TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT

Oleh :
Safira Nadila Putri
NRP. 02211640000021

Yusril Ihza Satria
NRP. 02211640000133

Dosen Pembimbing :
Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.

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

TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT

Oleh :
Safira Nadila Putri
NRP. 02211640000021

Yusril Ihza Satria
NRP. 02211640000133

Dosen Pembimbing :
Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.
NIP. 19571111 198601 2 001

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

PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

PRE DESIGN PLANT OF INDUSTRIAL SALT FROM SOLAR SALT

By :
Safira Nadila Putri
NRP. 02211640000021

Yusril Ihza Satria
NRP. 02211640000133

Advisor :
Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.
NIP. 19571111 198601 2 001

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

LEMBAR PENGESAHAN

Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul :

"Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat"

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

Disusun oleh :

Safira Nadila Putri	**NRP. 02211640000021**
Yusril Ihza Satria	**NRP. 02211640000133**

Disetujui oleh Dosen Pembimbing dan Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T. (Dosen Pembimbing I) .....
2. Dr. Eng. R. Darmawan, S.T., M.T. (Dosen Penguji I) .....
3. Dr. Ir. Sumarno, M. Eng. (Dosen Penguji II) .....
4. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. (Dosen Penguji III) .....

Mengetahui,
Kepala Departemen Teknik Kimia

Dr. Eng. Widiyastuti, ST.,MT
NIP. 197503062002122002

Surabaya, 14 Agustus 2020

PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT

Nama : 1. Safira Nadila Putri (02211640000021)
2. Yusril Ihza Satria (02211640000133)
Departemen : Teknik Kimia
Dosen Pembimbing : Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.

INTISARI

Garam merupakan kumpulan senyawa kimia yang komposisi utamanya terdiri dari Natrium Klorida (NaCl) dengan zat-zat pengotor berupa $CaSO_4$, $MgSO_4$, $MgCl_2$, dan lain-lain. Garam dapat diperoleh dengan beberapa cara yaitu penguapan air laut dengan sinar matahari, penambangan batuan garam *(rock salt)* serta dari sumur air garam *(brine)*. Berdasarkan pemanfaatannya, garam dibagi menjadi 2 kelompok yaitu garam konsumsi dan garam industri. Berdasarkan Permenprin no. 84 tahun 2014, kadar NaCl pada garam konsumsi adalah minimal 94%, sedangkan kadar NaCl pada garam industri dibutuhkan kadar yang lebih tinggi tergantung jenis industrinya. Pada industri perminyakan, tekstil, dan penyamakan kulit dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 97,5%, pada industri petrokimia dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 96%, dan pada industri farmasi dibutuhkan kadar NaCl lebih dari 99,8%.

Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini direncanakan mulai beroperasi tahun 2024 dengan kapasitas produksi sebesar 119.960 ton/tahun. Lokasi pendirian pabrik ini direncanakan di Kecamatan Kalianget, Kabupaten Sumenep, Madura, Jawa Timur. Kecamatan Kalianget dipilih menjadi lokasi pendirian pabrik karena merupakan kecamatan dengan ketersediaan bahan baku yang tinggi di Jawa Timur yaitu sebesar 67.609,07 ton dengan luas lahan 369,44 Ha. Di Jawa Timur juga banyak perusahaan yang yang membutuhkan garam industri sebagai bahan baku. PT. Kertas Tjiwi Kimia, PT. Garindo Sejahtera Abadi, dan PT. Sumatraco Langgeng Makmur dapat dijadikan

sebagai target pasar pabrik ini. Dalam pemenuhan kapasitas tahunan, pabrik akan beroperasi kontinyu 24 jam per hari selama 330 hari. Dengan bahan baku sebesar 17.500 kg/jam dapat dihasilkan produk garam industri sebesar 15.146 kg/jam. Proses produksi garam industri dari garam rakyat dapat diuraikan menjadi 4 tahapan proses.

Tahap pertama adalah tahap *pre-treatment* bahan baku. Garam rakyat dari gudang bahan baku diangkut meggunakan *Screw Conveyor* I menuju ke *Roll Crusher* I untuk dilakukan proses *size reduction* agar ukurannya menjadi lebih kecil dan proses pemecahan inti kristal dari garam rakyat. Lalu, garam rakyat dialirkan ke *Screener* I dan ditampung di *Silo* I sebelum dilakukan proses pencucian I.

Tahap kedua adalah tahap pencucian dan pemisahan. Pada tahap pencucian, garam dicuci mengunakan larutan *brine* agar pengotor seperti NaOH, Na_2CO_3 dan $Ca(OH)_2$ hilang. Proses pencucian dilakukan secara 2 tahap, dimana pencucian I menggunakan *Mixer Tank* I, sedangkan pecucian II menggunakan *Screw Washer*. Pada pencucian I, garam rakyat dari *Silo* I dialirkan ke *Mixer Tank* I. Selanjutnya, garam rakyat yang telah tercuci dikirimkan ke *Screw Washer*. Pencucian II ini dimaksudkan untuk menyempurnakan proses pencucian I mengingat garam rakyat yang berasal dari lahan pegaraman hanya berkadar NaCl 80-90 %. Kemudian, garam rakyat hasil pencucian dari *Screw Washer* dialirkan ke *Centrifuge* untuk dilakukan proses pemisahan. Pada *Centrifuge*, garam rakyat dipisahkan antara kristal garam dengan larutannya, dimana kristal garam akan menempel pada dinding *Centrifuge*, sedangkan larutannya akan keluar dari *Centrifuge*.

Tahap ketiga adalah tahap pengeringan dan pengemasan. Garam dari *centrifuge* akan dialirkan menuju *Rotary Dryer* untuk dilakukan proses pengeringan. Proses pengeringan ini bertujuan untuk mengurangi kadar air dalam garam agar kemurnian garam dapat meningkat sesuai dengan standar SNI. Lalu, garam dari *Rotary Dryer* akan dibawa oleh *Screw Conveyor* IV menuju

R*otary Cooler*. Dalam *Rotary Cooler* dilakukan proses pendinginan agar suhu garam tidak terlalu panas. Kemudian, garam dibawa oleh *Screw Conveyor* II menuju *Roll Crusher* II untuk dilakukan proses *size reduction* agar ukurannya menjadi lebih kecil. Setelah itu, garam disortir pada alat *Screener* II untuk dipisahkan antara garam yang ukurannya telah sesuai standard dengan garam yang ukurannya tidak sesuai standard. Garam yang ukurannya telah sesuai standard akan ditampung dalam *Silo* II dan akan langsung menuju proses pengemasan, sedangkan garam yang tidak sesuai standard akan dibawa oleh *Screw Conveyor* VI menuju *Brine Mixer Tank* I untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan *brine.*

Tahap keempat adalah tahap persiapan *brine.* Pada *Brine Mixer Tank* I, garam dicampurkan dengan air melalui proses pengadukan menggunakan *agitator* agar garam larut di dalam air. Kemudian, *brine* dialirkan menuju *Mixer Tank* I dan *Screw Washer*. Selain itu, *brine* juga diperoleh dari *recycle brine* dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer* yang ditampung dalam *Brine Tank* I. Kemudian, *brine* tersebut dialirkan ke *Brine Mixer Tank* II untuk direaksikan dengan NaOH, $Ca(OH)_2$, dan Na_2CO_3 agar terbentuk inti endapan dari pengotor dalam *brine.* Lalu, dilakukanlah pengendapan terhadap campuran *brine* dan koagulan di dalam *Clarifier.* Endapan pengotor akan dialirkan ke WWTP, sedangkan *brine* yang telah bersih akan dialirkan menuju *Brine Tank* II dan dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* I.

Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini dirancang sebagai perusahaan yang berbadan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi garis dan *staff*. Untuk dapat mendirikan pabrik dengan kapasitas produksi sebesar 119.960 ton/tahun, maka diperlukan total modal investasi sebesar Rp 162.738.758.288 dan total biaya produksi sebesar Rp 201.966.737.137 dengan estimasi hasil penjualan sebesar Rp 269.910.000.000 per tahun. Estimasi umur pabrik ini adalah 10 tahun dengan *Internal Rate of Return* (IRR) sebesar 26,21 %,

Pay Out Time (POT) 4,3 tahun, dan *Break Even Point* (BEP) sebesar 40 %.

PRE DESIGN PLANT OF INDUSTRIAL SALT FROM SOLAR SALT

Name : 1. Safira Nadila Putri (02211640000021)
2. Yusril Ihza Satria (02211640000133)
Departement : Teknik Kimia
Advisor : Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.

ABSTRACT

Salt was a collection of chemical compounds whose main composition consists of Sodium Chloride (NaCl) with impurities in the form of $CaSO_4$, $MgSO_4$, $MgCl_2$, and others. Salt could be obtained in several ways, namely evaporation of sea water by sunlight, mining rock salt and from salt water wells (brine). Based on its utilization, salt was divided into 2 groups namely consumption salt and industrial salt. Based on Permenprin no. 84 of 2014, NaCl levels in consumption salt were a minimum of 94%, while NaCl levels in industrial salts were needed higher levels depending on the type of industry. In the petroleum, textile and leather tanning industries, NaCl levels of more than 97,5% were required, in the petrochemical industry NaCl levels of more than 96% were required, and in the pharmaceutical industry more than 99,8% NaCl levels were required.

The Pre Design Plant of Industrial Salt from Solar Salt was planned to start operating in 2024 with a production capacity of 119.960 tons/year. The location of the establishment of the plant was planned in Kalianget District, Sumenep Regency, Madura, East Java. Kalianget District was chosen as the location of the factory establishment because it was a district with high availability of raw materials in East Java, amounting to 67.609,07 tons with an area of 369,44 Ha. In East Java, there were also many companies that need industrial salt as raw material. PT. Kertas Tjiwi Kimia, PT. Garindo Sejahtera Abadi, and PT. Sumatraco Langgeng Makmur could be used as the target market of this factory. In meeting its annual capacity, the plant will be

operated continuously 24 hours per day for 330 days. With raw materials of 17.500 kg/hour could be produced industrial salt products of 15.146 kg/hour. The process of industrial salt production from community salt could be broken down into 4 process steps.

The first step was the pre-treatment of raw materials. Solar salt from the raw material warehouse is transported using Screw Conveyor I to Roll Crusher I for a size reduction process so that the size becomes smaller and the process of breaking the crystal core of the solar salt. Then, the solar salt was streamed to Screener I and stored in Silo I before the 1st washing process.

The second step was the washing and separation. In the washing step, the salt was washed using brine solution so that impurities such as NaOH, Na_2CO_3 and $Ca(OH)_2$ were lost. The washing process was carried out in 2 step, where the 1st washing step was used a Mixer Tank I and the 2nd washing step was used a Screw Washer. In 1st washing step, the solar salt from Silo I was streamed to Mixer Tank I. Furthermore, the washed solar salt was sent to the Screw Washer. The 2nd washing step was intended to perfect the 1st washing step considering that the solar salt content which come from soaking land was only 80-90% NaCl. Then, the washed solar salt from the Screw Washer was streamed to the Centrifuge for the separation process. In Centrifuge, the solar salt was separated between salt crystals and the solution, where salt crystals would stick to the walls of the Centrifuge, while the solution would come out of the Centrifuge.

The third step was the drying and packaging. Salt from the centrifuge will be streamed to the Rotary Dryer for drying process. This drying process was aimed to reduce the water content in salt so that the purity of salt could be increase in accordance with SNI standards. Then, the salt from the Rotary Dryer would be carried by the Screw Conveyor IV to the Rotary Cooler. In the Rotary Cooler, the cooling process is carried out so that the salt temperature was not too hot. Then, the salt was carried by Screw Conveyor II to Roll Crusher II for a size

reduction process to make it smaller. After that, the salt was sorted on a Screener II device to be separated between salts that have been sized according to standards and salts that were not sized according to standards. Salts whose size is in accordance with the standard would be accommodated in Silo II and would go directly to the packaging process, while salt that was not in accordance with the standard will be carried by Screw Conveyor VI to Brine Mixer Tank I to be used as raw material for making brine.

The fourth step is the brine preparation. In Brine Mixer Tank I, salt was mixed with water through a stirring process using an agitator so that the salt dissolves in the water. Then, the brine was flown to the Mixer Tank I and the Screw Washer. In addition, the brine was also obtained from the recycle brine from Mixer Tank I and Screw Washer which was accommodated in Brine Tank I. Then, the brine was streamed to Brine Mixer Tank II to be reacted with NaOH, $Ca(OH)_2$, and Na_2CO_3 to form a core of sediment from impurity in brine. Then, deposition of the brine and coagulant mixture was carried out in Clarifier. Dirt sediment would be streamed to WWTP, while clean brine would be streamed to Brine Tank II and streamed to Brine Mixer Tank I.

The Pre Design Plant of Industrial Salt from Solar Salt was designed as a Limited Liability Company (PT) with a line and staff organization system. To be able to set up a factory with a production capacity of 119.960 tons/year, a total investment capital of Rp Rp 162.738.758.288 and a total production cost of Rp Rp 201.966.737.137 with an estimated sales proceeds of Rp 269.910.000.000 per year. The estimated age of this plant was 10 years with an Internal Rate of Return (IRR) of 26,21%, Pay Out Time (POT) 4,3 years, and Break Even Point (BEP) of 40%.

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya yang dicurahkan kepada kami sehingga kami dapat menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul :

"PRA DESAIN PABRIK GARAM INDUSTRI DARI GARAM RAKYAT"

Penulisan Tugas Desain Pabrik Kimia ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat kelulusan pada jenjang S-1 untuk memperoleh gelar kesarjanaan di Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS.

Dalam penyusunan Tugas Desain Pabrik Kimia ini, penulis banyak mendapat bantuan baik sacara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ibu Dr. Widyastuti, S.T.,M.T. selaku Kepala Departemen S1 Teknik Kimia FT-IRS ITS.
2. Ibu Dr. Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T. selaku Kepala Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa, Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS.
3. Ibu Ir. Nuniek Hendrianie, M.T. selaku Dosen Pembimbing Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa, Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS atas bimbingan, saran dan motivasi yang telah diberikan.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar dan seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FT-IRS ITS.
5. Orang tua dan seluruh keluarga yang telah memberikan dukungan, doa, dan kasih sayang kepada kami.
6. Teman-teman Limbah's *Crew* atas semua dukungan dan kerjasamanya.
7. Teman-teman Lintas Jalur Genap 2016 atas semua dukungan dan kerjasamanya.

Demikian, penulis menyadari bahwa dalam penulisan Tugas Desain Pabrik Kimia ini masih banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan agar dapat diperbaiki menjadi lebih baik di kemudian hari.

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN
INTISARI i
KATA PENGANTAR viii
DAFTAR ISI x
DAFTAR GAMBAR xii
DAFTAR TABEL xiii
BAB I LATAR BELAKANG I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA II-1
II.1 Kapasitas Produksi II-1
II.2 Lokasi Pabrik II-6
II.2.1 Faktor Utama Pemilihan Lokasi Pabrik II-8
II.2.2 Faktor Pendukung dalam Pemilihan Lokasi Pabrik II-14
II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk II-18
II.3.1 Potensi Bahan Baku II-18
II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku II-20
II.3.3 Kualitas Produk II-25
BAB III SELEKSI DAN URAIAN DPROSES III-1
III.1 Seleksi Proses III-1
III.2 Uraian Proses III-8
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI IV-1
IV.1 Neraca Massa IV-1
IV.2 Neraca Energi IV-59
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERLATAN V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia VI-1
VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan VI-1
VI.1.2 Bentuk Badan Perusahaan VI-2
VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan VI-4
VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja VI-7
VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan VI-10
VI.2 Utilitas VI-11
VI.2.1 Unit Pengolahan Air VI-12

VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik VI-13
VI.2.2 Unit Penanganan Limbah VI-13
VI.3 Analisa Ekonomi VI-13
VI.3.1 Asumsi Perhitungan VI-13
VI.3.2 Analisa Keuangan VI-14
VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR) VI-15
VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT) VI-16
VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point* / BEP) VI-16
BAB VII KESIMPULAN VII-1
VII.1 Segi Teknis VII-1
VII.2 Segi Ekonomis VII-1
VII.3 Kesimpulan VII-3
DAFTAR PUSTAKA xvii

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Peta Lokasi Produksi Garam di Indonesia.....I-1
Gambar II.1 Struktur Hierarki Penentuan Lokasi Pabrik Garam Industri II-7
Gambar II.2 Lokasi Pabrik Garam Industri di Kabupaten Sumenep, Madura..... .II-18
Gambar III.1 Diagram Proses Pencucian dengan Brine (*Washing*) III-1
Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan..... VI-3
Gambar VI. 2 Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia..... VI-8
Gambar VI.3 Grafik *Break Event Point* VI-16

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Kebutuhan, Produksi, Impor dan Ekspor Garam Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, KKP, *Comtrade*.....I-5
Tabel II.1 Jumlah Impor Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP..... II-1
Tabel II.2 Jumlah Produksi Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP.....II-2
Tabel II.3 Jumlah Konsumsi Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP.....II-3
Tabel II.4 Jumlah Ekspor Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP.....II-4
Tabel II.5 Prediksi Impor, Ekspor, Produksi, dan Konsumsi Garam Industri di Indonesia Tahun 2024.....II-5
Tabel II.6 Proyeksi Nilai Impor, Produksi, Konsumsi Garam Industri Tahun 2024 .....II-6
Tabel II.7 Provinsi Penghasil Garam Rakyat Terbesar Tahun 2017.....II-9
Tabel II.8 Target Pasar Garam Industri di Jawa Timur Pada Tahun 2017 Berdasarkan Neraca Garam Nasional, KKP, Kementerian Perindustrian dan Kementerian Perdagangan II-10
Tabel II.9 Data Topografi dan Iklim di Kabupaten Sumenep.....II-15
Tabel II.10 Penentuan Lokasi Pabrik Garam Industri.....II-17
Tabel II.11 Penambang Garam dan Luas Area Pertambangan Garam Rakyat Menurut Kecamatan di Kabupaten Sumenep Tahun 2018.....II-19
Tabel II.12 Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Ion.....II-21
Tabel II.13 Spesifikasi Garam Rakyat (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa II-22

Tabel II.14 Komposisi *Soda Ash*.....II-24
Tabel II.15 Kualitas Garam Industri (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa II-25
Tabel III.1 Perbandingan Proses Pemurnian Garam..... III-7
Tabel IV.1 Neraca Massa *Screw Conveyor* I (J-112) IV-2
Tabel IV.2 Neraca Massa *Roll Crusher* I (C-110).....IV-4
Tabel IV.3 Neraca Massa *Screener* I (H-113).....IV-6
Tabel IV.4 Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-114).....IV-8
Tabel IV.5 Neraca Massa *Screw Conveyor* III (J-211) IV-9
Tabel IV.6 Neraca Massa *Silo* I (F-212).....IV-10
Tabel IV.7 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up* IV-12
Tabel IV.8 Neraca Massa Pada *Splitter Point*.....IV-14
Tabel IV.9 Neraca Massa *Mixer Tank* I (M-210).....IV-17
Tabel IV.10 Neraca Massa *Screw Washer* (J-220).....IV-19
Tabel IV.11 Neraca Massa *Centrifuge* (H-230) IV-22
Tabel IV.12 Neraca Massa *Brine Tank* I (F-421).....IV-24
Tabel IV.13 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* II (M-420)....IV-26
Tabel IV.14 Neraca Massa *Clarifier* (H-422) IV-29
Tabel IV.15 Neraca Massa *Brine Tank* II (F-423).....IV-32
Tabel IV.16 Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-310) IV-34
Tabel IV.17 Neraca Massa *Screw Conveyor* IV (J-321) IV-35
Tabel IV.18 Neraca Massa *Rotary Cooler* (B-320).....IV-37
Tabel IV.19 Neraca Massa *Screw Conveyor* V (J-323).....IV-38
Tabel IV.20 Neraca Massa *Cyclone* I (H-314) IV-40
Tabel IV.21 Neraca Massa *Cyclone* II (H-322).....IV-42
Tabel IV.22 Neraca Massa *Meeting Point* Udara.....IV-44
Tabel IV.23 Neraca Massa *Roll Crusher* II (C-330) IV-46
Tabel IV.24 Neraca Massa *Screener* II (H-331).....IV-49
Tabel IV.25 Neraca Massa *Silo* II (F-332) IV-50
Tabel IV.26 Neraca Massa *Screw Conveyor* VI (J-412) IV-51
Tabel IV.27 Neraca Massa *Heater* (E-313).....IV-52
Tabel IV.28 Neraca Massa *Blower* I (G-312).....IV-53
Tabel IV.29 Neraca Massa *Blower* II (G-315) IV-54
Tabel IV.30 Neraca Massa *Air Filter* (H-311) IV-56

Tabel IV.31 Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334).....IV-58
Tabel IV.32 Data *Heat Capacity* Komponen IV-59
Tabel IV.33 Neraca Energi *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up* IV-61
Tabel IV.34 Neraca Energi *Brine Mixer Tank* II (M-420) ...IV-64
Tabel IV.35 Neraca Energi *Rotary Dryer* (B-310).....IV-67
Tabel IV.36 Neraca Energi *Rotary Cooler* (B-320) IV-69
Tabel IV.37 Neraca Energi *Heater* (E-313) IV-71
Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111) V-1
Tabel V.2 Spesifikasi *Screw Conveyor* I (J-112)..... V-2
Tabel V.3 Spesifikasi *Roll Crusher* I (C-110) V-3
Tabel V.4 Spesifikasi *Screener* I (H-113) V-4
Tabel V.5 Spesifikasi *Screw Conveyor* II (J-114) V-4
Tabel V.6 Spesifikasi *Screw Conveyor* III (J-211)..... V-5
Tabel V.7 Spesifikasi *Silo* I (F-212)..... V-6
Tabel V.8 Spesifikasi *Mixer Tank* I (M-210) V-7
Tabel V.9 Spesifikasi *Screw Washer* (J-220) V-8
Tabel V.10 Spesifikasi *Centrifuge* (H-230)..... V-9
Tabel V.11 Spesifikasi *Air Filter* (H-313)..... V-10
Tabel V.12 Spesifikasi *Blower* I (G-312) V-10
Tabel V.13 Spesifikasi *Blower* II (G-315)..... V-11
Tabel V.14 Spesifikasi *Heater* (E-313) V-12
Tabel V.15 Spesifikasi *Rotary Dryer* (B-310)..... V-13
Tabel V.16 Spesifikasi *Cyclone* I (H-314)..... V-14
Tabel V.17 Spesifikasi *Screw Conveyor* IV (J-321)..... V-15
Tabel V.18 Spesifikasi *Rotary Cooler* (B-320) V-16
Tabel V.19 Spesifikasi *Cyclone* II (H-322) V-17
Tabel V.20 Spesifikasi *Screw Conveyor* V (J-323) V-18
Tabel V.21 Spesifikasi *Roll Crusher* II (C-330)..... V-19
Tabel V.22 Spesifikasi *Screener* II (H-331) V-20
Tabel V.23 Spesifikasi *Silo* II (F-332)..... V-21
Tabel V.24 Spesifikasi *Salt Storage* (F-333)..... V-22
Tabel V.25 Spesifikasi *Screw Conveyor* VI (J-412)..... V-23
Tabel V.26 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* I (M-410)..... V-24
Tabel V.27 Spesifikasi *Pump* I (L-411)..... V-25

Tabel V.28 Spesifikasi *Brine Tank* I (F-421) V-26
Tabel V. 29 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* II (M-420) V-27
Tabel V.30 Spesifikasi *Clarifier* (H-422) V-28
Tabel V.31 Spesifikasi *Brine Tank* II (F-423) V-29
Tabel V.32 Spesifikasi *Pump* II (L-424) V-30
Tabel V.33 Spesifikasi NaOH *Storage Tank* (F-425) V-31
Tabel V.34 Spesifikasi $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426) V-32
Tabel V.35 Spesifikasi Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427) V-33
Tabel V.36 Spesifikasi *Baghouse Filter* (H-334) V-34
Tabel VI.1 Jadwal Shift Kerja VI-9
Tabel VI.2 Perincian Jumlah Karyawan VI-10
Tabel VI.3 Parameter Perhitungan Ekonomi VI-15
Tabel VII.1 Perbandingan Kualitas Produk dengan Standard SNI VII-4

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I
LATAR BELAKANG

Pembangunan di suatu negara harus semakin dikembangkan seiring dengan kemajuan zaman, salah satunya adalah pembangunan di bidang industri, terutama industri kimia. Dengan adanya pengembangan pada industri kimia, diharapkan Indonesia dapat menjadi negara yang mandiri sehingga tidak lagi bergantung pada industri-industri di luar negeri. Salah satu industri yang perlu dikembangkan di Indonesia adalah industri garam (NaCl).

Secara geografis Indonesia membentang dari 6° LU sampai 11° LS dan 92° sampai 142° BT, terdiri dari pulau-pulau besar dan kecil yang jumlahnya kurang lebih 17.504 pulau. Tiga perempat wilayah Indonesia adalah laut (5,9 juta km^2). Berdasarkan data dari Badan Informasi Geospasial (BIG), Indonesia sebagai Negara Maritim memiliki total panjang garis pantai sebesar 99.093 km. Hal ini membuktikan bahwa sebenarnya Indonesia memiliki potensi besar sebagai negara penghasil garam, namun sayangnya potensi ini tidak diimbangi dengan peningkatan jumlah dan mutu produksi garam di Indonesia (Lasubuda, 2013).

Gambar I.1 Peta Lokasi Produksi Garam di Indonesia

Garis pantai perairan Indonesia dapat menjadi salah satu modal untuk memproduksi garam dalam jumlah besar untuk memenuhi kebutuhan garam nasional karena air laut memiliki salinitas tinggi atau mengandung kadar NaCl. Di Indonesia dibutuhkan kualitas garam industri dengan kadar NaCl lebih dari 96 %. Namun, kualitas garam industri di Indonesia masih menjadi kendala, sehingga kebutuhan garam industri masih mengandalkan garam impor, terutama dari Australia. Pengembangan teknologi pemurnian di Indonesia juga masih menggunakan bahan pengendap, dimana proses tersebut membutuhkan energi yang cukup besar dan hasilnya masih belum dapat memenuhi SNI. Hal inilah yang mempengaruhi produksi dan kualitas garam yang dihasilkan.

Indonesia sendiri sebenarnya memiliki modal untuk memproduksi dan memenuhi kebutuhan garam nasional secara mandiri, baik untuk kebutuhan konsumsi maupun industri. Dari total luas area produksi di seluruh Indonesia, PT. Garam mengelola 5.116 Ha dengan produksi garam mencapai 60 Ton/Ha/tahun, sedangkan sisanya seluas 25.542 Ha dikelola secara tradisional oleh rakyat dengan produksi hanya 40 Ton/Ha/tahun (Kementrian Kelautan dan Perikanan, 2010). Hingga saat ini, petani garam hanya dapat menghasilkan garam dengan kadar 85-95% NaCl melalui proses evaporasi air laut (Martina, 2014). Kadar ini masih masih belum memenuhi standar kualitas garam industri yang membutuhkan garam dengan kadar minimal 96%.

Berdasarkan data Kementerian Perindustrian (2018), menyatakan bahwa kebutuhan garam industri nasional tahun 2018 sekitar 3,7 juta Ton. Bahan baku ini akan disalurkan kepada industri *Chlor Alkali Plant* (CAP) untuk memenuhi permintaan industri kertas dan petrokimia sebesar 2.488.500 Ton. Selain itu, bahan baku tersebut juga didistribusikan pada industri farmasi dan kosmetik sebesar 6.846 Ton, serta industri aneka pangan 535.000 Ton. Sisanya, kebutuhan bahan baku garam sebanyak 740.000 Ton didistribusikan kepada sejumlah industri, seperti

industri pengasinan ikan, industri penyamakan kulit, industri pakan ternak, industri tekstil dan resin, industri pengeboran minyak, serta industri sabun dan detergen. Namun, sayangnya produksi garam industri di Indonesia hanya 1,9 juta Ton/tahun, maka Indonesia harus mengimpor sekitar 1,8 juta Ton/tahun demi memenuhi kebutuhan garam industri di Indonesia (Kementrian Kelautan dan Perikanan, 2018).

Rendahnya produksi garam di Indonesia disebabkan karena belum adanya industri garam yang digarap secara berkelanjutan untuk mengantisipasi kebutuhan masyarakat membuat pemerintah setiap tahunnya masih mengimpor garam. Selain itu, produksi garam di Indonesia juga hanya mengandalkan dari hasil petani tambak lokal. Faktor lainnya adalah teknik produksi dan peralatan yang digunakan pada proses produksi garam masih sangat tradisional, serta produksi garam yang sangat bergantung pada cuaca yang secara umum hanya memungkinkan memproduksi garam hanya dalam waktu 4 bulan (Kementrian Kelautan dan Perikanan, 2010). Masa produksi garam di Indonesia jauh lebih pendek jika dibandingkan dengan Australia karena iklim Australia memungkinkan adanya produksi garam hingga 8 bulan dengan hasil produksi garam yang jauh lebih banyak dan berkualitas tinggi.

Dari jumlah kebutuhan garam dengan kualitas tinggi yang mencapai 61,5% tersebut, hanya sekitar 31% yang bisa dipenuhi oleh kebutuhan garam yang dihasilkan di dalam negeri. Hal tersebut dapat kita lihat dari data KKP (2015) yang menyatakan bahwa kualitas garam lokal yang dihasilkan, khususnya oleh petambak garam (garam rakyat) tidak seragam sehingga penjualan garam petani tambak juga digolongkan kedalam beberapa kelas sesuai dengan kualitasnya. Kualitas pertama (KW1) adalah garam dengan kadar NaCl antara 95%-98%, kualitas kedua (KW2) adalah garam dengan kadar NaCl antara 90%-95%, dan kualitas ketiga (KW3) adalah garam dengan kadar NaCl kurang dari 90% (Lembaga Penelitian dan Pengabdian Kepada Masyarakat ITB, 2016)

Indonesia telah mampu memenuhi kebutuhan garam konsumsi dalam negeri, namun kebutuhan garam industri masih belum terpenuhi melalui produksi dalam negeri sehingga pemenuhan kebutuhan garam industri dalam negeri masih mengandalkan impor. Hal ini juga merupakan permasalahan yang perlu segera diselesaikan. Oleh karena itu, berdasarkan Peraturan Menteri Perindustrian Republik Indonesia nomor 88 tahun 2014, salah satu sasaran pemerintah jangka panjang (2010-2025) adalah intensifikasi industri garam untuk meningkatkan produktivitas lahan garam dan kualitas produk garam agar nantinya Indonesia mampu swasembada garam industri dan aneka industri garam dengan kadar NaCl 95% dan sebagian garam industri telah mampu substitusi impor 30%.

Tabel I.1 Kebutuhan, Produksi, Impor dan Ekspor Garam Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, KKP, *Comtrade*

Uraian	**Tahun**				
	2014	**2015**	**2016**	**2017**	**2018**
Kebutuhan	2.251.225	2.447.189	3.317.278	3.553.657	3.983.280
Industri CAP dan Farmasi	1.604.500	1.797.618	1.515.983	1.626.950	1.842.669
Industri Non CAP (perminyakan, kulit, tekstil, sabun, kertas dan pulp)	200.000	140.000	323.939	382.628	538.752
Industri Aneka Pangan	446.725	509.571	412.375	442.100	460.000
Produksi					
PT. Garam (Persero)	315.000	345.000	138.645	916.900	1.500.000
Impor	2.267.095	1.861.850	2.036.556	2.196.539	2.839.077
Ekspor	2.546	1.705	319	215	192

Oleh karena itu, berdasarkan permasalahan tersebut, pendirian pabrik pembuatan garam industri didesain dengan tujuan untuk meningkatkan kualitas garam yang akan diproduksi. Selain itu, industri pengolahan garam ini efektif memberi nilai tambah dan mengurangi impor. Hal ini juga akan meningkatkan produksi garam farmasi yang berasal dari garam industri yang non-*import.*

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II
BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Produksi

Penetuan kapasitas produksi pabrik merupakan salah satu faktor penting faktor penting dalam pendirian pabrik. Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2024 dengan mengacu pada kebutuhan nasional terhadap Garam Industri di Indonesia. Perhitungan kapasitas Pabrik Garam Industri ini mempertimbangkan data impor, produksi, dan konsumsi Garam Industri pada tahun-tahun sebelumnya. Berikut data yang diperoleh dari tahun 2014-2018 :

Tabel II.1 Jumlah Impor Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP

Tahun	Impor Garam Industri (Ton)	Kenaikan (%)
2014	1.778.444	-
2015	1.861.849	0,047
2016	2.036.556	0,094
2017	2.196.539	0,079
2018	2.170.000	-0,012
Rata-Rata		**0,052**

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2024 adalah :

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

= $2.170.000\ \text{Ton}\ (1+0{,}052)^{(2024-2018)}$

= 2.902.919 Ton

Dimana,

F = Prediksi jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2024

P = Jumlah impor garam industri di Indonesia pada tahun 2018

i = Kenaikan impor rata-rata
n = Selisih waktu antara tahun 2024 dengan tahun 2018

Tabel II.2 Jumlah Produksi Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP

Tahun	Produksi Garam Industri (Ton)	Kenaikan (%)
2014	2.190.000	-
2015	2.840.000	0,297
2016	168.000	-0,941
2017	1.100.000	5,548
2018	2.700.000	1,455
Rata-Rata		**1,590**

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah produksi garam industri di Indonesia pada tahun 2024 adalah :

F = $P\ (1+i)^n$
= $2.700.000\ \text{Ton}\ (1+1{,}590)^{(2024-2018)}$
= 1.223.600 Ton

Dimana,
F = Prediksi jumlah produksi garam industri di Indonesia pada tahun 2024
P = Jumlah produksi garam industri di Indonesia pada tahun 2018
i = Kenaikan produksi rata-rata
n = Selisih waktu antara tahun 2024 dengan tahun 2018

Tabel II.3 Jumlah Konsumsi Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP

Tahun	Konsumsi Garam Industri (Ton)	Kenaikan (%)
2014	2.128.875	-
2015	2.447.189	0,150
2016	2.674.427	0,093
2017	2.894.915	0,082
2018	3.306.819	0,142
Rata-Rata		**0,117**

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2024 adalah :

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

= $3.306.819\ \text{Ton}\ (1+0,117)^{(2024-2018)}$

= 4.933.336 Ton

Dimana,

F = Prediksi jumlah konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2024

P = Jumlah konsumsi garam industri di Indonesia pada tahun 2018

i = Kenaikan konsumsi rata-rata

n = Selisih waktu antara tahun 2024 dengan tahun 2018

Tabel II.4 Jumlah Ekspor Garam Industri di Indonesia Tahun 2014-2018 (dalam Ton) Berdasarkan BPS, Kemenperin, KKP

Tahun	Ekspor Garam Industri (Ton)	Kenaikan (%)
2014	2.546	-
2015	1.705	-0,330
2016	835	-0,510
2017	547	-0,345
2018	193	-0,647
Rata-Rata		**-0,458**

Berdasarkan data diatas, diperoleh prediksi jumlah ekspor garam industri di Indonesia pada tahun 2024 adalah :

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

= $193\ Ton\ (1-0,458)^{(2024-2018)}$

= 0 Ton

Dimana,

F = Prediksi jumlah ekspor garam industri di Indonesia pada tahun 2024

P = Jumlah ekspor garam industri di Indonesia pada tahun 2018

i = Kenaikan ekspor rata-rata

n = Selisih waktu antara tahun 2024 dengan tahun 2018

Berdasarkan data diatas, maka didapatkan data prediksi jumlah produksi, konsumsi, impor dan ekspor dalam Ton/tahun pada tahun 2024 sebagai berikut :

Tabel II.5 Prediksi Impor, Ekspor, Produksi, dan Konsumsi Garam Industri di Indonesia Pada Tahun 2024

Prediksi	**Garam Industri (Ton)**
Ekspor	0
Impor	2.902.919
Produksi	1.223.600
Konsumsi	4.933.336

Dari keterangan diatas, diperoleh kebutuhan garam industri industri di Indonesia yang belum terpenuhi pada tahun 2024 sebesar :

Kebutuhan Garam **= (Ekspor + Konsumsi) – (Produksi + Impor)**
= (0 + 4.933.336) Ton – (1.223.600 + 2.902.919) Ton
= 806.817 Ton

Selain itu, memprediksi nilai kebutuhan garam industri pada tahun 2024 dapat juga dilakukan dengan cara memproyeksikannya menggunakan formula TREND diexcel sehingga didapatkan data sebagai berikut :

Tabel II.6 Proyeksi Nilai Impor, Produksi, Konsumsi Garam Industri Tahun 2024

Tahun	Impor (Ton)	Produksi (Ton)	Konsumsi (Ton)	Ekspor (Ton)	Kebutuhan (Ton)
2019	2.344.018	1.583.600	3.531.529	0	-1.839.569
2020	2.455.798	1.511.600	3.811.890	0	-2.254.660
2021	2.567.578	1.439.600	4.092.252	0	469.871
2022	2.679.359	1.367.600	4.372.613	0	-401.624
2023	2.791.139	1.295.600	4.652.975	0	-1.563.181
2024	2.902.919	1.223.600	4.933.336	0	-396.089

Selama ini kebutuhan garam industri di Indonesia dipenuhi dari kegiatan impor. Dalam upaya mengurangi ketergantungan impor garam industri pada tahun 2024, maka diputuskan kapasitas produksi garam industri pada pabrik ini adalah sebesar 119.960 Ton/tahun untuk memenuhi 14,87 % kebutuhan garam industri di Indonesia, dengan basis waktu operasi selama 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik selama 24 jam/hari.

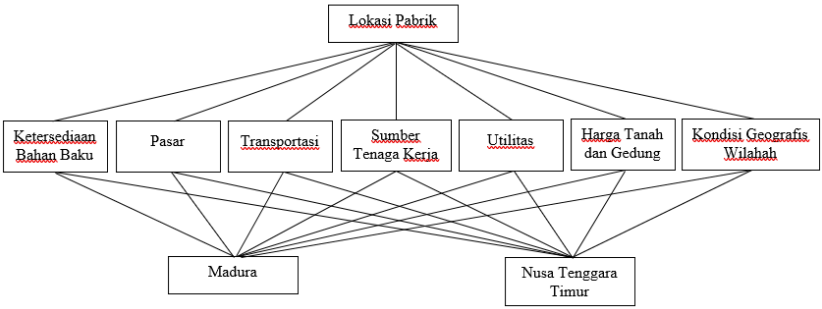
II.2 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi suatu pabrik bertujuan untuk menunjang proses produksi suatu pabrik agar dapat berjalan lancar, efektif, dan efisien. Hal ini dikarenakan lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan maupun penentuan kelancaran produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Dalam menentukan lokasi pabrik terdapat faktor-

faktor yang mempengaruhi besarnya biaya produksi serta biaya distribusi dari produk yang akan dihasilkan dan faktor-faktor pendukung lainnya. Lokasi pabrik harus dapat memberikan kemungkinan perluasan atau perbesaran pabrik dan memberikan keuntungan bagi pabrik dalam jangka panjang. Berikut merupakan pertimbangan-pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik, antara lain :

1. Ketersedian Bahan Baku
2. Pasar
3. Transportasi
4. Sumber Tenaga Kerja
5. Utilitas
6. Harga Tanah dan Gedung
7. Kemungkinan Perluasan Pabrik
8. Kondisi Geografis Wilayah

Dengan berbagai pertimbangan tersebut, maka dipilih pendirian lokasi pabrik berada di antara Madura dan Nusa Tenggara Timur. Berikut merupakan struktur hierarki dalam penentuan lokasi Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat :



Gambar II.1 Struktur Hierarki Penentuan Lokasi Pabrik Garam Industri

Beberapa pertimbangan dalam pemilihan lokasi pabrik yakni sebagai berikut :

II.2.1 Faktor Utama dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

1. Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu faktor penting dalam penentuan lokasi pabrik. Jika jumlah bahan baku yang dibutuhkan banyak, maka lokasi pendirian pabrik harus dekat dengan sumber bahan baku. Hal ini dilakukan agar biaya yang dikeluarkan untuk transportasi atau pengangkutan bahan baku lebih sedikit.

Provinsi Jawa Timur juga memiliki luas perairan mencapai 110.000 km^2, dimana selat Madura adalah salah satu wilayah perairan provinsi Jawa Timur yang memiliki lokasi diapit oleh dua pulau yaitu Pulau Jawa dan Pulau Madura. Salah satu perairan laut yang luas di Pulau Madura berada di Kabupaten Sumenep yakni sekitar 50.000 km^2. Sedangkan, Provinsi Nusa Tenggara Timur memiliki ketersediaan bahan baku berupa air laut yang lebih melimpah daripada Provinsi Jawa Timur yakni sekitar 200.000 km^2 diluar perairan Zona Ekonomi Eksklusif Indonesia (ZEEI). Laut yang terhampar di Provinsi Nusa Tenggara Timur juga lebih banyak daripada di Provinsi Jawa Timur yakni Laut Flores di utara, Laut Sawu di tengah, Samudera Hindia di selatan, dan Laut Timor di tenggara

Kadar logam berat yang terdapat di perairan Madura juga tidak melebihi Nilai Ambang Batas (NAB) kandungan logam berat yang mana sesuai dengan ketentuan SNI (Setiabudi, 2014). Sedangkan, berdasarkan perhitungan dalam Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup No. 115 Tahun 2003 terkait status mutu air laut di perairan Nusa Tenggara Timur termasuk kelas B (tercemar ringan), hal ini dipengaruhi oleh tingginya konsentrasi Zn (Hamuna, 2018).

Berikut merupakan tabel yang memaparkan nama 10 Provinsi di Indonesia yang merupakan penghasil garam rakyat terbesar di Indonesia pada tahun 2017.

Tabel II.7 Provinsi Penghasil Garam Rakyat Terbesar Tahun 2017

Provinsi	Produksi Garam Rakyat (Kg)
Aceh	0
Bali	4.547.853
Gorontalo	395.918
Jawa Barat	233.320.432
Jawa Tengah	255.754.858
Jawa Timur	372.612.403
Nusa Tenggara Barat	90.755.205
Nusa Tenggara Timur	8.336.534
Sulawesi Selatan	35.973.620
Sulawesi Tengah	597.680

(Sumber : KKP, 2018)

Untuk sentra produksi rakyat di Indonesia tersebar di seluruh wilayah. Namun, Provinsi dengan produksi garam rakyat tersebesar adalah Jawa Timur. Oleh karena itu, jumlah produksi bahan baku berupa garam rakyat dari air laut di Jawa Timur, terutama di Madura sangatlah melimpah, sedangkan jumlah produksi garam rakyat di Nusa Tenggara Timur lebih sedikit daripada jumlah produksi garam rakyat di Jawa Timur. Menurut Dinas Pekerjaan Umum Pengairan Jawa Timur (2005), sebagian besar provinsi Jawa Timur juga dilewati oleh dua aliran sungai yaitu Bengawan Solo dan Kali Brantas, untuk Kali Brantas aliran airnya akan bermuara di Selat Madura. Air sungai inilah yang dapat dijadikan sebagai sumber bahan baku utilitas bagi pabrik. Oleh karena itu, Jawa Timur, terutama Madura, memiliki potensi yang lebih tinggi untuk pendirian Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat.

2. Pasar

Salah satu konsumen terbesar dari garam Industri antara lain yang berkaitan dengan Industri Farmasi, Kimia, Aneka Pangan, dan Perminyakan. Suatu daerah bisa menjadi salah satu

opsi pemilihan lokasi pabrik karena dekat dengan konsumen (target pasar). Berikut merupakan pabrik pengkonsumsi garam industri di Jawa Timur seperti ditunjukkan oleh **Tabel II.8** :

Tabel II.8 Target Pasar Garam Industri di Jawa Timur Tahun 2017 Berdasarkan Neraca Garam Nasional, KKP, Kementerian Perindustrian dan Kementerian Perdagangan

Nama Perusahaan	Jenis Industri	Kapasitas Produksi (Ton/tahun)	Lokasi Perusahaan
PT. Otsuka Indonesia	Farmasi	2.418	Malang
PT. Jayamas Medika Industri			Jombang
PT. Amerta Indah Otsuka			Pasuruan
PT. Sanbe Farma			Surabaya
PT. Widatra Bhakti			Pasuruan
PT. Kertas Tjiwi Kimia	Kimia	1.795.200	Sidoarjo
PT. Sumatraco Langgeng Makmur	Pangan	509.571	Surabaya
PT. Susanti Megah			Surabaya
PT. Garindo Sejahtera Abadi	Perminyakan	509.571	Gresik
PT. Sumatraco Langgeng Makmur		140.000	Surabaya

Produksi garam industri hanya terpusat di Pulau Jawa, sedangkan produksi garam konsumsi terpusat di Nusa Tenggara Timur. Menurut Kementerian Perindustrian (2018) yang menyatakan bahwa kebutuhan garam nasional tahun 2020 diperkirakan sekitar 4.500.000 Ton yang terdiri atas kebutuhan garam industri sebesar 3.700.000 Ton dan kebutuhan garam konsumsi sebesar 800.000 Ton. Sektor yang paling banyak menggunakan garam industri adalah industri klor alkali (CAP),

industri aneka pangan, dan industri farmasi. Semua industri tersebut terpusat di Pulau Jawa.

3. Transportasi

Transportasi merupakan salah satu faktor penting dalam pendirian lokasi untuk menunjang dalam menjalankan aktivitas pabrik. Jalur transportasi yang baik akan distribusi bahan baku maupun produk menjadi lancar.

Kabupaten Sumenep di Pulau Madura memiliki letak yang strategis untuk mendukung perkembangan sektor industri, yaitu berseberangan dengan kota Surabaya, kota pusat pemerintahan dan bisnis di Jawa Timur. Selain itu, Kabupaten Sumenep juga memiliki infrastruktur yang mampu menunjang proses distribusi produk garam industri dari lokasi pabrik menuju Pulau Jawa. Hal ini dibuktikan dengan adanya Jembatan Suramadu (Surabaya-Madura) yang menghubungkan antara Pulau Jawa dan Pulau Madura, serta adanya beberapa pelabuhan di Kabupaten Sumenep yang dapat mempermudah lintas barang dan jasa. Dengan adanya Jembatan Suramadu yang menghubungkan secara langsung jalur darat antara Surabaya dan Sumenep, tentunya akan berdampak positif bagi pengembangan industri dan investasi di Kabupaten Sumenep sesuai dengan potensi yang ada. Kabupaten Sumenep yang secara geografis berada di ujung Timur Pulau Madura memiliki daratan juga 126 pulau. Gugus pulau paling utara adalah Pulau Karamian yang terletak di Kecamatan Masalembu dengan jarak ± 151 mill laut dari Pelabuhan Kalianget, dan pulau yang paling timur adalah Pulau Sakala dengan jarak ± 165 mill laut dari Pelabuhan Kalianget. Kabupaten Sumenep juga memiliki potensi alam dan berada di posisi strategis dalam Negara Kesatuan Republik Indonesia, karena memiliki keragaman jenis fauna laut dan sumber daya migas yang cukup besar. Selain itu, wilayah kabupaten ini secara langsung berhadapan dengan Alur Laut Kepulauan Indonesia (ALKI) II, yang dapat dilalui oleh kapal-kapal asing untuk menyebrangi kepulauan di Indonesia (Balai Litbang Sosekling Jatan, 2009). Sedangkan, Provinsi Nusa Tenggara Timur merupakan salah satu

provinsi yang cukup tertinggal dalam hal pembangunan infrastruktur. Menurut Kepala Dinas Pekerjaan Umum Provinsi NTT mengatakan bahwa 70% infrastruktur jalan kabupaten di provinsi kepulauan dalam kondisi rusak, sedangkan jalan provinsi kondisi 60% rusak, hanya jalan nasional yang mempunyai kondisi baik yaitu 90%. Penanganan terhadap jalan yang rusak di kabupaten dan provinsi di NTT mengalami kendala dikarenakan keterbatasan anggaran. Salah satu wilayah yang berkembang di NTT, khususnya Kupang yang merupakan ibukota provinsi NTT dijadikan sebagai pusat lalu lintas barang, layanan jasa, serta pusat pengembangan wilayah NTT.

4. Tenaga Kerja

Pabrik lebih baik diusahakan berdiri di daerah yang masyarakatnya mempunyai latar belakang pendidikan yang cukup maju. Berdasarkan data Badan Pusat Statistik (BPS) Sumenep, pada tahun 2018 angka pengganggguran mencapai 11.067 jiwa. Kebanyakan masyarakat Sumenep yang mengganggur rata-rata di lulusan SMK dan Sarjana. Faktor penyebab utama adalah minimnya lapangan pekerjaan yang tersedia bagi para SMK dan sarjana di Kabupaten Sumenep. Hal ini dikarenakan sedikitnya industri yang beroperasi, sehingga penyerapan tenaga kerja pun rendah. Pulau Madura sudah terdapat berbagai institusi pendidikan yang telah mencetak tenaga kerja dan terdidik, seperti Universitas Madura, Universitas Trunojoyo Madura, dan selain itu mampu mengambil tenaga kerja lulusan di Jawa Timur yang lainnya, seperti di kota Surabaya, antara lain Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Universitas Airlangga, dan lain-lain. Selain itu faktor penunjang tenaga kerja antara lain upah tenaga kerja. Berdasarkan Peraturan Gubernur Jawa Timur mengenai upah minimum kabupaten/kota di Jawa Timur Tahun 2018, Madura memiliki UMK sebesar Rp 1.645.146,48.

Sedangkan menurut BPS Nusa Tenggara Timur (2017), terdapat empat sektor utama dalam penyerap tenaga kerja diantaranya pertanian, jasa, perdagangan dan industri. Menurut data Kopertis wilayah VIII NTT, jumlah lulusan perguruan tinggi

terbilang cukup banyak yaitu lebih dari 1000 orang per tahun. Beberapa universitas unggulan yang beroperasi di NTT antara lain universitas Nusa Cendana, Universitas Flores, Universitas Muhammadiyah Kupang, dan Universitas Nusa Nipa. Akan tetapi penyerapan tenaga kerja di daerah Nusa Tenggara Timur didominasi oleh lulusan sekolah dasar, sedangkan untuk lulusan perguruan tinggi kurang dipertimbangkan untuk dijadikan tenaga kerja siap pakai, hal ini dikarenakan kurangnya kualitas perguruan tinggi di NTT. Berdasarkan Peraturan Gubernur Nusa Tenggara Timur mengenai upah minimum kabupaten/kota di NTT Tahun 2019, NTT memiliki UMK sebesar Rp 1.795.000.

5. Utilitas

Fasilitas utilitas meliputi penyediaan air, bahan bakar, dan listrik untuk menunjang kebutuhan utama suatu produksi. Di wilayah Madura, kebutuhan listrik dapat dipenuhi dengan listrik dari Perusahaan Listrik Negara (PLN) Jawa-Bali sebanyak 26.014,85 MW dan PLTU (Pembangkit Listrik Tenaga Uap) Sumenep Madura 400 MW. Untuk sarana penyedia air diperoleh dari sungai yang ada di sekitar Sumenep, yaitu sungai Pasian maupun air laut Jawa. Sedangkan bahan bakar industri berupa minyak bumi dapat diperoleh dari PT Pertamina Persero.

Sedangkan di wilayah Nusa Tenggara Timur, menurut Kementerian ESDM bahwa pemenuhan kebutuhan listrik dan air masyarakat NTT merupakan yang terendah di Indonesia, yaitu hanya sekitar 62% berada di bawah Maluku dan Papua yang sudah mencapai 90% lebih. Untuk total daya listrik yang tersedia yaitu sebesar 224,62 MW. Untuk sarana penyedia air diperoleh dari sungai yang ada disekitar kabupaten Ngada, yaitu sungai Aesesa. Untuk kebutuhan bahan bakar industri berupa minyak bumi yang diperoleh dari PT Pertamina Persero.

II.2.2 Faktor Pendukung dalam Pemilihan Lokasi Pabrik

1. Harga Tanah dan Gedung

Daerah Kabupaten Sumenep (Kecamatan Kalianget) di Madura dan daerah Kabupaten Ngada di NTT bukan termasuk daerah metropolis, sehingga harga tanah dan bangunan masih terjangkau dan relatif murah sehingga dapat mengurangi *capital cost*.

2. Kemungkinan Perluasan Pabrik

Sumenep Madura dan Ngada NTT merupakan daerah yang belum padat penduduk, daerah masih terdapat lahan kosong, sehingga masih banyak terdapat lahan yang dapat dimanfaatkan untuk perluasan area pabrik.

3. Kondisi Geografis Wilayah

Sumenep berada pada lokasi yang cukup strategis untuk produksi garam industri. Posisi geografis Kabupaten Sumenep terletak diantara 113º 32’ - 116º 16’ Bujur Timur dan 4º 55’ - 7º 24’ Lintang Selatan, dengan batas-batas sebagai berikut :

- Sebelah Selatan : Selat Madura
- Sebelah Utara : Laut Jawa
- Sebelah Barat : Kabupaten Pamekasan
- Sebelah Timur : Laut Jawa dan Laut Flores

Tabel II.9 Data Topografi dan Iklim di Kabupaten Sumenep

No.	Jenis Data	Nilai
1.	A. Luas kemiringan lahan (rata-rata)	
	1) Datar (0-8%)	92.489.612,00 Ha
	2) Bergelombang (9-15%)	68.118.664,00 Ha
	3) Agak curam (16-25%)	23.591.103,00 Ha
	4) Curam (25-45%)	7.790.608,00 Ha
	5) Sangat curam (>45%)	875.000,00 Ha
	B. Ketinggian diatas permukaan laut (rata-rata)	
	1) 0-100 m	145.893 Ha
	2) 100-500 m	53.961 Ha
2.	Keadaan iklim (rata-rata)	
	A. Suhu	21,00-34,20 °C
	B. Kelembaban Udara	51,00-98,00 %
	C. Curah Hujan	13,86-75,80 mm^3/tahun

(Bappeda Sumenep, 2019)

Sedangkan posisi geografis Kabupaten Ngada terletak diantara 8º 20’24.28” - 8º 57’28.39” Lintang Selatan dan 120º 48’29.26” - 121º 11’8.57” Bujur Timur, dengan batas-batas sebagai berikut :

- Sebelah Selatan : Laut Sawu
- Sebelah Utara : Laut Flores
- Sebelah Barat : Kabupaten Manggarai Timur
- Sebelah Timur : Kabupaten Nagekeo

Kondisi wilayah suatu daerah juga merupakan hal yang cukup penting dalam menentukan lokasi pendirian pabrik. Berikut ini merupakan kondisi wilayah Kabupaten Ngada, berdasarkan data Badan Meteorologi dan Geofisika Provinsi Nusa Tenggara Timur pada tahun 2019 (BMKG, 2019).

- Suhu Udara : 15 ºC – 37,5 ºC
- Tekanan : 1 atm
- Kelembaban Udara : 34% - 37%
- Curah Hujan : 600 mm^3/tahun
- Kecepatan Angin : 8 knot

Berdasarkan beberapa pertimbangan tersebut, selanjutnya dilakukan pengolahan data dengan metode AHP (*Analytical Hierarchy Process*) untuk penentuan pendirian lokasi pabrik. Berikut adalah hasil dari analisa metode AHP.

Tabel II.10 Penentuan Lokasi Pabrik Garam Industri

No	Parameter	Indikator	Bobot	NTT	Madura
1	Ketersediaan Bahan Baku	Jumlah bahan baku dan biaya transportasi	0,377	0,129	0,258
2	Pasar	Target pasar atau konsumen	0,187	0,043	0,128
3	Transportasi	Tersedia-nya jalur transportasi yang baik	0,113	0,026	0,077
4	Sumber Tenaga Kerja	Tersedia-nya tenaga kerja	0,059	0,02	0,04
5	Utilitas	Fasilitas penunjang (air, listrik, bahan bakar)	0,187	0,064	0,128
6	Harga Tanah dan Gedung	Adanya lahan pendirian pabrik dan biaya yang dibutuhkan	0,035	0,24	0,24
7	Kondisi Geografis Wilayah	Kondisi, iklim, cuaca, dan kejadian alam lainnya	0,044	0,01	0,03
Total			**1**	**0,315**	**0,685**

Berdasarkan **Gambar II.1** dan **Tabel II.10**, dapat ditarik kesimpulan bahwa pendirian lokasi Pabrik Garam Industri direncanakan akan dibangun di wilayah Madura. Hal ini berdasarkan pertimbangan faktor utama dan faktor pendukung yang dapat mendukung kelancaran dalam keberlangsungan suatu produksi. Sentra produksi garam rakyat terbesar salah satunya berada di Provinsi Jawa Timur, dimana ketersediaan luas lahan ladang garam terproduktif di Jawa Timur berada di Kabupaten Sumenep. Kabupaten Sumenep memiliki luas lahan 2.767 Ha, dengan lahan produktif sebesar 1.459,90 Ha. Oleh karena itu, lokasi pabrik garam industri direncanakan akan dibangun di Kabupaten Sumenep, Madura, khususnya di Kecamatan Kalianget.

Gambar II.2 Lokasi Pabrik Garam Industri di Kabupaten Sumenep, Madura

II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

II.3.1 Potensi Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan adalah garam rakyat, yang merupakan garam yang dihasilkan oleh petani garam. Garam rakyat ini dibuat dari air laut dengan kadar garam tinggi.

Indonesia memiliki panjang garis pantai mencapai 99.093 km, sehingga potensi bahan baku garam di Indonesia sangat besar.

Bahan baku garam rakyat yang digunakan oleh pabrik ini berasal dari Kabupaten Sumenep, Madura, Jawa Timur. Hal ini dikarenakan Kabupaten Sumenep memproduksi garam rakyat sekitar 235.887,90 Ton/Tahun (Kementrian Kelautan dan Perikanan, 2018). Oleh karena itu, produksi ini merupakan sebuah potensi yang baik bagi industri yang acuannya berasal dari garam rakyat. Berikut merupakan jumlah produksi garam rakyat di Kabupaten Sumenep.

Tabel II.11 Penambang Garam dan Luas Area Pertambangan Garam Rakyat Menurut Kecamatan di Kabupaten Sumenep Tahun 2018

No	Kecamatan	Jumlah Penambang	Luas Lahan (Ha)	Produksi (Ton)	Rata-rata Produksi (Ton) / Ha
1	Pragaan	335	203,01	31.449,40	154,92
2	Bluto	-	-	-	-
3	Saronggi	664	213	39.303,55	184,52
4	Giligenting	499	176,74	34.670,78	196,17
5	Talango	20	8	405	50,63
6	Kalianget	796	369,44	67.609,07	183
7	Kota Sumenep	-	-	-	-
8	Batuan	-	-	-	-
9	Lenteng	-	-	-	-
10	Ganding	-	-	-	-
11	Guluk-Guluk	-	-	-	-
12	Pasongsongan	-	-	-	-
13	Ambunten	-	-	-	-
14	Rubaru	-	-	-	-
15	Dasuk	-	-	-	-
16	Manding	-	-	-	-

No	Kecamatan	Jumlah Penambang	Luas Lahan (Ha)	Produksi (Ton)	Rata-rata Produksi (Ton) / Ha
17	Batuputih	-	-	-	-
18	Gapura	454	232,59	38.978,10	171,88
19	Batang Batang	-	-	-	-
20	Dungkek	39	0,7	120	171,43
21	Nonggunong	-	-	-	-
22	Gayam	-	-	-	-
23	Raas	175	126,3	13.267,00	105,04
24	Sapeken	127	56	3.380	60,36
25	Arjasa	88	54,56	3.700,00	67,7
26	Kangayan	25	19,56	3.005,00	153,63
27	Masalembu	-	-	-	-
Total		**3.222,00**	**1.459,90**	**235.887,90**	**1.499,28**

II.3.2 Spesifikasi Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan adalah "Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat" adalah **garam rakyat** dengan spesifikasi sebagai beikut :

a. Rumus Molekul : NaCl
b. Sifat Fisik
   - Berat molekul : 58,44 g/mol
   - Titik lebur : 801°C
   - Warna : putih
   - Bau : tidak berbau
   - Kelarutan dalam air : 35,9 mg/100 ml (25°C)
   - Bentuk : kristal
   - Spesific Gravity : 2,163
   - Melting Point : 800,4°C
   - Boiling Point : 1.413°C
   - Solubility, CW : 35,7 kg/100 kg H_2O (H_2O = 0°C)

- Solubility, HW : 39,8 kg/100 kg H_2O (H_2O = 100°C)

c. Sifat Kimia
   - Dapat bereaksi dengan asam maupun basa
   - Tidak beracun
   - Mudah dipisahkan dari larutan garam-air

Tabel II.12 Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Ion

Komponen	**Kadar (%)**
NaCl	94,5300
Ca^{2+}	0,5200
Mg^{2+}	0,4800
SO_4^{2-}	0,5900
K^+	0,8300
HCO^{3-}	0,3000
Br^-	0,2200
IO_3^-	0,0067
Asumsi : sisa komponen adalah Cl^-	

(Rusgiyono, 2013)

Berdasarkan reaksi stoikiometri, didapatkan spesifikasi garam rakyat (*wet basis*) sebagai berikut dengan asumsi *moisture content* sebesar 5 %.

Tabel II.13 Spesifikasi Garam Rakyat (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa

Komponen	**Kadar (%)**
NaCl	89,95
$CaSO_4$	0,80
$CaCl_2$	0,72
$MgCl_2$	1,57
$Mg(HCO_3)_2$	0,34
KCl	1,31
KBr	0,31
KIO_3	0,01
H_2O	5,00

Bahan baku garam rakyat ini nantinya akan disimpan dalam bentuk curah di dalam *storage* yang kering dan tertutup rapat. *Storage* penyimpanan garam rakyat juga harus terhindar dari panas api dan sinar matahari langsung. Hal ini dikarenakan panas api & sinar matahari dapat mengakibatkan garam menguap dan berair sehingga larutan yodium ikut menguap dan hilang (Laila, 2018).

Pabrik garam industri ini beroperasi dengan basis waktu operasi selama 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik selama 24 jam/hari. Untuk mengatasi adanya kekurangan bahan baku garam rakyat pada saat musim hujan, pabrik ini akan melakukan penyediaan ulang (re-*stock*) bahan baku untuk 5 bulan produksi selama musim hujan, dengan strategi penyimpanan bahan baku yang lebih memperhatikan keadaan *storage*. Dimana, pengecekan terhadap *storage* bahan baku akan lebih rutin

dilakukan agar *storage* selalu dalam kondisi kering. Hal ini dikarenakan garam rakyat bersifat mudah menyerap air. Namun, apabila jumlah bahan baku lebih sedikit daripada basis yang ditetapkan, maka kapasitas produksi disesuaikan dengan jumlah bahan baku yang ada demi tetap berjalannya waktu operasi pabrik selama 330 hari kerja/tahun.

Sedangkan, bahan baku tambahan yang digunakan terdiri dari :

1. ***Soda Ash*** (Othmer, 1982)

a. Rumus Molekul : Na_2CO_3

b. Sifat Fisik

- Berat Molekul : 105,99 g/mol
- *Spesific Gravity* : 2,533 g/cm^3
- Titik Didih : 1.600°C
- Titik Lebur : 851°C
- *Melting Point* : 851°C
- *Boiling Point* : terdekomposisi di atas 851°C

c. Sifat Kimia

- Kelarutan dalam air : 22 g/100 ml (20°C)
- Mudah larut dalam kristal, etanol
- *Solubility, cold water* : 7,1 kg/ 100 kg H_2O (H_2O = 0°C)
- *Solubility, hot water* : 48,5 kg/ 100 kg H_2O (H_2O = 104°C)
- Kelarutan : Tidak dapat larut dalam alkohol, larut dalam air (220 dram/L air, pada T = 20°C)
- Bau/rasa : Tidak berbau
- Keamanan : Debunya bisa menyebabkan iritasi pada membran *mucous* atau menyebabkan ketidaknyamanan pada perspirasi. Jika terdapat kapur ($CaCO_3$), maka iritasi yang akan lebih ekstrim dan dapat terjadi pada tubuh atau baju. Soda abu sedikit higroskopis, dan bereaksi dengan CO_2 di udara dan memproduksi sodium bikarbonat,

$Na_2CO_3.NaHCO_3.2H_2O$. Kondisi ini menyebabkan terjadinya gumpalan (Othmer, 1982).

- Penggunaan : Digunakan untuk menghilangkan garam kalsium dngan pengendapan sebagai kalsium karbonat.

Tabel II.14 Komposisi *Soda Ash*

Komponen	% Berat
Na_2CO_3	99,2 %
NaCl	0,70 %
Na_2SO_4	0,04 %
H_2O	0,06 %

(Rusgiyono, 2013)

2. ***Caustic Soda***

a. Rumus Molekul : NaOH
b. Sifat Fisik
   - Berat Molekul : 40 g/mol
   - *Spesific Gravity* : 2,13 g/cm^3
   - Titik Didih : 1.388°C
   - Titik Lebur : 318°C
c. Sifat Kimia
   - Kelarutan dalam air : 1.150 g/L(20°C)
   - Larut Dalam : Air, *Methanol*, *Ethanol*, Larutan Ammonia, dan Eter

3. **Air** (Othmer, 1982)

a. Rumus molekul : H_2O
b. Sifat fisik
   - Berat molekul : 18 gram/mol
   - Titik lebur : 0°C
   - Titik didih : 100°C
   - Densitas : 1.000 kg/m^3

- Viskositas : 0,001 Pa.s

c. Sifat kimia
   - Pada fase *liquid*, dapat melarutkan zat-zat kimia lain
   - pH = 7

II.3.3 Kualitas Produk

Sesuai dengan SK Menteri Perindustrian Nomor 29/M/SK/2/1995 tentang pengesahan serta penerapan Standar Nasional Indonesia (SNI), standar garam industri menyesuaikan dengan standar garam dari SNI yang ditunjukkan pada **Tabel II.15.**

Tabel II. 15 Kualitas Garam Industri (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa

Komponen	**Kadar (%) SNI**	**Kadar (%) PRODUK**
NaCl	min. 96,00	98,94
$CaSO_4$	max. 0,18	0,02
$CaCl_2$	max.0,41	0,02
$MgCl_2$	max. 0,25	0,05
$Mg(HCO_3)_2$	-	0,01
KCl	-	0,04
KBr	-	0,01
KIO_3	-	0,00
H_2O	max. 3,16	0,91

Sesuai dengan standar SNI di atas, kami menargetkan pabrik ini akan menghasilkan produk berupa garam industri dengan kandungan NaCl min. 96%.

