan ketersediaan garam industri sebagai bahan baku utama dalam pembuatan natrium hidroksida, maka dibawah ini ditampilkan data persebaran lokasi beberapa produsen garam industri di Indonesia beserta kapasitas produksinya, sebagai berikut:

Tabel II.4. Daftar Produsen Garam Industri Beserta Kapasitas

No	Produsen	Kapasitas Produksi (ton/tahun)	Lokasi
1	PT Cheetham Garam Indonesia	900.000	Cilegon
2	PT Sumatraco Langgeng Makmur	300.000	Surabaya

(Kementrian Perindustrian RI, 2018)

2. Pasar

Pada pabrik natrium hidroksida dari bahan baku garam industri yang akan didirikan, akan dihasilkan produk berupa natrium hidroksida dan *byproduct* berupa asam klorida. Dalam dunia industri, natrium hidroksida banyak digunakan sebagai bahan katalis dalam industri pengolahan minyak kelapa sawit (*crude palm oil*), sebagai bahan baku dalam industri manufaktur sabun (saponifikasi), dan sebagai bahan baku dalam proses *pulping* dan *bleaching* pada industri manufaktur kertas. Selain itu, penggunaan natrium hidroksida dalam industri pengolahan dan manufaktur seperti pada industri tekstil, manufaktur kaca, memiliki jumlah yang relatif lebih kecil, sehingga dikategorikan menjadi kegunaan lain-lain.

Disamping itu, gas hidrogen dan gas klorin sebagai *byproduct* juga dapat diaplikasikan dalam dunia perindustrian, dimana salah satunya untuk gas klorin adalah pada industri pembuatan pipa. Kemudian untuk gas hidrogen dapat diaplikasikan pada industri pengolahan bijih logam dengan metode hidrometalurgi. Secara teknis, metode *hydrometallurgy* adalah

suatu metode untuk memperoleh logam dari bijih logam dengan melibatkan reaksi-reaksi kimia dengan suatu pelarut atau agen pengekstraksi. Ekstraksi (*leaching*) yang dilakukan bertujuan untuk melarutkan logam (*solute*) dari dalam bijihnya (*inert*), ke dalam pelarut (*solvent*).

Berikut ini merupakan beberapa pabrik yang bergerak dalam bidang pengolahan dan manufaktur yang memanfaatkan natrium hidroksida sebagai bahan baku maupun bahan pendukung proses, beserta lokasi pabrik tersebut.

Tabel II.5. Daftar Pabrik yang Memanfaatkan NaOH sebagai Bahan Baku Proses

No	Nama Pabrik	Jenis Produk	Lokasi Pabrik
1	PT Sinarmas Agro Resources and Technology, Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Jawa Timur
2	PT Astra Agro Lestari (Persero), Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Kalimantan Selatan, Kalimantan Timur, Sulawesi Barat
3	PT Sawit Sumbermas Sarana Tbk.	Turunan minyak kelapa sawit	Kalimantan Timur, Kalimantan Selatan, Riau
4	PT Unilever Indonesia Tbk.	Sabun	Jawa Barat, Jawa Timur
5	PT Indah Kiat Pulp & Paper Tbk.	Pulp dan Kertas	Banten
6	PT Tjiwi Kimia	Pulp dan Kertas	Jawa Timur

3. Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan faktor yang turut berpengaruh dalam pemilihan lokasi pabrik. Pemilihan lokasi pabrik diusahakan

berada di daerah yang mempunyai banyak penduduk dengan usia kerja (penduduk berusia 15 tahun dan lebih), agar dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja serta sebagai upaya memajukan perekonomian daerah dengan membuka lapangan kerja baru. Jumlah masyarakat yang berada pada usia produktif bekerja serta memiliki keahlian atau kompetensi dapat dinyatakan dalam jumlah penduduk usia kerja. Berikut merupakan data jumlah penduduk usia kerja menurut provinsi di pulau jawa:

Tabel II.6. Data Jumlah Penduduk Usia Kerja di Pulau Jawa

No	Provinsi	Jumlah Angkatan Kerja	Upah Minimum Provinsi (Rp)
1	Banten	5.332.409	2.099.385
2	DKI Jakarta	5.169.160	3.648.036
3	Jawa Barat	20.020.877	1.544.361
4	Jawa Tengah	18.594.535	1.486.065
5	DI Yogyakarta	2.972.018	1.454.154
6	Jawa Timur	21.593.252	1.508.895

(Badan Pusat Statistika, 2018)

4. Utilitas

Fasilitas utilitas industri dapat meliputi penyediaan listrik / sumber energi, dan air untuk menunjang produksi di suatu pabrik. Di sepanjang pulau jawa, setidaknya terdapat 5 pembangkit listrik, dengan kapasitas daya yang dihasilkan diatas 1.000 MW. Adapun persebaran lokasi beberapa pembangkit listrik di pulau jawa beserta kapasitas daya terpasangnya, dijabarkan sebagai berikut :

Tabel II.7. Daftar Pembangkit Listrik di Pulau Jawa

No	Pembangkit	Kapasitas Daya (MW)	Lokasi
1	PLTU Paiton	4.600	Probolinggo, Jawa Timur

2	PLTGU Gresik	2.280	Gresik, Jawa Timur
3	PLTU Karawang	1.760	Karawang, Jawa Barat
4	PLTU Suralaya	3.400	Cilegon, Banten
5	PLTA Cirata	1.008	Purwakarta, Jawa Barat

(Perusahaan Listrik Negara (PLN), 2018)

Selain kebutuhan akan listrik sebagai sumber energi, ketersediaan air juga menjadi satu hal penting dalam utilitas pabrik. Dalam pabrik pembuatan natrium hidroksida, air digunakan secara langsung dalam proses produksi, sehingga kebutuhannya disebut sebagai air proses. Penyediaan air proses dapat bersumber dari aliran sungai atau waduk. Berikut adalah jumlah aliran sungai di pulau jawa yang dipetakan menurut provinsi:

Tabel II.8. Jumlah Aliran Sungai Berdasarkan Provinsi di Pulau Jawa

No	Provinsi	Jumlah Aliran Sungai
1	Banten	8
2	DKI Jakarta	14
3	Jawa Barat	25
4	Jawa Tengah	32
5	DI Yogyakarta	8
6	Jawa Timur	12

(Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan RI, 2018)

Kemudahan akses menuju lokasi pabrik, fasilitas-fasilitas penunjang seperti pergudangan dan pelabuhan, serta lingkungan yang terintergrasi, menjadi hal yang patut diperhatikan dalam penentuan lokasi pabrik. Hal ini dapat dijawab dengan

keberadaan kawasan industri terintegrasi. Berikut merupakan persebaran kawasan industri di pulau jawa:

Tabel II.9. Persebaran Lokasi Kawasan Industri di Pulau Jawa

No	Kawasan Industri	Lokasi	Luas Lahan (Ha)
1	Krakatau Industrial Estate	Cilegon, Banten	705
2	Jakarta Industrial Estate Pulogadung	Jakarta Timur	433
3	Karawang International Industrial City	Karawang, Jawa Barat	43.232
4	Kawasan Industri Kendal	Kendal, Jawa Tengah	1.000
5	Tanjung Emas Export Processing Zone (TEEP)	Semarang, Jawa Tengah	2.715
6	Kawasan Industri Piyungan – Creative Economy Park	Bantul, DI Yogyakarta	335
7	Java Integrated Industrial and Port Estate (JIIPE)	Gresik, Jawa Timur	3.000
8	Pasuruan Industrial Estate	Pasuruan, Jawa Timur	500
9	Ngoro Industrial Park	Mojokerto, Jawa Timur	225

(Kementerian Perindustrian RI, 2018)

5. Lingkungan sekitar

Pembangunan pabrik memerlukan izin pemerintahan setempat, jika lokasi berdekatan dengan pemukiman. Apabila lokasi pembangunan pabrik berada di kawasan industri, maka tidak memerlukan perizinan yang rumit. Selain itu, iklim dan cuaca di daerah juga perlu diperhatikan, seperti iklim, cuaca,dan adanya potensi bencana alam yang serius.

Untuk keperluan desain, dibutuhkan basis data seperti temperatur ambien, kelembapan, cuaca, sehingga desain yang dibuat sesuai dengan lokasi dan kondisi tempat didirikannya pabrik.

II.2.2 Pemilihan Lokasi Pabrik

Jika ditarik kesimpulan dapat dipilih Kabupaten Gresik, Jawa Timur sebagai lokasi yang tepat untuk pendirian pabrik. Hal ini didasari oleh:

1. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan konsumen seperti Pabrik Sabun, Pabrik Kertas, dan Pabrik Pengolahan Minyak yang membutuhkan natrium hidroksida sebagai bahan baku utama maupun bahan baku pendukung di dalam prosesnya (aspek pasar)
2. Fasilitas industri serta penyediaan utilitas di Kabupaten Gresik yang memadai. Hal ini ditunjukkan dengan tersedianya kawasan industri terintegrasi dengan pelabuhan di Kabupaten Gresik, yang mendukung kemudahan akses dan transportasi untuk keperluan proses produksi pabrik. Selain itu, didukung dengan adanya pembangkit listrik PLTGU Gresik dengan kapasitas 2.280 MW, sebagai sumber pasokan listrik pabrik.
3. Ketersediaan tenaga kerja di provinsi jawa timur, dimana jumlah penduduk usia kerja di provinsi Jawa Timur sebesar 21.593.252 jiwa. Hal ini menunjukkan bahwa potensi jumlah penduduk usia kerja di provinsi Jawa Timur dalam memenuhi kebutuhan tenaga kerja pada pabrik natrium hidroksida yang akan didirikan, sangat baik.
4. Pembangunan pabrik direncanakan di daerah khusus kawasan industri, sehingga tidak ada perizinan rumit yang melibatkan masyarakat sekitar. Selain itu, iklim dan cuaca di daerah ini cukup stabil, tidak tampak adanya potensi bencana alam yang serius. Untuk keperluan desain, dibutuhkan basis data seperti

temperatur ambien, kelembapan, cuaca, sehingga desain yang dibuat sesuai dengan lokasi dan kondisi tempat didirikannya pabrik. Berikut ini merupakan basis desain data untuk wilayah Gresik, Jawa Timur.

- Temperatur ambien : 25-32°C
- Kelembapan : 55-80%
- Kecepatan angin : 10 km/jam

(*www.bmkg.go.id*, 2020)

Adapun titik lokasi pabrik natrium hidroksida yang akan didirikan, ditampilkan dalam gambar peta *Java Integrated Industrial and Port Estate,* Kelurahan Manyarejo, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, sebagai berikut:

Gambar II.1 Lokasi Pabrik Natrium Hidroksida di Kabupaten Gresik, Jawa Timur

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Bahan Baku

Bahan baku dalam pembuatan Natrium Hidroksida adalah garam industri. Berdasarkan Peraturan Menteri Perindustrian (Permenperin) No. 88 Tahun 2014, garam dikelompokkan menjadi beberapa jenis yaitu:

- Garam Konsumsi, ialah garam yang digunakan untuk konsumsi masyarakat. Garam konsumsi memiliki kandungan NaCl minimal 94% atas dasar basis kering (adbk), dengan kandungan air maksimum sebesar 7%.
- Garam Industri, ialah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung yang digunakan pada proses produksi suatu industri. Garam industri memiliki spesifikasi teknis yang berbeda-beda, bergantung pada jenis industrinya yang dijabarkan sebagai berikut:
    - Garam Industri Kimia, adalah garam yang digunakan untuk proses produksi senyawa-senyawa kimia, antara lain *Chlor Alkali Plant* (CAP), dengan kadar NaCl minimum 96% (adbk), dengan kandungan air maksimum sebesar 2,5%.
    - Garam Industri Aneka Pangan, adalah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung pada industri yang memproduksi makanan atau minuman, dengan kadar NaCl minimum 97% (adbk), dengan kandungan air maksimum 0,5%.
    - Garam Industri Farmasi, adalah garam yang digunakan sebagai bahan baku utama / bahan baku pendukung pada industri farmasi seperti pada pembuatan

cairan infus, cairan pembersih darah, dan lain sebagainya. Jenis garam ini memiliki spesifikasi kadar NaCl minimum 99,8% (adbk), dengan kadar impuritis mendekati 0%.

- Garam Industri Perminyakan, adalah garam yang digunakan sebagai bahan penolong pada proses pengeboran minyak, dengan kadar NaCl minimum 95%, dengan kadar air 3% sampai dengan 5%.
- Garam Industri Penyamakan, ialah garam yang digunakan sebagai bahan penolong pada proses penyamakan kulit (tekstil), dengan kadar NaCl minimum 85%.
- Garam Water Treatment, adalah garam yang digunakan sebagai bahan pendukung pada proses penjernihan dan/atau pelunakan air pada *boiler*. Spesifikasi yang dibutuhkan adalah kadar NaCl minimal 85% untuk keperluan penjernihan air, dan kadar NaCl minimal 95% untuk keperluan pelunakan air pada *boiler*.

(Kementerian Perindustrian RI, 2014)

Garam industri yang digunakan sebagai bahan baku utama pada proses pembuatan Natrium Hidroksida, bersumber dari PT. Cheetam Indonesia, yang memiliki komposisi sebagai berikut:

Tabel II.10. Komposisi Garam Industri PT. Cheetam Indonesia

Komponen	Komposisi (% b/b)
Natrium Klorida (NaCl)	98
Air (maksimal)	0,2
Magnesium (Mg)	0,72

Kalsium (Ca)	1,08

(PT. Cheetam Indonesia, 2016)

Adapun pemilihan Garam Industri dari PT. Cheetam Indonesia sebagai bahan baku adalah karena komposisi dari garam industri yang diproduksi telah memenuhi standar mutu garam industri soda kaustik, berdasarkan SNI 0303:2012 berikut:

Tabel II.11. Standar Mutu Garam Industri Soda Kaustik

Komponen	Komposisi (% b/b)
Natrium Klorida (NaCl)	96
Air (maksimal)	2.5
Magnesium (Mg)	0,05
Kalsium (Ca)	0,1
Sulfat (SO_4^{2-})	0.2
Bagian tak larut dalam air	0.05

(Badan Standardisasi Nasional, 2012)

II.3.2 Target Produk

Target produk yang hendak dicapai dari pabrik pembuatan Natrium Hidroksida dengan bahan baku garam industri ini adalah produk Natrium Hidroksida dalam bentuk *aqueous*, dengan *byproduct* berupa gas Hidrogen (H_2) dan gas Klorin (Cl_2).

II.3.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

1. NaCl (Natrium Klorida)

   Natrium Klorida dalam bentuk padatan memiliki bahasa pasar yaitu garam. Berikut sifat fisika dan kimia dari natrium klorida:

   - Sifat fisik = Padatan putih kristal
   - Berat molekul = 58,44 gram/mol
   - Titik lebur (^oC) = 800

- Titik didih (^oC) = 1465

(https://fscimage.fishersci.com, 2015)

2. NaOH (Natrium Hidroksida)

Natrium Hidroksida (NaOH) biasa disebut sebagai *caustic* soda atau sodium hidrat. Berikut sifat fisika dan kimia dari natrium hidroksida:

- Sifat fisik = cairan tidak berwarna
- Berat molekul = 40 gram/mol
- Titik lebur (^oC) = 323
- Titik didih (^oC) = 388,3
- Viskositas (mPa·s) = 4,521 (pada 350^oC)
- *Spesific heat* (J/g) = 8,993 (pada 50^oC)
- *Mass density* = 1,782 gram/cm^3
- Kelarutan = mudah larut dalam air dingin

(www.labchem.com, 2016)

3. H_2 (Hidrogen)

Hidrogen sebagai produk samping dari proses pabrik pembuatan NaOH dalam bentuk gas. Berikut sifat fisika dan kimia dari gas Hidrogen:

- Sifat fisik = gas, tidak berbau,dan tidak berwarna
- Berat molekul = 2.016 gram/mol
- Titik lebur (^oC) = -259.15
- Titik didih (^oC) = -253
- *Mass density* = 0,083 lb/ft^3
- Auto-ignition temperature (^oC) = 566

4. Cl_2 (Klorin)

   Klorin sebagai produk samping dari proses pabrik pembuatan NaOH dalam bentuk gas. Berikut sifat fisika dan kimia dari gas Klorin:

   - Sifat fisik = gas berwarna hijau kekuningan dengan bau yang menyengat
   - Berat molekul = 70,914 gram/mol
   - Titik lebur (^oC) = -101
   - Titik didih (^oC) = -34,05
   - *Mass density* = 2,7 Kg/m^3 (50^oC)
   - Viskositas (20^oC) = 0,01327 cP

   (www.oltchim.com, 2019)

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1. MACAM MACAM PROSES

Hampir dari semua soda kaustik diproduksi dari elektrolisis soda kaustik atau garam industri menggunakan satu dari tiga tipe elektrolisis: merkuri, diafragma, dan membran sel. Prinsip dasar dari elektrolisis suatu soda kaustik adalah berikut.

- Di daerah anoda, ion klorin dioksidasi menjadi klorin (Cl_2).
- Di daerah katoda, reaksi beragam berdasarkan dari jenis elektrolisis yang digunakan.

Berikut uraian proses yang umumnya dilakukan untuk memproduksi soda kaustik.

1. Elektrolisis Tipe Merkuri

   Dalam tipe ini, garam dalam bentuk larutan akan dialirkan melalui bejana baja dengan panjang lebih kurang 15 m dengan diameter 2 m. Terdapat dua elektroda. Katodanya adalah merkuri dan anoda terbuat dari titanium yang terlapisi logam oksida. Klorin akan terlepaskan pada anoda dan akan terkumpul di atas larutan dan akan mulai membentuk gas yang korosif, basah, dan panas.

   Ion sodium akan dilepaskan pada permukaan katoda merkuri dan akan membentuk amalgam dengan konsentrasi merkuri yang rendah. Amalgam ini akan keluar dari sel tanpa bereaksi dengan air atau klorin.

   Amalgam sodium akan diteruskan bersamaan dengan air murni menuju decomposer. Decomposer ini merupakan suatu bejana baja yang diisi dengan bola-bola grafit atau elektroda-elektroda grafit. Dalam decomposer, amalgam sodium ini akan bereaksi membentuk kaustik soda dalam bentuk larutan 50% dan akan melepaskan gas hidrogen, melepaskan logam merkuri, yang akan digunakan kembali untuk sel elektrolitik. Grafit difungsikan untuk

mempercepat reaksi dengan menyediakan luas permukaan reaksi yang lebih banyak.

Berikut adalah reaksi yang terjadi dalam sel air garam dan sel pembuatan kaustik soda secara berturut-turut.

Sel air garam:

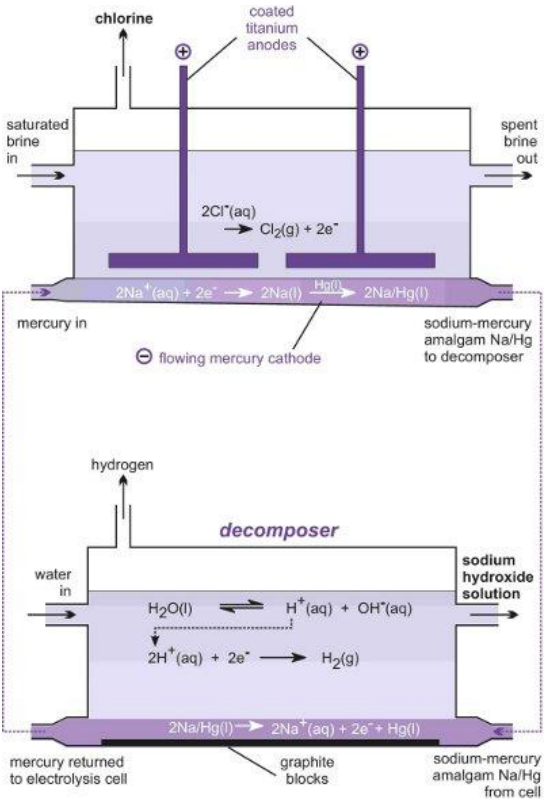
$$2Cl^- \rightarrow Cl_2 + e^-$$

$$Na^+ + e^- \rightarrow Na$$

$$Na + Hg \rightarrow NaHg$$

Sel pembuatan kaustik soda di bagian dekomposer:

$$2NaHg + 2H_2O \rightarrow 2NaOH + H_2 + 2Hg$$



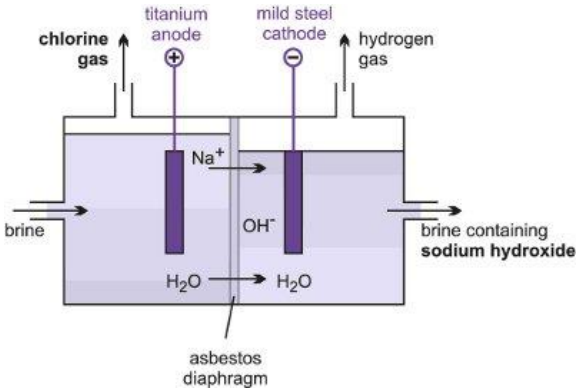
Gambar III.1 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Merkuri

2. Elektrolisis Tipe Diafragma

Dalam tipe ini, anodanya tetap titanium dengan lapisan logam oksida, namun katodanya diganti dengan baja. Terdapat diafragma asbestos berpori untuk memisahkan klorin dan hidrogen yang dilepaskan selama elektrolisis.

Ion hidroksida akan terbentuk dalam bagian katoda yang akan membentuk larutan sodium hidroksida ketika bertemu dengan ion sodium yang diproduksi di bagian anoda. Elektrolit level dipertahankan lebih tinggi di daerah anoda sehingga air garam dapat meresap menembus diafragma menuju seksi katoda di mana akan dialirkan keluar dengan larutan sodium hidroksida.

Klorin akan terbentuk di daerah anoda dan akan dialirkan ke atas. Larutan dari katoda akan mengandung lebih kurang 10—12% (w/w) sodium hidroksida dan 15% (w/w) soda kaustik. Larutan ini akan diuapkan hingga mencapai 1/5 volume awal sehingga soda kaustik yang jauh lebih kurang mudah terlarut akan terkristalisasi dan meninggalkan larutan dengan keadaan akhir sekitar 50% (w/w) sodium hidroksida dan kurang dari 1% (w/w) soda kaustik.



Gambar III.2 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Diafragma

3. Elektrolisis Tipe Membran Sel

Anoda dalam tipe ini terbuat dari titanium yang terlapisi ruthenium dioksida dengan katodanya adalah nikel yang umumnya dilapisi untuk mengurangi konsumsi energi. Bagian dari anoda dan katoda terpisahkan dengan sebuah membran ion-permeable. Membran tersebut akan bersifat permeable terhadap kation, namun tidak untuk anion. Membran ini membuat ion sodium dapat lewat, namun tidak untuk ion klorida dan ion hidroksida. Ion sodium akan mengalir dalam bentuk hidratnya $(Na.xH_2O)^+$ sehingga beberapa air akan tertransfer melalui proses ini, namun membran akan bersifat permeable terhadap molekul air yang bebas.

Larutan sodium hidroksida akan meninggalkan sel ini dalam keadaan 30% (w/w) yang akan dinaikkan konsentrasinya hingga 50% menggunakan *steam* dengan keadaan *under pressure*.

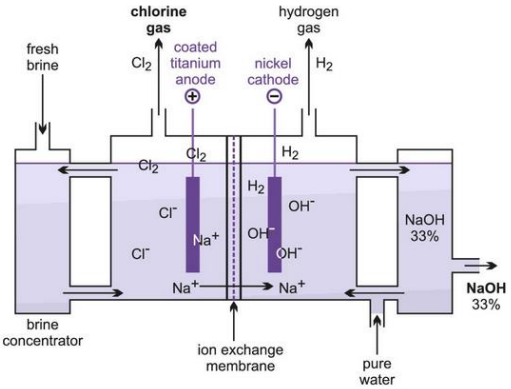
Membran yang diguankan memiliki ketebalan 0.15—0.3 mm dan terbuat dari co-polimer dari tetrafluoroethene.

Umumnya, pabrik untuk memproduksi sodium hidroksida adalah pabrik yang menggunakna *Oxygen Depolarized Cathode* (ODC) yang merupakan teknologi untuk memproduksi klorin.

Ion hidrogen akan berpindah ke katoda dan gas hidrogen akan dilepaskan. Namun, bila oksigen dipompa untuk masuk ke bagian sel yang ini, hidrogen akan bereaksi untuk membentuk air dan tegangan listrik yang dibutuhkan untuk proses elektrolisis akan berkurang sepertiga. Ini merupakan satu keuntungan dari proses ini. Namun, hidrogen tidak dapat digunakan sebagai produk samping yang di mana ia memiliki nilai jual tinggi, selain itu, akan dibutuhkan pasokan oksigen sebagai *raw material* tambahan.