Tata cara *packing* produk berupa garam industri juga harus diperhatikan dengan baik. Garam industri ini nantinya akan di-*packing* dalam sebuah karung yang kering, tertutup rapat, dan

tahan terhadap air & sinar matahari. Setiap 1 karung berisi 50 kg garam industri. *Packing* produk garam industri akan dilakukan dalam sebuah tempat tertutup serta terhindar dari air, panas api, dan sinar matahari. Begitu pun juga dengan *storage* penyimpanan produk garam industri yang sudah dikarung.

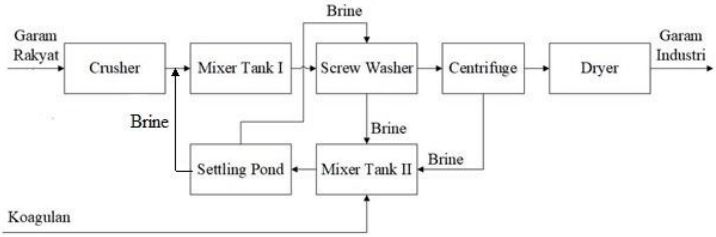
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III
SELEKSI DAN URAIAN DPROSES

III.1 Seleksi Proses

Proses pemurnian garam (*sodium chloride*) dengan bahan baku garam kasar (garam rakyat) dapat dilakukan dengan menggunakan beberapa metode, yaitu dengan proses pencucian dengan *brine* (*Washing*) dan proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan.

1. Proses Pencucian dengan *Brine* (*Washing*)



Gambar III.1 Diagram Proses Pencucian dengan Brine (*Washing*)

Proses pencucian garam yang baik mampu meningkatkan kualitas garam. Proses ini bukan hanya membersihkan garam dari kotoran lumpur atau tanah, tetapi juga mampu menghilangkan zat-zat pengotor (impuritis) seperti senyawa-senyawa Mg, Ca, dan kandungan zat pereduksi lainnya. Berikut merupakan beberapa uraian terkait proses pencucian garam :

1. Pencucian bertujuan untuk meningkatkan kandungan NaCl dan mengurangi unsur impuritis seperti Mg, Ca, SO_4, dan kotoran-kotoran lainnya.
2. Kandungan Mg $\leq$ 10gr/Liter.

Kombinasi dari proses pencucian dan pelarutan cepat pada saat pembuatan garam biasanya dilakukan untuk mengurangi impuritis dalam garam. Sedangkan, untuk penghilangan impuritis dari produk garam itu sendiri, dapat dilakukan dengan proses kimia. Proses kimia tersebut dapat dilakukan dengan menambahkan Na_2CO_3 dan NaOH sehingga terbentuk endapan $CaCO_3$ dan $Mg(OH)_2$. Reaksi kimia yang terjadi adalah sebagai berikut :

$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3$ (putih) + Na_2SO_4
$MgSO_4 + 2NaOH \rightarrow Mg(OH)_2$(putih) + Na_2SO_4
$CaCl_2 + Na_2SO_4 \rightarrow CaSO_4$ (putih) + 2NaCl
$MgCl_2 + 2NaOH \rightarrow Mg(OH)_2$ (putih) + 2NaCl
$CaCl_2 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3$ (putih) + 2NaCl

Proses pencucian garam dilakukan dengan menggunakan larutan garam jenuh (*brine*) yang digunakan berulang kali, dengan tujuan untuk menghilangkan kotoran dari permukaan garam. Hasil penelitian yang telah dilakukan oleh Nelson Saksono (2002), menyatakan bahwa zat yang bersifat pereduksi dan higroskopis pada garam adalah zat yang paling bertanggung jawab terhadap hilangnya Iodium pada garam melalui proses redoks dalam suasana asam karena zat tersebut terbentuk secara bersamaan dengan pembentukan garam. Kemurnian garam yang dibuat dengan proses pencucian biasanya mencapai lebih dari 96 %.

Proses pemurnian garam dengan hidroekstraksi memanfaatkan sifat kelarutan NaCl sebagai komponen utama dari garam. Dalam proses ini, pengotor dalam garam akan diesktrak keluar menggunakan pelarut berupa *brine*, dimana *brine* tersebut akan melarutkan pengotor dalam kristal garam, namun garam (NaCl) tidak akan ikut terlarut. Proses ini dapat mereduksi kandungan pengotor, baik pengotor terlarut maupun tidak terlarut di permukaan dan di dalam kristal garam.

Apabila menggunakan pelarut berupa *brine* dalam proses pemurnian garam, maka akan mengakibatkan hilangnya 1-2% NaCl dalam garam. Namun, apabila menggunakan pelarut berupa air dalam proses pemurnian garam, maka akan mengakibatkan hilangnya 10-40% NaCl dalam garam. Oleh karena itu, penggunaan pelarut berupa *brine* sangatlah meminilamisir kehilangan NaCl dalam garam.

Kelarutan partikel garam sangat erat kaitannya dengan ukuran partikel. Dimana, ketika ukuran partikel lebih kecil, maka luas permukaan akan meningkat. Permukaan yang lebih besar memungkinkan interaksi yang lebih besar dengan pelarut dan menyebabkan peningkatan kelarutan. Metode pengurangan ukuran partikel garam memungkinkan terjadinya peningkatan kelarutan yang efisien, dapat direproduksi, dan ekonomis (Ima, 2017).

Salah satu teknik pengurangan ukuran partikel garam adalah melalui mikronisasi yang merupakan teknik merubah partikel menjadi berukuran 10 mm menjadi 4 mm hanya sebagian kecil partikel yang berada di bawah ukuran 4 mm. Mikronisasi dapat dilakukan dengan teknik tradisional maupun teknik modern. Teknik tradisonal mikronisasi didasarkan pada gesekan untuk mengurangi ukuran partikel, contohnya *milling, grinding, ataupun crushing*. Sedangkan teknik modern mikronisasi memanfaatkan sifat-sifat cairan superkritis dan memanipulasi prinsip-prinsip kelarutan untuk menginduksi keadaan jenuh yang mengarah pada pengendapan partikel individu, contohnya meliputi proses RESS (Ekspansi Cepat Solusi *Supercritical*), metode SAS (*Supercritical Anti-Solvent*) dan metode PGSS (Partikel dari *Gas Saturated Solutions*) (Ima, 2017).

Pada proses *washing* ini dilakukan mikronisasi dengan teknik tradisional berupa *crushing.* Mikronisasi ini tidak meningkat kelarutan ekuilibrium dari garam itu sendiri, tetapi meningkatkan laju disolusi dengan meningkatkan luas permukaan dimana bahan aktif dapat larut atau berdifusi dari partikel garam (Ima, 2017). Oleh karena itum sebelum proses pencucian garam

dilakukan, terlebih dahulu dilakukan *pre-treatment process* berupa *crushing* garam.

2. Proses Rekristalisasi dengan Penambahan Flokulan

Kristalisasi adalah proses pembentukan kristal. Dimana, proses ini melalui 4 tahap yang terdiri dari pembentukan kondisi lewat jenuh, nukleasi atau pembentukan inti kristal, pertumbuhan kristal, dan rekristalisasi atau pengaturan kembali struktur kristalin sampai mencapai energi terendah (Akustika, 2013).

Pemurnian garam dengan metode rekristalisasi dapat dilakukan dengan cara menambahkan flokulan untuk mengikat pengotor – pengotor yang masih terkandung dalam garam rakyat seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+}. Ion Ca^{2+} dapat dihilangkan dari air garam dengan proses kristalisasi bertingkat yaitu fraksi utama $CaCO_3$ dan $CaSO_4$. Penambahan natrium karbonat (Na_2CO_3) dan polialuminium klorida (PAC) berfungsi sebagai flokulan untuk mengendapkan Ca^{2+}. Hasil penelitian Akustika Gemati *dkk* tahun 2013 menyatakan bahwa pemurnian garam rakyat dengan kadar NaCl 87,8 % dapat dilakukan dengan penambahan Na_2CO_3 20 % wt sebanyak 1,5 mL yang menghasilkan garam dengan kadar 98,62 % dengan kadar Ca^{2+} dan Mg^{2+} masing – masing sebesar 0,062 % wt dan 0,0289 % wt. Penambahan flokulan PAC tidak mempengaruhi secara signifikan terhadap penurunan kadar pengotor (Akustika, 2013). Reaksi kimia yang terjadi adalah sebagai berikut :

$$MgSO_4 + Ca(OH)_2 \longrightarrow Mg(OH)_2 + CaSO_4$$

Endapan putih

$$CaSO_4 + Na_2CO_3 \longrightarrow CaCO_3 + Na_2SO_4$$

Endapan putih

$$MgCl_2 + Ca(OH)_2 \longrightarrow Mg(OH)_2 + CaCl_2$$

Endapan putih

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

Endapan putih

Dalam menentukan proses yang akan digunakan, diperlukan beberapa parameter sebagai bahan pertimbangan. Beberapa parameter yang digunakan dalam pemilihan proses adalah sebagai berikut :

1. Bahan Baku Pembantu

Pada pembuatan garam dengan proses pencucian dengan *brine* (*washing*) dan rekristalisasi dengan penambahan flokulan memiliki bahan baku pembantu. Pada proses pencucian dengan *brine* (*washing*), bahan baku pembantu yang digunakan adalah *brine*, Na_2CO_3, dan NaOH yang berfungsi untuk menghilangkan sejumlah zat-zat pengotor seperti senyawa-senyawa Mg dan Ca. Sedangkan, pada proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan, bahan baku pembantu yang digunakan adalah Na_2CO_3, NaOH, dan Poli Aluminium Klorida (PAC).

2. Kemurnian Produk

Pada proses pencucian dengan *brine* (*washing*) akan menghasilkan produk garam dengan kadar NaCl min. 96 %. Sedangkan, pada proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan akan menghasilkan produk garam dengan kadar NaCl 97-98 % .

3. *Pre-treatment*

Dari kedua proses pembuatan garam industri yang telah disebutkan, dibutuhkan *pre-treatment* pada setiap prosesnya. *Washing* merupakan proses pembuatan garam industri dengan metode pencucian dengan *brine*. Dimana, proses *washing* memerlukan *pre-treatment* berupa *curshing* untuk mengubah ukuran partikel menjadi lebih kecil sebelum masuk ke dalam *mixer tank*. Sedangkan, pada proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan, dibutuhkan *pre-treatment* berupa pelarutan garam ke dalam air.

4. Kebutuhan Energi (*Steam*)

Pada kedua proses di atas, yaitu proses pencucian dengan *brine* (*washing*) dan rekristalisasi dengan penambahan flokulan memiliki kebutuhan energi yang berbeda-beda. Proses pencucian dengan *brine* (*washing*) tidak menggunakan proses pemanasan, sehingga tidak dibutuhkan energi (*steam)*. Sedangkan, proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan membutuhkan energi *(steam)* pada saat proses pengkristalisasian.

Berdasarkan parameter di atas, maka dapat disimpulkan bahwa perbandingan dari masing-masing proses yakni sebagai berikut :

Tabel III.1 Perbandingan Proses Pemurnian Garam

Parameter	**Macam-Macam Proses**	
	Pencucian dengan *Brine* (*Washing)*	**Rekristalisasi dengan Penambahan Flokulan**
Bahan Baku Utama	Garam Rakyat	Garam Rakyat
Ketersediaan Bahan Baku Utama	Banyak	Banyak
Bahan Baku Pembantu	Na_2CO_3, NaOH, *brine*	Na_2CO_3, NaOH, PAC
Kebutuhan Energi	Hanya membutuhkan *steam* untuk memanaskan udara sebelum masuk *Rotary Dryer*	Membutuhkan *steam* untuk pengkristalisasi
Kemurnian Produk	Garam Industri ($\geq$ 96%)	Garam Industri (97-98%)
Pre-treatment	*Crushing*	Pelarutan Garam
Proses	Sederhana	Kompleks
Harga Peralatan Proses	Ekonomis	Mahal

Berdasarkan **Tabel III.1**, kami memilih metode pemurnian garam kasar (garam rakyat) menggunakan proses pencucian dengan *brine* (*washing*). Hal ini dikarenakan proses tersebut lebih menguntungkan dibandingkan dengan proses rekristalisasi dengan penambahan flokulan. Proses pencucian dengan *brine* (*washing*) memiliki keuntungan yakni berupa biaya

yang lebih ekonomis karena pada proses ini tidak membutuhkan *steam* untuk proses kristalisasi dan harga alat utama nya lebih murah. Selain itu, proses pemurnian garam dengan pencucian menggunakan *brine* lebih efektif dan efisien, dimana pada prosesnya ini melibatkan prinsip kelarutan garam dan pengotor yang terkandung di dalamnya. Pengontakan larutan garam jenuh (*brine*) sebagai larutan pencuci dengan unggun kristal garam pun ikut memberikan efek pada hasil proses pemurnian ini.

III.2 Uraian Proses

Proses pembuatan garam industri dari garam rakyat dibagi menjadi 3 tahapan, yakni tahap *pre-treatment* bahan baku (perlakuan awal), tahap *washing and filtration* (pencucian dan pemisahan), tahap *drying and packing* produk (pengeringan dan pengemasan), dan tahap *brine preparation* (pembuatan *brine*).

1. Tahap *Pre-Treatment* Bahan Baku (Perlakuan Awal)

Tahap pertama, garam rakyat dari Gudang Bahan Baku (F-111) diangkut meggunakan *Screw Conveyor* I (J-112) menuju ke *Roll Crusher* I (C-110) untuk dilakukan proses *size reduction* agar ukurannya menjadi lebih kecil dan relatif seragam. Selain untuk melakukan pengecilan ukuran, *Roll Crusher* I berfungsi memecah inti kristal dari garam rakyat. Kemudian, garam rakyat menuju *Screener* I (H-113) dan ditampung di Silo I (F-212).

2. Tahap *Washing and Filtration* (Pencucian dan Pemisahan)

Proses pencucian garam rakyat dilakukan sebanyak 2 kali. Pada proses pencucian pertama, garam rakyat dari Silo I (F-212) dialirkan menuju *Mixer Tank* I (M-210). Garam rakyat yang masuk ke dalam *Mixer Tank* I (M-210) kemudian ditambahkan larutan pencuci berupa *brine* jenuh yang dialirkan dari *Brine Mixer Tank* I (M-410) menggunakan *Pump* I (L-411). Di dalam *Mixer Tank* I (M-210), *brine* dan garam rakyat akan diaduk menggunakan *agitator* agar pengotor seperti NaOH, Na_2CO_3, dan $Ca(OH)_2$ dapat larut dalam *brine*. Setelah dilakukan proses pencucian pertama, larutan garam dialirkan secara gravitasi menuju proses pencucian tahap kedua di dalam *Screw Washer* (J-220). Pencucian tahap kedua ini berfungsi untuk meningkatkan kadar NaCl. Padatan garam hasil dari pencucian di *Screw Washer* (J-220) selanjutnya akan dikirimkan ke *Centrifuge* (H-230). *Centrifuge* adalah alat pemisahan secara mekanis menggunakan prinsip sentrifugasi, di mana padatan garam akan berada pada dinding *centrifuge* dan cairan akan langsung jatuh dari *centrifuge*. Sedangkan, larutan *brine* dari *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-220) akan langsung dialirkan menuju dari menuju *Brine Tank* I (F-421) secara gravitasi.

3. Tahap *Drying and Packing* Produk (Pengeringan dan Pengemasan Produk)

Padatan (kristal garam) yang telah dipisahkan dari *brine* akan menuju ke *Rotary Dryer* (B-310) untuk dilakukan proses pengeringan. Pada *Rotary Dryer* (B-310) terjadi proses pengeringan kristal garam dengan bantuan udara panas yang masuk secara *counter current*. Udara panas dihasilkan dari udara biasa yang dialirkan dari *Blower* I (G-312), kemudian dilewatkan pada *Heater* (E-313). Udara yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) dialirkan menuju *Cyclone* I (H-314) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Namun, produk kristal garam yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-310) masih terlalu panas sehingga perlu dilakukan pendinginan terlebih dahulu sebelum dilakukan

pengemasan. Kemudian, kristal garam dialirkan ke *Rotary Cooler* (B-320) menggunakan *Screw Conveyor* IV (J-321). Pada *Rotary Cooler* (B-320) terjadi proses pendinginan kristal garam yang berasal dari *Rotary Dryer* (B-310) dengan menggunakan udara dari *Blower* II (G-315) yang masuk secara *counter current*. Udara keluaran *Rotary Cooler* (B-320) dialirkan menuju *Cyclone* II (H-322) untuk memisahkan antara padatan dan gas. Produk keluaran *Rotary Cooler* (B-320) diangkut menggunakan *Screw Conveyor* V (J-323) menuju *Roll Crusher* II (C-330) untuk dilakukan *size reduction*, padatan dari *Cyclone* II (H-322) juga dialirkan menuju *Roll Crusher* II (C-330). Padatan yang telah melewati proses *size reduction* akan masuk ke dalam *Screener* (H-333) untuk dipisahkan antara garam yang ukurannya telah sesuai standar dengan garam yang ukurannya tidak sesuai standar. Garam yang ukurannya tidak sesuai standar akan dibawa oleh *Screw Conveyor* VI (J-412) untuk dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* I (M-410) dan dijadikan sebagai bahan baku pembuatan *pure brine recycle*. Sedangkan, garam yang ukurannya telah sesuai standar akan ditampung ke dalam Silo II (F-332) dan akan dilakukan proses *packing*.

4. Tahap *Brine Preparation* (Persiapan *Brine*)

Brine dibuat dengan cara melarutkan produk garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II (H-331) yang diangkut menggunakan *Screw Conveyor* VI (J-412) menuju *Brine Mixer Tank* I (M-410). Pada *Brine Mixer Tank* I (M-410), garam industri dicampurkan dengan air melalui proses pengadukan menggunakan *agitator* agar garam larut di dalam air. Kemudian, *brine* dialirkan menuju *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-220) menggunakan *Pump* I (L-411).

Selain itu, larutan *brine* yang diperoleh dari *Mixer Tank* I (M-210) dan *Screw Washer* (J-220) akan ditampung di *Brine Tank* I (F-421). Kemudian, larutan *brine* tersebut dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420) untuk direaksikan dengan NaOH, $Ca(OH)_2$, dan Na_2CO_3 yang telah dicampur di dalam

Brine Mixer Tank II (M-420). NaOH, $Ca(OH)_2$, dan Na_2CO_3 ini berfungsi sebagai koagulan untuk membentuk inti endapan dari pengotor dalam *brine*. Setelah dari *Brine Mixer Tank* II (M-420), dilakukanlah pengendapan terhadap campuran larutan *brine* dan koagulan di dalam *Clarifier* (H-422). Setelah itu, akan dilakukan proses lanjutan di bagian WWTP terhadap endapan yang terbentuk dari hasil pengendapan tersebut. Sedangkan, untuk larutan *brine* yang telah bersih akan dialirkan menuju penampungan *Brine Tank* II (F-423) dan dialirkan menuju *Brine Mixer Tank* I (M-410) menggunakan *Pump* II (L-424).

BAB IV
NERACA MASSA DAN ENERGI

Kapasitas Produksi	=	119.960	ton/tahun
	=	363.515	kg/hari
	=	15.146	kg/jam
Ditetapkan :			
1 tahun	=	330	hari
Waktu Operasi	=	24	jam/hari
Bahan Baku	=	17.500	kg/jam
Basis	=	1	kg/jam

IV.1 Neraca Massa

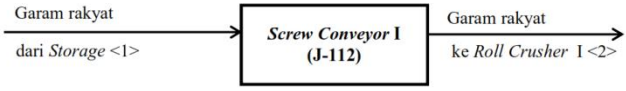
1. *Screw Conveyor* I (J-112)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.1 Neraca Massa *Screw Conveyor* I (J-112)

Neraca Massa *Screw Conveyor* I (J-112)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <1> Garam rakyat dari *Storage*			Aliran <2> Garam rakyat ke *Roll Crusher* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741	NaCl	0,8995	15.741
$CaSO_4$	0,0080	139	$CaSO_4$	0,0080	139
$CaCl_2$	0,0072	126	$CaCl_2$	0,0072	126
$MgCl_2$	0,0157	274	$MgCl_2$	0,0157	274
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60
KCl	0,0131	229	KCl	0,0131	229
KBr	0,0031	55	KBr	0,0031	55
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0001	1
H_2O	0,0500	874	H_2O	0,0500	874
Total <1>	**1,0000**	**17.500**	**Total <2>**	**1,0000**	**17.500**
Total Aliran Masuk		**17.500**	**Total Aliran Keluar**		**17.500**

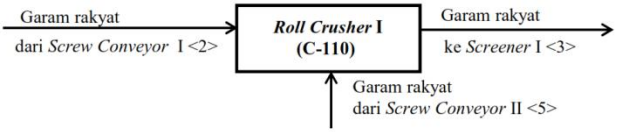
2. *Roll Crusher* I (C-110)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Diharapkan hanya 5 % garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I, yang nantinya akan di-*recycle* kembali ke *Roll Crusher* I melalui *Screw Conveyor* II.

Tabel IV.2 Neraca Massa *Roll Crusher* I (C-110)

Neraca Massa *Roll Crusher* I (C-110)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <2> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* I			Aliran <3> Garam rakyat ke *Screener* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741	NaCl	0,8995	16.570
$CaSO_4$	0,0080	139	$CaSO_4$	0,0080	147
$CaCl_2$	0,0072	126	$CaCl_2$	0,0072	133
$MgCl_2$	0,0157	274	$MgCl_2$	0,0157	289
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	63
KCl	0,0131	229	KCl	0,0131	241
KBr	0,0031	55	KBr	0,0031	57
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0001	1
H_2O	0,0500	874	H_2O	0,0500	920
Total <2>	**1,0000**	**17.500**	**Total <3>**	**1,0000**	**18.421**
Aliran <5> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* II					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,8995	828			
$CaSO_4$	0,0080	7			
$CaCl_2$	0,0072	7			
$MgCl_2$	0,0157	14			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3			
KCl	0,0131	12			
KBr	0,0031	3			
KIO_3	0,0001	0			
H_2O	0,0500	46			
Total <5>	**1,0000**	**921**			
Total Aliran Masuk		**18.421**	**Total Aliran Keluar**		**18.421**

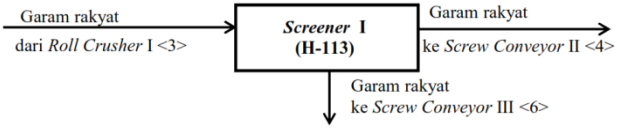
3. *Screener* I (H-113)

Fungsi : Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Diharapkan 95% garam rakyat lolos dari *Screener* I akan menuju *Silo* I melalui *Screw Conveyor* III dan 5 % garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I akan di-*recycle* kembali ke *Roll Crusher* I melalui *Screw Conveyor* II.

Tabel IV.3 Neraca Massa *Screener* I (H-113)

Neraca Massa *Screener* I (H-113)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <3> Garam rakyat dari dari *Roll Crusher* I			Aliran <4> Garam rakyat ke *Screw Conveyor* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	16.570	NaCl	0,8995	828
$CaSO_4$	0,0080	147	$CaSO_4$	0,0080	7
$CaCl_2$	0,0072	133	$CaCl_2$	0,0072	7
$MgCl_2$	0,0157	289	$MgCl_2$	0,0157	14
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	63	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3
KCl	0,0131	241	KCl	0,0131	12
KBr	0,0031	57	KBr	0,0031	3
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0001	0
H_2O	0,0500	920	H_2O	0,0500	46
Total <3>	**1,0000**	**18.421**	**Total <4>**	**1,0000**	**921**
			Aliran <6> Garam rakyat ke *Screw Conveyor* III		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,8995	15.741
			$CaSO_4$	0,0080	139
			$CaCl_2$	0,0072	126
			$MgCl_2$	0,0157	274
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60
			KCl	0,0131	229
			KBr	0,0031	55
			KIO_3	0,0001	1
			H_2O	0,0500	874
			Total <6>	**1,0000**	**17.500**
Total Aliran Masuk		**18.421**	**Total Aliran Keluar**		**18.421**

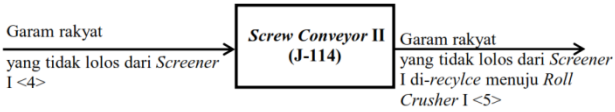
4. *Screw Conveyor* II (J-114)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 4 mm dari *Screener* I ke *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.4 Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-114)

Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-114)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <4> Garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I			Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I di-*recycle* menuju *Roll Crusher* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	828	NaCl	0,8995	828
$CaSO_4$	0,0080	7	$CaSO_4$	0,0080	7
$CaCl_2$	0,0072	7	$CaCl_2$	0,0072	7
$MgCl_2$	0,0157	14	$MgCl_2$	0,0157	14
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3
KCl	0,0131	12	KCl	0,0131	12
KBr	0,0031	3	KBr	0,0031	3
KIO_3	0,0001	0	KIO_3	0,0001	0
H_2O	0,0500	46	H_2O	0,0500	46
Total <4>	**1,0000**	**921**	**Total <5>**	**1,0000**	**921**
Total Aliran Masuk		**921**	**Total Aliran Keluar**		**921**

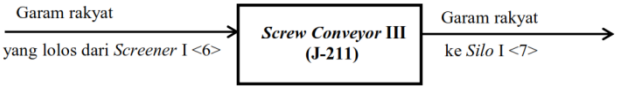
5. *Screw Conveyor* III (J-211)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 4 mm dari *Screener* I ke *Silo* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.5 Neraca Massa *Screw Conveyor* III (J-211)

Neraca Massa *Screw Conveyor* III (J-211)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <6> Garam rakyat yang lolos dari *Screener* I			Aliran <7> Garam rakyat ke *Silo* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741	NaCl	0,8995	15.741
$CaSO_4$	0,0080	139	$CaSO_4$	0,0080	139
$CaCl_2$	0,0072	126	$CaCl_2$	0,0072	126
$MgCl_2$	0,0157	274	$MgCl_2$	0,0157	274
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60
KCl	0,0131	229	KCl	0,0131	229
KBr	0,0031	55	KBr	0,0031	55
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0001	1
H_2O	0,0500	874	H_2O	0,0500	874
Total <6>	**1,0000**	**17.500**	**Total <7>**	**1,0000**	**17.500**
Total Aliran Masuk		**17.500**	**Total Aliran Keluar**		**17.500**

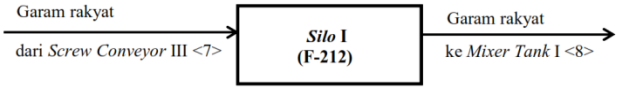
6. *Silo* I (F-212)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke *Mixer Tank* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.6 Neraca Massa *Silo* I (F-212)

Neraca Massa *Silo* I (F-212)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <7> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* III			Aliran <8> Garam rakyat ke *Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741	NaCl	0,8995	15.741
$CaSO_4$	0,0080	139	$CaSO_4$	0,0080	139
$CaCl_2$	0,0072	126	$CaCl_2$	0,0072	126
$MgCl_2$	0,0157	274	$MgCl_2$	0,0157	274
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60
KCl	0,0131	229	KCl	0,0131	229
KBr	0,0031	55	KBr	0,0031	55
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0001	1
H_2O	0,0500	874	H_2O	0,0500	874
Total <7>	**1,0000**	**17.500**	**Total <8>**	**1,0000**	**17.500**
Total Aliran Masuk		**17.500**	**Total Aliran Keluar**		**17.500**

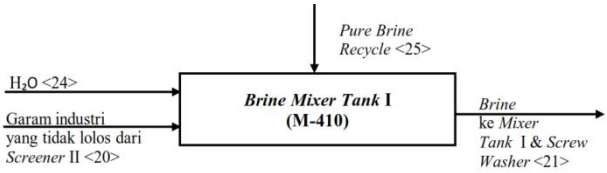
7. *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^oC



Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Kebutuhan *brine* = 50.000 kg/jam.
3. Dalam *brine* terdapat 26,46 % NaCl.
4. Garam yang digunakan untuk membuat *brine* adalah garam industri.

Tabel IV.7 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Massa *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat S*tart Up*					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <20> Garam industri dari *Screw Conveyor* VI			Aliran <21> *Brine* ke *Mixer Tank* I & *Screw Washer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9600	13.230	NaCl	0,2646	13.230
$CaSO_4$	0,0018	25	$CaSO_4$	0,0005	25
$CaCl_2$	0,0041	57	$CaCl_2$	0,0011	57
$MgCl_2$	0,0025	34	$MgCl_2$	0,0007	34
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0316	435	H_2O	0,7331	36.654
Total <20>	**1,0000**	**13.781**	**Total <21>**	**1,0000**	**50.000**
Aliran <24> H_2O					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
H_2O	1,0000	36.219			
Total <24>	**1,0000**	**36.219**			
Aliran <25> *Pure Brine Recycle*					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,0000	0			
$CaSO_4$	0,0000	0			
$CaCl_2$	0,0000	0			
$MgCl_2$	0,0000	0			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0			
KCl	0,0000	0			
KBr	0,0000	0			

KIO_3	0,0000	0		
H_2O	0,0000	0		
Total <25>	**0,0000**	**0**		
Total Aliran Masuk		**50.000**	**Total Aliran Keluar**	**50.000**

Asumsi : *Brine* yang keluar dari *Brine Mixer Tank* I (M-410) dialirkan ke *Mixer Tank* I sebesar 25% dan *Screw Washer* sebesar 75%. Hal ini dikarenakan agar *degree of baumee* dari *brine* yang keluar *Mixer Tank* I & *Screw Washer* mencapai 23^{o}.

Tabel IV.8 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa *Splitter Point*					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <21> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* I			Aliran <22> *Brine* ke *Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	13.230	NaCl	0,2646	3.335
$CaSO_4$	0,0005	25	$CaSO_4$	0,0005	6
$CaCl_2$	0,0011	57	$CaCl_2$	0,0011	14
$MgCl_2$	0,0007	34	$MgCl_2$	0,0007	9
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7331	36.654	H_2O	0,7331	9.239
Total <21>	**1,0000**	**50.000**	**Total <22>**	**1,0000**	**12.603**
			Aliran <23> *Brine* ke *Screw Washer*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,2646	9.895
			$CaSO_4$	0,0005	19
			$CaCl_2$	0,0011	42
			$MgCl_2$	0,0007	26
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0

		KCl	0,0000	0
		KBr	0,0000	0
		KIO_3	0,0000	0
		H_2O	0,7331	27.415
		Total <23>	**1,0000**	**37.397**
Total Aliran Masuk	**50.000**	**Total Aliran Keluar**		**50.000**

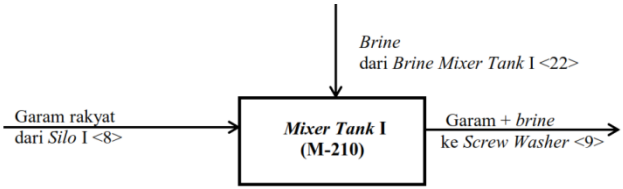
8. *Mixer Tank* I (M-210)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.9 Neraca Massa *Mixer Tank* I (M-210)

Neraca Massa *Mixer Tank* I (M-210)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <8> Garam rakyat dari *Silo* I			Aliran <9> Garam ke *Screw Washer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741	NaCl	0,9228	15.741
$CaSO_4$	0,0080	139	$CaSO_4$	0,0041	70
$CaCl_2$	0,0072	126	$CaCl_2$	0,0037	63
$MgCl_2$	0,0157	274	$MgCl_2$	0,0080	137
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	60	$Mg(HCO_3)_2$	0,0018	30
KCl	0,0131	229	KCl	0,0067	114
KBr	0,0031	55	KBr	0,0016	27
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0000	1
H_2O	0,0500	874	H_2O	0,0513	874
Total <8>	**1,0000**	**17.500**	**Total <9>**	**1,0000**	**17.058**
Aliran <22> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* I			Aliran <9> *Brine* ke *Screw Washer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	3.335	NaCl	0,2556	3.335
$CaSO_4$	0,0005	6	$CaSO_4$	0,0058	76
$CaCl_2$	0,0011	14	$CaCl_2$	0,0059	77
$MgCl_2$	0,0007	9	$MgCl_2$	0,0112	146
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	30
KCl	0,0000	0	KCl	0,0088	114
KBr	0,0000	0	KBr	0,0021	27
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0001	1
H_2O	0,7331	9.239	H_2O	0,7082	9.239
Total <22>	**1,0000**	**12.603**	**Total <9>**	**1,0000**	**13.045**
Total Aliran Masuk		**30.103**	**Total Aliran Keluar**		**30.103**

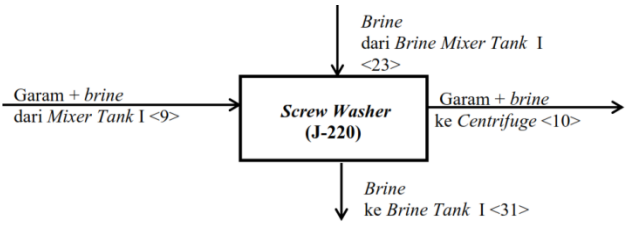
9. *Screw Washer* (J-220)

Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi
(konsumsi = generasi = 0).
2. 0,95 *impurities* larut ke dalam *brine.*
3. 0,05 *brine* terbawa aliran <10>.

Tabel IV.10 Neraca Massa *Screw Washer* (J-220)

Neraca Massa *Screw Washer* (J-220)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <9> Garam dari *Mixer Tank* I			Aliran <10> Garam ke *Centrifuge*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9228	15.741	NaCl	0,9461	15.741
$CaSO_4$	0,0041	70	$CaSO_4$	0,0002	3
$CaCl_2$	0,0037	63	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0080	137	$MgCl_2$	0,0004	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0018	30	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1
KCl	0,0067	114	KCl	0,0003	6
KBr	0,0016	27	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	1	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0513	874	H_2O	0,0525	874
Total <9>	**1,0000**	**17.058**	**Total <10>**	**1,0000**	**16.638**
Aliran <9> *Brine* dari *Mixer Tank I*			Aliran <10> *Brine* ke *Centrifuge*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2556	3.335	NaCl	0,2623	662
$CaSO_4$	0,0058	76	$CaSO_4$	0,0019	5
$CaCl_2$	0,0059	77	$CaCl_2$	0,0024	6
$MgCl_2$	0,0112	146	$MgCl_2$	0,0034	9
$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	30	$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1
KCl	0,0088	114	KCl	0,0023	6
KBr	0,0021	27	KBr	0,0005	1
KIO_3	0,0001	1	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7082	9.239	H_2O	0,7267	1.833
Total <9>	**1,0000**	**13.045**	**Total <10>**	**1,0000**	**2.522**
Aliran <23> *Brine* dari *Brine Mixer Tank*			Aliran <31> *Brine* ke *Brine Tank* I		

Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	9.895	NaCl	0,2600	12.569
$CaSO_4$	0,0005	19	$CaSO_4$	0,0032	156
$CaCl_2$	0,0011	42	$CaCl_2$	0,0036	174
$MgCl_2$	0,0007	26	$MgCl_2$	0,0061	293
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	57
KCl	0,0000	0	KCl	0,0045	217
KBr	0,0000	0	KBr	0,0011	52
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	1
H_2O	0,7331	27.415	H_2O	0,7203	34.822
Total <23>	**1,0000**	**37.397**	**Total <31>**	**1,0000**	**48.340**
Total Aliran Masuk		**67.500**	**Total Aliran Keluar**		**67.500**

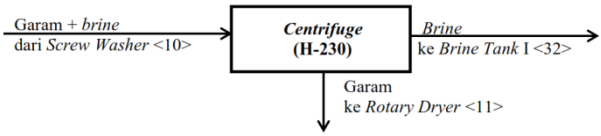
10. *Centrifuge* (H-230)

Fungsi : Untuk proses pemisahan *brine* dengan garam.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Brine terbawa oleh garam yang keluar dari *Centrifuge* sebanyak = 5 %.

Tabel IV.11 Neraca Massa *Centrifuge* (H-230)

Neraca Massa *Centrifuge* (H-230)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <10> Garam dari *Screw Washer*			Aliran <11> Garam ke *Rotary Dryer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9461	15.741	NaCl	0,9410	15.774
$CaSO_4$	0,0002	3	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0004	7	$MgCl_2$	0,0004	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0003	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0525	874	H_2O	0,0576	966
Total <10>	**1,0000**	**16.638**	**Total <11>**	**1,0000**	**16.764**
Aliran <10> *Brine* dari *Screw Washer*			Aliran <32> *Brine* ke *Brine Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2623	662	NaCl	0,2623	628
$CaSO_4$	0,0019	5	$CaSO_4$	0,0019	4
$CaCl_2$	0,0024	6	$CaCl_2$	0,0024	6
$MgCl_2$	0,0034	9	$MgCl_2$	0,0034	8
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1	$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1
KCl	0,0023	6	KCl	0,0023	5
KBr	0,0005	1	KBr	0,0005	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7267	1.833	H_2O	0,7267	1.741
Total <10>	**1,0000**	**2.522**	**Total <32>**	**1,0000**	**2.396**
Total Aliran Masuk		**19.160**	**Total Aliran Keluar**		**19.160**

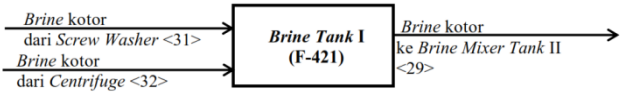
11. *Brine Tank* I (F-421)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi
(konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.12 Neraca Massa *Brine Tank* I (F-421)

Neraca Massa *Brine Tank* I (F-421)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <31> *Brine* dari *Screw Washer*			Aliran <29> *Brine* ke *Brine Mixer Tank* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2600	12.569	NaCl	0,2601	13.197
$CaSO_4$	0,0032	156	$CaSO_4$	0,0032	160
$CaCl_2$	0,0036	174	$CaCl_2$	0,0035	179
$MgCl_2$	0,0061	293	$MgCl_2$	0,0059	301
$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	57	$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	58
KCl	0,0045	217	KCl	0,0044	223
KBr	0,0011	52	KBr	0,0010	53
KIO_3	0,0000	1	KIO_3	0,0000	1
H_2O	0,7203	34.822	H_2O	0,7206	36.563
Total <31>	**1,0000**	**48.340**	**Total <29>**	**1,0000**	**50.736**
Aliran <32> *Brine* dari *Centrifuge*					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,2623	628			
$CaSO_4$	0,0019	4			
$CaCl_2$	0,0024	6			
$MgCl_2$	0,0034	8			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1			
KCl	0,0023	5			
KBr	0,0005	1			
KIO_3	0,0000	0			
H_2O	0,7267	1.741			
Total <32>	**1,0000**	**2.396**			
Total Aliran Masuk		**50.736**	**Total Aliran Keluar**		**50.736**

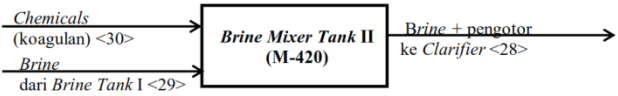
12. *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Tabel IV.13 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Neraca Massa *Brine Mixer Tank* II (M-420)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <29> *Brine* kotor dari *Brine Tank* I			Aliran <28> *Brine* ke *Clarifier*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2601	13.197	NaCl	0,2652	13.197
$CaSO_4$	0,0032	160	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0035	179	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0059	301	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	58	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0044	223	KCl	0,0000	0
KBr	0,0010	53	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	1	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7206	36.563	H_2O	0,7348	36.563
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na_2CO_3	0,0000	0	Na_2CO_3	0,0000	0
$CaCO_3$	0,0000	0	$CaCO_3$	0,0000	0
$Mg(OH)_2$	0,0000	0	$Mg(OH)_2$	0,0000	0
$Ca(OH)_2$	0,0000	0	$Ca(OH)_2$	0,0000	0
Total <29>	**1,0000**	**50.736**	**Total <28>**	**1,0000**	**49.760**
Aliran <30> *Chemicals* (koagulan)			Aliran <28> Pengotor ke *Clarifier*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,3827	559
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,1098	160
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,1526	223
KBr	0,0000	0	KBr	0,0364	53
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0009	1

H_2O	0,0000	0	H_2O	0,0098	14
NaOH	0,5236	253	NaOH	0,0000	0
Na_2CO_3	0,3542	171	Na_2CO_3	0,0000	0
$CaCO_3$	0,0000	0	$CaCO_3$	0,1654	242
$Mg(OH)_2$	0,0000	0	$Mg(OH)_2$	0,1423	208
$Ca(OH)_2$	0,1222	59	$Ca(OH)_2$	0,0000	0
Total <30>	**1,0000**	**483**	**Total <28>**	**1,0000**	**1.460**
Total Aliran Masuk		**51.220**	**Total Aliran Keluar**		**51.220**

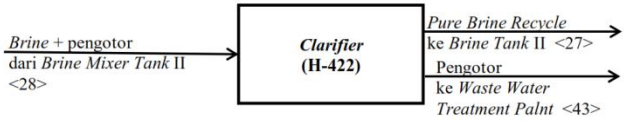
13. *Clarifier* (H-422)

Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Diharapkan massa H_2O yang terikut ke *Waste Water Treatment Plant* hanya 10% dari total massa H_2O Aliran <28>.

Tabel IV.14 Neraca Massa *Clarifier* (H-422)

Neraca Massa *Clarfier* (H-422)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <28> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* II			Aliran <27> *Pure brine recylce* ke *Brine Tank* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2652	13.197	NaCl	0,2652	11.882
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7348	36.563	H_2O	0,7348	32.919
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na_2CO_3	0,0000	0	Na_2CO_3	0,0000	0
$CaCO_3$	0,0000	0	$CaCO_3$	0,0000	0
$Mg(OH)_2$	0,0000	0	$Mg(OH)_2$	0,0000	0
$Ca(OH)_2$	0,0000	0	$Ca(OH)_2$	0,0000	0
Total <28>	**1,0000**	**49.760**	**Total <27>**	**1,0000**	**44.801**
Aliran <28> Pengotor dari *Brine Mixer Tank* II			Aliran <43> Pengotor ke *Waste Water Treatment Plant*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,3827	559	NaCl	0,2919	1.874
$CaSO_4$	0,1098	160	$CaSO_4$	0,0250	160
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,1526	223	KCl	0,0347	223
KBr	0,0364	53	KBr	0,0083	53

KIO_3	0,0009	1	KIO_3	0,0002	1
H_2O	0,0098	14	H_2O	0,5699	3.658
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na_2CO_3	0,0000	0	Na_2CO_3	0,0000	0
$CaCO_3$	0,1654	242	$CaCO_3$	0,0376	242
$Mg(OH)_2$	0,1423	208	$Mg(OH)_2$	0,0324	208
$Ca(OH)_2$	0,0000	0	$Ca(OH)_2$	0,0000	0
Total <28>	**1,0000**	**1.460**	**Total <43>**	**1,0000**	**6.418**
Total Aliran Masuk		**51.220**	**Total Aliran Keluar**		**51.220**

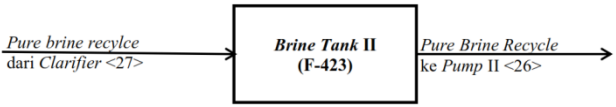
14. *Brine Tank* II (F-423)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.15 Neraca Massa *Brine Tank* II (F-423)

Neraca Massa *Brine Tank* II (F-423)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <27> *Pure Brine Recycle* dari *Centrifuge*			Aliran <26> *Pure Brine Recycle* ke *Brine Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2652	11.882	NaCl	0,2652	11.882
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,7348	32.919	H_2O	0,7348	32.919
NaOH	0,0000	0	NaOH	0,0000	0
Na_2CO_3	0,0000	0	Na_2CO_3	0,0000	0
$CaCO_3$	0,0000	0	$CaCO_3$	0,0000	0
$Mg(OH)_2$	0,0000	0	$Mg(OH)_2$	0,0000	0
$Ca(OH)_2$	0,0000	0	$Ca(OH)_2$	0,0000	0
Total <27>	**1,0000**	**44.801**	**Total <26>**	**1,0000**	**44.801**
Total Aliran Masuk		**44.801**	**Total Aliran Keluar**		**44.801**

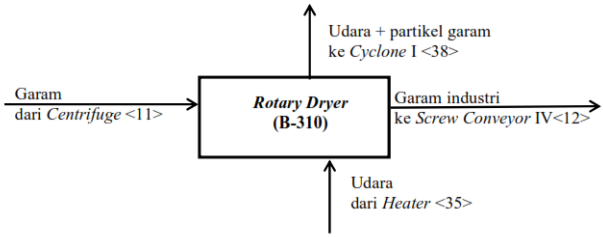
15. *Rotary Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 120^oC



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Material yang keluar dari *Rotary Dryer* memiliki kandungan H_2O maksimal 1%.
3. Material yang terbawa oleh udara pemanas sebesar 1% dari total *flowrate* Aliran<11>.
4. Proses secara adiabatis.

Tabel IV.16 Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-310)

Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-310)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <11> Garam dari *Centrifuge*			Aliran <12> Garam industri ke *Screw Conveyor* IV		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9410	15.774	NaCl	0,9975	15.617
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0004	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0576	966	H_2O	0,0010	16
Total <11>	**1,0000**	**16.764**	**Total <12>**	**1,0000**	**15.656**
Aliran <35> Udara dari *Heater*			Aliran <38> Udara + partikel garam ke *Cyclone* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0034	158
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	832	H_2O	0,0386	1.782
Udara	0,9815	44.280	Udara	0,9580	44.280
Total <35>	**1,0000**	**45.113**	**Total <38>**	**1,0000**	**46.221**
Total Aliran Masuk		**61.876**	**Total Aliran Keluar**		**61.876**

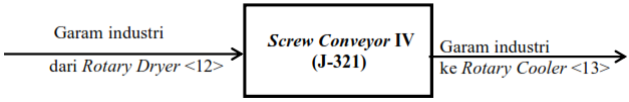
16. *Screw Conveyor* IV (J-321)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Dryer* ke *Rotary Cooler.*

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.17 Neraca Massa *Screw Conveyor* IV (J-321)

Neraca Massa *Screw Conveyor* IV (J-321)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <12> Garam industri dari *Rotary Dryer*			Aliran <13> Garam industri ke *Rotary Cooler*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9975	15.617	NaCl	0,9975	15.617
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0010	16	H_2O	0,0010	16
Total <12>	**1,0000**	**15.656**	**Total <13>**	**1,0000**	**15.656**
Total Aliran Masuk		**15.656**	**Total Aliran Keluar**		**15.656**

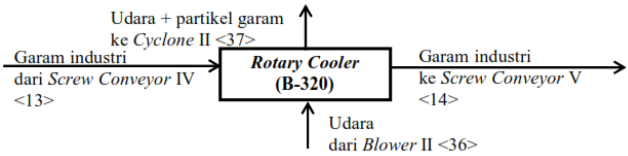
17. *Rotary Cooler* (B-320)

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan komposisi garam yang terbawa oleh udara sebesar 1% dari komposisi garam Aliran <13>.
3. Diharapkan H_2O yang terdapat dalam Aliran <36> hanya 1 % terikut oleh Aliran <14>.
4. Proses secara adiabatis.

Tabel IV.18 Neraca Massa *Rotary Cooler* (B-320)

Neraca Massa *Rotary Cooler* (B-320)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <13> Garam industri dari *Screw Conveyor* IV			Aliran <14> Garam industri ke *Screw Conveyor* V		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9975	15.617	NaCl	0,9972	15.461
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0010	16	H_2O	0,0013	21
Total <13>	**1,0000**	**15.656**	**Total <14>**	**1,0000**	**15.504**
Aliran <36> Udara dari *Blower* II			Aliran <37> Udara + partikel garam ke *Cyclone* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0057	156
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	504	H_2O	0,0182	499
Udara	0,9815	26.808	Udara	0,9761	26.808
Total <36>	**1,0000**	**27.312**	**Total <37>**	**1,0000**	**27.464**
Total Aliran Masuk		**42.968**	**Total Aliran Keluar**		**42.968**

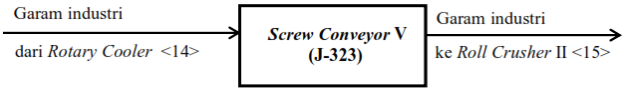
18. *Screw Conveyor* V (J-323)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Cooler* ke *Roll Crusher* II.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi
(konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.19 Neraca Massa *Screw Conveyor* V (J-323)

Neraca Massa *Screw Conveyor* V (J-323)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <14> Garam industri dari *Rotary Cooler*			Aliran <15> Garam industri ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9972	15.461	NaCl	0,9972	15.461
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0013	21	H_2O	0,0013	21
Total <14>	**1,0000**	**15.504**	**Total <15>**	**1,0000**	**15.504**
Total Aliran Masuk		**15.504**	**Total Aliran Keluar**		**15.504**

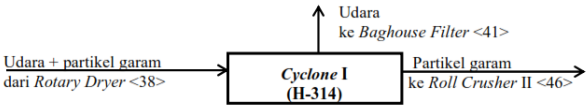
19. *Cyclone* I (H-314)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 52^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Efisiensi kerja *Cyclone* I = 95%.

Tabel IV.20 Neraca Massa *Cyclone* I (H-314)

Neraca Massa *Cyclone* I (H-314)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <38> Udara + partikel garam dari *Rotary Dryer*			Aliran <46> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0034	158	NaCl	0,6265	150
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0001	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0001	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0003	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0002	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0386	1.782	H_2O	0,3726	89
Udara	0,9580	44.280	Udara	0,0000	0
Total <38>	**1,0000**	**46.221**	**Total <46>**	**1,0000**	**239**
			Aliran <41> Udara ke *Baghouse Filter*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0002	8
			$CaSO_4$	0,0000	0
			$CaCl_2$	0,0000	0
			$MgCl_2$	0,0000	0
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0
			KIO_3	0,0000	0
			H_2O	0,0368	1.693
			Udara	0,9630	44.280
			Total <41>	**1,0000**	**45.981**
Total Aliran Masuk		**46.221**	**Total Aliran Keluar**		**46.221**

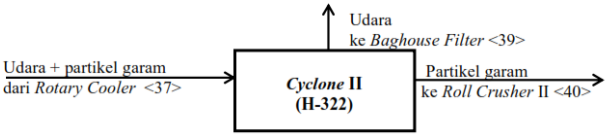
20. *Cyclone* II (H-322)

Fungsi : Memisahkan kristal garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 59^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Efisiensi kerja *Cyclone* I = 95%.

Tabel IV.21 Neraca Massa *Cyclone* II (H-322)

Neraca Massa *Cyclone* II (H-322)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <37> Udara + partikel garam dari *Rotary Cooler*			Aliran <40> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0057	156	NaCl	0,8550	148
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0002	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0002	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0004	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0003	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0182	499	H_2O	0,1438	25
Udara	0,9761	26.808	Udara	0,0000	0
Total <37>	**1,0000**	**27.464**	**Total <40>**	**1,0000**	**174**
			Aliran <39> Udara ke *Baghouse Filter*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0003	8
			$CaSO_4$	0,0000	0
			$CaCl_2$	0,0000	0
			$MgCl_2$	0,0000	0
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0
			KIO_3	0,0000	0
			H_2O	0,0174	474
			Udara	0,9823	26.808
			Total <39>	**1,0000**	**27.290**
Total Aliran Masuk		**27.464**	**Total Aliran Keluar**		**27.464**

21. *Meeting Point* Udara

Fungsi : Mempertemukan udara keluaran *Cyclone* I dan *Cyclone* II sebelum menuju *Baghouse Filter*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 56^{o}C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.22 Neraca Massa Pada *Meeting Point* Udara

Neraca Massa *Meeting Point* Udara					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <39> Udara dari *Cyclone* II			Aliran <42> Udara buangan ke *Baghouse Filter*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0003	8	NaCl	0,0002	16
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0174	474	H_2O	0,0296	2.167
Udara	0,9823	26.808	Udara	0,9702	71.088
Total <39>	**1,0000**	**27.290**	**Total <42>**	**1,0000**	**73.271**
Aliran <41> Udara dari *Cyclone* I					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,0002	8			
$CaSO_4$	0,0000	0			
$CaCl_2$	0,0000	0			
$MgCl_2$	0,0000	0			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0			
KCl	0,0000	0			
KBr	0,0000	0			
KIO_3	0,0000	0			
H_2O	0,0368	1.693			
Udara	0,9630	44.280			
Total <41>	**1,0000**	**45.981**			
Total Aliran Masuk		**73.271**	**Total Aliran Keluar**		**73.271**

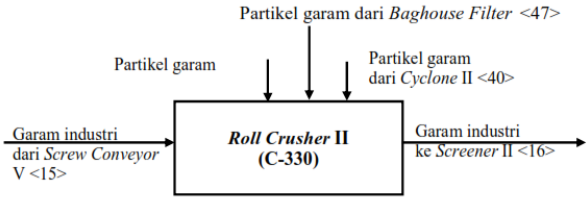
22. *Roll Crusher* II (C-330)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.23 Neraca Massa *Roll Crusher* II (C-330)

Neraca Massa *Roll Crusher* II (C-330)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <15> Garam industri dari *Screw Conveyor* V			Aliran <16> Garam industri ke *Screener* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9972	15.461	NaCl	0,9894	15.774
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0013	21	H_2O	0,0091	146
Total <15>	**1,0000**	**15.504**	**Total <16>**	**1,0000**	**15.944**
Aliran <46> Partikel garam dari *Cyclone* I					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,6265	150			
$CaSO_4$	0,0001	0			
$CaCl_2$	0,0001	0			
$MgCl_2$	0,0003	0			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0			
KCl	0,0002	0			
KBr	0,0001	0			
KIO_3	0,0000	0			
H_2O	0,3726	89			
Total <46>	**1,0000**	**239**			
Aliran <40> Partikel garam dari *Cyclone* II					

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)
NaCl	0,8550	148
$CaSO_4$	0,0002	0
$CaCl_2$	0,0002	0
$MgCl_2$	0,0004	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0003	0
KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,1438	25
Total <40>	**1,0000**	**174**
Aliran <47> Partikel garam dari *Baghouse Filter*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,5898	16
$CaSO_4$	0,0001	0
$CaCl_2$	0,0001	0
$MgCl_2$	0,0003	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0002	0
KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,4093	11
Total <47>	**1,0000**	**26**
Total Aliran Masuk		**15.944**

Total Aliran Keluar	**15.944**

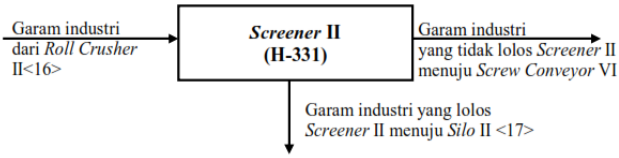
23. *Screener* II (H-331)

Fungsi : Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Diharapkan 95% garam industri yang lolos dari *Screener* II dan 5 % garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II akan menuju *Screw Conveyor* IV untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan *brine.*

Tabel IV.24 Neraca Massa *Screener* II (H-331)

Neraca Massa *Screener* II (H-331)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <16> Garam industri dari *Roll Crusher* II			Aliran <17> Garam industri yang lolos *Screener* II menuju *Silo* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	15.774	NaCl	0,9894	14.986
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	2	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0091	146	H_2O	0,0091	138
Total <16>	**1,0000**	**15.944**	**Total <17>**	**1,0000**	**15.146**
			Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos *Screener* II menuju *Screw Conveyor* VI		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,9894	789
			$CaSO_4$	0,0002	0
			$CaCl_2$	0,0002	0
			$MgCl_2$	0,0005	0
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
			KCl	0,0004	0
			KBr	0,0001	0
			KIO_3	0,0000	0
			H_2O	0,0091	7
			Total <19>	**1,0000**	**797**
Total Aliran Masuk		**15.944**	**Total Aliran Keluar**		**15.944**

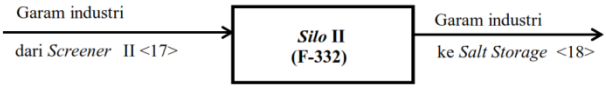
24. *Silo* II (F-332)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *Salt Storage.*

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.25 Neraca Massa *Silo* II (F-332)

Neraca Massa *Silo* II (F-332)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <17> Garam industri dari *Screener* II			Aliran <18> Garam industri ke *Salt Storage*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	14.986	NaCl	0,9894	14.986
$CaSO_4$	0,0002	4	$CaSO_4$	0,0002	4
$CaCl_2$	0,0002	3	$CaCl_2$	0,0002	3
$MgCl_2$	0,0005	7	$MgCl_2$	0,0005	7
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1
KCl	0,0004	6	KCl	0,0004	6
KBr	0,0001	1	KBr	0,0001	1
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0091	138	H_2O	0,0091	138
Total <17>	**1,0000**	**15.146**	**Total <18>**	**1,0000**	**15.146**
Total Aliran Masuk		**15.146**	**Total Aliran Keluar**		**15.146**

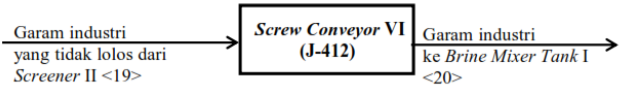
25. *Screw Conveyor* VI (J-412)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II ke *Brine Mixer Tank* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.26 Neraca Massa *Screw Conveyor* VI (J-412)

Neraca Massa *Screw Conveyor* VI (J-412)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II			Aliran <20> Garam industri ke *Brine Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	789	NaCl	0,9894	789
$CaSO_4$	0,0002	0	$CaSO_4$	0,0002	0
$CaCl_2$	0,0002	0	$CaCl_2$	0,0002	0
$MgCl_2$	0,0005	0	$MgCl_2$	0,0005	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0004	0	KCl	0,0004	0
KBr	0,0001	0	KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0091	7	H_2O	0,0091	7
Total <19>	**1,0000**	**797**	**Total <20>**	**1,0000**	**797**
Total Aliran Masuk		**797**	**Total Aliran Keluar**		**797**

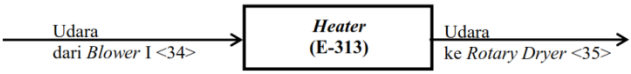
26. *Heater* (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120^{o}C sebelum masuk ke *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 120^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.27 Neraca Massa *Heater* (E-313)

Neraca Massa *Heater* (E-313)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <34> Udara dari *Blower* I			Aliran <35> Udara ke *Rotary Dryer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0000	0
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	832	H_2O	0,0185	832
Udara	0,9815	44.280	Udara	0,9815	44.280
Total <34>	**1,0000**	**45.113**	**Total <35>**	**1,0000**	**45.113**
Total Aliran Masuk		**45.113**	**Total Aliran Keluar**		**45.113**

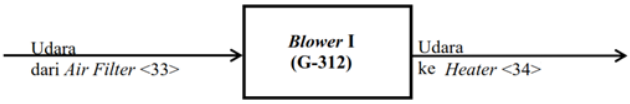
27. *Blower* I (G-312)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Heater*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.28 Neraca Massa *Blower* I (G-312)

Neraca Massa *Blower* I (G-312)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <33> Udara dari *Air Filter*			Aliran <34> Udara ke *Heater*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0000	0
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	832	H_2O	0,0185	832
Udara	0,9815	44.280	Udara	0,9815	44.280
Total <33>	**1,0000**	**45.113**	**Total <34>**	**1,0000**	**45.113**
Total Aliran Masuk		**45.113**	**Total Aliran Keluar**		**45.113**

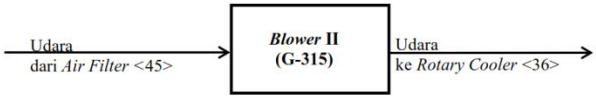
28. *Blower* II (G-315)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Rotary Cooler*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30°C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.29 Neraca Massa *Blower* II (G-315)

Neraca Massa *Blower* II (G-315)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <45> Udara dari *Air Filter*			Aliran <36> Udara ke *Rotary Cooler*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0000	0
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	504	H_2O	0,0185	504
Udara	0,9815	26.808	Udara	0,9815	26.808
Total <45>	**1,0000**	**27.312**	**Total <36>**	**1,0000**	**27.312**
Total Aliran Masuk		**27.312**	**Total Aliran Keluar**		**27.312**

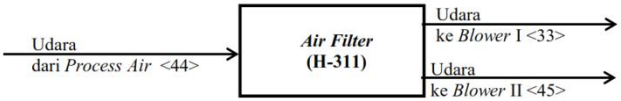
29. *Air Filter* (H-311)

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30^{o}C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Tabel IV.30 Neraca Massa *Air Filter* (H-311)

Neraca Massa *Air Filter* (H-311)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <44> Udara dari *Process Air*			Aliran <33> Udara ke *Blower* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0	NaCl	0,0000	0
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0000	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0000	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0000	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0000	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0000	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0185	1.336	H_2O	0,0185	832
Udara	0,9815	71.088	Udara	0,9815	44.280
Total <44>	**1,0000**	**72.425**	**Total <33>**	**1,0000**	**45.113**
			Aliran <45> Udara ke *Blower* II		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0000	0
			$CaSO_4$	0,0000	0
			$CaCl_2$	0,0000	0
			$MgCl_2$	0,0000	0
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0
			KIO_3	0,0000	0
			H_2O	0,0185	504
			Udara	0,9815	26.808
			Total <45>	**1,0000**	**27.312**
Total Aliran Masuk		**72.425**	**Total Aliran Keluar**		**72.425**

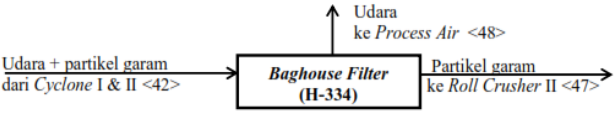
30. *Baghouse Filter* (H-334)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 56^{o}C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Efisiensi kerja *Baghouse Filter* = 99,5%.

Tabel IV.31 Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334)

Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <42> Udara + partikel garam dari *Cyclone* I & II			Aliran <47> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0002	16	NaCl	0,5898	16
$CaSO_4$	0,0000	0	$CaSO_4$	0,0001	0
$CaCl_2$	0,0000	0	$CaCl_2$	0,0001	0
$MgCl_2$	0,0000	0	$MgCl_2$	0,0003	0
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0
KCl	0,0000	0	KCl	0,0002	0
KBr	0,0000	0	KBr	0,0001	0
KIO_3	0,0000	0	KIO_3	0,0000	0
H_2O	0,0296	2.167	H_2O	0,4093	11
Udara	0,9702	71.088	Udara	0,0000	0
Total <42>	**1,0000**	**73.271**	**Total <47>**	**1,0000**	**26**
			Aliran <48> Udara ke *Process Air*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0000	0
			$CaSO_4$	0,0000	0
			$CaCl_2$	0,0000	0
			$MgCl_2$	0,0000	0
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0
			KCl	0,0000	0
			KBr	0,0000	0
			KIO_3	0,0000	0
			H_2O	0,0294	2.156
			Udara	0,9706	71.088
			Total <48>	**1,0000**	**73.245**
Total Aliran Masuk		**73.271**	**Total Aliran Keluar**		**73.271**

IV.2 Neraca Energi

Tabel IV.32 Data *Heat Capacity* Komponen

Data *Heat Capacity*			
Komponen	**BM (kg/kmol)**	**Phase***	***Heat Capacity* (Cp, kkal/kmol.K)**
NaCl	58,4423	c	10,79 + 0,00420 T
		l	15,9
$CaSO_4$	136,1417	c	18,52 + 0,02197 T - 156800/T²
$CaCl_2$	110,9831	c	16,9 + 0,00386 T
$MgCl_2$	95,2101	c	17,3 + 0,00377 T
$Mg(HCO_3)_2$	146,3388	c	10,87 + 0,008712 T - 241200/T²
KCl	74,5508	c	10,93 + 0,00376 T
KBr	119,0018	c	11,49 + 0,00360 T
KIO_3	214,0001	c	6,02 + 0,053 T
H_2O	18,0153	l	4,373 + 0,113 T -0,0003 T²
		g	8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T²
NaOH	39,9971	c	0,46
Na_2CO_3	105,9885	c	28,9
$CaCO_3$	100,0870	c	19,68 + 0,01189 T - 307600/T²
$Mg(OH)_2$	58,3197	c	18,2
$Ca(OH)_2$	74,0927	c	21,4

*) c = *solid*, l = *liquid*, g = gas

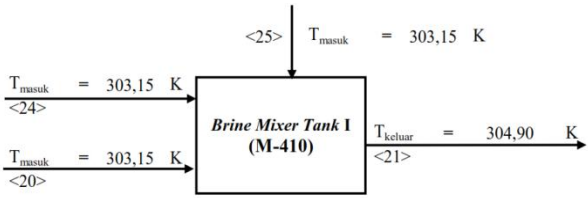
(Perry, 2008)

1. *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan	= 1 atm
Suhu Operasi	= 303,15 K
T_{ref}	= 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.33 Neraca Energi *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat S*tart Up*			
Neraca Energi Aliran Masuk		**Neraca Energi Aliran Keluar**	
Aliran <20> Garam industri dari *Screw Conveyor* VI		Aliran <21> *Brine* ke *Mixer Tank* I & *Screw Washer*	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	13.654	NaCl	18.431
$CaSO_4$	21	$CaSO_4$	29
$CaCl_2$	46	$CaCl_2$	62
$MgCl_2$	33	$MgCl_2$	45
$Mg(HCO_3)_2$	0	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	8.001	H_2O	915.579
Total <20>	**21.756**	**Total <21>**	**934.146**
Aliran <24> H_2O			
Komponen	**Q (kkal/jam)**		
H_2O	665.447		
Total <24>	**665.447**		
Aliran <25> *Pure Brine Recycle*		Q Pelarutan	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	0	NaCl	-263.503
$CaSO_4$	0	$CaSO_4$	929
$CaCl_2$	0	$CaCl_2$	2.495
$MgCl_2$	0	$MgCl_2$	13.136
$Mg(HCO_3)_2$	0	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	0	KCl	0

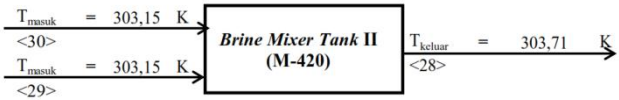
KBr	0	KBr	0
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	0	**Total Q Pelarutan**	**-246.943**
Total <25>	**0**		
Total Aliran Masuk	**687.203**	**Total Aliran Keluar**	**687.203**

2. *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan	= 1 atm
Suhu Operasi	= 303,15 K
T_{ref}	= 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.34 Neraca Energi *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* II (M-420)			
Neraca Energi Aliran Masuk		**Neraca Energi Aliran Keluar**	
Aliran <29> *Brine* kotor dari *Brine Tank* I		Aliran <28> *Brine* & Pengotor ke *Clarifier*	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	13.620	NaCl	15.777
$CaSO_4$	138	$CaSO_4$	154
$CaCl_2$	146	$CaCl_2$	0
$MgCl_2$	292	$MgCl_2$	0
$Mg(HCO_3)_2$	22	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	180	KCl	201
KBr	28	KBr	31
KIO_3	1	KIO_3	1
H_2O	112.223	H_2O	124.310
NaOH	0	NaOH	0
Na_2CO_3	0	Na_2CO_3	0
$CaCO_3$	0	$CaCO_3$	268
$Mg(OH)_2$	0	$Mg(OH)_2$	360
$Ca(OH)_2$	0	$Ca(OH)_2$	0
Total <29>	**126.650**	**Total <28>**	**141.101**
Aliran <30> *Chemicals* (koagulan)		Q reaksi	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	0	NaCl	-628.890
$CaSO_4$	0	$CaSO_4$	0
$CaCl_2$	0	$CaCl_2$	307.974
$MgCl_2$	0	$MgCl_2$	484.890
$Mg(HCO_3)_2$	0	$Mg(HCO_3)_2$	104.320
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0

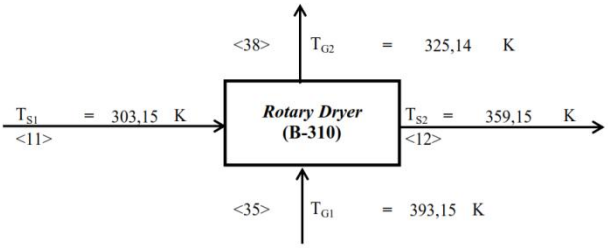
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	0	H_2O	-54.466
NaOH	15	NaOH	645.339
Na_2CO_3	233	Na_2CO_3	435.397
$CaCO_3$	0	$CaCO_3$	-698.677
$Mg(OH)_2$	0	$Mg(OH)_2$	-797.821
$Ca(OH)_2$	85	$Ca(OH)_2$	187.815
Total <30>	**333**	**Total Q reaksi**	**-14.118**
Total Aliran Masuk	**126.983**	**Total Aliran Keluar**	**126.983**

3. *Rotary Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan	= 1 atm
Suhu Operasi	= 313,15 K
T_{ref}	= 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.35 Neraca Energi *Rotary Dryer* (B-310)

Neraca Energi *Rotary Dryer* (B-310)			
Neraca Energi Aliran Masuk		**Neraca Energi Aliran Keluar**	
Aliran <11> Garam dari *Centrifuge*		Aliran <12> Garam industri ke *Screw Conveyor* IV	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	19.236	NaCl	200.729
$CaSO_4$	5	$CaSO_4$	47
$CaCl_2$	4	$CaCl_2$	44
$MgCl_2$	9	$MgCl_2$	93
$Mg(HCO_3)_2$	2	$Mg(HCO_3)_2$	20
KCl	7	KCl	76
KBr	2	KBr	18
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	0	H_2O	889
Total <11>	**19.264**	**Total <12>**	**201.917**
Aliran <35> Udara dari *Heater*		Aliran <38> Udara + partikel garam ke *Cyclone* I	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	0	NaCl	887
$CaSO_4$	0	$CaSO_4$	0
$CaCl_2$	0	$CaCl_2$	0
$MgCl_2$	0	$MgCl_2$	0
$Mg(HCO_3)_2$	0	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	16	H_2O	16
Udara	1.531.814	Udara	1.348.273
Total <35>	**1.531.830**	**Total <38>**	**1.349.177**
Total Aliran Masuk	**1.551.094**	**Total Aliran Keluar**	**1.551.094**

4. *Rotary Cooler* (B-320)

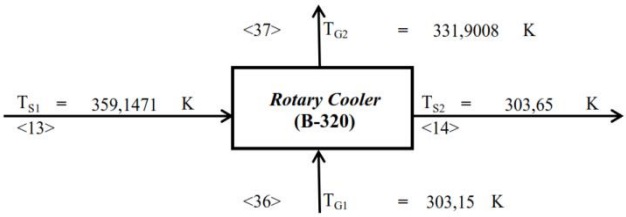
Fungsi : Menurunkan suhu produk garam dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 303,15 K

T_{ref} = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.36 Neraca Energi *Rotary Cooler* (B-320)

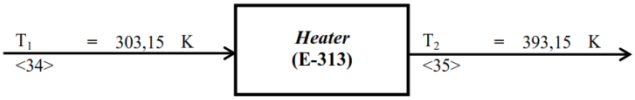
Neraca Energi *Rotary Cooler* (B-320)			
Neraca Energi Aliran Masuk		**Neraca Energi Aliran Keluar**	
Aliran <13> Garam industri dari *Screw Conveyor* IV		Aliran <14> Garam industri ke *Screw Conveyor* V	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	204.599	NaCl	17.596
$CaSO_4$	48	$CaSO_4$	4
$CaCl_2$	45	$CaCl_2$	4
$MgCl_2$	94	$MgCl_2$	8
$Mg(HCO_3)_2$	20	$Mg(HCO_3)_2$	2
KCl	78	KCl	7
KBr	19	KBr	2
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	6.809	H_2O	8.991
Total <13>	**211.713**	**Total <14>**	**26.613**
Aliran <36> Udara dari *Blower* II		Aliran <37> Udara + partikel garam ke *Cyclone* II	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	0,0000	NaCl	2.137
$CaSO_4$	0,0000	$CaSO_4$	0,5036
$CaCl_2$	0,0000	$CaCl_2$	0
$MgCl_2$	0,0000	$MgCl_2$	1
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	0,0000	KCl	1
KBr	0,0000	KBr	0
KIO_3	0,0000	KIO_3	0
H_2O	10	H_2O	2.172
Udara	32.181	Udara	212.978
Total <36>	**32.191**	**Total <37>**	**217.291**
Total Aliran Masuk	**243.904**	**Total Aliran Keluar**	**243.904**

5. *Heater* (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk emanaskan udara Menjadi 120^{o}C sebelum masuk *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan	= 1 atm
Suhu Operasi	= 393,15 K
T_{ref}	= 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adibatis.

Tabel IV.37 Neraca Energi *Heater* (E-313)

Neraca Energi *Heater* (E-313)			
Neraca Energi Aliran Masuk		**Neraca Energi Aliran Keluar**	
Aliran <34> Udara dari *Blower* I		Aliran <35> Udara ke *Rotary Dryer*	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
NaCl	0	NaCl	0
$CaSO_4$	0	$CaSO_4$	0
$CaCl_2$	0	$CaCl_2$	0
$MgCl_2$	0	$MgCl_2$	0
$Mg(HCO_3)_2$	0	$Mg(HCO_3)_2$	0
KCl	0	KCl	0
KBr	0	KBr	0
KIO_3	0	KIO_3	0
H_2O	1.938	H_2O	37.248
Udara	53.342	Udara	1.030.475
Total <34>	**55.280**	**Total <35>**	**1.067.723**
Aliran *Steam* Masuk		Aliran *Steam* Keluar	
Komponen	**Q (kkal/jam)**	**Komponen**	**Q (kkal/jam)**
Steam	1.266.842	*Steam*	254.394
Total *Steam* Masuk	**1.266.842**	**Total *Steam* Keluar**	**254.394**
Total Aliran Masuk	**1.322.122**	**Total Aliran Keluar**	**1.322.122**

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V
DAFTAR DAN HARGA PERLATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini adalah sebagai berikut :

1. Gudang Bahan Baku (F-111)

Tabel V.1 Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri.
Tipe	*Housing*.
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	18
Volume (ft^3)	126.321
Tinggi Gudang (ft)	14
Panjang Gudang (ft)	99
Lebar Gudang (in)	1.178
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	25.496

2. *Screw Conveyor* I (J-112)

Tabel V.2 Spesifikasi *Screw Conveyor* I (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* I (J-112)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke *Roll Crusher* I.
Tipe	*Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	20
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	24
Screw Rotation Speed (rpm)	46
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	20
Torque (lb/ft)	242
Power ($hp_{(I)}$)	3
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	4.893

3. *Roll Crusher* I (C-110)

Tabel V.3 Spesifikasi *Roll Crusher* I (C-110)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Roll Crusher* I (C-110)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing*.
Tipe	*Double roll crusher.*
Bahan Konstruksi	*High alloy steel.*
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter *Roll* (in)	8
Kecepatan Rotasi (rpm)	61
Ukuran *Feed* (mm)	10
Ukuran Produk (mm)	4
Reduction Ratio	2,5
Power ($hp_{(I)}$)	16
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	64.646

4. *Screener* I (H-113)

Tabel V.4 Spesifikasi *Screener* I (H-113)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screener* I (H-113)
Fungsi	Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.
Tipe	*High speed vibrating screen.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	19
Luas *Screen* (ft^2)	35
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	23.923

5. *Screw Conveyor* II (J-114)

Tabel V.5 Spesifikasi *Screw Conveyor* II (J-114)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* II (J-114)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 4 mm dari *Screener* I ke *Roll Crusher* I.
Tipe	*Vertical conveyor* dengan *solid screw*.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter *Screw* (in)	4
Panjang *Screw* (ft)	37
Screw Rotation Speed (rpm)	140
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Torque (lb/ft)	17
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	3.371

6. *Screw Conveyor* III (J-211)

Tabel V.6 Spesifikasi *Screw Conveyor* III (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* III (J-211)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 4 mm dari *Screener* I ke *Silo* I.
Tipe	*Vertical conveyor* dengan *solid screw*.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel*.
Kapasitas (ton/jam)	20
Diameter *Screw* (in)	6
Panjang *Screw* (ft)	65
Screw Rotation Speed (rpm)	165
Load Propulsion Rate (ft/s)	2
Torque (lb/ft)	475
Power ($hp_{(I)}$)	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	6.742

7. *Silo* I (F-212)

Tabel V.7 Spesifikasi *Silo* I (F-212)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Silo* I (F-212)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke *Mixer Tank* I.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Volume (ft^3)	376
Conical Angle (^{o})	90
Diameter Dalam (in)	78
Tinggi Silinder (ft)	10
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	34.580

8. *Mixer Tank* I (M-210)

Tabel V.8 Spesifikasi *Mixer Tank* I (M-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Mixer Tank* I (M-210)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	4
Volume (ft^3)	89
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter *Nozzle* Aliran <8> (in)	1,25
Diameter *Nozzle* Aliran <9> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <42> (in)	1,25
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Six blade open turbine.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(I)}$)	4
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	109.939

9. *Screw Washer* (J-220)

Tabel V.9 Spesifikasi *Screw Washer* (J-220)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Washer* (J-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).
Tipe	*Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	75
Diameter *Screw* (in)	24
Panjang *Screw* (ft)	128
Screw Rotation Speed (rpm)	28
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	20
Torque (lb/ft)	8.399
Power ($hp_{(I)}$)	44
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	22.292

10. *Centrifuge* (H-230)

Tabel V.10 Spesifikasi *Centrifuge* (H-230)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Centrifuge* (H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan *brine* dengan garam.
Tipe	*Disk bowl centrifuge.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	20
Tinggi *Centrifuge* (ft)	0,2
Diameter *Bowl* (in)	13
Diameter *Disc* (in)	4,1
Settling Velocity (ft/s)	11
Rotation Speed (rpm)	7.500
Residence Time (s)	0,02
Power ($hp_{(I)}$)	6
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	45.672

11. *Air Filter* (H-313)

Tabel V.11 Spesifikasi *Air Filter* (H-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Air Filter* (H-313)
Fungsi	Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	*Cartridge air filter.*
Bahan Konstruksi	*Synthetic fiber.*
Kapasitas (ton/jam)	73
Filter Area (ft^2)	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	27.055

12. *Blower* I (G-312)

Tabel V.12 Spesifikasi *Blower* I (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Blower* I (G-312)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Heater*.
Tipe	*Single stage blower discharge pressure.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.339.328
Power ($hp_{(I)}$)	12
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	41.866

13. *Blower* II (G-315)

Tabel V.13 Spesifikasi *Blower* II (G-315)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Blower* II (G-315)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Rotary Cooler*.
Tipe	*Single stage blower discharge pressure.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	810.861
Power ($hp_{(I)}$)	8
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	25.011

14. *Heater* (E-313)

Tabel V.14 Spesifikasi *Heater* (E-313)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	*Heater* (E-313)			
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120^{o}C sebelum masuk ke *Rotary Dryer* .			
Tipe	*1-2 Shell and Tube Heat Exchanger.*			
Bahan Konstruksi	*Stainless Steel Type 304.*			
Shell	ID	=	33	in
	Baffle Spacing	=	70	in
	Jumlah *Baffle*	=	2	
	ΔP	=	0,0581	psi
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0,902	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1,25 *in triangular*	
	Panjang	=	10	ft
	Jumlah *Tube*	=	522	
	Jumlah *Passes*	=	2	
	ΔP	=	2,3395	psi
Dirt Factor	0,0072 Btu/jam.ft^{2}.^{o}F			
Luas Area	1.365 ft^{2}			
Jumlah	1 unit			
Harga Satuan (US$)	112.005			

15. *Rotary Dryer* (B-310)

Tabel V.15 Spesifikasi *Rotary Dryer* (B-310)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Rotary Dryer* (B-310)
Fungsi	Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.
Tipe	*Direct Heat Rotary Dryer.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Bahan Insulasi	*Wool.*
Kapasitas (ton/jam)	6
Diameter Dalam (in)	74
Panjang (ft)	32
Tebal Insulasi (in)	2
Power ($hp_{(I)}$)	322
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	41.322

16. *Cyclone* I (H-314)

Tabel V.16 Spesifikasi *Cyclone* I (H-314)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Cyclone* I (H-314)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer*.
Tipe	*Tangential Inlet Cyclone Separator.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	47
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam *Cyclone* (in)	68
Tebal *Cyclone* (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar *Outlet Cyclone* (in)	9
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	34
Diameter Partikel Keluar (in)	17
Tinggi *Cyclone* di Bc Pada Gas Masuk (ft)	3
Panjang Ruang Gravitasi *Settling* (ft)	12
Panjang Ruang Spiral *Cyclone* (ft)	12
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	31.644

17. *Screw Conveyor* IV (J-321)

Tabel V.17 Spesifikasi *Screw Conveyor* IV (J-321)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* IV (J-321)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Dryer* ke *Rotary Cooler*.
Tipe	*Horizonal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing*.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	16
Screw Rotation Speed (rpm)	30
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	0
Torque (lb/ft)	220
Power ($hp_{(I)}$)	2
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	3.915

18. *Rotary Cooler* (B-320)

Tabel V.18 Spesifikasi *Rotary Cooler* (B-320)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Rotary Cooler* (B-320)
Fungsi	Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.
Tipe	*Direct Cold Rotary Cooler.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter Dalam (in)	51
Panjang (ft)	15
Power ($hp_{(I)}$)	28
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	20.552

19. *Cyclone* II (H-322)

Tabel V.19 Spesifikasi *Cyclone* II (H-322)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Cyclone* II (H-322)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler*.
Tipe	*Tangential Inlet Cyclone Separator.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	28
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam *Cyclone* (in)	74
Tebal *Cyclone* (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar *Outlet Cyclone* (in)	10
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	37
Diameter Partikel Keluar (in)	19
Tinggi *Cyclone* di Bc Pada Gas Masuk (ft)	4
Panjang Ruang Gravitasi *Settling* (ft)	13
Panjang Ruang Spiral *Cyclone* (ft)	13
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	27.621

20. *Screw Conveyor* V (J-323)

Tabel V.20 Spesifikasi *Screw Conveyor* V (J-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* V (J-323)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Cooler* ke *Roll Crusher* II.
Tipe	*Vertical conveyor* dengan *solid screw*.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Diameter *Screw* (in)	4
Panjang *Screw* (ft)	66
Screw Rotation Speed (rpm)	250
Load Propulsion Rate (ft/s)	2
Torque (lb/ft)	281
Power ($hp_{(I)}$)	14
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	4.676

21. *Roll Crusher* II (C-330)

Tabel V.21 Spesifikasi *Roll Crusher* II (C-330)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Roll Crusher* II (C-330)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.
Tipe	*Double roll crusher.*
Bahan Konstruksi	*High alloy steel.*
Kapasitas (ton/jam)	22
Diameter *Roll* (in)	4
Kecepatan Rotasi (rpm)	330
Ukuran *Feed* (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	1
Reduction Ratio	4
Power ($hp_{(I)}$)	40
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	111.291

22. *Screener* II (H-331)

Tabel V.22 Spesifikasi *Screener* II (H-331)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screener* II (H-331)
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.
Tipe	*High speed vibrating screen.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	16
Luas *Screen* (ft^2)	185
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	44.150

23. *Silo* II (F-332)

Tabel V.23 Spesifikasi *Silo* II (F-332)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Silo* II (F-332)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *Salt Storage*.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	16
Volume (ft^3)	312
Conical Angle (^{o})	90
Diameter Dalam (in)	78
Tinggi Silinder (ft)	117
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	30.557

24. *Salt Storage* (F-333)

Tabel V.24 Spesifikasi *Salt Storage* (F-333)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Salt Storage* (F-333)
Fungsi	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses *packing*.
Tipe	*Housing.*
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	16
Volume (ft^3)	104.636
Tinggi *Storage* (ft)	14
Panjang *Storage* (ft)	90
Lebar *Storage* (in)	1.072
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	21.119

25. *Screw Conveyor* VI (J-412)

Tabel V.25 Spesifikasi *Screw Conveyor* VI (J-412)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* VI (J-412)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II ke *Brine Mixer Tank* I.
Tipe	*Horizonal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	1
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	16
Screw Rotation Speed (rpm)	30
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	0
Torque (lb/ft)	12
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	3.915

26. *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Tabel V.26 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Mixer Tank* I (M-410)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine*.
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	3
Volume (ft^3)	85
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter *Nozzle* Aliran <20> (in)	1
Diameter *Nozzle* Aliran <21> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <24> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <25> (in)	1
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(1)}$)	8
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	109.287

27. *Pump* I (L-411)

Tabel V.27 Spesifikasi *Pump* I (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Pump* I (L-411)
Fungsi	Mengalirkan *pure brine* dari *Brine Mixer Tank* I ke *Mixer Tank* I.
Tipe	*Centrifugal pump.*
Bahan Konstruksi	*Commercial steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.517
Nominal Pipe Size	2,5 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,469
Diameter Luar (in)	2,875
Luas Penampang (ft^2)	0,03322
Power ($hp_{(I)}$)	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	40.670

28. *Brine Tank* I (F-421)

Tabel V.28 Spesifikasi *Brine Tank* I (F-421)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Tank* I (F-421)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer*.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	51
Volume (ft^3)	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <31> (in)	2,5
Diameter *Nozzel* Aliran <32> (in)	0,75
Diameter *Nozzel* Aliran <29> (in)	1
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	101.349

29. *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Tabel V. 29 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Mixer Tank* II (M-420)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	9
Volume (ft^3)	285
Tinggi (ft)	11
Diameter Dalam (in)	72
Diameter *Nozzle* Aliran <28> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <29> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <30> (in)	0,5
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Six blade open turbine.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(I)}$)	9
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	117.334

30. *Clarifier* (H-422)

Tabel V.30 Spesifikasi *Clarifier* (H-422)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Clarifier* (H-422)
Fungsi	Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.
Tipe	Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk *conical*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	52
Volume (ft^3)	1.535
Conical Angle (^{o})	120
Diameter Dalam (in)	132
Tinggi Silinder (ft)	35
Tebal Silinder (in)	0,375
Tinggi *Conical* (ft)	4
Tebal *Conical* (in)	1
Diameter *Nozzle* Aliran <27> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <43> (in)	1
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	86.342

31. *Brine Tank* II (F-423)

Tabel V.31 Spesifikasi *Brine Tank* II (F-423)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Tank* II (F-423)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier*.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	45
Volume (ft^3)	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <26> (in)	2
Diameter *Nozzel* Aliran <27> (in)	2
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	101.349

32. *Pump* II (L-424)

Tabel V.32 Spesifikasi *Pump* II (L-424)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Pump* II (L-424)
Fungsi	Mengalirkan *pure brine recycle* dari *Brine Tank* II ke *Brine Mixer Tank* I.
Tipe	*Centrifugal pump.*
Bahan Konstruksi	*Commercial steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.361
Nominal Pipe Size	2 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,067
Diameter Luar (in)	2,375
Luas Penampang (ft^2)	0,02330
Power ($hp_{(I)}$)	9
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	26.968

33. NaOH *Storage Tank* (F-425)

Tabel V.33 Spesifikasi NaOH *Storage Tank* (F-425)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	NaOH *Storage Tank* (F-425)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan NaOH.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	43
Volume (ft^3)	955
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <30 A> (in)	1,25
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	50.348

34. $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)

Tabel V.34 Spesifikasi $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	$Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan $Ca(OH)_2$.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	10
Volume (ft^3)	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter *Nozzel* Aliran <30 B> (in)	2,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	11
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	33.275

35. Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)

Tabel V.35 Spesifikasi Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan Na_2CO_3.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat*.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	29
Volume (ft^3)	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter *Nozzel* Aliran <30 C> (in)	1,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	11
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	33.275

36. *Baghouse Filter* (H-334)

Tabel V.36 Spesifikasi *Baghouse Filter* (H-334)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Baghouse Filter* (H-334)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari Cyclone I & II.
Tipe *Hood*	*Plain multiple slot opening 2 or more slots.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kekuatan Hisap (ft^3/s)	1
Panjang *Hood* (ft)	6
Lebar *Hood* (in)	32
Tinggi *Hood* (ft)	3
Diameter *Duct* Utama (in)	46
Diameter *Duct* Cabang (in)	20
Panjang *Bag* (ft)	17
Lebar *Bag* (in)	158
Luas *Bag* (ft^2)	216
Jumlah *Hood*	3
Jumlah *Bag*	110
Jumlah (unit)	1
Harga Satuan (US$)	114.289

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI
ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter apakah suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan bahan baku yang dibutuhkan dan produk yang dihasilkan menurut neraca massa yang telah tercantum dalam Bab III. Harga peralatan untuk proses berdasarkan spesifikasi peralatan yang dibutuhkan seperti yang tercantum dalam Bab V dihitung berdasarkan pada neraca massa dan energi. Selain diatas, juga diperlukan analisa biaya yang diperlukan untuk beroperasi dan utilitas, jumlah dan gaji karyawan serta pengadaan lahan untuk pabrik.

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

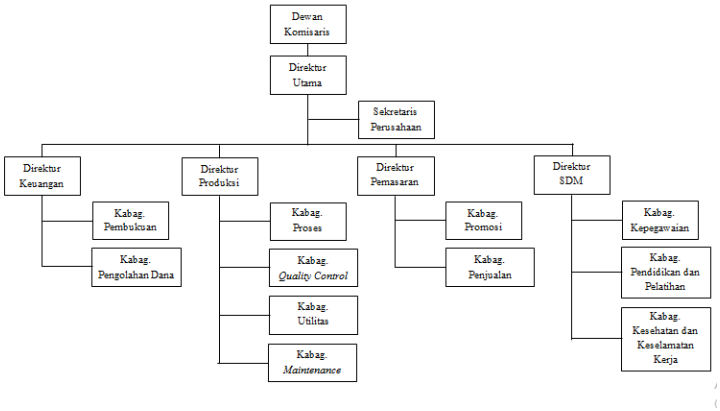
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat. ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah organisasi usaha yang memiliki badan hukum resmi yang hanya berlaku pada perusahaan tanpa melibatkan harta pribadi atau perseorangan yang ada di dalamnya. Di dalam PT, pemilik modal tidak harus memimpin perusahaan, karena dapat merujuk orang lain di luar pemilik modal untuk menjadi pimpinan. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut :

1. Pemilik modal adalah pemegang saham, sedangkan pelaksananya adalah dewan komisaris.
2. Tidak melibatkan harta pribadi pemegang saham.
3. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh, yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
4. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.

VI.1.2 Bentuk Badan Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan *staff*. Organisasi garis dan *staff* adalah suatu bentuk organisasi, dimana pelimpahan wewenang berlangsung secara vertikal dan sepenuhnya dari pucuk pimpinan ke kepala bagian dibawahnya, serta masing – masing pejabat, manajer atau direktur ditempatkan satu atau lebih pejabat *staff* tidak mempunyai wewenang memerintah tetapi hanya sebagai penasihat. Alasan pemakaian sistem ini yakni :

a. Ada pembagian tugas yang jelas.
b. Kerjasama dan koordinasi dapat dilaksanakan dengan jelas.
c. Pengembangan bakat segenap anggota organisasi terjamin.
d. *Staffing* dilaksanakan sesuai dengan prinsip *the right man on the right place*.
e. Bentuk organisasi ini fleksibel untuk diterapkan.
f. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
g. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik. Masing-masing kepala bagian atau direktur secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.



Gambar VI.1 Struktur Organisasi Perusahaan

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan *staff*, yaitu:

1. Pimpinan

   Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

   a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para *staff*.
   b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
   c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di setiap bagian, serta memberikan bimbingan dan petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
   d. Melaporkan kepada direksi tentang hal - hal yang berkaitan dengan pengelolaan pabrik.
   e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

2. *Staff* (Pembantu Pimpinan)

   a. Terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan.
   b. *Staff* merupakan suatu tim yang utuh, serta saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

   Macam - macam *staff* antara lain :

   a. *Staff* koordinasi

Biasanya disebut *staff* umum, yaitu kelompok *staff* yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, serta setiap saat memberikan nasihat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

b. *Staff* teknik
Biasanya disebut *staff* khusus, yaitu kelompok *staff* yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.

c. *Staff* ahli
Staff ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.3 Struktur Organisasi Perusahaan

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah sebagai berikut.

1. Dewan Komisaris
   Dewan komisaris bertindak untuk melakukan pengawasan secara umum, serta memberikan nasihat kepada direksi. Tugas Dewan komisaris yaitu :
   - Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
   - Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
   - Mengadakan evaluasi atau pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
   - Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.
2. Direktur Utama
   Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas direktur utama yaitu :
   - Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana – rencana, dan cara melaksanakannya.
   - Menetapkan sistem organisasi yang dianut, serta

menetapkan pembagian kerja, tugas, dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi dan kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.
- Mengawasi jalannya perusahaan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama berhak mewakili PT secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur

   Direktur bertanggung jawab ke direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan pemasaran, personalia, pembelian, produksi maupun pengawasan produksi. Tugas direktur yaitu :

   - Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang masing-masing.
   - Bertanggung jawab atas kelancaran, pengaturan, serta pemeliharaan pada bidang yang dibawahi.
   - Mengumpulkan fakta-fakta, kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.

4. Kepala Bagian Pembukuan

   Kepala bagian pembukuan bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.

5. Kepala Bagian Pengolahan Dana

   Kepala bagian pengolahan dana bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :

- Barang yang dibeli
- Jumlah yang dibeli
- Waktu pembelian
- Tempat pembelian
- Syarat penyerahan barang yang akan dibeli

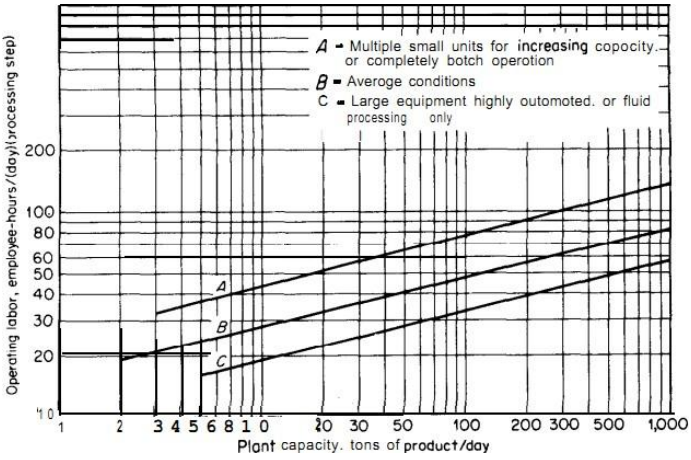
6. Kepala Bagian Proses
   Kepala bagian proses bertugas untuk mengusahakan agar barang - barang produksi dibuat dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
7. Kepala Bagian *Quality Control*
   Kepala bagian *quality control* bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi dan bertugas untuk mengontrol kualitas produk.
8. Kepala Bagian Utilitas
   Kepala bagian utilitas bertugas untuk mengurus bagian utilitas yang diperlukan pabrik seperti menyediakan air pendingin, air proses, *steam*, listrik, bahan bakar, dan penanganan limbah. Bagian ini juga bertugas memproses alat utilitas yang sudah digunakan.
9. Kepala Bagian *Maintenance*
   Kepala bagian *maintenance* bertugas mengurus semua masalah yang berhubungan dengan perbaikan dan perawatan seluruh alat- alat yang digunakan dalam pabrik.

10. Kepala Bagian Promosi
    Kepala bagian promosi bertanggung jawab atas kesuksesan pemasaran dengan melakukan berbagai promosi ke konsumen.
11. Kepala Bagian Penjualan
    Kepala bagian penjualan bertugas mengusahakan agar hasil - hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
12. Kepala Bagian Kepegawaian
    Kepala bagian kepegawaian bertugas untuk mengurus kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan, dan penerimaan pegawai baru.
13. Kepala Bagian Pendidikan dan Latihan
    Kepala bagian pendidikan dan latihan bertugas untuk mengurus penelitian dan pelatihan terhadap karyawan, maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
14. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja
    Kepala bagian kesehatan dan keselamatan kerja bertanggung jawab atas terlaksananya lingkungan kerja yang aman, kondusif, dan sehat.

VI.1.4 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini diuraikan sebagai berikut.

1. Penentuan Jumlah Karyawan Operasional
   Jumlah karyawan operasional yang dibutuhkan untuk proses produksi Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini adalah :
   Kapasitas produksi = 363 ton/hari.



Gambar VI. 2 Kebutuhan Pekerja Operator Untuk Industri Kimia (Timmerhaus, 1991)

Berdasarkan Gambar VI.2 untuk *average condition* dengan kapasitas produksi 363 ton/hari diperoleh 68 orang.jam/(hari)(tahapan proses), dimana dalam pabrik ini terdiri dari 4 tahapan proses sehingga jumlah pekerja operasi yang terkena *shift* sebanyak 272 orang.jam/hari. Pekerja operasi dibagi dalam 3 *shift* kerja dengan 1 *shift* kerja terdiri dari 8 jam/hari, sehingga jumlah pekerja operasi/*shift* adalah 34 orang/*shift*.

2. Jadwal Jam Kerja

   Dalam menjalankan kegiatan sehari-harinya, terdapat pembagian jam kerja berdasarkan status karyawan, yakni karyawan *day shift* dan karyawan *shift*.

a. Karyawan *Day Shift*

   Karyawan ini tidak berhubungan langsung dengan proses produksi. Karyawan *day shift* diantaranya adalah karyawan administrasi, sekretariat, perbekalan, gudang, dan lain-lain. Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut.

   Senin – Jumat : 07.00 – 16.00

dengan jam istirahat sebagai berikut.
Senin – Kamis : 12.00 – 13.00
Jumat : 11.30 – 13.00

Untuk hari Sabtu, Minggu, dan hari besar nasional merupakan hari libur.

b. Karyawan *Shift*

Karyawan *shift* berhubungan langsung dengan proses produksi. Yang termasuk karyawan *shift* adalah pekerja *supervisor*, *operator*, dan *security*. Karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 *group*, yaitu A, B, C, D. Jam kerja karyawan diatur sebagai berikut :

- Untuk pekerja operasi :
  Shift pagi : 08.00 - 16.00
  Shift sore : 16.00 - 24.00
  Shift malam : 00.00 - 08.00
- Untuk pekerja *security* :
  Shift pagi : 06.00 – 14.00
  Shift sore : 14.00 – 22.00
  Shift malam : 22.00 – 06.00

Tabel VI.1 Jadwal Shift Kerja

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

VI.1.5 Status Karyawan dan Pengupahan

a. Karyawan Tetap
   Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.
b. Karyawan Harian
   Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.
c. Karyawan Harian
   Pekerja borongan adalah tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya seperti tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI.2 Perincian Jumlah Karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	3
2	Direktur Utama	1
3	Sekretaris Perusahaan	1
4	Direktur Keuangan	1
5	Direktur Produksi	1
6	Direktur Pemasaran	1
7	Direktur SDM	1
8	Kepala Bagian Pembukuan	1
9	Kepala Bagian Pengolahan Dana	1
10	Kepala Bagian Proses	1
11	Kepala Bagian *Quality Control*	1
12	Kepala Bagian Utilitas	1
13	Kepala Bagian Promosi	1
14	Kepala Bagian M*aintenance*	1
15	Kepala Bagian Penjualan	1
16	Kepala Bagian Kepegawaian	1

17	Kepala Bagian Pendidikan dan Pelatihan	1
18	Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
19	Karyawan Pembukuan	15
20	Karyawan Pengolahan Dana	20
21	Karyawan Proses	35
22	Karyawan *Quality Control*	35
23	Karyawan Utilitas	20
24	Karyawan Promosi	17
25	Karyawan M*aintenance*	35
26	Karyawan Penjualan	15
27	Karyawan Kepegawaian	10
28	Karyawa Pendidikan dan Pelatihan	10
29	Karyawan Kesehatan dan Keselamatan Kerja	20
30	Satpam	10
31	*Office Boy*	5
32	Supir	5
Total		**272**

VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini meliputi :

1. Air
   Air pada pabrik ini berfungsi sebagai sanitasi, pelarut, dan air minum.
2. Listrik
   Listrik pada pabrik ini berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Kebutuhan listrik untuk proses pabrik ini berasal dari kebutuhan listrik peralatan (*heater*, pompa). Pemenuhan kebutuhan listrik melalui Sistem Pembangkit Tenaga Surya dan perusahaan

listrik negara (PLN).

3. *Steam*
   Steam pada pabrik ini berfungsi untuk memanaskan udara sebelum masuk ke dalam *Rotary Dryer*.
4. Penanganan limbah
   Penanganan limbah digunakan untuk mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan sekitar pabrik. Maka, untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit - unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air laut, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu agar tidak mengandung zat - zat pengotor, dan zat - zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi
   Air sanitasi ini meliputi air untuk laboratorium dan karyawan. Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain - lain. Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki $Ca(OH)_2$, bak pengendap, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki *sand filter*, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, dan pompa air untuk sanitasi. Adapun syarat air sanitasi yakni :
   a. Syarat fisik :
      - Suhu di bawah suhu udara
      - Warna jernih
      - Tidak berasa
      - Tidak berbau
      - Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/liter

   b. Syarat kimia :

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4, Hg, Cu dan sebagainya

c. Syarat bakteriologi :
- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *E. coli* kurang dari 1/100 ml

2. Air proses
   Air proses ini meliputi air yang digunakan pada peralatan proses pabrik. Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air *Brine Tank*, pompa air *Mixer Tank*, *Clarifier*.

VI.2.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini diambil dari PLN dan generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut.

- Untuk proses produksi diambil dari PLN dan generator jika sewaktu - waktu ada gangguan listrik dari PLN.
- Untuk penerangan pabrik dan kantor, diambil dari PLN.

VI.2.2 Unit Penanganan Limbah

Bagian ini mempunyai tugas antara lain mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar area pabrik. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundangan yang berlaku. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup : pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area pabrik.

VI.3 Analisa Ekonomi

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan Pra Desain Pabrik

Garam Industri dari Garam Rakyat ini, digunakan beberapa asumsi, yakni sebagai berikut :

- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 60 % biaya investasi dan modal pinjaman bank sebesar 40 % biaya investasi dengan bunga bank sebesar 9,25% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 4,3 tahun.
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 2,96 % per tahun.
- Masa pengembalian modal pinjaman bank adalah 10 tahun.
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line* dengan depresiasi sebesar 10 % per tahun.

VI.3.2 Analisa Keuangan

Analisa keuangan yang digunakan pada Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini adalah dengan menggunakan metode *discounted cash flow*. Analisa keuangan untuk pabrik ini terdiri dari perhitungan biaya produksi dan aliran kas atau kinerja keuangan. *Detail* perhitungan dapat dilihat pada Appendiks D. **Tabel VI.2** berikut ini adalah ketentuan maupun parameter yang digunakan untuk perhitungan ekonomi.

Tabel VI.3 Parameter Perhitungan Ekonomi

PARAMETER	**Nilai**	**Keterangan**
Investasi Total	162.738.758.288	Rupiah
Umur Pabrik	10	Tahun
Pajak pendapatan	30 %	/ tahun
Inflasi	2,96 %	/ tahun
Depresiasi	10 %	/ tahun
IRR	26,21 %	/ tahun
BAHAN BAKU	**Harga (Rp)**	**Keterangan**
Garam Rakyat	500.000	/ ton
NaOH	4.208.850	/ ton
Na_2CO_3	1.402.950	/ ton
$Ca(OH)_2$	1.402.950	/ ton
PRODUK	**Harga (Rp)**	**Keterangan**
Garam Industri	2.250.000	/ ton
OPERASI		
Kapasitas Produksi Garam Industri	15.146	kg/jam
Lama Operasi	330	Hari
Modal Sendiri (60 %)	97.643.254.973	Rupiah
Modal Pinjam (40 %)	65.095.503.315	Rupiah

VI.3.3 Analisa Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga IRR = 26,21 % per tahun. Harga IRR yang diperoleh lebih besar dari harga tingkat suku bunga bank (i) yaitu 9,25 % per tahun. Dengan harga IRR = 26,21 % per tahun yang didapatkan dari perhitungan ini menunjukkan bahwa pabrik ini

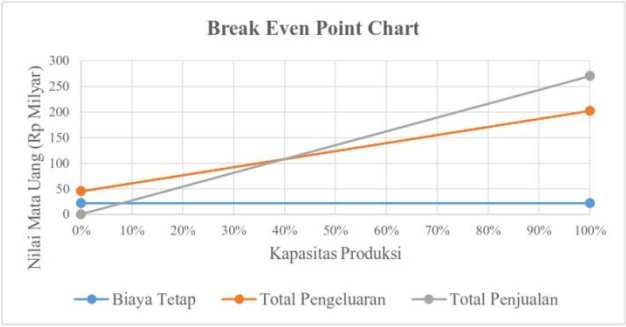
layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,25 % per tahun.

VI.3.4 Analisa Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)

Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D, didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 4,3 tahun dengan perkiraan usia pabrik adalah 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

VI.3.5 Analisa Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya % kapasitas produksi, dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Untuk menghitung BEP diperlukan data berupa biaya tetap (FC), biaya variabel (VC), dan biaya semi variabel (SVC). Untuk Biaya tetap (FC) tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 40 % seperti yang disajikan dalam **Gambar VI.3** sebagai berikut.



Gambar VI.3 Grafik *Break Event Point*

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VII
KESIMPULAN

Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan garam industri dalam negeri agar dapat mengurangi beban impor yang terjadi selama ini. Untuk mengetahui kelayakan dari Pra Desain Pabrik Pengolahan Garam Rakyat Menjadi Garam Industri ini dilakukan diskusi dari segi teknis dan ekonomis.

VII.1 Segi Teknis

Dalam Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini dilakukan beberapa penyesuaian agar sesuai dengan hasil seleksi dari beberapa proses yang ada. Secara teknis pabrik ini telah memenuhi syarat kelayakan, yakni :

1. Menggunakan proses yang telah digunakan secara luas di dunia. Banyak pabrik garam industri menggunakan proses ini, salah satunya adalah PT Cheetam Garam Indonesia dan PT Garam.
2. Memiliki efisiensi operasi yang baik dengan peralatan proses yang telah dikembangkan dan terus ditingkatkan, serta hemat biaya.
3. Adanya kontrol yang baik dari proses pabrik secara keseluruhan, sehingga menghasilkan mutu produk yang terjaga baik.

VII.2 Segi Ekonomis

Dari segi ekonomis, untuk mengetahui kelayakan Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini telah dilakukan analisa ekonomi yang meliputi perhitungan *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR), *Pay Out Time* (POT), dan *Break Even Point* (BEP). *Internal Rate of Return* (IRR) pabrik ini adalah 26,21 %. Angka ini lebih besar dari bunga bank yaitu 9,25 %. Modal pabrik akan kembali setelah pabrik beroperasi selama 4,3 tahun. Waktu pengembalian modal pabrik ini

relatif singkat jika dibandingkan dengan perkiraan umur pabrik 10 tahun. *Break Even Point* (BEP) yang didapat sebesar 40 %. Oleh karena itu, berdasarkan analisa IRR, POT, dan BEP Pra Desain Pabrik Garam Industri dari Garam Rakyat ini layak untuk didirikan.

VII.3 Kesimpulan

Berdasarkan analisa & hasil perhitungan yang telah diuraikan pada bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Lokasi Pabrik : Kecamatan Kalianget, Kabupaten Sumenep, Madura, Jawa Timur.
2. Perencanaan Operasi : Kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun.
3. Kapasitas Produksi : 119.960 ton/tahun.
   363 ton/hari.
4. Kebutuhan Bahan Baku :
   - Garam Rakyat = 138.600 ton/tahun.
   - NaOH = 2.005 ton/tahun.
   - Na_2CO_3 = 1.357 ton/tahun.
   - $Ca(OH)_2$ = 468 ton/tahun.
5. Umur Pabrik : 10 tahun.
6. Masa Konstruksi Pabrik : 2 tahun.
7. Analisa Ekonomi :
   a. Pembiayaan :
      - Struktur Permodalan : 60 % modal sendiri dan 40 % modal pinjaman bank.
      - Bunga Bank : 9,25 % per tahun.
      - Total Investasi (TCI) : Rp 162.738.758.288
      - *Total Production Cost* (TPC) : Rp 201.966.737

   b. Penerimaan :
      - Hasil Penjualan Produk (Kapasitas 100%) : Rp 269.910.000.000

   c. Rehabilitasi Perusahaan :
      - Laju Pengembalian Modal (IRR) : 26,21 %
      - Waktu Pengembalian Modal (POT) : 4,3 tahun.
      - Titik Impas (BEP) : 40 %

8. Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT).
9. Struktur Organisasi Perusahaan : Garis dan *staff*.

Tabel VII.1 Perbandingan Kualitas Produk dengan Standard SNI

Komponen	**Kadar (%) SNI**	**Kadar (%) PRODUK**
NaCl	min. 96	98,94
$CaSO_4$	max. 0,18	0,02
$CaCl_2$	max.0,41	0,02
$MgCl_2$	max. 0,25	0,05
$Mg(HCO_3)_2$	-	0,01
KCl	-	0,04
KBr	-	0,01
KIO_3	-	0,00
H_2O	max. 3,16	0,91

DAFTAR PUSTAKA

(n.d.). Retrieved June 07, 2020, from Matche Equipment Cost: http://www.matche.com

(n.d.). Retrieved June 06, 2020, from Bank Indonesia: http://www.bi.go.id

(n.d.). Retrieved January 11, 2020, from Pemerintah Kabupaten Sumenep: http://www.sumenepkab.go.id

(n.d.). Retrieved May 20, 2020, from Alibaba Online Marketplace Company: http://www.alibaba.com

Akustika, G. (2013). Pemurnian Garam NaCl melalui Metode Rekristalisasi Garam Krosok dengan Penambahan Na2CO3, NaOHdan Polialuminium Klorida untuk Penghilangan Pengotor Ca2+dan Mg2+. *Jurnal Kimia Sains dan Aplikasi, 2*.

Bagder. (1995). *Introduction to Chemical Engineering.* USA: McGraw-Hill.

Balai Litbang Sosekling Jatan. (2009). *Laporan Evaluasi Manfaat : Pembangunan Jembatan.* Surabaya: BLSJ.

Bappeda Sumenep. (2019). Retrieved Desember 20, 2019, from Bappeda.Jatimprof.go.id/Sumenep: http://Bappeda.Jatimprof.go.id/Sumenep

BMKG. (2019). Retrieved Januari 12, 2020, from Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika: https://www.bmkg.go.id/

Bridges, S. (2020). *A Practical Handbook For Drilling Fluids Processing.* USA: Elsevier Inc.

Brownell. (1959). *Process Equipment Design.* New York: John Wiley and Sons.

David. (2005). *CRC Handbook of Chemistry and Physics.* USA: Taylor and Francis Group LLC.

Dhaniar. (2014). *Pabrik Garam Industri (Sodium Chloride) dari Air Laut dengan Proses Sedimentation dan Microfiltration.* Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Dutta. (2009). *Principles of Mass Transfer and Separation Processes.* New Delhi: PHI Learning.

Egbe. (2016). Design, Fabrication, and Testing of a Double Roll Crusher. *International Journal of Engineering Trends and Technology, 35*(11), 511-515.

Geankoplis. (2003). *Transport Processes and Unit Operations.* USA: Prentice-Hall International, Inc.

Hamuna, B. (2018). Kajian Kualitas Air Laut dan Indeks Pencemaran Berdasarkan. *Jurnal Ilmu Lingkungan, 16*.

Himmelblau. (1989). *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering.* Singapore: Prentice-Hall International, Inc.

Ima, A. (2017). Teknik Meningkatkan Kelarutan Obat. *Jurnal Farmaka, 15*(04).

Jakobsen, H. A. (2014). *Chemical Reactor Modeling.* USA: Springer.

Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2010). Retrieved Desember 8, 2019, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/16/Data-IndikatorKinerja-Umum-KKP-2010/?category_id=3

Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2018). Retrieved Desember 8, 2019, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category_id=3

Kementrian Kelautan dan Perikanan. (2019). Retrieved Februari 20, 2020, from http://statistik.kkp.go.id/index.php/arsip/c/18/Buku-Kelautan-danPerikanan-Dalam-Angka-2010/?category_id=3

Kusnarjo. (2010). *Desain Bejana Bertekanan.* Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Laila, N. (2018). Pemilihan, Penyimpanan Dan Kualitas Garam Beriodium Pada Tingkat Keluarga Di Kelurahan

Timbulharjo, Kecamatan Sewon, Kabupaten Bantul, Yogyakarta. *Jurnal Kesmas Indonesia, 10*(1), 86-97.

Lasubuda, R. (2013). Pembangunan Wilayah Pesisir Dan Lautan Dalam Perspektif Negara Kepulauan Republik Indonesia. *Jurnal Ilmiah Platax, 1-2*.

Lembaga Penelitian dan Pengabdian Kepada Masyarakat ITB. (2016). Retrieved Desember 8, 2019, from http://www.lppm.itb.ac.id/pengabdian/

Martina, A. (2014). *Pemurnian Garam Dengan Metode Hidroekstraksi Batch.* Bandung: Universitas Parahyangan.

McCabe. (2001). *Unit Operation of Chemical Engineering.* New York: Mc.Graw-Hill Book.

Metcalf. (1984). *Wastewater Engineering: Treatment Disposal Reuse.* New York: McGraw-Hill Book Company.

Othmer, K. (1982). Encyclopedia of Chemical Technology 3th. Canada: John Wiley and Sons.

Perry. (2008). *Chemical Engineer's Handbook.* USA: McGraw-Hill.

PT Garam. (2018). Retrieved Desember 20, 2019, from https://www.ptgaram.com/Barang

PT Garam. (2019). Retrieved Februari 13, 2020, from https://www.ptgaram.com/Barang

Rovanessa. (2013). Water Storage Tank. Manilla: Hyarn Corporation.

Rusgiyono, A. (2013). Pemetaan Produksi dan Komposisi Garam.

Setiabudi, D. (2014). Analisis Perbedaan Nilai Konsentrasi Logam Berat Cadmium (Cd) Pada Rumput Laut (Eucheuma Cottonii) Di Perairan Pamekasan Dan Sumenep – Madura. *Jurnal Ilmiah Perikanan dan Kelautan, 2*.

Spivakovsky. (1996). *Conveyors and Related Equipment.* Moscow: Don Danemanis.

Timmerhaus. (1991). *Plant Design and Economics For Chemical Engineers.* USA: McGraw-Hill, Inc.

Tukiman. (2013). Perhitungan dan Pemilihan Pompa Pada Instalasi Pengolahan Air Bebas Mineral Iradiator Gamma Kapasitas 200 KCi. (pp. 339-351). Batan: PRPN.

Ulrich. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic.* New York: John Wiley and Sons.

Walas. (1987). *Chemical Process Equipment : Selection and Design.* USA: Butterworth-Heinermann.

Wills. (2006). *Mineral Processing Technology.* USA: Elsevier Science & Technology Books.

APPENDIKS A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	=	119.959,8975	ton/tahun
	=	363.514,8408	kg/hari
	=	15.146,4517	kg/jam
Ditetapkan :			
1 tahun	=	330	hari
Waktu Operasi	=	24	jam/hari
Bahan Baku	=	17.500,0000	kg/jam
Basis	=	1	kg/jam

I. Data Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Ion

Tabel A.1 Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*)

No.	Komponen	Kadar (%)
1.	NaCl	94,5300
2.	Ca^{2+}	0,5200
3.	Mg^{2+}	0,4800
4.	SO_4^{2-}	0,5900
5.	K^{+}	0,8300
6.	HCO^{3-}	0,3000
7.	Br^{-}	0,2200
8.	IO_3^{-}	0,0067
Asumsi : sisa komponen adalah Cl^{-}		

(Rusgiyono, 2013)

Menghitung Mol untuk Komponen NaCl

Basis awal = 100 kg

$$n = \frac{\text{Massa}}{\text{BM}}$$

$$n = \frac{94{,}5300 \text{ kg}}{58{,}4423 \text{ kg/kmol}}$$

$$n = 1{,}6175$$

Cara perhitungan mol untuk komponen lain seperti komponen NaCl. Hasil perhitungan dapat disajikan pada **Tabel A.2**

Tabel A.2 Perhitungan Mol Komponen Garam Rakyat Berdasarkan Ion

No.	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	BM (kg/kmol)	n (kmol)
1.	NaCl	0,9453	94,5300	58,4423	1,6175
2.	Ca^{2+}	0,0052	0,5200	40,0780	0,0130
3.	Mg^{2+}	0,0048	0,4800	24,3050	0,0197
4.	SO_4^{2-}	0,0059	0,5900	96,0637	0,0061
5.	K^+	0,0083	0,8300	39,0983	0,0212
6.	HCO_3^-	0,0030	0,3000	61,0169	0,0049
7.	Br^-	0,0022	0,2200	79,9035	0,0028
8.	IO_3^-	0,0001	0,0067	174,9026	0,0000
Jumlah		**0,9748**	**97,4767**		**1,6853**

Asumsi : sisa komponen adalah Cl^-

II. Data Spesifikasi Garam Rakyat (*Dry Basis*) Berdasarkan Senyawa

Reaksi Berdasarkan Stoikiometri :

a. $Ca^{2+} + SO_4^{2-} \rightarrow CaSO_4$

0,0061 0,0061 0,0061

b. Ca^{2+} sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk $CaCl_2$

$Ca^{2+}_{sisa} + 2\ Cl^- \rightarrow CaCl_2$

0,0068 0,0137 0,0068

c. $Mg^{2+} + 2\ HCO_3^- \rightarrow Mg(HCO_3)_2$

0,0025 0,0049 0,0025

d. Mg^{2+} sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk $MgCl_2$

$Mg^{2+}_{sisa} + 2\ Cl^- \rightarrow MgCl_2$

0,0173 0,0346 0,0173

e. $K^+ + Br^- \rightarrow KBr$

0,0028 0,0028 0,0028

f. $K^+ + IO_3^- \rightarrow KIO_3$

0,0000 0,0000 0,0000

g. K^+ sisa bereaksi dengan Cl^- membentuk KCl

$K^+ + Cl^- \rightarrow KCl$

0,0184 0,0184 0,0184

Tabel A.3 Perhitungan Massa Komponen Garam Rakyat Berdasarkan Senyawa

No.	Komponen	BM (kg/kmol)	n (kmol)	Massa (kg)	Fraksi Massa
1.	NaCl	58,4423	1,6175	94,5300	0,9468
2.	$CaSO_4$	136,1417	0,0061	0,8361	0,0084
3.	$CaCl_2$	110,9831	0,0068	0,7583	0,0076
4.	$MgCl_2$	95,2101	0,0173	1,6462	0,0165
5.	$Mg(HCO_3)_2$	146,3388	0,0025	0,3597	0,0036
6.	KCl	74,5508	0,0184	1,3745	0,0138
7.	KBr	119,0018	0,0028	0,3277	0,0033
8.	KIO_3	214,0001	0,0000	0,0083	0,0001
Jumlah			**1,6714**	**99,8409**	**1,0000**

III. Data Spesifikasi Garam Rakyat (*Wet Basis*) Berdasarkan Senyawa

Kandungan H_2O dalam garam rakyat kualitas II adalah max. 5 % (Dhaniar, 2014).

Asumsi : *Moisture content* = 5 %

Tabel A.4 Spesifikasi Garam Rakyat (*Wet* Basis) Berdasarkan Senyawa

No.	Komponen	Massa (kg)	Fraksi Massa
1.	NaCl	89,8853	0,8995
2.	$CaSO_4$	0,7951	0,0080
3.	$CaCl_2$	0,7211	0,0072
4.	$MgCl_2$	1,5654	0,0157
5.	$Mg(HCO_3)_2$	0,3421	0,0034
6.	KCl	1,3069	0,0131
7.	KBr	0,3116	0,0031
8.	KIO_3	0,0079	0,0001
9	H_2O	4,9920	0,0500
Jumlah		**99,9273**	**1,0000**

Persamaan Umum Neraca Massa :

Akumulasi = Laju Alir Massa Masuk - Laju Alir Massa + Generasi - Konsumsi

Sumber : Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering 7th edition, David M. Himmelblau and James B. Rigggs)

Asumsi sistem *steady state* , sehingga akumulasi sama dengan 0 dan reaksi menjadi :

Laju Alir Massa + Generasi = Laju Alir Massa Keluar + Konsumsi

Apabila tidak terjadi reaksi, maka generasi = konsumsi = 0, sehingga :

Laju Alir Massa Masuk = Laju Alir Massa Keluar

1. *Screw Conveyor* I (J-112)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* I (J-112) :

Neraca massa aliran masuk		Neraca massa aliran keluar
Aliran <1>	=	Aliran <2>
17.500,0000 kg	=	Aliran <2>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <2> :

Neraca massa NaCl aliran masuk		Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <1>	=	NaCl Aliran <2>
15.741,3783 kg	=	NaCl aliran <2>

Tabel A.5 Neraca Massa *Screw Conveyor* I (J-112)

Neraca Massa *Screw Conveyor* I (J-112)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <1> Garam rakyat dari *Storage*			Aliran <2> Garam rakyat ke *Roll Crusher* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741,3783	NaCl	0,8995	15.741,3783
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	$CaSO_4$	0,0080	139,2377
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	$CaCl_2$	0,0072	126,2809
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	$MgCl_2$	0,0157	274,1375
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065
KCl	0,0131	228,8797	KCl	0,0131	228,8797
KBr	0,0031	54,5611	KBr	0,0031	54,5611
KIO_3	0,0001	1,3749	KIO_3	0,0001	1,3749
H_2O	0,0500	874,2435	H_2O	0,0500	874,2435
Total <1>	**1,0000**	**17.500,0000**	**Total <2>**	**1,0000**	**17.500,0000**
Total Aliran Masuk		**17.500,0000**	**Total Aliran Keluar**		**17.500,0000**

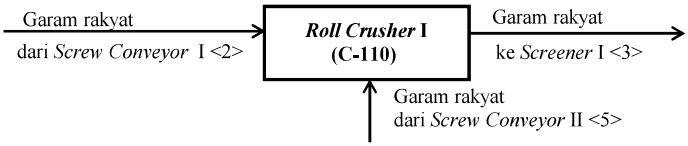
2. *Roll Crusher* I (C-110)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan hanya 5 % garam rakyat yang tidak lolos dari Screener I, yang nantinya akan di-*recycle* kembali ke *Roll Crusher* I melalui *Screw Conveyor* II.

Neraca Massa Total *Roll Crusher* I (C-110) :

Neraca massa aliran masuk				=	Neraca massa aliran keluar	
Aliran <2>		+	Aliran <5>	=	Aliran <3>	
17.500,000	kg	+	(0,05 x Aliran <3>)	=	Aliran<3>	
			(1-0,05) x Aliran<3>	=	17.500,0000	kg
			Aliran <3>	=	18.421,0526	kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <3> :

Neraca massa NaCl aliran masuk				=	Neraca massa NaCl aliran keluar	
NaCl Aliran <2>		+	NaCl Aliran <5>	=	NaCl Aliran <3>	
15.741,378	kg	+	(0,05 x NaCl Aliran <3>)	=	NaCl Aliran<3>	
			(1-0,05) x NaCl Aliran<3>	=	15.741,3783	kg
			NaCl Aliran <3>	=	16.569,8719	kg

Tabel A.6 Neraca Massa *Roll Crusher* I (C-110)

Neraca Massa *Roll Crusher* I (C-110)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <2> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* I			Aliran <3> Garam rakyat ke *Screener* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741,3783	NaCl	0,8995	16.569,8719
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	$CaSO_4$	0,0080	146,5660
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	$CaCl_2$	0,0072	132,9273
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	$MgCl_2$	0,0157	288,5657
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	63,0594
KCl	0,0131	228,8797	KCl	0,0131	240,9260
KBr	0,0031	54,5611	KBr	0,0031	57,4328
KIO_3	0,0001	1,3749	KIO_3	0,0001	1,4472
H_2O	0,0500	874,2435	H_2O	0,0500	920,2563
Total <2>	**1,0000**	**17.500,0000**	**Total <3>**	**1,0000**	**18.421,0526**
Aliran <5> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* II					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,8995	828,4936			
$CaSO_4$	0,0080	7,3283			
$CaCl_2$	0,0072	6,6464			
$MgCl_2$	0,0157	14,4283			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3,1530			
KCl	0,0131	12,0463			
KBr	0,0031	2,8716			
KIO_3	0,0001	0,0724			
H_2O	0,0500	46,0128			
Total <5>	**1,0000**	**921,0526**			
Total Aliran Masuk		**18.421,0526**	**Total Aliran Keluar**		**18.421,0526**

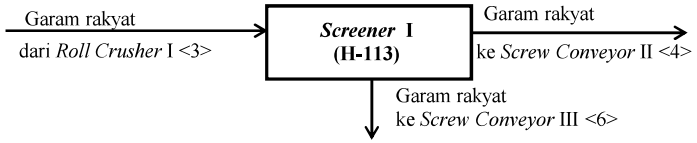
3 . *Screener* I (H-113)

Fungsi : Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan 95% garam rakyat lolos dari *Screener* I akan menuju *Silo* I melalui *Screw Conveyor* III dan 5 % garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I akan di-*recycle* kembali ke *Roll Crusher* I melalui *Screw Conveyor* II.

Neraca Massa Total *Screener* I (H-113) :

Neraca massa aliran masuk		=	Neraca massa aliran keluar			
Dimana :	Aliran <4>	=	Aliran <5>			
	Aliran <4>	=	921,0526	kg		
Aliran <3>		=	Aliran <4>		+	Aliran <6>
18.421,0526	kg	=	921,053	kg	+	Aliran <6>
Aliran <6>		=	17.500,0000	kg		

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <4> dan Aliran <6> :

Neraca massa NaCl aliran masuk		=	Neraca massa NaCl aliran keluar			
Dimana :	NaCl Aliran <4>	=	NaCl Aliran <5>			
	NaCl Aliran <4>	=	828,4936	kg		
NaCl Aliran <3>		=	NaCl Aliran <4>		+	NaCl Aliran <6>
16.569,8719	kg	=	828,4936	kg	+	NaCl Aliran <6>
NaCl Aliran <6>		=	15.741,3783	kg		

Tabel A.7 Neraca Massa *Screener* I (H-113)

Neraca Massa *Screener* I (H-113)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <3> Garam rakyat dari dari *Roll Crusher* I			Aliran <4> Garam rakyat ke *Screw Conveyor* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	16.569,8719	NaCl	0,8995	828,4936
$CaSO_4$	0,0080	146,5660	$CaSO_4$	0,0080	7,3283
$CaCl_2$	0,0072	132,9273	$CaCl_2$	0,0072	6,6464
$MgCl_2$	0,0157	288,5657	$MgCl_2$	0,0157	14,4283
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	63,0594	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3,1530
KCl	0,0131	240,9260	KCl	0,0131	12,0463
KBr	0,0031	57,4328	KBr	0,0031	2,8716
KIO_3	0,0001	1,4472	KIO_3	0,0001	0,0724
H_2O	0,0500	920,2563	H_2O	0,0500	46,0128
Total <3>	**1,0000**	**18.421,0526**	**Total <4>**	**1,0000**	**921,0526**
			Aliran <6> Garam rakyat ke *Screw Conveyor* III		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,8995	15.741,3783
			$CaSO_4$	0,0080	139,2377
			$CaCl_2$	0,0072	126,2809
			$MgCl_2$	0,0157	274,1375
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065
			KCl	0,0131	228,8797
			KBr	0,0031	54,5611
			KIO_3	0,0001	1,3749
			H_2O	0,0500	874,2435
			Total <6>	**1,0000**	**17.500,0000**
Total Aliran Masuk		**18.421,0526**	**Total Aliran Keluar**		**18.421,0526**

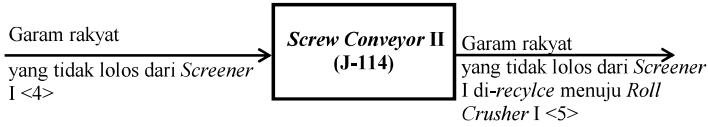
4 . *Screw Conveyor* II (J-114)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 4 mm dari *Screener* I ke *Roll Crusher* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* II (J-114) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <4> = Aliran <5>

Aliran <5> = 921,0526 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <5> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <4> = NaCl Aliran <5>

NaCl Aliran <5> = 828,4936 kg

Tabel A.8 Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-114)

Neraca Massa *Screw Conveyor* II (J-114)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <4> Garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I			Aliran <5> Garam rakyat yang tidak lolos dari *Screener* I di-*recycle* menuju *Roll Crusher* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	828,4936	NaCl	0,8995	828,4936
$CaSO_4$	0,0080	7,3283	$CaSO_4$	0,0080	7,3283
$CaCl_2$	0,0072	6,6464	$CaCl_2$	0,0072	6,6464
$MgCl_2$	0,0157	14,4283	$MgCl_2$	0,0157	14,4283
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3,1530	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3,1530
KCl	0,0131	12,0463	KCl	0,0131	12,0463
KBr	0,0031	2,8716	KBr	0,0031	2,8716
KIO_3	0,0001	0,0724	KIO_3	0,0001	0,0724
H_2O	0,0500	46,0128	H_2O	0,0500	46,0128
Total <4>	**1,0000**	**921,0526**	**Total <5>**	**1,0000**	**921,0526**
Total Aliran Masuk		**921,0526**	**Total Aliran Keluar**		**921,0526**

5 . *Screw Conveyor* III (J-211)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 4 mm dari *Screener* I ke *Silo* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* III (J-211) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <6> = Aliran <7>

Aliran <7> = 17.500,0000 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <7> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <6> = NaCl Aliran <7>

NaCl Aliran <7> = 15.741,3783 kg

Tabel A.9 Neraca Massa *Screw Conveyor* III *(*J-211)

Neraca Massa *Screw Conveyor* III (J-211)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <6> Garam rakyat yang lolos dari *Screener* I			Aliran <7> Garam rakyat ke *Silo* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741,3783	NaCl	0,8995	15.741,3783
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	$CaSO_4$	0,0080	139,2377
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	$CaCl_2$	0,0072	126,2809
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	$MgCl_2$	0,0157	274,1375
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065
KCl	0,0131	228,8797	KCl	0,0131	228,8797
KBr	0,0031	54,5611	KBr	0,0031	54,5611
KIO_3	0,0001	1,3749	KIO_3	0,0001	1,3749
H_2O	0,0500	874,2435	H_2O	0,0500	874,2435
Total <6>	**1,0000**	**17.500,0000**	**Total <7>**	**1,0000**	**17.500,0000**
Total Aliran Masuk		**17.500,0000**	**Total Aliran Keluar**		**17.500,0000**

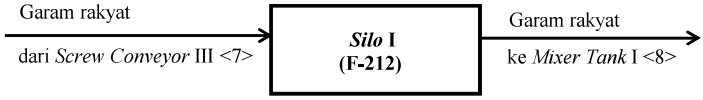
6 . *Silo* I (F-212)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke *Mixer Tank* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Silo* I (F-212) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <7> = Aliran <8>

Aliran <8> = 17.500,0000 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <8> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <7> = NaCl Aliran <8>

NaCl Aliran <8> = 15.741,3783 kg

Tabel A.10 Neraca Massa *Silo* I (F-212)

Neraca Massa *Silo* I (F-212)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <7> Garam rakyat dari *Screw Conveyor* III			Aliran <8> Garam rakyat ke *Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	15.741,3783	NaCl	0,8995	15.741,3783
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	$CaSO_4$	0,0080	139,2377
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	$CaCl_2$	0,0072	126,2809
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	$MgCl_2$	0,0157	274,1375
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065
KCl	0,0131	228,8797	KCl	0,0131	228,8797
KBr	0,0031	54,5611	KBr	0,0031	54,5611
KIO_3	0,0001	1,3749	KIO_3	0,0001	1,3749
H_2O	0,0500	874,2435	H_2O	0,0500	874,2435
Total <7>	**1,0000**	**17.500,0000**	**Total <8>**	**1,0000**	**17.500,0000**
Total Aliran Masuk		**17.500,0000**	**Total Aliran Keluar**		**17.500,0000**

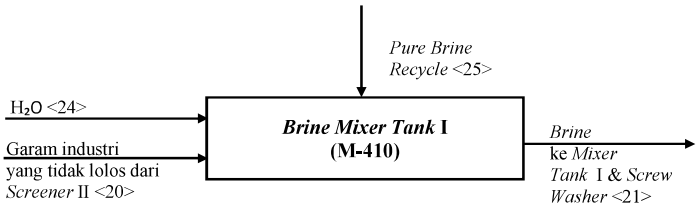
7 . ***Brine Mixer Tank* I (M-410)**

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine* .