Ada beberapa kesulitan teknis dalam mengimplementasikan proses ini (ODC, *oxygen-*

depolarised cathode) untuk mengelektrolisis air garam. Pabrik komersial yang besar telah banyak dibangun di Cina dan Jerman, menggunakan ODC. Saat ini, kesulitan-kesulitan telah dapat diatasi dan pabrik baru telah diberikan amanah untuk menggunakan air garam dalam pembuatan material.



Gambar III.3 Diagram Proses Elektrolisis Tipe Membran Ion

Reaksi yang terjadi di bagian katoda dari elektrolisis sel membran dan sel diafragma memiliki kesamaan, yaitu akan membentuk reaksi berikut.

$$2Na^+ + 2e^- + 2H_2O \rightarrow 2NaOH + H_2$$

Kekurangan dari proses ini adalah membran ion yang sangat sensitif terhadap Ca^{2+} dan Mg^{2+} sehingga diperlukan pemurnian terlebih dahulu sebelum bahan dielektrolisis di proses ini. Kandungan ion yang disebutkan di atas harus berada di bawah 10 ppm. Pengotor ini terbawa dari larutan NaCl dan akan memperpendek usia dari membrane ion.

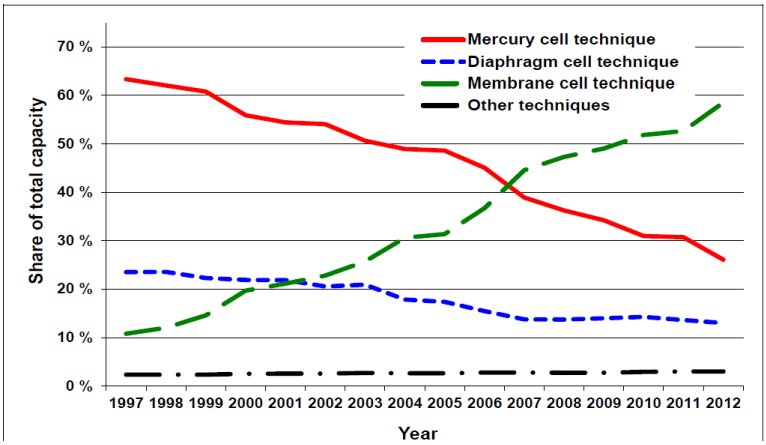
Perlu diketahui bahwa reaksi samping pada anoda masih dapat terjadi dan akan mengakibatkan hilangnya efisiensi kerja. Reaksi tersebut adalah reaksi berikut.

$$NaCl + 3Cl2 + 3H2O \leftrightarrow NaClO3 + 6HCl$$

Reaksi samping tersebut dapat diindikasikan dengan adanya penurunan pH.

Selain ketiga proses di atas, sebenarnya masih terdapat proses lain untuk memproduksi soda kaustik yaitu dengan proses penggunaan soda kapur. Namun, dari 2011, proses ini sudah ditinggalkan karena dianggap kurang memberikan keuntungan secara operasi di daerah Eropa bila dibandingkan dengan elektrolisis lain.

Sejak akhir abad 20, teknik sel merkuri mendominasi di Eropa, sedangkan di Amerika didominasi dengan teknik sel diafragma dan sel membran banyak digunakan di Jepang. Mulai dari tahun 1984, tidak ada lagi pabrik baru yang menggunakan Teknik sel merkuri dan sel diafragma pun menjadi sangat sedikit didirikan. Mengenai tren perkembangan penggunaan tiap metode dapat dilihat dalam **Gambar III.4** berikut.



Gambar III.4 Grafik Perkembangan Frekuensi Digunakannya Beberapa Metode Elektrolisis dalam Pembuatan Soda Kaustik

Perbandingan antara ketiga proses di atas dapat dirangkum menjadi data di bawah ini.

Tabel III.1 Perbandingan antara Ketiga Metode Pembuatan Soda Kaustik

	Merkuri	Diafragma	Membran
Anoda	$RuO_2 + TiO_2$ dan pada lapisan substrat Ti	$RuO_2 + TiO_2 + SnO_2$ pada lapisan substrat Ti	$RuO_2 + IrO_2 + TiO_2$ pada lapisan substrat Ti
Katoda	Merkuri	Baja (atau baja dilapisi dengan nikel aktif)	Nikel yang dilapisi dengan *high area nickel-based* atau *noble metal-based coatings*
Separator	Tidak dibutuhkan	Asbestos, asbestos yang termodifikasi dengan polimer, atau diafragma non-asbestos	Membran penukar ion
Voltase Sel (V)	3.15—4.80	2.90—3.60	2.35—4.00
Kerapatan Arus Listrik (kA/m^2)	2.20—14.50	0.80—3.60	1.00—6.50
pH	2—5	2.5—3.5	2—4
Produk Katoda	Sodium amalgam ($Na\text{-}Hg_x$)	10—12 wt-% NaOH dan H_2	30—33 wt-% NaOH dan H_2

Produk Dekomposer	50 wt-% NaOH dan H_2	Tak perlu dekomposer	Tak perlu dekomposer
Produk Evaporator	Tak perlu evaporator	50 wt-% NaOH	50 wt-% NaOH
Kualitas dari Soda Kaustik (50 wt-% NaOH)	NaCl: ~ 50 mg/kg $NaClO_3$: ~ 5 mg/kg Hg: ~ 0.1 mg/kg	NaCl: ~ 10 000 mg/kg (15000–17000 mg/kg sebelum pemekatan) $NaClO_3$: ~ 1 000 mg/kg (400 –500 mg/kg sebelum pemekatan)	NaCl: ~ 50 mg/kg $NaClO_3$: ≤ 10—50 mg/kg
Kualitas Klorin (vol-%)	O_2: 0.1—0.3 H_2: 0.1—0.5 N_2: 0.2—0.5	O_2: 0.5—2.0 H_2: 0.1—0.5 N_2: 1.0—3.0	O_2: 0.5—2.0 H_2: 0.03—0.3
Kelebihan	Soda kaostik dengan konsentrasi 50 wt-% memiliki kemurnian yang tinggi langsung dari sel Klorin dan hidrogen memiliki kemurnian tinggi	Kualitas air garam yang diperlukan rendah Konsumsi energi listrik rendah	Konsumsi energi totalnya rendah Investasi dan biaya operasi paling rendah Tidak memerlukan merkuri atau asbestos Kemurnian kaustik soda tinggi Pengembangan proses ke

	Pemurnian untuk air garamnya relative simpel		depan memiliki prospek yang luas
Kekurangan	Menggunakan merkuri Biaya operasi sel yang mahal Proteksi lingkungan membutuhkan *treatment* yang mahal	Konsumsi *steam* yang sangat besar untuk memekatkan soda kaustik menggunakan multiefek evaporator Kemurnian soda kaustik yang rendah Kualitas klorin yang rendah Beberapa sel dioperasikan dengan diafragma asbestos	Air garam diperlukan dalam kemurnian yang tinggi Kualitas klorin yang rendah Harga membran yang mahal

Beberapa faktor di atas akan menjadi pertimbangan dalam memilih proses utama dalam pembentukan sodium hidroksida. Dengan demikian, dapat disimpulkan oleh kami bahwa metode yang paling baik untuk dilakukan produksi mengacu pada metode penggunaan membran ion.

III.2. URAIAN PROSES

III.2.1. PELARUTAN GARAM DAN PEMURNIAN AIR GARAM

Garam yang digunakan dalam pabrik ini adalah garam dalam bentuk solid. Oleh karenanya, diperlukan proses persiapan terlebih dahulu. Garam dari tangki penyimpanan (F-110) perlu untuk dilarutkan dengan air dalam *brine saturator* (M-140). Garam NaCl akan diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-141) dan diangkat naik menggunakan bantuan *bucket elevator* (J-142) untuk diumpankan ke *brine saturator tank.* Di dalamnya, garam akan diencerkan menggunakan air dan *depleted brine* (istilah ini akan dijelaskan lebih lanjut nanti). Pengenceran ini dilakukan untuk membuat keadaan air garam yang jenuh (*saturated brine*). *Saturated brine* akan masuk menuju tangki penampung terlebih dahulu. Garam yang dianggap jenuh di sini menurut literatur yang kami peroleh adalah sebesar 26 gram NaCl dalam 100 gram larutan garam (NaCl:NaCl+air).

Air garam yang terbentuk dalam *brine saturator* perlu untuk dimurnikan. Pemurnian dilakukan terhadap ion-ion sulfat, Ca, Mg, Ba, dan logam lain yang dapat memengaruhi kinerja elektrolisis. Banyaknya logam kontaminan akan dipengaruhi oleh kualitas dari garam yang akan menjadi *feed* produksi. Oleh karenanya, perlu untuk dicari sumber garam industri yang berkualitas. Spesifikasi kualitas garam industri dari *feed* pabrik ini dapat ditinjau kembali di bab sebelumnya (Tabel II.12)

1. Pemurnian Awal

   Pemurnian awal yang dilakukan di dalam *brine reactor* akan dibantu dengan penggunaan sodium karbonat untuk

mengendapkan ion kalsium dalam bentuk kalsium karbonat ($CaCO_3$) dan soda kaustik untuk mengendapkan ion magnesium dalam bentuk magnesium hidroksida ($Mg(OH)_2$). Penambahan ini dilakukan dalam dua tangki yang berbeda sehingga akan diperlukan dua tangki *brine reactor* (R-150A dan R-150B).

Pengendapan ini terjadi karena $Mg(OH)_2$ dan $CaCO_3$ di dalam air memang bersifat *insoluble* sehingga dengan cara inilah, proses pemisahan ion pengotor Mg dan Ca dilakukan tanpa menambah ion pengotor lain.

Setelah air garam direaksikan, ia akan ditampung telebih dahulu di M-161 di mana juga terdapat agitator dan penambahan flokulan (PAC) sehingga endapan yang terbentuk dan diarahkan untuk menjadi *flok-flok* yang lebih besar sehingga endapan-endapan tersebut dapat mengendap di *clarifier* (H-160).

Di dalam *clarifier,* pengendapan dari kalsium karbonat dan magnesium hidroksida terjadi. Dengan waktu tinggal lebih kurang selama 4 jam, endapa-endapan diharapkan dapat memperoleh waktu yang cukup untuk mengendap dengan bantuan gaya berat. Air garam akan keluar sebagai *overflow* dari *clarifier* dan akan masuk dalam tangki penampung terlebih dahulu dan di bagian bawah *clarifier*, endapan-endapan akan disapu secara perlahan menuju satu titik dan akan dialirkan menuju *open tank* (F-541) untuk kemudian dilakukan penyaringan menggunakan *continuous filter press* (H-

540) sehingga akan diperoleh *cake* dan sisa air garam yang dapat dikembalikan menuju *brine saturator*.

2. Pemurnian Tingkat Lanjut

Air garam yang telah menjadi *overflow product* dari *clarifier* akan dialirkan menuju tahap selanjutnya di mana masih diperlukan proses pemurnian lebih lanjut. Pemurnian tingkat lanjut ini dilakukan untuk menjaga dan mempertahankan umur dari membran yang digunakan karena pengendapan Ca,dan Mg dalam *clarifier* dirasa masih kurang dapat memberikan hasil maksimal. Dalam pemurnian lebih lanjut, terdapat penyaringan lebih lanjut menggunakan tiga *anthracite filters* (H-170 A, B, dan C) yang digunakan untuk menahan endapan-endapan. Seluruh proses penyaringan ini akan dibantu oleh adanya tangki penampung dan beberapa pompa untuk memberikan bantuan dorongan aliran. Air garam keluaran proses ini diharapkan dapat mengandung endapan dalam konsentrasi dengan besaran ppb. Setelah melalui penyaringan-penyaringan di atas, *pure brine* dengan konsentrasi 26% akan dilewatkan menuju *brine preheater* (E-212) yang akan dipanaskan dengan bantuan *saturated steam* bertekanan lebih kurang 3 atm sehingga *brine* dapat mencapai suhu sekitar 60°C yang merupakan kondisi operasi dari alat untuk proses selanjutnya yaitu *electrolyser*.

III.2.2. *ELECTROLYSER (R-210)*

Air garam yang telah dimurnikan selanjutnya akan masuk menuju bagian anoda dalam *electrolyser* (anolit) bagian bawah dan akan memenuhi kompartemen sehingga aliran dapat dijaga dalam kondisi atmosferik. Proses yang terjadi dalam sel ini telah dijelaskan pada subbab Seleksi Proses. Larutan garam akan masuk menuju ruang anoda dan akan terjadi oksidasi ion klorin menjadi gasnya. Adanya membran semipermeable akan menyebabkan air dan ion klorin akan tertahan dan hanya akan memperbolehkan ion sodium untuk lewat dengan kondisi mengikat sekitar 4 mol air untuk tiap mol sodium. Di bagian katoda lah nantinya air akan mengalami reduksi menjadi gas hidrogen dan ion hidroksida. Dengan adanya ion sodium dan ion hidroksida, maka larutan soda kaustik telah diperoleh dalam kondisi ±32 wt-%. Beberapa bagian larutan yang keluar dari ruang katoda (katolit) akan dicampur dengan air proses untuk menurunkan konsentrasi larutan hingga mencapai lebih kurang 30 wt-% dan akan dikembalikan menuju inlet bawah katolit. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi larutan soda kaustik keluar dari katolit tetap dalam kondisi 32 wt-% untuk menjaga kinerja katoda.

Larutan soda kaustik akan secara kontinu dikeluarkan dari *electrolyser* melalui *overflow* katolit sedangkan larutan garam yang sudah berkurang konsentrasinya (*depleted brine*) akan keluar melalui *overflow* anolit dan akan dijenuhkan kembali dengan garam. Gas klorin akan keluar dari anolit sedangkan gas hidrogen akan keluar melalui katolit. Seluruh proses ini akan menghasilkan produk dalam suhu sekitar 80°C.

Membran yang digunakan terdiri dari dua layer di mana layer pertama akan mengandung polimer yang terperfluorinasi dan telah tersubstitusi dengan gugus karboksilat dan berdekatan dengan katodik yang memiliki sifat untuk memudahkan transfer ion sodium dan cenderung akan menghalangi transfer ion hidroksida, klorida, ion hipoklorit, dan ion klorat. Sisi lain mengandung polimer terfluorinasi dengan substituent gugus sulfonat dan dekat dengan anodik yang berfungsi untuk *supporting* kekuatan mekanis dan konduktivitas elektrik yang tinggi.

III.2.3. DEKOMPOSISI KLORAT

Aliran larutan yang keluar dari sisi anolit akan sel elektrolisis akan masuk menuju *chlorate destructor reactor* (R-510). Hal ini dilakukan untuk mengurangi pembentukan klorat dalam larutan yang memiliki efek negatif pada resin penukar ion, kualitas kaustik soda, dan pada emisi ke lingkungan, membran sel dioperasikan dengan unit pemecah klorat untuk mengadakan deklorinasi menggunakan HCl tambahan untuk menggeser reaksi yang tadi terjadi di anolit sehingga dapat membentuk klorin pada temperature pada suhu 80°C. Besar HCl yang akan diumpankan tidak tentu jumlahnya, asalkan dapat menggeser reaksi yang ada sehingga penambahan ini dapat dilakukan dengan jumlah tertentu namun tetap harus dikonsiderasikan bahwa sisa HCl ini nantinya harus ternetralisasikan dengan penambahan NaOH dari produk. Reaksi yang terjadi dalam proses ini adalah sebagai berikut.

$$NaClO_3 + 6HCl \rightarrow NaCl + 3Cl_2 + 3H_2O$$

Klorin yang dihasilkan di sini akan terbagi dalam bentuk terlarut dan gas yang akan langsung disedot oleh *blower* (L-423) sebelum nanti akan

dipertemukan dengan aliran gas klorin dari hasil anolit. Besarnya klorin terlarut menurut literatur adalah sebesar 1 gram/L larutan.

III.2.4. *NEUTRALIZATION REACTOR*

Larutan yang keluar dari unit *chlorate destructor reactor* akan masuk menuju *neutralization reactor* (R-520) di mana kandungan HCl sisa reaksi akan dinetralisasi dengan penambahan larutan NaOH dari aliran produk. Penambahan NaOH yang dibutuhkan akan sesuai dengan reaksi yang terjadi sebagai berikut.

$$NaOH + HCl \rightarrow NaCl + H_2O$$

Larutan yang telah mengalami reaksi netralisasi akan dialirkan menuju tangki penyimpan untuk kemudian dilakukan proses selanjutnya.

III.2.5. *ACTIVATED CARBON FILTER*

Larutan akan diumpankan menuju *activated carbon filter* (H-530) yang akan mengikat klorin terlarut sehingga larutan yang akan diumpanbalikkan dapat bebas dari gas klorin. Larutan keluar dari *activated carbon filter* diasumsikan telah bebas dari klorin terlarut.

III.2.5. PEMEKATAN SODA KAUSTIK DAN PENYIMPANAN PRODUK

Aliran larutan soda kaustik keluar dari proses elektrolisis memiliki konsentrasi sekitar 32 wt-% dan akan dilakukan pembagian aliran sesuai yang ada dalam PFD untuk mendukung proses pabrik yang ada di beberapa titik. Setelahnya, larutan yang tersisa akan dipekatkan dengan menggunakan *shell and tube evaporator* dua tingkat (*two effect evaporator*) (V-310 A dan B). Pemekatan dilakukan hingga mencapai

konsentrasi 50 wt-%. *Evaporator* pertama bekerja dalam kondisi lingkungan namun *evaporator* kedua bekerja dalam kondisi vakum dengan bantuan adanya *barometric condenser* (G-315) dan *steam ejector* (E-316).

Larutan soda kaustik yang telah dipekatkan akan dialirkan menuju *NaOH cooler* yang akan dibantu oleh air pendingin untuk mengambil panas dari larutan NaOH sebelum dilakukan penyimpanan. Larutan keluar dari *evaporator* kedua akan bersuhu 91.5°C sehingga perlu diturunkan suhunya hingga mencapai 50°C agar tidak terlalu memengaruhi lingkungan.

III.2.6. PEMROSESAN, PENANGANAN, DAN PENYIMPANAN KLORIN

Umumnya, gas klorin (Cl_2) yang dihasilkan dari anolit dan *chlorate destructor reactor* memiliki kemurnian yang tinggi sekitar 99%. Gas ini akan didinginkan dalam E-422A sehingga klorin dengan suhu awal 80°C dapat berkurang hingga mencapai 45°C. Hal ini dilakukan untuk menjaga suhu keluaran dari kompresor tidak mencapai 150°C karena akan terjadi *autoignition* antara klorin dengan bahan pipa yang umumnya mengandung *iron*. Setelah pendinginan ini, gas akan dikompres oke G-421A sehingga tekanan dapat dinaikkan menjadi 2.3 bar dan menjadikan suhu akhir gas menjadi sebesar 131.1°C. Gas akan didinginkan kembali oleh unit E-422B hingga mencapai suhu 70°C sebelum dikompresi oleh GG-421B menjadi 3.6 bar dan 144°C. Setelahnya, suhu gas akan diturunkan oleh E-422C dan E-422D hingga mencapai suhu 45°C sebelum disimpan dalam tangki penyimpanan dengan kondisi tekanan dan suhu yang sama.

III.2.7. PEMROSESAN, PENANGANAN, DAN PENYIMPANAN HIDROGEN

Gas hidrogen yang keluar dari katolit di elektrolizer memiliki konsentrasi tinggi sekitar 99.9% dan umumnya dilakukan pendingan terlebih dahulu dengan *saturated water* sebelum disimpan. Proses pendinginan menggunakan *heat exchanger* E-412A hingga mencapai suhu 70°C sebelum diumpankan ke G-411 dan dikompresi hingga mencapai tekanan 4 bar dan bersuhu lebih kurang 220°C sebelum kemudian akan didinginkan lebih lanjut hingga mencapai suhu 45°C. setelahnya, gaas hidrogen disimpan di dalam tangki penyimpanan dengan kondisi operasi yang sama.

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.I NERACA MASSA

Produk	=	NaOH 50% Aqueous
Kapasitas Produksi	=	1000000 ton/tahun
Waktu Operasi	=	1 tahun = 330 hari
Basis Perhitungan	=	1 jam
Kebutuhan Bahan Baku	=	739774,435 ton / tahun
	=	2241,741 ton / hari
	=	93,406 ton/jam

Tabel IV.1 Komposisi Garam Industri (*Feed*)

Komponen	**BM (ton/tonmol)**	**Fraksi Massa**
NaCl	58,443	0,9800
Air	18,015	0,0020
$CaCl_2$	110,984	0,0072
$MgCl_2$	95,211	0,0108
Total		**1,0000**

Perhitungan neraca massa didasarkan pada hukum kekekalan massa yang mengacu pada persamaan berikut.

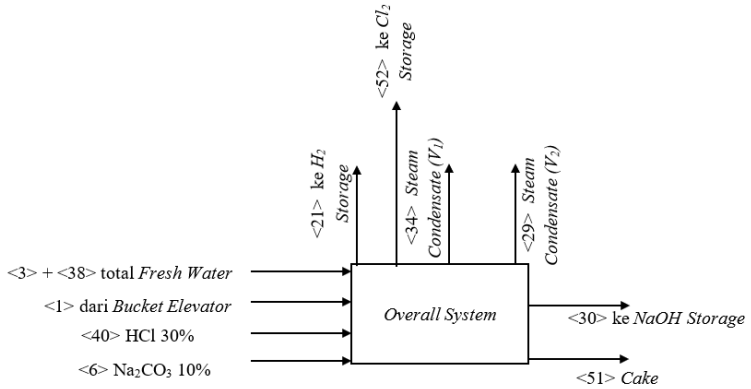
Akumulasi di dalam sistem	=	Massa masuk ke dalam sistem	-	Massa keluar dari dalam sistem	+	Generasi massa di dalam sistem	-	Konsumsi massa di dalam sistem

Keterangan: nilai akumulasi akan dibahas sesuai dengan system yang berlaku saat perhitungan dilakukan.

(Himmelblau, 6th ed, 1996)

Dari perhitungan yang telah dijabarkan di Appendiks A, keseimbangan neraca massa telah diperoleh dan akan diberikan datanya sebagai berikut.

Neraca Massa Overall



Gambar IV.1 Blok Diagram Sistem *Overall* yang Saling Berpengaruh.

Data dari sistem yang telah diketahui adalah sebagai berikut.
Asumsi:

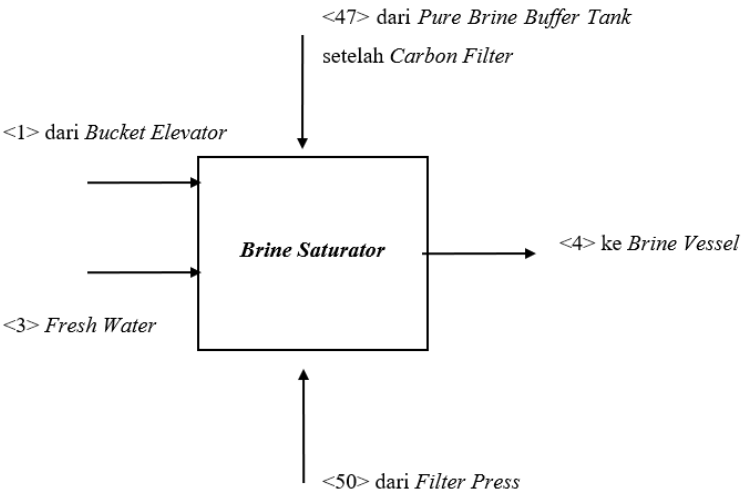
Terdapat beberapa senyawa yang akan terakumulasi di dalam sistem. Beberapa senyawa ini dapat dilihat di Appendiks A.

Tabel IV.2 Neraca Massa Sistem *Overall*

Arah Aliran	**Aliran**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa kg*10^{-3}/jam**
In	<1>	NaCl	98,00%	91,538
		$CaCl_2$	0,72%	0,673
		$MgCl_2$	1,08%	1,009
		H_2O	0,20%	0,187
	<40>	HCl	30,00%	10
		H_2O	70,00%	23,33333333
	<6>	Na_2CO_3	10,00%	0,642
		H_2O	90,00%	5,780
	<3>+<38>	H_2O	100,00%	133,665
Total				266,827
Out	<30>	NaOH	50%	63,131
		H2O	50%	63,131
	<29>	H2O	100%	37,637
	<34>	H2O	100%	33,386
	<52>	Cl_2	100%	66,428
	<21>	H_2	100%	1,889
	<51> + acc	$Mg(OH)_2$	(tidak termasuk PAC)	0,618
		$CaCO_3$	(tidak termasuk PAC)	0,606
Total				266,827

Unit Mass Balance

1. Brine Saturator (M-140)



Gambar IV.2 Blok Diagram Sistem *Brine Saturator*

Fungsi: melarutkan garam industri dengan air yang diumpankan dari *fresh water* sekaligus tempat penjenuhan air garam hasil *recycle* dari proses yang telah terjadi setelah proses selanjutnya.

Asumsi: tidak terjadi akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.3 Neraca Massa Sistem *Brine Saturator*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})								Keluar (kg x 10^{-3})	
	<1>		<3>		<47>		<50>		<4>	
	X	M	X	M	X	M	X	M	X	M
NaCl	0,98	91,538	0	0	0,180	106,525	0,26	1,529	0,2601	199,592
Air	0,002	0,187	1,00	75,682	0,820	485,772	0,74	4,352	0,7377	565,992
$CaCl_2$	0,0072	0,673	0	0	0	0	0	0	0,0009	0,673
$MgCl_2$	0,0108	1,009	0	0	0	0	0	0	0,0013	1,009
Total	1,00	93,406	1,00	75,682	1,00	592,296	1,00	5,881	1,00	767,265
	767,265								767,265	

2. Brine Vessel (F-143)

Gambar IV.3 Blok Diagram Sistem *Brine Vessel*

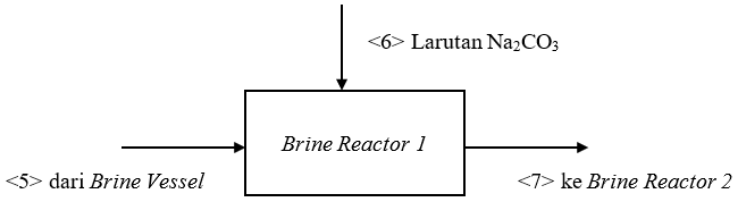
Fungsi: menampung sementara produk yang keluar dari *brine saturator* sebelum diumpankan ke *brine reactor* pertama. Tidak ada proses di dalamnya.

Asumsi: tidak terjadi akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.4 Neraca Massa Sistem *Brine Vessel*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})	
	<4>		<5>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,2601	199,592	0,2601	199,592
Air	0,7377	565,992	0,7377	565,992
$CaCl_2$	0,0009	0,673	0,0009	0,673
$MgCl_2$	0,0013	1,009	0,0013	1,009
Total	1,00	767,265	1,00	767,265
	767,265		767,265	

3. Brine Reactor 1 (R-150 A)



Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1*

Fungsi: mereaksikan pengotor berupa $CaCl_2$ dengan Na_2CO_3 sesuai reaksi berikut.

$$CaCl_2 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + 2NaCl$$

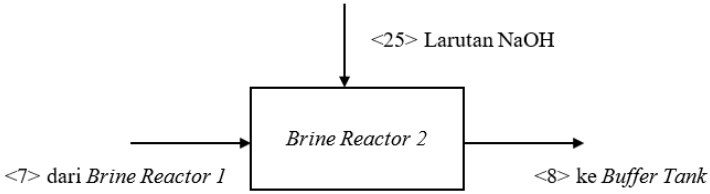
Asumsi:

- Semua pengotor berupa $CaCl_2$ terkonversi dengan jumlah Na_2CO_3 yang sesuai
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.
- Na_2CO_3 yang digunakan adalah larutan dengan konsentrasi 10%

Tabel IV.5 Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 1*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<5>			<7>	
NaCl	0,2601	199,592	NaCl	0,2589	200,300
Air	0,7377	565,992	Air	0,7390	571,772
$CaCl_2$	0,0009	0,673	$CaCl_2$	0	0
$MgCl_2$	0,0013	1,009	$MgCl_2$	0,0013	1,009
Total	1,00	767,265	$CaCO_3$	0,0008	0,606
	<6>		*Total*	1,0000	773,687
Na_2CO_3	0,1	0,642			
Air	0,9	5,780			
Total	1,0	6,422			
Total	773,687		**Total**	773,687	

4. Brine Reactor 2 (R-150 B)



Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2*

Fungsi: mereaksikan pengotor berupa $MgCl_2$ dengan NaOH sesuai reaksi berikut.

$$MgCl_2 + 2NaOH \rightarrow Mg(OH)_2 + 2NaCl$$

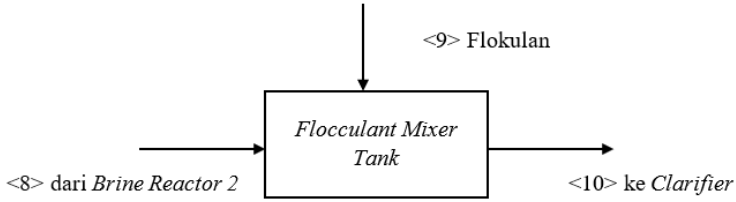
Asumsi:

- Semua pengotor berupa $MgCl_2$ terkonversi dengan jumlah NaOH yang sesuai
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.
- NaCl yang digunakan adalah larutan dengan konsentrasi 32% sesuai dengan konsentrasi NaOH keluar dari elektrolisis di mana ia disupplai.

Tabel IV.6 Neraca Massa Sistem *Brine Reactor 2*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<7>			<8>	
NaCl	0,2589	200,300	NaCl	0,2596	201,538
Air	0,7390	571,772	Air	0,7388	573,573
$CaCO_3$	0,0008	0,606	$CaCO_3$	0,0008	0,606
$MgCl_2$	0,0013	1,009	$MgCl_2$	0	0
Total	1,0000	773,687	$Mg(OH)_2$	0,0008	0,618
	<25>		*Total*	1,0000	776,336
NaOH	0,32	0,848			
Air	0,68	1,801			
Total	1,00	2,649			
Total	776,336		**Total**	776,336	

5. Flocculant Mixer Tank (M-161)



Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem *Flocculant Mixer Tank*

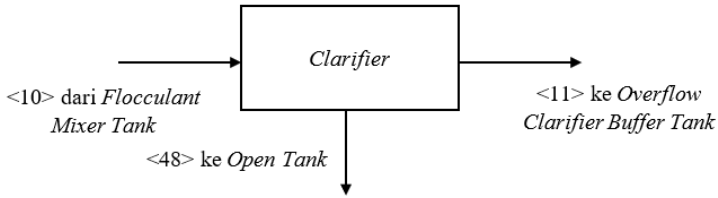
Fungsi: memasukkan flokulan ke dalam aliran yang akan menuju ke *clarifier* untuk memastikan agar *pin flok* dapat membentuk *flok-flok* yang lebih besar.

Asumsi: flokulan yang diperlukan adalah sebesar 75ppm dari total larutan yang masuk.

Tabel IV.7 Neraca Massa Sistem *Flocculant Mixer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<8>			<10>	
NaCl	0,2596	201,538	NaCl	0,2596	201,538
Air	0,7388	573,573	Air	0,7388	573,573
$CaCO_3$	0,0008	0,606	$CaCO_3$	0,0008	0,606
$Mg(OH)_2$	0,0008	0,618	$Mg(OH)_2$	0,0008	0,618
Total	1,0000	776,336	Flokulan	0,0001	0,058
	<9>		*Total*	1,0000	776,394
Flokulan	1,00	0,058			
Total	1,00	0,058			
Total	776,394		**Total**	776,394	

6. Clarifier (H-160)



Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem *Clarifier*

Fungsi: mengendapkan suspensi dari larutan induk dengan bantuan gaya berat dari *flok-flok* yang telah terbentuk sebelumnya.

Asumsi:

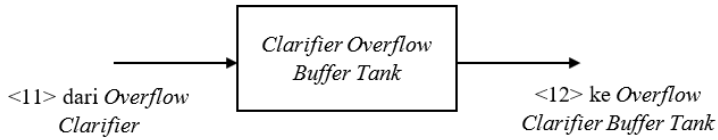
- Efisiensi *Clarifier* adalah sebesar 80%.

- Total suspense yang ada dalam aliran bawah adalah 15% dari total massa aliran tersebut.
- Air yang turun dibandingkan dengan NaCl yang terbawa adalah sebesar 74:26.
- Flokulan terbuang semua di *underflow.*

Tabel IV.8 Neraca Massa Sistem *Clarifier*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<10>			<11>	
NaCl	0,2596	201,538	NaCl	0,25496	200,009
Air	0,7388	573,573	Air	0,74481	569,222
$CaCO_3$	0,0008	0,606	$CaCO_3$	0,00158	0,121
$Mg(OH)_2$	0,0008	0,618	$Mg(OH)_2$	0,00161	0,124
Flokulan	0,0001	0,058	Flokulan	0	0
Total	1,0000	776,394	*Total*	1,0000	769,476
				<48>	
			NaCl	0,2210	1,529
			Air	0,6290	4,352
			$CaCO_3$	0,0685	0,485
			$Mg(OH)_2$	0,0698	0,494
			Flokulan	0,0116	0,058
			Total	1,0000	6,918
Total	776,394		**Total**	776,394	

7. Clarifier Overflow Buffer Tank (F-163)



Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank*

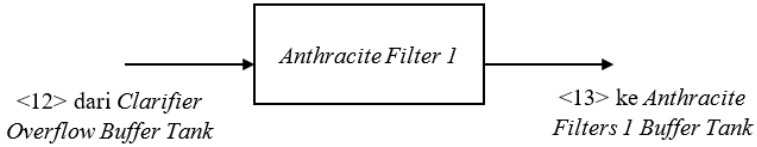
Fungsi: menjadi tempat di mana aliran atas dari *clarifier* akan ditampung sebelum dibawa menuju ke *anthracite filters*.

Asumsi: tidak ada proses kimia atau pun fisika di dalam serta tak ada pengendapan yang terjadi di dalam.

Tabel IV.9 Neraca Massa Sistem *Clarifier Overflow Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})	
	<11>		<12>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,25496	200,009	0,25496	200,009
Air	0,74481	569,222	0,74481	569,222
$CaCO_3$	0,00158	0,121	0,00111	0,121
$Mg(OH)_2$	0,00161	0,124	0,00113	0,124
Total	1,00000	769,476	1,0000	769,476
	769,476		769,476	

8. Anthracite Filter 1 (H-170 A)



Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 1*

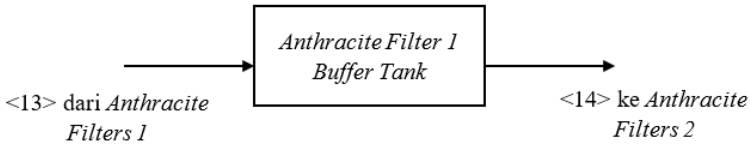
Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam.

Asumsi: tidak ada proses kimia namun ada proses filtrasi endapan-endapan yang masih terbawa air garam. Efisiensi dari alat ini sebesar 50%.

Tabel IV.10 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 1*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})		Akumulasi (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<12>		<13>		<akumulasi>	
NaCl	0,25496	200,009	0,2599	200,009	0	0
Air	0,74481	569,222	0,7397	569,222	0	0
$CaCO_3$	0,00111	0,121	0,0001	0,061	0,495	0,061
$Mg(OH)_2$	0,00113	0,124	0,0001	0,062	0,505	0,062
Total	1,0000	769,476	1,0000	769,353	1,000	0,122
Total	769,476		769,353		0,122	

9. Anthracite Filter 1 Buffer Tank (F-172)



Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 1 Buffer Tank*

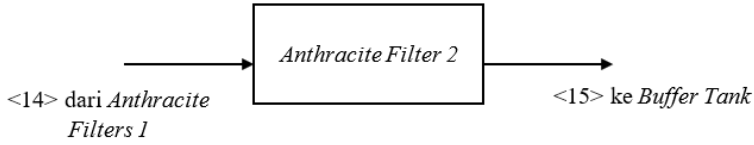
Fungsi: menampung sementara *brine* dari *Anthracite Filter 1* sebelum diumpankan menuju *Anthracite Filter 2*. Dilakukan agar menjaga *flowrate* untuk diumpankan ke pompa.

Asumsi: tidak ada proses kimia dan fisika di dalamnya.

Tabel IV.11 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 1 Buffer Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**	**Fraksi Massa**	**Massa**
	<13>		<14>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222
$CaCO_3$	0,0001	0,061	0,0001	0,061
$Mg(OH)_2$	0,0001	0,062	0,0001	0,062
Total	1,0000	769,353	1,0000	769,353
Total	769,353		769,353	

10. Anthracite Filter 2 (H-170 B)



Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 2*

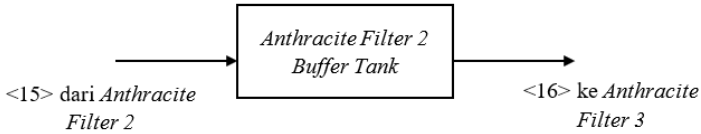
Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam untuk menyempurnakan kerja dari *Anthracite Filter 1*.

Asumsi: tidak ada proses kimia namun ada proses filtrasi endapan-endapan yang masih terbawa air garam. Efisiensi dari alat ini adalah sebesar 90%.

Tabel IV.12 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 2*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})		Akumulasi (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<14>		<15>		<akumulasi>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009	0	0
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222	0	0
$CaCO_3$	0,0001	0,061	0,0001	0,006	0,495	0,054
$Mg(OH)_2$	0,0001	0,062	0,0001	0,006	0,505	0,056
Total	1,0000	769,353	1,0000	769,243	1,000	0,110
Total	769,353		769,243		0,110	

11. Anthracite Filter 2 Buffer Tank (F-174)



Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 2 Buffer Tank*

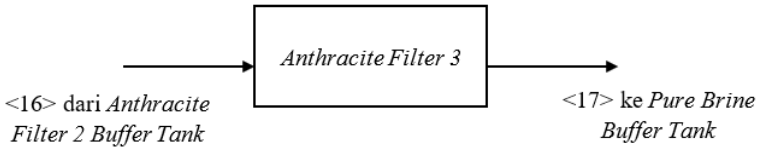
Fungsi: menampung sementara *brine* dari *Anthracite Filter 2* sebelum diumpankan menuju *Anthracite Filter 3*. Dilakukan agar menjaga *flowrate* untuk diumpankan ke pompa.

Asumsi: tidak ada proses kimia dan fisika di dalamnya.

Tabel IV.13 Neraca Massa Sistem *Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})	
	<15>		<16>	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
NaCl	0,2599	200,009	0,2599	200,009
Air	0,7397	569,222	0,7397	569,222
$CaCO_3$	0,0001	0,006	0,0001	0,006
$Mg(OH)_2$	0,0001	0,006	0,0001	0,006
Total	1,0000	769,243	1,0000	769,243
	769,243		769,243	

12. Anthracite Filter 3 (H-170 C)



Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter 3*

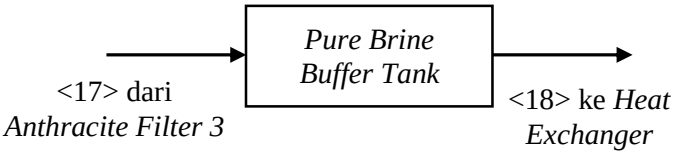
Fungsi: tempat di mana terjadi filtrasi air garam untuk menyempurnakan kerja dari *Anthracite Filter 2.*

Asumsi: Efisiensi dari *Anthracite Filter 3* ini adalah 100%. Terdapat akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.14 Neraca Massa Sistem *Anthracite Filter 3*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Keluar (kg x 10^{-3})		Akumulasi (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa	Fraksi Massa	Massa
	<16>		<17>		<akumulasi>	
NaCl	0,2599	200,009	0,2600	200,009	0	0
Air	0,7397	569,222	0,7400	569,222	0	0
$CaCO_3$	0,0001	0,006	0	0	0,495	0,006
$Mg(OH)_2$	0,0001	0,006	0	0	0,505	0,006
Total	1,0000	769,243	1,0000	769,231	1,000	0,012
Total	769,243		769,231		0,012	

13. Pure Brine Buffer Tank (F-176)



Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem *Pure Brine Buffer Tank*

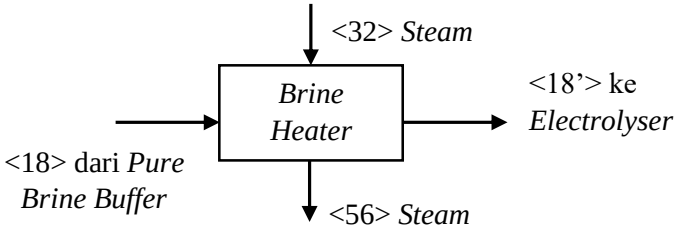
Fungsi: menampung sementara *brine* yang sudah bersih sebelum diumpankan menuju ke *Heat Exchanger*.

Asumsi: tidak ada proses kimia maupun fisika di dalamnya. Tidak ada pula akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.15 Neraca Massa Sistem *Pure Brine Buffer Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	<17>		**<18>**	
	Fraksi Massa	**Massa**	**Fraksi Massa**	**Massa**
NaCl	0,2600	200,009	0,2600	200,009
Air	0,7400	569,222	0,7400	569,222
Total	1,0000	769,231	1,0000	769,231
	769,231		769,231	

14. Brine Heater (E-212)



Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem *Brine Heater*

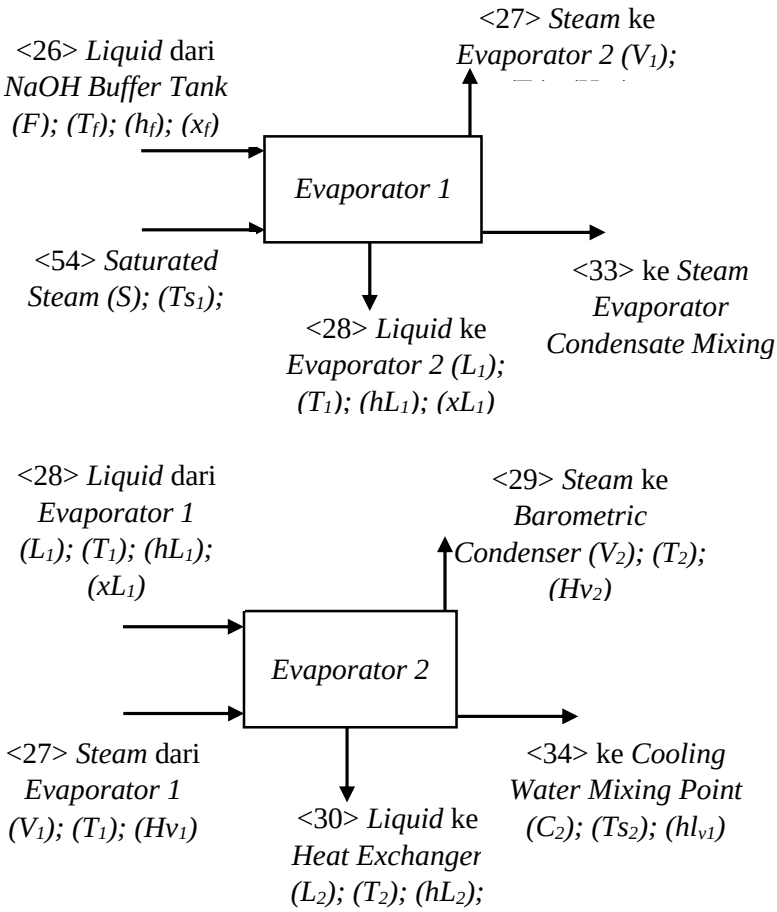
Fungsi: menaikkan suhu *Pure Brine* dengan bantuan *steam* jenuh dengan suhu 140°C.

Asumsi: Semua *steam* terkondensasi dan tak ada akumulasi dalam alat.

Tabel IV.16 Neraca Massa Sistem *Brine Heater*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<18>			<18'>	
NaCl	0,2600	200,009	NaCl	0,2600	200,009
Air	0,7400	569,222	Air	0,7400	569,222
Total	1,0000	769,231	*Total*	1,0000	769,231
	<32>			<56>	
Air	1,00	35,623	Air	1,00	35,623
Total	1,00	35,623	*Total*	1,00	35,623
Total	804,854		**Total**	804,854	

15. Evaporator 1 (V-310 A) dan Evaporator 2 (V-310 B)



Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem *Evaporator Double Effect*

Fungsi: menaikkan konsentrasi larutan NaOH yang sebelumnya memiliki konsentrasi 32 wt-% menjadi 50 wt-% dengan bantuan dari *steam*, baik *saturated steam* maupun *steam*

yang telah dihasilkan oleh penguapan air dari larutan NaOH pada *Evaporator 1*.

Asumsi:

- *Steam* untuk *Evaporator 1* dalam 198,53 kPa dan 140°C.
- *Steam* dari *Evaporator 1* dalam keadaan *superheated* berdasarkan tekanan operasi *Evaporator 1* dan akan terkondensasi seluruhnya menjadi *saturated liquid*.
- Tekanan operasi dalam *Evaporator 2* adalah sebesar 12,349 kPa.
- Koefisien perpindahan panas pada *Evaporator 1* sebesar 2500 $W/m^2.K$ dan pada *Evaporator 2* sebesar 1250 $W/m^2.K$.
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.

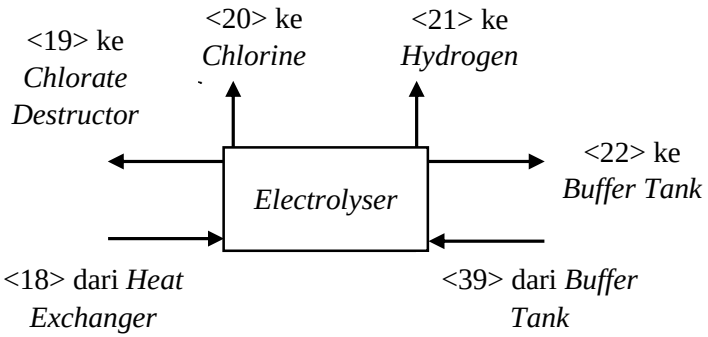
Tabel IV.17 Neraca Massa Sistem *Evaporator 1*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<26>			<28>	
NaOH	0,32	63,131	NaOH	0,3852	63,131
Air	0,68	134,154	Air	0,6148	100,769
Total	1,00		*Total*	1,0000	163,900
	<54>			<27>	
Air	1,00	55,181	Air	1,00	33,386
Total	1,00	55,181	*Total*	1,00	33,386
				<33>	
			Air	1,00	55,181
			Total	1,00	55,181
Total	252,467		**Total**	252,467	

Tabel IV.18 Neraca Massa Sistem *Evaporator 2*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<28>			<30>	
NaOH	0,3852	63,131	NaOH	0,5	63,131
Air	0,6148	100,769	Air	0,5	63,131
Total	1,0000	163,900	*Total*	1,0	126,262
	<27>			<29>	
Air	1,00	33,386	Air	1,00	37,637
Total	1,00	33,386	*Total*	1,00	37,637
				<34>	
			Air	1,00	33,386
			Total	1,00	33,386
Total	197,900		**Total**	197,286	

16. Electrolyser (R-120)



Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem *Electrolyser*

Fungsi: mengelektrolisis senyawa NaCl dan air dalam *Pure Brine* sehingga dapat diperoleh produk yang diinginkan yaitu NaOH.

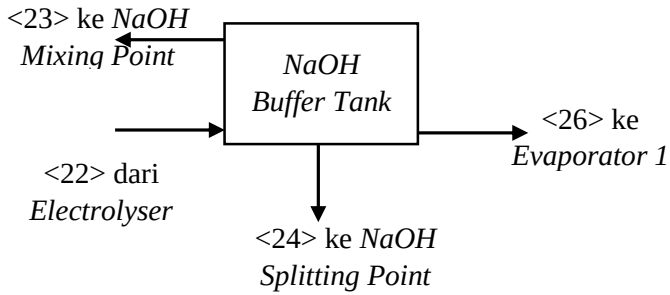
Asumsi:

- Reaksi akan dibagi menjadi dalam dua kompartemen yaitu anolit dan katolit.
- Reaksi di anolit mengoksidasi ion klorin menjadi gas.
- Klorin yang dihasilkan di *electrolyser* dibandingkan dengan yang bereaksi menjadi $NaClO_3$ adalah sebesar 3,684
- Reaksi di katolit mereduksi air.
- Satu ion Na^+ dari anolit akan berpindah menuju ke katolit melewati membrane dengan membawa 4 mol air
- Tidak ada akumulasi di dalam *electrolyser*.