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1 . Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

2 . Kebutuhan *brine* = 50.000,0000 kg/jam

3 . Dalam *brine* terdapat 26,46 % NaCl.

4 . Garam yang digunakan untuk membuat *brine* adalah garam industri.

Tabel A.11 Spesifikasi Garam Industri (*Wet* Basis) Berdasarkan SNI 06-0303-2012

No	Komponen	Kadar (%)
1	NaCl	96,0000
2	$CaSO_4$	0,1800
3	$CaCl_2$	0,4100
4	$MgCl_2$	0,2500
5	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000
6	KCl	0,0000
7	KBr	0,0000
8	KIO_3	0,0000
9	H_2O	3,1600

Tabel A.12 Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	*Solubility* (kg/kg H_2O)
NaCl	0,3609
$CaSO_4$	0,00264
$CaCl_2$	1,02
$MgCl_2$	0,56
$Mg(HCO_3)_2$	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO_3	0,103

Apabila pabrik ingin membuat 50.000 kg *brine* dengan kandungan NaCl 26,46 % dan *solubility* NaCl sebesar 0,3609, maka perhitungan massa NaCl dalam *brine* adalah sebagai berikut.

Aliran <21>	=	50.000,0000	kg		
NaCl Aliran <21>	=	50.000,0000	kg	x	0,2646
	=	13.230,0000	kg		

Berikut merupakan perhitungan massa kebutuhan garam industri untuk membuat *brine* yang memiliki massa NaCl sebesar 13.230,0000 kg.

Massa garam industri yang dibutuhkan dalam pembuatan *brine*	=	13.230,0000	kg	x	$\frac{100}{96}$
	=	13.781,2500	kg		
Massa total komponen aliran <20>	=	13.781,2500	kg		

Untuk massa H_2O yang dibutuhkan dalam pembuatan *brine* dapat dicari dengan menggunakan Neraca Massa Total *Brine Mixer Tank* I (M-410), yakni sebagai berikut.

Neraca Massa Total *Brine Mixer Tank* I (M-410) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <20> + Aliran <24> + Aliran <25> = Aliran <21>

(13.781,2500 + Aliran <24> + 0,0000) kg = 50.000,0000 kg

Aliran <24> = 36.218,750 kg

Sehingga, didapatkan :

Massa H_2O yang dibutuhkan dalam pembuatan *brine* = 36.218,750 kg

Neraca Massa Komponen $CaCl_2$ Aliran <21> :

Neraca massa $CaCl_2$ aliran masuk = Neraca massa $CaCl_2$ aliran keluar

$CaCl_2$ Aliran <20> + $CaCl_2$ Aliran <24> + $CaCl_2$ Aliran <25> = $CaCl_2$ Aliran <21>

(56,50313 + 0,00000 + 0,0000) kg = $CaCl_2$ Aliran <21>

$CaCl_2$ Aliran <21> = 56,5031 kg

Pada saat keadaan *start up,* dalam membuat *brine* digunakan garam industri dengan spesifikasi yang mendekati spesifikasi produk dan tidak ada aliran *pure brine recylce* .

Tabel A.13 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Massa *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up*

Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <20> Garam industri dari *Screw Conveyor* VI				Aliran <21> *Brine* ke *Mixer Tank* I & *Screw Washer*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,9600	30,3797	13.230,0000	NaCl	0,2646	0,3609	13.230,0000
$CaSO_4$	0,0018	0,0570	24,8063	$CaSO_4$	0,0005	0,0007	24,8063
$CaCl_2$	0,0041	0,1297	56,5031	$CaCl_2$	0,0011	0,0015	56,5031
$MgCl_2$	0,0025	0,0791	34,4531	$MgCl_2$	0,0007	0,0009	34,4531
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0316	1,0000	435,4875	H_2O	0,7331	1,0000	36.654,2375
Total <20>	**1,0000**		**13.781,2500**	**Total <21>**	**1,0000**		**50.000,0000**

Aliran <24> H_2O

Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
H_2O	1,0000	36.218,7500
Total <24>	**1,0000**	**36.218,7500**

Aliran <25> *Pure Brine Recycle*

Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000
Total <25>	**0,0000**		**0,0000**

Total Aliran Masuk	**50.000,0000**	**Total Aliran Keluar**	**50.000,0000**

Asumsi : Brine yang keluar dari *Brine Mixer Tank* I (M-410) dialirkan ke *Mixer Tank* I sebesar 25% dan *Screw Washer* sebesar 75%. Hal ini dikarenakan agar *degree of baumee* dari *brine* yang keluar *Mixer Tank* I & *Screw Washer* mencapai 23°.

Tabel A.14 Neraca Massa Pada *Splitter Point*

Neraca Massa *Splitter Point*							
Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <21> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* I				Aliran <22> *Brine* ke *Mixer Tank* I			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	0,3609	13.230,0000	NaCl	0,2646	0,3609	3.334,6833
$CaSO_4$	0,0005	0,0007	24,8063	$CaSO_4$	0,0005	0,0007	6,2525
$CaCl_2$	0,0011	0,0015	56,5031	$CaCl_2$	0,0011	0,0015	14,2419
$MgCl_2$	0,0007	0,0009	34,4531	$MgCl_2$	0,0007	0,0009	8,6841
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,7331	1,0000	36.654,2375	H_2O	0,7331	1,0000	9.238,8717
Total <21>	**1,0000**		**50.000,0000**	**Total <22>**	**1,0000**		**12.602,7335**
				Aliran <23> *Brine* ke *Screw Washer*			
				Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
				NaCl	0,2646	0,3609	9.895,3167
				$CaSO_4$	0,0005	0,0007	18,5537
				$CaCl_2$	0,0011	0,0015	42,2612
				$MgCl_2$	0,0007	0,0009	25,7691
				$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000
				KCl	0,0000	0,0000	0,0000
				KBr	0,0000	0,0000	0,0000
				KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000
				H_2O	0,7331	1,0000	27.415,3658
				Total <23>	**1,0000**		**37.397,2665**
Total Aliran Masuk			**50.000,000**	**Total Aliran Keluar**			**50.000,0000**

Tabel A.15 Data Densitas Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	**Densitas (kg/m³)**
NaCl	2.170
$CaSO_4$	2.960
$CaCl_2$	2.150
$MgCl_2$	2.325
$Mg(HCO_3)_2$	2.344,6
KCl	1.988
KBr	2.750
KIO_3	3.890
H_2O	995,68

Tabel A.16 Komposisi *Brine* Aliran <22> dan <23>

Brine Aliran <22>				
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Densitas (kg/m³)**	**Volume (m³)**
NaCl	0,2646	3.334,6833	2.170	1,5367
$CaSO_4$	0,0005	6,2525	2.960	0,0021
$CaCl_2$	0,0011	14,2419	2.150	0,0066
$MgCl_2$	0,0007	8,6841	2.325	0,0037
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	9.238,8717	995,68	9,2790
Total	**1,0000**	**12.602,7335**		**10,8281**
Brine Aliran <23>				
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Densitas (kg/m³)**	**Volume (m³)**
NaCl	0,2646	9.895,3167	2.170	4,5601
$CaSO_4$	0,0005	18,5537	2.960	0,0063
$CaCl_2$	0,0011	42,2612	2.150	0,0197
$MgCl_2$	0,0007	25,7691	2.325	0,0111
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	27.415,3658	995,68	27,5343
Total	**1,0000**	**37.397,2665**		**32,1314**

Menghitung *Degree Baume* dari *Brine* Aliran <22> :

$$\text{Densitas } brine = \frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine} = \frac{12.602,7335 \text{ kg}}{10,8281 \text{ m}^3} = 1.163,8863 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity } brine = \frac{\text{Densitas } brine}{\text{Densitas } H_2O} = \frac{1.163,8863 \text{ kg/m}^3}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1689$$

$$\text{Degree Baume} = 145 - \frac{145,0000}{\text{Specific gravity } brine}$$

$$= 145 - \frac{145,0000}{1,1689}$$

$$= 20,9556$$

Menghitung *Degree Baume* dari *Brine* Aliran <23> :

$$\text{Densitas } brine = \frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine} = \frac{37.397,2665 \text{ kg}}{32,1314 \text{ m}^3} = 1.163,8863 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity } brine = \frac{\text{Densitas } brine}{\text{Densitas } H_2O} = \frac{1.163,8863 \text{ kg/m}^3}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1689$$

$$\text{Degree Baume} = 145 - \frac{145{,}0000}{\text{Specific gravity brine}}$$

$$= 145 - \frac{145{,}0000}{1{,}1689}$$

$$= 20{,}9556$$

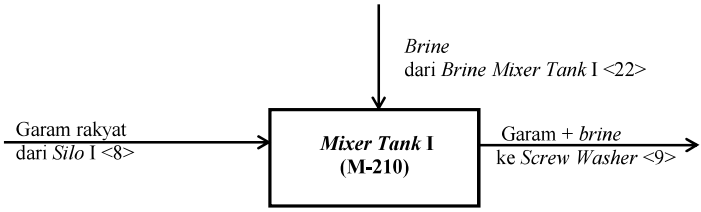
8. *Mixer Tank* I (M-210)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Pada *Mixer Tank* I, digunakan prinsip kelarutan dari setiap zat terlarut yang terkandung di dalam *brine* . *Brine* dengan NaCl jenuh digunakan untuk mencuci garam dan melarutkan *impurities* di dalam garam rakyat. *Brine* ditargetkan dapat menghilangkan 50% dari total *impurities* di dalam garam rakyat.

Neraca Massa Total *Mixer Tank* I (M-210) :

Neraca massa aliran masuk				Neraca massa aliran keluar
Aliran <8>	+	Aliran <22>	=	Aliran <9>
17.500,0000 kg	+	12.602,7335 kg	=	Aliran <9>
		Aliran <9>	=	30.102,7335 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <9> :

Neraca massa NaCl aliran masuk				Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <8>	+	NaCl Aliran <22>	=	NaCl Aliran <9>
15.741,3783 kg	+	3.334,6833 kg	=	NaCl Aliran <9>
		NaCl Aliran <9>	=	19.076,0615 kg

Neraca Massa Komponen $CaCl_2$ Aliran <9> :

Massa $CaCl_2$ Aliran <8> = 126,2809 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <42> = 14,2419 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <9> yang terlarut dalam garam = 50% x Massa $CaCl_2$ Aliran <8>

= 50% x 126,2809 kg

= 63,1404 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <9> yang terlarut dalam *brine* = 14,2419 kg + 63,1404 kg

= 77,3823 kg

Tabel A.17 Komposisi Aliran <8> dan <22>

Komposisi Aliran <8> dan <22>							
Aliran <8> Garam rakyat dari *Silo* I				Aliran <22> *Brine* dari *Mixer Tank* I			
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Volume (m^3)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (Kg)**	**Volume (m^3)**
NaCl	0,8995	15.741,3783	7,2541	NaCl	0,2646	3.334,6833	1,5367
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	0,0470	$CaSO_4$	0,0005	6,2525	0,0021
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	0,0587	$CaCl_2$	0,0011	14,2419	0,0066
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	0,1179	$MgCl_2$	0,0007	8,6841	0,0037
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	0,0256	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0131	228,8797	0,1151	KCl	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0031	54,5611	0,0198	KBr	0,0000	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0001	1,3749	0,0004	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	0,0500	874,2435	0,8780	H_2O	0,7331	9.238,8717	9,2790
Total <8>	**1,0000**	**17.500,0000**	**8,5167**	**Total <22>**	**1,0000**	**12.602,7335**	**10,8281**

Tabel A.18 Neraca Massa *Mixer Tank* I (M-210)

Neraca Massa *Mixer Tank* I (M-210)							
Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <8> Garam rakyat dari *Silo* I				Aliran <9> Garam ke *Screw Washer*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,8995	18,0057	15.741,3783	NaCl	0,9228	18,0057	15.741,3783
$CaSO_4$	0,0080	0,1593	139,2377	$CaSO_4$	0,0041	0,0796	69,6189
$CaCl_2$	0,0072	0,1444	126,2809	$CaCl_2$	0,0037	0,0722	63,1404
$MgCl_2$	0,0157	0,3136	274,1375	$MgCl_2$	0,0080	0,1568	137,0687
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	0,0685	59,9065	$Mg(HCO_3)_2$	0,0018	0,0343	29,9532
KCl	0,0131	0,2618	228,8797	KCl	0,0067	0,1309	114,4398
KBr	0,0031	0,0624	54,5611	KBr	0,0016	0,0312	27,2806
KIO_3	0,0001	0,0016	1,3749	KIO_3	0,0000	0,0008	0,6874
H_2O	0,0500	1,0000	874,2435	H_2O	0,0513	1,0000	874,2435
Total <8>	**1,0000**		**17.500,0000**	**Total <9>**	**1,0000**		**17.057,8109**
Aliran <22> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* I				Aliran <9> *Brine* ke *Screw Washer*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	0,3609	3.334,6833	NaCl	0,2556	0,3609	3.334,6833
$CaSO_4$	0,0005	0,0007	6,2525	$CaSO_4$	0,0058	0,0082	75,8714
$CaCl_2$	0,0011	0,0015	14,2419	$CaCl_2$	0,0059	0,0084	77,3823
$MgCl_2$	0,0007	0,0009	8,6841	$MgCl_2$	0,0112	0,0158	145,7528
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	0,0032	29,9532
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0088	0,0124	114,4398
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0021	0,0030	27,2806
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0001	0,0001	0,6874
H_2O	0,7331	1,0000	9.238,8717	H_2O	0,7082	1,0000	9.238,8717
Total <22>	**1,0000**		**12.602,7335**	**Total <9>**	**1,0000**		**13.044,9226**
Total Aliran Masuk			**30.102,7335**	**Total Aliran Keluar**			**30.102,7335**

Tabel A.19 Komposisi *Brine* Pada Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Densitas (kg/m³)	Volume (m³)
NaCl	0,2556	3.334,6833	2.170	1,5367
$CaSO_4$	0,0058	75,8714	2.960	0,0256
$CaCl_2$	0,0059	77,3823	2.150	0,0360
$MgCl_2$	0,0112	145,7528	2.325	0,0627
$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	29,9532	2.344,6	0,0128
KCl	0,0088	114,4398	1.988	0,0576
KBr	0,0021	27,2806	2.750	0,0099
KIO_3	0,0001	0,6874	3.890	0,0002
H_2O	0,7082	9.238,8717	995,68	9,2790
Total	**1,0000**	**13.044,9226**		**11,0204**

Menghitung *Degree Baume* dari *Brine* Aliran <9> :

$$\text{Densitas } brine = \frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine} = \frac{13.044,9226 \text{ kg}}{11,0204 \text{ m}^3} = 1.183,7038 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity } brine = \frac{\text{Densitas } brine}{\text{Densitas } H_2O} = \frac{1.183,7038 \text{ kg/m}^3}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1888$$

$$\text{Degree Baume} = 145 - \frac{145,0000}{\text{Specific gravity } brine}$$

$$= 145 - \frac{145,0000}{1,1888}$$

$$= 23,0323$$

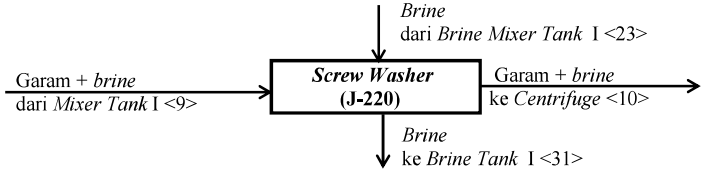
9. *Screw Washer* (J-220)

Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. 0,95 *impurities* larut ke dalam *brine*.
3. 0,05 *brine* terbawa aliran <10>.

Pada *Screw Washer*, digunakan prinsip kelarutan dari setiap zat terlarut yang terkandung di dalam *brine* . Brine dengan NaCl jenuh digunakan untuk mencuci garam dan melarutkan *impurities* di dalam garam rakyat.

Neraca Massa Total *Screw Washer* (J-220) :

Neraca massa aliran masuk					=	Neraca massa aliran keluar		
Aliran <9>	+	Aliran <23>			=	Aliran <10>	+	Aliran <31>
30.102,7335 kg	+	37.397,2665	kg		=	Aliran <10>	+	Aliran <31>
Aliran <10>	+	Aliran <31>			=	67.500,0000	kg	

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <9> dan Aliran <31> :

Massa NaCl Aliran <9> yang terlarut dalam garam = 15.741,3783 kg

Massa NaCl Aliran <9> yang terlarut dalam *brine* = 3.334,6833 kg

Massa NaCl Aliran <23> yang terlarut dalam *brine* = 9.895,3167 kg

Massa NaCl Aliran <10> yang terlarut dalam *brine* = 0,05 x Massa NaCl Aliran <9> dan <23> yang terlarut dalam *brine*

= 0,05 x (3.334,6833 kg + 9.895,3167 kg)

= 661,5000 kg

Massa NaCl Aliran <31> yang terlarut dalam *brine* = 0,95 x Massa NaCl Aliran <9> dan <23> yang terlarut dalam *brine*

= 0,95 x (3.334,6833 kg + 9.895,3167 kg)

= 12.568,5000 kg

Neraca massa NaCl aliran masuk					=	Neraca massa NaCl aliran keluar		
NaCl Aliran <9>	+	NaCl Aliran <23>			=	NaCl Aliran <10>	+	NaCl Aliran <31>
19.076,0615 kg	+	9.895,3167	kg		=	NaCl Aliran <10>	+	12.568,5000 kg
		NaCl Aliran <10>			=	16.402,8783	kg	

Massa NaCl Aliran <10> yang terlarut dalam garam = 16.402,8783 kg - 661,5000 kg

= 15.741,3783 kg

Neraca Massa Komponen $CaCl_2$ Aliran <10> dan Aliran <31> :

Massa $CaCl_2$ Aliran <9> yang terlarut dalam garam = 63,1404 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <9> yang terlarut dalam *brine* = 77,3823 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <23> yang terlarut dalam *brine* = 42,2612 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <10> yang terlarut dalam garam = 0,05 x Massa $CaCl_2$ Aliran <9> yang terlarut dalam garam

= 0,05 x 63,1404 kg

= 3,1570 kg

Misalnya :

Massa $CaCl_2$ Aliran <10> yang terlarut dalam *brine* = A

Maka, A = 0,05 x (77,3823 + 42,2612 + (0,95 x 63,1404)

= 8,9813 kg

Massa $CaCl_2$ Aliran <31> yang terlarut dalam *brine* = B

Maka, B = 0,95 x (77,3823 + 42,2612 + (0,95 x 63,1404)

= 170,6456 kg

Tabel A.20 Neraca Massa *Screw Washer* (J-220)

Neraca Massa *Screw Washer* (J-220)							
Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <9> Garam dari *Mixer Tank* I				Aliran <10> Garam ke *Centrifuge*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,9228	18,0057	15.741,3783	NaCl	0,9461	18,0057	15.741,3783
$CaSO_4$	0,0041	0,0796	69,6189	$CaSO_4$	0,0002	0,0040	3,4809
$CaCl_2$	0,0037	0,0722	63,1404	$CaCl_2$	0,0002	0,0036	3,1570
$MgCl_2$	0,0080	0,1568	137,0687	$MgCl_2$	0,0004	0,0078	6,8534
$Mg(HCO_3)_2$	0,0018	0,0343	29,9532	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0017	1,4977
KCl	0,0067	0,1309	114,4398	KCl	0,0003	0,0065	5,7220
KBr	0,0016	0,0312	27,2806	KBr	0,0001	0,0016	1,3640
KIO_3	0,0000	0,0008	0,6874	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0344
H_2O	0,0513	1,0000	874,2435	H_2O	0,0525	1,0000	874,2435
Total <9>	**1,0000**		17.057,8109	**Total <10>**	**1,0000**		**16.637,7312**
Aliran <9> *Brine* dari *Mixer Tank I*				Aliran <10> *Brine* ke *Centrifuge*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2556	0,3609	3.334,6833	NaCl	0,2623	0,3609	661,5000
$CaSO_4$	0,0058	0,0082	75,8714	$CaSO_4$	0,0019	0,0016	4,7213
$CaCl_2$	0,0059	0,0084	77,3823	$CaCl_2$	0,0024	0,0033	5,9822
$MgCl_2$	0,0112	0,0158	145,7528	$MgCl_2$	0,0034	0,0047	8,5761
$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	0,0032	29,9532	$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	0,0008	1,4977
KCl	0,0088	0,0124	114,4398	KCl	0,0023	0,0031	5,7220
KBr	0,0021	0,0030	27,2806	KBr	0,0005	0,0007	1,3640
KIO_3	0,0001	0,0001	0,6874	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0344
H_2O	0,7082	1,0000	9.238,8717	H_2O	0,7267	1,0000	1.832,7119
Total <9>	**1,0000**		**13.044,9226**	**Total <10>**	**1,0000**		**2.522,1095**
Aliran <23> *Brine* dari *Brine Mixer Tank*				Aliran <31> *Brine* ke *Brine Tank* I			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2646	0,3609	9.895,3167	NaCl	0,2600	0,3609	12.568,5000
$CaSO_4$	0,0005	0,0007	18,5537	$CaSO_4$	0,0032	0,0026	155,8418
$CaCl_2$	0,0011	0,0015	42,2612	$CaCl_2$	0,0036	0,0050	173,6448
$MgCl_2$	0,0007	0,0009	25,7691	$MgCl_2$	0,0061	0,0084	293,1611
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	0,0016	56,9111
KCl	0,0000	0,0000	0,0000	KCl	0,0045	0,0062	217,4357
KBr	0,0000	0,0000	0,0000	KBr	0,0011	0,0015	51,8331
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000	1,3061
H_2O	0,7331	1,0000	27.415,3658	H_2O	0,7203	1,0000	34.821,5256

Total <23>	**1,0000**		**37.397,2665**	**Total <31>**	**1,0000**		**48.340,1593**
Total Aliran Masuk			**67.500,0000**	**Total Aliran Keluar**			**67.500,0000**

Tabel A.21 Komposisi *Brine* Pada Aliran <31>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg)	Densitas (kg/m³)	Volume (m³)
NaCl	0,2600	12.568,5000	2.170	5,7919
$CaSO_4$	0,0032	155,8418	2.960	0,0526
$CaCl_2$	0,0036	173,6448	2.150	0,0808
$MgCl_2$	0,0061	293,1611	2.325	0,1261
$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	56,9111	2.344,6	0,0243
KCl	0,0045	217,4357	1.988	0,1094
KBr	0,0011	51,8331	2.750	0,0188
KIO_3	0,0000	1,3061	3.890	0,0003
H_2O	0,7203	34.821,5256	995,68	34,9726
Total	**1,0000**	**48.340,1593**		**41,1769**

Menghitung *Degree Baume* dari *brine* Aliran <31> :

$$\text{Densitas } brine = \frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine} = \frac{48.340,1593 \text{ kg}}{41,1769 \text{ m}^3} = 1.173,9636 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Specific gravity } brine = \frac{\text{Densitas } brine}{\text{Densitas } H_2O} = \frac{1.173,9636 \text{ kg/m}^3}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 1,1791$$

$$\text{Degree Baume} = 145 - \frac{145,0000}{\text{Specific gravity } brine}$$

$$= 145 - \frac{145,0000}{1,1791}$$

$$= 23,0204$$

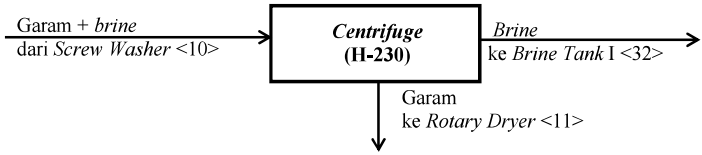
10. *Centrifuge* (H-230)

Fungsi : Untuk proses pemisahan *brine* dengan garam.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. *Brine* terbawa oleh garam yang keluar dari *Cen trifuge* sebanyak = 5 %

Neraca MassaTotal *Centrifuge* (H-230) :

Neraca massa aliran masuk	=	Neraca massa aliran keluar
Aliran <10>	=	Aliran <11> + Aliran <32>
Aliran <11> + Aliran <32>	=	19.159,8407 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <11> dan Aliran <32> :

Neraca massa NaCl aliran masuk	=	Neraca massa NaCl aliran keluar		
NaCl Aliran <11>	=	NaCl Aliran <10> garam	+	(0,05 x NaCl Aliran <10> *brine*)
	=	15.741,3783 kg	+	(0,05 x 661,5000 kg)
	=	15.774,4533 kg		
NaCl Aliran <32>	=	NaCl Aliran <10> *brine*	x	0,95
	=	661,5000 kg	x	0,95
	=	628,4250 kg		

Cara perhitungan neraca massa komponen lain untuk Aliran <11> dan <32> sama seperti cara perhitungan neraca massa komponen NaCl.

Tabel A.22 Neraca Massa *Centrifuge* (H-230)

Neraca Massa *Centrifuge* (H-230)							
Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <10> Garam dari *Screw Washer*				Aliran <11> Garam ke *Rotary Dryer*			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,9461	18,0057	15.741,3783	NaCl	0,9410	16,3317	15.774,4533
$CaSO_4$	0,0002	0,0040	3,4809	$CaSO_4$	0,0002	0,0038	3,7170
$CaCl_2$	0,0002	0,0036	3,1570	$CaCl_2$	0,0002	0,0036	3,4561
$MgCl_2$	0,0004	0,0078	6,8534	$MgCl_2$	0,0004	0,0075	7,2822
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0017	1,4977	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0016	1,5725
KCl	0,0003	0,0065	5,7220	KCl	0,0004	0,0062	6,0081
KBr	0,0001	0,0016	1,3640	KBr	0,0001	0,0015	1,4322
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0344	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0361
H_2O	0,0525	1,0000	874,2435	H_2O	0,0576	1,0000	965,8791
Total <10>	**1,0000**		**16.637,7312**	**Total <11>**	**1,0000**		**16.763,8367**
Aliran <10> *Brine* dari *Screw Washer*				Aliran <32> *Brine* ke *Brine Tank* I			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2623	0,3609	661,5000	NaCl	0,2623	0,3609	628,4250
$CaSO_4$	0,0019	0,0016	4,7213	$CaSO_4$	0,0019	0,0026	4,4852
$CaCl_2$	0,0024	0,0033	5,9822	$CaCl_2$	0,0024	0,0033	5,6831
$MgCl_2$	0,0034	0,0047	8,5761	$MgCl_2$	0,0034	0,0047	8,1473
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	0,0008	1,4977	$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	0,0008	1,4228
KCl	0,0023	0,0031	5,7220	KCl	0,0023	0,0031	5,4359
KBr	0,0005	0,0007	1,3640	KBr	0,0005	0,0007	1,2958
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0344	KIO_3	0,0000	0,0000	0,0327
H_2O	0,7267	1,0000	1.832,7119	H_2O	0,7267	1,0000	1.741,0763
Total <10>	**1,0000**		**2.522,1095**	**Total <32>**			**2.396,0040**
Total Aliran Masuk			**19.159,8407**	**Total Aliran Keluar**			**19.159,8407**

11. *Brine Tank* I (F-421)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Brine Tank* I (F-421) :

Neraca massa aliran masuk					=	Neraca massa aliran keluar
Aliran <31>		+	Aliran <32>		=	Aliran <29>
48.340,1593	kg	+	2.396,0040	kg	=	Aliran <29>
				Aliran <29>	=	50.736,1633 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <29> :

Neraca massa NaCl aliran masuk					=	Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <31>		+	NaCl Aliran <32>		=	NaCl Aliran <29>
12.568,5000	kg	+	628,4250	kg	=	NaCl Aliran <29>
				NaCl Aliran <29>	=	13.196,9250 kg

Tabel A.23 Neraca Massa *Brine Tank* I (F-421)

Neraca Massa *Brine Tank* I (F-421)							
Neraca Massa Aliran Masuk				**Neraca Massa Aliran Keluar**			
Aliran <31> *Brine* dari *Screw Washer*				Aliran <29> *Brine* ke *Brine Mixer Tank* II			
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**
NaCl	0,2600	0,3609	12.568,5000	NaCl	0,2601	0,3609	13.196,9250
$CaSO_4$	0,0032	0,0026	155,8418	$CaSO_4$	0,0032	0,0044	160,3270
$CaCl_2$	0,0036	0,0050	173,6448	$CaCl_2$	0,0035	0,0049	179,3279
$MgCl_2$	0,0061	0,0084	293,1611	$MgCl_2$	0,0059	0,0082	301,3083
$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	0,0016	56,9111	$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	0,0016	58,3339
KCl	0,0045	0,0062	217,4357	KCl	0,0044	0,0061	222,8716
KBr	0,0011	0,0015	51,8331	KBr	0,0010	0,0015	53,1289
KIO_3	0,0000	0,0000	1,3061	KIO_3	0,0000	0,0000	1,3388
H_2O	0,7203	1,0000	34.821,5256	H_2O	0,7206	1,0000	36.562,6019
Total <31>	**1,0000**		**48.340,1593**	**Total <29>**	**1,0000**		**50.736,1633**
Aliran <32> *Brine* dari *Centrifuge*							
Komponen	**Fraksi Massa**	***Solubility***	**Massa (kg)**				
NaCl	0,2623	0,3609	628,4250				
$CaSO_4$	0,0019	0,0026	4,4852				
$CaCl_2$	0,0024	0,0033	5,6831				
$MgCl_2$	0,0034	0,0047	8,1473				
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	0,0008	1,4228				
KCl	0,0023	0,0031	5,4359				
KBr	0,0005	0,0007	1,2958				
KIO_3	0,0000	0,0000	0,0327				
H_2O	0,7267	1,0000	1.741,0763				
Total <32>	**1,0000**		**2.396,0040**				
Total Aliran Masuk			**50.736,1633**	**Total Aliran Keluar**			**50.736,1633**

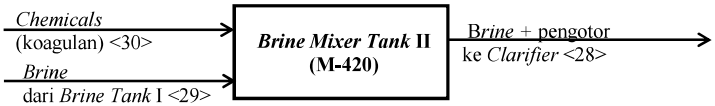
12. *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Reaksi Koagulasi :

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

$Mg(HCO_3)_2 + 2\ Ca(OH)_2 \rightarrow 2\ CaCO_3 + Mg(OH)_2 + 2\ H_2O$

$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + Na_2SO_4$

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

Tabel A.24 Berat Molekul Komponen

Komponen	BM (kg/kmol)
NaCl	58,4423
$CaSO_4$	136,1417
$CaCl_2$	110,9831
$MgCl_2$	95,2101
$Mg(HCO_3)_2$	146,3388
KCl	74,5508
KBr	119,0018
KIO_3	214,0001
H_2O	18,0153
NaOH	39,9971
Na_2CO_3	105,9885
$CaCO_3$	100,0870
$Mg(OH)_2$	58,3197
$Ca(OH)_2$	74,0927

Tabel A.25 Data *Solubity* Komponen (30°C)

Komponen	*Solubility*	Fraksi Massa
NaCl	0,3609	0,2652
$CaSO_4$	0,00264	0,0026
$CaCl_2$	1,02	0,5050
$MgCl_2$	0,56	0,3590
NaOH	1,19	0,5434
Na_2CO_3	0,397	0,2842
$Ca(OH)_2$	0,002	0,0020

$$\text{Mol mula-mula} = \frac{\text{Massa mula-mula}}{\text{BM}}$$

Aliran <29>		
Komponen	**Massa (kg)**	**n (kmol)**
$CaSO_4$	160,3270	1,1776
$CaCl_2$	179,3279	1,6158
$MgCl_2$	301,3083	3,1647
$Mg(HCO_3)_2$	58,3339	0,3986

Reaksi Koagulasi I :

	$MgCl_2$	+	2 NaOH	→	$Mg(OH)_2$	+	2 NaCl
m :	3,1647		6,3293		-		-
r :	3,1647		6,3293		3,1647		6,3293
s :	0,0000		0,0000		3,1647		6,3293

a. Perhitungan kebutuhan NaOH untuk mereaksikan $MgCl_2$:

n NaOH	=	6,3293	kmol			
Massa NaOH	=	n NaOH		x	BM NaOH	
	=	6,3293	kmol	x	39,9971	kg/kmol
	=	253,1551	kg			

b. Perhitungan $MgCl_2$ yang bereaksi :

n $MgCl_2$	=	3,1647	kmol			
Massa $MgCl_2$	=	n $MgCl_2$		x	BM $MgCl_2$	
	=	3,1647	kmol	x	95,2101	kg/kmol
	=	301,3083	kg			

Reaksi Koagulasi II :

	$Mg(HCO_3)_2$	+	2 $Ca(OH)_2$	→	2 $CaCO_3$	+	$Mg(OH)_2$	+	2 H_2O
m :	0,3986		0,7972		-		-		-
r :	0,3986		0,7972		0,7972		0,3986		0,7972
s :	0,0000		0,0000		0,7972		0,3986		0,7972

c. Perhitungan kebutuhan $Ca(OH)_2$ untuk mereaksikan $Mg(HCO)_3$:

n $Ca(OH)_2$	=	0,7972	kmol			
Massa $Ca(OH)_2$	=	n $Ca(OH)_2$		x	BM $Ca(OH)_2$	
	=	0,7972	kmol	x	74,0927	kg/kmol
	=	59,0700	kg			

d. Perhitungan $Mg(HCO)_3$yang bereaksi :

n $Mg(HCO)_3$	=	0,3986	kmol			
Massa $Mg(HCO)_3$	=	n $Mg(HCO)_3$		x	BM $Mg(HCO)_3$	
	=	0,3986	kmol	x	146,3388	kg/kmol
	=	58,3339	kg			

e. Perhitungan H_2O yang terbentuk :

n H_2O	=	0,7972	kmol

Massa H_2O	=	n H_2O		x	BM H_2O			
	=	0,7972	kmol	x	18,0153	kg/kmol		
	=	14,3626	kg					

f. Perhitungan $Mg(OH)_2$ yang tebentuk :

n $Mg(OH)_2$ yang terbentuk pada reaksi koagulasi I	=	3,1647	kmol			
n $Mg(OH)_2$ yang terbentuk pada reaksi koagulasi II	=	0,3986	kmol			
Total n $Mg(OH)_2$	=	3,1647	kmol	+	0,3986	kmol
	=	3,5633	kmol			
Massa $Mg(OH)_2$	=	n $Mg(OH)_2$	x	BM $Mg(OH)_2$		
	=	3,5633	kmol	x	58,3197	kg/kmol
	=	207,8100	kg			

Reaksi Koagulasi III :

	$CaSO_4$	+	Na_2CO_3	→	$CaCO_3$	+	Na_2SO_4
m :	1,1776		1,1776		-		-
r :	1,1776		1,1776		1,1776		1,1776
s :	0,0000		0,0000		1,1776		1,1776

	$CaCl_2$	+	Na_2SO_4	→	$CaSO_4$	+	2 NaCl
m :	1,6158		1,1776		-		-
r :	1,1776		1,1776		1,1776		2,3553
s :	0,4382		0,0000		1,1776		2,3553

g. Perhitungan $CaSO_4$ yang terbentuk :

n $CaSO_4$	=	1,1776	kmol			
Massa $CaSO_4$	=	n $CaSO_4$		x	BM $CaSO_4$	
	=	1,1776	kmol	x	136,1417	kg/kmol
	=	160,3270	kg			

Reaksi Koagulasi IV :

	$CaCl_2$	+	Na_2CO_3	→	$CaCO_3$	+	2 NaCl
m :	0,4382		0,4382		-		-
r :	0,4382		0,4382		0,4382		0,8763
s :	0,0000		0,0000		0,4382		0,8763

h. Perhitungan $CaCl_2$ yang bereaksi pada reaksi koagulasi III dan IV :

n $CaCl_2$	=	1,6158	kmol			
Massa $CaCl_2$	=	n $CaCl_2$		x	BM $CaCl_2$	
	=	1,6158	kmol	x	110,9831	kg/kmol
	=	179,3279	kg			

i. Perhitungan kebutuhan Na_2CO_3 untuk mereaksikan $CaSO_4$ dan $CaCl_2$:

Kebutuhan n Na_2CO_3 pada reaksi koagulasi III	=	1,1776	kmol
Kebutuhan n Na_2CO_3 pada reaksi koagulasi IV	=	0,4382	kmol

Total n Na_2CO_3	=	1,1776	kmol	+	0,4382	kmol	
	=	1,6158	kmol				
Massa Na_2CO_3	=	n Na_2CO_3		x	BM Na_2CO_3		
	=	1,6158	kmol	x	105,989	kg/kmol	
	=	171,2575	kg				

j. Perhitungan $CaCO_3$ yang tebentuk :

n $CaCO_3$ yang terbentuk pada reaksi koagulasi II				=	0,7972	kmol	
n $CaCO_3$ yang terbentuk pada reaksi koagulasi III				=	1,1776	kmol	
n $CaCO_3$ yang terbentuk pada reaksi koagulasi IV				=	0,4382	kmol	
Total n $CaCO_3$	=	0,7972	+ 1,1776	+	0,4382		
	=	2,4131	kmol				
Massa $CaCO_3$	=	n $CaCO_3$		x	BM $CaCO_3$		
	=	2,4131	kmol	x	100,0870	kg/kmol	
	=	241,5157	kg				

k. Perhitungan NaCl yang tebentuk :

n NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi I				=	6,3293	kmol	
n NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi III				=	2,3553	kmol	
n NaCl yang terbentuk pada reaksi koagulasi IV				=	0,8763	kmol	
Total n NaCl	=	6,3293	+ 2,3553	+	0,8763		
	=	9,5610	kmol				
Massa NaCl	=	n NaCl		x	BM NaCl		
	=	9,5610	kmol	x	58,4423	kg/kmol	
	=	558,7645	kg				

Neraca Massa Total *Brine Mixer Tank* II (M-420) :

Neraca massa aliran masuk					=	Neraca massa aliran keluar		
Aliran <29>	+	Aliran <30>			=	Aliran <28>		
50.736,1633 kg	+	483,4826	kg		=	Aliran <28>		
			Aliran <28>		=	51.219,6460	kg	

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <28> :

Neraca massa NaCl aliran masuk					=	Neraca massa NaCl aliran keluar		
NaCl Aliran <29>	+	NaCl Aliran <30>			=	NaCl Aliran <28>		
13.196,9250 kg	+	0,0000	kg		=	NaClAliran <28>	-	NaCl dari reaksi
NaCl dari reaksi	-	NaCl Aliran <28>			=	13.196,9250	kg	
558,7645 kg	-	NaCl Aliran <28>			=	13.196,9250	kg	
			NaCl Aliran <28>		=	13.755,6895	kg	

Tabel A.26 Neraca Massa *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Neraca Massa *Brine Mixer Tank* II (M-420)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <29> *Brine* kotor dari *Brine Tank* I			Aliran <28> *Brine* ke *Clarifier*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2601	13.196,9250	NaCl	0,2652	13.196,9250
$CaSO_4$	0,0032	160,3270	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0035	179,3279	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0059	301,3083	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	58,3339	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0044	222,8716	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0010	53,1289	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	1,3388	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,7206	36.562,6019	H_2O	0,7348	36.562,6019
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	Na_2CO_3	0,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	$CaCO_3$	0,0000	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000
Total <29>	**1,0000**	**50.736,1633**	**Total <28>**	**1,0000**	**49.759,5269**
Aliran <30> *Chemicals* (koagulan)			Aliran <28> Pengotor ke *Clarifier*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,3827	558,7645
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,1098	160,3270
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,1526	222,8716
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0364	53,1289
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0009	1,3388
H_2O	0,0000	0,0000	H_2O	0,0098	14,3626
NaOH	0,5236	253,1551	NaOH	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,3542	171,2575	Na_2CO_3	0,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	$CaCO_3$	0,1654	241,5157
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(OH)_2$	0,1423	207,8100
$Ca(OH)_2$	0,1222	59,0700	$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000
Total <30>	**1,0000**	**483,4826**	**Total <28>**	**1,0000**	**1.460,1191**
Total Aliran Masuk		**51.219,6460**	**Total Aliran Keluar**		**51.219,6460**

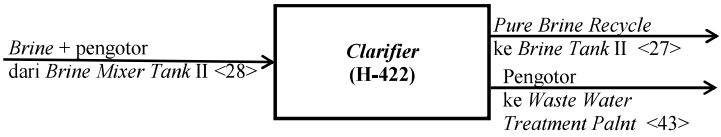
13 . *Clarifier* (H-422)

Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan massa H_2O yang terikut ke *Waste Water Treatment Plant* hanya 10% dari total massa H_2O Aliran <28>.

Neraca Massa Total *Clarifier* (H-422) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <28> = Aliran <27> + Aliran <43>

49.759,5269 kg = Aliran <27> + Aliran <43>

Neraca Massa Komponen H_2O Aliran <27> dan Aliran <43> :

Neraca massa H_2O aliran masuk = Neraca massa H_2O aliran keluar

H_2O Aliran <28> = H_2O Aliran <27> + H_2O Aliran <43>

Dimana :

H_2O Aliran <43> = 10% x H_2O Aliran <28>

= 10% x 36.576,9645 kg

= 3.657,6964 kg

Maka,

H_2O Aliran <28> = H_2O Aliran <27> + H_2O Aliran <43>

H_2O Aliran <27> = H_2O Aliran <28> - H_2O Aliran <43>

H_2O Aliran <27> = 36.576,9645 kg - 3.657,6964 kg

H_2O Aliran <27> = 32.919,2680 kg

Tabel A.27 Neraca Massa *Clarifier* (H-422)

Neraca Massa *Clarfier* (H-422)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <28> *Brine* dari *Brine Mixer Tank* II			Aliran <27> *Pure brine recylce* ke *Brine Tank* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2652	13.196,9250	NaCl	0,2652	11.881,8981
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,7348	36.562,6019	H_2O	0,7348	32.919,2680
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	Na_2CO_3	0,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	$CaCO_3$	0,0000	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000
Total <28>	**1,0000**	**49.759,5269**	**Total <27>**	**1,0000**	**44.801,1662**
Aliran <28> Pengotor dari *Brine Mixer Tank* II			Aliran <43> Pengotor ke *Waste Water Treatment Plant*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,3827	558,7645	NaCl	0,2919	1.873,7914
$CaSO_4$	0,1098	160,3270	$CaSO_4$	0,0250	160,3270
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,1526	222,8716	KCl	0,0347	222,8716
KBr	0,0364	53,1289	KBr	0,0083	53,1289
KIO_3	0,0009	1,3388	KIO_3	0,0002	1,3388
H_2O	0,0098	14,3626	H_2O	0,5699	3.657,6964
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	Na_2CO_3	0,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,1654	241,5157	$CaCO_3$	0,0376	241,5157
$Mg(OH)_2$	0,1423	207,8100	$Mg(OH)_2$	0,0324	207,8100
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000
Total <28>	**1,0000**	**1.460,1191**	**Total <43>**	**1,0000**	**6.418,4798**
Total Aliran Masuk		**51.219,6460**	**Total Aliran Keluar**		**51.219,6460**

14 . *Brine Tank* II (F-423)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier.*

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Brine Tank* II (F-423) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <27> = Aliran <26>

Aliran <26> = 44.801,1662 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <26> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <27> = NaCl Aliran <26>

NaCl Aliran <26> = 11.881,8981 kg

Tabel A.28 Neraca Massa *Brine Tank* II (F-423)

Neraca Massa *Brine Tank* II (F-423)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <27> *Pure Brine Recycle* dari *Centrifuge*			Aliran <26> *Pure Brine Recycle* ke *Brine Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,2652	11.881,8981	NaCl	0,2652	11.881,8981
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,7348	32.919,2680	H_2O	0,7348	32.919,2680
NaOH	0,0000	0,0000	NaOH	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	Na_2CO_3	0,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	$CaCO_3$	0,0000	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000
Total <27>	**1,0000**	**44.801,1662**	**Total <26>**	**1,0000**	**44.801,1662**
Total Aliran Masuk		**44.801,1662**	**Total Aliran Keluar**		**44.801,1662**

Apabila diasumsikan pabrik dalam keadaan *start up,* maka *pure brine recylce* tidak mengalir ke *Brine Mixer Tank* I.

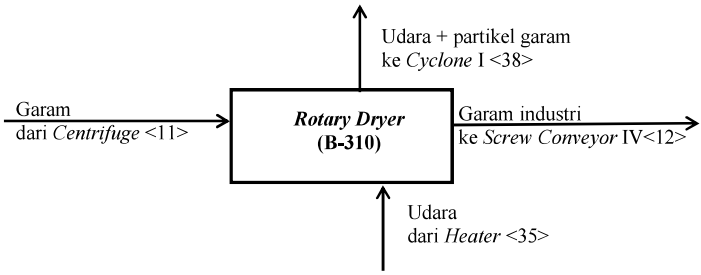
15 . *Rotary Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 120 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Material yang keluar dari *Rotary Dryer* memiliki kandungan H_2O maksimal 1%.
3. Material yang terbawa oleh udara pemanas sebesar 1% dari total *flowrate* Aliran <11>.
4. Proses secara adiabatis.

Dari Appendiks B, didapatkan data sebagai berikut.

Humidity udara masuk (H) = 0,0188 kg H_2O/kg *dry air*

Neraca Massa Total *Rotary Dryer* (B-310) :

Neraca massa aliran masuk				= Neraca massa aliran keluar
Aliran <11>	+	Aliran <35>		= Aliran <12> + Aliran <38>
16.763,8367 kg	+	45.112,5292	kg	= Aliran <12> + Aliran <38>
		61.876,3659	kg	= Aliran <12> + Aliran <38>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <12> dan Aliran <38> :

Neraca massa NaCl aliran masuk			=	Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <11>	+	NaCl Aliran <35>	=	NaCl Aliran <12> + NaCl Aliran <38>
NaCl Aliran <11>	+	(0 x NaCl Aliran <35>)	=	(0,99 x NaCl Aliran <11>) + NaCl Aliran <38>
		NaCl Aliran <11>	=	(0,99 x NaCl Aliran <11>) + NaCl Aliran <38>
		NaCl Aliran <38>	=	(1- 0,99) x NaCl Aliran <11>
			=	0,01 x NaCl Aliran <11>

			=	0,01	x	15.774,4533	kg	
			=	157,7445	kg			
NaCl Aliran <11>	+	NaCl Aliran <35>	=	NaCl Aliran <12>		+	NaCl Aliran <38>	
(15.774,4533	+	0,0000) kg	=	NaCl Aliran <12>		+	157,7445	kg
		NaCl Aliran <12>	=	15.616,7087	kg			

Perhitungan Massa H_2O pada Aliran <35> dan Aliran <38> :

H_2O pada Aliran <35> = H_1 x G (Geankoplis 3th ed., 1983)

Dimana, nilai G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendiks B.

Maka, didapatkan :

H_2O pada Aliran <35> = 0,0188 kg H_2O / kg *dry air* x 44.280,1774 kg *dry air*

= 832,3518 kg H_2O

H_2O pada Aliran <38> = H_2 x G (Geankoplis 3th ed., 1983)

Dimana, nilai H_2 dan G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendiks B.

Maka, didapatkan :

H_2O pada Aliran <38> = 0,04025 kg H_2O / kg *dry air* x 44.280,1774 kg *dry air*

= 1.782,4171 kg H_2O

Tabel A.29 Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-310)

Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-310)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <11> Garam dari *Centrifuge*			Aliran <12> Garam industri ke *Screw Conveyor* IV		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9410	15.774,4533	NaCl	0,9975	15.616,7087
$CaSO_4$	0,0002	3,7170	$CaSO_4$	0,0002	3,6798
$CaCl_2$	0,0002	3,4561	$CaCl_2$	0,0002	3,4216
$MgCl_2$	0,0004	7,2822	$MgCl_2$	0,0005	7,2094
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568
KCl	0,0004	6,0081	KCl	0,0004	5,9480
KBr	0,0001	1,4322	KBr	0,0001	1,4179
KIO_3	0,0000	0,0361	KIO_3	0,0000	0,0357
H_2O	0,0576	965,8791	H_2O	0,0010	15,8138
Total <11>	**1,0000**	**16.763,8367**	**Total <12>**	**1,0000**	**15.655,7918**
Aliran <35> Udara dari *Heater*			Aliran <38> Udara + partikel garam ke *Cyclone* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0034	157,7445
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0372
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0346
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0728
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0157
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0601
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0143
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0004
H_2O	0,0185	832,3518	H_2O	0,0386	1.782,4171
Udara	0,9815	44.280,1774	Udara	0,9580	44.280,1774
Total <35>	**1,0000**	**45.112,5292**	**Total <38>**	**1,0000**	**46.220,5741**
Total Aliran Masuk		**61.876,3659**	**Total Aliran Keluar**		**61.876,3659**

16 . *Screw Conveyor* IV (J-321)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Dryer* ke *Rotary Cooler.*

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* IV (J-321) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <12> = Aliran <13>

Aliran <13> = 15.655,7918 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <13> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <12> = NaCl Aliran <13>

NaCl Aliran <13> = 15.616,7087 kg

Tabel A.30 Neraca Massa *Screw Conveyor* IV (J-321)

Neraca Massa *Screw Conveyor* IV (J-321)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <12> Garam industri dari *Rotary Dryer*			Aliran <13> Garam industri ke *Rotary Cooler*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9975	15.616,7087	NaCl	0,9975	15.616,7087
$CaSO_4$	0,0002	3,6798	$CaSO_4$	0,0002	3,6798
$CaCl_2$	0,0002	3,4216	$CaCl_2$	0,0002	3,4216
$MgCl_2$	0,0005	7,2094	$MgCl_2$	0,0005	7,2094
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568
KCl	0,0004	5,9480	KCl	0,0004	5,9480
KBr	0,0001	1,4179	KBr	0,0001	1,4179
KIO_3	0,0000	0,0357	KIO_3	0,0000	0,0357
H_2O	0,0010	15,8138	H_2O	0,0010	15,8138
Total <12>	**1,0000**	**15.655,7918**	**Total <13>**	**1,0000**	**15.655,7918**
Total Aliran Masuk		**15.655,7918**	**Total Aliran Keluar**		**15.655,7918**

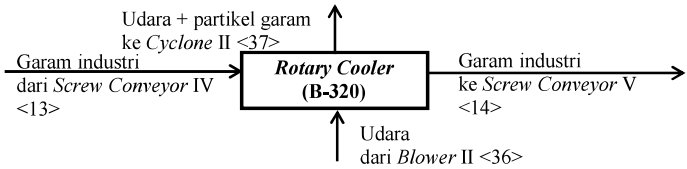
17 . *Rotary Cooler* (B-320)

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan komposisi garam yang terbawa oleh udara sebesar 1% dari komposisi garam Aliran <13>.
3. Diharapkan H_2O yang terdapat dalam Aliran <36> hanya 1 % terikut oleh Aliran <14>.
4. Proses secara adiabatis.

Neraca Massa Total *Rotary Cooler* (B-320) :

Neraca massa aliran masuk					=	Neraca massa aliran keluar		
Aliran <13>	+	Aliran <36>			=	Aliran <14>	+	Aliran <37>
15.655,7918 kg	+	27.312,1903	kg		=	Aliran <14>	+	Aliran <37>
		42.967,9820	kg		=	Aliran <14>	+	Aliran <37>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <14> dan Aliran <37> :

Neraca massa NaCl aliran masuk			=	Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <13> +	NaCl Aliran <36>		=	NaCl Aliran <14> + NaCl Aliran <37>
NaCl Aliran <13> +	(0 x NaCl Aliran <36>)		=	(0,99 x NaCl Aliran <14>) + NaCl Aliran <37>
	NaCl Aliran <13>		=	(0,99 x NaCl Aliran <14>) + NaCl Aliran <37>
	NaCl Aliran <37>		=	(1- 0,99) x NaCl Aliran <13>
			=	0,01 x NaCl Aliran <13>
			=	0,01 x 15.616,7087 kg
			=	156,1671 kg
NaCl Aliran <13> +	NaCl Aliran <36>		=	NaCl Aliran <14> + NaCl Aliran <37>
(15.616,7087	+ 0,0000) kg		=	NaCl Aliran <14> + 156,1671 kg
	NaCl Aliran <12>		=	15.460,5416 kg

Perhitungan Massa H_2O pada Aliran <36> dan Aliran <37> :

H_2O pada Aliran <36> = H_1 x G (Geankoplis 3th ed., 1983)

Dimana, nilai G didapatkan dari perhitungan neraca energi Appendiks B.

Maka, didapatkan :

H_2O pada Aliran <36> = 0,0188 kg H_2O / kg *dry air* x 26.808,2648 kg *dry air*

= 503,9255 kg H_2O

Karena asumsi H_2O dalam udara yang terbawa oleh produk garam hanya 1%, maka :

H_2O pada Aliran <37> = (1-0,1) x H_2O pada Aliran <36>

= 0,99 x 503,9255 kg

= 498,8862 kg

Tabel A.31 Neraca Massa *Rotary Cooler* (B-320)

Neraca Massa *Rotary Cooler* (B-320)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <13> Garam industri dari *Screw Conveyor* IV			Aliran <14> Garam industri ke *Screw Conveyor* V		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9975	15.616,7087	NaCl	0,9972	15.460,5416
$CaSO_4$	0,0002	3,6798	$CaSO_4$	0,0002	3,6430
$CaCl_2$	0,0002	3,4216	$CaCl_2$	0,0002	3,3874
$MgCl_2$	0,0005	7,2094	$MgCl_2$	0,0005	7,1373
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413
KCl	0,0004	5,9480	KCl	0,0004	5,8885
KBr	0,0001	1,4179	KBr	0,0001	1,4037
KIO_3	0,0000	0,0357	KIO_3	0,0000	0,0354
H_2O	0,0010	15,8138	H_2O	0,0013	20,8530
Total <13>	**1,0000**	**15.655,7918**	**Total <14>**	**1,0000**	**15.504,4313**
Aliran <36> Udara dari *Blower* II			Aliran <37> Udara + partikel garam ke *Cyclone* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0057	156,1671
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0368
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0342
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0721
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0156
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0595
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0142
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0004
H_2O	0,0185	503,9255	H_2O	0,0182	498,8862
Udara	0,9815	26.808,2648	Udara	0,9761	26.808,2648
Total <36>	**1,0000**	**27.312,1903**	**Total <37>**	**1,0000**	**27.463,5508**
Total Aliran Masuk		**42.967,9820**	**Total Aliran Keluar**		**42.967,9820**

18 . *Screw Conveyor* V (J-323)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Cooler* ke *Roll Crusher* II.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* V (J-323) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <14> = Aliran <15>

Aliran <15> = 15.504,4313 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <15> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <14> = NaCl Aliran <15>

NaCl Aliran <15> = 15.460,5416 kg

Tabel A.32 Neraca Massa *Screw Conveyor* V (J-323)

Neraca Massa *Screw Conveyor* V (J-323)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <14> Garam industri dari *Rotary Cooler*			Aliran <15> Garam industri ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9972	15.460,5416	NaCl	0,9972	15.460,5416
$CaSO_4$	0,0002	3,6430	$CaSO_4$	0,0002	3,6430
$CaCl_2$	0,0002	3,3874	$CaCl_2$	0,0002	3,3874
$MgCl_2$	0,0005	7,1373	$MgCl_2$	0,0005	7,1373
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413
KCl	0,0004	5,8885	KCl	0,0004	5,8885
KBr	0,0001	1,4037	KBr	0,0001	1,4037
KIO_3	0,0000	0,0354	KIO_3	0,0000	0,0354
H_2O	0,0013	20,8530	H_2O	0,0013	20,8530
Total <14>	**1,0000**	**15.504,4313**	**Total <15>**	**1,0000**	**15.504,4313**
Total Aliran Masuk		**15.504,4313**	**Total Aliran Keluar**		**15.504,4313**

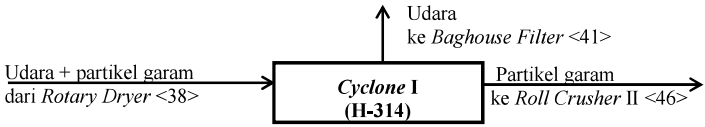
19 . *Cyclone* I (H-314)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 52 °C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

2. Efisiensi kerja *Cyclone* I = 95 %

Neraca Massa Total *Cyclone* I (H-314) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <38> = Aliran <46> + Aliran <41>

46.220,5741 kg = Aliran <46> + Aliran <41>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <46> dan Aliran <41> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <38> = NaCl Aliran <46> + NaCl Aliran <41>

NaCl Aliran <38> = (0,95 x NaCl Aliran <38>) + NaCl Aliran <41>

NaCl Aliran <41> = (1 - 0,95) x NaCl Aliran <38>

NaCl Aliran <41> = 0,05 x NaCl Aliran <38>

NaCl Aliran <41> = 0,05 x 157,7445 kg

NaCl Aliran <41> = 7,8872 kg

NaCl Aliran <38> = NaCl Aliran <46> + NaCl Aliran <41>

157,7445 kg = NaCl Aliran <46> + 7,8872 kg

NaCl Aliran <46> = 149,8573 kg

Perhitungan neraca massa komponen lainnya selain komponen udara dihitung dengan cara yang sama seperti cara di atas.

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <46> dan <41> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar

Dimana, tidak ada aliran udara yang terikut oleh partikel garam ke *Roll Crusher* II.

Sehingga, Udara Aliran <46> = 0 kg

Udara Aliran <38> = Udara Aliran <46> + Udara Aliran <41>

Udara Aliran <38> = 0 kg + Udara Aliran <41>

Udara Aliran <38> = Udara Aliran <41>

Udara Aliran <41> = 44.280,1774 kg

Tabel A.33 Neraca Massa *Cyclone* I (H-314)

Neraca Massa *Cyclone* I (H-314)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <38> Udara + partikel garam dari *Rotary Dryer*			Aliran <46> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0034	157,7445	NaCl	0,6265	149,8573
$CaSO_4$	0,0000	0,0372	$CaSO_4$	0,0001	0,0353
$CaCl_2$	0,0000	0,0346	$CaCl_2$	0,0001	0,0328
$MgCl_2$	0,0000	0,0728	$MgCl_2$	0,0003	0,0692
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0157	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0149
KCl	0,0000	0,0601	KCl	0,0002	0,0571
KBr	0,0000	0,0143	KBr	0,0001	0,0136
KIO_3	0,0000	0,0004	KIO_3	0,0000	0,0003
H_2O	0,0386	1.782,4171	H_2O	0,3726	89,1209
Udara	0,9580	44.280,1774	Udara	0,0000	0,0000
Total <38>	**1,0000**	**46.220,5741**	**Total <46>**	**1,0000**	**239,2015**
			Aliran <41> Udara ke *Baghouse Filter*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0002	7,8872
			$CaSO_4$	0,0000	0,0019
			$CaCl_2$	0,0000	0,0017
			$MgCl_2$	0,0000	0,0036
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0008
			KCl	0,0000	0,0030
			KBr	0,0000	0,0007
			KIO_3	0,0000	0,0000
			H_2O	0,0368	1.693,2963
			Udara	0,9630	44.280,1774
			Total <41>	**1,0000**	**45.981,3727**
Total Aliran Masuk		**46.220,5741**	**Total Aliran Keluar**		**46.220,5741**

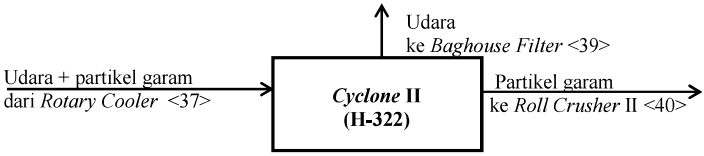
20 . *Cyclone* II (H-322)

Fungsi : Memisahkan kristal garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 59 °C



Asumsi : 1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Efisiensi kerja *Cyclone* II = 95 %

Neraca Massa Total *Cyclone* II (H-322) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <37> = Aliran <40> + Aliran <39>

27.463,5508 kg = Aliran <40> + Aliran <39>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <39> dan Aliran <40> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <37> = NaCl Aliran <40> + NaCl Aliran <39>

NaCl Aliran <37> = (0,95 x NaCl Aliran <37>) + NaCl Aliran <39>

NaCl Aliran <39> = (1 - 0,95) x NaCl Aliran <37>

NaCl Aliran <39> = 0,05 x NaCl Aliran <37>

NaCl Aliran <39> = 0,05 x 156,1671 kg

NaCl Aliran <39> = 7,8084 kg

NaCl Aliran <37> = NaCl Aliran <40> + NaCl Aliran <39>

156,1671 kg = NaCl Aliran <40> + 7,8084 kg

NaCl Aliran <40> = 148,3587 kg

Perhitungan neraca massa komponen lainnya selain komponen udara dihitung dengan cara yang sama seperti cara di atas.

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <39> dan Aliran <40> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar

Dimana, tidak ada aliran udara yang terikut oleh partikel garam ke *Roll Crusher* II.

Sehingga, Udara Aliran <40> = 0 kg

Udara Aliran <37> = Udara Aliran <40> + Udara Aliran <39>

Udara Aliran <37> = 0 kg + Udara Aliran <39>

Udara Aliran <37> = Udara Aliran <39>

Udara Aliran <39> = 26.808,2648 kg

Tabel A.34 Neraca Massa *Cyclone* II (H-322)

Neraca Massa *Cyclone* II (H-322)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <37> Udara + partikel garam dari *Rotary Cooler*			Aliran <40> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0057	156,1671	NaCl	0,8550	148,3587
$CaSO_4$	0,0000	0,0368	$CaSO_4$	0,0002	0,0350
$CaCl_2$	0,0000	0,0342	$CaCl_2$	0,0002	0,0325
$MgCl_2$	0,0000	0,0721	$MgCl_2$	0,0004	0,0685
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0156	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0148
KCl	0,0000	0,0595	KCl	0,0003	0,0565
KBr	0,0000	0,0142	KBr	0,0001	0,0135
KIO_3	0,0000	0,0004	KIO_3	0,0000	0,0003
H_2O	0,0182	498,8862	H_2O	0,1438	24,9443
Udara	0,9761	26.808,2648	Udara	0,0000	0,0000
Total <37>	**1,0000**	**27.463,5508**	**Total <40>**	**1,0000**	**173,5241**
			Aliran <39> Udara ke *Baghouse Filter*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0003	7,8084
			$CaSO_4$	0,0000	0,0018
			$CaCl_2$	0,0000	0,0017
			$MgCl_2$	0,0000	0,0036
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0008
			KCl	0,0000	0,0030
			KBr	0,0000	0,0007
			KIO_3	0,0000	0,0000
			H_2O	0,0174	473,9419
			Udara	0,9823	26.808,2648
			Total <39>	**1,0000**	**27.290,0267**
Total Aliran Masuk		**27.463,5508**	**Total Aliran Keluar**		**27.463,5508**

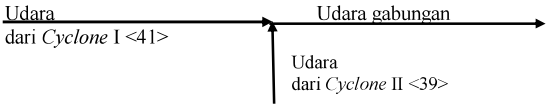
21 . *Meeting Point* Udara

Fungsi : Mempertemukan udara keluaran *Cyclone* I dan *Cyclone* II sebelum menuju *Baghouse Filter* .

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 56 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Meeting Point* Udara :

Neraca massa aliran masuk					=	Neraca massa aliran keluar	
Aliran <41>		+	Aliran <39>		=	Aliran <42>	
45.981,3727	kg	+	27.290,0267	kg	=	Aliran <42>	
			Aliran <42>		=	73.271,3993	kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <42> :

Neraca massa NaCl aliran masuk					=	Neraca massa NaCl aliran keluar	
NaCl Aliran <41>		+	NaCl Aliran <39>		=	NaCl Aliran <42>	
7,8872	kg	+	7,8084	kg	=	NaCl Aliran <42>	
			NaCl Aliran <42>		=	15,6956	kg

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <42> :

Neraca massa udara aliran masuk					=	Neraca massa udara aliran keluar	
Udara Aliran <41>		+	Udara Aliran <39>		=	Udara Aliran <42>	
44.280,1774	kg	+	26.808,2648	kg	=	Udara Aliran <42>	
			Udara Aliran <42>		=	71.088,4422	kg

Tabel A.35 Neraca Massa Pada *Meeting Point* Udara

Neraca Massa *Meeting Point* Udara					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <39> Udara dari *Cyclone* II			Aliran <42> Udara gabungan ke *Baghouse Filter*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0003	7,8084	NaCl	0,0002	15,6956
$CaSO_4$	0,0000	0,0018	$CaSO_4$	0,0000	0,0037
$CaCl_2$	0,0000	0,0017	$CaCl_2$	0,0000	0,0034
$MgCl_2$	0,0000	0,0036	$MgCl_2$	0,0000	0,0072
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0008	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0016
KCl	0,0000	0,0030	KCl	0,0000	0,0060
KBr	0,0000	0,0007	KBr	0,0000	0,0014
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0174	473,9419	H_2O	0,0296	2.167,2382
Udara	0,9823	26.808,2648	Udara	0,9702	71.088,4422
Total <39>	**1,0000**	**27.290,0267**	**Total <42>**	**1,0000**	**73.271,3993**
Aliran <41> Udara dari *Cyclone* I					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,0002	7,8872			
$CaSO_4$	0,0000	0,0019			
$CaCl_2$	0,0000	0,0017			
$MgCl_2$	0,0000	0,0036			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0008			
KCl	0,0000	0,0030			
KBr	0,0000	0,0007			
KIO_3	0,0000	0,0000			
H_2O	0,0368	1.693,2963			
Udara	0,9630	44.280,1774			
Total <41>	**1,0000**	**45.981,3727**			
Total Aliran Masuk		**73.271,3993**	**Total Aliran Keluar**		**73.271,3993**

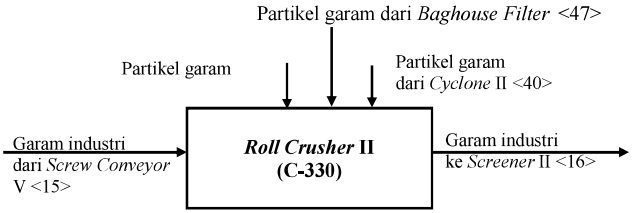
22 . *Roll Crusher* II (C-330)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Roll Crusher* II (C-330) :

Neraca massa aliran masuk						Neraca massa aliran keluar
Aliran <15>	+	Aliran <46> + Aliran <47>		+	Aliran <40>	= Aliran <16>
15.504,4313 kg	+	265,6780 kg		+	173,5241 kg	= Aliran <16>
					15.943,6334 kg	= Aliran <16>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <16> :

Neraca massa NaCl aliran masuk						Neraca massa NaCl aliran keluar
NaCl Aliran <15> +		NaCl Aliran <46> + NaCl Aliran <47>		+	NaCl Aliran <40>	= NaCl Aliran <16>
15.460,5416 kg	+	165,4744 kg		+	148,3587 kg	= NaCl Aliran <16>
					15.774,3748 kg	= NaCl Aliran <16>

Tabel A.36 Neraca Massa *Roll Crusher* II (C-330)

Neraca Massa *Roll Crusher* II (C-330)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <15> Garam industri dari *Screw Conveyor* V			Aliran <16> Garam industri ke *Screener* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9972	15.460,5416	NaCl	0,9894	15.774,3748
$CaSO_4$	0,0002	3,6430	$CaSO_4$	0,0002	3,7170
$CaCl_2$	0,0002	3,3874	$CaCl_2$	0,0002	3,4561
$MgCl_2$	0,0005	7,1373	$MgCl_2$	0,0005	7,2822
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725
KCl	0,0004	5,8885	KCl	0,0004	6,0081
KBr	0,0001	1,4037	KBr	0,0001	1,4322
KIO_3	0,0000	0,0354	KIO_3	0,0000	0,0361
H_2O	0,0013	20,8530	H_2O	0,0091	145,7544
Total <15>	**1,0000**	**15.504,4313**	**Total <16>**	**1,0000**	**15.943,6334**
Aliran <46> Partikel garam dari *Cyclone* I					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,6265	149,8573			
$CaSO_4$	0,0001	0,0353			
$CaCl_2$	0,0001	0,0328			
$MgCl_2$	0,0003	0,0692			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0149			
KCl	0,0002	0,0571			
KBr	0,0001	0,0136			
KIO_3	0,0000	0,0003			
H_2O	0,3726	89,1209			
Total <46>	**1,0000**	**239,2015**			
Aliran <40> Partikel garam dari *Cyclone* II					
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**			
NaCl	0,8550	148,3587			
$CaSO_4$	0,0002	0,0350			
$CaCl_2$	0,0002	0,0325			
$MgCl_2$	0,0004	0,0685			
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0148			
KCl	0,0003	0,0565			
KBr	0,0001	0,0135			
KIO_3	0,0000	0,0003			
H_2O	0,1438	24,9443			

Total <40>	**1,0000**	**173,5241**		
Aliran <47> Partikel garam dari *Baghouse Filter*				
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**		
NaCl	0,5898	15,6171		
$CaSO_4$	0,0001	0,0037		
$CaCl_2$	0,0001	0,0034		
$MgCl_2$	0,0003	0,0072		
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0016		
KCl	0,0002	0,0059		
KBr	0,0001	0,0014		
KIO_3	0,0000	0,0000		
H_2O	0,4093	10,8362		
Total <47>	**1,0000**	**26,4766**		
Total Aliran Masuk		**15.943,6334**	**Total Aliran Keluar**	**15.943,6334**

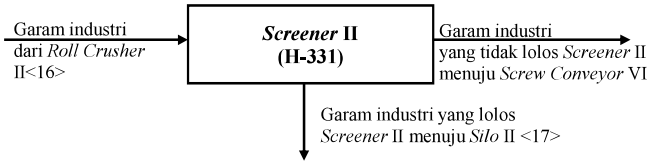
23 . *Screener* II (H-331)

Fungsi : Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi :

1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Diharapkan 95% garam industri yang lolos dari *Screener* II dan 5 % garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II akan menuju *Screw Conveyor* VI untuk dijadikan sebagai bahan baku pembuatan *brine*.

Neraca Massa Total *Screener* II (H-331) :

Neraca massa aliran masuk	=	Neraca massa aliran keluar				
Aliran <16>	=	Aliran <17>	+	Aliran <19>		
Aliran <16>	=	(0,95 x Aliran <16>)	+	Aliran <19>		
Aliran <19>	=	(1 - 0,95)	x	Aliran <16>		
Aliran <19>	=	0,05	x	15.943,6334	kg	
Aliran <19>	=	797,1817	kg			

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <17> dan <19> :

Neraca massa NaCl aliran masuk	=	Neraca massa NaCl aliran keluar				
NaCl Aliran <16>	=	NaCl Aliran <17>	+	NaCl Aliran <19>		
NaCl Aliran <16>	=	(0,95xNaCl Aliran <16>)	+	NaCl Aliran <19>		
NaCl Aliran <19>	=	(1 - 0,95)	x	NaCl Aliran <16>		
NaCl Aliran <19>	=	0,05	x	15.774,3748	kg	
NaCl Aliran <19>	=	788,7187	kg			
NaCl Aliran <16>	=	NaCl Aliran <17>	+	NaCl Aliran <19>		
15.774,3748 kg	=	NaCl Aliran <17>	+	788,7187	kg	
NaCl Aliran <17>	=	14.985,6560	kg			

Tabel A.37 Neraca Massa *Screener* II (H-331)

Neraca Massa *Screener* II (H-331)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <16> Garam industri dari *Roll Crusher* II			Aliran <17> Garam industri yang lolos *Screener* II menuju *Silo* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	15.774,3748	NaCl	0,9894	14.985,6560
$CaSO_4$	0,0002	3,7170	$CaSO_4$	0,0002	3,5311
$CaCl_2$	0,0002	3,4561	$CaCl_2$	0,0002	3,2833
$MgCl_2$	0,0005	7,2822	$MgCl_2$	0,0005	6,9181
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4939
KCl	0,0004	6,0081	KCl	0,0004	5,7077
KBr	0,0001	1,4322	KBr	0,0001	1,3606
KIO_3	0,0000	0,0361	KIO_3	0,0000	0,0343
H_2O	0,0091	145,7544	H_2O	0,0091	138,4667
Total <16>	**1,0000**	**15.943,6334**	**Total <17>**	**1,0000**	**15.146,4517**
			Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos *Screener* II menuju *Screw Conveyor* VI		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,9894	788,7187
			$CaSO_4$	0,0002	0,1858
			$CaCl_2$	0,0002	0,1728
			$MgCl_2$	0,0005	0,3641
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0786
			KCl	0,0004	0,3004
			KBr	0,0001	0,0716
			KIO_3	0,0000	0,0018
			H_2O	0,0091	7,2877
			Total <19>	**1,0000**	**797,1817**
Total Aliran Masuk		**15.943,6334**	**Total Aliran Keluar**		**15.943,6334**

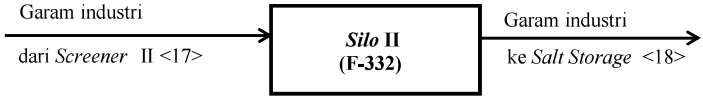
24 . *Silo* II (F-332)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *Salt Storage*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).

Neraca Massa Total *Silo* II (F-332) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <17> = Aliran <18>

Aliran <18> = 15.146,4517 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <18> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <17> = NaCl Aliran <18>

NaCl Aliran <18> = 14.985,6560 kg

Tabel A.38 Neraca Massa *Silo* II (F-332)

Neraca Massa *Silo* II (F-332)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <17> Garam industri dari *Screener* II			Aliran <18> Garam industri ke *Salt Storage*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	14.985,6560	NaCl	0,9894	14.985,6560
$CaSO_4$	0,0002	3,5311	$CaSO_4$	0,0002	3,5311
$CaCl_2$	0,0002	3,2833	$CaCl_2$	0,0002	3,2833
$MgCl_2$	0,0005	6,9181	$MgCl_2$	0,0005	6,9181
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4939	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4939
KCl	0,0004	5,7077	KCl	0,0004	5,7077
KBr	0,0001	1,3606	KBr	0,0001	1,3606
KIO_3	0,0000	0,0343	KIO_3	0,0000	0,0343
H_2O	0,0091	138,4667	H_2O	0,0091	138,4667
Total <17>	**1,0000**	**15.146,4517**	**Total <18>**	**1,0000**	**15.146,4517**
Total Aliran Masuk		**15.146,4517**	**Total Aliran Keluar**		**15.146,4517**

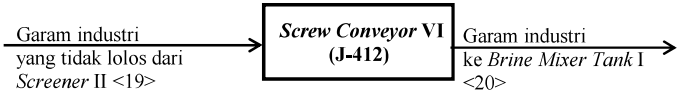
25 . *Screw Conveyor* VI (J-412)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II ke *Brine Mixer Tank* I.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Screw Conveyor* VI (J-412) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <19> = Aliran <20>

Aliran <20> = 797,1817 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <20> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <19> = NaCl Aliran <20>

NaCl Aliran <20> = 788,7187 kg

Tabel A.39 Neraca Massa *Screw Conveyor* VI (J-412)

Neraca Massa *Screw Conveyor* VI (J-412)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <19> Garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II			Aliran <20> Garam industri ke *Brine Mixer Tank* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,9894	788,7187	NaCl	0,9894	788,7187
$CaSO_4$	0,0002	0,1858	$CaSO_4$	0,0002	0,1858
$CaCl_2$	0,0002	0,1728	$CaCl_2$	0,0002	0,1728
$MgCl_2$	0,0005	0,3641	$MgCl_2$	0,0005	0,3641
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0786	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0786
KCl	0,0004	0,3004	KCl	0,0004	0,3004
KBr	0,0001	0,0716	KBr	0,0001	0,0716
KIO_3	0,0000	0,0018	KIO_3	0,0000	0,0018
H_2O	0,0091	7,2877	H_2O	0,0091	7,2877
Total <19>	**1,0000**	**797,1817**	**Total <20>**	**1,0000**	**797,1817**
Total Aliran Masuk		**797,1817**	**Total Aliran Keluar**		**797,1817**

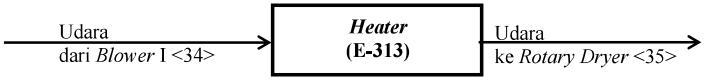
26 . *Heater* (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 120 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Heater* (E-313) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <34> = Aliran <35>

Aliran <35> = 45.112,5292 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <34> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <34> = NaCl Aliran <35>

NaCl Aliran <34> = 0,0000 kg

Tabel A.40 Neraca Massa *Heater* (E-313)

Neraca Massa *Heater* (E-313)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <34> Udara dari *Blower* I			Aliran <35> Udara ke *Rotary Dryer*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0185	832,3518	H_2O	0,0185	832,3518
Udara	0,9815	44.280,1774	Udara	0,9815	44.280,1774
Total <34>	**1,0000**	**45.112,5292**	**Total <35>**	**1,0000**	**45.112,5292**
Total Aliran Masuk		**45.112,5292**	**Total Aliran Keluar**		**45.112,5292**

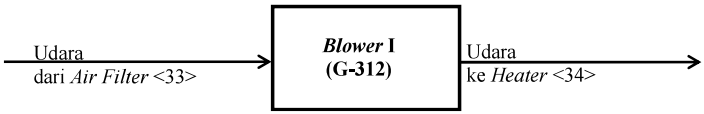
27 . *Blower* I (G-312)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Blower* I (G-312) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <33> = Aliran <34>

Aliran <33> = 45.112,5292 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <33> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <33> = NaCl Aliran <34>

NaCl Aliran <33> = 0,0000 kg

Tabel A.41 Neraca Massa *Blower* I (G-312)

Neraca Massa *Blower* I (G-312)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <33> Udara dari *Air Filter*			Aliran <34> Udara ke *Heater*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0185	832,3518	H_2O	0,0185	832,3518
Udara	0,9815	44.280,1774	Udara	0,9815	44.280,1774
Total <33>	**1,0000**	**45.112,5292**	**Total <34>**	**1,0000**	**45.112,5292**
Total Aliran Masuk		**45.112,5292**	**Total Aliran Keluar**		**45.112,5292**

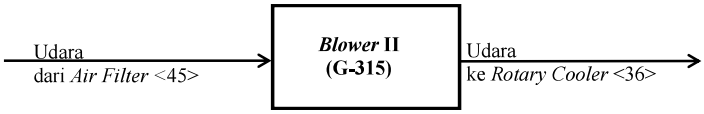
28 . *Blower* II (G-315)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Rotary Cooler.*

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C



Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Blower* II (G-315) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <45> = Aliran <36>

Aliran <45> = 27.312,1903 kg

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <45> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <45> = NaCl Aliran <36>

NaCl Aliran <45> = 0,0000 kg

Tabel A.42 Neraca Massa *Blower* II (G-315)

Neraca Massa *Blower* II (G-315)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <45> Udara dari *Air Filter*			Aliran <36> Udara ke *Rotary Cooler*		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0185	503,9255	H_2O	0,0185	503,9255
Udara	0,9815	26.808,2648	Udara	0,9815	26.808,2648
Total <45>	**1,0000**	**27.312,1903**	**Total <36>**	**1,0000**	**27.312,1903**
Total Aliran Masuk		**27.312,1903**	**Total Aliran Keluar**		**27.312,1903**

29 . *Air Filter* (H-311)

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0)

Neraca Massa Total *Air Filter* (H-311) :

Massa total komponen aliran masuk	=	Massa total komponen aliran keluar				
Aliran <44>	=	Aliran <33>		+	Aliran <45>	
Aliran <44>	=	45.112,5292	kg	+	27.312,1903	kg
Aliran <44>	=	72.424,7195	kg			

Tabel A.43 Neraca Massa *Air Filter* (H-311)

Neraca Massa *Air Filter* (H-311)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <44> Udara dari *Process Air*			Aliran <33> Udara ke *Blower* I		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0000	0,0000	NaCl	0,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	$CaSO_4$	0,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	$CaCl_2$	0,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	$MgCl_2$	0,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	KCl	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	KBr	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0185	1.336,2773	H_2O	0,0185	832,3518
Udara	0,9815	71.088,4422	Udara	0,9815	44.280,1774
Total <44>	**1,0000**	**72.424,7195**	**Total <33>**	**1,0000**	**45.112,5292**
			Aliran <45> Udara ke *Blower* II		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0000	0,0000
			$CaSO_4$	0,0000	0,0000
			$CaCl_2$	0,0000	0,0000
			$MgCl_2$	0,0000	0,0000
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
			KCl	0,0000	0,0000
			KBr	0,0000	0,0000
			KIO_3	0,0000	0,0000
			H_2O	0,0185	503,9255
			Udara	0,9815	26.808,2648
			Total <45>	**1,0000**	**27.312,1903**
Total Aliran Masuk		**72.424,7195**	**Total Aliran Keluar**		**72.424,7195**

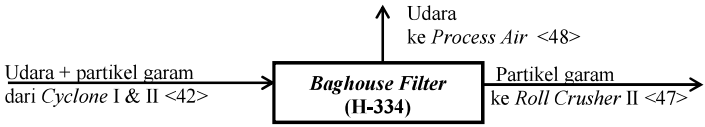
30 . *Baghouse Filter* (H-334)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari *Cyclone* I & II.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 56 °C



Asumsi :
1. Tidak terjadi reaksi (konsumsi = generasi = 0).
2. Efisiensi kerja *Baghouse Filter* = 99,5 %
(Haryono, 2007)

Neraca Massa Total *Baghouse Filter* (H-334) :

Neraca massa aliran masuk = Neraca massa aliran keluar

Aliran <42> = Aliran <47> + Aliran <48>

73.271,3993 kg = Aliran <47> + Aliran <48>

Neraca Massa Komponen NaCl Aliran <47> dan Aliran <48> :

Neraca massa NaCl aliran masuk = Neraca massa NaCl aliran keluar

NaCl Aliran <42> = NaCl Aliran <47> + NaCl Aliran <48>

NaCl Aliran <42> = (0,99 x NaCl Aliran <42>) + NaCl Aliran <48>

NaCl Aliran <48> = (1 - 0,995) x NaCl Aliran <42>

NaCl Aliran <48> = 0,005 x NaCl Aliran <42>

NaCl Aliran <48> = 0,005 x 15,6956 kg

NaCl Aliran <48> = 0,0785 kg

NaCl Aliran <42> = NaCl Aliran <47> + NaCl Aliran <48>

15,6956 kg = NaCl Aliran <47> + 0,0785 kg

NaCl Aliran <47> = 15,6171 kg

Perhitungan neraca massa komponen lainnya selain komponen udara dihitung dengan cara yang sama seperti cara di atas.

Neraca Massa Komponen Udara Aliran <47> dan <48> :

Neraca massa udara aliran masuk = Neraca massa udara aliran keluar

Dimana, tidak ada aliran udara yang terikut oleh partikel garam ke *Roll Crusher* II.

Sehingga, Udara Aliran <47> = 0 kg

Udara Aliran <42> = Udara Aliran <47> + Udara Aliran <48>

Udara Aliran <42> = 0 kg + Udara Aliran <48>

Udara Aliran <42> = Udara Aliran <48>

Udara Aliran <48> = 71.088,4422 kg

Tabel A.44 Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334)

Neraca Massa *Baghouse Filter* (H-334)					
Neraca Massa Aliran Masuk			**Neraca Massa Aliran Keluar**		
Aliran <42> Udara + partikel garam dari *Cyclone* I & II			Aliran <47> Partikel garam ke *Roll Crusher* II		
Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**	**Komponen**	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
NaCl	0,0002	15,6956	NaCl	0,5898	15,6171
$CaSO_4$	0,0000	0,0037	$CaSO_4$	0,0001	0,0037
$CaCl_2$	0,0000	0,0034	$CaCl_2$	0,0001	0,0034
$MgCl_2$	0,0000	0,0072	$MgCl_2$	0,0003	0,0072
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0016	$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0016
KCl	0,0000	0,0060	KCl	0,0002	0,0059
KBr	0,0000	0,0014	KBr	0,0001	0,0014
KIO_3	0,0000	0,0000	KIO_3	0,0000	0,0000
H_2O	0,0296	2.167,2382	H_2O	0,4093	10,8362
Udara	0,9702	71.088,4422	Udara	0,0000	0,0000
Total <42>	**1,0000**	**73.271,3993**	**Total <47>**	**1,0000**	**26,4766**
			Aliran <48> Udara ke *Process Air*		
			Komponen	**Fraksi Massa**	**Massa (kg)**
			NaCl	0,0000	0,0785
			$CaSO_4$	0,0000	0,0000
			$CaCl_2$	0,0000	0,0000
			$MgCl_2$	0,0000	0,0000
			$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000
			KCl	0,0000	0,0000
			KBr	0,0000	0,0000
			KIO_3	0,0000	0,0000
			H_2O	0,0294	2.156,4020
			Udara	0,9706	71.088,4422
			Total <48>	**1,0000**	**73.244,9228**
Total Aliran Masuk		**73.271,3993**	**Total Aliran Keluar**		**73.271,3993**

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas Produksi	=	119.760,6881	ton/tahun
	=	362.911,1760	kg/hari
	=	15.121,2990	kg/jam

Ditetapkan :

1 tahun	=	330	hari
Waktu Operasi	=	24	jam/hari

Satuan Massa	=	kg/jam
Satuan Energi	=	kkal/jam

Tabel B.1 Data *Heat Capacity* Komponen (Perry, 2008)

Data *Heat Capacity*			
Komponen	**BM (kg/kmol)**	**Phase***	***Heat Capacity* (Cp, kkal/kmol.K)**
NaCl	58,4423	c	10,79 + 0,00420 T
		l	15,9
$CaSO_4$	136,1417	c	18,52 + 0,02197 T - 156800/T²
$CaCl_2$	110,9831	c	16,9 + 0,00386 T
$MgCl_2$	95,2101	c	17,3 + 0,00377 T
$Mg(HCO_3)_2$	146,3388	c	10,87 + 0,008712 T - 241200/T²
KCl	74,5508	c	10,93 + 0,00376 T
KBr	119,0018	c	11,49 + 0,00360 T
KIO_3	214,0001	c	6,02 + 0,053 T
H_2O	18,0153	l	4,373 + 0,113 T -0,0003 T²
		g	8,22 + 0,00015 T + 0,00000134 T²
NaOH	39,9971	c	0,46
Na_2CO_3	105,9885	c	28,9
$CaCO_3$	100,0870	c	19,68 + 0,01189 T - 307600/T²
$Mg(OH)_2$	58,3197	c	18,2
$Ca(OH)_2$	74,0927	c	21,4

*) c = *solid,* l = *liquid,* g = gas

Persamaan Umum Neraca Energi :

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + Q = Akumulasi

Sumber : Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering 7th edition, David M. Himmelblau and James B. Riggs)

Asumsi sistem *steady state* sehingga akumulasi sama dengan 0 dan reaksi menjadi :

Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar + Q = 0

Apabila sistem adiabatis, persamaan menjadi :

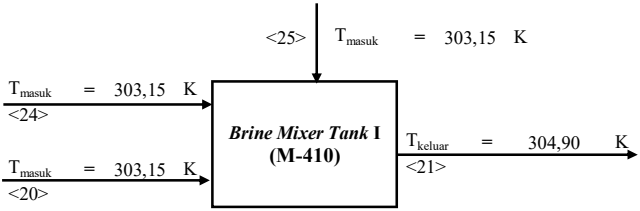
Aliran Energi Masuk - Aliran Energi Keluar = 0

1 . *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine* .

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1	atm
Suhu Operasi	=	303,15	K
T_{ref}	=	298,15	K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatis.

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* I (M-410) :

Q masuk	=	Q keluar	+	Q pelarutan
$(m \times cp \times \Delta T)_{aliran\ masuk}$	=	$(m \times cp \times \Delta T)_{aliran\ keluar}$	+	$(\Delta H_s \times mol)_{zat\ terlarut}$
687.203,0412 kkal/jam	=	Q keluar	+	-246.943,3785 kkal/jam
Q masuk	=	934.146,4197		kka/jam

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <20> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{masuk\ aliran\ <20>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 303,15 K)
= 12,0632 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2064 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)
= m x Cp x ($T_{masuk\ aliran\ <20>}$ - T_{ref})
= 13.230,0000 x 0,2064 x (303,15 - 298,15)
= 13.654,1968 kkal/jam

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <24> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{masuk\ aliran\ <24>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 303,15 K)
= 12,0632 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2064 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)

=	m	x	Cp	x	(	$T_{\text{masuk aliran <24>}}$	-	T_{ref}	)		
=	0,0000	x	0,2064	x	(	303,15	-	298,15	)		
=	0,0000		kkal/jam								

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <25> :

Cp	=	10,79	+	(	0,0042	x	$T_{\text{masuk aliran <25>}}$	)			
	=	10,79	+	(	0,0042	x	303,15	K	)		
	=	12,0632		kkal/kmol.K							
Cp	=	12,0632		kkal/kmol.K							
		58,4423		kg/kmol							
	=	0,2064		kkal/kg.K							
Q	=	m (kg/jam)	x	Cp (kkal/kg.K)		x	ΔT (K)				
	=	m	x	Cp	x	(	$T_{\text{masuk aliran <25>}}$	-	T_{ref}	)	
	=	0,0000	x	0,2064	x	(	303,15	-	298,15	)	
	=	0,0000		kkal/jam							

Q Pelarutan Komponen NaCl :

Q	=	(m/BM)	x	ΔH_s		
	=	13.230,0000	kg/jam	x	-1,1640	kkal/mol
		58,4423	kg/kmol			
	=	226,3771	kmol/jam	x	-1,1640	kkal/mol
	=	226.377,1275	mol/jam	x	-1,1640	kkal/mol
	=	-263.502,9764	kkal/jam			

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* I (M-410) :

Proses diasumsikan terjadi secara adiabatis, maka $T_{\text{keluar aliran <21>}}$ di-*trial* hingga didapatkan nilai akumulasi Q sama dengan 0.

Q masuk	=	Q keluar	+	Q pelarutan		
Q masuk	-	Q keluar	-	Q pelarutan	=	0
(687.203,0412	-	934.146,4197	-	-246.943,3785) kkal	=	0,0000 kkal

sehingga, didapatkan :

$T_{\text{keluar aliran <21>}}$ = 304,90 K

Tabel B.2 Data Perhitungan Q Aliran Masuk Pada Saat *Start Up*

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <20>				
NaCl	13.230,0000	0,2064	5,0000	13.654,1968
$CaSO_4$	24,8063	0,1724	5,0000	21,3859
$CaCl_2$	56,5031	0,1628	5,0000	45,9989
$MgCl_2$	34,4531	0,1937	5,0000	33,3691
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H_2O	435,4875	3,6746	5,0000	8.001,2093
Aliran <24>				
H_2O	36.218,7500	3,6746	5,0000	665.446,8813
Aliran <25>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H_2O	0,0000	3,6746	5,0000	0,0000
Total	**50.000,0000**			**687.203,0412**

Tabel B.3 Data Perhitungan Q Aliran Keluar Pada Saat *Start Up*

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <21>				
NaCl	13.230,0000	0,2065	6,7452	18.431,1594
$CaSO_4$	24,8063	0,1728	6,7452	28,9213
$CaCl_2$	56,5031	0,1629	6,7452	62,0772
$MgCl_2$	34,4531	0,1938	6,7452	45,0321
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0747	6,7452	0,0000
KCl	0,0000	0,1620	6,7452	0,0000
KBr	0,0000	0,1058	6,7452	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1036	6,7452	0,0000
H_2O	36.654,2375	3,7032	6,7452	915.579,2298
Total	**50.000,0000**			**934.146,4197**

Tabel B.4 Data Perhitungan Q Pelarutan Pada Saat *Start Up*

Komponen	m (kg/jam)	BM (kg/kmol)	n (mol)	ΔHs (kkal/mol)	Q (kkal/jam)
Aliran <25>					
NaCl	13.230,0000	58,4423	226.377,1275	-1,1640	-263.502,9764
$CaSO_4$	24,8063	136,1417	182,2091	5,1000	929,2662
$CaCl_2$	56,5031	110,9831	509,1147	4,9000	2.494,6619
$MgCl_2$	34,4531	95,2101	361,8642	36,3000	13.135,6698
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	146,3388	0,0000	-7,8500	0,0000
KCl	0,0000	74,5508	0,0000	-4,0400	0,0000
KBr	0,0000	119,0018	0,0000	-5,1300	0,0000
KIO_3	0,0000	214,0001	0,0000	-6,9300	0,0000
Total	**13.345,7625**				**-246.943,3785**

Tabel B.5 Neraca Energi Sistem *Brine Mixer Tank* I (M-410) Pada Saat *Start Up*

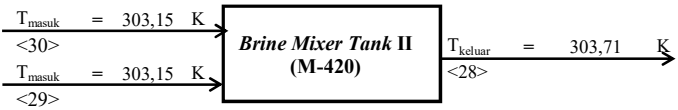
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	**Q (kkal/jam)**	**Aliran**	**Q (kkal/jam)**
Garam <20>	21.756,1599	*Brine* <21>	934.146,4197
Air <24>	665.446,8813	Hasil pelarutan	-246.943,3785
Brine <20>	0,0000		
Total	**687.203,0412**	**Total**	**687.203,0412**

2 . *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine* .

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1	atm
Suhu Operasi	=	303,15	K
T_{ref}	=	298,15	K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatis.

Reaksi Koagulasi :

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

$Mg(HCO_3)_2 + 2\ Ca(OH)_2 \rightarrow 2\ CaCO_3 + Mg(OH)_2 + 2\ H_2O$

$CaSO_4 + Na_2CO_3 \rightarrow CaCO_3 + Na_2SO_4$

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

Karena terjadi reaksi pembentukan dalam *Brine Mixer Tank* II (M-420), maka terdapat entalpi dari reaksi tersebut.

Tabel B.6 Data Nilai ΔH_f (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	ΔH_f (kkal/mol)
NaCl	-98,3210
$CaSO_4$	-336,5800
$CaCl_2$	-190,6000
$MgCl_2$	-153,2200
$Mg(HCO_3)_2$	-261,7000
H_2O	-68,3174
NaOH	-101,9600
Na_2CO_3	-269,4600
$CaCO_3$	-289,5400
$Mg(OH)_2$	-223,9000
$Ca(OH)_2$	-235,5800
Na_2SO_4	-330,5000

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* II (M-420) :

Q masuk	=	Q keluar	+	Q reaksi
$(m \times cp \times \Delta T)_{aliran\ masuk}$	=	$(m \times cp \times \Delta T)_{aliran\ keluar}$	+	Q reaksi
126.983,0821 kkal/jam	=	Q keluar	+	-14.118,3113 kkal/jam
Q masuk	=	141.101,3934		kka/jam

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <29> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{masuk\ aliran\ <29>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 303,15 K)
= 12,0632 kkal/kmol.K

Cp = 12,0632 kkal/kmol.K / 58,4423 kg/kmol
= 0,2064 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)
= m x Cp x ($T_{masuk\ aliran\ <29>}$ - T_{ref})
= 13.196,9250 x 0,2064 x (303,15 - 298,15)
= 13.620,0613 kkal/jam

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <30> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{masuk\ aliran\ <30>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 303,15 K)
= 12,0632 kkal/kmol.K

Cp = 12,0632 kkal/kmol.K / 58,4423 kg/kmol
= 0,2064 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)
= m x Cp x ($T_{masuk\ aliran\ <30>}$ - T_{ref})
= 0,0000 x 0,2064 x (303,15 - 298,15)
= 0,0000 kkal/jam

Q Reaksi Komponen NaCl :

Q reaksi NaCl dari reaksi koagulasi I	=	-311.153,3067	kka/jam
Q reaksi NaCl dari reaksi koagulasi II	=	0,0000	kka/jam
Q reaksi NaCl dari reaksi koagulasi III	=	-231.575,0346	kka/jam
Q reaksi NaCl dari reaksi koagulasi IV	=	-86.161,5760	kka/jam
Total Q reaksi NaCl	=	-628.889,9173	kka/jam

Neraca Energi *Brine Mixer Tank* II (M-420) :

Proses diasumsikan terjadi secara adiabatis, maka $T_{keluar\ aliran\ <28>}$ di-*trial* hingga didapatkan nilai akumulasi Q sama dengan 0.

Q masuk = Q keluar + Q reaksi

Q masuk - Q keluar - Q reaksi = 0

(126.983,0821 - 141.101,3934 - -14.118,3113) kkal = 0,0000 kkal

sehingga, didapatkan :

$T_{keluar\ aliran\ <28>}$ = 303,71 K

Tabel B.7 Data Perhitungan Q Aliran Masuk

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <29>				
NaCl	13.196,9250	0,2064	5,0000	13.620,0613
$CaSO_4$	160,3270	0,1724	5,0000	138,2205
$CaCl_2$	179,3279	0,1628	5,0000	145,9899
$MgCl_2$	301,3083	0,1937	5,0000	291,8279
$Mg(HCO_3)_2$	58,3339	0,0744	5,0000	21,6979
KCl	222,8716	0,1619	5,0000	180,4156
KBr	53,1289	0,1057	5,0000	28,0850
KIO_3	1,3388	0,1032	5,0000	0,6909
H_2O	36.562,6019	0,6139	5,0000	112.222,7455
NaOH	0,0000	0,0115	5,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,2727	5,0000	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,1992	5,0000	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,3121	5,0000	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,2888	5,0000	0,0000
Aliran <30>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H_2O	0,0000	0,6139	5,0000	0,0000
NaOH	253,1551	0,0115	5,0000	14,5575
Na_2CO_3	171,2575	0,2727	5,0000	233,4849
$CaCO_3$	0,0000	0,1992	5,0000	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,3121	5,0000	0,0000
$Ca(OH)_2$	59,0700	0,2888	5,0000	85,3052
Total	**51.219,6460**			**126.983,0821**

Perhitungan Q reaksi dalam *Brine Mixer Tank* II (M-410) :

Persamaan untuk menentukan nilai ΔH_r :

$$\Delta H_r = [\Sigma \Delta H_{f\,produk} - \Sigma \Delta H_{f\,reaktan}]$$

Untuk menentukan nilai Q reaksi, maka persamaannya menjadi :

$$Q_r = [\Sigma Q_{produk} - \Sigma Q_{reaktan}]$$

Reaksi Koagulasi I :

	$MgCl_2$	+	2 NaOH	→	$Mg(OH)_2$	+	2 NaCl
m :	3,1647		6,3293		-		-
r :	3,1647		6,3293		3,1647		3,1647
s :	0,0000		0,0000		3,1647		3,1647

Tabel B.8 Data Perhitungan Q Pada Reaksi Koagulasi I

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	Q reaktan (kkal/jam)	Q produk (kkal/jam)
$MgCl_2$	3,1647	-153,2200	-484.890,4064	
NaOH	6,3293	-101,9600	-645.339,0659	
$Mg(OH)_2$	3,1647	-223,9000		-708.569,1294
NaCl	3,1647	-98,3210		-311.153,3067
Q reaksi (kkal/jam)			**110.507,0363**	

Reaksi Koagulasi II :

	$Mg(HCO_3)_2$	+	2 $Ca(OH)_2$	→	2 $CaCO_3$	+	$Mg(OH)_2$	+	2 H_2O
m :	0,3986		0,7972		-		-		-
r :	0,3986		0,7972		0,7972		0,3986		0,7972
s :	0,0000		0,0000		0,7972		0,3986		0,7972

Tabel B.9 Data Perhitungan Q Pada Reaksi Koagulasi II

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	Q reaktan (kkal/jam)	Q produk (kkal/jam)
$Mg(HCO_3)_2$	0,3986	-261,7000	-104.319,4792	
$Ca(OH)_2$	0,7972	-235,5800	-187.814,9248	
$CaCO_3$	0,7972	-289,5400		-230.834,2530
$Mg(OH)_2$	0,3986	-223,9000		-89.251,5529
H_2O	0,7972	-68,3174		-54.465,6904
Q reaksi (kkal/jam)			**-82.417,0923**	

Reaksi Koagulasi III :

	$CaSO_4$	+	Na_2CO_3	→	$CaCO_3$	+	Na_2SO_4
m :	1,1776		1,1776		-		-
r :	1,1776		1,1776		1,1776		1,1776
s :	0,0000		0,0000		1,1776		1,1776

	$CaCl_2$	+	Na_2SO_4	→	$CaSO_4$	+	2 NaCl
m :	1,6158		1,1776		-		-
r :	1,1776		1,1776		1,1776		2,3553
s :	0,4382		0,0000		1,1776		2,3553

Tabel B.10 Data Perhitungan Q Pada Reaksi Koagulasi III

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	Q reaktan (kkal/jam)	Q produk (kkal/jam)
$CaSO_4$	1,1776	-336,5800	-396.372,7238	
Na_2CO_3	1,1776	-269,4600	-317.328,9980	
$CaCO_3$	1,1776	-289,5400		-340.976,1675
Na_2SO_4	1,1776	-330,5000		-389.212,6247
$CaCl_2$	1,1776	-190,6000	-224.459,6861	
Na_2SO_4	1,1776	-330,5000	-389.212,6247	
$CaSO_4$	1,1776	-336,5800		-396.372,7238
NaCl	2,3553	-98,3210		-231.575,0346
Q reaksi (kkal/jam)			**-30.762,5179**	

Reaksi Koagulasi IV :

	$CaCl_2$	+	Na_2CO_3	→	$CaCO_3$	+	2 NaCl
m :	0,4382		0,4382		-		-
r :	0,4382		0,4382		0,4382		0,8763
s :	0,0000		0,0000		0,4382		0,8763

Tabel B.11 Data Perhitungan Q Pada Reaksi Koagulasi IV

Komponen	n (kmol/jam)	ΔH_f (kkal/mol)	Q reaktan (kkal/jam)	Q produk (kkal/jam)
$CaCl_2$	0,4382	-190,6000	-83.514,1851	
Na_2CO_3	0,4382	-269,4600	-118.067,8505	
$CaCO_3$	0,4382	-289,5400		-126.866,1970
NaCl	0,8763	-98,3210		-86.161,5760
Q reaksi (kkal/jam)			**-11.445,7374**	

Tabel B.12 Data Perhitungan Q Aliran Keluar

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <28>				
NaCl	13.755,6895	0,2065	5,5556	15.777,4409
$CaSO_4$	160,3270	0,1726	5,5556	153,7013
$CaCl_2$	0,0000	0,1628	5,5556	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,1937	5,5556	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0745	5,5556	0,0000
KCl	222,8716	0,1619	5,5556	200,4994
KBr	53,1289	0,1057	5,5556	31,2110
KIO_3	1,3388	0,1033	5,5556	0,7687
H_2O	36.576,9645	0,6117	5,5556	124.309,9447
NaOH	0,0000	0,0115	5,5556	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,2727	5,5556	0,0000
$CaCO_3$	241,5157	0,1994	5,5556	267,5339
$Mg(OH)_2$	207,8100	0,3121	5,5556	360,2935
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,2888	5,5556	0,0000
Total	**51.219,6460**			**141.101,3934**

Tabel B.13 Neraca Energi Sistem *Brine Mixer Tank* II (M-420)

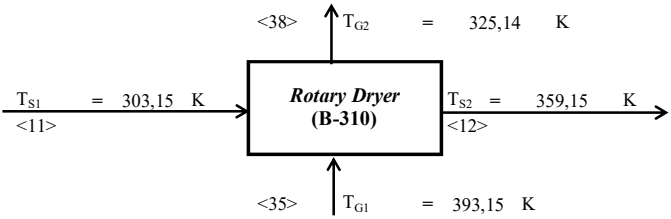
Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran	**Q (kkal/jam)**	**Aliran**	**Q (kkal/jam)**
Brine kotor <29>	126.649,7345	*Brine* <28>	141.101,3934
Chemicals <30>	333,3476	Hasil reaksi	-14.118,3113
Total	**126.983,0821**	**Total**	**126.983,0821**

3 . *Rotary Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Tekanan	=	1	atm
Suhu Operasi	=	393,15	K
T_{ref}	=	298,15	K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatis.

Dari Appendiks A didapatkan data sebagai berikut :

Massa aliran <11>	=	16.763,8367	kg			
Suhu garam masuk *Rotart Dryer* (T_{S1})	=	30	˚C	=	86	˚F
Suhu udara masuk *Rotary Dryer* (T_{G1})	=	120	˚C	=	248	˚F

Dari *website sumenepkab.go.id* didapatkan data sebagai berikut :

Percentage relative humidity udara (H_R)	=	70	%

Perhitungan *partial pressure* (p_A) *of water vapor in the air* berdasarkan *Geankoplis 3[th] Ed eq. 9.3-4 page 526* :

Dari *steam table Geankoplis 3[th] Ed. page 857* didapatkan data sebagai berikut.

Suhu *dry bulb* udara (T_{DB}) sebelum dipanaskan	=	30	˚C
Total pressure (P)	=	1	atm
	=	101,325	kPa
Vapor pressure (p_{AS}) of *pure water*	=	4,2460	kPa

$$H_R = 100 \cdot \frac{p_A}{p_{AS}}$$

$$p_A = \frac{H_R \cdot p_{AS}}{100}$$

$$= \frac{70 \cdot 4,2460 \text{ kPa}}{100}$$

$$= 2,9722 \text{ kPa}$$

Perhitungan *humidty udara masuk* (H_{in} atau H_1) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed eq. 9.3-1 page 526* :

$$H_{in} \text{ atau } H_1 = \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{p_A}{P - p_A}$$

$$= \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{2,9722 \text{ kPa}}{101,325 \text{ kPa} - 2,9722 \text{ kPa}}$$

$$= 0,0188 \text{ kg } H_2O/\text{kg } air$$

Dari *Geankoplis 3th Ed. fig. 9.3-2 page 529* didapatkan data Tw sebagai berikut.

Suhu *dry bulb* udara masuk *Rotary Dryer*	=	120	˚C
	=	248	˚F
Humidity 1 (H_{in} atau H_1)	=	0,0188	
Suhu *wet bulb* udara masuk (Tw)	=	41,35	˚C
	=	106	˚F

T_{ref} = 25 ˚C = 77 ˚F

Menghitung Suhu Udara Panas Keluar *Rotary Dryer* (T_{G2}) :

$$NTU = \ln \frac{T_{G1} - T_w}{T_{G2} - T_w} \qquad \textit{(Badger dan Banchero, 1995)}$$

Umumnya, nilai NTU *Rotary Dryer* adalah 1,5 - 2,5 *(Badger dan Banchero, 1995)* . Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$2 = \ln \frac{248 - 106}{T_{G2} - 106}$$

$$7,3891 = \frac{248 - 106}{T_{G2} - 106}$$

$$T_{G2} = 125,59 \text{ ˚F}$$

$$T_{G2} = 51,99 \text{ ˚C}$$

Asumsi Suhu Produk Garam Keluar (Ts_2) :

$$Ts_2 = \frac{T_{\text{udara panas masuk } \textit{Rotary Dryer}} + T_{\text{udara panas keluar } \textit{Rotary Dryer}}}{2}$$

$$= \left(\frac{120 + 51,9941}{2} \right) \text{ ˚C}$$

$$= 86,00 \text{ ºC}$$

Berdasarkan neraca massa didapatkan data sebagai berikut :

Fraksi komponen antara *solid* dan H_2O sebelum masuk *Rotary Dryer* :

Dry solid = 0,9424 kg *dry solid* /kg total

H_2O	=	0,0576	kg H_2O/kg total
Moisture content (X_1)	=	0,0611	kg H_2O/kg *dry solid*

Fraksi komponen yang diinginkan antara *solid* dan H_2O setelah keluar *Rotary Dryer :*

Dry solid	=	0,9990	kg *dry solid* /kg total
H_2O	=	0,0010	kg H_2O/kg total
Moisture content (X_2)	=	0,0010	kg H_2O/kg *dry solid*

***Enthalpy* Garam Masuk**

Ts_1	=	303,15	K
T_{ref}	=	298,15	K

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. page 562* :

$$Cp = 10,79 + (0,0042 \times T_{masuk\ aliran\ <11>})$$
$$= 10,79 + (0,0042 \times 303,15\ K)$$
$$= 12,0632\ kkal/kmol.K$$
$$Cp = \frac{12,0632\ kkal/kmol.K}{58,4423\ kg/kmol}$$
$$= 0,2064\ kkal/kg.K$$
$$Cps = Cp\ (kkal/kg.K) \cdot \frac{m\ (kg/jam)}{Ls_{in}\ (kg/jam)}$$
$$= 0,2064 \cdot \frac{15.774,4533}{15.797,9576}$$
$$= 0,2061\ kka/kg.K$$

Tabel B.14 Komposisi Garam Masuk Aliran <11>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	15.774,4533	0,2064	0,2061
$CaSO_4$	3,7170	0,1724	0,0000
$CaCl_2$	3,4561	0,1628	0,0000
$MgCl_2$	7,2822	0,1937	0,0001
$Mg(HCO_3)_2$	1,5725	0,0744	0,0000
KCl	6,0081	0,1619	0,0001
KBr	1,4322	0,1057	0,0000
KIO_3	0,0361	0,1032	0,0000
H_2O	1.798,2309	0,6139	0,0000
Total	**17.596,1885**	**1,7945**	**0,2063**

Total *solid* (Ls_{in}) = 15.797,9576 kg/jam

Mencari total enthalpi masuk *wet solid* ($H's_{in}$) berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi masuk *wet solid* ($H's_{in}$) = $Cps\ (Ts_1 - T_{ref}) + X_1.CpA\ (Ts_1 - T_{ref})$
= 1,2194 kkal/kg

Enthalpy garam masuk ($Ls_{in}.H's_{in}$) = 19.264,1320 kkal/jam
= 80.601,1282 kJ/jam

***Enthalpy* Garam yang Terikut Oleh Udara**

T_{G2} = 325,14 K
T_{ref} = 298,15 K

Asusmi : Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 1% dari total *flowrate* aliran <11>.

Mencari massa komponen NaCl aliran <28> :

m NaCl aliran <28> = 1% x m NaCl aliran <11>
= 1% x 15.774,4533 kg/jam
= 157,7445 kg/jam

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. page 562* :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{keluar\ aliran\ <28>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 325,14 K)
= 12,1556 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,1556 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2080 kkal/kg.K

$$Cps = Cp\ (kkal/kg.K) \cdot \frac{m\ (kg/jam)}{Ls\ (kg/jam)}$$

$$= 0,2080 \cdot \frac{157,7445}{157,9796}$$

= 0,2077 kka/kg.K

Tabel B.15 Komposisi Garam yang Terikut Oleh Udara Aliran <38>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	157,7445	0,2080	0,2077
$CaSO_4$	0,0372	0,1776	0,0000
$CaCl_2$	0,0346	0,1636	0,0000
$MgCl_2$	0,0728	0,1946	0,0001
$Mg(HCO_3)_2$	0,0157	0,0780	0,0000
KCl	0,0601	0,1630	0,0001
KBr	0,0143	0,1064	0,0000
KIO_3	0,0004	0,1087	0,0000
H_2O	1.782,4171	0,4669	0,0000
Total	**1.940,3967**	**1,6667**	**0,2079**

Total *solid* (Ls) = 157,9796 kg/jam

Mencari total enthalpi *wet solid* (H's) *feed* yang terikut oleh udara berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi *wet solid* (H's) = $Cps\ (T_{G2} - T_{ref}) + X_2.Cp_A\ (T_{G2} - T_{ref})$
= 5,6255 kkal/kg

Enthalpy garam terikut udara (Ls.H's) = 888,7176 kkal/jam
= 3.718,3946 kJ/jam

***Enthalpy Garam* Keluar**

T_{S2} = 359,15 K
T_{ref} = 298,15 K

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. page 562* :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{keluar\ aliran\ <12>}$)
= 10,79 + (0,0042 x 359,15 K)
= 12,2984 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,2984 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2104 kkal/kg.K

$$Cps = Cp\ (kkal/kg.K) \cdot \frac{m\ (kg/jam)}{Ls_{out}\ (kg/jam)}$$

$$= 0,2104 \cdot \frac{15.616,7087}{15.639,9780}$$

= 0,2101 kka/kg.K

Tabel B.16 Komposisi Garam Keluar Aliran <12>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	15.616,7087	0,2104	0,2101
$CaSO_4$	3,6798	0,1851	0,0000
$CaCl_2$	3,4216	0,1648	0,0000
$MgCl_2$	7,2094	0,1959	0,0001
$Mg(HCO_3)_2$	1,5568	0,0829	0,0000
KCl	5,9480	0,1647	0,0001
KBr	1,4179	0,1074	0,0000
KIO_3	0,0357	0,1171	0,0000
H_2O	15,8138	0,3475	0,0000
Total	**15.655,7918**	**1,5758**	**0,2104**

Total *solid* (Ls_{out}) = 15.639,9780 kg/jam

Mencari total enthalpi keluar *wet solid* ($H's_{out}$) berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi keluar *wet solid* ($H's_{out}$) = $Cps\ (Ts_2 - T_{ref}) + X_2.CpA\ (Ts_2 - T_{ref})$
= 12,8535 kkal/kg

Enthalpy garam keluar ($Ls_{out}.H's_{out}$) = 201.027,7233 kkal/jam
= 841.099,9942 kJ/jam

Massa H_2O yang teruapkan (W) :

W = massa H_2O masuk - massa H_2O keluar
= 1.798,2309 kg/jam - 15,8138 kg/jam
= 1.782,4171 kg/jam

Neraca Energi Bahan *Moisture* :

$G.H_{in} + Ls_{in}.X_1 = G.H_{out} + Ls_{out}.X_2$ *(Geankoplis Page 603, 2003)*

Dimana :

H_{in} = 0,0188 kg H_2O/kg *dry air*

Ls_{in} = 15.797,9576 kg/jam

X_1 = 0,0611 kg H_2O/kg *dry solid*

Ls_{out} = 157,9796 kg/jam + 15.639,9780 kg/jam
= 15.797,9576 kg/jam

X_2 = 0,0010 kg H_2O/kg *dry solid*

Sehingga, didapatkan persamaan (1) berikut ini.

$0{,}0188\ G + 965{,}8791 = G.H_{out} + 15{,}8138$ .....(1)

Neraca Energi *Rotary Dryer* (B-310) :

Persamaan umum neraca energi pada *Rotary Dryer* :

$$\mathbf{G.\hat{H}_{in} + Ls.H'_{in} + Q = G.\hat{H}_{out} + Ls.H'_{out}}$$

$$H's = Cp_s\,(Ts-T_0) + X.Cp_A\,(Ts-T_0)$$

(Geankoplis Eq. 9.10-26 Page 562, 2003)

Keterangan :

G	=	*Rate* udara panas (kg/jam)
$\hat{H}_{out}$	=	*Humid heat* udara keluar (kJ/kg *dry air*)
$\hat{H}_{in}$	=	*Humid heat* udara masuk (kJ/kg *dry air*)
LsH'_1	=	*Entalphy* bahan masuk (kJ/jam)
LsH'_2	=	*Entalphy* bahan keluar (kJ/jam)
Q	=	*Heat loss* (kJ/jam)

Persamaan umum :

$\mathbf{\hat{H}_G = C_s\,(T_G - T_{ref}) + H.\,\lambda_0}$ *(Geankoplis Eq. 9.10-24 Page 603, 2003)*

$\mathbf{C_S = 1{,}005 + 1{,}88\ H}$ *(Geankoplis Eq. 9.3-6 Page 567, 2003)*

Keterangan :

H	=	*Humidity* (kg H_2O/kg *dry air*)
T	=	Suhu (˚C)
C_S	=	*Humid heat* (kJ/kg *dry air*)
λ_0	=	Panas laten (kJ/kg)
T_{ref}	=	25 ˚C

1) Masuk ($\hat{H}_{in}$) berdasarkan persamaan di atas :

$$\hat{H}_{in} = ((\ 1{,}005 + 1{,}88\ H_1\ ) \times (\ T_{G1} - T_{ref}\ )\ ) + (H_1 \cdot \lambda_0)$$

Dimana :

H_1	=	0,0188	kg H_2O/kg *dry air*
T_{G1}	=	120	˚C
T_{ref}	=	25	˚C
λ_0	=	(H_V - H_L)	
	=	(2.547,2 - 104,89)	kJ/kg
	=	2.442,3100	kJ/kg

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$\hat{H}_{in}$ = (1,0403 x 95) + 45,9091

= 144,7413 kJ/kg *dry air*

2) Keluar ($\hat{H}_{out}$) berdasarkan persamaan di atas :

$$\hat{H}_{out} = ((\ 1{,}005 + 1{,}88\ H_2\ ) \times (\ T_{G2} - T_{ref}\ )\ ) + (H_2 \cdot \lambda_0)$$

Dimana :

T_{G2}	=	51,9941	˚C
T_{ref}	=	25	˚C

λ_0 = (H_V - H_L)

= (2.547,2 - 104,89) kJ/kg

= 2.442,3100 kJ/kg

Sehingga, didapatkan persamaan (2) sebagai berikut.

$\hat{H}_{out}$ = ((1,005 + 1,88 H_2) x 26,9941) + 2.442,3100 H_2

= (27,1291 + 50,7489 H_2) + 2.442,3100 H_2

= 27,1291 + 2.493,0589 H_2 ……..(2)

Lalu, mensubstitusi nilai $\hat{H}_{in}$ dan $\hat{H}_{out}$ ke dalam persamaan neraca energi :

G.Ĥin + Ls.H'in + Q = G.Ĥout + Ls.H'out

Dimana :

$\hat{H}_{in}$ = 144,7413 kJ/kg *dry air*

$Ls.H'_{in}$ = 80.601,1282 kJ/jam

$\hat{H}_{out}$ = 27,1291 + 2.493,0589 H_2

$Ls.H'_{out}$ = 844.818,3887 kJ/jam

Q = 0,0000 kJ/jam (karena asumsi proses adiabatis)

Sehingga, didapatkan persamaan (3) sebagai berikut.

$$G = \frac{844.818,3887 - 80.601,1282}{(117,6122 - 2.493,0589\ H_2)}$$

$$= \frac{764.217,2605}{(117,6122 - 2.493,0589\ H_2)} \quad \text{……..(3)}$$

Kemudian, mensubstitusi nilai G ke dalam persamaan (1) untuk mencari nilai H_{out}, dimana H_{out} adalah H_2 :

0,0188 G + 965,8791 = G.H_{out} + 15,8138

0,0188 G + 965,8791 = G.H_2 + 15,8138

0,0188 G - G.H_2 = -950,0653

G (0,0188 - H_2) = -950,0653

$$\frac{14.365,2912 - 764.217,2605\ H_2}{(117,6122 - 2.493,0589\ H_2)} = -950,0653$$

14.365,2912 - 764.217,2605 H_2 = -111.739,2524 - 2.368.568,7934 H_2

14.365,2912 - 764.217,2605 H_2 = -111.739,2524 + 2.368.568,7934 H_2

-3.132.786,0539 H_2 = -126.104,5436

H_2 = 0,0403 kg H_2O/kg *dry air*

Untuk mencari nilai G, dilakukan substitusi nilai H_2 ke dalam persamaan (3) :

$$\mathbf{G} = \frac{\mathbf{764.217,2605}}{\mathbf{(117,6122 - 2.493,0589\ H_2)}}$$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

G = 44.280,1774 kg/jam

G = 44.280,1774 kg/jam

Untuk mencari nilai $\hat{H}$out, dilakukan substitusi nilai H_2 ke dalam persamaan (2)

$\mathbf{\hat{H}_{out} = 27,1291 + 2.493,0589\ H_2}$

Sehingga, didapatkan hasil sebagai berikut.

$\hat{H}_{out}$ = 127,4826 kJ/kg *dry air*

***Enthalpy* Udara Masuk**

$G.\hat{H}in$ = 44.280,1774 kg/jam x 144,7413 kJ/kg *dry air*

= 6.409.169,2074 kJ/jam

= 1.531.829,8956 kkal/jam

***Enthalpy* Udara Keluar**

$G.\hat{H}_{out}$ = 44.280,1774 kg/jam x 127,4826 kJ/kg *dry air*

= 5.644.951,9469 kJ/jam

= 1.349.177,3850 kkal/jam

Tabel B.17 Neraca Energi Sistem *Rotary Dryer* (B-310)

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran	**H (kkal/jam)**	**Aliran**	**H (kkal/jam)**
Garam basah <11>	19.264,1533	Kristal NaCl <12>	201.916,6638
Udara masuk <35>	1.531.829,8956	Udara keluar <38>	1.349.177,3850
Total	**1.551.094,0488**	**Total**	**1.551.094,0488**

4 . *Rotary Cooler* (B-320)

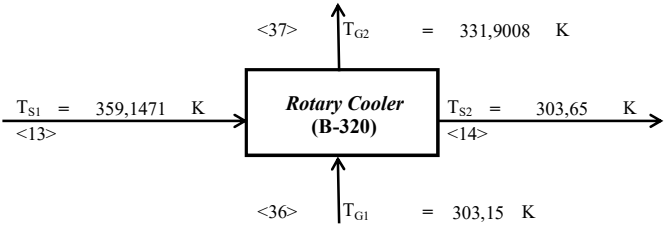
Fungsi : Menurunkan suhu produk garam dengan menggunakan udara.

Kondisi Operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 303,15 K

T_{ref} = 298,15 K



Asumsi : Proses terjadi secara adiabatis.

Dari Appendiks A didapatkan data sebagai berikut :

Massa aliran <13> = 15.616,7087 kg

Suhu garam masuk *Rotart Cooler* (T_{S1}) = 86,00 ˚C = 186,79 ˚F

Suhu garam keluar *Rotart Cooler* (T_{S2}) = 30,5 ˚C = 87 ˚F

Dari *website sumenepkab.go.id* didapatkan data sebagai berikut :

Percentage relative humidity udara (H_R) = 70 %

Perhitungan *partial pressure* (p_A) *of water vapor in the air* berdasarkan *Geankoplis 3th Ed eq. 9.3-4 page 526* :

Dari *steam table Geankoplis 3th Ed. page 857* didapatkan data sebagai berikut.

Suhu *dry bulb* udara (T_{DB}) masuk = 30 ˚C

Total pressure (P) = 1 atm

= 101,325 kPa

Vapor pressure (p_{AS}) of *pure water* = 4,2460 kPa

$$H_R = 100 \cdot \frac{p_A}{p_{AS}}$$

$$p_A = \frac{H_R \cdot p_{AS}}{100}$$

$$= \frac{70 \cdot 4,2460 \text{ kPa}}{100}$$

$$= 2,9722 \text{ kPa}$$

Perhitungan *humidty udara masuk* (H_{in} atau H_1) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed eq. 9.3-1 page 526* :

$$H_{in} \text{ atau } H_1 = \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{p_A}{P - p_A}$$

$$= \frac{18,02}{28,97} \cdot \frac{2,9722 \text{ kPa}}{101,3250 \text{ kPa} - 2,9722 \text{ kPa}}$$

$$= 0,0188 \text{ kg } H_2O/\text{kg } \textit{air}$$

Dari *Geankoplis 3th Ed. fig. 9.3-2 page 529* didapatkan data Tw sebagai berikut.

Suhu *dry bulb* udara masuk *Rotary Cooler* (T_{G1})	=	30	˚C
	=	86	˚F
Humidity 1 (H_{in} atau H_1)	=	0,0188	
Suhu *wet bulb* udara masuk (Tw)	=	25,5	˚C
	=	77,9	˚F

T_{ref} = 25 ˚C = 77 ˚F

Menghitung Suhu Udara Pendingin Keluar *Rotary Cooler* (T_{G2}) :

$$N_T = \ln \frac{T_{G2} - T_w}{T_{G1} - T_w}$$ *(Badger dan Banchero, 1995)*

Umumnya, nilai NTU *Rotary Cooler* adalah 1,5 - 2,5 *(Badger dan Banchero, 1995)* . Oleh karena itu, diasumsikan nilai NTU yang diambil = 2.

$$2 = \ln \frac{T_{G2} - 77,9}{86 - 77,9}$$

$$7,3891 = \frac{T_{G2} - 77,9}{86 - 77,9}$$

T_{G2} = 137,75 ˚F

T_{G2} = 58,75 ˚C

***Enthalpy Garam* Masuk**

Ts_1 = 359,1471 K

T_{ref} = 298,15 K

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. page 562* :

$$Cp = 10,79 + (0,0042 \times T_{masuk\ aliran\ <13>})$$

$$= 10,79 + (0,0042 \times 359,15 \text{ K})$$

$$= 12,2984 \text{ kkal/kmol.K}$$

$$Cp = \frac{12,2984 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 0,2104 \text{ kkal/kg.K}$$

$$Cps = Cp\ (kkal/kg.K) \cdot \frac{m\ (kg/jam)}{Ls_{in}\ (kg/jam)}$$

$$= 0{,}2104 \cdot \frac{15.616{,}7087}{16.159{,}7172}$$

$$= 0{,}2034 \quad kka/kg.K$$

Tabel B.18 Komposisi Garam Masuk Aliran <13>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	15.616,7087	0,2104	0,2034
$CaSO_4$	3,6798	0,1851	0,0000
$CaCl_2$	3,4216	0,1648	0,0000
$MgCl_2$	7,2094	0,1959	0,0001
$Mg(HCO_3)_2$	1,5568	0,0829	0,0000
KCl	5,9480	0,1647	0,0001
KBr	1,4179	0,1074	0,0000
KIO_3	0,0357	0,1171	0,0000
H_2O	519,7392	0,3475	0,0112
Total	**16.159,7172**	**1,5758**	**0,2148**

Total *solid* (Ls_{in}) = 16.159,7172 kg/jam

Mencari total enthalpi masuk *wet solid* ($H's_{in}$) berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi masuk *wet solid* ($H's_{in}$) = Cps ($Ts_1 - T_{ref}$)

= 13,1013 kkal/kg

Enthalpy garam masuk ($Ls_{in}.H's_{in}$) = 211.713,0746 kkal/jam

= 885.807,5040 kJ/jam

***Enthalpy* Garam yang Terikut Oleh Udara**

T_{G2} = 331,90 K

T_{ref} = 298,15 K

Asusmi : Material yang terbawa oleh udara pemanas adalah sebesar 1% dari total *flowrate* aliran <13>.

Mencari massa komponen NaCl aliran <37> :

m NaCl aliran <37> = 1% x m NaCl aliran <13>

= 1% x 15.616,7087 kg/jam

= 156,1671 kg/jam

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. page 562* :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{keluar\ aliran\ <37>}$)

= 10,79 + (0,0042 x 331,90 K)

= 12,1840 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,1840\ \text{kkal/kmol.K}}{58,4423\ \text{kg/kmol}}$$

= 0,2085 kkal/kg.K

$$Cps = Cp\ (\text{kkal/kg.K}) \cdot \frac{m\ (\text{kg/jam})}{Ls\ (\text{kg/jam})}$$

$$= 0,2085 \cdot \frac{156,1671}{655,2860}$$

= 0,0497 kka/kg.K

Tabel B.19 Komposisi Garam yang Terikut Oleh Udara Aliran <37>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	156,1671	0,2085	0,0497
$CaSO_4$	0,0368	0,1791	0,0000
$CaCl_2$	0,0342	0,1638	0,0000
$MgCl_2$	0,0721	0,1948	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0156	0,0791	0,0000
KCl	0,0595	0,1634	0,0000
KBr	0,0142	0,1066	0,0000
KIO_3	0,0004	0,1103	0,0000
H_2O	498,8862	0,4672	0,3557
Total	**655,2860**	**1,6729**	**0,4055**

Total *solid* (Ls) = 655,2860 kg/jam

Mencari total enthalpi *wet solid* (H's) *feed* yang terikut oleh udara berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi *wet solid* (H's) = Cps (T_{G2} - T_{ref})

= 13,6847 kkal/kg

Enthalpy garam terikut udara (Ls.H's) = 8.967,3770 kkal/jam

= 37.519,5054 kJ/jam

***Enthalpy* Garam Keluar**

T_{S2} = 303,65 K

T_{ref} = 298,15 K

Mencari *heat capacity of dry solid* (Cps) NaCl berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. page 562* :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{keluar\ aliran\ <14>}$)

= 10,79 + (0,0042 x 303,65 K)

= 12,0653 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,0653\ kkal/kmol.K}{58,4423\ kg/kmol}$$

= 0,2064 kkal/kg.K

$$Cps = Cp\ (kkal/kg.K) \cdot \frac{m\ (kg/jam)}{Ls_{out}\ (kg/jam)}$$

$$= 0,2064 \cdot \frac{15.460,5416}{15.504,4313}$$

= 0,2059 kka/kg.K

Tabel B.20 Komposisi Garam Keluar Aliran <14>

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	Cps (kkal/kg.K)
NaCl	15.460,5416	0,2064	0,2059
$CaSO_4$	3,6430	0,1725	0,0000
$CaCl_2$	3,3874	0,1628	0,0000
$MgCl_2$	7,1373	0,1937	0,0001
$Mg(HCO_3)_2$	1,5413	0,0745	0,0000
KCl	5,8885	0,1619	0,0001
KBr	1,4037	0,1057	0,0000
KIO_3	0,0354	0,1033	0,0000
H_2O	20,8530	0,6120	0,0008
Total	**15.504,4313**	**1,7930**	**0,2069**

Total *solid* (Ls_{out}) = 15.504,4313 kg/jam

Mencari total enthalpi keluar *wet solid* ($H's_{out}$) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq . 9-10-25 page 562* :

Total enthalpi keluar *wet solid* ($H's_{out}$) = Cps (Ts_2 - T_{ref})

= 1,1381 kkal/kg

Enthalpy garam keluar ($Ls_{out}.H's_{out}$) = 17.645,9314 kkal/jam

= 73.830,5772 kJ/jam

Neraca Energi *Rotary Cooler* (B-320) :

Persamaan umum neraca energi pada *Rotary Cooler* :

$$G\,\hat{H}_1 + LsH'_1 + Q = G\,\hat{H}_2 + LsH'_2$$

(Geankoplis Eq. 9.10-26 Page 562, 2003)

Keterangan :

G	=	*Rate* udara pendingin (kg)
$\hat{H}_2$	=	*Humid heat* udara keluar (kJ/kg *dry air*)
$\hat{H}_1$	=	*Humid heat* udara masuk (kJ/kg *dry air*)
LsH'_1	=	*Entalphy* bahan masuk (kJ)
LsH'_2	=	*Entalphy* bahan keluar (kJ)
Q	=	*Heat loss* (kJ)

Dimana :

Cp udara	=	1,0048	kJ/kg
$\hat{H}_2$	=	33,9128	kJ/kg *dry air*
$\hat{H}_1$	=	5,0240	kJ/kg *dry air*
LsH'_1	=	885.807,5040	kJ/jam
LsH'_2	=	111.350,0825	kJ/jam

Sehingga, didapatkan persamaan (4) sebagai berikut.