Tabel IV.19 Neraca Massa Sistem *Electrolyser*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<18>			<19>	
NaCl	0,26	200,000	NaCl	0,1607	86,600
Air	0,74	569,231	Air	0,7991	430,583
Total	1,00	769,231	$NaClO_3$	0,0132	7,096
	<39>		HCl	0,0271	14,584
NaOH	0,30	278,319	*Total*	1,0000	538,863
Air	0,70	649,411		<20>	
Total	1,00	927,731	Cl_2	1,00	52,247
			Total	1,00	52,247
				<21>	
			H_2	1,00	1,889
			Total	1,00	1,889
				<22>	
			NaOH	0,32	353,262
			Air	0,68	750,701
			Total	1,00	1103,963
Total	1696,962		**Total**	1696,962	

17. NaOH Buffer Tank (F-213)



Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem *NaOH Buffer Tank*

Fungsi: menampung larutan NaOH dari *electrolyser* sebelum diumpankan menuju *evaporator 1* dan menjadi titik di mana terjadi pembagian aliran menuju ke beberapa titik yang memerlukan larutan NaOH.

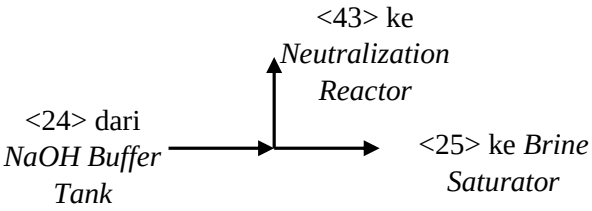
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi dalam aliran ini.
- Larutan yang masuk memiliki konsentrasi 32%

Tabel IV.20 Neraca Massa Sistem *NaOH Buffer Tank*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<22>			<23>	
NaOH	0,32	353,262	NaOH	0,32	278,319
Air	0,68	750,701	Air	0,68	591,428
Total	1,00	1103,963	*Total*	1,00	7,096
				<24>	
			NaOH	0,32	11,817
			Air	0,68	25,134
			Total	1,00	36,952
				<26>	
			NaOH	0,32	63,131
			Air	0,68	134,154
			Total	1,00	197,285
Total	1103,963		**Total**	1103,963	

18. NaOH Splitting Point



Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem *NaOH Splittig Point*

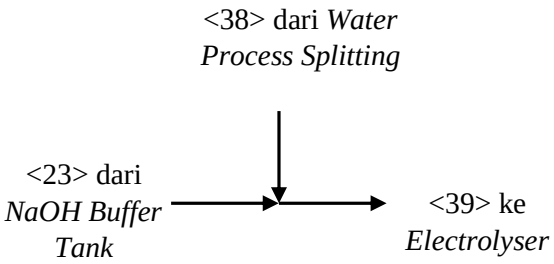
Fungsi: menjadi titik di mana NaOH akan dibagi aliran menuju dua titik yang diinginkan.

Seluruh aliran telah dibahas di subbab sebelumnya sehingga neraca massa dapat langsung diketahui.

Tabel IV.21 Neraca Massa Sistem *NaOH Splitting Point*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<24>			<25>	
NaOH	0,32	11,817	NaOH	0,32	0,848
Air	0,68	25,134	Air	0,68	1,801
Total	1,00	36,952	*Total*	1,00	2,649
				<43>	
			NaOH	0,32	10,970
				0,68	23,333
			Total	1,00	34,303
Total	36,952		**Total**	36,952	

19. Mixing Point of Water sebelum Diumpanbalikkan ke Electrolyser



Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem *Mixing Point of Water* sebelum Diumpanbalikkan ke *Electrolyser*.

Fungsi: merupakan titik di mana air proses akan ditambahkan aliran larutan NaOH sebelum diumpanbalikkan menuju *electrolyser*. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi NaOH dalam katolit agar selalu mendekati 32%.

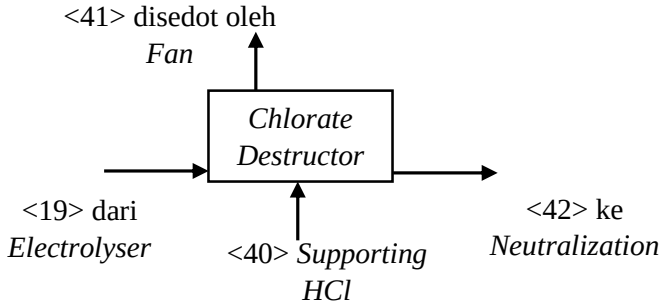
Asumsi:

- Nilai konsentrasi akhir di aliran <39> adalah sebesar 30%.

Tabel IV.22 Neraca Massa Sistem *Mixing Point of Water* sebelum Diumpanbalikkan ke *Electrolyser*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<23>			<39>	
NaOH	0,32	278,319	NaOH	0,3	278,319
Air	0,68	591,428	Air	0,7	649,411
Total	1,00	869,747	*Total*	1,0	927,730
	<38>				
Air	1,00	57,983			
Total	1,00	57,983			
Total	927,730		**Total**	927,730	

20. Chlorate Destructor (R-510)



Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa $NaClO_3$ sehingga menjadi Cl_2 dengan menambah larutan HCl untuk mengubah arah reaksinya.

Asumsi:

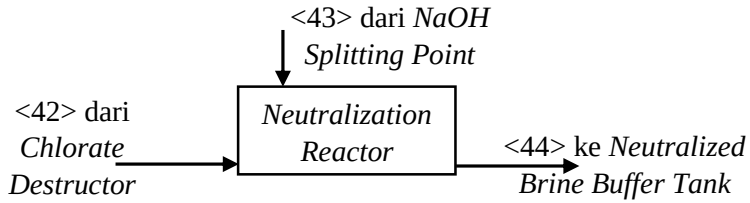
- Tak ada akumulasi di dalam sistem ini.

- HCl yang ditambahkan adalah sebesar 10 ton/jam HCl.
- Cl_2 yang terbentuk adalah Cl_2 terlarut dan menjadi gas.
- Komposisi gas hanyalah Cl_2.
- Cl_2 gas akan disedot oleh bantuan *Fan.*
- Kelarutan Cl_2 dalam *Brine* adalah sebesar 10^{-6} ton/L larutan *Brine*.

Tabel IV.23 Neraca Massa Sistem *Chlorate Destructor*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<19>			<42>	
NaCl	0,1607	86,600	NaCl	0,1620	90,496
Air	0,7991	430,583	Air	0,8192	457,520
$NaClO_3$	0,0132	7,096	Cl_2	0,0009	0,511
HCl	0,0271	14,584	HCl	0,0179	10
Total	1,0000	538,863	*Total*	1,0000	558,526
	<40>			<41>	
HCl	0,3	10,000		1,00	13,671
H_2O	0,7	23,333	*Total*	1,00	13,671
Total	1,0	33,333			
Total	572,197		**Total**	572,197	

21. Neutralization Reactor (R-520)



Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem *Neutrlization Reactor*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa $NaClO_3$ sehingga menjadi Cl_2 dengan menambah larutan HCl untuk mengubah arah reaksinya. Sisa HCl ini akan dinetralkan menggunakan tambahan NaOH sehingga tidak tersisa senyawa asam.

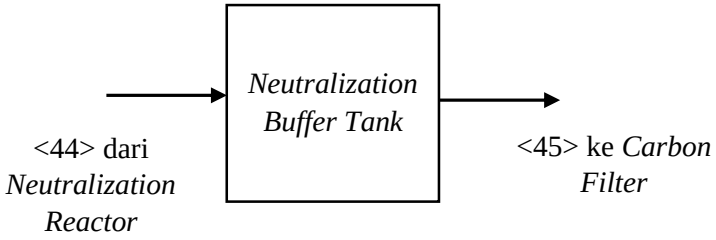
Asumsi:

- Seluruh NaOH yang dimasukkan akan habis bereaksi menetralkan sisa HCl.
- Tidak ada akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.24 Neraca Massa Sistem *Neutralization Reactor*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<42>			<44>	
NaCl	0,1620	90,496	NaCl	0,1797	106,525
Air	0,8192	457,520	Air	0,8194	485,772
Cl_2	0,0009	0,511	Cl_2	0,0009	0,511
HCl	0,0179	10	*Total*	1,0000	592,806
Total	1,0000	558,526			
	<43>				
NaOH	0,32	10,970			
Air	0,68	23,311			
Total	1,00	34,281			
Total	592,806		**Total**	592,806	

22. Neutralized Brine Buffer Tank (F-531)



Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank*

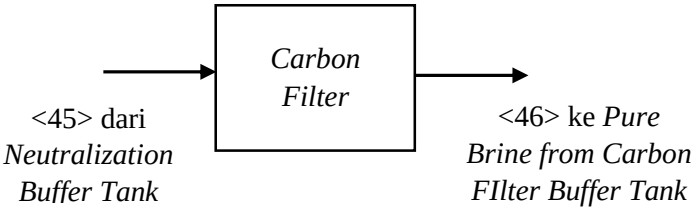
Fungsi: menampung sementara aliran *depleted brine* yang keluar dari *Neutralization Reactor* sebelum diumpankan ke *Carbon Filter*.

Asumsi: tidak ada reaksi kimia yang terjadi. Tidak ada akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.25 Neraca Massa Sistem *Neutralized Brine Buffer Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<44>			<45>	
NaCl	0,1797	106,525	NaCl	0,1797	106,525
Air	0,8194	485,772	Air	0,8194	485,772
Cl_2	0,0009	0,511	Cl_2	0,0009	0,511
Total	1,0000	592,806	*Total*	1,0000	592,806
Total	592,806		**Total**	592,806	

23. Carbon Filter (H-530)



Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem *Carbon Filter*

Fungsi: mereaksikan balik senyawa $NaClO_3$ sehingga menjadi Cl_2 dengan menambah larutan HCl untuk mengubah arah reaksinya. Sisa HCl ini akan dinetralkan menggunakan tambahan NaOH sehingga tidak tersisa senyawa asam.

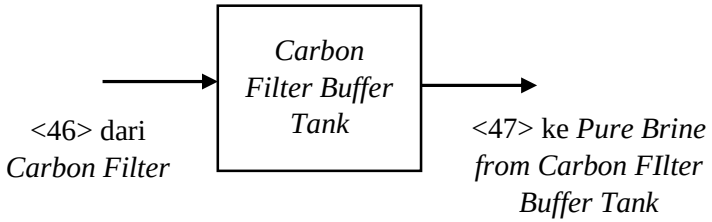
Asumsi:

- Efisiensi alat hampir mendekati 100%.
- Terdapat akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.26 Neraca Massa Sistem *Carbon Filter*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<45>			<46>	
NaCl	0,1797	106,525	NaCl	0,1799	106,525
Air	0,8194	485,772	Air	0,8201	485,772
Cl_2	0,0009	0,511	Cl_2	0,0000	0
Total	1,0000	592,806	*Total*	1,0000	592,296
Total	592,806		**Total**	592,296	

24. Pure Brine from Carbon Filter Buffer Tank (F-533)



Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem *Carbon Filter Buffer Tank*

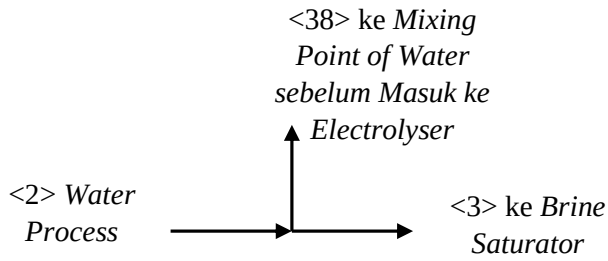
Fungsi: menampung sementara *brine* yang sudah bersih sebelum diumpankan balik menuju *Brine Saturator*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalamnya.

Tabel IV.27 Neraca Massa Sistem *Carbon Filter Buffer Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<46>			<47>	
NaCl	0,1799	106,525	NaCl	0,1799	106,525
Air	0,8201	485,772	Air	0,8201	485,772
Total	1,0000	592,296	*Total*	1,0000	592,296
Total	592,296		**Total**	592,296	

25. Water Process Splitting Point



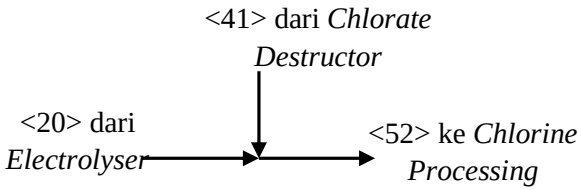
Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem *Water Process Splitting Point*

Fungsi: merupakan titik di mana air proses akan ditambahkan aliran larutan NaOH sebelum diumpanbalikkan menuju *electrolyser*. Hal ini dilakukan untuk menjaga konsentrasi NaOH dalam katolit agar selalu mendekati 32%.

Tabel IV.28 Neraca Massa Sistem *Water Process Splitting Point*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<2>			<3>	
Air	1,00	133,665	Air	1,00	75,682
Total	1,00	133,665	*Total*	1,00	75,682
				<38>	
			Air	1,00	57,983
			Total	1,00	57,983
Total	133,665		**Total**	133,665	

26. Chlorine Mixing Point



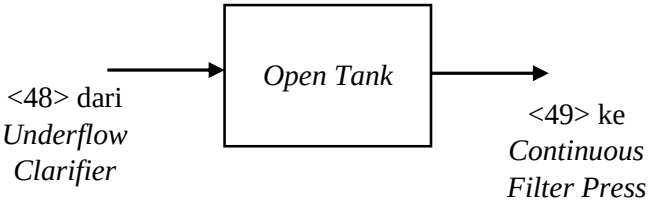
Gambar IV.27 Blok Diagram Sistem *Chlorine Mixing Point*

Fungsi: merupakan titik di mana gas klorin yang dihasilkan dari *Electrolyser* akan bergabung dengan yang dihasilkan dari *Chlorate Destructor*.

Tabel IV.29 Neraca Massa Sistem *Chlorine Mixing Point*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<20>			<52>	
Cl_2	1,00	52,247	Cl_2	1,00	65,918
Total	1,00	52,247	*Total*	1,00	65,918
	<41>				
Cl_2	1,00	13,671			
Total	1,00	13,671			
Total	65,918		**Total**	65,918	

27. Open Tank (F-541)



Gambar IV.28 Blok Diagram Sistem *Open Tank*

Fungsi: menampung sementara *underflow* dari *Clarifier* sebelum diumpankan menuju ke *Continuous Filter Press*.

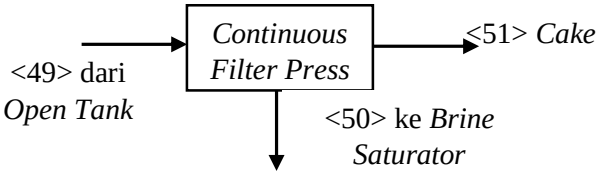
Asumsi:

- Tidak ada proses fisika dan kimia
- Tidak ada pengendapan dan akumulasi.
- Adanya kotoran yang masuk dari lingkungan dapat diabaikan.

Tabel IV.30 Neraca Massa Sistem *Open Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<48>			<49>	
NaCl	0,2210	1,529	NaCl	0,2210	1,529
Air	0,6290	4,352	Air	0,6290	4,352
$CaCO_3$	0,0701	0,485	$CaCO_3$	0,0701	0,485
$Mg(OH)_2$	0,0701	0.494	$Mg(OH)_2$	0,0701	0,494
Flokulan	0,0084	0.058	Flokulan	0,0084	0,058
Total	1,0000	6,918	*Total*	1,0000	6,918
Total	6.918		**Total**	6.918	

28. Continuous Filter Press (H-540)



Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem *Continuous Filter Press*

Fungsi: memisahkan endapan dari larutan garam yang terbawa olehnya menggunakan bantuan tekanan.

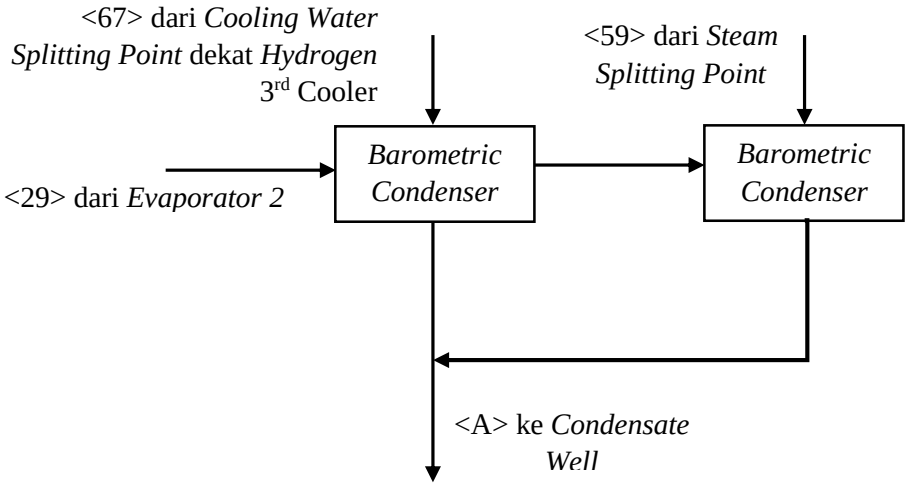
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi
- Efisiensi mendekati 100%

Tabel IV.31 Neraca Massa Sistem *Continuous Filter Press*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<48>			<50>	
NaCl	0,2210	1,529	NaCl	0,26	1,529
Air	0,6290	4,352	Air	0,74	4,356
$CaCO_3$	0,0688	0,485	*Total*	1,00	5,881
$Mg(OH)_2$	0,0701	0,494		<50>	
Flokulan	0,0111	0,058	$CaCO_3$	0,459	0,485
Total	1,0000	6,918	$Mg(OH)_2$	0,467	0,494
			Flokulan	0,074	0,058
			Total	1,000	1,038
Total	6,918		**Total**	6,918	

29. Barometric Condenser (G-315) dan Steam Ejector (E-316)



Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem *Barometric Condenser* dan *Steam Ejector*

Fungsi: menjaga agar tekanan dalam evaporator tetap vakum sekaligus mengondensasikan *steam* yang keluar dari *Evaporator 2* sehingga dapat di-*recycle* menjadi *condensate recycle*.

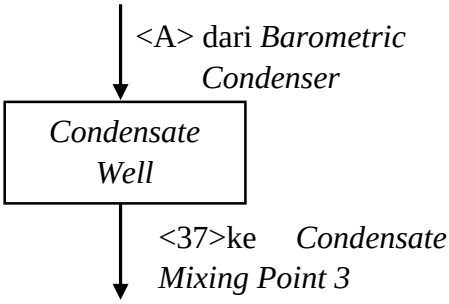
Asumsi:

- Tidak ada akumulasi di dalam sistem

Tabel IV.32 Neraca Massa Sistem *Barometric Condenser* dan *Steam Ejector*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<29>			<37>	
H_2O	1,00	37,637	H_2O	1,00	456,350
Total	1,00	37,637	*Total*	1,00	456,350
	<67>				
H_2O	1,00	418,471			
Total	1,00	418,471			
	<59>				
H_2O	1,00	0,242			
Total	1,00	0,242			
Total	456,350		**Total**	456,350	

30. Condensate Well



Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem *Condensate Well*

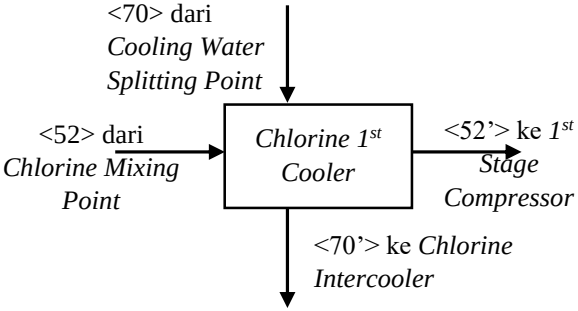
Fungsi: menampung sementara konsendat dari *Barometric Condenser*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi maupun proses fisika yang terjadi.

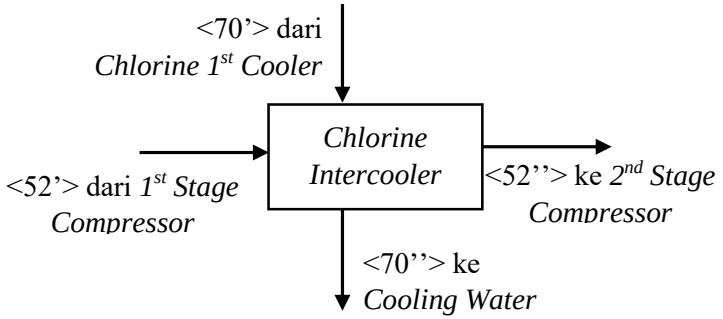
Tabel IV.33 Neraca Massa Sistem *Condensate Well*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<A>			<37>	
H_2O	1,00	456,350	H_2O	1,00	456,350
Total	1,00	456,350	*Total*	1,00	456,350
Total	456,350		**Total**	456,350	

31. Chlorine 1st Cooler (E-422A) dan Chlorine Intercooler (E-422B)



Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem *Chlorine 1st Cooler*



Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem *Chlorine Intercooler*

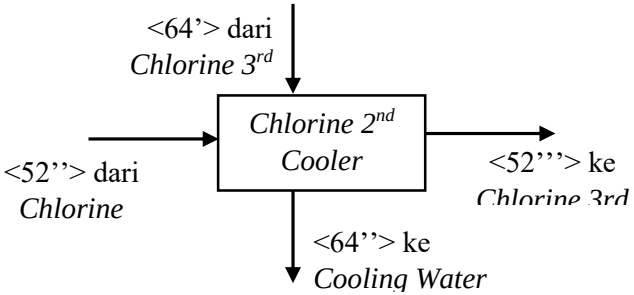
Fungsi: menurunkan suhu Cl_2 sebelum dialirkan ke tiap kompresor.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

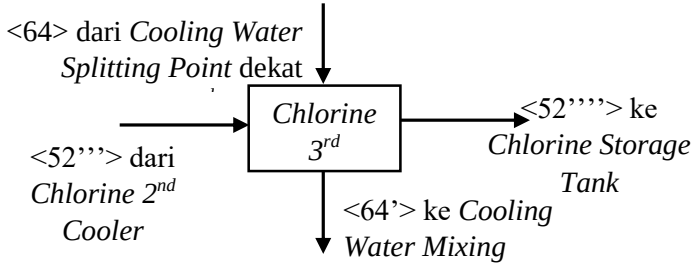
Tabel IV.34 Neraca Massa Sistem *Chlorine 1st Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<52>			<52'>	
Cl_2	1,00	65,918	Cl_2	1,00	65,918
Total	1,00	65,918	*Total*	1,00	65,918
	<70>			<70>	
H_2O	1,00	25,96	H_2O	1,00	25,96
Total	1,00	25,96	*Total*	1,00	25,96
Total	91,878		**Total**	91,878	

32. Chorine 2nd Cooler (E-422C) dan Chlorine 3rd Cooler (E-422D)



Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem *Chlorine 2nd Cooler*



Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem *Chlorine 3rd Cooler*

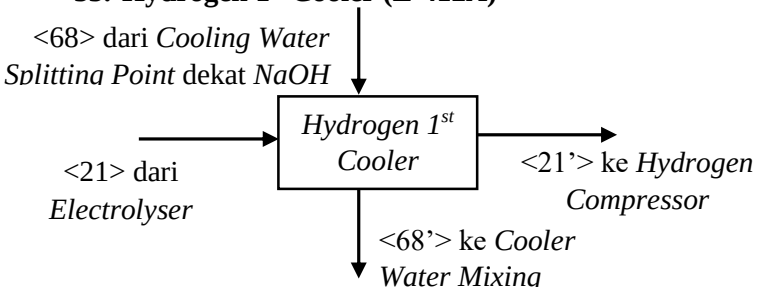
Fungsi: menurunkan suhu Cl_2 sebelum disimpan di dalam *Chlorine Storage Tank*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

Tabel IV.35 Neraca Massa Sistem *Chlorine 2nd Cooler*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<52’’>			<52’’’>	
Cl_2	1,00	65,918	Cl_2	1,00	65,918
Total	1,00	65,918	*Total*	1,00	65,918
	<64’>			<64’’>	
H_2O	1,00	18,88	H_2O	1,00	18,88
Total	1,00	18,88	*Total*	1,00	18,88
Total	84,798		**Total**	84,798	

33. Hydrogen 1st Cooler (E-412A)



Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 1st Cooler*

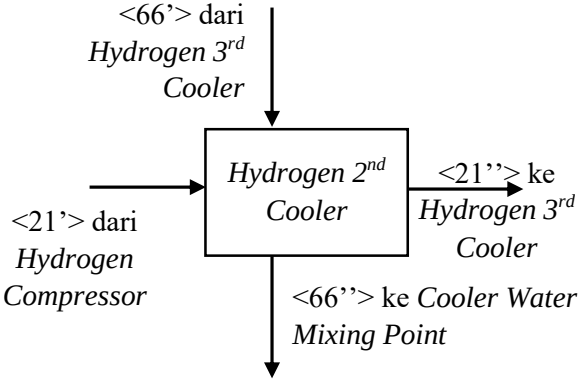
Fungsi: menurunkan suhu H_2 sebelum diumpankan menuju *Hydrogen Compressor*..