5,0240 G + 885.807,5040 = 33,9128 G + 111.350,0825 .....(4)

5,0240 G - 33,9128 G = 111.350,0825 - 885.807,5040

-28,8888 G = -774.457,4214

G = 26.808,2648 kg/jam

G = 26.808,2648 kg/jam

***Enthalpy* Udara Masuk**

$G.\hat{H}_1$ = 26.808,2648 kg/jam x 5,0240 kJ/kg *dry air*

= 134.684,7222 kJ/jam

= 32.190,4567 kkal/jam

***Enthalpy* Udara Keluar**

$G.\hat{H}_2$ = 26.808,2648 kg/jam x 33,9128 kJ/kg *dry air*

= 909.142,1437 kJ/jam

= 217.290,4272 kkal/jam

Tabel B.21 Neraca Energi Sistem *Rotary Cooler* (B-320)

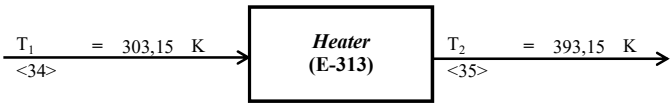
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Aliran	**H (kkal/jam)**	**Aliran**	**H (kkal/jam)**
Garam masuk <13>	211.713,3083	Garam keluar <14>	26.613,3378
Udara masuk <36>	32.190,4567	Udara keluar <37>	217.290,4272
Total	**243.903,7650**	**Total**	**243.903,7650**

5. *Heater* (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120^{o}C sebelum masuk *Rotary Dryer*.

Kondisi Operasi :

P	=	1	atm
T udara masuk	=	303,15	K
T udara keluar	=	393,15	K
T_{ref}	=	298,15	K



Suhu udara masuk *Heater* (T_1) = 30 ˚C = 303,15 K

Suhu udara keluar *Heater* (T_2) = 120 ˚C = 393,15 K

Cp udara masuk = 0,2409 kkal/kg.K (Geankoplis 3th Ed, 2003)

Cp udara keluar = 0,2450 kkal/kg.K (Geankoplis 3th Ed, 2003)

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <34> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{masuk\ aliran\ <34>}$)

= 10,79 + (0,0042 x 303,15 K)

= 12,0632 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,0632 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2064 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)

= m x Cp x ($T_{masuk\ aliran\ <34>}$ - T_{ref})

= 0,0000 x 0,2064 x (303,15 - 298,15)

= 0,0000 kkal/jam

Neraca Energi Komponen NaCl Aliran <35> :

Cp = 10,79 + (0,0042 x $T_{keluar\ aliran\ <35>}$)

= 10,79 + (0,0042 x 393,15 K)

= 12,4412 kkal/kmol.K

$$Cp = \frac{12,4412 \text{ kkal/kmol.K}}{58,4423 \text{ kg/kmol}}$$

= 0,2129 kkal/kg.K

Q = m (kg/jam) x Cp (kkal/kg.K) x ΔT (K)

= m x Cp x ($T_{keluar\ aliran\ <35>}$ - T_{ref})

= 0,0000 x 0,2129 x (393,15 - 298,15)

= 0,0000 kkal/jam

Tabel B.23 Data Perhitungan Q Aliran Udara Masuk

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <11>				
NaCl	0,0000	0,2064	5,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,1724	5,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,1628	5,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,1937	5,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0744	5,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1619	5,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1057	5,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1032	5,0000	0,0000
H_2O	832,3518	0,4656	5,0000	1.937,8777
Udara	44.280,1774	0,2409	5,0000	53.342,2599
Total	**45.112,5292**			**55.280,1376**

Berdasarkan data di atas didapatkan :

ΔH_{in} = Q_{in} = 55.280,1376 kkal/jam

= 231.292,0958 kJ/jam

Tabel B.24 Data Perhitungan Q Aliran Udara Keluar

Komponen	m (kg/jam)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (K)	Q (kkal/jam)
Aliran <12>				
NaCl	0,0000	0,2129	95,0000	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,1920	95,0000	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,1659	95,0000	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,1973	95,0000	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0870	95,0000	0,0000
KCl	0,0000	0,1664	95,0000	0,0000
KBr	0,0000	0,1084	95,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	0,1255	95,0000	0,0000
H_2O	832,3518	0,4710	95,0000	37.247,5129
Udara	44.280,1774	0,2450	95,0000	1.030.474,6098
Total	**45.112,5292**			**1.067.722,1226**

Berdasarkan data di atas didapatkan :

ΔH_{out} = Q_{out} = 1.067.722,1226 kkal/jam

= 4.467.349,3611 kJ/jam

Neraca Energi *Heater* (E-313) :

Persamaan umum neraca energi pada *Heater* :

$$\Delta H_{in} + \Delta Hs_{in} = \Delta H_{out} + \Delta Hs_{out}$$

(Geankoplis, 2003)

Perhitungan Kebutuhan *Steam* :

$\Delta H_{in} + Q_{steam} = \Delta H_{out}$

$Q_{steam} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$

$= ($ 4.467.349,3611 - 231.292,0958 $)$ kJ/jam

$=$ 4.236.057,2653 kJ/jam

Oleh karena itu, *heater* ini membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas berupa *saturated steam,* yang mana berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. table A-2.9 page 85, steam* tersebutmemiliki data sebagai berikut.

Suhu *steam* = 130 °C

Tekanan *steam* = 270,1 kPa = 2,67 atm

Hv = 2.720,5 kJ/kg

H_L = 546,31 kJ/kg

Sehingga, didapatkan :

λ_{steam} = Hv - H_L

= 2.720,5 kJ/kg - 546,31 kJ/kg

= 2.174,18 kJ/kg

$$m_{steam} = \frac{Q_{steam}}{\lambda_{steam}}$$

$$= \frac{4.236.057,2653 \text{ kJ/jam}}{2.174,18 \text{ kJ/kg}}$$

= 1.948,3471 kg/jam

Perhitungan Panas Aliran *Steam* Masuk :

ΔHs_{in} = m_{steam} (kg/jam) x Hv (kJ/kg)

= 1.948,3471 x 2.720,5

= 5.300.458,7613 kJ/jam

= 1.266.841,4467 kkal/jam

Perhitungan Panas Aliran *Steam* Keluar :

ΔHs_{out} = m_{steam} (kg/jam) x H_L (kJ/kg)

= 1.948,3471 x 546,31

= 1.064.401,4960 kJ/jam

= 254.398,3440 kkal/jam

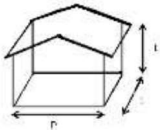
Tabel B.25 Neraca Energi Sistem *Heater* (E-313)

Aliran Masuk		**Aliran Keluar**	
Aliran	**H (kkal/jam)**	**Aliran**	**H (kkal/jam)**
Udara masuk <11>	55.280,1987	Udara keluar <12>	1.067.723,3014
Steam masuk <46>	1.266.841,4467	*Steam* keluar <47>	254.398,3440
Total	**1.322.121,6454**	**Total**	**1.322.121,6454**

APPENDIKS C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERLATAN

1. Gudang Bahan Baku (F-111)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri.
Tipe : *Housing*.
Bentuk bangunan : Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan konstruksi : Beton bertulang.
Jumlah : 1 unit
Waktu tinggal maks. : 2 minggu (14 hari) = (336 jam)
Bahan baku : 17.500,0000 kg/jam
Bahan baku tinggal : 5.880.000,0000 kg



Gambar C.1 Skema Gudang Bahan Baku

Tabel C.1 Spesifikasi Garam Rakyat

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,8995	15.741,3783	2.170	7,2541
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	2.960	0,0470
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	2.150	0,0587
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	2.325	0,1179
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	2.344,6	0,0256
KCl	0,0131	228,8797	1.988	0,1151
KBr	0,0031	54,5611	2.750	0,0198
KIO_3	0,0001	1,3749	3.890	0,0004
H_2O	0,0500	874,2435	995,68	0,8780
Total	**1,0000**	**17.500,0000**		**8,5167**

T operasi = 30 ^oC
P operasi = 1 atm
Volume bahan baku = 8,5167 m^3/jam x 336 jam
= 2.861,6068 m^3
Safety factor = 20% (Rovanessa, 2013)
Volume bahan baku = 80% x Volume gudang

$$\text{Volume gudang} = \frac{\text{Volume bahan baku}}{80\%}$$

	=	$\frac{2.861,6068}{80\%}$	m^3	
	=	3.577,0085	m^3	
	=	126.320,9824	ft^3	
Tinggi gudang	=	4	m	(Asumsi)
	=	13,1234	ft	
Luas kebutuhan gudang	=	894,2521	m^2	
	=	9.625,6405	ft^2	
Rasio panjang : lebar	=	1 : 1		(Asumsi)

Dengan demikian, didapatkan ukuran gudang sebesar :

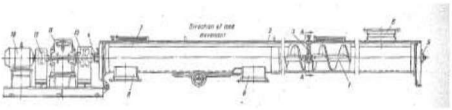
Panjang	=	29,9040	m
	=	98,1104	ft
Lebar	=	29,9040	m
	=	1.177,3254	in
Tinggi	=	4	m
	=	13,1234	ft

Tabel C.2 Spesifikasi Gudang Bahan Baku (F-111)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Gudang Bahan Baku (F-111)
Fungsi	Untuk menyimpan bahan baku garam rakyat sebagai persediaan produksi garam industri.
Tipe	*Housing*.
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	18
Volume (ft^3)	126.321
Tinggi Gudang (ft)	14
Panjang Gudang (ft)	99
Lebar Gudang (in)	1.178
Jumlah (unit)	1

2. *Screw Conveyor* I (J-112)

Fungsi	:	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke *Roll Crusher* I.
Tipe	:	*Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing.*
Bahan konstruksi	:	*Carbon steel.*
Jumlah	:	1 unit



Gambar C.2 Skema *Screw Conveyor (Spivakovsky fig. 162 page 267)*

Feed	=	17.500,0000	kg/jam	
Over design factor	=	10%		*(Walas table 1.4 page 7)*
Feed desain (Q)	=	1,1 x	*Feed*	
	=	1,1 x	17.500,0000	kg/jam
	=	19.444,4444	kg/jam	
	=	19,4444	ton/jam	
Volume *feed*	=	8,5167	m^3/jam	
Volume desain	=	1,1 x	Volume *feed*	
	=	1,1 x	8,5167	m^3/jam
	=	9,4630	m^3/jam	
Densitas *bulk* (γ)	=	19.444,4444 kg/jam x	$\frac{1}{9,4630 \ m^3/jam}$	
	=	2.054,7896	kg/m^3	
	=	2,0548	ton/m^3	
T operasi	=	30	°C	
P operasi	=	1	atm	
Inclination (β)	=	20	^{o}	

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Factor C (C)	=	0,65	

Nilai *loading efficiency* (ψ) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Loading efficiency (ψ)	=	0,125	

Trial nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

Trial nilai n	=	45,3433	rpm

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

Screw diameter (D) $= \sqrt[3]{\dfrac{4 \cdot Q\,(\frac{ton}{jam})}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0{,}8 \cdot n\,(rpm) \cdot \psi \cdot \gamma\,(\frac{ton}{m^3}) \cdot C)}}$

= 0,2000 m

= 200,0000 mm

= 7,8740 in

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

n_{max} = 150 rpm

n_{min} = 23,6 rpm

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by* 30% .

n_{max} = 150 rpm - (30% . 150 rpm)

= 105,0 rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S) = 0,8 . D

= 0,8 . 0,2000 m

= 0,1600 m

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v) $= \dfrac{S\,(m) \cdot n\,(rpm)}{60}$

$= \dfrac{0{,}1600 \cdot 45{,}3433}{60}$

= 0,1209 m/s

= 0,3967 ft/s

Hold up time = 60 s (Asumsi)

Panjang *screw washer* (L) = *Load propulsion rate* . *Hold up time*

= 0,1209 m/s . 60 s

= 7,2549 m

= 23,8023 ft

Jarak *screw washer* (H) = Panjang *screw washer* . Cos (β)

= 7,2549 m . Cos (20 ^{o})

= 6,8174 m

Efficiency motor (η) = 85% *(generally)*

Resistance factor (ω_o) = 2,5 *(Spivakovsky page 275)*

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

$$\text{Power (N)} = \frac{\text{Q (ton/jam)}}{367} \cdot (\text{L (m)} \cdot \omega_o + \text{H (m)})$$

$$= \frac{19{,}4444}{367} \cdot (7{,}2549 \cdot 3 + 6{,}8174)$$

$$= 1{,}3222 \text{ kW}$$

$$\text{Power actual} = \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)}$$

$$= \frac{1{,}3222 \text{ kW}}{85\%}$$

$$= 1{,}5555 \text{ kW}$$

$$= 2{,}0859 \text{ hp}_{(I)}$$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\text{Torque capacity (M)} = 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}}$$

$$= 975 \cdot \frac{1{,}5555}{45{,}3433}$$

$$= 33{,}4468 \text{ kg.m}$$

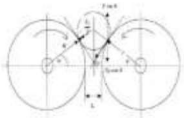
$$= 241{,}9211 \text{ lb.ft}$$

Tabel C.3 Spesifikasi *Screw Conveyor* I (J-112)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* I (J-112)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat dari Gudang Bahan Baku ke Roll Crusher I.
Tipe	*Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	20
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	24
Screw Rotation Speed (rpm)	46
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	20
Torque (lb/ft)	242
Power ($hp_{(I)}$)	3
Jumlah (unit)	1

3. *Roll Crusher* I (C-110)

Fungsi	:	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing*.
Tipe	:	*Double roll crusher.*
Bahan konstruksi	:	*High alloy steel.*
Jumlah	:	1 unit



Gambar C.3 Skema *Roll Crusher (Egbe fig.1 page 512)*

Densitas *bulk* (ρ)	=	2.054,7896	kg/m^3		
Actual input capacity	=	17.500,0000	kg/ jam		
Efficiency	=	75%			*(Egbe page 512)*
Teoritical input capacity (ṁ atau Q)	=	$\frac{\text{Actual input capacity}}{\text{Efficiency}}$			
	=	$\frac{17.500,0000 \text{ kg/jam}}{75\%}$			
	=	23.333,3333	kg/jam		
	=	23,3333	ton/jam		
Friction coefficient (μ)	=	0,2			*(Barry A. Wills page 135)*
F. sin θ	=	μ . F. cos θ			*(Egbe page 512)*
sin θ	=	μ . cos θ			
θ	=	$\tan^{-1}(\mu)$			
	=	$\tan^{-1}(0,2)$			
	=	12,5666	^{o}		
Max. *feed diameter* (x_1)	=	10	mm	(Asumsi)	
	=	0,01	m		
Rolls distance (L)	=	5	mm	(Asumsi)	
	=	0,005	m		

Perhitungan *rolls radius* (R) berdasarkan *Egbe eq. 2 page 512* :

$$\cos\theta = \frac{R + L/2}{R + x_1/2}$$

$$\cos(12,5666) = \frac{R + 2,5 \text{ mm}}{R + 5 \text{ mm}}$$

$$0,9760 = \frac{R + 2,5 \text{ mm}}{R + 5 \text{ mm}}$$

$$0,9760\ R + 4,8802 \text{ mm} = R + 2,5 \text{ mm}$$

$$0,9760\ R - R = (2,5 - 4,8802) \text{ mm}$$

$$-0,0240\ R = -2,3802 \text{ mm}$$

$$R = 99,3569 \text{ mm}$$

Rolls radius (R) = 99,3569 mm
= 0,0994 m
Rolls diameter (D) = 198,71 mm
= 0,199 m
= 7,823 in
Crusher width (W) = 1 m *(Egbe page 512)*

Perhitungan *rotation speed* (N) berdasarkan *Egbe page 513* :

Rotation speed (N) $= \frac{Q\ (kg/jam)}{60.\pi.D\ (m).W(m).L(m).\rho(kg/m^3)}$ rpm

$= \frac{23.333,3333}{60 \;.\Pi.\; 0,199 \;.\; 1 \;.\; 0,005 \;.\; 2.054,7896}$

= 60,63 rpm

Diameter output (x_2) = 4 mm
= 0,004 m

Perhitungan *reduction ratio* (Rd) berdasarkan *Egbe page 513* :

Reduction ratio (Rd) $= \frac{x_1}{x_2}$

$= \frac{0,01 \text{ m}}{0,004 \text{ m}}$

= 2,5 (memenuhi)

Karena, berdasarkan *Egbe page 513* :
Max. Reduction ratio = 5 : 1

Work index (Wi) = 8,78 kWh/ ton *(McCabe table 29.1 page 964)*

Perhitungan *power* (W) *to grind the material* berdasarkan *McCabe eq. (29.10) page 964 :*

Power (W) $= \dot{m}\,(\frac{ton}{h}) \,.\, 0,3162 \,.\, Wi\,(\frac{1}{\sqrt{x_2}} - \frac{1}{\sqrt{x_1}})$

= 11,9046 kW

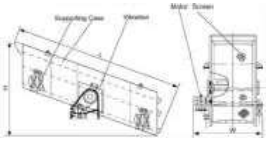
= 15,9643 $hp_{(I)}$

Tabel C.4 Spesifikasi *Roll Crusher* I (C-110)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Roll Crusher* I (C-110)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam rakyat menjadi 4 mm untuk mengoptimalkan proses *washing* .
Tipe	*Double roll crusher.*
Bahan Konstruksi	*High alloy steel.*
Kapasitas (ton/jam)	24
Diameter *Roll* (in)	8
Kecepatan Rotasi (rpm)	61
Ukuran *Feed* (mm)	10
Ukuran Produk (mm)	4
Reduction Ratio	2,5
Power ($hp_{(I)}$)	16
Jumlah (unit)	1

4. *Screener* I (H-113)

Fungsi : Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.
Tipe : *High speed vibrating screen.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.4 Skema *Screener* (www.perrymining.com)

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. table 19-6 page 19-20,* diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 5 mesh sebagai berikut.

Tyler equivalent designation	=	5	mesh
Sieve opening (a)	=	4	mm
	=	0,004	m
	=	0,1575	in
Wire diameter (d)	=	1,3700	mm
	=	0,00137	m
Sieve designation	=	4	mm

Arti 5 mesh : Dalam setiap 1 in^2 bidang jaring terdapat 5 lubang.

Perhitungan luas *screen* (A) berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. Eq. (19-7) page 19-23* :

$$\text{Luas } \textit{screen} \text{ (A)} = \frac{0{,}4 \,.\, Ct}{Cu \,.\, Foa \,.\, Fs}$$

Dimana :

Flowrate (Ct) = 18.421,0526 kg/jam
= 18,4211 ton/jam

Unit capacity (Cu) = 0,9 $ton/h.ft^2$ *(Perry's 7th Ed. fig.19-21 page 19-24)*
= 0,0836 $ton/h.m^2$

Open area factor (Foa) = $100 \,.\, a^2 \,.\, m^2$ *(Perry's 7th Ed. fig.19-23 page 19-24)*

$$= 100 \,.\, a^2 \,.\, \left(\frac{1}{a + d}\right)^2$$

= 55,4845

Slotted area factor (Fs) = 0,5 *(Perry's 7th Ed. table 19-7 page 19-22)*

Maka, didapatkan :

$$\text{Luas } \textit{screen} \text{ (A)} = \frac{0{,}4 \,.\, Ct}{Cu \,.\, Foa \,.\, Fs}$$

$$\text{Luas } \textit{screen} \text{ (A)} = \frac{0{,}4 \;.\; 18{,}4211 \text{ ton/h}}{0{,}0836 \text{ ton/h.m}^2 \;.\; 55{,}4845 \;.\; 0{,}5}$$

= 3,1766 m^2

= 34,1925 ft^2

Dimensi *Screen* :

Rasio panjang : lebar = 2 : 1 (Asumsi)

Dengan demikian, didapatkan ukuran *screen* sebesar :

Panjang = 2,5206 m

= 8,2695 ft

Lebar = 1,2603 m

= 49,6172 in

Tabel C.5 Spesifikasi *Screener* I (H-113)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screener* I (H-113)
Fungsi	Menyaring garam rakyat sehingga didapatkan garam rakyat dengan ukuran maksimal 4 mm.
Tipe	*High speed vibrating screen.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	19
Luas *Screen* (ft^2)	35
Jumlah (unit)	1

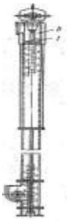
5. *Screw Conveyor* II (J-114)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 4 mm dari *Screener* I ke *Roll*

Tipe : *Vertical conveyor* dengan *solid screw.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit



Gambar C.5 Skema *Vertical Screw Conveyor (Spivakovsky Fig.169 Page 277)*

Tabel C.6 Spesifikasi Garam Rakyat Pada *Screw Conveyor* II (J-114)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,8995	828,4936	2.170	0,3818
$CaSO_4$	0,0080	7,3283	2.960	0,0025
$CaCl_2$	0,0072	6,6464	2.150	0,0031
$MgCl_2$	0,0157	14,4283	2.325	0,0062
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	3,1530	2.344,6	0,0013
KCl	0,0131	12,0463	1.988	0,0061
KBr	0,0031	2,8716	2.750	0,0010
KIO_3	0,0001	0,0724	3.890	0,0000
H_2O	0,0500	46,0128	995,68	0,0462
Total	**1,0000**	**921,0526**		**0,4482**

Feed = 921,0526 kg/jam

Over design factor = 10% *(Walas table 1.4 page 7)*

Feed desain (Q) = 1,1 x *Feed*

= 1,1 x 921,0526 kg/jam

= 1.023,3918 kg/jam

= 1,0234 ton/jam

Volume *feed* = 0,4482 m^3/jam

Volume desain = 1,1 x Volume *feed*

= 1,1 x 0,4482 m^3/jam

= 0,4981 m^3/jam

$$\text{Densitas } bulk\ (\gamma) = 1.023,3918 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{0,4981 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

= 2.054,7896 kg/m^3

	=	2,0548	ton/m^3
T operasi	=	30	℃
P operasi	=	1	atm

Screw diameter (D) dan *screw rotating speed* (n) berdasarkan kapasitas desain pada *Spivakovsky table 26 page 278* :

Screw diameter (D)	=	100	mm
	=	0,1	m
	=	3,9370	in
Screw rotating speed (n)	=	140	rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S)	=	0,8	. D		
	=	0,8	.	0,1	m
	=	0,0800	m		

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v)	=	$\frac{\text{S (m)}}{60}$	.	n (rpm)	
	=	$\frac{0,0800}{60}$	.	140,0000	
	=	0,1867	m/s		
	=	0,6124	ft/s		
Hold up time	=	60	s	(Asumsi)	
Panjang *screw washer* (L)	=	*Load propulsion rate*	.	*Hold up time*	
	=	0,1867	m/s	. 60	s
	=	11,2000	m		
	=	36,7454	ft		
Jarak *screw washer* (H)	=	Panjang *screw washer*			
	=	11,2000	m		
Efficiency motor (η)	=	85%	*(generally)*		
Resistance factor (ω_o)	=	8	*(Spivakovsky page 278)*		

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

Power (N)	=	$\frac{\text{Q (ton/jam)}}{367}$	.	(	L (m) .	ω_o	+	H (m)	)
	=	$\frac{1,0234}{367}$	. (	11,2000	.	8	+	11,2000	)
	=	0,2811	kW						
Power actual	=	$\frac{\textit{Power}\ \text{(N)}}{\textit{Efficiency motor}\ (\eta)}$							
	=	$\frac{0,2811\ \text{kW}}{85\%}$							
	=	0,3307	kW						

$= \quad 0{,}4435 \quad hp_{(I)}$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\text{Torque capacity (M)} = 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}}$$

$$= 975 \cdot \frac{0{,}3307}{140{,}0000}$$

$= \quad 2{,}3030 \quad kg.m$

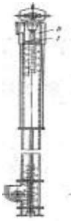
$= \quad 16{,}6576 \quad lb.ft$

Tabel C.7 Spesifikasi *Screw Conveyor* II (J-114)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* II (J-114)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran lebih dari 4 mm dari Screener I ke Roll Crusher I.
Tipe	Vertical conveyor dengan solid screw.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter *Screw* (in)	4
Panjang *Screw* (ft)	37
Screw Rotation Speed (rpm)	140
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Torque (lb/ft)	17
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1

6. *Screw Conveyor* III (J-211)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 4 mm dari *Screener* I ke *Silo* I.
Tipe : *Vertical conveyor* dengan *solid screw.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.6 Skema *Vertical Screw Conveyor (Spivakovsky Fig.169 Page 277)*

Tabel C.8 Spesifikasi Garam Rakyat Pada *Screw Conveyor* III (J-211)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,8995	15.741,3783	2.170	7,2541
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	2.960	0,0470
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	2.150	0,0587
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	2.325	0,1179
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	2.344,6	0,0256
KCl	0,0131	228,8797	1.988	0,1151
KBr	0,0031	54,5611	2.750	0,0198
KIO_3	0,0001	1,3749	3.890	0,0004
H_2O	0,0500	874,2435	995,68	0,8780
Total	**1,0000**	**17.500,0000**		**8,5167**

Feed = 17.500,0000 kg/jam
Over design factor = 10% *(Walas table 1.4 page 7)*
Feed desain (Q) = 1,1 x *Feed*
= 1,1 x 17.500,0000 kg/jam
= 19.444,4444 kg/jam
= 19,4444 ton/jam
Volume *feed* = 8,5167 m^3/jam
Volume desain = 1,1 x Volume *feed*
= 1,1 x 8,5167 m^3/jam
= 9,4630 m^3/jam
Densitas *bulk* (γ) = $19.444,4444 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{9,4630 \text{ m}^3/\text{jam}}$
= 2.054,7896 kg/m^3

	=	2,0548	ton/m^3
T operasi	=	30	℃
P operasi	=	1	atm

Screw diameter (D) dan *screw rotating speed* (n) berdasarkan kapasitas desain pada *Spivakovsky table 26 page 278* :

Screw diameter (D)	=	150	mm
	=	0,2	m
	=	5,9055	in
Screw rotating speed (n)	=	165	rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S)	=	0,8	. D		
	=	0,8	.	0,2	m
	=	0,1200	m		

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v)	=	$\frac{\text{S (m)} \quad . \quad \text{n (rpm)}}{60}$	
	=	$\frac{0,1200 \quad . \quad 165,0000}{60}$	
	=	0,3300	m/s
	=	1,0827	ft/s
Hold up time	=	60	s (Asumsi)
Panjang *screw washer* (L)	=	*Load propulsion rate* .	*Hold up time*
	=	0,3300 m/s .	60 s
	=	19,8000	m
	=	64,9606	ft
Jarak *screw washer* (H)	=	Panjang *screw washer*	
	=	19,8000	m
Efficiency motor (η)	=	85%	*(generally)*
Resistance factor (ω_o)	=	8	*(Spivakovsky page 278)*

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

Power (N)	=	$\frac{\text{Q (ton/jam)}}{367}$. (L (m) . ω_o + H (m))	
	=	$\frac{19,4444}{367}$. (19,8000 . 8 + 19,8000)	
	=	9,4414	kW
Power actual	=	$\frac{\textit{Power} \text{ (N)}}{\textit{Efficiency motor } (\eta)}$	
	=	$\frac{9,4414 \quad \text{kW}}{85\%}$	
	=	11,1075	kW

= 14,8955 $hp_{(I)}$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\textit{Torque capacity}\ (M) = 975 \cdot \frac{\textit{Power actual}\ (kW)}{\textit{Rotating speed}\ (rpm)}$$

$$= 975 \cdot \frac{11,1075}{165,0000}$$

= 65,6355 kg.m

= 474,7424 lb.ft

Tabel C.9 Spesifikasi *Screw Conveyor* III (J-211)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* III (J-211)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam rakyat yang berukuran 4 mm dari Screener I ke Silo I.
Tipe	Vertical conveyor dengan solid screw.
Bahan Konstruksi	Carbon steel.
Kapasitas (ton/jam)	20
Diameter *Screw* (in)	6
Panjang *Screw* (ft)	65
Screw Rotation Speed (rpm)	165
Load Propulsion Rate (ft/s)	2
Torque (lb/ft)	475
Power ($hp_{(I)}$)	15
Jumlah (unit)	1

7. *Silo* I (F-212)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke *Mixer Tank* I.

Tipe : Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit

Gambar C.7 Skema *Silo*

T operasi	=	30	°C			
P operasi	=	1	atm			
Hold up time	=	1	jam	(Asumsi)		
Feed	=	17.500	kg/jam			
	=	17,5	ton/jam			
Feed tinggal	=	*Feed*		x	*Hold up time*	
	=	17.500	kg/jam	x	1	jam
	=	17.500	kg			
	=	17,5	ton			
Volume *feed*	=	8,5167	m^3/jam			
Volume *feed* tinggal	=	Volume *feed*		x	*Hold up time*	
	=	8,5167	m^3/jam	x	1	jam
	=	8,5167	m^3			
Safety factor	=	20%			(Rovanessa, 2013)	

Sehingga,

$$\text{Volume } silo = \frac{\text{Volume } feed \text{ tinggal}}{80\%}$$

$$= \frac{8{,}5167 \ m^3}{80\%}$$

$$= 10{,}6459 \ m^3$$

$$= 375{,}9553 \ ft^3$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

$V_{silinder} = (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot Ls)$

Dimana,

Tinggi silinder (Ls) = 1,5 . ID

Maka didapatkan,

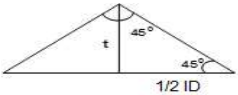
$V_{silinder} = 1{,}1781 \cdot ID^3$

Untuk $V_{tutup\ bawah}$ digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 90 °. maka,

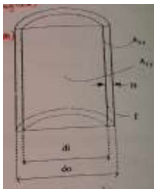
$\alpha = 90\ ^\circ$

$t = \frac{1}{2}$ x ID x tan (1/2 α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (45^o)



$V_{tutup\ bawah}$	=	$V_{conical}$							
	=	$\frac{1}{3}$	x	$\frac{\pi}{4}$	x	ID^2	x	t	
	=	$\frac{1}{3}$	x	$\frac{\pi}{4}$	x	ID^2	x	($\frac{1}{2}$ x ID x tan 45°)	
	=	$\frac{\pi}{24}$	x	(ID^3	x	tan 45 °)			
	=	0,1309	.	ID^3					
$V_{tutup\ atas}$	=	0,0847	.	ID^3					
V_{tutup}	=	$V_{tutup\ bawah}$	+	$V_{tutup\ atas}$					
	=	0,1309	.	ID^3	+	0,0847	.	ID^3	
	=	0,2156	.	ID^3					
V_{silo}	=	$V_{silinder} + V_{tutup}$							
10,6459 m^3	=	1,1781	.	ID^3	+	0,2156	.	ID^3	
ID^3	=	7,6386	m^3						
ID	=	1,9694	m						
	=	77,5361	in						
r_i	=	0,9847	m						
	=	38,7680	in						
Tinggi silinder (Ls)	=	2,9541	m						
	=	9,6920	ft						
Tinggi *conical* (hb)	=	0,9847	m						
	=	3,2307	ft						
Tinggi tutup atas (ha)	=	0,169	.	ID					
	=	0,169	.	1,9694	m				
	=	0,3328	m						
	=	1,0920	ft						
Tinggi tangki (H)	=	Ls	+	ha	+	hb			
	=	(2,9541	+	0,3328	+	0,9847	) m		
	=	4,2717	m						
	=	14,0146	ft						



Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)	*(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm

= 14,5038 psia

$P_{beban} = \frac{F}{A}$

Dimana,

F = m x g

= 17.500 kg x 9,8 m/s^2

= 171.500 $kg.m/s^2$

= 171.500 N

A = $\pi . r^2 + \pi . r . s$

= $\pi . r^2 + \pi . r . \left(\frac{r}{\sin 45^\circ} \right)$

= $\pi . 0{,}9847^2 + \pi . 0{,}9847 \left(\frac{0{,}9847}{\sin 45^\circ} \right)$

= 7,3543 m^2

Maka didapatkan,

$P_{beban} = \frac{171.500 \text{ N}}{7{,}3543 \text{ } m^2}$

= 23.319,7375 N/m^2

= 3,3823 psia

P_{total} = $P_{operasi}$ + P_{beban}

= 17,886 psia

= 3,1861 psig

P_{design} = 1,1 x P_{total}

= 1,1 x 3,1861 psig

= 3,5047 psig

= 3,5047 lb/in^2

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ . \ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ . \ E \ - \ 0{,}6 \ . \ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{3{,}5047 \ . \ 38{,}7680}{18.750 \ . \ 0{,}8 \ - \ 0{,}6 \ 3{,}5047} + 0{,}1250$$

$$= 0{,}1341 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 77,5361 + 2 . 0,1875

= 77,9111 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 78 in

icr = 4,75 in

r = 78 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 78 - 2 . 0,1875

= 77,625 in

Ls = 116,4375 in

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{hb} = \frac{P \ . \ De}{2 \ . \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \ . \ E \ - \ 0{,}6 \ . \ P)} + C$$

Dimana :

P = 3,5047 lb/in^2

De = ID

= 77,625 in

α = 90 ^{o}

1/2 α = 45 ^{o}

cos (1/2 α) = 1

f = 18.750 psi

E = 0,8

C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

t_{hb} = 0,1378 in ≈ 0,25 in

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0,1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0,885 \;.\; 3,5047 \;.\; 78}{18.750 \;.\; 0,8 \;-\; 0,1 \;.\; 3,5047} + 0,125$$

$$= 0,1411 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in}$$

Tabel C.10 Spesifikasi *Silo* I (F-212)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Silo* I (F-212)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam rakyat sebelum masuk ke *Mixer Tank* I.
Tipe	Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Volume (ft^3)	376
Conical Angle (^{o})	90
Diameter Dalam (in)	78
Tinggi Silinder (ft)	10
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

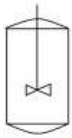
8. *Mixer Tank* I (M-210)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.8 Skema *Mixer Tank*

Tabel C.11 Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	*Solubility* (kg/kg H_2O)
NaCl	0,3609
$CaSO_4$	0,00264
$CaCl_2$	1,02
$MgCl_2$	0,56
$Mg(HCO_3)_2$	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO_3	0,103

Tabel C.12 Spesifikasi *Feed* Garam Rakyat Aliran <8>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,8995	15.741,3783	2.170	7,2541
$CaSO_4$	0,0080	139,2377	2.960	0,0470
$CaCl_2$	0,0072	126,2809	2.150	0,0587
$MgCl_2$	0,0157	274,1375	2.325	0,1179
$Mg(HCO_3)_2$	0,0034	59,9065	2.344,6	0,0256
KCl	0,0131	228,8797	1.988	0,1151
KBr	0,0031	54,5611	2.750	0,0198
KIO_3	0,0001	1,3749	3.890	0,0004
H_2O	0,0500	874,2435	995,68	0,8780
Total	**1,0000**	**17.500,0000**		**8,5167**

Massa garam = 17.500,0000 kg

Massa H_2O = 874,2435 kg

Massa *solid* = massa garam - massa H_2O

= 16.625,7565 kg

Volume garam = 8,5167 m^3

Volume H_2O = 0,8780 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 7,6387 m^3

Tabel C.13 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <22>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2646	3.334,6833	2.170	1,5367
$CaSO_4$	0,0005	6,2525	2.960	0,0021
$CaCl_2$	0,0011	14,2419	2.150	0,0066
$MgCl_2$	0,0007	8,6841	2.325	0,0037
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	9.238,8717	995,68	9,2790
Total	**1,0000**	**12.602,7335**		**10,8281**

Massa garam = 12.602,7335 kg

Massa H_2O = 9.238,8717 kg

Massa *solid* = massa garam - massa H_2O

= 3.363,8618 kg

Volume garam = 10,8281 m^3

Volume H_2O = 9,2790 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 1,5492 m^3

Tabel C.14 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9228	15.741,3783	2.170	7,2541
$CaSO_4$	0,0041	69,6189	2.960	0,0235
$CaCl_2$	0,0037	63,1404	2.150	0,0294
$MgCl_2$	0,0080	137,0687	2.325	0,0590
$Mg(HCO_3)_2$	0,0018	29,9532	2.344,6	0,0128
KCl	0,0067	114,4398	1.988	0,0576
KBr	0,0016	27,2806	2.750	0,0099
KIO_3	0,0000	0,6874	3.890	0,0002
H_2O	0,0513	874,2435	995,68	0,8780
Total	**1,0000**	**17.057,8109**		**8,3244**

Tabel C.15 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2556	3.334,6833	2.170	1,5367
$CaSO_4$	0,0058	75,8714	2.960	0,0256
$CaCl_2$	0,0059	77,3823	2.150	0,0360
$MgCl_2$	0,0112	145,7528	2.325	0,0627
$Mg(HCO_3)_2$	0,0023	29,9532	2.344,6	0,0128
KCl	0,0088	114,4398	1.988	0,0576
KBr	0,0021	27,2806	2.750	0,0099
KIO_3	0,0001	0,6874	3.890	0,0002
H_2O	0,7082	9.238,8717	995,68	9,2790
Total	**1,0000**	**13.044,9226**		**11,0204**

Densitas *solid* (ρ *solid*) $= \dfrac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$

$= \dfrac{19.989,6183 \quad kg/jam}{9,1878 \quad m^3/jam}$

$= 2.175,6597 \quad kg/m^3$

Diameter partikel (D_p) $= 4 \quad mm$

$= 0,004 \quad m$

Difusivitas NaCl (D_{AB}) $= 0,00000000281 \quad m^2/s$

(Handbook of Chemistry and Physics, CRC)

Viskositas *liquid* (μ) $= 0,8627 \quad cp$

$= 0,0009 \quad kg/m.s$

$= 3,1057 \quad kg/m.jam$

Densitas *liquid* (ρ) $= 1.113,8321 \quad kg/m^3$

Perhitungan *schmidt number* (N_{sc}) berdasarkan *Geankoplis eq. (6.2-46) page 396* :

Schmidt number (N_{sc}) $= \dfrac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$

$= \dfrac{0,0009}{0,00000000281 \quad . \quad 1.113,8321}$

$= 0,0766$

Gravity velocity (g) $= 9,8 \quad m/s^2$

Perhitungan *terminal velocity* (v_t) berdasarkan *Geankoplis eq. (14.3-9) page 817* :

Terminal velocity (v_t) $= \dfrac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho \text{ solid} - \rho)}{18 \cdot \mu}$

$= \dfrac{9,8 \frac{m}{s^2} \cdot (0,004 \text{ m})^2 \cdot \left(2054,7896 \frac{kg}{m^3} - 1113,8321 \frac{kg}{m^3}\right)}{18 \cdot 3,1057 \text{ kg/m.jam}}$

$= \quad 0{,}00298 \quad m/s^2$

Perhitungan *reynold number* (N_{Re}) berdasarkan *Geankoplis eq. (2.5-1) page 49* :

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{D_p\,(m) \;.\; v_t\,(m/s^2) \;.\; \rho\,(kg/m^3)}{\mu\,(kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}004 \;.\; 0{,}00298 \;.\; 1.113{,}8321}{0{,}0009}$

$= \quad 55.372{,}4836$

Drag coefficient (C_D) $= \quad 0{,}4 \qquad$ *(Geankoplis fig. 3.1-2 page 117)*

Perhitungan *sherwood number* (N_{sh}) dan *mass transfer coefficient* (k'c) berdasarkan *Geankoplis eq. (7.3-27) page 444* :

Sherwood number (N_{sh}) $= \quad 0{,}664 \;.\; N_{Re}^{\,0,5} \;.\; N_{sc}^{\,1/3}$

$= \quad 0{,}664 \;.\; (\quad 55.372{,}4836 \quad)^{0,5} \;.\; (\quad 0{,}0766 \quad)^{1/3}$

$= \quad 66{,}3475$

Mass transfer coefficient (k'$_c$) $= \dfrac{D_{AB}\,(m^2/s)}{D_p\,(m)} \;.\; N_{sh}$

$= \dfrac{0{,}00000000281}{0{,}004} \;.\; 66{,}3475$

$= \quad 0{,}00005 \quad m/s$

Volume partikel $= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{D_p\,(mm)}{2}\right)^3$

$= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{4}{2}\right)^3$

$= \quad 33{,}5103 \quad mm^3$

$= \quad 0{,}00000003 \quad m^3$

Contoh perhitungan *soluble time* untuk komponen $MgCl_2$:

Volume *solid* $=$ Volume $MgCl_2$ garam $+$ Volume $MgCl_2$ *brine*

$= \quad 0{,}1179 \quad m^3 \quad + \quad 0{,}0037 \quad m^3$

$= \quad 0{,}1216 \quad m^3$

Konsentrasi jenuh (C_s) $= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{995{,}68 \quad kg/m^3}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/dm^3\ H_2O$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/liter\ H_2O$

$= \quad 557{,}5808 \quad kg/m^3\ H_2O$

Konsentrasi masuk (C_m) = 0,0009 kg/kg H_2O x $\frac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0009 kg/kg H_2O x $\frac{995,68\ \ kg/m^3}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0009 kg/dm^3 H_2O

= 0,0009 kg/liter H_2O

= 0,9359 kg/m^3 H_2O

Massa $MgCl_2$ terlarut = $MgCl_2$ garam masuk - $MgCl_2$ garam keluar

= 274,1375 kg - 137,0687 kg

= 137,0687 kg

Jumlah partikel = $\frac{\text{Volume } solid}{\text{Volume partikel}}$

= $\frac{0,1216\ \ m^3}{0,00000003\ \ m^3}$

= 3.630.036

Surface area = $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{D_p\ (mm)}{2}\ )^2$

= $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{4}{2}\ )^2$

= 50,2655 mm^2

= 0,00005 m^2

Particle surface area = Jumlah partikel x *Surface area*

= 3.630.036 x 0,00005 m^2

= 182,4655 m^2

Effective interfacial area = $\frac{\textit{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}}$

= $\frac{182,4655\ \ m^2}{19,3448\ \ m^3}$

= 9,4323 m^{-1}

Thickness of boundary = 2 mm

= 0,002 m

Rate of dissolving = $Effective\ interfacial\ area\ .\left(\frac{Mass\ transfer\ coefficient}{Thickness\ of\ boundary}\right).(Cs-Cm)$

= 9,4323 $.\ (\ \frac{0,00005}{0,002}\ ).\ (\ 557,5808\ -\ 0,9359\ )$

= 122,3587 kg/s

Soluble time = $\frac{\text{Massa } MgCl_2 \text{ terlarut}}{\textit{Rate of solubility}}$

= $\frac{137,0687\ \ kg}{122,3587\ \ kg/s}$

= 1,1202 s

Tabel C.16 Hasil Perhitungan S*oluble Time* Tiap Komponen

Komponen	Volume (m^3)	C_s (kg/m^3 H_2O)	C_m (kg/m^3 H_2O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	*Effective Interfacial Area* (m^{-1})	*Rate of Dissolving* (kg/s)	*Soluble Time* (s)
$CaSO_4$	0,0492	2,6286	0,6738	69,6189	1.466.776	3,8113	0,1736	401
$CaCl_2$	0,0654	1.015,5936	1,5349	63,1404	1.950.427	5,0680	119,7673	0,5272
$MgCl_2$	0,1216	557,5808	0,9359	137,0687	3.630.036	9,4323	122,3587	1,1202
$Mg(HCO_3)_2$	0,0256	76,6674	0,0000	29,9532	762.476	1,9812	3,5398	8,4618
KCl	0,1151	370,3930	0,0000	114,4398	3.435.676	8,9272	77,0585	1,4851
KBr	0,0198	703,9458	0,0000	27,2806	592.069	1,5384	25,2381	1,0809
KIO_3	0,0004	102,5550	0,0000	0,6874	10.547	0,0274	0,0655	10,4953

Min. residence time diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

Min. residence Time = 401 s
= 6,6830 menit
= 0,1114 jam

Hold up time = 7 menit
= 0,1167 jam

Feed = 30.102,7335 kg/jam
= 30,1027 ton/jam

Feed tinggal = *Feed* x *Hold up time*
= 30.102,7335 kg/jam x 0,1167 jam
= 3.511,9856 kg
= 3,5120 ton

Volume *feed* = 19,3448 m^3/jam

Volume *feed* tinggal = Volume *feed* x *Hold up time*
= 19,3448 m^3/jam x 0,1167 jam
= 2,2569 m^3
= 79,7017 ft^3

Over factor design = 10% (Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume tangki = 1,1 x Volume *feed* tinggal
= 1,1 x 2,2569 m^3
= 2,5077 m^3
= 88,5574 ft^3

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\frac{Ls}{ID} = 1,5$$

$$Ls = 1,5 \cdot ID$$

$$V_{silinder} = (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot Ls)$$

$= (1/4) . (\pi . ID^2 . (1,5 . ID))$

$= 0,3750 . \pi . ID^3$

$V_{tutup\ atas} = 0,0847 . ID^3$

$V_{tutup\ bawah} = 0,0847 . ID^3$

$V_{tutup} = V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$

$= 2 . (0,0847 . ID^3)$

$V_{bejana} = V_{silinder} + V_{tutup}$

$= (0,3750 . \pi . ID^3) + (2 . (0,0847 . ID^3))$

$= (1,1781 . ID^3) + (0,1694 . ID^3)$

$= 1,3475 . ID^3$

$$ID^3 = \frac{V_{bejana}}{1,3475}$$

$$= \frac{2,5077\ m^3}{1,3475}$$

$= 1,8610\ m^3$

$ID = 1,2300\ m$

$= 48,4262\ in$

$r_i = 0,6150\ m$

$= 24,2131\ in$

Tinggi silinder (Ls) $= 1,5 . ID$

$= 1,5 . 1,2300\ m$

$= 1,8450\ m$

$= 6,0533\ ft$

Tinggi tutup atas (ha) $= 0,169 . ID$

$= 0,169 . 1,2300\ m$

$= 0,2079\ m$

$= 0,6820\ ft$

Tinggi tutup bawah (hb) $= 0,169 . ID$

$= 0,169 . 1,2300\ m$

$= 0,2079\ m$

$= 0,6820\ ft$

Tinggi tangki (H) $= Ls + ha + hb$

$= (1,8450 + 0,2079 + 0,2079)\ m$

$= 2,2608\ m$

$= 7,4173\ ft$

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi} = 1\ atm$

$= 14,6959\ psi$

$P_{hidrostatik} = \rho . g . H$

$= 3.218,6759\ kg/m^3 . 9,8\ m/s^2 . 2,2608\ m$

$= 71.312,0042\ kg/m.s^2$

$= 71.312,0042 \ N/m^2$

$= 0,7038 \ atm$

$= 10,3429 \ psi$

$P_{perencanaan} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

$= (1 + 0,7038) \ atm$

$= 1,7038 \ atm$

$= 25,0388 \ psi$

$P_{desain} = 1,1 \ x \ P_{perencanaan}$

$= 1,1 \ x \ 1,7038 \ atm$

$= 1,8931 \ atm$

$= 27,8209 \ psi$

$= 27,8209 \ lb/in^2$

Perhitungan tebal tangki :

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*

f = 18.750 psi *(Brownell table item 4 page 342)*

E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P \ (lb/in^2) \ . \ r_i \ (in)}{f \ (psi) \ . \ E \ - \ 0,6 \ . \ P \ (lb/in^2)} + C \ (in)$$

$$= \frac{27,8209 \ . \ 24,2131}{18.750 \ . \ 0,8 \ - \ 0,6 \ 27,8209} + 0,1250$$

$= 0,1700 \ in$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

$t_s = 0,1875 \ in$

$= \frac{3}{16} \ in$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

$OD = ID \ (in) + 2 \ . \ t_s \ (in)$

$= 48,4262 + 2 \ . \ 0,1875$

$= 48,8012 \ in$

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 54 in

icr = 3,25

r = 54

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

$ID = OD \ (in) - 2 \ . \ t_s \ (in)$

$= 54 - 2 \ . \ 0,1875$

$= 53,625 \ in$

	=	1,3621	m
Ls	=	80,4375	in
	=	6,7031	ft

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0,1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0,885 \;.\; 27,8209 \;.\; 54}{18.750 \;.\; 0,8 \;-\; 0,1 \;.\; 27,8209} + 0,125$$

$$= 0,2137 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in}$$

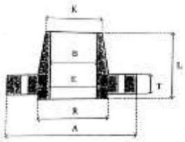
Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{hb} = \frac{0,885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0,1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0,885 \;.\; 27,8209 \;.\; 54}{18.750 \;.\; 0,8 \;-\; 0,1 \;.\; 27,8209} + 0,125$$

$$= 0,2137 \text{ in}$$

$$\approx 0,25 \text{ in}$$



Gambar C.9 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <8> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	2.054,7896	kg/m^3
	=	128,2763	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	8,5167	m^3/jam
	=	300,7642	ft^3/jam
	=	0,0835	ft^3/s

Diameter optimum = $3,9 \;.\; Q_{feed}^{\;0,45}\,(m^3/jam) \;.\; \rho_{feed}^{\;0,13}\,(kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \;.\; 8,5167^{\;0,45} \;.\; 2.054,7896^{\;0,13}$

= 27,564 mm

= 1,085 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size = 1,25 in Sch 40

OD *of flange* (A)	=	4,625	in
	=	0,1175	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,625	in
	=	0,0159	m
OD *of raised face* (R)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,3125	in
	=	0,0587	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,66	in
	=	0,0422	m
Length through hub (L)	=	2,25	in
	=	0,0572	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,38	in
	=	0,0351	m

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <42> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	1.163,8863	kg/m^3
	=	72,6590	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	10,8281	m^3/jam
	=	382,3928	ft^3/jam
	=	0,1062	ft^3/s
Viskositas *feed* (μ *feed)*	=	0,8627	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (kg/m^3)$ *(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)*

Diameter optimum = $3,9 \cdot 10,8281^{0,45} \cdot 1.163,8863^{0,13}$

	=	28,522	mm
	=	1,123	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1,25	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	4,625	in
	=	0,1175	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,625	in
	=	0,0159	m
OD *of raised face* (R)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,3125	in
	=	0,0587	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,66	in
	=	0,0422	m
Length through hub (L)	=	2,25	in
	=	0,0572	m

ID *of standard wall pipe* (B) = 1,38 in
= 0,0351 m

Cek jenis aliran <42> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{10,8281 \ m^3/jam}{0,0039 \ m^2}$

= 2.805,2963 m/jam

= 0,7792 m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID \ (m) \ . \ v_{aliran} \ (m/s) \ . \ \rho_{feed} \ (kg/m^3)}{\mu_{feed} \ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0,0351 \ . \ 0,77925 \ . \ 1.163,8863}{0,0009}$

= 36.850,4617

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <9> :

Densitas (ρ) = 3.232,8359 kg/m^3

= 201,8194 lbm/ft^3

Flowrate Q) = 19,3448 m^3/jam

= 683,1571 ft^3/jam

= 0,1898 ft^3/s

Viskositas (μ) = 0,8335 cp

= 0,0008 kg/m.s

= 0,0030 kg/m.jam

Diameter optimum = 3,9 . $Q^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 . 19,3448 ^{0,45} . 3.232,8359 ^{0,13}

= 42,293 mm

= 1,665 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size = 2 in Sch 40

OD *of flange* (A) = 6 in

= 0,1524 m

Min. thickness of flange (T) = 0,75 in

= 0,0191 m

OD *of raised face* (R) = 3,625 in

= 0,0921 m

Diameter of hub at base (E) = 3,0625 in

= 0,0778 m

Diameter of hub at point of welding (K) = 2,38 in

	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m

Cek jenis aliran <9> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \frac{Q}{A}$ (Tukiman, 2013)

$= \frac{19{,}3448 \ m^3/jam}{0{,}0087 \ m^2}$

$= 2.227{,}4453$ m/jam

$= 0{,}6187$ m/s

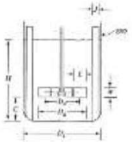
Reynold number (N_{Re}) $= \frac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho\ (kg/m^3)}{\mu\ (kg/m.s)}$

$= \frac{0{,}0526 \ . \ 0{,}61873 \ . \ 3.232{,}8359}{0{,}0008}$

$= 126.186{,}3523$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan *agitator* :



Gambar C.10 Skema *Agitator*

Jenis pengaduk	=	*Six blade open turbine.*
Jumlah *baffle*	=	4
Viskositas b*rine*	=	0,8627 cp
	=	0,0009 kg/m.s
	=	0,0031 kg/m.jam

Perhitungan dimensi *agitator* berdasarkan *Geankoplis table 3.4-1 page 144 :*

$\frac{Da}{Dt}$ = 0,3 *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Dimana :

Dt	=	ID	
	=	1,2300	m
	=	48,4262	in
Diameter *agitator* (Da)	=	0,3 . Dt	
	=	0,3 . 1,2300	m
	=	0,3690	m
	=	14,5279	in

$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Lebar b*affle* (J) $= \frac{Dt}{12}$

$= \frac{1}{12}$ m

$= 0{,}1025$ m

$= 4{,}0355$ in

$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Jarak antara pengaduk & tangki (C) $= \frac{Dt}{3}$

$= \frac{1{,}2300 \text{ m}}{3}$

$= 0{,}4100$ m

$= 16{,}1421$ in

$\frac{Da}{W} = 8$ *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*

Lebar pengaduk (W) $= \frac{Da}{8}$

$= \frac{0{,}3690 \text{ m}}{8}$

$= 0{,}0461$ m

$= 1{,}8160$ in

Kecepatan pengaduk (N) $= 90$ rpm *(Hugo A.Jakobson page 812)*

$= 1{,}5$ rps

Reynold number $(N'_{Re}) = \frac{Da^2\,(m) \;.\; N\,(rps) \;.\; \rho\,(kg/m^3)}{\mu\,(kg/m.s)}$

(Geankoplis eq. 3.4-1 page 144)

Reynold number $(N'_{Re}) = \frac{0{,}3690 \;.\; 1{,}5 \;.\; 1.163{,}8863}{0{,}00086}$

$= 275.559{,}4380$ (Turbulen)

Power Number (Np) $= 2{,}8$ *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*

Power (P) $= Np \;.\; \rho\,(kg/m^3) \;.\; N^3\,(rps) \;.\; Da^5\,(m)$

$= 2{,}8 \;.\; 1.163{,}8863 \;.\; 1{,}5 \;.\; 0{,}3690$

$= 1.803{,}8271$ J/s

$= 1.803{,}8271$ W

$= 1{,}8038$ kW

Efficiency $= 80\%$ (Samuel bridges, 2020)

Power Actual $= \frac{Power}{Efficiency}$

$= \frac{1{,}8038 \text{ kW}}{80\%}$

$= 2{,}2548$ kW

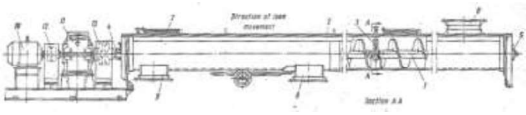
$= 3{,}0237$ $hp_{(I)}$

Tabel C.17 Spesifikasi *Mixer Tank* I (M-210)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Mixer Tank* I (M-210)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam rakyat dengan *brine* (proses pencucian I).
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	4
Volume (ft^3)	89
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter *Nozzle* Aliran <8> (in)	1,25
Diameter *Nozzle* Aliran <9> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <42> (in)	1,25
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Six blade open turbine.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(I)}$)	4
Jumlah (unit)	1

9. *Screw Washer* (J-220)

Fungsi : Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).
Tipe : *Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit.
Jenis aliran *washer* : *Counter-current flow.*



Gambar C.11 Skema *Screw Washer (Spivakovsky fig.162 page 267)*

Tabel C.18 Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	*Solubility* (kg/kg H_2O)
NaCl	0,3609
$CaSO_4$	0,00264
$CaCl_2$	1,02
$MgCl_2$	0,56
$Mg(HCO_3)_2$	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO_3	0,103

Tabel C.19 Spesifikasi *Feed* Garam & *Brine* Aliran <9>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,6337	19.076,0615	2.170	8,7908
$CaSO_4$	0,0048	145,4903	2.960	0,0492
$CaCl_2$	0,0047	140,5228	2.150	0,0654
$MgCl_2$	0,0094	282,8215	2.325	0,1216
$Mg(HCO_3)_2$	0,0020	59,9065	2.344,6	0,0256
KCl	0,0076	228,8797	1.988	0,1151
KBr	0,0018	54,5611	2.750	0,0198
KIO_3	0,0000	1,3749	3.890	0,0004
H_2O	0,3360	10.113,1152	995,68	10,1570
Total	**1,0000**	**30.102,7335**		**19,3448**

Massa garam = 30.102,7335 kg
Massa H_2O = 10.113,1152 kg
Massa *solid* = massa garam - massa H_2O
= 19.989,6183 kg

Volume garam = 19,3448 m^3

Volume H_2O = 10,1570 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 9,1878 m^3

Tabel C.20 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <23>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2646	9.895,3167	2.170	4,5601
$CaSO_4$	0,0005	18,5537	2.960	0,0063
$CaCl_2$	0,0011	42,2612	2.150	0,0197
$MgCl_2$	0,0007	25,7691	2.325	0,0111
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	27.415,3658	995,68	27,5343
Total	**1,0000**	**37.397,2665**		**32,1314**

Massa garam = 37.397,2665 kg

Massa H_2O = 27.415,3658 kg

Massa *solid* = massa garam - massa H_2O

= 9.981,9007 kg

Volume garam = 32,1314 m^3

Volume H_2O = 27,5343 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 4,5971 m^3

Tabel C.21 Spesifikasi Garam & *Brine* Keluar Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,8561	16.402,8783	2.170	7,5589
$CaSO_4$	0,0004	8,2022	2.960	0,0028
$CaCl_2$	0,0005	9,1392	2.150	0,0043
$MgCl_2$	0,0008	15,4295	2.325	0,0066
$Mg(HCO_3)_2$	0,0002	2,9953	2.344,6	0,0013
KCl	0,0006	11,4440	1.988	0,0058
KBr	0,0001	2,7281	2.750	0,0010
KIO_3	0,0000	0,0687	3.890	0,0000
H_2O	0,1413	2.706,9554	995,68	2,7187
Total	**1,0000**	**19.159,8407**		**10,2993**

Tabel C.22 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <31>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2600	12.568,5000	2.170	5,7919
$CaSO_4$	0,0032	155,8418	2.960	0,0526
$CaCl_2$	0,0036	173,6448	2.150	0,0808
$MgCl_2$	0,0061	293,1611	2.325	0,1261
$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	56,9111	2.344,6	0,0243
KCl	0,0045	217,4357	1.988	0,1094
KBr	0,0011	51,8331	2.750	0,0188
KIO_3	0,0000	1,3061	3.890	0,0003
H_2O	0,7203	34.821,5256	995,68	34,9726
Total	**1,0000**	**48.340,1593**		**41,1769**

Densitas *solid* (ρ *solid*) = $\frac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$

= $\frac{29.971,5190 \quad kg/jam}{13,7849 \quad m^3/jam}$

= 2.174,2276 kg/m^3

Diameter partikel (D_p) = 4 mm

= 0,004 m

Difusivitas NaCl (D_{AB}) = 0,00000000281 m^2/s

(Handbook of Chemistry and Physics, CRC)

Viskositas *liquid* (μ) = 0,8627 cp

= 0,0009 kg/m.s

= 3,1057 kg/m.jam

Densitas *liquid* (ρ) = 1.113,8321 kg/m^3

Perhitungan *schmidt number* (N_{sc}) berdasarkan *Geankoplis eq. (6.2-46) page 396* :

Schmidt number (N_{sc}) = $\frac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ } (m^2/s) \text{ . } \rho \text{ } (kg/m^3)}$

= $\frac{0,0009}{0,00000000281 \quad . \quad 1.113,8321}$

= 0,0766

Gravity velocity (g) = 9,8 m/s^2

Perhitungan *terminal velocity* (v_t) berdasarkan *Geankoplis eq. (14.3-9) page 817* :

Terminal velocity (v_t) = $\frac{g \,.\, D_p{}^2 .\, (\rho \text{ solid} - \rho)}{18 . \mu}$

= $\frac{9,8 \frac{m}{s^2} . (0,004 \text{ m})^2 . \left(2174,2069 \frac{kg}{m^3} - 1113,8321 \frac{kg}{m^3}\right)}{18 \,.\, 3,1057 \text{ kg/m.jam}}$

$= \quad 0{,}00297 \quad m/s^2$

Perhitungan *reynold number* (N_{Re}) berdasarkan *Geankoplis eq. (2.5-1) page 49* :

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{D_p\,(m) \;.\; v_t\,(m/s^2) \;.\; \rho\,(kg/m^3)}{\mu\,(kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}004 \;.\; 0{,}00297 \;.\; 1.113{,}8321}{0{,}0009}$

$= \quad 55.297{,}8019$

Drag coefficient (C_D) $= \quad 0{,}38 \quad$ *(Geankoplis fig. 3.1-2 page 117)*

Perhitungan *sherwood number* (N_{sh}) dan *mass transfer coefficient* (k'c) berdasarkan *Geankoplis eq. (7.3-27) page 444* :

Sherwood number (N_{sh}) $= 0{,}664 \;.\; N_{Re}^{\,0,5} \;.\; N_{sc}^{\,1/3}$

$= 0{,}664 \;.\; (\; 55.297{,}8019 \;)^{0,5} \;.\; (\; 0{,}0766 \;)^{1/3}$

$= \quad 66{,}3027$

Mass transfer coefficient (k'_c) $= \dfrac{D_{AB}\,(m^2/s)}{D_p\,(m)} \;.\; N_{sh}$

$= \dfrac{0{,}00000000281}{0{,}004} \;.\; 66{,}3027$

$= \quad 0{,}00005 \quad m/s$

Volume partikel $= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{D_p\,(mm)}{2}\right)^3$

$= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{4}{2}\right)^3$

$= \quad 33{,}5103 \quad mm^3$

$= \quad 0{,}00000003 \quad m^3$

Contoh perhitungan *soluble time* untuk komponen $MgCl_2$:

Volume *solid* $=$ Volume $MgCl_2$ garam $+$ Volume $MgCl_2$ *brine*

$= \quad 0{,}1216 \quad m^3 \quad + \quad 0{,}0111 \quad m^3$

$= \quad 0{,}1327 \quad m^3$

Konsentrasi jenuh (C_s) $= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{995{,}68 \quad kg/m^3}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/dm^3\ H_2O$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/liter\ H_2O$

$= \quad 557{,}5808 \quad kg/m^3\ H_2O$

Konsentrasi masuk (C_m) = 0,0009 kg/kg H_2O x $\frac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0009 kg/kg H_2O x $\frac{995,68\ \ kg/m^3}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0009 kg/dm^3 H_2O

= 0,0009 kg/liter H_2O

= 0,9359 kg/m^3 H_2O

Massa $MgCl_2$ terlarut = $MgCl_2$ garam masuk - $MgCl_2$ garam keluar

= 282,8215 kg - 15,4295 kg

= 267,3920 kg

Jumlah partikel = $\frac{\text{Volume } solid}{\text{Volume partikel}}$

= $\frac{0,1327\ \ m^3}{0,00000003\ \ m^3}$

= 3.960.784

Surface area = $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{D_p\ (mm)}{2}\ )^2$

= $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{4}{2}\ )^2$

= 50,2655 mm^2

= 0,00005 m^2

Particle surface area = Jumlah partikel x *Surface area*

= 3.960.784 x 0,00005 m^2

= 199,0907 m^2

Effective interfacial area = $\frac{\textit{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}}$

= $\frac{199,0907\ \ m^2}{51,4762\ \ m^3}$

= 3,8676 m^{-1}

Thickness of boundary = 2 mm

= 0,002 m

Rate of dissolving = $Effective\ interfacial\ area\ .\left(\frac{Mass\ transfer\ coefficient}{Thickness\ of\ boundary}\right).(Cs-Cm)$

= 3,8676 $.\ (\ \frac{0,00005}{0,002}\ ).\ (\ 557,5808\ -\ 0,9359\ )$

= 50,1384 kg/s

Soluble time = $\frac{\text{Massa } MgCl_2 \text{ terlarut}}{\textit{Rate of solubility}}$

= $\frac{267,3920\ \ kg}{50,1384\ \ kg/s}$

= 5,3331 s

Tabel C.23 Hasil Perhitungan S*oluble Time* Tiap Komponen

Komponen	Volume (m^3)	C_s (kg/m^3 H_2O)	C_m (kg/m^3 H_2O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	*Effective Interfacial Area* (m^{-1})	*Rate of Dissolving* (kg/s)	*Soluble Time* (s)
$CaSO_4$	0,0554	2,6286	0,6738	66,1379	1.653.827	1,6149	0,3676	179,9232
$CaCl_2$	0,0850	1.015,5936	1,5349	131,3836	2.537.004	2,4773	58,5053	2,2457
$MgCl_2$	0,1327	557,5808	0,9359	267,3920	3.960.784	3,8676	50,1384	5,3331
$Mg(HCO_3)_2$	0,0256	76,6674	0,0000	56,9111	762.476	0,7445	1,3294	42,8104
KCl	0,1151	370,3930	0,0000	217,4357	3.435.676	3,3549	28,9392	7,5135
KBr	0,0198	703,9458	0,0000	51,8331	592.069	0,5781	9,4781	5,4687
KIO_3	0,0004	102,5550	0,0000	1,3061	10.547	0,0103	0,0246	53,0987

Min. residence time diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

Min. residence Time = 179,9232 s
= 2,9987 menit
= 0,0500 jam

Hold up time = 3 menit
= 0,0500 jam

Feed = 67.500,0000 kg/jam

Over design factor = 10% *(Walas table 1.4 page 7)*

Feed desain (Q) = 1,1 x *Feed*
= 1,1 x 67.500,0000 kg/jam
= 75.000,0000 kg/jam
= 75,0000 ton/jam

Volume *feed* = 51,4762 m^3/jam

Volume desain = 1,1 x Volume *feed*
= 1,1 x 51,4762 m^3/jam
= 57,1958 m^3/jam

Densitas *bulk* (γ) = 75.000,0000 kg/jam x $\frac{1}{57,1958 \ m^3/jam}$
= 1.311,2853 kg/m^3
= 1,3113 ton/m^3

T operasi = 30 °C

P operasi = 1 atm

Inclination (β) = 20 °

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Factor C (C) = 0,65

Nilai *loading efficiency* (ψ) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Loading efficiency (ψ) = 0,4

Trial nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

Trial nilai n = 27,0151 rpm

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

Screw diameter (D) $= \sqrt[3]{\dfrac{4 \,.\, Q\,(\frac{\text{ton}}{\text{jam}})}{(60 \,.\, \Pi)\,.\,(0{,}8 \,.\, n\,(\text{rpm})\,.\,\psi\,.\,\gamma\,(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}).\,C)}}$

= 0,6000 m

= 600,0000 mm

= 23,6220 in

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

n_{max} = 75 rpm

n_{min} = 15 rpm

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by* 30% .

n_{max} = 75 rpm - (30% . 75 rpm)

= 52,5 rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S) = 0,8 . D

= 0,8 . 0,6000 m

= 0,4800 m

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v) $= \dfrac{S\,(m) \;.\; n\,(rpm)}{60}$

$= \dfrac{0{,}4800 \;.\; 27{,}0151}{60}$

= 0,2161 m/s

= 0,7091 ft/s

Panjang *screw washer* (L) = *Load propulsion rate* . *Hold up time*

= 0,2161 m/s . 180 s

= 38,9017 m

= 127,6302 ft

Jarak *screw washer* (H) = Panjang *screw washer* . Cos (β)

= 38,9017 m . Cos (20 ^{o})

= 36,5556 m

Efficiency motor (η) = 85% *(generally)*

Resistance factor (ω_o) = 2,5 *(Spivakovsky page 275)*

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

$$\text{Power (N)} = \frac{\text{Q (ton/jam)}}{367} \cdot \left(\text{L (m)} \cdot \omega_o + \text{H (m)} \right)$$

$$= \frac{75{,}0000}{367} \cdot \left(38{,}9017 \cdot 3 + 36{,}5556 \right)$$

$$= 27{,}3453 \text{ kW}$$

$$\text{Power actual} = \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)}$$

$$= \frac{27{,}3453 \text{ kW}}{85\%}$$

$$= 32{,}1710 \text{ kW}$$

$$= 43{,}1420 \text{ hp}_{(I)}$$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\text{Torque capacity (M)} = 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}}$$

$$= 975 \cdot \frac{32{,}1710}{27{,}0151}$$

$$= 1.161{,}0824 \text{ kg.m}$$

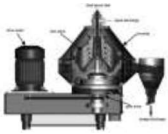
$$= 8.398{,}1203 \text{ lb.ft}$$

Tabel C.24 Spesifikasi *Screw Washer* (J-220)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Washer* (J-220)
Fungsi	Untuk proses pencucian garam dengan *brine* (proses pencucian II).
Tipe	*Conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	75
Diameter *Screw* (in)	24
Panjang *Screw* (ft)	128
Screw Rotation Speed (rpm)	28
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	20
Torque (lb/ft)	8.399
Power ($hp_{(I)}$)	44
Jumlah (unit)	1

10. *Centrifuge* (H-230)

Fungsi : Untuk proses pemisahan *brine* dengan garam.
Tipe : *Disk bowl centrifuge.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit.