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

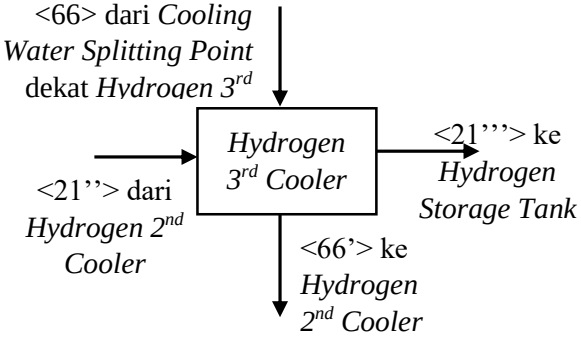
Tabel IV.36 Neraca Massa Sistem *Hydrogen 1st Cooler*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<21>			<21'>	
H_2	1,00	1,889	H_2	1,00	1,889
Total	1,00	1,889	*Total*	1,00	1,889
	<68>			<68'>	
H_2O	1,00	24,00	H_2O	1,00	24,00
Total	1,00	24,00	*Total*	1,00	24,00
Total	25,889		**Total**	25,889	

34. Hydrogen 2nd Cooler (E-412B) dan Hydrogen 3rd Cooler (E-412C)



Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 2nd Cooler*



Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem *Hydrogen 3rd Cooler*

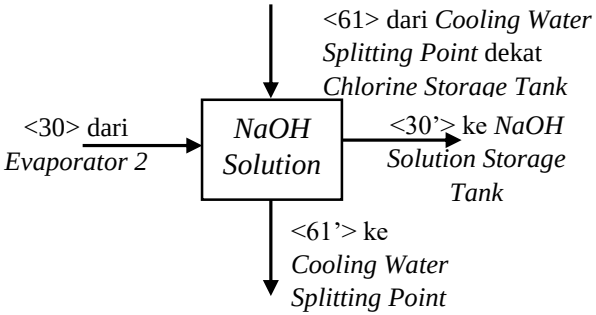
Fungsi: menurunkan suhu H_2 sebelum disimpan di dalam *Hydrogen Storage Tank*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi.

Tabel IV.37 Neraca Massa Sistem *Hydrogen 2nd Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<21'>			<21''>	
H_2	1,00	1,889	H_2	1,00	1,889
Total	1,00	1,889	*Total*	1,00	1,889
	<66'>			<66''>	
H_2O	1,00	25,43	H_2O	1,00	25,43
Total	1,00	25,43	*Total*	1,00	25,43
Total	27,319		**Total**	27,319	

35. NaOH Solution Cooler (E-317)



Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler*

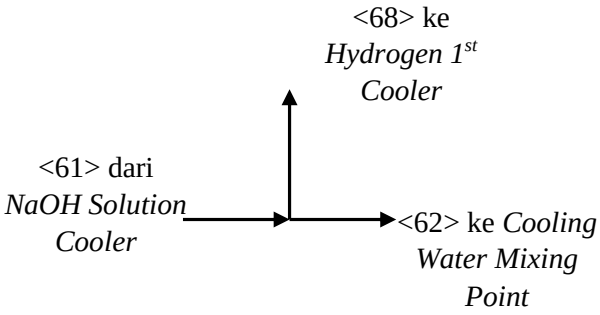
Fungsi: menurunkan suhu NaOH sebelum disimpan di dalam *NaOH Solution Storage Tank*.

Asumsi: tidak ada akumulasi di dalam sistem dan tidak ada reaksi

Tabel IV.38 Neraca Massa Sistem *NaOH Solution Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<30>			<30'>	
H_2O	0,5	63,131	H_2O	0,5	63,131
NaOH	0,5	63,131	NaOH	0,5	63,131
Total	1,0	126,263	*Total*	1,0	126,263
	<61>			<61'>	
H_2O	1,00	447,2	H_2O	1,00	447,2
Total	1,00	447,2	*Total*	1,00	447,2
Total	573,463		**Total**	573,463	

36. Cooling Water Splitting Point dekat NaOH Storage Tank



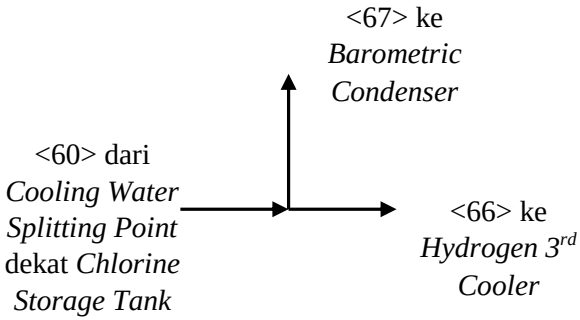
Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *NaOH Storage Tank*

Fungsi: menjadi titik percabangan dan membagi aliran *cooling water* sebelum dialirkan menuju *Hydrogen 1st Cooler*.

Tabel IV.39 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *NaOH Storage Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<61>			<68>	
H_2O	1.00	447,2	H_2O	1,0	24
Total	1,00	447,2	*Total*	1,0	24
				<62>	
			H_2O	1,00	423,2
			Total	1,00	423,3
Total	447,2		**Total**	447,2	

37. Cooling Water Splitting Point dekat Hydrogen 3rd Cooler



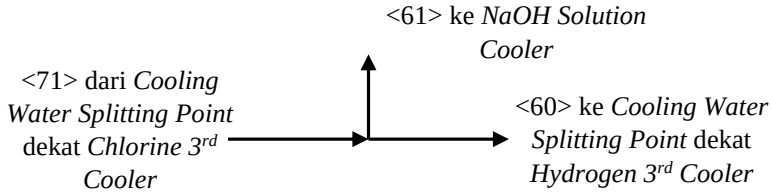
Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Hydrogen 3rd Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water* sebelum diumpankan menuju ke *Barometric Condenser* dan *Hydrogen 3rd Cooler*.

Tabel IV.40 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Hydrogen 3rd Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<60>			<67>	
H_2O	1,00	443,901	H_2O	1,00	418,471
Total	1,00	443,901	*Total*	1,00	418,471
				<66>	
			H_2O	1,00	25,43
			Total	1,00	25,43
Total	443,901		**Total**	443,901	

38. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine Storage Tank



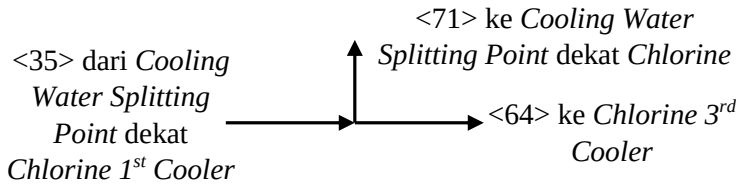
Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine Storage Tank*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

Tabel IV.41 Neraca Massa SIstem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine Storage Tank*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<71>			<60>	
H_2O	1,0	891,101	H_2O	1,0	443,901
Total	1,0	891,101	*Total*	1,0	443,901
				<61>	
			H_2O	1,00	447,2
			Total	1,00	447,2
Total	891,101		**Total**	891,101	

39. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine 3rd Cooler



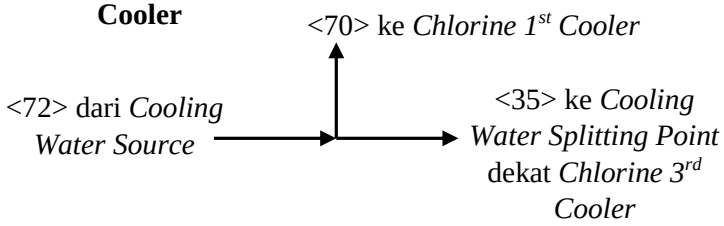
Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 3rd Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

Tabel IV.42 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 3rd Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<35>			<71>	
H_2O	1,0	909,981	H_2O	1,0	891,101
Total	1,0	909,981	*Total*	1,0	891,101
				<64>	
			H_2O	1,00	18,88
			Total	1,00	18,88
Total	909,981		**Total**	909,981	

40. Cooling Water Splitting Point dekat Chlorine 1st Cooler



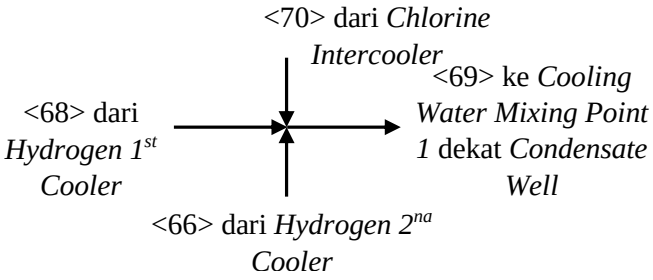
Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 1st Cooler*

Fungsi: menjadi titik percabangan *cooling water*.

Tabel IV.43 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Splitting Point* dekat *Chlorine 1st Cooler*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<72>			<70>	
H_2O	1.0	935,941	H_2O	1,0	25,96
Total	1,0	935,941	*Total*	1,0	25,96
				<35>	
			H_2O	1,00	909,981
			Total	1,00	909,981
Total	935,941		**Total**	935,941	

41. Cooling Water Mixing Point dekat Hydrogen Compressor



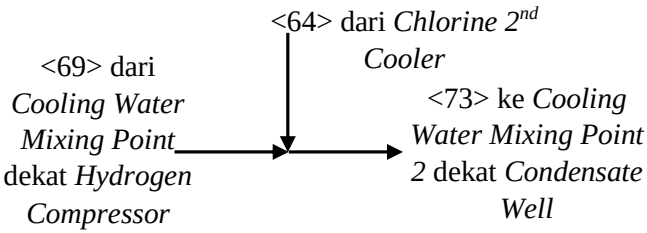
Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point* dekat *Hydrogen Compressor*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

Tabel IV.44 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point* dekat *Hydrogen Compressor*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<66>			<69>	
H_2O	1,0	25,43	H2O	1,0	75,39
Total	1,0	25,43	*Total*	1,0	75,39
	<68>				
H_2O	1,0	25,96			
Total	1,0	25,96			
	<70>				
H_2O	1,0	24,00			
Total	1,0	24,00			
Total	75,39		**Total**	75,39	

42. Cooling Water Mixing Point 1 dekat Condensate Well



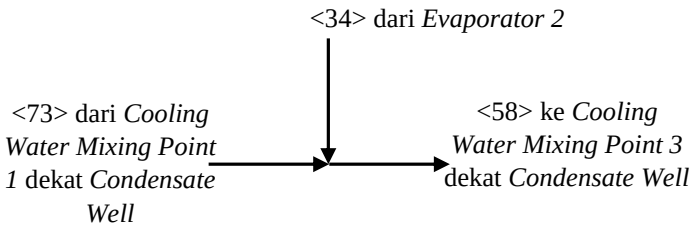
Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

Tabel IV.45 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 1* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<64>			<73>	
H_2O	1,0	18,88	H_2O	1,0	94,27
Total	1,0	18,88	*Total*	1,0	94,27
	<69>				
H_2O	1,0	75,39			
Total	1,0	75,39			
Total	94,27		**Total**	94,27	

43. Cooling Water Mixing Point 2 dekat Condensate Well



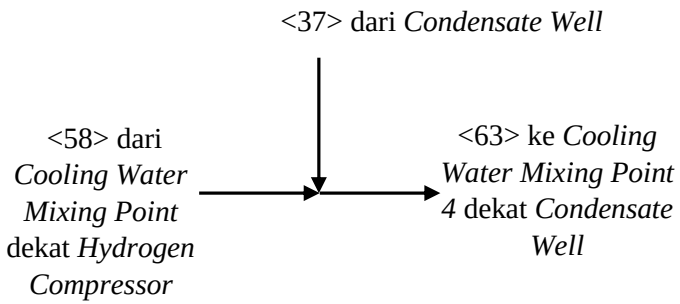
Gambar IV.47 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

Tabel IV.46 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 2* dekat *Condensate Well*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<34>			<58>	
H_2O	1,0	37,637	H_2O	1,0	131,907
Total	1,0	37,637	*Total*	1,0	131,907
	<73>				
H_2O	1,0	94,27			
Total	1,0	94,27			
Total	131,907		**Total**	131,907	

44. Cooling Water Mixing Point 3 dekat Condensate Well



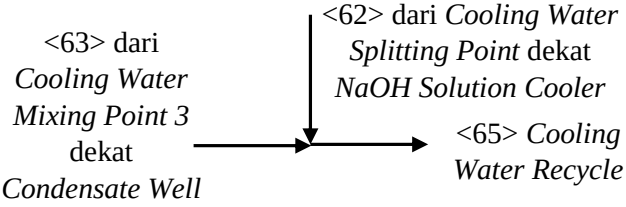
Gambar IV.48 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

Tabel IV.47 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 3* dekat *Condensate Well*

Komponen	Masuk (kg x 10^{-3})		Komponen	Keluar (kg x 10^{-3})	
	Fraksi Massa	Massa		Fraksi Massa	Massa
	<37>			<63>	
H_2O	1,0	456,350	H_2O	1,0	588,257
Total	1,0	456,350	*Total*	1,0	588,257
	<58>				
H_2O	1,0	131,907			
Total	1,0	131,907			
Total	588,257		**Total**	588,257	

45. Cooling Water Mixing Point 4 dekat Condensate Well



Gambar IV.49 Blok Diagram Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* dekat *Condensate Well*

Fungsi: menjadi titik pertemuan *cooling water*.

Tabel IV.48 Neraca Massa Sistem *Cooling Water Mixing Point 4* dekat *Condensate Well*

Komponen	**Masuk (kg x 10^{-3})**		**Komponen**	**Keluar (kg x 10^{-3})**	
	Fraksi Massa	**Massa**		**Fraksi Massa**	**Massa**
	<62>			<65>	
H_2O	1,0	423,2	H_2O	1,0	1011,457
Total	1,0	423,2	*Total*	1,0	1011,457
	<63>				
H_2O	1,0	588,257			
Total	1,0	588,257			
Total	1011,457		**Total**	1011,457	

IV.II NERACA ENERGI

Produk = Natrium Hidroksida (NaOH)
Konsentrasi Produk = 50% (Aqueous)
Kapasitas Produksi = 1000000 ton/tahun
Waktu Operasional = 330 hari
= 7920 jam
Basis = 1 jam
Kebutuhan Bahan Baku = 739774,435 ton/tahun
= 93406 kg/jam

Dalam perhitungan neraca energi, digunakan data *Cp (Heat Capacity)* dari masing-masing bahan sebagai berikut:

Tabel IV.49 Data *Cp (Heat Capacity)* dari Berbagai Bahan

Komponen	a	b	c	d	Satuan	Model
Perry 7th edition						
NaCl	10,79	0,0042			cal/mol K	model 1
$CaCl_2$	16,9	0,00386			cal/mol K	model 1
$MgCl_2$	17,3	0,00377			cal/mol K	model 1
$CaCO_3$	19,68	0,01189	-307600		cal/mol K	model 1
$Mg(OH)_2$	18,2				cal/mol K	model 1
Na_2CO_3	28,9				cal/mol K	model 1
$NaClO_3$	9,48	0,0468			cal/mol K	model 1
HCl	6,7	0,00084			cal/mol K	model 1
H_2	6,62	0,00081			cal/mol K	model 1
Cl_2	8,28	0,00056			cal/mol K	model 1

Himmelblau 6th edition						
H_2O (l)	18,3	0,4721	-0,00134	1,31E-06	kJ/kmol K	model 2
H_2O (g)	33,46	0,00688	7,6E-06	-3,6E-09	kJ/kmol K	model 2
Udara	28,09	0,00197	4,8E-06	-2E-09	kJ/kmol K	model 2

Perhitungan neraca energi didasarkan pada hukum kekekalan energi, dimana mengacu pada persamaan berikut:

Q masuk = Q keluar

$\dot{n}\ (\Delta EP + \Delta Ek + \Delta U + \Delta PV) = \dot{Q} - \dot{W}$

Oleh karena nilai dari ΔEP dan ΔEk kecil, maka nilainya dapat diabaikan. Sehingga persamaan neraca energi dapat dituliskan sebagai berikut:

$\dot{n}\ (\Delta U + \Delta PV) = \dot{Q} - \dot{W}$

$\dot{n}\ (\Delta H) = \dot{Q} - \dot{W}$

$\dot{n}\ (\Delta H) = \dot{Q} - \dot{W}$

Apabila dalam perhitungan didapati W terlalu kecil, maka persamaan neraca energy dapat dituliskan sebagai berikut:

$\dot{Q} = \dot{n}\ (\Delta H)$

Adapun perhitungan ΔH pada masing-masing bahan, menyesuaikan dengan perhitungannya masing-masing sesuai dengan yang tertera pada **Tabel IV.49**. Berikut merupakan penjabaran masing-masing model perhitungan ΔH:

$$\Delta H = \int_{T\,ref}^{T} Cp\ dT$$

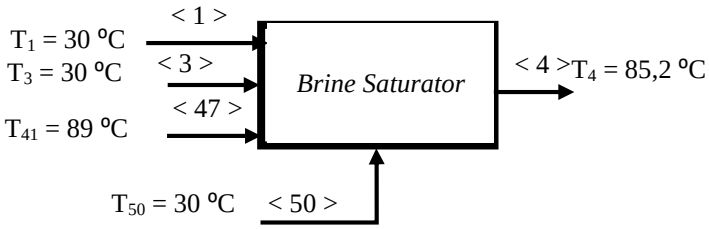
Model 1:

$$\Delta H = a\,(T - Tref) + {}^{b}/_{2}\,(T^2 - Tref^2) - {}^{c}/_{-1}\,(T^{-1} - Tref^{-1})$$

Model 2:

$$\Delta H = a\,(T - Tref) + {}^{b}/_{2}\,(T^2 - Tref^2) + {}^{c}/_{3}\,(T^3 - Tref^3) + {}^{c}/_{3}\,(T^3 - Tref^3)$$

1. Brine Saturator (M-140)



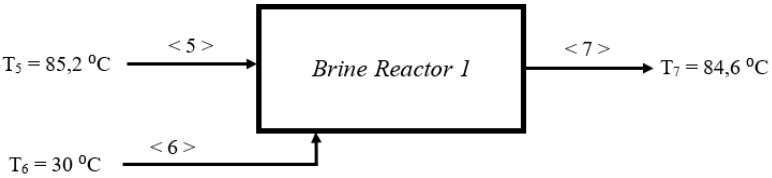
Gambar IV.50 Blok Diagram Sistem *Brine Saturator*

Neraca energi pada sistem *Brine Saturator*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.50 Neraca Energi *Brine Saturator*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 1 >	405069,789	-
< 3 >	1570688,598	-
< 47 >	135806166,2	-
< 50 >	96906,95166	-
< 4 >	-	152767970,5
Q Pelarutan	-	-14889138,96
TOTAL	137878831,5	138221313,56

2. Brine Reactor 1 (R-150 A)



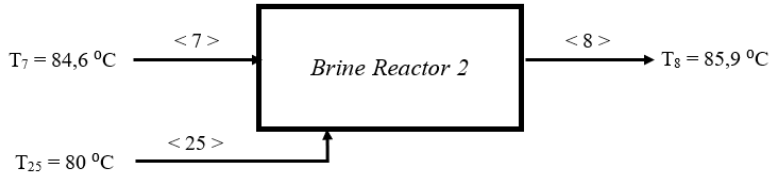
Gambar IV.51 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 1*

Neraca energi pada sistem *Brine Reactor 1*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.51 Neraca Energi *Brine Reactor 1*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 5 >	152767970,454	-
< 6 >	199866,847	-
< 7 >	-	152967569,3
Q reaksi	-	268,0098
TOTAL	152967837,3	152967837,3

3. Brine Reactor 2 (R-150 B)



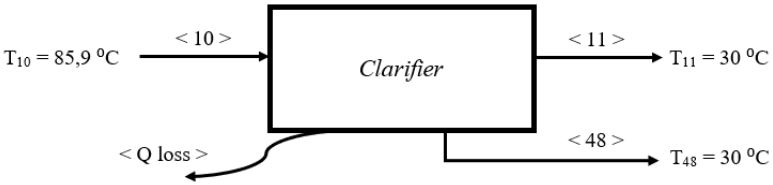
Gambar IV.52 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor 2*

Neraca energi pada sistem *Brine Reactor 2*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.52 Neraca Energi *Brine Reactor 2*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 7 >	152967569,292	-
< 25 >	1551968,414	-
< 8 >	-	156840519,3
Q reaksi	-	-2320981,569
TOTAL	154519537,705	154519537,705

4. Clarifier (H-160)



Gambar IV.53 Blok Diagram Sistem *Clarifier*

Neraca energi pada sistem *Clarifier*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.53 Neraca Energi *Clarifier*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 10 >	156840519,27	-
< 11 >	-	12677484,27
< 48 >	-	1254528,888
Q loss	-	142908506,1
TOTAL	156840519,27	156840519,27

5. Anthracite Filter (H-170)

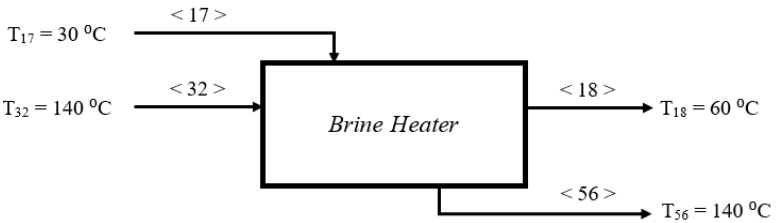
Gambar IV.54 Blok Diagram Sistem *Anthracite Filter*

Neraca energi pada sistem *Anthracite Filter*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.54 Neraca Energi *Anthracite Filter*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 12 >	12677484,265	-
< 17 >	-	12676234,177
< Ak >	-	1250,088
TOTAL	12677484,265	12677484,265

6. Brine Heater (E-212)



Gambar IV.55 Blok Diagram Sistem *Brine Heater*

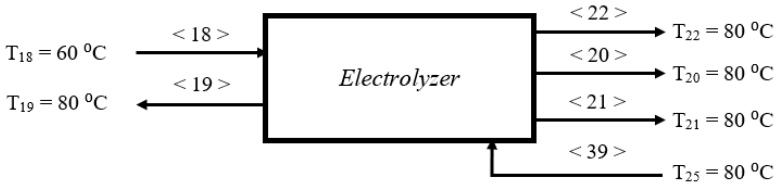
Neraca energi pada sistem *Brine Heater*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.55 Neraca Energi *Brine Heater*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 17 >	12676320,975	-

< 32 >	97388943,474	-
< 18 >	-	89078853,728
< 56 >	-	20986410,721
TOTAL	110065264,449	110065264,449

7. Electrolyzer (R-210)



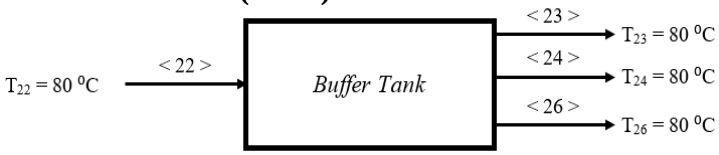
Gambar IV.56 Blok Diagram Sistem *Electrolyzer*

Neraca energi pada sistem *Electrolyzer*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.56 Neraca Energi *Electrolyzer*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 18 >	89078853,728	-
< 39 >	361438261	-
< 19 >	-	104051369,951
< 20 >	-	1740237,84
< 21 >	-	1485698,5
< 22 >	-	343239807,8
TOTAL	450517114	450517114

8. Buffer Tank (F-213)



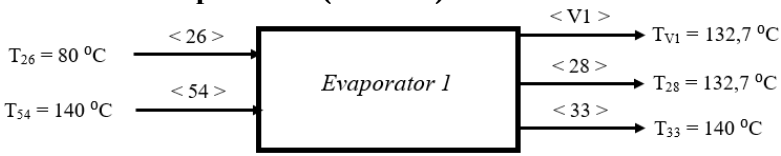
Gambar IV.57 Blok Diagram Sistem *Buffer Tank*