Gambar C.12 Skema *Centrifuge (Perry fig. 18-153 page 18-122)*

Tabel C.25 Spesifikasi *Feed* Garam Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9461	15.741,3783	2.170	7,2541
$CaSO_4$	0,0002	3,4809	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,1570	2.150	0,0015
$MgCl_2$	0,0004	6,8534	2.325	0,0029
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4977	2.344,6	0,0006
KCl	0,0003	5,7220	1.988	0,0029
KBr	0,0001	1,3640	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0344	3.890	0,0000
H_2O	0,0525	874,2435	995,68	0,8780
Total	**1,0000**	**16.637,7312**		**8,1417**

Tabel C.26 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <10>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2623	661,5000	2.170	0,3048
$CaSO_4$	0,0019	4,7213	2.960	0,0016
$CaCl_2$	0,0024	5,9822	2.150	0,0028
$MgCl_2$	0,0034	8,5761	2.325	0,0037
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1,4977	2.344,6	0,0006
KCl	0,0023	5,7220	1.988	0,0029
KBr	0,0005	1,3640	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0344	3.890	0,0000
H_2O	0,7267	1.832,7119	995,68	1,8407
Total	**1,0000**	**2.522,1095**		**2,1576**

Tabel C.27 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9410	15.774,4533	2.170	7,2693
$CaSO_4$	0,0002	3,7170	2.960	0,0013
$CaCl_2$	0,0002	3,4561	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0004	7,2822	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	6,0081	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4322	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0361	3.890	0,0000
H_2O	0,0576	965,8791	995,68	0,9701
Total	**1,0000**	**16.763,8367**		**8,2496**

Tabel C.28 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <32>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2623	628,4250	2.170	0,2896
$CaSO_4$	0,0019	4,4852	2.960	0,0015
$CaCl_2$	0,0024	5,6831	2.150	0,0026
$MgCl_2$	0,0034	8,1473	2.325	0,0035
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1,4228	2.344,6	0,0006
KCl	0,0023	5,4359	1.988	0,0027
KBr	0,0005	1,2958	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0327	3.890	0,0000
H_2O	0,7267	1.741,0763	995,68	1,7486
Total	**1,0000**	**2.396,0040**		**2,0497**

Densitas *feed* garam (ρ_s) $= \dfrac{\text{Massa } feed \text{ garam}}{\text{Volume } feed \text{ garam}}$

$= \dfrac{16.637,7312 \text{ kg/jam}}{8,1417 \text{ m}^3\text{/jam}}$

$= 2.043,5100 \text{ kg/m}^3$

Densitas *feed brine* (ρ) $= \dfrac{\text{Massa } feed \text{ brine}}{\text{Volume } feed \text{ brine}}$

$= \dfrac{2.522,1095 \text{ kg/jam}}{2,1576 \text{ m}^3\text{/jam}}$

$= 1.168,9474 \text{ kg/m}^3$

Feed = *Feed* garam + *Feed* brine

= (16.637,7312 + 2.522,1095) kg/jam

= 19.159,8407 kg/jam

= 19,1598 ton/jam

Volume *feed* (q) = Volume *feed* garam + Volume *feed brine*

= (8,1417 + 2,1576) m^3/jam

	=	10,2993	m^3/jam
	=	0,0029	m^3/s
Viskositas (μ)	=	0,8551	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	3,0785	kg/m.jam
Diameter partikel (Dp)	=	4	mm
	=	0,004	m
Gravity velocity (g)	=	9,8	m/s^2
Throughput garam	=	16.763,8367	kg/jam
	=	16,7638	ton/jam
Throughput brine	=	2,0497	m^3/jam
	=	9,0246	gal/min

Berdasarkan *throughput liquid* nya digunakanlah *sedimentating centrifuge with type disc,* sehingga didapatkan data dari *Perry's 7th ed. table 18-12 page 18-121* sebagai berikut.

Diameter *bowl*	=	13	in
	=	0,3302	m
Speed (ω)	=	7.500	rpm
	=	785	rad/s
Typical motor size	=	6	hp
	=	4,4760	kW
Disc space	=	0,5	mm
	=	0,0005	m
	=	0,0197	in

Berdasarkan nilai *speed* nya didapatkan data dari *Perry's 7th ed. table 18-12 page 18-121* sebagai berikut.

Diameter *disc*	=	4,1	in
	=	0,1041	m
Number of disc	=	33	
r_2	=	0,2 . Diameter *disc*	
	=	0,2 . 0,1	m
	=	0,0208 m	
Tinggi *centrifuge* (H)	=	2 . r_2	
	=	2 . 0,0208 m	
	=	0,0417 m	
	=	0,1367 ft	

Perhitungan *settling velocity* (v) berdasarkan *Mc.Cabe 5th Ed. eq. 30.79 page 1069* :

$$\text{Settling velocity (v)} = \frac{Dp^2 \cdot (\rho_s - \rho) \cdot \omega^2 \cdot r_2}{18 \cdot \mu}$$

$$= 3{,}2411 \text{ m/s}$$

= 10,6335 ft/s

Perhitungan *volumetric flowrate* (q) berdasarkan *Mc.Cabe 5 th Ed. eq. 30.77 page 1069* :

Trial r_1 hingga nilai *volumetric flowrate* (q) sama dengan volume *feed* :

Trial r_1 = 0,0010 m

Volumetric flowrate (q) = $\frac{N^2 . (\rho_s - \rho) . \Pi . Dp^2 . H . (r_2^2 - r_1^2)}{18 . \mu . \ln \frac{r_2}{r_1}}$

= 10,2993 m^3/jam

Perhitungan *residence time* (t_T) berdasarkan *Mc.Cabe 5 th Ed. eq. 30.76 page 1069* :

Residence time (t_T) = $\frac{18 . \mu}{N^2 . (\rho_s - \rho) . Dp^2} . \ln \frac{r_2}{r_1}$

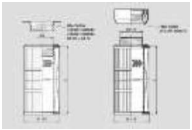
= 0,02 s

Tabel C.29 Spesifikasi *Centrifuge* (H-230)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Centrifuge* (H-230)
Fungsi	Untuk proses pemisahan *brine* dengan garam.
Tipe	*Disk bowl centrifuge.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	20
Tinggi *Centrifuge* (ft)	0,2
Diameter *Bowl* (in)	13
Diameter *Disc* (in)	4,1
Settling Velocity (ft/s)	11
Rotation Speed (rpm)	7.500
Residence Time (s)	0,02
Power ($hp_{(I)}$)	6
Jumlah (unit)	1

11. *Air Filter* (H-313)

Fungsi : Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe : *Cartridge air filter.*
Bahan konstruksi : *Synthetic fiber.*
Jumlah : 1 unit.



Gambar C.13 Skema *Air Filter (ISO 9001, AFTL)*

T operasi = 30 °C
P operasi = 1 atm

Tabel C.30 Spesifikasi *Feed* Udara Aliran <44>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0185	1.336,2773	995,68	1,3421
Udara	0,9815	71.088,4422	1,1676	60.885,1434
Total	**1,0000**	**72.424,7195**		**60.886,4855**

Massa *feed* udara = 72.424,7195 kg/jam
= 72,4247 ton/jam
Densitas *feed* udara = 1,1895 kg/m^3
Volume *feed* udara = 60.886,4855 m^3/jam
= 16,9129 m^3/s

Berdasarkan data suatu perusahaan di Juang Su, China didapatkan spesifikasi *catridge air filter* dengan sertifikasi *ISO 9001, AFTL* adalah sebagai berikut.
Material = *Synthetic fiber.*
Filtration class = *HEPA filter.*
Efficiency = 99,95%
Length (p) = 660 mm
= 2,1654 ft
Width (l) = 1.200 mm

	=	47,2441	in
Height (t)	=	660	mm
	=	2,1654	ft
Diameter (OD)	=	660	mm
Radius (r)	=	330	mm

Air filter area = 2 . Π . r . t

= 2 . Π . 330 mm . 660 mm

= 1.368.478 mm^2

= 1,3685 m^2

= 14,7302 ft^2

Air filter volume = $\frac{\Pi}{4}$. D^2 . t

= $\frac{\Pi}{4}$. (660) ^{2} mm^2 . 660 mm

= 225.798.830 mm^3

= 0,2258 m^3

= 7,9740 ft^3

Udara yang terfiltrasi = 0,2257 m^3/s

Jumlah *air filter* = 75

Air filter total volume = 16,9129 m^3/s

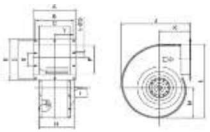
Tabel C.31 Spesifikasi *Air Filter* (H-313)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Air Filter* (H-313)
Fungsi	Sebagai alat penyaring debu yang terbawa oleh udara.
Tipe	*Cartridge air filter.*
Bahan Konstruksi	*Synthetic fiber.*
Kapasitas (ton/jam)	73
Filter Area (ft^2)	15
Jumlah (unit)	1

12. *Blower* I (G-312)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Heater* .
Tipe : *Single stage blower discharge pressure.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit.

P udara masuk (P_1) = 1 atm
P udara keluar (P_2) = 1,2 atm
Suhu udara = 30 ^oC
= 303,15 K



Gambar C.14 Skema *Blower* (*National engineers* , 2015)

Tabel C.32 Spesifikasi *Feed* Udara Aliran <33>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0185	832,3518	995,68	0,8360
Udara	0,9815	44.280,1774	1,1676	37.924,6593
Total	**1,0000**	**45.112,5292**		**37.925,4953**

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatis :

Humidity udara masuk = 0,0188 kg H_2O/kg *dry air*
(Geankoplis 4th Ed., page 568)
BM udara = 28,9647 kg/kmol
BM H_2O = 18,01528 kg/kmol
γ udara = 1,4 *(Geankoplis 3th Ed., page 139)*
Gas law constant (R) = 8.314,34 J/kmol.K
(Geankoplis 3th Ed., page 850)
Massa *feed* udara (m) = 45.112,5292 kg/jam
= 45,1125 ton/jam

	=	0,4326	kg udara/s
Volume *feed* udara	=	37.925,4953	m^3/jam
Kapasitas *blower*	=	37.925,4953	m^3/jam
	=	1.339.327,4880	ft^3/jam
Efisiensi *blower* (η)	=	80%	*(Ulrich table 4-9 page 120)*

Perhitungan *work for adiabatic blower* (-Ws) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq. 3.3-14 page 139* :

$$-Ws = \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{R \times T}{BM_{udara}} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1,4}{1,4 - 1} \cdot \frac{8.314,34 \cdot 303,15}{28,9647} \cdot \left[\left(\frac{2}{1}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1\right]$$

$$= 16.286,0231 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *brake power* berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq. 3.3-16 page 139* :

$$\text{Brake power} = \frac{-Ws \text{ (J/kg)} \cdot \text{m (kg udara/s)}}{\eta \cdot 1000}$$

$$= \frac{16.286,0231 \cdot 0,4326}{80\% \cdot 1000}$$

$$= 8,8075 \text{ kW}$$

$$= 11,8110 \text{ } hp_{(I)}$$

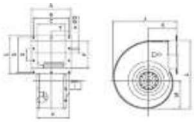
Tabel C.33 Spesifikasi *Blower* I (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Blower* I (G-312)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Heater* .
Tipe	*Single stage blower discharge pressure.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.339.328
Power ($hp_{(I)}$)	12
Jumlah (unit)	1

13. *Blower* II (G-315)

Fungsi : Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Rotary Cooler* .
Tipe : *Single stage blower discharge pressure.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit.

P udara masuk (P_1)	=	1	atm
P udara keluar (P_2)	=	1,2	atm
Suhu udara	=	30	^oC
	=	303,15	K



Gambar C.15 Skema *Blower* (*National engineers* , 2015)

Tabel C.34 Spesifikasi *Feed* Udara Aliran <45>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0185	503,9255	995,68	0,5061
Udara	0,9815	26.808,2648	1,1676	22.960,4841
Total	**1,0000**	**27.312,1903**		**22.960,9902**

Kondisi operasi dalam keadaan adiabatis :

Humidity udara masuk	=	0,0188	kg H_2O/kg *dry air*
			(Geankoplis 4 th Ed., page 568)
BM udara	=	28,9647	kg/kmol
BM H_2O	=	18,01528	kg/kmol
γ udara	=	1,4	*(Geankoplis 3 th Ed., page 139)*
Gas law constant (R)	=	8.314,34	J/kmol.K
			(Geankoplis 3 th Ed., page 850)
Massa *feed* udara (m)	=	27.312,1903	kg/jam

	=	27,3122	ton/jam
	=	0,2619	kg udara/s
Volume *feed* udara	=	22.960,9902	m^3/jam
Kapasitas *blower*	=	22.960,9902	m^3/jam
	=	810.860,4812	ft^3/jam
Efisiensi *blower* (η)	=	80%	*(Ulrich table 4-9 page 120)*

Perhitungan *work for adiabatic blower* (-Ws) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq. 3.3-14 page 139* :

$$-Ws = \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{R \times T}{BM_{udara}} \cdot \left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

$$= \frac{1,4}{1,4 - 1} \cdot \frac{8.314,34 \cdot 303,15}{28,9647} \left[\left(\frac{2}{1}\right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right]$$

$$= 16.286,0231 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *brake power* berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq. 3.3-16 page 139* :

$$\text{Brake power} = \frac{-Ws \text{ (J/kg)} \cdot m \text{ (kg udara/s)}}{\eta \cdot 1000}$$

$$= \frac{16.286,0231 \cdot 0,2619}{80\% \cdot 1000}$$

$$= 5,3322 \text{ kW}$$

$$= 7,1507 \text{ } hp_{(I)}$$

Tabel C.35 Spesifikasi *Blower* II (G-315)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Blower* II (G-315)
Fungsi	Sebagai alat untuk mengalirkan udara dari *Air Filter* ke *Rotary Cooler* .
Tipe	*Single stage blower discharge pressure.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	810.861
Power ($hp_{(I)}$)	8
Jumlah (unit)	1

14. *Heater* (E-313)

Fungsi : Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke *Rotary Dryer* .

Tipe : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger.*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel Type* 304.

Jumlah : 1 unit.

Berdasarkan Appendiks A Neraca Massa & Appendiks B Neraca Panas, didapatkan data sebagai berikut.

- ***Cold Fluid* (Udara)**

m udara (w)	=	45.112,5292	kg/jam						
	=	99.455,9842	lb/jam						
ρ udara	=	0,0634	lb/ft^3						
v udara (v)	=	1.568.706,3757	ft^3/jam						
T masuk (t_1)	=	30	°C	=	86	°F	=	303,15	K
T keluar (t_2)	=	120	°C	=	248	°F	=	393,15	K
P masuk	=	1,2	atm	=	17,6351	psia			
P keluar	=	1,2	atm	=	17,6351	psia			

- ***Hot Fluid* (*Steam*)**

m *steam* (W)	=	1.948,3471	kg/jam						
	=	4.295,3650	lb/jam						
ρ *steam*	=	0,0933	lb/ft^3						
v *steam* (V)	=	46.036,0034	ft^3/jam						
T	=	130	°C	=	266	°F	=	403,15	K
P	=	2,67	atm	=	39,1747	psia			
λ *steam*	=	2.174,18	kJ/kg						
	=	934,73	Btu/lb						

(1) *Heat Balance*

Q udara	=	m udara	x	Cp udara	x	ΔT udara
	=	99.455,9842	x	0,249	x	162
	=	4.015.006,4293		Btu/jam		
Q *steam*	=	m *steam*	x	λ *steam*		
	=	4.295,3650	x	934,730		
	=	4.015.006,4293		Btu/jam		

(2) Δt

Tabel temperatur fluida pada *heater* dalam satuan °F

Hot Fluid		*Cold Fluid*	*Diff.*	
266	*Higher Temperature*	248	18	(Δt_2)
266	*Lower Temperature*	86	180	(Δt_1)
0	*Differences*	162	-162	(Δt_2-Δt_1)

Perhitungan ΔT LMTD berdasarkan *Kern eq. 5.14 page 89* :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{18 - 180}{\ln\left(\frac{18}{180}\right)}$$

$$= 70{,}36 \ ^{o}F$$

Data *Heat Exchanger* (*shell and tubes*) yang digunakan berdasarkan *Kern table 10 page 843* :

Panjang *tube* (L)	=	10	ft (Asumsi)
BWG	=	18	
Pitch	=	1,25	*in triangular*
Rd gab	=	0,002	$J.ft^2.{}^oF/Btu$
ΔP gas	=	2	psi
OD *tube*	=	1	in
ID *tube*	=	0,902	in
a''_t	=	0,2618	ft^2/lin ft
a'_t	=	0,639	in^2

Berdasarkan *Kern page 118* , bila digunakan *shell and tube 1-2 exchanger, didapatkan :*

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0{,}00 \quad , \quad S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0{,}90$$

Maka,

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2+1}}{2(R-1)}\right]\ln(1-S)/(1-RS)}{ln\frac{\frac{2}{S}-1-R+\left(\frac{2}{S}\right)\sqrt{(1-S)(1-RS)}+\sqrt{R^2+1}}{\frac{2}{S}-1-R+\left(\frac{2}{S}\right)\sqrt{(1-S)(1-RS)}-\sqrt{R^2+1}}}$$

Ft = 1

Sehingga,

$$\Delta t = Ft \times \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 1 \times 70{,}36 \ ^{o}F$$

$$= 70{,}36 \ ^{o}F$$

(3) ***Average Temperature*** **(T_{av} dan t_{av})**

Perhitungan *arithmetic mean* untuk *streamline flow* berdasarkan *Kern page 207* :

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86\ ^oF + 248\ ^oF}{2} = 167\ ^oF$$

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{266\ ^oF + 266\ ^oF}{2} = 266\ ^oF$$

a. Berdasarkan *Kern tabel 8 page 840* , didapatkan nilai *design overall coefficient* (U_D) :

Range U_D *for steam-gases* = 5 - 50.

Trial U_D = 47

Over factor design = 10%

Q desain = 1,11 x Q teoritis

= 1,11 x 4.015.006,4293 Btu/jam

= 4.461.118,2548 Btu/jam

$$A = \frac{Q\ desain}{U_D \times \Delta t} = \frac{4.461.118,2548\ Btu/jam}{47 \times 70,36\ ^oF} = 1.349,1075\ ft^2$$ *(Kern page 194)*

b. $$Nt = \frac{A}{L \times a''_t} = \frac{1.349,1075\ ft^2}{10\ ft \times 0,2618\ ft^2/lin\ ft} = 515,3199 = 516$$ *(Kern page 194)*

Coba, *tube passes* (n) = 2-P

Maka, berdasarkan *Kern table 9 page 842* didapatkan :

Nt standar = 522

ID *shell* = 33 in

Sehingga,

$$U_D\ koreksi = \frac{Nt}{Nt\ standar} \times Trial\ U_D = \frac{516}{522} \times 47$$

$$= \quad 46 \quad \text{Btu/J.ft}^{2.o}\text{F}$$

$$\text{A koreksi} = \frac{\text{Q desain}}{U_D \times \Delta t}$$

$$= \frac{4.461.118,2548 \ \text{Btu/jam}}{46 \times 70,36 \ ^oF}$$

$$= \quad 1.364,7948 \quad \text{ft}^2$$

Kesimpulan Sementara Rancangan *Shell and Tube* :

Bagian *Shell* :

IDs	=	33	in	(diameter dalam *shell*)
B	=	70	in	(*baffle spacing*)
N+1	=	2		(Jumlah *baffle*)
n'	=	1	*passes*	(Jumlah *passes* pada *shell*)
De	=	0,72	in	(diameter ekivalen) *(Kern fig. 28 page 838)*

Bagian *Tube* :

di	=	0,902	in	(diameter dalam *tube*)
do	=	1	in	(diameter luar *tube*)
L	=	10	ft	(panjang *tube*)
n	=	2	*passes*	(jumlah *passes* pada *tube*)
Nt	=	522		(jumlah *tube*)
Pt	=	1,25	in	(jarak antara sumbu *tube*)
C'	=	0,25	in	(jarak antara diameter luar *tube*)
a''_t	=	0,2618	ft^2/lin ft	(luas permukaan panjang)
a'_t	=	0,639	in^2	(luas penampang aliran)

Hot Fluid : Tube Side, Steam	***Cold Fluid : Shell Side,* Udara**
(4) ***Flow Area*** Berdasarkan *Kern table 10 page 843* , didapatkan data : a'_t = 0,639 in^2 Berdasarkan *Kern eq.7-48 page 150* , didapatkan *flow area* : $a_t = \frac{Nt \times a'_t}{144 \times n}$ $= \frac{522 \times 0,639}{144 \times 2}$ = 1,1582 ft^2	**(4)** ***Flow Area*** Berdasarkan *Kern eq.7-1 page 138* , didapatkan *flow area* : $a_s = \frac{IDs \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144}$ $= \frac{33 \times 0,25 \times 70}{1 \times 1,25 \times 144}$ = 3,2083 ft^2
(5) ***Mass Velocity*** Berdasarkan *Kern eq. 7-2 page 138* , didapatkan *mass velocity* : $G_t = \frac{W}{a_t}$ $= \frac{4.295,3650}{1,1582}$ = 3.708,6957 $lb/jam.ft^2$	**(5)** ***Mass Velocity*** Berdasarkan *Kern eq. 7-2 page 138* , didapatkan *mass velocity* : $G_s = \frac{w}{a_s}$ $= \frac{99.455,9842}{3,2083}$ = 30.999,2678 $lb/jam.ft^2$
(6) ***Reynolds Number*** Berdasarkan *Kern fig. 15 page 825* , didapatkan data : T_{av} = 266 °F μ = 0,0135 cp = 0,03267 lb/ft.jam di = 0,902 in 12 in/ft = 0,0752 ft Berdasarkan *Kern page 150,* didapatkan *reynolds number* : $Re_t = \frac{di \times G_t}{\mu}$ $= \frac{0,0752 \times 3.708,6957}{0,03267}$ = 8.532,9137	**(6)** ***Reynolds Number*** Berdasarkan *Kern fig. 15 page 825* , didapatkan data : t_{av} = 167 °F μ = 0,02 cp = 0,0484 lb/ft.jam De = 0,72 in 12 in/ft = 0,06 ft Berdasarkan *Kern page 150,* didapatkan *reynolds number* : $Re_s = \frac{De \times G_S}{\mu}$ $= \frac{0,06 \times 30.999,2678}{0,0484}$ = 38.428,8444
(7) J_H Berdasarkan *Kern fig. 24 page 834* , didapatkan data : $\frac{L}{di} = \frac{10 \text{ ft}}{0,0752 \text{ ft}} = 133$ J_H = 45	**(7)** J_H Berdasarkan *Kern fig. 28 page 838* , didapatkan data : J_H = 120

(8) h_i

Berdasarkan *Kern table 5 page 111* , didapatkan data :

T_{av} = 266 °F

k = 0,0152 Btu/jam.ft².°F/ft

Berdasarkan *Kern fig. 3 page 805* , didapatkan data :

c = 0,46 Btu/lb.°F

Berdasarkan *Kern eq. 6-15b page 112* didapatkan h_o :

$$\frac{h_i}{\phi_t} = J_H \times \frac{k}{di} \times \left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}$$

= 9,0654

Berdasarkan *Kern page 243* didapatkan data :

ϕ_t = 1

h_i = 9,0654 x ϕ_t

= 9,0654 x 1

= 9,0654 Btu/jam.ft².°F

$$h_{io} = h_i \times \frac{di}{do}$$

= 9,0654 x $\frac{0,0752}{0,0833}$

= 8,1770 Btu/jam.ft².°F

(8) h_o

Berdasarkan *Kern table 5 page 111* , didapatkan data :

t_{av} = 167 °F

k = 0,0172 Btu/jam.ft².°F/ft

Berdasarkan *Kern fig. 3 page 805* , didapatkan data :

c = 0,25 Btu/lb.°F

Berdasarkan *Kern eq. 6-15b page 112* didapatkan h_o :

$$\frac{h_o}{\phi_s} = J_H \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3}$$

= 30,5946

Berdasarkan *Kern page 243* didapatkan :

ϕ_s = 1

h_o = 30,5946 x ϕ_s

= 30,5946 x 1

= 30,5946 Btu/jam.ft².°F

(9) ρ dan sg

Berdasarkan *Kern fig.26 page 836* , didapatkan data :

Re_t = 8.532,9137

f = 0,00029 ft^2/in^2

Berdasarkan *Kern table 7 page 836* , didapatkan data :

T_{av} = 266 °F

sv = 10,7176 ft^3/lb

Berdasarkan *Kern page 243* , didapatkan data ρ dan sg :

$$\rho = \frac{1}{sv} = \frac{1}{10,7176} = 0,0933 \text{ lb/ft}^3$$

$$sg = \frac{\rho}{62,5} = \frac{0,0933}{62,5} = 0,0015$$

(9) ρ dan sg

Berdasarkan *Kern fig.29 page 839* , didapatkan data :

Re_s = 38.428,8444

f = 0,0016 ft^2/in^2

Berdasarkan *Geankoplis table A.3-3 page 866* , didapatkan ρ :

t_{av} = 167 °F

ρ = 0,0634 lb/ft^3

Berdasarkan *Kern page 243* , didapatkan data sg :

$$sg = \frac{\rho}{62,5} = \frac{0,0634}{62,5} = 0,0010$$

(10) *Pressure Drop*

Berdasarkan *Kern eq.7-45 page 151* , didapatkan *pressure drop*

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times di \times sg \times \phi_t} = 0,0136 \text{ psi}$$

Berdasarkan *Kern fig.27 page 837* , didapatkan data :

G_t = 3.708,6957 lb/jam.ft^2

$\frac{V^2}{2g'}$ = 0,01 ft^2/in^2

Berdasarkan *Kern eq.7-46 page 151* , didapatkan *total return pressure loss* :

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g'} \times \frac{6}{144} = 2,3259 \text{ psi}$$

Berdasarkan *Kern fig.27 page 837* , didapatkan total *pressure*

$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

= 2,3395 psi

(10) *Pressure Drop*

Berdasarkan *Kern eq.7-43 page 151* , didapatkan *number of crosses* :

$$N + 1 = \frac{12 \times L \times n'}{B} = \frac{12 \times 10 \times 1}{70} = 2$$

Berdasarkan *Kern eq.7-44 page 151* , didapatkan *pressure drop shell* :

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times De \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times sg \times \phi_s} = 0,0581 \text{ psi}$$

Kesimpulan :

ΔP_s < 2 psi

Kesimpulan :				
ΔP_T	<	10	psi	

(9) ***Clean Overall Coefficient***

Perhitungan *clean overall coefficient* (Uc) berdasarkan *Kern eq. 6-38 page 150* :

$$Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 69{,}9323 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

(10) ***Dirt Factor***

Perhitungan *dirt factor* (Rd) berdasarkan *Kern eq. 6-13 page 150* :

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$= \frac{69{,}9323 - 46}{69{,}9323 \times 46}$$

$$= 0{,}0072 \text{ Btu/jam.ft}^2.^oF$$

Kesimpulan :

Rd > Rd ditetapkan, maka rancangan HE memenuhi.

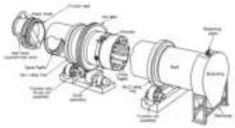
Tabel C.36 Spesifikasi *Heater* (E-313)

Spesifikasi	Keterangan			
Nama Alat	*Heater* (E-313)			
Fungsi	Sebagai alat untuk memanaskan udara menjadi 120°C sebelum masuk ke *Rotary Dryer* .			
Tipe	*1-2 Shell and Tube Heat Exchanger.*			
Bahan Konstruksi	*Stainless Steel Type 304.*			
Shell	ID	=	33	in
	Baffle Spacing	=	70	in
	Jumlah *Baffle*	=	2	
	ΔP	=	0,0581	psi
Tube	OD	=	1	in
	ID	=	0,902	in
	BWG	=	18	
	Pitch	=	1,25	*in triangular*
	Panjang	=	10	ft
	Jumlah *Tube*	=	522	
	Jumlah *Passes*	=	2	
	ΔP	=	2,3395	psi
Dirt Factor	0,0072		Btu/jam.ft^2.°F	
Luas Area	1.365		ft^2	
Jumlah	1		unit	

15. *Rotary Dryer* (B-310)

Fungsi : Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.
Tipe : *Direct Heat Rotary Dryer.*
Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah : 1 unit.

P operasi = 1 atm
= 14,6959 lb/in^2
Basis waktu = 1 jam



Gambar C.16 Skema *Rotary Dryer (Perry fig. 12-59 page 12-54)*

Tabel C.37 Spesifikasi *Feed* Garam Aliran <11>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9410	15.774,4533	2.170	7,2693
$CaSO_4$	0,0002	3,7170	2.960	0,0013
$CaCl_2$	0,0002	3,4561	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0004	7,2822	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	6,0081	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4322	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0361	3.890	0,0000
H_2O	0,0576	965,8791	995,68	0,9701
Total	**1,0000**	**16.763,8367**		**8,2496**

Tabel C.38 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <12>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9975	15.616,7087	2.170	7,1966
$CaSO_4$	0,0002	3,6798	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,4216	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0005	7,2094	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,9480	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4179	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0357	3.890	0,0000
H_2O	0,0010	15,8138	995,68	0,0159
Total	**1,0000**	**15.655,7918**		**7,2226**

Massa *feed* garam = 16.763,8367 kg/jam

Volume *feed* garam = 8,2496 m^3/jam

Densitas *feed* garam $= \frac{\text{Massa } feed \text{ garam}}{\text{Volume } feed \text{ garam}}$

$= \frac{16.763,8367 \text{ kg/jam}}{8,2496 \text{ } m^3\text{/jam}}$

$= 2.032,0734 \text{ kg/}m^3$

Massa *feed* udara = 45.112,5292 kg/jam (Appendiks C *Blower* I)

= 99.455,9842 lb/jam

Volume *feed* udara = 37.925,4953 m^3/jam (Appendiks C *Blower* I)

Densitas udara $= \frac{\text{Massa } feed \text{ udara}}{\text{Volume } feed \text{ udara}}$

$= \frac{45.112,5292 \text{ kg/jam}}{37.925,4953 \text{ } m^3\text{/jam}}$

$= 1,1895 \text{ kg/}m^3$

Dari Appendiks B didapatkan data sebagai berikut :

Suhu udara masuk (T_{G1})	=	120	°C	=	393,15	K
	=	248	°F			
Suhu udara keluar (T_{G2})	=	51,99	°C	=	325,14	K
	=	125,59	°F			
Suhu *wet bulb* (T_{WB})	=	41,35	°C	=	314,50	K
Suhu garam masuk (Ts_1)	=	30	°C	=	303,15	K
Suhu garam keluar (Ts_2)	=	86,00	°C	=	359,15	K

Heat duty udara masuk (q_T) = 1.451.897,3634 Btu/jam

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. page 12-50,* diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

Kecepatan udara (v_{udara}) = 5,1 m/s

= 16,7323 ft/s

Perhitungan ΔT LMTD berdasarkan *Perry 7th Ed. eq. 11-5b page 11-4* :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{G1} - T_{S2}) - (T_{G2} - T_{S1})}{\ln\left(\frac{T_{G1} - T_{S2}}{T_{G2} - T_{S1}}\right)}$$

$$= \frac{(120 - 86,00) - (51,99 - 30)}{\ln\left(\frac{120 - 86,00}{51,99 - 30}\right)}$$

= 27,56 °C

= 300,71 K

= 81,62 °F

Perhitungan densitas udara berdasarkan *Mc.Cabe page 367* :

Densitas udara (at 248 ^{o}F) $= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{T\,(^{o}F) + 460}$

$= \frac{29}{359} \cdot \frac{492}{248 + 460}$

$= 0{,}0561 \text{ lb/ft}^3$

Perhitungan *mass velocity* udara (G) berdasarkan *Mc.Cabe eq. 4.8 page 66* :

Mass velocity udara (G) $= v_{udara}\,(ft/s) \cdot \rho_{udara}$ at 248^{o}_{F} (lb/ft^3)

$= 16{,}7323 \cdot 0{,}0561$

$= 0{,}9393 \text{ lb/ft}^2\text{.s}$

$= 3.381{,}3733 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$

$= 16.509{,}3220 \text{ kg/m}^2\text{.jam}$

Perhitungan diameter *dryer* (D) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

Cross sectional area $= \frac{\text{Massa } \textit{feed} \text{ udara}}{\textit{Mass velocity} \text{ udara}}$

$= \frac{45.112{,}5292 \text{ kg/jam}}{16509{,}32 \text{ kg/m}^2\text{.jam}}$

$= 2{,}7325 \text{ m}^2$

$= 29{,}4129 \text{ ft}^2$

Diameter *dryer* (ID) $= \left(\frac{4 \cdot \textit{Cross sectional area}}{\Pi} \right)^{0,5}$

$= \left(\frac{4 \cdot 2{,}7325 \text{ m}^2}{\Pi} \right)^{0,5}$

$= 1{,}8653 \text{ m}$

$= 6{,}1196 \text{ ft}$

$= 73{,}4354 \text{ in}$

Jari-jari *dryer* (r_i) $= 36{,}7177 \text{ in}$

Perhitungan volumetric *heat transfer coefficient* (Ua) berdasarkan *Mc.Cabe page 796* :

Volumetric heat transfer coefficient (Ua) $= \frac{0{,}5 \cdot G^{0,67}\,(lb/ft^2\text{.jam})}{ID\,(ft)}$

$= \frac{0{,}5 \cdot 231{,}4688}{6{,}1196}$

$= 18{,}9120 \text{ Btu/ft}^3\text{.h.}^{o}\text{F}$

Perhitungan panjang *dryer* (L) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\text{Panjang dryer (L)} = \frac{q_T}{0{,}125 \;.\; \Pi \;.\; ID \;.\; G^{0{,}67} \;.\; \Delta T\ LMTD}$$

$$= \frac{q_T\ (\text{Btu/jam})}{\text{Cross sectional area } (ft^2) \;.\; Ua\ (\text{Btu/ft}^3\text{.jam.}^{o}\text{F}) \;.\; \Delta T\ LMTD\ (^{o}\text{F})}$$

$$= \frac{1.451.897{,}3634}{29{,}4129 \;.\; 18{,}9120 \;.\; 81{,}62}$$

$$= 31{,}9808 \text{ ft}$$

$$= 9{,}7478 \text{ m}$$

$$\text{Ratio L/ID} = \frac{\text{Panjang } dryer}{\text{Diameter } dryer}$$

$$= \frac{9{,}7478 \text{ m}}{1{,}8653 \text{ m}}$$

$$= 5{,}2260 \quad \textit{(a reasonable value for Rotary Dryer)}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. page 12-56,* diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

Peripheral speed (N) = 0,5 m/s

Perhitungan *rotasi dryer* berdasarkan *Dutta KB page 567* :

$$\text{Rotasi } dryer \text{ (rps)} = \frac{\textit{Peripheral speed} \text{ (m/s)} \;.\; 60}{\Pi \;.\; \text{Diameter } dryer \text{ (m)}}$$

$$= \frac{0{,}5 \;.\; 60}{\Pi \;.\; 1{,}8653}$$

$$= 5{,}1196 \text{ rpm}$$

$$= 0{,}0853 \text{ rps}$$

Penentuan *dimensi flight* :

Jenis *flight* = *Two segment flight.* *(Dutta KB page 567)*

Flight angle = 45 ^{o} *(Dutta KB page 567)*

Jumlah *flight* = 3 . Diameter *dryer* *(Perry's 7th Ed. page 12-54)*

= 3 . 1,8653 m

= 5,5958 *flight* /lingkaran

= 6

Jarak *flight offset* = 1 m *(Perry's 7th Ed. page 12-53)*

$$\text{Jumlah lingkaran} = \frac{\dfrac{\text{Panjang } dryer}{\text{Jarak } \textit{flight offset}}}{2}$$

$$= \frac{\dfrac{9{,}7478 \text{ m}}{1 \text{ m}}}{2}$$

$$= 9{,}7478$$

$$= 10 \quad \textit{(Perry's 7th Ed. page 12-54)}$$

Total *flight* = Jumlah lingkaran . Jumlah *flight*

= 10 . 6

= 60 *flight* *(Dutta KB page 567)*

Panjang *flight* = $\frac{\text{Diameter } dryer}{8}$ *(Dutta KB page 567)*

= $\frac{1,8653 \text{ m}}{8}$

= 0,2332 m

Tebal *ring* = 0,15 m *(Perry's 7th Ed. page 12-53)*

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*

f = 17.900 psi *(Brownell table item 4 page 342)*

E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E - 0,6 \ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{14,6959 \ .\ 0,0000}{17.900 \ .\ 0,8 - 0,6 \ 14,6959} + 0,1250$$

= 0,1250 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

= $\frac{3}{16}$ in

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 73,4354 + 2 . 0,1875

= 73,8104 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 78 in

= 1,9812 m

Berikut merupakan data *insulating material* yang diperoleh dari *Handbook of Chemistry & Physics, CRC press page 12-204:*

Insulating material = *Wool.*

Konduktivitas termal (k_i) = 0,04 W/m.K

Densitas (ρ_i) = 0,09 g/cm^3

= 90 kg/m^3

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-16 page 883* :

Bahan konstruksi *dryer* = *SA-240 Grade M Type 316.*

Konduktivitas termal (k_s) = 16,56 W/m.K

	=	59,616	kJ/jam.m.K
Densitas (ρ_s)	=	7.817	kg/m^3
$Cp_{konstruksi}$	=	0,461	kJ/kg.K

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-3 page 866* :

Viskositas udara (μ_w)	=	0,0227	cps
	=	0,0815	kg/m.jam
Cp_{udara}	=	0,2420	Btu/lbm.^oF
	=	1,0130	kJ/kg.K
Konduktivitas udara (k_u)	=	0,019152	Btu/jam.ft.^oF
	=	0,033146941	W/m.K
N_{Pr}	=	0,69208	
Suhu udara rata-rata	=	186,79	^oF
Viskositas udara (μ_b)	=	0,0212	cps
	=	0,0763	kg/m.jam

Perhitungan *reynold number* (N_{Re}) berdasarkan *Geankoplis page 246* :

$$\text{Reynold number } (N_{Re}) = \frac{\text{ID (m)} \cdot \text{G (kg.m}^2\text{/jam)}}{\mu_{udara} \text{ (kg/m.jam)}}$$

$$= \frac{1{,}8653 \cdot 16.509{,}32195}{0{,}0815}$$

$$= 377.623{,}6732$$

Perhitungan *nusselt number* (N_{Nu}) berdasarkan *Geankoplis eq. (4.5-8) page 239* :

$$\text{Nusselt number } (N_{Nu}) = 0{,}027 \cdot N_{Re}^{\,0,8} \cdot N_{Pr}^{\,1/3} \cdot \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 684{,}9414$$

Perhitungan *heat transfer coefficient* (h_L) berdasarkan *Geankoplis eq. (4.5-8) page 239* :

$$\text{Heat transfer coefficient } (h_L) = \frac{N_{Nu} \cdot \text{k (W/m.K)}}{\text{Panjang } \textit{dryer} \text{ (m)}}$$

$$= \frac{684{,}9414 \cdot 16{,}56}{9{,}7478}$$

$$= 1.163{,}6142 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

Berdasarkan perhitungan diatas didapatkan hasil sebagai berikut.

ID	=	1,8653	m
r_1	=	0,9326	m
OD	=	1,9812	m
r_2	=	0,9906	m

Panjang *dryer* (L) = 9,7478 m

Perhitungan *cross sectional area normal to the heat flow* berdasarkan *Geankoplis eq. (4.2-6) page 221* :

A_1 = 2 . Π . L. r_1
= 2 . Π . 9,7478 m . 0,9326 m
= 57,1207 m^2

A_2 = 2 . Π . L. r_2
= 2 . Π . 9,7478 m . 0,9906 m
= 60,6713 m^2

Perhitungan *log mean area* (A_{lm}) berdasarkan *Geankoplis eq. (4.2-10) page 221* :

$$A_{lm} = \frac{A_2\,(m^2) - A_1\,(m^2)}{\ln\left(A_2\,(m^2) / A_1\,(m^2)\right)}$$

$$= \frac{60,6713 - 57,1207}{\ln\left(60,6713 / 57,1207\right)}$$

= 58,8781 m^2

Pehitungan q_L berdasarkan *Geankoplis, 2003* :

q_L = 0,01 . $q_{T\ udara}$
= 0,01 . 1.451.897,3634 Btu/jam
= 14.518,9736 Btu/jam
= 4,2551 kW
= 4.255,1 W

Perhitungan suhu *plate* berdasarkan *Geankoplis page 247* :

$$\text{Suhu } plate = \text{T produk keluar} - \left(\frac{q_L \,.\, (OD - ID)}{\text{Konduktivitas termal} \,.\, A_{lm}}\right)$$

$$= 359,15 - \left(\frac{4.255,0907 \,.\, (1,9812 - 1,8653)}{0,033146941 \,.\, 58,8781}\right)$$

= 106,3627 K

Trial tebal *material insulation* hingga didapatkan q_L = q :

Tebal *material insulation* = 1,6627 in
= 0,0422 m

$ID_{insulasi}$ = 1,9812 m
= 78 in

$OD_{insulasi}$ = $ID_{insulasi}$ (in) + 2 . t_s (in)
= 78 + 2 . 1,6627
= 81,3254 in
= 2,0657 m

Pehitungan q berdasarkan *Geankoplis, 2003* :

$$q = \left(\frac{T_{plate} - T_{garam}}{\frac{\text{Tebal insulasi}}{\text{Kondukivitas thermal x } A_{lm}} + \frac{1}{\text{Koefisien perpindahan x } A_2}} \right)$$

$$= \frac{106,3627 - 30}{\frac{0,042232117}{0,04 \;.\; 58,8781} + \frac{1}{1.163,6142 \;.\; 60,6713}}$$

$$= 4.255,1 \text{ W}$$

Perhitungan *power dryer* :

Volume silinder = $\Pi \;.\; (OD^2 - ID^2) \;.\; \frac{L}{4}$

= $\Pi \;.\; (3,9252 - 3,4792) \;.\; \frac{9,7478}{4}$

= 3,4142 m^3

Massa silinder = Densitas (ρ_s) . Volume silinder

= 7.817 kg/m^3 . 3,4142 m^3

= 26.689,1471 kg

= 26,6891 ton

Volume insulasi = $\Pi \;.\; (OD_{insulasi}^2 - ID_{insulasi}^2) \;.\; \frac{L}{4}$

= $\Pi \;.\; (4,2670 - 3,9252) \;.\; \frac{9,7478}{4}$

= 2,6169 m^3

Massa insulasi = Densitas (ρ_i) . Volume insulasi

= 90 kg/m^3 . 2,6169 m^3

= 235,5205 kg

= 0,2355 ton

Demi keamanan, volume *hold up* bahan diasumsikan 10% dari volume *dryer*.

Volume *hold up* bahan = 0,1 . Volume *dryer*

= $0,1 \;.\; \left(\frac{\Pi \;.\; ID\,(m)^2 \;.\; L\,(m)}{4} \right)$

= $0,1 \;.\; \left(\frac{\Pi \;.\; 1,8653^{\,2} \;.\; 9,7478}{4} \right)$

= 2,6636 m^3

Massa *hold up* bahan = Volume *hold up* bahan . ρ bahan

= 2,6636 m^3 . 2.167,6001 kg/m^3

= 5.773,6686 kg

= 5,7737 ton

Dari perhitungan di atas telah didapatkan :

Massa silinder (m_s) = 26.689,1471 kg

Massa insulasi (m_i) = 235,5205 kg

Massa *hold up* bahan (m_b) = 5.773,6686 kg

Massa total *dryer* (m_d) = m_s (kg) + m_i (kg) + m_b (kg)

= 26.689,1471 + 235,5205 + 5.773,6686

= 32.698,3362 kg

= 32,6983 ton

Power = (0,45 x m_d x N) + (0,12 x m_b x $OD_{insulasi}$ x rps x Total *flight*)

= 19.568,7640 kg.m/s

= 191,9040 kW

Efficiency (η) = 80% *(Dutta KB page 567)*

$$\textit{Power actual} = \frac{\textit{Power}}{\textit{Efficiency motor } (\eta)}$$

$$= \frac{191{,}9040 \text{ kW}}{80\%}$$

= 239,8800 kW

= 321,6844 $hp_{(I)}$

Tabel C.39 Spesifikasi *Rotary Dryer* (B-310)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Rotary Dryer* (B-310)
Fungsi	Mengurangi kadar H_2O pada garam yang dikontakkan secara langsung dengan udara panas.
Tipe	*Direct Heat Rotary Dryer.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Bahan Insulasi	*Wool.*
Kapasitas (ton/jam)	6
Diameter Dalam (in)	74
Panjang (ft)	32
Tebal Insulasi (in)	2
Power ($hp_{(I)}$)	322
Jumlah (unit)	1

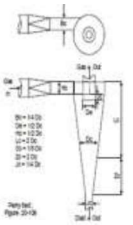
16. *Cyclone* I (H-314)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer* .

Tipe : *Tangential Inlet Cyclone Separator.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.17 Skema *Cyclone (Perry fig. 17-36 page 17-29)*

Tabel C.40 Spesifikasi *Feed* Aliran <38>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0034	157,7445	2.170	0,0727
$CaSO_4$	0,0000	0,0372	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0346	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0728	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0157	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0601	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0143	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0004	3.890	0,0000
H_2O	0,0386	1.782,4171	995,68	1,7902
Udara	0,9580	44.280,1774	1,0890	40.661,1148
Total	**1,0000**	**46.220,5741**		**40.662,9778**

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in^2
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T *feed*	=	325,14	K
	=	51,99	^oC
Massa *feed*	=	46.220,5741	kg/jam
	=	46,2206	ton/jam
Massa *solid*	=	1.940,3967	kg/jam
Volume *solid*	=	1,8629	m^3

$$\text{Densitas } solid\ (\rho_s) = \frac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$$

$$= \frac{1.940{,}3967 \quad kg}{1{,}8629 \quad m^3}$$

$$= 1.041{,}5743 \quad kg/m^3$$

Massa gas $= 46.220{,}5741 \quad kg/jam$

$$= 101.898{,}8021 \quad lb/jam$$

Volume gas $= 40.662{,}9778 \quad m^3/jam$

Densitas gas (ρ_g) $= \dfrac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}}$

$$= \frac{46.220{,}5741 \quad kg}{40.662{,}9778 \quad m^3}$$

$$= 1{,}1367 \quad kg/m^3$$

S/G *solid* dalam gas $= \dfrac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}}$

$$= \frac{1.940{,}3967 \quad kg}{40.662{,}9778 \quad m^3}$$

$$= 0{,}0477 \quad kg/m^3$$

Perhitungan dimensi *cyclone* :

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-32* , kecepatan gas masuk ke *Cyclone* adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

Kecepatan gas masuk (v_{in}) $= 15 \quad m/s$

$$= 49{,}2126 \quad ft/s$$

Diameter partikel masuk (d_{pi}) $= 0{,}5 \quad mm$

$$= 0{,}0005 \quad m$$

$$= 0{,}0016 \quad ft$$

Viskositas gas (μ_g) $= 0{,}00002 \quad kg/m.s$

Effective number (Ns) $= 3{,}5$ *(Perry 8th Ed. fig. 17-38 page 17-30)*

Collection efficiency (E_L) $= 95\%$ *(Perry 8th Ed. fig. 17-41 page 17-31)*

$\dfrac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7{,}5$ *(Perry 8th Ed. fig. 17-39 page 17-30)*

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai (D_{pth}) adalah :

$$D_{pth} = \frac{d_{pi}}{7{,}5}$$

$$= \frac{0{,}0016 \quad ft}{7{,}5}$$

$$= 0{,}0002 \quad ft$$

$$= 0{,}0001 \quad m$$

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-30*, didapatkan nilai lebar *inlet Cyclone rectangular* (Bc) adalah :

$$Bc = \frac{D_{pth}^2 . \Pi . Ns . v_{in} . (\rho_s - \rho_g)}{9 . \mu_g}$$

$$= \frac{0{,}0001^2 . \Pi . 3{,}5 . 15 . (1.041{,}5743 - 1{,}1367)}{9 . 0{,}00002}$$

$$= 0{,}4310 \text{ m}$$

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-29* didapatkan nilai diameter *Cyclone* (Dc), diameter saluran gas keluar *Cyclone* (De), tinggi *Cyclone* di Bc pada gas masuk (Hc), panjang ruang gravitasi *settling* dalam arah aliran gas (Lc), lebar *outlet Cyclone rectangular* (Sc), panjang ruang spiral dalam *Cyclone* (Zc) , diameter partikel keluar (Jc) adalah :

$$Dc = 4 . Bc = 4 . 0{,}4310 \text{ m} = 1{,}7238 \text{ m}$$

$$De = \frac{Dc}{2} = \frac{1{,}7238 \text{ m}}{2} = 0{,}8619 \text{ m}$$

$$Hc = \frac{Dc}{2} = \frac{1{,}7238 \text{ m}}{2} = 0{,}8619 \text{ m}$$

$$Lc = 2 . Dc = 2 . 1{,}7238 \text{ m} = 3{,}4477 \text{ m}$$

$$Sc = \frac{Dc}{8} = \frac{1{,}7238 \text{ m}}{8} = 0{,}2155 \text{ m}$$

$$Zc = 2 . Dc = 2 . 1{,}7238 \text{ m} = 3{,}4477 \text{ m}$$

$$Jc = \frac{Dc}{4} = \frac{1{,}7238 \text{ m}}{4} = 0{,}4310 \text{ m}$$

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm

= 14,6959 psi

$P_{hidrostatik} = \rho . g . H$

= 1,1367 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 6,8953 m

= 76,8097 kg/m.s^2

= 76,8097 N/m^2

= 0,0008 atm

= 0,0111 psi

$P_{perencanaan} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

= (1 + 0,0008) atm

= 1,0008 atm

= 14,7070 psi

P_{desain} = 1,1 x $P_{perencanaan}$

= 1,1 x 1,0008 atm

= 1,1008 atm

= 16,1777 psi

= 16,1777 lb/in^2

Perhitungan tebal *Cyclone* :

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*

f = 18.750 psi *(Brownell table item 4 page 342)*

E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2)\ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi)\ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{16,1777\ .\ 34}{18.750\ .\ 0,8\ -\ 0,6\ 16,1777} + 0,1250$$

$$= 0,1617 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 68 + 2 . 0,1875

= 68,3750 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 72 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 72 - 2 . 0,1875

= 71,625 in

= 1,8193 m

Ls = 107,4375 in

= 8,9531 ft

Perhitungan tebal konis berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P\ .\ De}{2\ .\cos\left(\frac{1}{2}\ \alpha\right)\left(f\ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\right)} + C$$

Dimana :

P = 16,1777 lb/in^2

De = ID

= 68 in

α = 30 °

1/2 α = 15 °

cos (1/2 α) = 1

f = 18.750 psi

E = 0,8

C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

Tebal konis = 0,1630 in ≈ 0,1875 in

Tabel C.41 Spesifikasi *Cyclone* I (H-314)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Cyclone* I (H-314)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Dryer* .
Tipe	*Tangential Inlet Cyclone Separator.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	47
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam *Cyclone* (in)	68
Tebal *Cyclone* (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar *Outlet Cyclone* (in)	9
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	34
Diameter Partikel Keluar (in)	17
Tinggi *Cyclone* di Bc Pada Gas Masuk (ft)	3
Panjang Ruang Gravitasi *Settling* (ft)	12
Panjang Ruang Spiral *Cyclone* (ft)	12
Jumlah (unit)	1

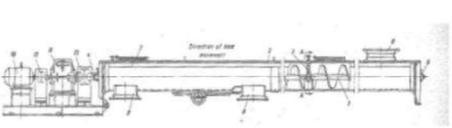
17. *Screw Conveyor* IV (J-321)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Dryer* ke *Rotary Cooler* .

Tipe : *Horizontal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.18 Skema *Screw Conveyor (Spivakovsky fig. 162 page 267)*

Feed	=	15.616,7087	kg/jam	
Over design factor	=	10%		*(Walas table 1.4 page 7)*
Feed desain (Q)	=	1,1 x	*Feed*	
	=	1,1 x	15.616,7087	kg/jam
	=	17.351,8986	kg/jam	
	=	17,3519	ton/jam	
Volume *feed*	=	7,2226	m^3/jam	
Volume desain	=	1,1 x	Volume *feed*	
	=	1,1 x	7,2226	m^3/jam
	=	8,0252	m^3/jam	
Densitas *bulk* (γ)	=	17.351,8986	kg/jam x $\frac{1}{8,0252 \ m^3/jam}$	
	=	2.162,1889	kg/m^3	
	=	2,1622	ton/m^3	
T operasi	=	30	℃	
P operasi	=	1	atm	
Inclination (β)	=	0	^{o}	

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Factor C (C) = 1

Nilai *loading efficiency* (ψ) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Loading efficiency (ψ) = 0,125

Trial nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

Trial nilai n = 29,4733 rpm

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

Screw diameter (D) $= \sqrt[3]{\dfrac{4 \cdot Q\,(\frac{ton}{jam})}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0{,}8 \cdot n\,(rpm) \cdot \psi \cdot \gamma\,(\frac{ton}{m^3}) \cdot C)}}$

= 0,2000 m

= 200 mm

= 7,8740 in

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

n_{max} = 150 rpm

n_{min} = 23,6 rpm

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by* 30% .

n_{max} = 150 rpm - (30% . 150 rpm)

= 105,0 rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S) = 0,8 . D

= 0,8 . 0,2000 m

= 0,1600 m

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v) $= \dfrac{S\,(m) \cdot n\,(rpm)}{60}$

$= \dfrac{0{,}1600 \cdot 29{,}4733}{60}$

= 0,0786 m/s

= 0,2579 ft/s

Hold up time = 60 s (Asumsi)

Panjang *screw washer* (L) = *Load propulsion rate* . *Hold up time*

= 0,0786 m/s . 60 s

= 4,7157 m

= 15,4715 ft

Jarak *screw washer* (H) = Panjang *screw washer* . Cos (β)

= 4,7157 m . Cos (0 °)

= 4,7157 m

Efficiency motor (η) = 85% *(generally)*

Resistance factor (ω_o) = 2,5 *(Spivakovsky page 275)*

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

$$\text{Power (N)} = \frac{Q\ (\text{ton/jam})}{367} \cdot \left(L\ (\text{m}) \cdot \omega_o + H\ (\text{m}) \right)$$

$$= \frac{17{,}3519}{367} \cdot \left(4{,}7157 \cdot 3 + 4{,}7157 \right)$$

$$= 0{,}7804 \quad \text{kW}$$

$$\text{Power actual} = \frac{\text{Power (N)}}{\text{Efficiency motor } (\eta)}$$

$$= \frac{0{,}7804 \quad \text{kW}}{85\%}$$

$$= 0{,}9181 \quad \text{kW}$$

$$= 1{,}2312 \quad \text{hp}_{(I)}$$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\text{Torque capacity (M)} = 975 \cdot \frac{\text{Power actual (kW)}}{\text{Rotating speed (rpm)}}$$

$$= 975 \cdot \frac{0{,}9181}{29{,}4733}$$

$$= 30{,}3706 \quad \text{kg.m}$$

$$= 219{,}6711 \quad \text{lb.ft}$$

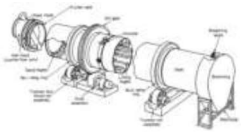
Tabel C.41 Spesifikasi *Screw Conveyor* IV (J-321)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* IV (J-321)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari Rotary Dryer ke Rotary Cooler.
Tipe	*Horizonal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	16
Screw Rotation Speed (rpm)	30
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	0
Torque (lb/ft)	220
Power ($hp_{(I)}$)	2
Jumlah (unit)	1

18. *Rotary Cooler* (B-320)

Fungsi : Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.
Tipe : *Direct Cold Rotary Cooler.*
Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah : 1 unit.

P operasi = 1 atm
= 14,6959 lb/in^2
Basis waktu = 1 jam



Gambar C.19 Skema *Rotary Cooler (Perry fig. 12-59 page 12-54)*

Tabel C.42 Spesifikasi *Feed* Garam Aliran <13>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9975	15.616,7087	2.170	7,1966
$CaSO_4$	0,0002	3,6798	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,4216	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0005	7,2094	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5568	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,9480	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4179	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0357	3.890	0,0000
H_2O	0,0010	15,8138	995,68	0,0159
Total	**1,0000**	**15.655,7918**		**7,2226**

Tabel C.43 Spesifikasi Garam Keluar Aliran <14>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9972	15.460,5416	2.170	7,1247
$CaSO_4$	0,0002	3,6430	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,3874	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0005	7,1373	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,8885	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4037	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0354	3.890	0,0000
H_2O	0,0013	20,8530	995,68	0,0209
Total	**1,0000**	**15.504,4313**		**7,1556**

Massa *feed* garam (m) = 15.655,7918 kg/jam

Volume *feed* garam = 7,2226 m^3/jam

Densitas *feed* garam $= \frac{\text{Massa } feed \text{ garam}}{\text{Volume } feed \text{ garam}}$

$= \frac{15.655,7918 \text{ kg/jam}}{7,2226 \text{ m}^3\text{/jam}}$

$= 2.167,6001 \text{ kg/m}^3$

Massa *feed* udara = 27.312,1903 kg/jam (Appendiks C *Blower* II)

= 60.213,0009 lb/jam

Volume *feed* udara = 22.960,9902 m^3/jam (Appendiks C *Blower* II)

Densitas udara $= \frac{\text{Massa } feed \text{ udara}}{\text{Volume } feed \text{ udara}}$

$= \frac{27.312,1903 \text{ kg/jam}}{22.960,9902 \text{ m}^3\text{/jam}}$

$= 1,1895 \text{ kg/m}^3$

Dari Appendiks B didapatkan data sebagai berikut :

Suhu udara masuk (T_{G1})	=	30	°C	=	303,15	K
	=	86	°F			
Suhu udara keluar (T_{G2})	=	58,75	°C	=	331,90	K
	=	138	°F			
Suhu *wet bulb* (T_{WB})	=	25,50	°C	=	298,65	K
Suhu garam masuk (Ts_1)	=	86,00	°C	=	359,15	K
Suhu garam keluar (Ts_2)	=	30,5	°C	=	303,65	K
T_{ref}	=	25	°C	=	298,15	K

Heat duty udara masuk (q_T) = 32.190,4567 kkal/jam

= 127.656,7285 Btu/jam

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7 th Ed. page 12-50,* diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

Kecepatan udara (v_{udara}) = 5,1 m/s

= 16,7323 ft/s

Perhitungan ΔT LMTD berdasarkan *Perry 7 th Ed. eq. 11-5b page 11-4* :

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_{G1} - T_{S2}) - (T_{G2} - T_{S1})}{\ln\left(\frac{T_{G1} - T_{S2}}{T_{G2} - T_{S1}}\right)}$$

$$= \frac{(30 - 30,5) - (58,75 - 86,00)}{\ln\left(\frac{30 - 30,5}{58,75 - 86,00}\right)}$$

$= -6,69$ °C

$= \quad 266{,}46 \quad K$

$= \quad 19{,}96 \quad {}^{o}F$

Perhitungan densitas udara berdasarkan *Mc.Cabe page 367* :

Densitas udara (at 86 ^{o}F) $= \dfrac{29}{359} \cdot \dfrac{492}{T\,(^{o}F) + 460}$

$= \dfrac{29}{359} \cdot \dfrac{492}{86 + 460}$

$= \quad 0{,}0728 \quad lb/ft^3$

Perhitungan *mass velocity* udara (G) berdasarkan *Mc.Cabe eq. 4.8 page 66* :

Mass velocity udara (G) $= \quad v_{udara}\,(ft/s) \quad . \quad \rho_{udara}$ at $86^{o}_{F}\,(lb/ft^3)$

$= \quad 16{,}7323 \quad . \quad 0{,}0728$

$= \quad 1{,}2180 \quad lb/ft^2.s$

$= \quad 4.384{,}6379 \quad lb/ft^2.jam$

$= \quad 21.407{,}6922 \quad kg/m^2.jam$

Perhitungan diameter *cooler* (D) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

Cross sectional area $= \dfrac{\text{Massa } \textit{feed} \text{ udara}}{\textit{Mass velocity} \text{ udara}}$

$= \dfrac{27.312{,}1903 \quad kg/jam}{21407{,}69 \quad kg/m^2.jam}$

$= \quad 1{,}2758 \quad m^2$

$= \quad 13{,}7327 \quad ft^2$

Diameter *cooler* (ID) $= \left(\dfrac{4 \quad . \quad \textit{Cross sectional area}}{\Pi} \right)^{0,5}$

$= \left(\dfrac{4 \quad . \quad 1{,}2758 \quad m^2}{\Pi} \right)^{0,5}$

$= \quad 1{,}2745 \quad m$

$= \quad 4{,}1815 \quad ft$

$= \quad 50{,}1782 \quad in$

Jari-jari *cooler* (r_i) $= \quad 25{,}0891 \quad in$

Perhitungan volumetric *heat transfer coefficient* (Ua) berdasarkan *Mc.Cabe page 796* :

Volumetric heat transfer coefficient (Ua) $= \dfrac{0{,}5 \quad . \quad G^{0,67}\,(lb/ft^2.jam)}{ID\ (ft)}$

$= \dfrac{0{,}5 \quad . \quad 275{,}4835}{4{,}1815}$

$= \quad 32{,}9407 \quad Btu/ft^3.h.^{o}F$

Perhitungan panjang *cooler* (L) berdasarkan *Mc.Cabe page 797* :

$$\text{Panjang } cooler \text{ (L)} = \frac{q_T}{0{,}125 \;.\; \Pi \;.ID \;.\; G^{0{,}67} \;.\; \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$= \frac{q_T \text{ (Btu/jam)}}{\text{Cross sectional area } (ft^2) \,.\, \text{Ua } (Btu/ft^3.jam.^oF) \,.\, \Delta T \text{ LMTD } (^oF)}$$

$$= \frac{127.656{,}7285}{13{,}7327 \;.\; 32{,}9407 \;.\; 19{,}96}$$

$$= 14{,}1394 \text{ ft}$$

$$= 4{,}3097 \text{ m}$$

$$\text{Ratio L/ID} = \frac{\text{Panjang } cooler}{\text{Diameter } cooler}$$

$$= \frac{4{,}3097 \text{ m}}{1{,}2745 \text{ m}}$$

$$= 3{,}3814 \quad \textit{(a reasonable value for Rotary Dryer)}$$

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. page 12-56,* diperoleh data untuk kecepatan udara adalah sebagai berikut.