Neraca energi pada sistem *Buffer Tank*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.57 Neraca Energi *Buffer Tank*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 22 >	343239808	-
< 23 >	-	270413141
< 24 >	-	823480
< 26 >	-	72003187
TOTAL	343239808	343239808

9. Evaporator 1 (V-310 A)



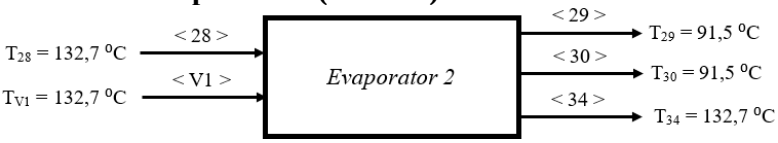
Gambar IV.58 Blok Diagram Sistem *Evaporator 1*

Neraca energi pada sistem *Evaporator 1*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.58 Neraca Energi *Evaporator 1*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 26 >	61337810	-
< 54 >	150859710,6	-
< V1 >	-	91480732,99
< 28 >	-	88207924
< 33 >	-	32508863,28
TOTAL	212197520,6	212197520,6

10. Evaporator 2 (V-310 B)



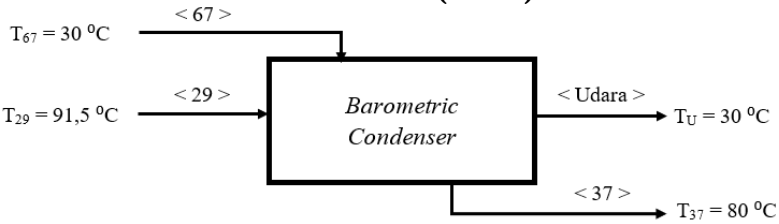
Gambar IV.59 Blok Diagram Sistem *Evaporator 2*

Neraca energi pada sistem *Evaporator 2*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.59 Neraca Energi *Evaporator 2*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 28 >	88207924	-
< V1 >	91480732,99	-
< 29 >	-	100502085,6
< 30 >	-	63934802,57
< 34 >		15251769,1
TOTAL	179688657,3	179688657,3

11. Barometric Condenser (G-315)



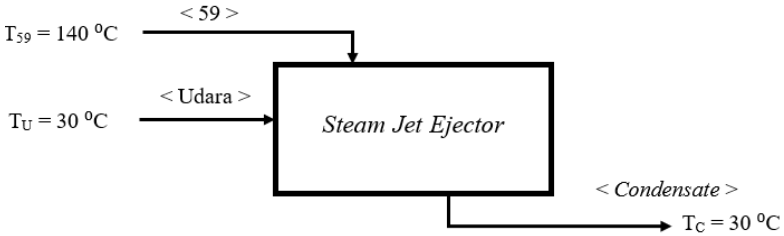
Gambar IV.60 Blok Diagram Sistem *Barometric Condenser*

Neraca energi pada sistem *Barometric Condenser*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.60 Neraca Energi *Barometric Condenser*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 29 >	100209042,3	-
< 67 >	52639448,592	-
< 37 >	-	152847215,9
< Udara >	-	1274,304
TOTAL	152848490,93	152848490,93

12. Steam Jet Ejector (E-316)



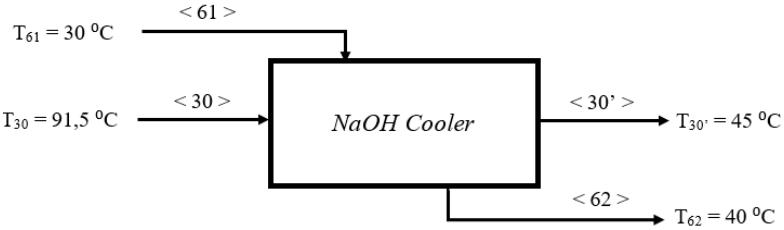
Gambar IV.61 Blok Diagram Sistem *Steam Jet Ejector*

Neraca energi pada sistem *Steam Jet Ejector*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.61 Neraca Energi *Steam Jet Ejector*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 59 >	662970,750	-
< Udara >	1274,304	-
< Condensat >	-	144138,329
< Q latent >		520106,725
TOTAL	664245,05	664245,05

13. NaOH Solution Cooler (E-317)



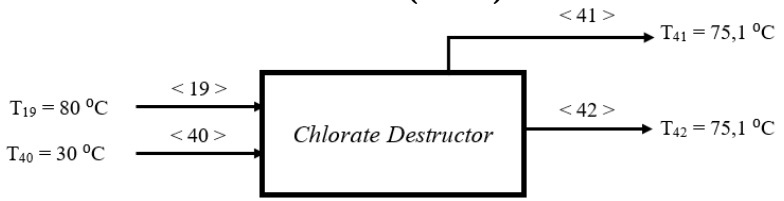
Gambar IV.62 Blok Diagram Sistem *NaOH Solution Cooler*

Neraca energi pada sistem *NaOH Solution Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.62 Neraca Energi *NaOH Solution Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 30 >	63934802,571	-
< 61 >	8276228,604	-
< 30' >	-	47348484,848
< 62 >		24862546,327
TOTAL	72211031,175	72211031,175

14. Chlorate Destructor (R-510)



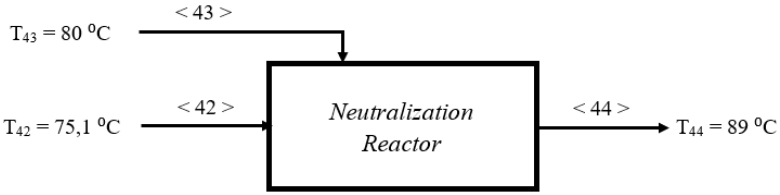
Gambar IV.63 Blok Diagram Sistem *Chlorate Destructor*

Neraca energi pada sistem *Chlorate Destructor*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.63 Neraca Energi *Chlorate Destructor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 19 >	104051369,951	-
< 40 >	524131,164	-
< 41 >	-	342522,948
< 42 >		100110786,1
< Q reaksi >		4122192,03
TOTAL	104575501,115	104575501,115

15. Neutralization Reactor (R-520)



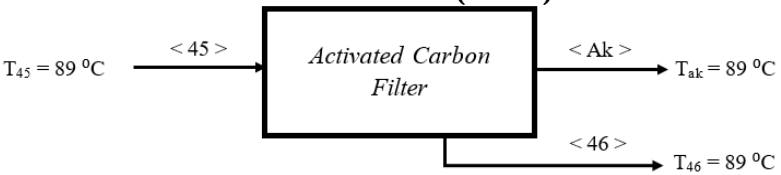
Gambar IV.64 Blok Diagram Sistem *Neutralization Reactor*

Neraca energi pada sistem *Neutralization Reactor*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.64 Neraca Energi *Neutralization Reactor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 42 >	100110786,133	-
< 43 >	120197770,029	-
< 44 >	-	135822455,9
< Q reaksi >	-	-15624685,85
TOTAL	120197770,029	120197770,029

16. Activated Carbon Filter (H-530)



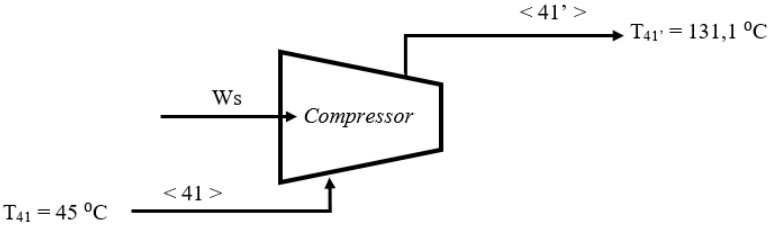
Gambar IV.65 Blok Diagram Sistem *Activated Carbon Filter*

Neraca energi pada sistem *Activated Carbon Filter*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.65 Neraca Energi *Activated Carbon Filter*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 45 >	135822455,9	-
< 46 >	-	135806166,157
< Ak >	-	16289,725
TOTAL	135822455,9	135822455,9

17. Chlorine 1st Stage Compressor (G-421 A)



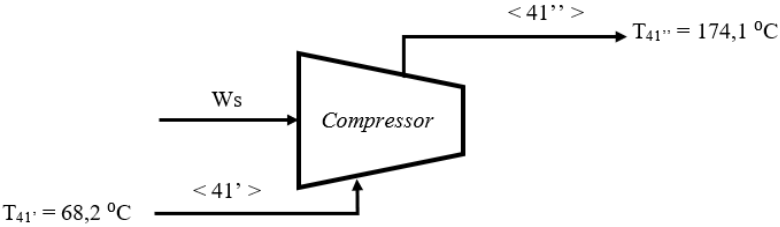
Gambar IV.66 Blok Diagram Sistem *1st Stage Compressor*

Neraca energi pada sistem *1st Stage Compressor*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.66 Neraca Energi *1st Stage Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 41 >	678055,0	-
Ws	2738316,0	-
< 41' >	-	3416371,0
TOTAL	3416371,0	3416371,0

18. Chlorine 2nd Stage Compressor (G-421 B)



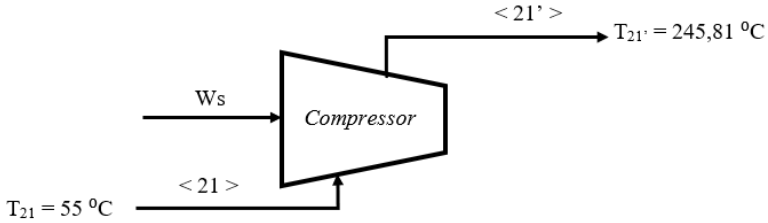
Gambar IV.67 Blok Diagram Sistem *2nd Stage Compressor*

Neraca energi pada sistem *2nd Stage Compressor*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.67 Neraca Energi *2nd Stage Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 41' >	1396078,1	-
Ws	3355783,0	-
< 41'' >	-	4751861,1
TOTAL	4751861,1	4751861,1

19. Hydrogen Compressor (G-411)



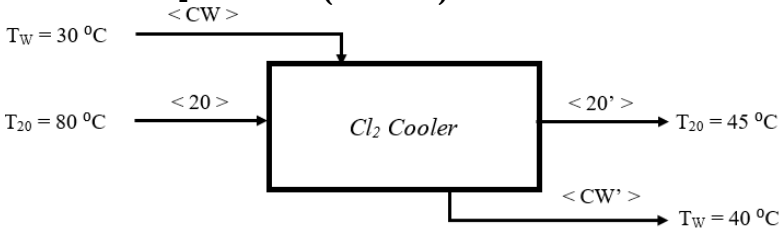
Gambar IV.68 Blok Diagram Sistem *Hydrogen Compressor*

Neraca energi pada sistem *Hydrogen Compressor*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.68 Neraca Energi *Hydrogen Compressor*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 21 >	797527,4	-
Ws	5140995,4	-
< 21' >	-	5938522,8
TOTAL	5938522,8	5938522,8

20. Cl_2 1st Cooler (G-422 A)



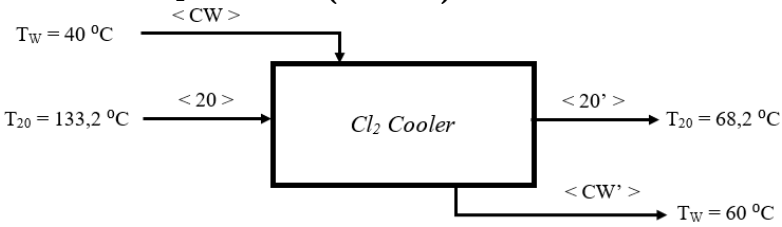
Gambar IV.69 Blok Diagram Sistem *Cl_2 1st Cooler*

Neraca energi pada sistem *Cl_2 1st Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.69 Neraca Energi *Cl_2 1st Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	1740237,84	-
CW	552581,652	-
< 20' >	-	632813,76
CW'	-	1660005,732
TOTAL	2292819,492	2292819,492

21. Cl_2 2nd Cooler (G-422 B)



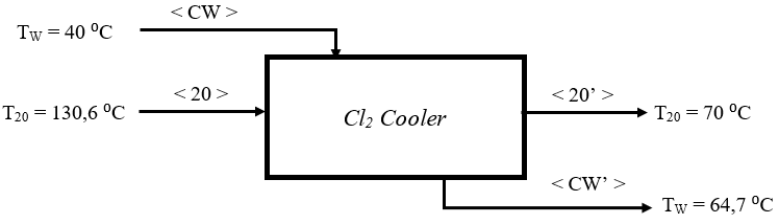
Gambar IV.70 Blok Diagram Sistem *Cl_2 2nd Cooler*

Neraca energi pada sistem *Cl_2 2nd Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.70 Neraca Energi *Cl_2 2nd Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	3423522,44	-
CW	1535982,832	-
< 20' >	-	1366877,72
CW'	-	3592627,552
TOTAL	4959505,273	4959505,273

22. Cl_2 3rd Cooler (G-422 C)



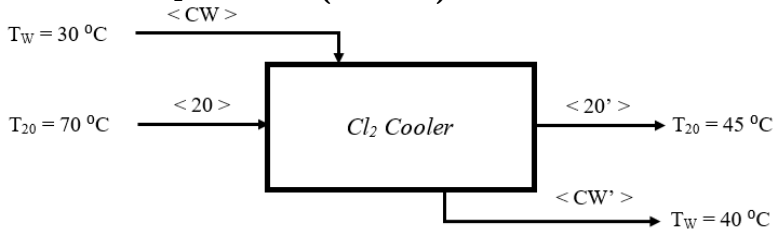
Gambar IV.71 Blok Diagram Sistem *Cl_2 3rd Cooler*

Neraca energi pada sistem *Cl_2 3rd Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.71 Neraca Energi *Cl_2 3rd Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	3341256,65	-
CW	1161299,052	-
< 20' >	-	1423830,96
CW'	-	3078724,745
TOTAL	4502555,705	4502555,705

23. Cl_2 4th Cooler (G-422 D)



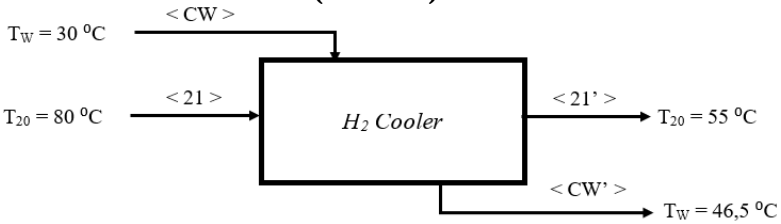
Gambar IV.72 Blok Diagram Sistem *Cl_2 4th Cooler*

Neraca energi pada sistem *Cl_2 4th Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.72 Neraca Energi *Cl_2 4th Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 20 >	1423830,96	-
CW	394701,18	-
< 20' >	-	632813,76
CW'	-	1185718,38
TOTAL	1818532,140	1818532,140

24. H_2 1st Cooler (G-412 A)



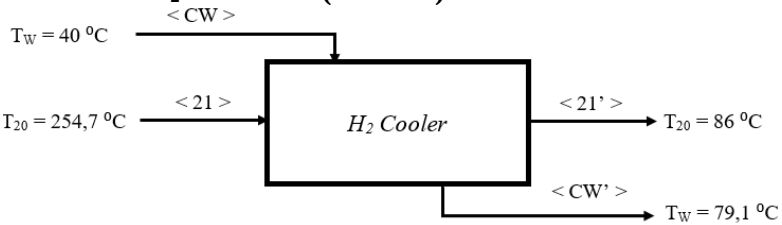
Gambar IV.73 Blok Diagram Sistem *H_2 1st Cooler*

Neraca energi pada sistem *H_2 1st Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.73 Neraca Energi *H_2 1st Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 21 >	1485698,5	-
CW	204556,446	-
< 21' >	-	810381
CW'	-	879873,946
TOTAL	1690254,946	1690254,946

25. H_2 2nd Cooler (G-412 B)



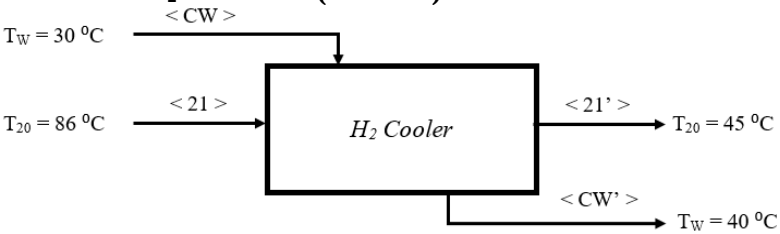
Gambar IV.74 Blok Diagram Sistem *H_2 2nd Cooler*

Neraca energi pada sistem *H_2 2nd Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.74 Neraca Energi *H_2 2nd Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 21 >	6204817,19	-
CW	1737388,055	-
< 21' >	-	1647774,70
CW'	-	6294430,545
TOTAL	7942205,245	7942205,245

26. H_2 3rd Cooler (G-412 C)



Gambar IV.75 Blok Diagram Sistem *H_2 3rd Cooler*

Neraca energi pada sistem *H_2 3rd Cooler*, adalah sebagai berikut:

Tabel IV.75 Neraca Energi *H_2 3rd Cooler*

Aliran	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
< 21 >	1647775	-
CW	552629,863	-
< 21' >	-	540254
CW'	-	1660150,563
TOTAL	2200404,563	2200404,563

BAB V
SPESIFIKASI ALAT

Tabel V.1 Gudang Penyimpanan Bahan Baku (F-110)

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Menyimpan bahan baku Garam Industri	
Panjang gudang	9,533	m
Lebar Gudang	4,766	m
Tinggi Gudang	4,766	m
Konstruksi	Dasar Beton dengan dinding batako	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.2 Tangki Penyimpanan Na_2CO_3 (F-120)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan Na_2CO_3 aqueous 10%		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	1,678	psig
OD Tangki	=	0,406	m
ID Tangki	=	0,342	m
Ls Tangki	=	0,514	m

Tabel V.3 Gudang Penyimpanan Flokulan $AlCl_3$ (F-130)

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Menyimpan flokulan $AlCl_3$	
Panjang gudang	0,858	m
Lebar Gudang	0,429	m
Tinggi Gudang	0,429	m
Konstruksi	Dasar Beton dengan dinding batako	
Jumlah	1 buah	

Tabel V.4 *Brine Saturator* (M-140)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Melarutkan garam dengan pelarut water process dan larutan brine recycle		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,739	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,670	m
Ls Tangki	=	7,005	m
Lh Atas Tangki	=	1,078	m
Lh Bawah Tangki	=	1,078	m
L Total	=	9,160	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m

Nozzle - 1 (Aliran 1)	:		
OD Nozzle-1	=	0,192	m
ID Nozzle-1	=	0,154	m
tw Nozzle-1	=	0,025	m
A Nozzle-1	=	0,007	m^2
Nozzle - 2 (Aliran 3)	:		
OD Nozzle-2	=	0,192	m
ID Nozzle-2	=	0,154	m
tw Nozzle-2	=	0,025	m
A Nozzle-2	=	0,007	m^2
Nozzle - 3 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-3	=	0,457	m
ID Nozzle-3	=	0,387	m
tw Nozzle-3	=	0,037	m
A Nozzle-3	=	0,015	m^2
Nozzle - 4 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-4	=	0,078	m
ID Nozzle-4	=	0,053	m
tw Nozzle-4	=	0,019	m
A Nozzle-4	=	0,004	m^2
Nozzle - 5 (Aliran Keluar 4)	:		
OD Nozzle-5	=	0,470	m
ID Nozzle-5	=	0,387	m
tw Nozzle-5	=	0,037	m
A Nozzle-5	=	0,015	m^2

Tabel V.5 *Belt Conveyor* (J-141)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Memindahkan Garam Industri dari gudang penyimpanan menuju bucket elevator		
Panjang	=	20,00	m
Lebar belt	=	0,90	m
Kapasitas	=	36,96	m/min
Power belt	=	1,04	hp
Kecepatan conveying belt	=	15,09	m/min

Tabel V.6 *Belt Conveyor* (J-162)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Memindahkan Flokulan dari gudang penyimpanan menuju Mixer (M-161) lewat feeder		
Panjang	=	20,00	m
Lebar belt	=	0,60	m
Kapasitas	=	0,03	m/min
Power belt	=	0,67	hp
Kecepatan conveying belt	=	0,01	m/min

Tabel V.7 *Bucket Elevator* (J-142)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Memindahkan Garam Industri dari belt conveyor menuju dilution tank (M-140)		
Ukuran Bucket	=	203 x 127 x 140	mm

Bucket Space	=	356,00	mm
Elevator center	=	75,00	ft
Size of lump handled	=	25,40	mm
Bucket Speed	=	79,20	m/min
Head Shaft	=	41,00	r/min
Belt Width	=	9,00	in
Power	=	4,80	hp

Tabel V.8 *Buffer Tank* (F-143)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan larutan brine hasil pengenceran		
tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,747	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,671	m
Ls Tangki	=	7,007	m
Lh Atas Tangki	=	1,075	m
Lh Bawah Tangki	=	1,075	m
L Total	=	9,156	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,022	m
th Bawah Tangki	=	0,022	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m

tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,457	m
ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,037	m
A Nozzle-2	=	0,015	m^2

Tabel V.9 *Clarifier* (H-160)

Spesifikasi	**Keterangan**		
Fungsi	Tempat mengendapkan $CaCO_3$ dan $Mg(OH)_2$		
Clarifier dengan tutup bawah berbentuk conical			
Bahan yang digunakan	:	304, grade 3 (SA-167)	
P design	=	38,011	psig
OD Clarifier	=	3,213	m
ID Clarifier	=	3,200	m
Ls Clarifier	=	4,801	m
Lh Atas Clarifier	=	0,541	m
Lh Bawah Clarifier	=	0,924	m
L Total	=	6,265	m
ts Clarifier	=	0,006	m
th Atas Clarifier	=	0,005	m
th Bawah Clarifier	=	0,005	m

Tabel V.10 *Mixer Tank* (M-161)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyampurkan flokulan ke dalam larutan brine untuk mempermudah proses pemisahan di clarifier		
Tangki dengan tipe bejana berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	2,624	psig
OD Tangki	=	1,372	m
ID Tangki	=	1,224	m
Ls Tangki	=	1,836	m
Lh Atas Tangki	=	0,439	m
Lh Bawah Tangki	=	0,439	m
L Total	=	2,714	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,022	m
th Bawah Tangki	=	0,022	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,038	m
ID Nozzle-2	=	0,046	m
tw Nozzle-2	=	0,013	m
A Nozzle-2	=	0,003	m^2

Nozzle - 3	:		
OD Nozzle-3	=	0,457	m
ID Nozzle-3	=	0,337	m
tw Nozzle-3	=	0,406	m
A Nozzle-3	=	0,015	m^2

Tabel V.11 *Overflow Brine Buffer Tank* (F-163)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan larutan garam hasil separasi di clarifier dengan aliran masuk overflow		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,748	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,176	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m

A Nozzle-1	=	0,015	m^2

Tabel V.12 *Buffer Tank* (F-172)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antrhacite filter H-170A		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,747	psig
OD Tangki	=	4,8768	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,1	m
Lh Bawah Tangki	=	1,1	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022225	m
th Atas Tangki	=	0,0254	m
th Bawah Tangki	=	0,0254	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,4572	m
ID Nozzle-1	=	0,38735	m
tw Nozzle-1	=	0,058057143	m
A Nozzle-1	=	0,01516129	m^2
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,4572	m
ID Nozzle-2	=	0,38735	m

tw Nozzle-2	=	0,058057143	m
A Nozzle-2	=	0,01516129	m^2

Tabel V.13 *Buffer Tank* (F-174)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antrhacite filter H-170B		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,746	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,058	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2
Nozzle - 2	:		
OD Nozzle-2	=	0,457	m

ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,058	m
A Nozzle-2	=	0,015	m^2

Tabel V.14 *Buffer Tank* (F-176)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan brine setelah penyaringan di Antrhacite filter H-170C		
Tangki dengan tipe bejana berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,745	psig
OD Tangki	=	4,877	m
ID Tangki	=	4,677	m
Ls Tangki	=	7,016	m
Lh Atas Tangki	=	1,080	m
Lh Bawah Tangki	=	1,080	m
L Total	=	9,175	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,058	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2
Nozzle - 2	:		

OD Nozzle-2	=	0,457	m
ID Nozzle-2	=	0,387	m
tw Nozzle-2	=	0,058	m
A Nozzle-2	=	0,015	m^2

Tabel V.15 *NaOH Solution Buffer Tank* (F-213)

Spesifikasi	**Keterangan**		
Fungsi	Menyimpan sementara larutan NaOH dari electrolyzer		
Tangki dengan tipe bejana tanpa pengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	12,412	psig
OD Tangki	=	5,486	m
ID Tangki	=	5,214	m
Ls Tangki	=	7,820	m
Lh Atas Tangki	=	1,268	m
Lh Bawah Tangki	=	1,268	m
L Total	=	10,355	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1 (Aliran 1)	:		
OD Nozzle-1	=	0,559	m
ID Nozzle-1	=	0,489	m
tw Nozzle-1	=	0,043	m
A Nozzle-1	=	0,018	m^2
Nozzle - 2 (Aliran 3)	:		

OD Nozzle-2	=	0,505	m
ID Nozzle-2	=	0,438	m
tw Nozzle-2	=	0,040	m
A Nozzle-2	=	0,016	m^2
Nozzle - 3 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-3	=	0,090	m
ID Nozzle-3	=	0,063	m
tw Nozzle-3	=	0,022	m
A Nozzle-3	=	0,005	m^2
Nozzle - 4 (Aliran 50)	:		
OD Nozzle-4	=	0,192	m
ID Nozzle-4	=	0,154	m
tw Nozzle-4	=	0,025	m
A Nozzle-4	=	0,007	m^2

Tabel V.16 *Barometric Condensor* (G-315)

Spesifikasi	**Keterangan**		
Nama	:	Barometrik Kondenser	
Fungsi	:	Mengkondensasi uap air yang keluar dari evaporator dengan cooling water	
Tipe	:	Counter current dry air condenser	
Jumlah	:	1	
Bahan Konstruksi	:	CS SA-283 grade C	
Rate bahan	:	37637,199	kg/jam
Luas penampang kondenser	:	3,497	m^2

Diameter kondenser	:	0,796	m
Jumlah air pendingin	:	418470,853	kg/jam
Diameter kolom barometrik	:	0,796	m
Batas keamanan	:	0,457	m
Tinggi kolom barometrik	:	3,765	m

Tabel V.17 *Steam Jet Ejector* (E-316)

Spesifikasi	Keterangan		
Nama	:	Steam Jet Ejector	
Fungsi	:	Menarik gas yang tidak terkondensasi pada Barometric Condenser	
Bahan konstruksi	:	SA 283 grade C	
jumlah	:	1	
Tipe	:	Single stage jet	
Panjang	:	0,0508	m
Kebutuhan steam	:	11,4001	kg/jam

Tabel V.18 *Centrifugal Pump* (L-151)

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Mengalirkan larutan Brine ke dalam Brine Reactor (R-150A)	
Bahan Konstruksi	:	Monel

Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal pump	
Rate Volume	:	700	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	50	hP

Tabel V.19 *Antrhacite Filter* (H-170A)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Menghilangkan pengotor yang terdapat di larutan garam berupa suspended solid CaCO3 dan Mg(OH)2	
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel	
Spesifikasi	:	304 Grade 3 (SA 167)	
Jenis Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah Unit	:	2	
Z (tinggi tangki total)	:	11,404	m
ts (tebal tangki)	:	0,063	m
th (tebal penutup atas)	:	0,076	m
ID (diameter dalam tangki)	:	5,673	m
Tinggi bed	:	0,762	m

Tabel V.20 *Activated Carbon Filter* (H-530)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Menghilangkan pengotor yang terdapat di larutan garam berupa Cl2 terlarut	
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel	
Spesifikasi	:	304 Grade 3 (SA 167)	
Jenis Pengelasan	:	Double Welded Butt Joint	
Jumlah Unit	:	1	
Z (tinggi tangki total)	:	10,3688	m
ts (tebal tangki)	:	0,0625	m
th (tebal penutup atas)	:	0,0635	m
ID (diameter dalam tangki)	:	5,1804	m
Tinggi bed	:	1,3431	m

Tabel V.21 Cl_2 *Gas Fan* (L-423)

Spesifikasi	Keterangan		
Nama Alat	:	Cl_2 Gas Fan	
Fungsi	:	Menarik gas Cl2 dari Tangki netralisasi dan meniupkannya ke Cooler	
Jenis	:	Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower	
Rate Cl_2 gas	:	5013,984	m^3/jam
Power Fan	:	0,579	hp

Tabel V.22 *Pure Brine Buffer Tank* (F-533)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menampung sementara brine yang sudah bersih sebelum diumpankan menuju Brine Saturator		
Tangki dengan tipe bejana tanpa berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	10,913	psig
OD Tangki	=	5,182	m
ID Tangki	=	4,988	m
Ls Tangki	=	7,482	m
Lh Atas Tangki	=	1,186	m
Lh Bawah Tangki	=	1,186	m
L Total	=	9,855	m
ts Tangki	=	0,022	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2

Tabel V.23 *Neutralized Buffer Tank* (F-531)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	Menampung sementara brine yang sudah bersih sebelum diumpankan menuju Brine Saturator		
Tangki dengan tipe bejana berpengaduk			
Bahan yang digunakan	:	SA-310 Grade B	
P design	=	15,020	psig
OD Tangki	=	6,096	m
ID Tangki	=	6,044	m
Ls Tangki	=	9,066	m
Lh Atas Tangki	=	1,540	m
Lh Bawah Tangki	=	1,540	m
L Total	=	12,145	m
ts Tangki	=	0,025	m
th Atas Tangki	=	0,025	m
th Bawah Tangki	=	0,025	m
Nozzle - 1	:		
OD Nozzle-1	=	0,457	m
ID Nozzle-1	=	0,387	m
tw Nozzle-1	=	0,037	m
A Nozzle-1	=	0,015	m^2

Tabel V.24 *Centrifugal Pump* (L-171)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine ke dalam Antrhacite Filter (H-170A)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal pump	
Rate Volume	:	700	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	110	hP

Tabel V.25 *Centrifugal Pump* (L-211)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Pure Brine ke dalam Brine Pre Heater (E-212)	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	700	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	70	hP

Tabel V.26 *Centrifugal Pump* (L-214)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan recycle NaOH ke dalam Elektrolizer (R-210)	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	800	m^3/jam
D optimum	:	12	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,072	m^2
Pump Power	:	60	hP

Tabel V.27 *Centrifugal Pump* (L-311)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% ke dalam evaporator V-310A	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	170	m^3/jam
D optimum	:	6	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,019	m^2
Pump Power	:	30	hP

Tabel V.28 *Centrifugal Pump* (L-312)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% hasil kondensasi ke dalam evaporator V-310B	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	140	m^3/jam
D optimum	:	6	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,019	m^2
Pump Power	:	120	hP

Tabel V.29 *Centrifugal Pump* (L-313)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan NaOH 32% ke dalam NaOH storage hasil kondensasi	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	110	m^3/jam
D optimum	:	5	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,013	m^2
Pump Power	:	100	hP

Tabel V.30 *Centrifugal Pump* (L-413)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water ke dalam 2nd H_2 Cooler	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	10	m^3/jam
D optimum	:	1,25	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,001	m^2
Pump Power	:	0,5	hP

Tabel V.31 *Centrifugal Pump* (L-152)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan Na_2CO_3 ke Brine Reactor (R-150A)	
Bahan Konstruksi	:	Ceramic	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	0,5	m^3/jam
D optimum	:	0,5	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,0002	m^2
Pump Power	:	0,1	hP

Tabel V.32 *Centrifugal Pump* (L-144)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine hasil filtrasi ke dalam Brine Saturator (M-140)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	550	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	60	hP

Tabel V.33 *Centrifugal Pump* (L-532)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Depleted Brine ke dalam Actived Carbon Filter (H-530)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	600	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	80	hP

Tabel V.34 *Centrifugal Pump* (L-145)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan larutan Brine hasil filter press ke dalam Brine Saturator (M-140)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	550	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	60	hP

Tabel V.35 *Centrifugal Pump* (L-424)

Spesifikasi		Keterangan	
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water dari E-422A ke E-422B	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	30	m^3/jam
D optimum	:	2	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,002	m^2
Pump Power	:	1	hP

Tabel V.36 *Centrifugal Pump* (L-425)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan cooling water dari E-422D ke E-422C	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	25	m^3/jam
D optimum	:	2	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,002	m^2
Pump Power	:	1	hP

Tabel V.37 *Positive Displacement Pump* (L-542)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan sludge hasil pemisahan dari Clarifier ke Filter Press (H-530)	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Positive Displacement Pump	
Rate Volume	:	700	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	60	hP

Tabel V.38 *Centrifugal Pump* (L-155)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan aliran dari R-150A menuju R-150B	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	750	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	70	hP

Tabel V.39 *Centrifugal Pump* (L-156)

Spesifikasi	Keterangan		
Fungsi	:	Mengalirkan aliran dari R-150B menuju M-160	
Bahan Konstruksi	:	Monel	
Jumlah Unit	:	2	
Jenis	:	Centrifugal Pump	
Rate Volume	:	750	m^3/jam
D optimum	:	10	in
Cross Sectional Area (A)	:	0,051	m^2
Pump Power	:	50	hP

Tabel V.40 *1st Stage Permeate Cl_2 Compressor* (G-421)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-421
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Cl2 compressor dari 80,64 kPa menjadi 405.3 kPa
Jumlah stage	2
Bahan	Hastelloy C-22
Kondisi operasi :	P suction : 80,64 kPa T suction : 45 °C P discharge : 222,9 kPa T discharge : 133,2 °C
Kapasitas (Kg/jam)	65920
r	1,663
Efisiensi	1,0000
Power (Hp)	1,374711482

Tabel V. 41 *2nd Stage Permeate Cl_2 Compressor* (G-422)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-421
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran Cl2 compressor dari 202,2 kPa menjadi 405,3 kPa
Jumlah stage	2
Bahan	Hastelloy C-22
Kondisi operasi :	P suction : 202,20 kPa T suction : 68,22 °C P discharge : 405,3 kPa T discharge : 130,6 °C
Kapasitas (Kg/jam)	65920
r	1,416
Efisiensi	1,0000
Power (Hp)	2,30994772

Tabel V.42 *H_2 Compressor* (G-411)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-421
Type	Sentrifugal kompresor
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran H2 compressor dari 80,64 kPa menjadi 392.3 kPa
Jumlah stage	1
Bahan	Stainless Alloy-240 (SA-240)
Kondisi operasi :	P suction : 80,64 kPa T suction : 55 °C P discharge : 392,3 kPa T discharge : 245,7 °C
Kapasitas (Kg/jam)	1889
r	1,259
Efisiensi	1,0000
Power (Hp)	0,193321366

Tabel V.43 *H_2 Storage Tank* (F-410)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-410
Type	Spherical Tank
Fungsi	Menyimpan gas hidrogen selama 30 hari
Diameter Bejana	813,9733374 in
Tebal Bejana	1,0000 in
Kondisi operasi	P operasi 350,90 kPa Suhu 45 °C
Tekanan Desain	386,0 kPa
Kapasitas	4628,536218 m^3
Bahan	Stainless Alloy-240 (SA-240)

Tabel V.44 *Cl_2 Storage Tank* (F-420)

Spesifikasi	Keterangan					
Kode	F-420					
Type	Spherical Tank					
Fungsi	Menyimpan gas klorin selama 30 hari					
Diameter Bejana	791,7813612					in
Tebal Bejana	1,0000					in
Kondisi operasi	P operasi	363,90	kPa	Suhu	45	°C
Tekanan Desain	400,3	kPa				
Kapasitas	4260,189825					m^3
Bahan	Hastelloy C-22					

Tabel V.355 *Chlorate Destructor Reactor* (R-510)

Nama Alat			Chlorate Destructor Reactor (R-510)					
Fungsi			Untuk mereaksikan Na2ClO3 dengan depleted brine dan HCl					
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension		
ID	4,435	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk		
OD	4,572	m	ID	0,3335	m			
L			OD	0,3556	m	N baffle	4	
Ls	6,6522	m	tw	0,0112	m	Da	1,3304	m
Lh a	1,0002	m	Nozzle 2			W	0,2661	m
Lh b	1,0002	m	ID	0,1024	m	L	0,3326	m
ts	0,0222	m	OD	0,1143	m	C	1,4768	m
th a	0,0222	m	tw	0,0061	m	Dd	0,8870	m
th b	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,3696	m
Tekanan			ID	0,381	m	N	90	rpm
P design	60951	N/m^2	OD	0,4064	m	Motor Power Requirement		
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0127	m	P	200	hp
			Nozzle 4					
			ID	0,1024	m			
			OD	0,1143	m			
			tw	0,0061	m			

Tabel V.46 *Neutralizer Destructor Reactor* (R-510)

Nama Alat	Neutralizer Reactor (R-520)								
Fungsi	Untuk menetralkan excess HCl dengan NaOH								
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension			
ID	4,935	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk			
OD	5,1816	m	ID	0,381	m				
L :			OD	0,4064	m	N baffle		4	
Ls	7,4032	m	tw	0,0127	m	Da	1,4806	m	
Lh a	1,166444	m	Nozzle 2			W	0,2961	m	
Lh b	1,166444	m	ID	0,1024	m	L	0,3702	m	
ts	0,022225	m	OD	0,1143	m	C	1,6435	m	
th a	0,022225	m	tw	0,0061	m	Dd	0,9871	m	
th b	0,022225	m	Nozzle 3			J	0,4113	m	
Tekanan			ID	0,381	m	N	90	rpm	
P design	50986	N/m^2	OD	0,4064	m	Motor Power Requirement			
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0127	m	P	200	hp	

Tabel V.47 *Brine Reactor* (R-150A)

Nama Alat	Brine Reactor (R-150A)							
Fungsi	Untuk mereaksikan larutan NaCl dengan Na2CO3							
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension		
ID	4,872	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk		
OD	5,1816	m	ID	0,4288	m			
L :			OD	0,4572	m	N baffle		4
Ls	7,3077	m	tw	0,0142	m	Da	1,4615	m
Lh a	1,1463	m	Nozzle 2			W	0,2923	m
Lh b	1,1463	m	ID	0,0526	m	L	0,3654	m
ts	0,0222	m	OD	0,0603	m	C	1,6223	m
th a	0,0222	m	tw	0,0038	m	Dd	0,9744	m
th b	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,4060	m
Tekanan			ID	0,4288	m	N	90	rpm
P design	68303	N/m^2	OD	0,4572	m	Motor Power Requirement		
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0142	m	P	200	hp

Tabel V.48 *Brine Reactor* (R-150B)

Nama Alat			Brine Reactor (R-150B)					
Fungsi			Untuk mereaksikan aliran keluar dari R-150 A dengan depleted brine					
Vessel Dimension			Nozzle Dimension			Agitator Dimension		
ID	4,878	m	Nozzle 1			Flat six-blade turbine with disk		
OD	5,1816	m	ID	0,4288	m			
L			OD	0,4572	m	N baffle	4	
Ls	7,3163	m	tw	0,0142	m	Da	1,4633	m
Lh a	1,1481	m	Nozzle 2			W	0,2927	m
Lh b	1,1481	m	ID	0,0409	m	L	0,3658	m
ts	0,0222	m	OD	0,0483	m	C	1,6242	m
th a	0,0222	m	tw	0,0038	m	Dd	0,9755	m
th b	0,0222	m	Nozzle 3			J	0,4065	m
Tekanan			ID	0,4288	m	N	90	rpm
P design	68376	N/m^2	OD	0,4572	m	Motor Power Requirement		
Bahan	SA-301 Grade B		tw	0,0142	m	P	200	hp

Tabel V.49 *Heat Exchanger* (E-212)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Heat Exchanger (E-212)	
Fungsi	Untuk memanaskan larutan brine hingga 90ºC	
Tipe	1-2 STHE	
OD	0,75	in
IDS	35	in
L	20	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1	in
Tipe Pitch	Square	
Uc	176,0647821	
U_D	148,3167059	

ΔP Shell	0,000777226	Psi
ΔP Tube	3,8695	Psi

Tabel V.50 *Heat Exchanger* (E-317)

Spesifikasi	Keterangan	
Nama	Heat Exchanger (E-317)	
Fungsi	Untuk mendinginkan larutan NaOH dari suhu 91.5ºC ke 40ºC	
Tipe	2-4 STHE	
OD	1	in
IDS	21,25	in
L	20	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,25	in
Tipe Pitch	Square	
Uc	270,4176903	
U_D	209,1465576	
ΔP Shell	1,80	Psi
ΔP Tube	7,3121	Psi

Tabel V.51 *Heat Exchanger H_2* (E-412A)

Nama	Heat Exchanger H_2 (E-412A)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 80ºC ke 55ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	1,5	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,875	inch
Type Pitch	Square	
Uc	130,1038592	
UD	114,5893483	
ΔP Shell	0,02	psi
ΔP Tube	0,23	psi

Tabel V.52 *Heat Exchanger H_2* (E-412B)

Nama	Heat Exchanger H_2 (E-412B)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 245.7ºC ke 86ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	1,5	inch
IDs	31	inch
L	12	ft

BWG	16	
Pitch (Pt)	1,5	inch
Type Pitch	Square	
Uc	68,5041964	
UD	64,00867275	
ΔP Shell	0,01	psi
ΔP Tube	0,11	psi

Tabel V.53 *Heat Exchanger H_2* (E-412C)

Nama	Heat Exchanger H_2 (E-412C)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas hidrogen dari suhu 86ºC ke 45ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	16	inch
IDs	1	inch
L	90	ft
BWG	16	
Pitch (Pt)	1,08	inch
Type Pitch	Square	
Uc	125,2850685	
UD	110,5849541	
ΔP Shell	0,05	psi
ΔP Tube	0,12	psi

Tabel V.54 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422A)

Nama	Heat Exchanger Cl_2 (E-422A)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 80ºC ke 45ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	48,83965956	
UD	46,48126371	
ΔP Shell	0,18	psi
ΔP Tube	0,23	psi

Tabel V.55 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422B)

Nama	Heat Exchanger Cl_2 (E-422B)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 133,2ºC ke 68,22ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft

BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	49,33449142	
UD	46,87392495	
ΔP Shell	0,14	psi
ΔP Tube	0,23	psi

Tabel V.56 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422C)

Nama	Heat Exchanger Cl_2 (E-422C)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 130,6ºC ke 70ºC	
Type	1-2 STHE	
OD	1	inch
IDs	19,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	49,56984909	
UD	47,06107679	
ΔP Shell	0,10	psi
ΔP Tube	0,23	psi

Tabel V.57 *Heat Exchanger Cl_2* (E-422D)

Nama	Heat Exchanger Cl_2 (E-422D)	
Fungsi	Untuk mendinginkan gas klorin dari suhu 70ºC ke 45ºC	
Type	2-4 STHE	
OD	1	inch
IDs	17,25	inch
L	16	ft
BWG	18	
Pitch (Pt)	1,25	inch
Type Pitch	Square	
Uc	48,05258729	
UD	45,74596456	
ΔP Shell	0,16	psi
ΔP Tube	1,37	psi

Tabel V.58 *Evaporator* 1 (V-310 A)

Fungsi	:	Meningkatkan kemurnian larutan NaOH dari konsentrasi 39,82% ke 50%
Jenis Evaporator	:	Short-tube Calandria Evaporator
Jenis Bejana	:	Bejana Dengan Pemanas
Jenis Tekanan	:	Bejana Bertekanan Dalam

Dimensi Shell					Dimensi Tube			
ID	=	214.213	inch		ID	=	1.12	inch
OD	=	216	inch		OD	=	1.25	inch
Ls	=	321.319	inch		L	=	5.000	ft
Lh a	=	53.205	inch		Nt	=	1350	buah
Lh b	=	53.205	inch		Dimensi Nozzle			
ts	=	0.875	inch		Nozzle-1			
th a	=	0.875	inch		OD	=	0.27305	m
th b	=	0.875	inch		ID	=	0.25451	m
					tw	=	0.0094	m
Nozzle-2					Nozzle-3			
OD	=	0.508	m		OD	=	0.21908	m
ID	=	0.47777	m		ID	=	0.20269	m
tw	=	0.01499	m		tw	=	0.00813	m
Nozzle-4					Nozzle-5			
OD	=	0.4064	m		OD	=	0.16828	m
ID	=	0.381	m		ID	=	0.15418	m
tw	=	0.0127	m		tw	=	0.00711	m

Tabel V.369 Evaporator 2 (V-310 B)

Fungsi	:	Meningkatkan kemurnian larutan NaOH dari konsentrasi 32% ke 39,82%
Jenis Evaporator	:	Short-tube Calandria Evaporator
Jenis Bejana	:	Bejana Dengan Pemanas
Jenis Tekanan	:	Bejana Bertekanan Dalam

Dimensi Shell				Dimensi Tube			
ID	=	214.213	inch	ID	=	1.12	inch
OD	=	216	inch	OD	=	1.25	inch
Ls	=	321.319	inch	L	=	5.000	ft
Lh a	=	52.955	inch	Nt	=	1350	buah
Lh b	=	52.955	inch	Dimensi Stiffener			
ts	=	0.875	inch	Tipe	=	Channel	
th a	=	0.625	inch	Ukuran	=	8	inch
th b	=	0.625	inch	y	=	53.553	inch
				N	=	6	buah

Dimensi Nozzle

Nozzle-1				Nozzle-2			
OD	=	0.21908	m	OD	=	0.508	m
ID	=	0.20269	m	ID	=	0.47777	m
tw	=	0.00813	m	tw	=	0.01499	m
Nozzle-3				Nozzle-4			
OD	=	0.21908	m	OD	=	0.4064	m
ID	=	0.20269	m	ID	=	0.381	m
tw	=	0.00813	m	tw	=	0.0127	m
Nozzle-5							
OD	=	0.1413	m				
ID	=	0.12827	m				
tw	=	0.0066	m				

BAB VI
ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dapat dijadikan sebagai salah satu parameter kelayakan suatu pabrik untuk didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik dalam aspek ekonomi, maka dilakukan perhitungan terhadap kebutuhan bahan baku, penjualan produk yang dihasilkan, serta biaya utilitas dan operasional dalam rancangan pabrik tersebut. Selain itu, biaya konstruksi dalam masa pembangunan pabrik, biaya instalasi alat, serta biaya-biaya lain yang ditujukan dalam proses pembangunan pabrik, perlu diperhitungkan juga. Dalam analisa ini, data perhitungan didasarkan pada Neraca Massa dan Panas sebagaimana tercantum dalam Bab IV, serta Spesifikasi Alat sebagaimana tercantum dalam Bab V.

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan dalam Pabrik Natrium Hidroksida ini dipilih berupa Perseroan Terbatas (PT), dimana Perseroan Terbatas merupakan organisasi usaha yang memiliki badan hukum resmi yang hanya berlaku pada perusahaan tanpa melibatkan harta pribadi dan/atau kelompok yang ada di dalamnya. Dalam perusahaan berbentuk PT, umum dikenal istilah pemilik modal dan pelaksana perusahaan, dimana pemilik modal berhak atas keputusan-keputusan untuk menentukan arah kebijakan perusahaan termasuk menunjuk pelaksana.

Berikut merupakan beberapa alasan dalam pemilihan bentuk perusahaan sebagai
Perseoran Terbatas (PT) :

1. Pemilik modal adalah pemegang saham perusahaan
2. Pemilik modal tidak harus sebagai pelaskana perusahaan, dengan kata lain dapat menunjuk pelaksana seperti Dewan Komisaris dan Direksi

3. Tidak melibatkan harta pribadi pemegang saham dalam menjalankan perusahaan
4. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjiualan saham perusahaan maupun dari pinjaman

VI.1.2 Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini adalah lini dan staff, dimana terdapat pelimpahan wewenang yang berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari pucuk pimpinan ke kepala bagian di bawahnya. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Ada pembagian tugas dan wewenang yang jelas
- Staffing dilaksanakan sesuai dengan prinsip *"the right man on the right place"*
- Bentuk organisasi ini fleksibel untuk diterapkan
- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang kontinu
- Terdapat garis pertanggung-jawaban yang jelas dari masing-masing elemen jabatan struktural yang ada

Dalam organisasi lini dan staff, terdapat dua elemen utama yang memiliki pembagian tugasnya masing-masing, sebagai berikut :

1. Pimpinan

   Pimpinan memiliki fungsi secara garis besar sebagai berikut :

   a. Membuat perencanaan strategis capaian terhadap bidang atau wilayah kerja yang dinaunginya, untuk kurun waktu tertentu
   b. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan mengkoordinasikan pada anggota atau para staff
   c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan dari setiap bagian dan memberikan bimbingan / petunjuk dalam pelaksanaan tugas
   d. Melaporkan kepada pimpinan bagian diatasnya terkait dengan hal-hal strategis pengelolaan pabrik

e. Mewakili atas nama perusahaan dan/atau pabrik dalam perjanjian, undangan, perundingan, dan acara eksternal

2. Staff (Pembantu pimpinan)
   Staff memiliki fungsi secara garis besar sebagai berikut :
   a. Membantu pimpinan dalam perencanaan, pengawasan, dan evaluasi pengelolaan pabrik
   b. Melaksanakan fungsi-fungsi teknis sesuai dengan instruksi dan arahan pimpinan dalam rangka pengelolaan pabrik
   c. Melakukan kegiatan-kegiatan dalam hal administrasi, pengelolaan, dan penelitian yang bersifat mem berikan daya dukung terhadap pimpinan

VI.1.3 Struktur Organisasi

Berikut merupakan departementalisasi / pembagian fungsi kerja dalam setiap elemen yang ada dalam organisasi perusahaan ini.

1. Rapat Umum Pemegang Saham
   Rapat Umum Pemegang Saham merupakan forum permusyawaratan tertinggi yang ada dalam lingkup perusahaan. Rapat Umum Pemegang Saham memiliki tugas dan fungsi :
   - Mengambil keputusan tertinggi yang berkaitan dengan visi & misi, tujuan, serta capaian strategis perusahaan
   - Mengambil keputusan terkait investasi dan perputaran modal perusahaan
   - Mengangkat dan memberhentikan anggota Dewan Komisaris
   - Mengangkat dan memberhentikan anggota Direksi
   - Meminta pertanggung-jawaban terhadap kinerja Dewan Komisaris dan Direksi dalam pengelolaan pabrik dan / atau perusahaan
   - Mengesahkan laporan tahunan perusahaan
   - Menetapkan kebijakan pembagian dividen perusahaan

- Rapat Umum Pemegang Saham tidak memiliki kewenangan untuk mengintervensi pelaksanaan tugas dan fungsi dari Dewan Komisaris dan Direksi dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

2. Dewan Komisaris

   Dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan, dewan komisaris memiliki tugas dan fungsi :

   - Mengawasi kinerja Direksi dalam menjalankan pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan
   - Menetapkan kebijakan dan arahan strategis dalam hal pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan kepada Direksi
   - Memberikan nasehat dan masukan kepada Direksi dalam rangka pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

3. Direktur Utama

   Dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan, Direktur Utama adalah sebagai pimpinan cksekutif tertinggi dan sebagai penanggung-jawab utama secara keseluruhan. Direktur utama memiliki uraian tugas dan fungsi :

   - Melaksanakan arahan strategis perusahaan, yang diwujudkan dalam bentuk perumusan dan penetapan sistem organisasi beserta perangkat pelaksananya
   - Menyelenggarakan koordinasi dengan clemen-clemen pelaksana yang ada dibawahnya
   - Memberikan arahan dan instruksi pelaksanaan tugas terhadap elemen-elemen yang ada dibawahnya
   - Menetapkan kebijakan fiskal dalam bentuk anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
   - Bertanggung-jawab kedapa Dewan Komisaris tentang pelaksanaan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan

4. Direktur

   Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur Utama dibantu oleh dewan direksi yang terdiri atas Direktur

Produksi, Direktur Pemasaran, Direktur Keuangan, dan Direktur SDM. Keempat direktur tersebut dibentuk atas dasar pengelompokan kesamaan aspek yang harus dikelola dalam menjalankan pabrik dan/atau perusahaan. Hal demikian dilakukan dengan prinsip departementalisasi. Keempat direktur tersebut memiliki tugas dan fungsi :

- Membantu Direktur Utama dalam perencanaan, pelaksanaan, dan evaluasi terhadap pengelolaan pabrik darlatau perusahaan, sestuai dengan bidang atau wilayah yang dinaunginya
- Bertanggung-jawab atas pelaksanaan dan pengambilan keputusan dalam bidang atau wilayah yang dinaunginya
- Melakukan pelaporan dan pertanggung-jawaban terhadap tugas dan keputusan yang diambil kepada Direktur Utama

5. Kepala Bagian Proses

   Kepala bagian proses merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap proses utama yang berlangsung di pabrik

6. Kepala Bagian Utilitas

   Kepala bagian utilitas merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap pengclolaan utilitas pabrik dan memberikan daya dukung terhadap proses produksi utama dalam pabrik

7. Kepala Bagian Quality Control

   Kepala bagian quality control merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap kualitas produk di beberapa titik produksi, serta

mengeluarkan rekomendasi yang berkaitan tentang proses produksi yang berlangsung kepada kepala bagian proses

8. Kepala Bagian Maintenance

   Kepala bagian maintenance merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang produksi, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap kualitas alat-alat industri kimia pada proses utama maupun lainya, dan bertanggung-jawab terhadap pemeliharaan peralatan industri di pabrik

9. Kepala Bagian Penjualan

   Kepala bagian penjualan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang pemasaran, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap target kuantitas penjualan produk-produk perusahaan

10. Kepala Bagian Inovasi Produk

    Kepala bagian inovasi produk merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang pemasaran, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap analisa pasar dan pengembangan produk-produk perusahaan yang diminati oleh pasar, serta menyelenggarakan program-program dalam rangka mempromosikan produk-produk perusahaan

11. Kepala Bagian Pengadaan

    Kepala bagian pengadaan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang keuangan, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap pengelolaan dan pengadan barang serta kelengkapan lainnya dalam rangka melaksanakan pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

12. Kepala Bagian Pembukuan

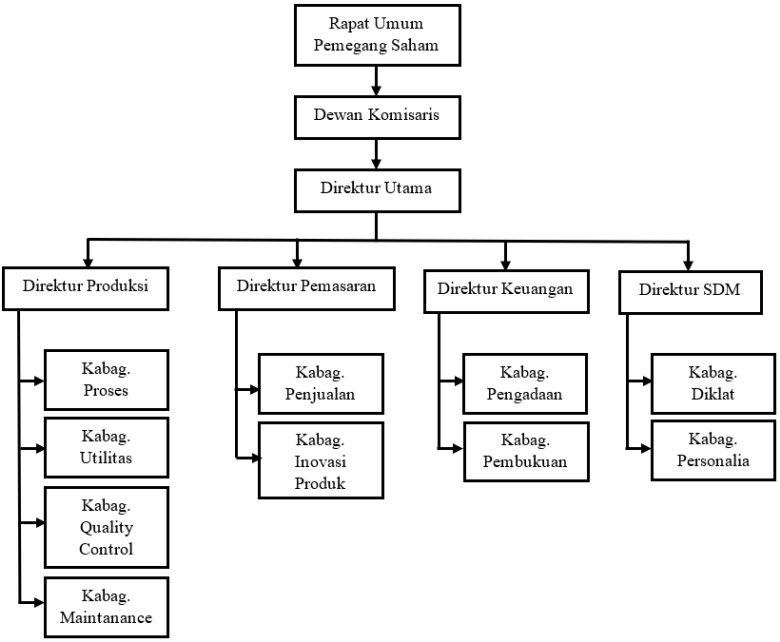
Kepala bagian pembukuan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang keuangan, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap administrasi dan keuangan dalam pengelolaan pabrik dan/atau perusahaan

13. Kepala Bagian Pendidikan, Pelatihan dan Pengembangan

    Kepala bagian pendidikan, pelatihan dan pengembangan merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang SDM, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap program-program pengem bangan *softskill* dan *hardskill* dalam rangka meningkatkan kualitas SDM di perusahaan

14. Kepala Bagian Personalia

    Kepala bagian personalia merupakan salah satu penanggung-jawab dalam bidang SDM, yang memiliki tanggung-jawab untuk merencanakan, mengawasi pelaksanaan, dan mengevaluasi terhadap penerimaan pegawai, dan juga menaungi dalam hal kesejahteraan pegawai yang meliputi gaji dan tunjangan



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

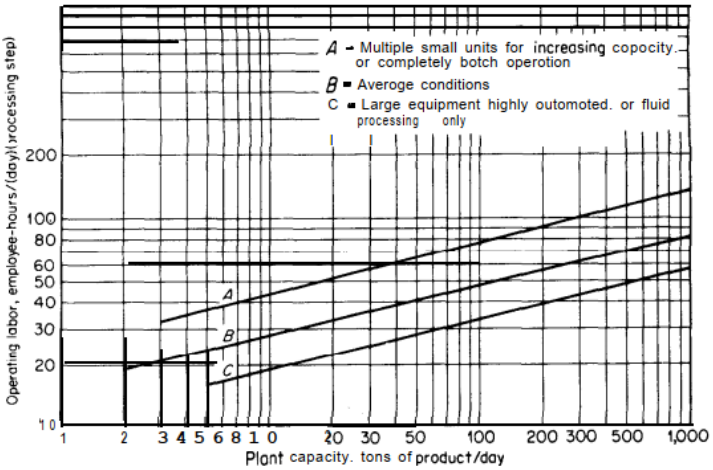
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawam yang dibutuhkan dalam pengelolaan produksi di Pabrik Natrium Hidroksida diuraikan sebagai berikut :

1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

   Jumlah karyawamn operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi di Pabrik Natrium Hidroksida adalah sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi NaOH = 3030,303 ton/hari



Gambar VI.2 Grafik Kebutuhan Pekerja untuk Industri Kimia

(Timmerhaus, 1991)

- Berdasarkan Figure 6-8, Timmerhas, p. 198, didapatkan bahwa untuk kondisi average condition Pabrik Natrium Hidroksida, diperlukan karyawan sebanyak 364 orang/hari untuk tiap tahapan proses

2. Jadwal Jam Kerja

Dalam melaksanakan kegintan operasional produksi di Pabrik Natrium Hidroksida, dilakukan pembagian jam kerjn berdasarkan status karyawan, yaitu karyawan *non-shift* dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *non-shift*

Karyawan non-shift merupakan karyawan yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi di pabrik. Karyawan merupakan yang termasuk golongan *non-shift* adalah yang bekerja dalam hal :

- Administrasi dan keuangan
- Personalia
- Pergudangan

- Manajemen perusahaan, dan lain-lain

Jam kerja dari karyawan *non-shift* diatur sebagai berikut :

Hari Kerja : Senin - Jumat
Jam Kerja : 08.00 - 16.00 WIB
Jam Istirahat :
Senin – Kamis : 12.00 - 13.00 WIB
Jumat : 11.00 - 13.00 WIB

Hari Sabtu dan Minggu, serta hari-hari besar Nasional merupakan hari libur bagi karyawan *non-shift*.

b. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi di pabrik. Karyawan merupakan yang termasuk golongan *shift* adalah yang bekerja dalam hal :

- *Engineer* dan *Supervisor*
- Teknisi
- Operator
- Security, dan lain-lain

Jam kerja dari karyawan *shift* untuk setiap *shift* adalah selama 8 jam,dengan pembagian dan penggantian shift dilakukan sesuai dengan aturan *International Labour Organization* (ILO). Aturan tersebut yaitu sistem *metropolitan rota* atau bisa dsebut dengan 2-2-2, dimana dalam I minggu seorang karyawan akan melakukan 2 hari *shift* pagi, 2 hari *shift* sore, 2 hari *shift* malam, dan I hari libur. Jam kerja karyawan *shift* berikut :

- *Shift* Pagi : 08.00 - 16.00 WIB
- *Shift* Sore : 16.00 - 24.00 WIB
- *Shift* Malam : 00.00 - 08.00 WIB

Dalam rangka penyegaran shift karyawan, maka seluruh karyawan yang termasuk dalam golongan karyawan shift dibagi menjadi 4 grup, yaitu grup A, B, C, dan D. Sistem ini dapat disajikan dalam tabulasi sebagai berikut:

Tabel VI.1 Jadwal Shift Karyawan dengan Sistem 2-2-2

Shift	Hari						
	1	2	3	4	5	6	7
Pagi	A	D	C	B	A	D	C
Sore	B	A	D	C	B	A	D
Malam	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

1. Karyawan Tetap

   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji penuh bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya

2. Karyawan Harian

   Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan olch Direksi tanpa SK dari Direksi, serta mendapatkan upah harian yang dibayar setiap akhir peKan

3. Tenaga Ahli

   Tenaga ahli merupakan pekerja yang diperlukan olch pabrik dan/atan perusahaan dalam kondisi tertentu spabila diperlukan saija, misal teknis *maintenance* alat pada saat *shut down*, bongkaR-muat bahan baku, dan lain sebagainya. Tenaga ahli menerima upah untuk setiap satu pekerjyan yang selesai dilaksanakannya

Tabel VI.2 Perincian Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah karyawan
1	Komisaris utama	1
2	Anggota Komisaris	2
3	Direktur Utama	1
4	Direktur Produksi	1
5	Direktur Pemasaran	1
6	Direktur Keuangan	1
7	Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)	1
8	Sekretaris	3
9	Kepala Divisi (bagian)	10
10	Manager	6
11	Supervisor	30
12	Kepala Regu (S-1)	40
13	Operator	
	a.Lulusan D-3	80
	b.Lulusan SMU	100
14	Dokter	2
15	Perawat	5
16	Sekuriti	30
17	Office Boy	15
18	Karyawan Kebersihan	25
19	Supir	10
Total		364

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu proses industri, baik dalam proses utama maupun proses-proses penunjang yang berlangsung di dalam suatu pabrik. Sarana utilitas pada Pabrik Natrium Hidroksida meliputi :

1. Air, yang berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin (cooling water), air umpan boiler, dan air proses untuk pelarutan
2. Steam, yang berfungsi untuk keperluan pemanas (Heater) dalam proses
3. Listrik, yang berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan
4. Pengolahan limbah, yang berfungsi untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan lingkungan sekitar pabrik

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas di lingkungan pabrik sebagaimana tersebut, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu:

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari aliran air sungai Bengawan Solo Kab. Gresik, dimana sebelum digunakan air tersebut perlu diolah terlebih dahulu. Hal itu dimaksudkan untuk menghilangkan zat-zat pangotor yang terkandung dalam air, agar tidak terjadi scaling dan pengerakan pada alat, serta persenyawaan dengan bahan-bahan pada proses produksi di pabrik. Air di Pabrik Natrium Hidroksida digunakan untuk kepentingan :

- Air Bahan Baku Proses
- Air Umpan Boiler
- Air Pendingin
- Air Sanitasi, meliputi laboratorium dan karyawan

Dalam unit pengolahan air ini, diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas dan $Ca(OH)_2$, bak pengendapan, bak penampung, sand filter, tangki desinfektan, clarifier, dan tangka penampung air sanitasi.

VI.2.2 Unit Penyediaan Steam

Dalam proscs produksi di pabrik Natrium Hidroksida, *steam* dihasikan dari *boiler*. Kebutuhan sleam digunakan sebagai fluida pemanas di beberapa *Heat Exchanger* dan di *Evaporator* dalam pabrik.. *Steam* juga sobagian digunakan sebagai agen penggerak turbin untuk menghasilkan listrik. Hal tersebut dilakukan sebagai upaya *backup* jika sewaktu-waktu *supply* listrik dari PLN terhambat atau padam

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik pada Pabrik Natrium Hidroksida diambil dari PLN dan sebagian dari generator listrik cadangam, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi utama (Elektrolisis, Pengadukan di Reaktor, dan sebagainya), diambil dari PLN dan generator jika sewaklu-wakius terdapat gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari gcncrator.

VI.2.4 Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah memiliki fungsi antara lain mcncegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di lingkungan sekitar pabrik, akibat dari proses produksi yang terjadi di pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standard ketentuan perundang-undangan yang berlaku. Pengelolaan limbah mencakup :

- Penyimpanan, limbah berupa *cake* diangkut dari unit *filter press* menuju area pembuangan limbah berupa lapangan terbuka
- Pengoperasian, limbah yang telah dikumpulkan di area limbah kemudian dikemas dalam sak khusus

kemudian dikirimkan kepada unit pengelolaan limbah terpusat JIIPE

- Pemusnahan, pihak pengelola limbah JIIPE memusnahkan limbah

V1.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk dapat mengetahui apukah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak, Dalam Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilalan investasi.

Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan hal ini adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay out Time* / POT)
3. Titik Impas (*Break Eiven Point* / BEP)

VI.3.I Laiu Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return*/ IRR)

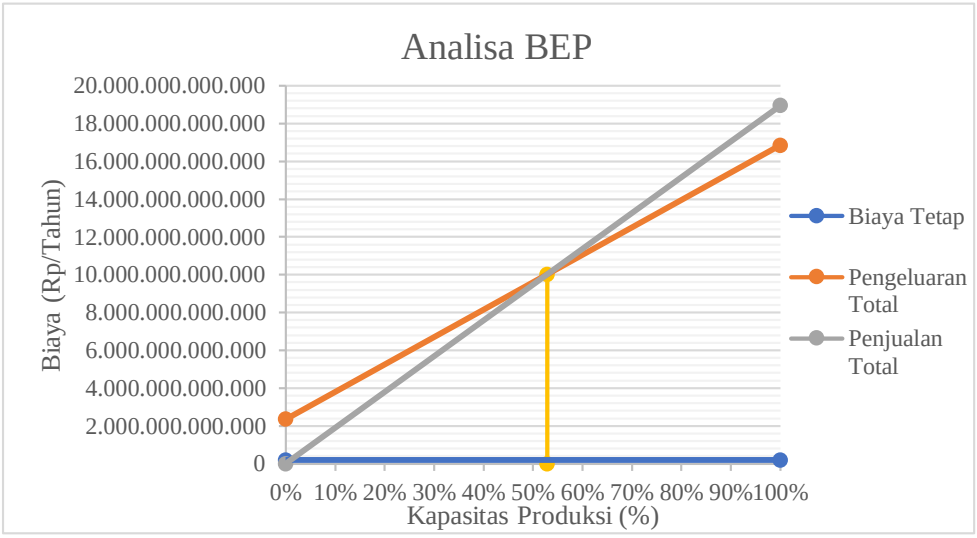
Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga I= 42.83%. Harga I yang diperoleh lebih besar daripada harga untuk bunga pinjaman yaitu 9,75 % per-tahun. Dengan harga I= 42.83% yang didapatkan dari perhitungan menunjukan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,75 % per-tahun.

V1.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,05 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

V1.3.3 Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap *(Fixed Cost)*, biaya variabel *(Variable Cost)*, serta biaya semi variabel *(Semi-variable Cost)* tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi, Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D, didapatkan bahwa titik impas (BEP) = 53%



Gambar VI.3 *Break Even Point*

BAB VII
KESIMPULAN

Pabrik Natrium Hidroksida dari garam industri ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan natrium hidroksida dalam negeri sehingga dapat mengurangi beban impor. Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membrane Electrolysis ini, maka dilakukan pembahasan dari aspek teknis dan ekonomis.

VII.1 Aspek Teknis

Dalam Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari garam industri ini, digunakan metode membrane electrolysis dengan beberapa penyesuaian sesuai dengan hasil seleksi dari beberapa proses yang ada. Secara teknis, pabrik Natrium Hidroksida ini memenuhi syarat kelayakan karena :

1. Proses ini digunakan secara luas di berbagai belahan dunia. Banyak industri Chlor-Alkali yang menggunakan proses ini, diantaranya adalah Sebagai contoh PT. Asahimas Chemical Indonesia, Asahi Chemicals Group Japan, dan Akzo Nobel Industrial Chemicals Europe
2. Memiliki efisiensi operasi yang baik serta hemat biaya dengan peralatan proses yang telah dikembangkan dan terus ditingkatkan
3. Kontrol yang baik dari proses ini secara keseluruhan akan menghasilkan mutu yang terjaga baik

VII.2 Aspek Ekonomis

Untuk mengetahui kelayakan Pra Desain Pabrik ini dari segi ekonomi, telah dilakukan analisa ekonomi yang meliputi perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR), *Pay Out Time* (POT), dan *Break Even Point* (BEP). *Internal Rate of Return* (IRR) pabrik ini adalah 42,83%, dimana angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 9,75% per-tahunnya. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 4,05 tahun. Waktu ini relatif singkat jika

dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 15 tahun. *Break Even Point* yang didapat sebesar 53,00 %. Hal ini menyimpulkan bahwa pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membrane Electrolysis ini layak untuk didirikan.

VII.3 Kesimpulan

Dari hasil-hasil yang telah diuraikan dalam bab-bab sebelumnya, maka disimpulkan

1. Perencanaan Operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 1.000.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
- Garam Industri : 2241,741 ton/hari
- HCl 30% : 33,33 ton/hari
- Na_2CO_3 10% : 6,42 ton/hari
4. Umur Pabrik : 15 tahun
5. Masa Konstruksi : 24 bulan
6. Analisa
   a. Pembiayaan:
      - Struktur Permodalan : 60% modal sendiri dan 40% pinjaman bank
      - Bunga Bank : 9,75 % per tahun
      - Total Investasi (TCI) : Rp 1.363.519.555.090,99
      - Total Production Cost (TPC) : Rp16.365.361.911.510,80
   b. Penerimaan:
      - Hasil Penjualan (kapasitas 100%) : Rp16.249.939.981.172,40
   c. Rehabilitasi Perusahaan
      - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 42,83%
      - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 4,05 tahun
      - Titik Impas (BEP) : 53,00 %
7. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT.)
8. Struktur Organisasi : Garis dan staff
9. Lokasi : Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur

DAFTAR PUSTAKA

Brinkman, Thomas. 2014. *Best Available Techniques* (BAT) *Reference Document for the Production of Chlor-alkali*. Seville.: European IPPC Bureau.

Brownell, L. E. and Young, F. H. 1959. *Process Equipment Design*. New Delhi: Willet Eastern Limited

Coulson, Richardson. 1999. *Chemical Engineering, Volume 6, Third Edition.* New York: Butterworth Heinemann.

Geankoplis, Christie J. 1993. *Transport Process and Unit Operations*. 3rd edition. New Jersey : Prentica-Hall International, Inc.

Himmelblau, David M. 2004. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*, *7th Edition*. Austin: Pearson.

Hugot, E. 1960. *Handbook of Cane Sugar Engineering.* Amsterdam : Elsevier Publishing Company

Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Singapore – McGraw-Hill.

Kusnarjo. 2010. Desain Alat Pemindah Panas. Surabaya

Kusnarjo. 2010. Desain Pabrik Kimia. Surabaya

Ludwig, Ernest, E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*. USA: Butterworth-Heinemann.

Muna Y. Abdul. 2008. Design Criteria of an Activated Carbon Bed for Dechlorination of Water. *Iraqi Journal of Chemical and Petroleum Engineering.* 9(4) : 41-49

O'Brien, Thomas F. 2005. *Handbook of Chlor-Alkali Technology.* Europa : Euro Chlor and The Chlorine Institute

Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 7th edition. USA : McGraw-Hill

Smith, J.M. dan Ness, Hendrick C. V. 2000.*Chemical Engineering Thermodynamics*. USA: McGraw-Hill

Smith, Robin. *Chemical Process Design and Integration*. Chichester: John Wiley & Sons

Stewart, Maurice. 2009. *Emulsions and Oil Treating Equipment.* USA : Gulf Proffesional Publishing

Silla, Harry. 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics.* USA : Markel Dekker Inc.

Timmerhaus, Klaus D. dan Peters, Max S. 1958. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. USA: McGraw-Hill.

Ulrich Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. Canada: John Wiley & Sons

BIOGRAFI PENULIS

Fathi Haqqani Fachrudin, lahir di Banda Aceh, 14 Oktober 1998. Penulis telah menempuh pendidikan formal dimulai dari SDIT Ummul Quro Bogor, SMPIT Al Kahfi Bogor, MAN Insan Cendekia Serpong, dan S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016. Dalam menempuh tahun terakhir studi tahap sarjana di Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, penulis menyelesaikan tugas akhir "*Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Electrolisis".* Tugas akhir ini diselesaikan di bawah bimbingan Ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D, dan bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl.ES

BIOGRAFI PENULIS

Ari Krisna Putra, lahir di Gresik, 28 Juni 1998. Penulis telah menempuh pendidikan formal dimulai dari SD Muhammadiyah GKB Gresik, SMP Muhammadiyah 12 GKB Gresik, SMA Negeri 1 Gresik, dan S-1 Teknik Kimia FTIRS-ITS angkatan 2016. Dalam menempuh tahun terakhir studi tahap sarjana di Laboratorium Biomassa dan Konversi Energi, penulis menyelesaikan tugas akhir "*Pra Desain Pabrik Natrium Hidroksida dari Garam Industri dengan Metode Membran Electrolisis".* Tugas akhir ini diselesaikan di bawah bimbingan Ibu Siti Zullaikah, S.T., M.T., Ph.D, dan bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Rachimoellah, Dipl.EST.