Peripheral speed (N) = 0,5 m/s

Perhitungan *rotasi cooler* berdasarkan *Dutta KB page 567* :

$$\text{Rotasi } cooler \text{ (rps)} = \frac{\textit{Peripheral speed} \text{ (m/s)} \;.\; 60}{\Pi \;.\; \text{Diameter } cooler \text{ (m)}}$$

$$= \frac{0{,}5 \;.\; 60}{\Pi \;.\; 1{,}2745}$$

$$= 7{,}4924 \text{ rpm}$$

$$= 0{,}1249 \text{ rps}$$

Penentuan *dimensi flight* :

Jenis *flight* = *Two segment flight.* *(Dutta KB page 567)*

Flight angle = 45 ^{o} *(Dutta KB page 567)*

Jumlah *flight* = 3 . Diameter *cooler* *(Perry's 7th Ed. page 12-54)*

$$= 3 \;.\; 1{,}2745 \text{ m}$$

$$= 3{,}8236 \textit{ flight}/\text{lingkaran}$$

$$= 4$$

Jarak *flight offset* = 1 m *(Perry's 7th Ed. page 12-53)*

$$\text{Jumlah lingkaran} = \frac{\dfrac{\text{Panjang } cooler}{\text{Jarak } \textit{flight offset}}}{2}$$

$$= \frac{\dfrac{4{,}3097 \text{ m}}{1 \text{ m}}}{2}$$

$$= 4{,}3097$$

$$= 5 \quad \textit{(Perry's 7th Ed. page 12-54)}$$

Total *flight* = Jumlah lingkaran . Jumlah *flight*

= 5 . 4

= 20 *flight* *(Dutta KB page 567)*

Panjang *flight* = $\frac{\text{Diameter } cooler}{8}$ *(Dutta KB page 567)*

= $\frac{1{,}2745 \text{ m}}{8}$

= 0,1593 m

Tebal *ring* = 0,15 m *(Perry's 7th Ed. page 12-53)*

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*

f = 18.750 psi *(Brownell table item 4 page 342)*

E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E - 0{,}6 \ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{14{,}6959 \ .\ 25{,}0891}{18.750 \ .\ 0{,}8 - 0{,}6\ 14{,}6959} + 0{,}1250$$

= 0,1496 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

= $\frac{3}{16}$ in

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 50,1782 + 2 . 0,1875

= 50,5532 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 54 in

= 1,3716 m

Berikut merupakan data yang diperoleh dari *Geankoplis table A.3-16 page 883* :

Bahan konstruksi *cooler* = *SA-240 Grade M Type 316.*

Konduktivitas termal (k_s) = 16,56 W/m.K

= 59,616 kJ/jam.m.K

Densitas (ρ_s) = 7.817 kg/m^3

$Cp_{konstruksi}$ = 0,461 kJ/kg.K

Perhitungan *power dryer* :

Volume silinder = Π . (OD^2 - ID^2) . $\frac{L}{4}$

= Π . (1,3716 - 1,2745) . $\frac{4,3097}{4}$

= 0,3286 m^3

Massa silinder = Densitas (ρ_s) . Volume silinder

= 7.817 kg/m^3 . 0,3286 m^3

= 2.568,5185 kg

= 2,5685 ton

Demi keamanan, volume *hold up* bahan diasumsikan 10% dari volume *cooler*.

Volume *hold up* bahan = 0,1 . Volume *cooler*

= 0,1 . ($\frac{\Pi . \text{ID (m)}^2 . \text{L (m)}}{4}$)

= 0,1 . ($\frac{\Pi . 1,2745^2 . 4,3097}{4}$)

= 0,5498 m^3

Massa *hold up* bahan = Volume *hold up* bahan . ρ bahan

= 0,5498 m^3 . 2.166,7452 kg/m^3

= 1.191,3526 kg

= 1,1914 ton

Dari perhitungan di atas telah didapatkan :

Massa silinder (m_s) = 2.568,5185 kg

Massa *hold up* bahan (m_b) = 1.191,3526 kg

Massa total *cooler* (m_d) = m_s (kg) + m_b (kg)

= 2.568,5185 + 1.191,3526

= 3.759,8711 kg

= 3,7599 ton

Power = (0,45 x m_d x N) + (0,12 x m_b x OD x rps x Total *flight*)

= 1.662,1765 kg.m/s

= 16,3004 kW

Efficiency (η) = 80% *(Dutta KB page 567)*

Power actual = $\frac{Power}{Efficiency\ motor\ (\eta)}$

= $\frac{16,3004 \text{ kW}}{80\%}$

= 20,3755 kW

= 27,3240 $hp_{(I)}$

Tabel C.44 Spesifikasi *Rotary Cooler* (B-320)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Rotary Cooler* (B-320)
Fungsi	Menurunkan suhu garam industri dengan menggunakan udara.
Tipe	*Direct Cold Rotary Cooler.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	2
Diameter Dalam (in)	51
Panjang (ft)	15
Power ($hp_{(I)}$)	28
Jumlah (unit)	1

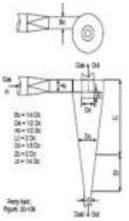
19. *Cyclone* II (H-322)

Fungsi : Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler* .

Tipe : *Tangential Inlet Cyclone Separator.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.20 Skema *Cyclone (Perry fig. 17-36 page 17-29)*

Tabel C.45 Spesifikasi *Feed* Aliran <37>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0057	156,1671	2.170	0,0720
$CaSO_4$	0,0000	0,0368	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0342	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0721	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0156	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0595	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0142	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0004	3.890	0,0000
H_2O	0,0182	498,8862	995,68	0,5011
Udara	0,9761	26.808,2648	1,0662	25.144,7117
Total	**1,0000**	**27.463,5508**		**25.145,2848**

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in^2
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T *feed*	=	331,90	K
	=	58,75	^oC
Massa *feed*	=	27.463,5508	kg/jam
	=	27,4636	ton/jam
Massa *solid*	=	655,2860	kg/jam
Volume *solid*	=	0,5731	m^3

$$\text{Densitas } solid\ (\rho_s) = \frac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$$

$$= \frac{655{,}2860 \quad kg}{0{,}5731 \quad m^3}$$

$$= 1.143{,}3695 \quad kg/m^3$$

Massa gas $= 27.463{,}5508 \quad kg/jam$

$= 60.546{,}6933 \quad lb/jam$

Volume gas $= 25.145{,}2848 \quad m^3/jam$

$$\text{Densitas gas } (\rho_g) = \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}}$$

$$= \frac{27.463{,}5508 \quad kg}{25.145{,}2848 \quad m^3}$$

$$= 1{,}0922 \quad kg/m^3$$

$$\text{S/G } \textit{solid} \text{ dalam gas} = \frac{\text{Massa garam}}{\text{Volume campuran}}$$

$$= \frac{655{,}2860 \quad kg}{25.145{,}2848 \quad m^3}$$

$$= 0{,}0261 \quad kg/m^3$$

Perhitungan dimensi *cyclone* :

Berdasarkan *Perry 8 th Ed. page 17-32* , kecepatan gas masuk ke *Cyclone* adalah sekitar 8-30 m/s, maka diasumsikan :

Kecepatan gas masuk (v_{in}) = 15 m/s

= 49,2126 ft/s

Diameter partikel masuk (d_{pi}) = 0,5 mm

= 0,0005 m

= 0,0016 ft

Viskositas gas (μ_g) = 0,00002 kg/m.s

Effective number (Ns) = 3,5 *(Perry 8 th Ed. fig. 17-38 page 17-30)*

Collection efficiency (E_L) = 95% *(Perry 8 th Ed. fig. 17-41 page 17-31)*

$$\frac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7{,}5 \quad \textit{(Perry 8 th Ed. fig. 17-39 page 17-30)}$$

Berdasarkan data di atas, didapatkan nilai diameter partikel pada saat bagian partikel telah terurai (D_{pth}) adalah :

$$D_{pth} = \frac{d_{pi}}{7{,}5}$$

$$= \frac{0{,}0016 \quad ft}{7{,}5}$$

$$= 0{,}0002 \quad ft$$

$$= 0{,}0001 \quad m$$

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-30*, didapatkan nilai lebar *inlet Cyclone rectangular* (Bc) adalah :

$$Bc = \frac{D_{pth}^{2} \cdot \Pi \cdot Ns \cdot v_{in} \cdot (\rho_s - \rho_g)}{9 \cdot \mu_g}$$

$$= \frac{0{,}0001^{2} \cdot \Pi \cdot 3{,}5 \cdot 15 \cdot (1.143{,}3695 - 1{,}0922)}{9 \cdot 0{,}00002}$$

$$= 0{,}4657 \text{ m}$$

Berdasarkan *Perry 8th Ed. page 17-29* didapatkan nilai diameter *Cyclone* (Dc), diameter saluran gas keluar *Cyclone* (De), tinggi *Cyclone* di Bc pada gas masuk (Hc), panjang ruang gravitasi *settling* dalam arah aliran gas (Lc), lebar *outlet Cyclone rectangular* (Sc), panjang ruang spiral dalam *Cyclone* (Zc) , diameter partikel keluar (Jc) adalah :

$$Dc = 4 \cdot Bc = 4 \cdot 0{,}4657 \text{ m} = 1{,}8626 \text{ m}$$

$$De = \frac{Dc}{2} = \frac{1{,}8626 \text{ m}}{2} = 0{,}9313 \text{ m}$$

$$Hc = \frac{Dc}{2} = \frac{1{,}8626 \text{ m}}{2} = 0{,}9313 \text{ m}$$

$$Lc = 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1{,}8626 \text{ m} = 3{,}7253 \text{ m}$$

$$Sc = \frac{Dc}{8} = \frac{1{,}8626 \text{ m}}{8} = 0{,}2328 \text{ m}$$

$$Zc = 2 \cdot Dc = 2 \cdot 1{,}8626 \text{ m} = 3{,}7253 \text{ m}$$

$$Jc = \frac{Dc}{4} = \frac{1{,}8626 \text{ m}}{4} = 0{,}4657 \text{ m}$$

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi} = 1 \text{ atm}$

$= 14{,}6959 \text{ psi}$

$P_{hidrostatik} = \rho \cdot g \cdot H$

$= 1{,}0922 \text{ kg/m}^3 \cdot 9{,}8 \text{ m/s}^2 \cdot 7{,}4505 \text{ m}$

$= 79{,}7467 \text{ kg/m.s}^2$

$= 79{,}7467 \text{ N/m}^2$

$= 0{,}0008 \text{ atm}$

$= 0{,}0116 \text{ psi}$

$P_{perencanaan} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

$= (1 + 0{,}0008) \text{ atm}$

$= 1{,}0008 \text{ atm}$

$= 14{,}7075 \text{ psi}$

$P_{desain} = 1{,}1 \text{ x } P_{perencanaan}$

$= 1{,}1 \text{ x } 1{,}0008 \text{ atm}$

$= 1{,}1009 \text{ atm}$

$= 16{,}1782 \text{ psi}$

$= 16{,}1782 \text{ lb/in}^2$

Perhitungan tebal *Cyclone* :

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*

f = 18.750 psi *(Brownell table item 4 page 342)*

E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2)\ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi)\ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{16,1782\ .\ 37}{18.750\ .\ 0,8\ -\ 0,6\ 16,1782} + 0,1250$$

$$= 0,1649 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 74 + 2 . 0,1875

= 74,3750 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 78 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 78 - 2 . 0,1875

= 77,625 in

= 1,9717 m

Ls = 116,4375 in

= 9,7031 ft

Perhitungan tebal konis berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$\text{Tebal konis} = \frac{P\ .\ De}{2\ .\cos\left(\frac{1}{2}\ \alpha\right)\left(f\ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\right)} + C$$

Dimana :

P = 16,1782 lb/in^2

De = ID

= 74 in

α = 30 °

1/2 α = 15 °

cos (1/2 α) = 1

f = 18.750 psi

E = 0,8

C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai tebal konis adalah :

Tebal konis = 0,1663 in ≈ 0,1875 in

Tabel C.46 Spesifikasi *Cyclone* II (H-322)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Cyclone* II (H-322)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara yang keluar dari *Rotary Cooler* .
Tipe	*Tangential Inlet Cyclone Separator.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	28
Kecepatan Gas Masuk (ft/s)	50
Diameter Dalam *Cyclone* (in)	74
Tebal *Cyclone* (in)	0,1875
Tebal Konis (in)	0,1875
Lebar *Outlet Cyclone* (in)	10
Diameter Saluran Gas Keluar (in)	37
Diameter Partikel Keluar (in)	19
Tinggi *Cyclone* di Bc Pada Gas Masuk (ft)	4
Panjang Ruang Gravitasi *Settling* (ft)	13
Panjang Ruang Spiral *Cyclone* (ft)	13
Jumlah (unit)	1

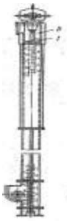
20. *Screw Conveyor* V (J-323)

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri dari *Rotary Cooler* ke *Roll Crusher* II.

Tipe : *Vertical conveyor* dengan *solid screw.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit



Gambar C.21 Skema *Vertical Screw Conveyor (Spivakovsky Fig.169 Page 277)*

Tabel C.47 Spesifikasi Garam Industri Pada *Screw Conveyor* V (J-323)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9972	15.460,5416	2.170	7,1247
$CaSO_4$	0,0002	3,6430	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,3874	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0005	7,1373	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5413	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	5,8885	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4037	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0354	3.890	0,0000
H_2O	0,0013	20,8530	995,68	0,0209
Total	**1,0000**	**15.504,4313**		**7,1556**

Feed = 15.504,4313 kg/jam

Over design factor = 10% *(Walas table 1.4 page 7)*

Feed desain (Q) = 1,1 x *Feed*

= 1,1 x 15.504,4313 kg/jam

= 17.227,1459 kg/jam

= 17,2271 ton/jam

Volume *feed* = 7,1556 m^3/jam

Volume desain = 1,1 x Volume *feed*

= 1,1 x 7,1556 m^3/jam

= 7,9507 m^3/jam

Densitas *bulk* (γ) = $17.227,1459 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{7,9507 \text{ m}^3/\text{jam}}$

= 2.166,7452 kg/m^3

	=	2,1667	ton/m^3
T operasi	=	1	℃
P operasi	=	30	atm

Screw diameter (D) dan *screw rotating speed* (n) berdasarkan kapasitas desain pada *Spivakovsky table 26 page 278* :

Screw diameter (D)	=	100	mm
	=	0,1	m
	=	3,9370	in
Screw rotating speed (n)	=	250	rpm

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S)	=	0,8	. D		
	=	0,8	.	0,1	m
	=	0,0800	m		

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

Load propulsion rate (v)	=	$\frac{\text{S (m)} \quad . \quad \text{n (rpm)}}{60}$			
	=	$\frac{0,0800 \quad . \quad 250,0000}{60}$			
	=	0,3333	m/s		
	=	1,0936	ft/s		
Hold up time	=	60	s	(Asumsi)	
Panjang *screw washer* (L)	=	*Load propulsion rate*	.	*Hold up time*	
	=	0,3333	m/s	. 60	s
	=	20,0000	m		
	=	65,6168	ft		
Jarak *screw washer* (H)	=	Panjang *screw washer*			
	=	20,0000	m		
Efficiency motor (η)	=	85%	*(generally)*		
Resistance factor (ω_o)	=	8	*(Spivakovsky page 278)*		

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

Power (N)	=	$\frac{\text{Q (ton/jam)}}{367}$	.	(	L (m) .	ω_o	+	H (m)	)
	=	$\frac{17,2271}{367}$	. (	20,0000	.	8	+	20,0000	)
	=	8,4493	kW						
Power actual	=	$\frac{\textit{Power} \text{ (N)}}{\textit{Efficiency motor } (\eta)}$							
	=	$\frac{8,4493 \quad \text{kW}}{85\%}$							
	=	9,9403	kW						

= 13,3302 $hp_{(I)}$

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

$$\textit{Torque capacity}\ (M) = 975 \cdot \frac{\textit{Power actual}\ (kW)}{\textit{Rotating speed}\ (rpm)}$$

$$= 975 \cdot \frac{9{,}9403}{250{,}0000}$$

= 38,7673 kg.m

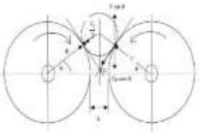
= 280,4042 lb.ft

Tabel C.48 Spesifikasi *Screw Conveyor* V (J-323)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* V (J-323)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri dari Rotary Cooler ke Roll Crusher II.
Tipe	Vertical conveyor dengan solid screw.
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	18
Diameter *Screw* (in)	4
Panjang *Screw* (ft)	66
Screw Rotation Speed (rpm)	250
Load Propulsion Rate (ft/s)	2
Torque (lb/ft)	281
Power ($hp_{(I)}$)	14
Jumlah (unit)	1

21. *Roll Crusher* II (C-330)

Fungsi : Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.
Tipe : *Double roll crusher.*
Bahan konstruksi : *High alloy steel.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.22 Skema *Roll Crusher (Egbe fig.1 page 512)*

Tabel C.49 Spesifikasi *Feed* Garam Industri Pada *Roll Crusher* II (C-330)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9894	15.774,3748	2.170	7,2693
$CaSO_4$	0,0002	3,7170	2.960	0,0013
$CaCl_2$	0,0002	3,4561	2.150	0,0016
$MgCl_2$	0,0005	7,2822	2.325	0,0031
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,5725	2.344,6	0,0007
KCl	0,0004	6,0081	1.988	0,0030
KBr	0,0001	1,4322	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0361	3.890	0,0000
H_2O	0,0091	145,7544	995,68	0,1464
Total	**1,0000**	**15.943,6334**		**7,4259**

Densitas *bulk* (ρ) = 2.147,0298 kg/m^3

Actual input capacity = 15.943,6334 kg/ jam

Efficiency = 75% *(Egbe page 512)*

Teoritical input capacity (ṁ atau Q) $= \dfrac{\textit{Actual input capacity}}{\textit{Efficiency}}$

$= \dfrac{15.943,6334 \text{ kg/jam}}{75\%}$

= 21.258,1778 kg/jam

= 21,2582 ton/jam

Friction coefficient (μ) = 0,2 *(Barry A. Wills page 135)*

F. sin θ = μ . F. cos θ *(Egbe page 512)*

sin θ = μ . cos θ

θ = $\tan^{-1}(\mu)$

= $\tan^{-1}(0,2)$

= 12,5666 ^{o}

Max. *feed diameter* (x_1) = 4 mm (Asumsi)

	=	0,004	m	
Rolls distance (L)	=	2	mm	(Asumsi)
	=	0,002	m	

Perhitungan *rolls radius* (R) berdasarkan *Egbe eq. 2 page 512* :

$$\cos\theta = \frac{R + L/2}{R + x_1/2}$$

$$\cos(12{,}5666) = \frac{R + 1\ \text{mm}}{R + 2\ \text{mm}}$$

$$0{,}9760 = \frac{R + 1\ \text{mm}}{R + 2\ \text{mm}}$$

$0{,}9760\ R + 1{,}9521\ \text{mm} = R + 1\ \text{mm}$

$0{,}9760\ R - R = (1 - 1{,}9521)\ \text{mm}$

$-0{,}0240\ R = -0{,}9521\ \text{mm}$

$R = 39{,}7428\ \text{mm}$

Rolls radius (R)	=	39,7428	mm	
	=	0,0397	m	
Rolls diameter (D)	=	79,49	mm	
	=	0,079	m	
	=	3,129	in	
Crusher width (W)	=	1	m	*(Egbe page 512)*

Perhitungan *rotation speed* (N) berdasarkan *Egbe page 513* :

$$\text{Rotation speed (N)} = \frac{Q\ (\text{kg/jam})}{60.\pi.D\ (\text{m}).W(\text{m}).L(\text{m}).\rho(\text{kg/m}^3)}\ \text{rpm}$$

$$= \frac{21.258{,}1778}{60\ .\Pi.\ 0{,}079\ .\ 1\ .\ 0{,}002\ .\ 2.147{,}0298}$$

	=	330,4217	rpm	
Diameter output (x_2)	=	1	mm	
	=	0,001	m	

Perhitungan *reduction ratio* (Rd) berdasarkan *Egbe page 513* :

$$\text{Reduction ratio (Rd)} = \frac{x_1}{x_2}$$

$$= \frac{0{,}004\ \text{m}}{0{,}001\ \text{m}}$$

	=	4	(memenuhi)

Karena, berdasarkan *Egbe page 513* :

Max. Reduction ratio = 5 : 1

Work index (Wi) = 8,78 kWh/ ton *(McCabe table 29.1 page 964)*

Perhitungan *power* (W) *to grind the material* berdasarkan *McCabe eq. (29.10) page 964 :*

Power (W) $= \dot{m}\left(\frac{\text{ton}}{\text{h}}\right) . 0{,}3162 . \text{Wi}\left(\frac{1}{\sqrt{x_2}} - \frac{1}{\sqrt{x_1}}\right)$

$=$ 29,5089 kW

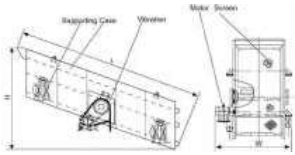
$=$ 39,5720 $\text{hp}_{(I)}$

Tabel C.50 Spesifikasi *Roll Crusher* II (C-330)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Roll Crusher* II (C-330)
Fungsi	Mengecilkan ukuran partikel garam industri menjadi 1 mm.
Tipe	*Double roll crusher.*
Bahan Konstruksi	*High alloy steel.*
Kapasitas (ton/jam)	22
Diameter *Roll* (in)	4
Kecepatan Rotasi (rpm)	330
Ukuran *Feed* (mm)	4
Ukuran Produk (mm)	1
Reduction Ratio	4
Power ($\text{hp}_{(I)}$)	40
Jumlah (unit)	1

22. *Screener* II (H-331)

Fungsi : Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.
Tipe : *High speed vibrating screen.*
Bahan konstruksi : *Carbon steel.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.23 Skema *Screener* (www.perrymining.com)

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. table 19-6 page 19-20,* diperoleh data untuk menyaring garam ukuran 16 mesh sebagai berikut.

Tyler equivalent designation	=	16	mesh
Sieve opening (a)	=	1	mm
	=	0,001	m
	=	0,0394	in
Wire diameter (d)	=	0,5800	mm
	=	0,00058	m
Sieve designation	=	1	mm

Arti 16 mesh : Dalam setiap 1 in^2 bidang jaring terdapat 16 lubang.

Perhitungan luas *screen* (A) berdasarkan *Perry's Chemical Engineer's Handbook 7th Ed. Eq. (19-7) page 19-23* :

Luas *screen* (A) $= \dfrac{0{,}4 \,.\, Ct}{Cu \,.\, Foa \,.\, Fs}$

Dimana :

Flowrate (Ct) = 15.943,6334 kg/jam
= 15,9436 ton/jam

Unit capacity (Cu) = 0,2 $ton/h.ft^2$ *(Perry's 7th Ed. fig.19-21 page 19-24)*
= 0,0186 $ton/h.m^2$

Open area factor (Foa) = $100 \,.\, a^2 \,.\, m^2$ *(Perry's 7th Ed. fig.19-23 page 19-24)*
= $100 \,.\, a^2 \,.\, \left(\dfrac{1}{a + d}\right)^2$
= 40,0577

Slotted area factor (Fs) = 0,5 *(Perry's 7th Ed. table 19-7 page 19-22)*

Maka, didapatkan :

Luas *screen* (A) $= \dfrac{0{,}4 \,.\, Ct}{Cu \,.\, Foa \,.\, Fs}$

Luas *screen* (A) $= \dfrac{0{,}4 \;.\; 15{,}9436 \text{ ton/h}}{0{,}0186 \text{ ton/h.m}^2 \;.\; 40{,}0577 \;.\; 0{,}5}$

$= 17{,}1369 \text{ m}^2$

$= 184{,}4597 \text{ ft}^2$

Dimensi *Screen* :

Rasio panjang : lebar = 2 : 1 (Asumsi)

Dengan demikian, didapatkan ukuran *screen* sebesar :

Panjang = 5,8544 m

= 19,2073 ft

Lebar = 2,9272 m

= 115,2438 in

Tabel C.51 Spesifikasi *Screener* II (H-331)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screener* II (H-331)
Fungsi	Menyaring garam industri sehingga didapatkan garam industri dengan ukuran maksimal 1 mm.
Tipe	*High speed vibrating screen.*
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	16
Luas *Screen* (ft^2)	185
Jumlah (unit)	1

23. *Silo* II (F-332)

Fungsi : Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *Salt Storage* .

Tipe : Silinder dengan tutup atas *standard dished head* dan tutup bawah *conical.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit

Gambar C.24 Skema *Silo*

Tabel C.52 Spesifikasi *Feed* Garam Industri Pada *Silo* II (F-332)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9894	14.985,6560	2.170	6,9058
$CaSO_4$	0,0002	3,5311	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,2833	2.150	0,0015
$MgCl_2$	0,0005	6,9181	2.325	0,0030
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4939	2.344,6	0,0006
KCl	0,0004	5,7077	1.988	0,0029
KBr	0,0001	1,3606	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0343	3.890	0,0000
H_2O	0,0091	138,4667	995,68	0,1391
Total	**1,0000**	**15.146,4517**		**7,0546**

T operasi	=	30	^oC			
P operasi	=	1	atm			
Hold up time	=	1	jam			
Feed	=	15.146,4517	kg/jam			
	=	15,1465	ton/jam			
Feed tinggal	=	*Feed*		x	*Hold up time*	
	=	15.146,4517	kg/jam	x	1	jam
	=	15.146,4517	kg			
	=	15,1465	ton			
Volume *feed*	=	7,0546	m^3/jam			
Volume *feed* tinggal	=	Volume *feed*		x	*Hold up time*	
	=	7,0546	m^3/jam	x	1	jam
	=	7,0546	m^3			
Safety factor	=	20%				(Rovanessa, 2013)

Sehingga,

Volume *silo* $= \dfrac{\text{Volume } \textit{feed} \text{ tinggal}}{80\%}$

$= \dfrac{7{,}0546 \quad m^3}{80\%}$

$= 8{,}8183 \quad m^3$

$= 311{,}4142 \quad ft^3$

Perhitungan dimensi & tinggi tangki :

$V_{silinder} = (1/4) \,.\, (\pi \,.\, ID^2 \,.\, Ls)$

Dimana,

Tinggi silinder (Ls) $= 1{,}5 \,.\, ID$

Maka didapatkan,

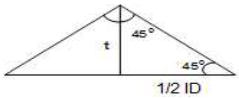
$V_{silinder} = 1{,}1781 \,.\, ID^3$

Untuk $V_{tutup\ bawah}$ digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 90 °. maka,

$\alpha = 90\ ^\circ$

$t = \frac{1}{2}$ x ID x tan (1/2 α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (45°)



$V_{tutup\ bawah} = V_{conical}$

$= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times t$

$= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \left(\frac{1}{2} \times ID \times \tan 45^\circ \right)$

$= \frac{\pi}{24} \times \left(ID^3 \times \tan 45\ ^\circ \right)$

$= 0{,}1309 \quad ID^3$

$V_{tutup\ atas} = 0{,}0847 \,.\, ID^3$

$V_{tutup} = V_{tutup\ bawah} + V_{tutup\ atas}$

$= 0{,}1309 \,.\, ID^3 + 0{,}0847 \,.\, ID^3$

$= 0{,}2156 \,.\, ID^3$

$V_{silo} = V_{silinder} + V_{tutup}$

$8{,}8183 \ m^3 = 1{,}1781 \,.\, ID^3 + 0{,}2156 \,.\, ID^3$

$ID^3 = 6{,}3272 \ m^3$

ID $= 1{,}8496$ m

$= 72{,}8178$ in

$r_i = 0{,}9248$ m

$= 36{,}4089$ in

Tinggi silinder (Ls) $= 2{,}7744$ m

	=	9,1022	ft						
Tinggi *conical* (hb)	=	0,9248	m						
	=	3,0341	ft						
Tinggi tutup atas (ha)	=	0,169	.	ID					
	=	0,169	.	1,8496	m				
	=	0,3126	m						
	=	1,0255	ft						
Tinggi tangki (H)	=	Ls	+	ha	+	hb			
	=	(2,7744	+	0,3126	+	0,9248	) m		
	=	4,0117	m						
	=	13,1618	ft						

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)	*(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm
= 14,5038 psia

$P_{beban} = \frac{F}{A}$

Dimana,

F = m x g
= 15.146,4517 kg x 9,8 m/s^2
= 148.435,2268 $kg.m/s^2$
= 148.435,2268 N

A = $\pi . r^2 + \pi . r . s$

$= \pi . r^2 + \pi . r . \left(\frac{r}{\sin 45^o} \right)$

$= \pi . 0{,}9248^2 + \pi . 0{,}9248 \left(\frac{0{,}9248}{\sin 45^o} \right)$

= 6,4865 m^2

Maka didapatkan,

$P_{beban} = \frac{148.435{,}2268 \ N}{6{,}4865 \ m^2}$

= 22.883,8143 N/m^2
= 3,3190 psia

P_{total} = $P_{operasi}$ + P_{beban}
= 17,823 psia
= 3,1229 psig

P_{design} = 1,1 x P_{total}
= 1,1 x 3,1229 psig

= 3,4351 psig

= 3,4351 lb/in^2

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ . \ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ . \ E \ - \ 0,6 \ . \ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{3,4351 \ . \ 36,4089}{18.750 \ . \ 0,8 \ - \ 0,6 \ 3,4351} + 0,1250$$

= 0,1333 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 72,8178 + 2 . 0,1875

= 73,1928 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 78 in

icr = 4,75

r = 78

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 78 - 2 . 0,1875

= 77,625 in

Ls = 116,4375 in

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{hb} = \frac{P \ . \ De}{2 \ . \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)\left(f \ . \ E \ - \ 0,6 \ . P\right)} + C$$

Dimana :

P = 3,4351 lb/in^2

De = ID

= 77,625 in

α = 90 °

1/2 α = 45 °

cos (1/2 α) = 1

f = 18.750 psi
E = 0,8
C = 0,1250 in
Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

t_{hb} = 0,1376 in ≈ 0,25 in

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{ha} = \frac{0,885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0,1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0,885 \;.\; 3,4351 \;.\; 78}{18.750 \;.\; 0,8 \;-\; 0,1 \;.\; 3,4351} + 0,125$$

= 0,1408 in

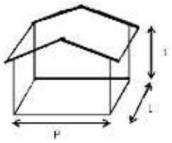
≈ 0,25 in

Tabel C.53 Spesifikasi *Silo* II (F-332)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Silo* II (F-332)
Fungsi	Sebagai tempat penampungan sementara garam industri sebelum masuk ke *Salt Storage* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas standard dished head dan tutup bawah conical.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	16
Volume (ft^3)	312
Conical Angle (^{o})	90
Diameter Dalam (in)	78
Tinggi Silinder (ft)	117
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tinggi Tutup Bawah (ft)	4
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Tinggi Tutup Atas (ft)	2
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Jumlah (unit)	1

24. *Salt Storage* (F-333)

Fungsi	:	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses *packing* .
Tipe	:	*Housing*.
Bentuk bangunan	:	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan konstruksi	:	Beton bertulang.
Jumlah	:	1 unit
Waktu tinggal maks.	:	2 minggu (14 hari) = (336 jam)
Bahan baku	:	15.146,4517 kg/jam
Bahan baku tinggal	:	5.089.207,7771 kg



Gambar C.25 Skema *Salt Storage*

Tabel C.54 Spesifikasi Garam Industri

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9894	14.985,6560	2.170	6,9058
$CaSO_4$	0,0002	3,5311	2.960	0,0012
$CaCl_2$	0,0002	3,2833	2.150	0,0015
$MgCl_2$	0,0005	6,9181	2.325	0,0030
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	1,4939	2.344,6	0,0006
KCl	0,0004	5,7077	1.988	0,0029
KBr	0,0001	1,3606	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0343	3.890	0,0000
H_2O	0,0091	138,4667	995,68	0,1391
Total	**1,0000**	**15.146,4517**		**7,0546**

T operasi = 30 ^oC

P operasi = 1 atm

Volume bahan baku = 7,0546 m^3/jam x 336 jam

= 2.370,3480 m^3

Safety factor = 20% (Rovanessa, 2013)

Volume bahan baku = 80% x Volume *storage*

$$\text{Volume } storage = \frac{\text{Volume bahan baku}}{80\%}$$

$$= \frac{2.370,3480 \ m^3}{80\%}$$

$$= 2.962,9350 \ m^3$$

	=	104.635,1603	ft^3	
Tinggi *storage*	=	4	m	(Asumsi)
	=	13,1234	ft	
Luas kebutuhan *storage*	=	740,7337	m^2	
	=	7.973,1840	ft^2	
Rasio panjang : lebar	=	1 : 1		(Asumsi)

Dengan demikian, didapatkan ukuran *storage* sebesar :

Panjang	=	27,2164	m
	=	89,2927	ft
Lebar	=	27,2164	m
	=	1.071,5133	in
Tinggi	=	4	m
	=	13,12336	ft

Tabel C.55 Spesifikasi *Salt Storage* (F-333)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Salt Storage* (F-333)
Fungsi	Untuk menyimpan produk garam industri sebelum proses packing.
Tipe	*Housing*.
Bentuk Bangunan	Fondasi berbentuk persegi panjang dengan atap tertutup.
Bahan Konstruksi	Beton bertulang.
Kapasitas (ton/jam)	16
Volume (ft^3)	104.636
Tinggi *Storage* (ft)	14
Panjang *Storage* (ft)	90
Lebar *Storage* (in)	1.072
Jumlah (unit)	1

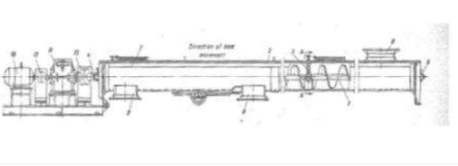
25. ***Screw Conveyor*** **VI (J-412)**

Fungsi : Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari *Screener* II ke *Brine Mixer Tank* I.

Tipe : *Horizontal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing.*

Bahan konstruksi : *Carbon steel.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.26 Skema *Screw Conveyor (Spivakovsky fig. 162 page 267)*

Tabel C.56 Spesifikasi Garam Industri Pada *Screw Conveyor* VI (J-412)

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9894	788,7187	2.170	0,3635
$CaSO_4$	0,0002	0,1858	2.960	0,0001
$CaCl_2$	0,0002	0,1728	2.150	0,0001
$MgCl_2$	0,0005	0,3641	2.325	0,0002
$Mg(HCO_3)_2$	0,0001	0,0786	2.344,6	0,0000
KCl	0,0004	0,3004	1.988	0,0002
KBr	0,0001	0,0716	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0018	3.890	0,0000
H_2O	0,0091	7,2877	995,68	0,0073
Total	**1,0000**	**797,1817**		**0,3713**

Feed = 797,1817 kg/jam

Over design factor = 10% *(Walas table 1.4 page 7)*

Feed desain (Q) = 1,1 x *Feed*

= 1,1 x 797,1817 kg/jam

= 885,7574 kg/jam

= 0,8858 ton/jam

Volume *feed* = 0,3713 m^3/jam

Volume desain = 1,1 x Volume *feed*

= 1,1 x 0,3713 m^3/jam

= 0,4126 m^3/jam

Densitas *bulk* (γ) = 885,7574 kg/jam x $\frac{1}{0,4126 \ m^3/jam}$

= 2.147,0298 kg/m^3

= 2,1470 ton/m^3

T operasi	=	30	°C
P operasi	=	1	atm
Inclination (β)	=	0	°

Nilai *factor C for that inclination* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Factor C (C)	=	1	

Nilai *loading efficiency* (ψ) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 274 :*

Loading efficiency (ψ)	=	0,125	

Trial nilai *screw rotating speed* (n) hingga didapatkan nilai *screw diameter* (D) sesuai dengan *Spivakovsky table 25 page 274* :

Trial nilai n	=	29,4733	rpm

Perhitungan nilai *screw diameter* (D) berdasarkan *Spivakovsky eq. 193 page 276* :

$$\text{Screw diameter (D)} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot Q\,(\frac{\text{ton}}{\text{jam}})}{(60 \cdot \Pi) \cdot (0{,}8 \cdot n\,(\text{rpm}) \cdot \psi \cdot \gamma\,(\frac{\text{ton}}{\text{m}^3}) \cdot C)}}$$

	=	0,2000	m
	=	200	mm
	=	7,8740	in

Nilai *screw rotating speed* (n) berdasarkan *Spivakovsky table 25 page 274* :

n_{max}	=	150	rpm
n_{min}	=	23,6	rpm

Berdasarkan *Spivakovsky page 274, for salt the value of max. rotating speed of the screw should be decreased by* 30% .

n_{max}	=	150	rpm - (	30%	.	150 rpm)
	=	105,0	rpm			

Nilai *screw pitch* (S) *for salt* berdasarkan *Spivakovsky page 276 :*

Screw pitch (S)	=	0,8	. D		
	=	0,8	.	0,2000	m
	=	0,1600	m		

Perhitungan *load propulsion rate* (v) berdasarkan *Spivakovsky page 274* :

$$\text{Load propulsion rate (v)} = \frac{S\,(m) \cdot n\,(rpm)}{60}$$

$$= \frac{0{,}1600 \cdot 29{,}4733}{60}$$

	=	0,0786	m/s
	=	0,2579	ft/s
Hold up time	=	60	s (Asumsi)

Panjang *screw washer* (L) = *Load propulsion rate* . *Hold up time*

	=	0,0786	m/s	.	60	s	
	=	4,7157	m				
	=	15,4715	ft				
Jarak *screw washer* (H)	=	Panjang *screw washer*	.	Cos (β)			
	=	4,7157	m	.	Cos (0	°)	
	=	4,7157	m				
Efficiency motor (η)	=	85%	*(generally)*				
Resistance factor (ω_o)	=	2,5	*(Spivakovsky page 275)*				

Perhitungan *power required for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 195 page 275* :

Power (N)	=	$\frac{\text{Q (ton/jam)}}{367}$	.	(	L (m) .	ω_o	+	H (m)	)	
	=	$\frac{0,8858}{367}$	. (	4,7157	.	3	+	4,7157	)	
	=	0,0398	kW							
Power actual	=	$\frac{\textit{Power} \text{ (N)}}{\textit{Efficiency motor} \text{ } (\eta)}$								
	=	$\frac{0,0398 \text{ kW}}{85\%}$								
	=	0,0469	kW							
	=	0,0628	$hp_{(I)}$							

Perhitungan *torque capacity for screw washer* berdasarkan *Spivakovsky eq. 196 page 275* :

Torque capacity (M)	=	975	.	$\frac{\textit{Power actual} \text{ (kW)}}{\textit{Rotating speed} \text{ (rpm)}}$
	=	975	.	$\frac{0,0469}{29,4733}$
	=	1,5503	kg.m	
	=	11,2135	lb.ft	

Tabel C.57 Spesifikasi *Screw Conveyor* VI (J-412)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Screw Conveyor* VI (J-412)
Fungsi	Sebagai alat transportasi garam industri yang tidak lolos dari Screener II ke Brine Mixer Tank I.
Tipe	*Horizonal conveyor* dengan *solid screw* dan dilengkapi dengan *intermediete bearing* .
Bahan Konstruksi	*Carbon steel.*
Kapasitas (ton/jam)	1
Diameter *Screw* (in)	8
Panjang *Screw* (ft)	16
Screw Rotation Speed (rpm)	30
Load Propulsion Rate (ft/s)	1
Inclination (^{o})	0
Torque (lb/ft)	12
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1

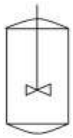
26. *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine* .

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit.



Gambar C.27 Skema *Brine Mixer Tank*

Tabel C.58 Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	*Solubility* (kg/kg H_2O)
NaCl	0,3609
$CaSO_4$	0,00264
$CaCl_2$	1,02
$MgCl_2$	0,56
$Mg(HCO_3)_2$	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO_3	0,103

Tabel C.59 Spesifikasi *Feed* Garam Industri Aliran <20>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,9600	13.230,0000	2.170	6,0968
$CaSO_4$	0,0018	24,8063	2.960	0,0084
$CaCl_2$	0,0041	56,5031	2.150	0,0263
$MgCl_2$	0,0025	34,4531	2.325	0,0148
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0316	435,4875	995,68	0,4374
Total	**1,0000**	**13.781,2500**		**6,5836**

Massa garam = 13.781,2500 kg

Massa H_2O = 435,4875 kg

Massa *solid* = massa garam - massa H_2O

= 13.345,7625 kg

Volume garam = 6,5836 m^3

Volume H_2O = 0,4374 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 6,1463 m^3

Tabel C.60 Spesifikasi *Feed Pure Brine Recycle* Aliran <25> Saat *Start Up*

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0000	0,0000	995,68	0,0000
Total	**0,0000**	**0,0000**		**0,0000**

Massa garam = 0,0000 kg

Massa H_2O = 0,0000 kg

Massa *solid* = massa garam - massa H_2O

= 0,0000 kg

Volume garam = 0,0000 m^3

Volume H_2O = 0,0000 m^3

Volume *solid* = Volume garam - volume H_2O

= 0,0000 m^3

Tabel C.61 Spesifikasi *Feed* H_2O Aliran <24>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	1,0000	36.218,7500	995,68	36,3759
Total	**1,0000**	**36.218,7500**		**36,3759**

Tabel C.62 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <21>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2646	13.230,0000	2.170	6,0968
$CaSO_4$	0,0005	24,8063	2.960	0,0084
$CaCl_2$	0,0011	56,5031	2.150	0,0263
$MgCl_2$	0,0007	34,4531	2.325	0,0148
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	36.654,2375	995,68	36,8133
Total	**1,0000**	**50.000,0000**		**42,9595**

Densitas *solid* (ρ *solid*) $= \dfrac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$

$= \dfrac{13.345{,}7625 \quad kg/jam}{6{,}1463 \quad m^3/jam}$

$= 2.171{,}3654 \quad kg/m^3$

Diameter partikel (D_p) $= 2 \quad mm$

$= 0{,}002 \quad m$

Difusivitas NaCl (D_{AB}) $= 0{,}00000000281 \quad m^2/s$

(Handbook of Chemistry and Physics, CRC)

Viskositas *liquid* (μ) $= 0{,}8700 \quad cp$

$= 0{,}0009 \quad kg/m.s$

$= 3{,}1320 \quad kg/m.jam$

Densitas *liquid* (ρ) $= 995{,}6800 \quad kg/m^3$

Perhitungan *schmidt number* (N_{sc}) berdasarkan *Geankoplis eq. (6.2-46) page 396* :

Schmidt number (N_{sc}) $= \dfrac{\mu \text{ (kg/m.s)}}{D_{AB} \text{ (m}^2\text{/s)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}$

$= \dfrac{0{,}0009}{0{,}00000000281 \quad . \quad 995{,}6800}$

$= 0{,}0864$

Gravity velocity (g) $= 9{,}8 \quad m/s^2$

Perhitungan *terminal velocity* (v_t) berdasarkan *Geankoplis eq. (14.3-9) page 817* :

Terminal velocity (v_t) $= \dfrac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho \text{ solid} - \rho)}{18 \cdot \mu}$

$= \dfrac{9{,}8 \frac{m}{s^2} \cdot (0{,}002 \text{ m})^2 \cdot \left(2171{,}3654 \frac{kg}{m^3} - 995{,}680 \frac{kg}{m^3}\right)}{18 \cdot 3{,}1057 \text{ kg/m.jam}}$

$= \quad 0{,}00082 \quad m/s^2$

Perhitungan *reynold number* (N_{Re}) berdasarkan *Geankoplis eq. (2.5-1) page 49* :

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{D_p\,(m) \;.\; v_t\,(m/s^2) \;.\; \rho\,(kg/m^3)}{\mu\,(kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}002 \;.\; 0{,}00082 \;.\; 995{,}6800}{0{,}0009}$

$= \quad 6.736{,}2151$

Drag coefficient (C_D) $= \quad 0{,}36 \qquad$ *(Geankoplis fig. 3.1-2 page 117)*

Perhitungan *sherwood number* (N_{sh}) dan *mass transfer coefficient* (k'c) berdasarkan *Geankoplis eq. (7.3-27) page 444* :

Sherwood number (N_{sh}) $= \quad 0{,}664 \;.\; N_{Re}^{\;0,5} \;.\; N_{sc}^{\;1/3}$

$= \quad 0{,}664 \;.\; (\quad 6.736{,}2151 \quad)^{0,5} \;.\; (\quad 0{,}0864 \quad)^{1/3}$

$= \quad 24{,}0902$

Mass transfer coefficient (k'_c) $= \dfrac{D_{AB}\,(m^2/s)}{D_p\,(m)} \;.\; N_{sh}$

$= \dfrac{0{,}00000000281}{0{,}002} \;.\; 24{,}0902$

$= \quad 0{,}00003 \quad m/s$

Volume partikel $= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{D_p\,(mm)}{2}\right)^3$

$= \dfrac{4}{3} \;.\; \Pi \;.\; \left(\dfrac{2}{2}\right)^3$

$= \quad 4{,}1888 \quad mm^3$

$= \quad 0{,}000000004 \quad m^3$

Contoh perhitungan *soluble time* untuk komponen $MgCl_2$:

Volume *solid* $=$ Volume $MgCl_2$ garam $+$ Volume $MgCl_2$ *brine*

$= \quad 0{,}0148 \quad m^3 \quad + \quad 0{,}0000 \quad m^3$

$= \quad 0{,}0148 \quad m^3$

Konsentrasi jenuh (C_s) $= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}56 \quad kg/kg\ H_2O \quad x \quad \dfrac{995{,}68 \quad kg/m^3}{1000 \quad dm^3/m^3}$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/dm^3\ H_2O$

$= \quad 0{,}5576 \quad kg/liter\ H_2O$

$= \quad 557{,}5808 \quad kg/m^3\ H_2O$

Konsentrasi masuk (C_m) = 0,0000 kg/kg H_2O x $\frac{\rho\ H_2O\ (kg/m^3)}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0000 kg/kg H_2O x $\frac{995,68\ \ kg/m^3}{1000\ \ dm^3/m^3}$

= 0,0000 kg/dm^3 H_2O

= 0,0000 kg/liter H_2O

= 0,0000 kg/m^3 H_2O

Massa $MgCl_2$ terlarut = $MgCl_2$ garam masuk

= 34,4531 kg

= 34,4531 kg

Jumlah partikel = $\frac{\text{Volume } solid}{\text{Volume partikel}}$

= $\frac{0,0148\ \ m^3}{0,000000004\ \ m^3}$

= 3.537.668

Surface area = $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{D_p\ (mm)}{2}\ )^2$

= $4\ .\ \Pi\ .\ (\ \frac{2}{2}\ )^2$

= 12,5664 mm^2

= 0,00001 m^2

Particle surface area = Jumlah partikel x *Surface area*

= 3.537.668 x 0,00001 m^2

= 44,4556 m^2

Effective interfacial area = $\frac{\textit{Particle surface area}}{\text{Total volume masuk}}$

= $\frac{44,4556\ \ m^2}{6,5836\ \ m^3}$

= 6,7525 m^{-1}

Thickness of boundary = 2 mm

= 0,002 m

Rate of dissolving = $Effective\ interfacial\ area\ .\left(\frac{\frac{Mass\ transfer\ coefficient}{Thickness\ of\ boundary}}{}\right).(Cs-Cm)$

= 6,7525 $.\ (\ \frac{0,00003}{0,002}\ ).\ (\ 557,5808\ -\ 0,0000\ )$

= 63,7170 kg/s

Soluble time = $\frac{\text{Massa } MgCl_2 \text{ terlarut}}{\textit{Rate of solubility}}$

= $\frac{34,4531\ \ kg}{63,7170\ \ kg/s}$

= 0,5407 s

Tabel C.63 Hasil Perhitungan S*oluble Time* Tiap Komponen

Komponen	Volume (m^3)	C_s (kg/m^3 H_2O)	C_m (kg/m^3 H_2O)	Massa terlarut (kg)	Jumlah Partikel	*Effective Interfacial Area* (m^{-1})	*Rate of Dissolving* (kg/s)	*Soluble Time* (s)
$CaSO_4$	0,0084	2,6286	0,0000	24,8063	2.000.695	3,8188	0,1699	146
$CaCl_2$	0,0263	1.015,5936	0,0000	56,5031	6.274.013	11,9754	205,8238	0,2745
$MgCl_2$	0,0148	557,5808	0,0000	34,4531	3.537.668	6,7525	63,7170	0,5407
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	76,6674	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KCl	0,0000	370,3930	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KBr	0,0000	703,9458	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000
KIO_3	0,0000	102,5550	0,0000	0,0000	0	0,0000	0,0000	0,0000

Min. residence time diambil dari *soluble time* komponen yang paling lama.

Min. residence Time	=	146	s			
	=	2,4337	menit			
	=	0,0406	jam			
Hold up time	=	3	menit			
	=	0,0500	jam			
Feed	=	50.000,0000	kg/jam			
	=	50,0000	ton/jam			
Feed tinggal	=	*Feed*		x	*Hold up time*	
	=	50.000,0000	kg/jam	x	0,0500	jam
	=	2.500,0000	kg			
	=	2,5000	ton			
Volume *feed*	=	42,9595	m^3/jam			
Volume *feed* tinggal	=	Volume *feed*		x	*Hold up time*	
	=	42,9595	m^3/jam	x	0,0500	jam
	=	2,1480	m^3			
	=	75,8551	ft^3			
Over factor design	=	10%				(Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume tangki	=	1,1	x	Volume *feed* tinggal	
	=	1,1	x	2,1480	m^3
	=	2,3866	m^3		
	=	84,2835	ft^3		

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\frac{Ls}{ID} = 1{,}5$$

$$Ls = 1{,}5 \cdot ID$$

$$V_{silinder} = (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot Ls)$$

$$= (1/4) \cdot (\pi \cdot ID^2 \cdot (1{,}5 \cdot ID))$$

$$= 0{,}3750 \cdot \pi \cdot ID^3$$

$$V_{tutup\ atas} = 0{,}0847 \cdot ID^3$$

$$V_{tutup\ bawah} = 0{,}0847 \cdot ID^3$$

$$V_{tutup} = V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$$

$$= 2 \cdot (0{,}0847 \cdot ID^3)$$

$$V_{bejana} = V_{silinder} + V_{tutup\ atas}$$

$$= (0{,}3750 \cdot \pi \cdot ID^3) + (2 \cdot (0{,}0847 \cdot ID^3))$$

$$= (1{,}1781 \cdot ID^3) + (0{,}1694 \cdot ID^3)$$

$$= 1{,}3475 \cdot ID^3$$

$$ID^3 = \frac{V_{bejana}}{1{,}3475}$$

$$= \frac{2{,}3866\ m^3}{1{,}3475}$$

$$= 1{,}7712\ m^3$$

$$ID = 1{,}2099\ m$$

$$= 47{,}6342\ in$$

$$r_i = 0{,}6050\ m$$

$$= 23{,}8171\ in$$

Tinggi silinder (Ls) = 1,5 . ID
= 1,5 . 1,2099 m
= 1,8149 m
= 5,9543 ft

Tinggi tutup atas (ha) = 0,169 . ID
= 0,169 . 1,2099 m
= 0,2045 m
= 0,6708 ft

Tinggi tutup bawah (hb) = 0,169 . ID
= 0,169 . 1,2099 m
= 0,2045 m
= 0,6708 ft

Tinggi tangki (H) = Ls + ha + hb
= (1,8149 + 0,2045 + 0,2045) m
= 2,2238 m
= 7,2960 ft

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm
= 14,6959 psi

$P_{hidrostatik}$ = ρ . g . H
= 3.088,9399 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 2,2238 m
= 67.318,4430 $kg/m.s^2$
= 67.318,4430 N/m^2
= 0,6644 atm
= 9,7637 psi

$P_{perencanaan}$ = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$
= (1 + 0,6644) atm
= 1,6644 atm
= 24,4596 psi

P_{desain} = 1,1 x $P_{perencanaan}$
= 1,1 x 1,6644 atm
= 1,8493 atm
= 27,1773 psi
= 27,1773 lb/in^2

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*
f = 18.750 psi *(Brownell table item 4 page 342)*
E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*
C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \cdot r_i\ (in)}{f\ (psi) \cdot E - 0{,}6 \cdot P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{27{,}1773 \cdot 23{,}8171}{18.750 \cdot 0{,}8 - 0{,}6\ 27{,}1773} + 0{,}1250$$

= 0,1682 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in
= $\frac{3}{16}$ in

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)
= 47,6342 + 2 . 0,1875
= 48,0092 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD	=	54	in
icr	=	3,25	
r	=	54	

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID	=	OD (in)	-	2	.	t_s (in)	
	=	54	-	2	.	0,1875	
	=	53,625	in				
	=	1,3621	m				
Ls	=	80,4375	in				
	=	6,7031	ft				

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0{,}1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0{,}885 \;.\; 27{,}1773 \;.\; 54}{18.750 \;.\; 0{,}8 \;-\; 0{,}1 \;.\; 27{,}1773} + 0{,}125$$

$$= 0{,}2116 \text{ in}$$

$$\approx 0{,}25 \text{ in}$$

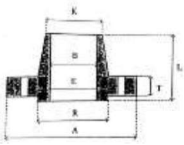
Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{hb} = \frac{0{,}885 \;.\; P\,(lb/in^2) \;.\; r\,(in)}{f\,(psi) \;.\; E \;-\; 0{,}1 \;.\; P\,(lb/in^2)} + C\,(in)$$

$$= \frac{0{,}885 \;.\; 27{,}1773 \;.\; 54}{18.750 \;.\; 0{,}8 \;-\; 0{,}1 \;.\; 27{,}1773} + 0{,}125$$

$$= 0{,}2116 \text{ in}$$

$$\approx 0{,}25 \text{ in}$$



Gambar C.28 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <20> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	2.093,2599	kg/m^3
	=	130,6779	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	6,5836	m^3/jam
	=	232,4989	ft^3/jam
	=	0,0646	ft^3/s

Diameter optimum = 3,9 . $Q_{feed}^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho_{feed}^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 . 6,5836 ^{0,45} . 2.093,2599 ^{0,13}

= 24,608 mm

= 0,969 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
OD *of raised face* (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
Length through hub (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <25> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	0,0000	kg/m^3
	=	0,0000	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	0,0000	m^3/jam
	=	0,0000	ft^3/jam
	=	0,0000	ft^3/s
Viskositas *feed* (μ *feed*)	=	0,0000	cp
	=	0,0000	kg/m.s
	=	0,0000	kg/m.jam

Diameter optimum = 3,9 . $Q_{feed}^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho_{feed}^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 . 0,0000 ^{0,45} . 0,0000 ^{0,13}

= 0,000 mm

= 0,000 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5625	in

	=	0,0143	m
OD *of raised face* (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,9375	in
	=	0,0492	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
Length through hub (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <24> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	995,6800	kg/m^3
	=	62,1583	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	36,3759	m^3/jam
	=	1.284,6038	ft^3/jam
	=	0,3568	ft^3/s
Viskositas *feed* (μ *feed*)	=	0,8700	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{feed}^{0,13} (kg/m^3)$ *(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)*

Diameter optimum = $3,9 \cdot 36,3759^{0,45} \cdot 995,6800^{0,13}$

	=	48,215	mm
	=	1,898	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	6	in
	=	0,1524	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,75	in
	=	0,0191	m
OD *of raised face* (R)	=	3,625	in
	=	0,0921	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,0625	in
	=	0,0778	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,38	in
	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m

Cek jenis aliran <24> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{36{,}3759 \ m^3/jam}{0{,}0087 \ m^2}$

$= 4.188{,}4726$ m/jam

$= 1{,}1635$ m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID \ (m) \ . \ v_{aliran} \ (m/s) \ . \ \rho_{feed} \ (kg/m^3)}{\mu_{feed} \ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0526 \ . \ 1{,}16346 \ . \ 995{,}6800}{0{,}0009}$

$= 70.009{,}6279$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <21> :

Densitas (ρ) $= 3.088{,}9399$ kg/m^3

$= 192{,}8362$ lbm/ft^3

Flowrate Q) $= 42{,}9595$ m^3/jam

$= 1.517{,}1027$ ft^3/jam

$= 0{,}4214$ ft^3/s

Viskositas (μ) $= 0{,}8627$ cp

$= 0{,}0009$ kg/m.s

$= 0{,}0031$ kg/m.jam

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ Q^{0{,}45} \ (m^3/jam) \ . \ \rho^{0{,}13} \ (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ 42{,}9595^{0{,}45} \ . \ 3.088{,}9399^{0{,}13}$

$= 60{,}203$ mm

$= 2{,}370$ in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size $= 2{,}5$ in Sch 40

OD *of flange* (A) $= 7$ in

$= 0{,}1778$ m

Min. thickness of flange (T) $= 0{,}875$ in

$= 0{,}0222$ m

OD *of raised face* (R) $= 4{,}125$ in

$= 0{,}1048$ m

Diameter of hub at base (E) $= 3{,}5625$ in

$= 0{,}0905$ m

Diameter of hub at point of welding (K) $= 2{,}88$ in

$= 0{,}0732$ m

Length through hub (L) $= 2{,}75$ in

$= 0{,}0699$ m

ID *of standard wall pipe* (B) = 2,47 in
= 0,0627 m

Cek jenis aliran <21> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \frac{Q}{A}$ (Tukiman, 2013)

$= \frac{42,9595 \ m^3/jam}{0,0124 \ m^2}$

= 3.474,1475 m/jam

= 0,9650 m/s

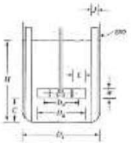
Reynold number (N_{Re}) $= \frac{ID \ (m) \ . \ v_{aliran} \ (m/s) \ . \ \rho \ (kg/m^3)}{\mu \ (kg/m.s)}$

$= \frac{0,0627 \ . \ 0,96504 \ . \ 3.088,9399}{0,0009}$

= 216.785,0030

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan *agitator* :



Gambar C.29 Skema *Agitator*

Jenis pengaduk = *Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.*
Jumlah *baffle* = 4
Viskositas b*rine* = 0,8627 cp
= 0,0009 kg/m.s
= 0,0031 kg/m.jam

Perhitungan dimensi *agitator* berdasarkan *Geankoplis table 3.4-1 page 144 :*

$\frac{Da}{Dt}$ = 0,3 *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Dimana :

Dt = ID
= 1,2099 m
= 47,6342 in

Diameter *agitator* (Da) = 0,3 . Dt
= 0,3 . 1,2099 m
= 0,3630 m
= 14,2903 in

Pitch = 2 . Da
= 2 . 0,3630 m
= 0,7259 m

= 28,5805 in

$\frac{J}{Dt}$ = $\frac{1}{10}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Lebar b*affle* (J) = $\frac{Dt}{10}$

= $\frac{1}{10}$ m

= 0,1210 m

= 4,7634 in

$\frac{C}{Dt}$ = $\frac{1}{3}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Jarak antara pengaduk & tangki (C) = $\frac{Dt}{3}$

= $\frac{1,2099 \text{ m}}{3}$

= 0,4033 m

= 15,8781 in

$\frac{Da}{W}$ = 8 *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*

Lebar pengaduk (W) = $\frac{Da}{8}$

= $\frac{0,3630 \text{ m}}{8}$

= 0,0454 m

= 1,7863 in

Kecepatan pengaduk (N) = 90 rpm *(Hugo A.Jakobson page 812)*

= 1,5 rps

Reynold number (N'_{Re}) = $\frac{Da^2 \text{ (m)} \cdot N \text{ (rps)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}}$

(Geankoplis eq. 3.4-1 page 144)

Reynold number (N'_{Re}) = $\frac{0,1317 \cdot 1,5 \cdot 3.088,9399}{0,0009}$

= 707.607,8308 (Turbulen)

Power Number (Np) = 2,8 *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*

Power (P) = Np . ρ (kg/m^3) . N^3 (rps) . Da^5 (m)

= 2,8 . 3.088,9399 . 1,5 . 0,3630

= 4.709,0470 J/s

= 4.709,0470 W

= 4,7090 kW

Efficiency = 80% (Samuel bridges, 2020)

$$\text{Power Actual} = \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}}$$

$$= \frac{4{,}7090 \text{ kW}}{80\%}$$

$$= 5{,}8863 \text{ kW}$$

$$= 7{,}8937 \text{ hp}_{(I)}$$

Tabel C.64 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* I (M-410)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Mixer Tank* I (M-410)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara garam industri dengan H_2O untuk membuat *brine* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	3
Volume (ft^3)	85
Tinggi (ft)	8
Diameter Dalam (in)	54
Diameter *Nozzle* Aliran <20> (in)	1
Diameter *Nozzle* Aliran <21> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <24> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <25> (in)	1
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Three-blade propeller agitator with axial flow pattern.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(I)}$)	8
Jumlah (unit)	1

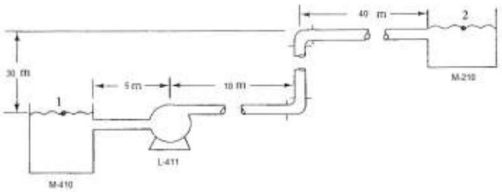
27. *Pump* I (L-411)

Fungsi : Mengalirkan *pure brine* dari *Brine Mixer Tank* I ke *Mixer Tank* I.
Tipe : *Centrifugal pump.*
Bahan konstruksi : *Commercial steel.*
Jumlah : 1 unit.

Tabel C.65 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <21>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2646	13.230,0000	2.170	6,0968
$CaSO_4$	0,0005	24,8063	2.960	0,0084
$CaCl_2$	0,0011	56,5031	2.150	0,0263
$MgCl_2$	0,0007	34,4531	2.325	0,0148
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7331	36.654,2375	995,68	36,8133
Total	**1,0000**	**50.000,0000**		**42,9595**

Volumetric feed rate (Q_{feed}) = 42,9595 m^3/jam
Massa *brine* = 50.000,0000 kg/jam
= 50,0000 ton/jam
= 13,8889 kg/s
Volume *brine* = 42,9595 m^3/jam
= 1.517,1027 ft^3/jam
Densitas *brine* (ρ_{feed}) = $\frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine}$
= $\frac{50.000,0000 \text{ kg/jam}}{42,9595 \text{ m}^3\text{/jam}}$
= 1.163,8863 kg/m^3
Viskositas *brine* (μ_{feed}) = 0,8627 m^3/jam
= 0,0009 kg/m.s
= 0,0031 kg/m.jam
= 0,0009 Pa.s



Gambar C.30 Skema Rencana Perpipaan

Dasar pemilihan tipe pompa :
Tipe *centrifugal pump* lebih ekonomis dan efektif untuk mengalirkan *liquid* berviskositas rendah yakni <0,2 Pa.s (Wima, 2013).

Rencana Perpipaan :

Brine Mixer Tank I (M-410) ke *Pump* I (L-411)	=	5	m
Pump I (L-411) ke *Elbow* 1	=	10	m
Elbow 1 ke *Elbow* 2	=	30	m
Elbow 2 ke *Mixer Tank* I (M-210)	=	40	m
Total panjang pipa lurus (ΔL)	=	85	m

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi = Aliran Turbulen.

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{feed}^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho_{feed}^{0,13}$ (kg/m^3)
(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \cdot 42,9595^{0,45} \cdot 1.163,8863^{0,13}$
= 53,029 mm
= 2,088 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Geankoplis Ed. 3th appendix A.5-1 page 892* :

Normal pipe size	=	2,5 in Sch 40				
OD	=	2,875	in	=	0,0730	m
ID	=	2,469	in	=	0,0627	m
A	=	0,03322	ft^2	=	0,0031	m^2

Kecepatan aliran (v_{aliran}) = $\frac{Q\,feed}{A}$

= $\frac{42,960 \text{ } m^3/jam}{0,0031 \text{ } m^2}$

= 13.919,7072 m/jam

= 3,8666 m/s

Reynold number (N_{Re}) = $\frac{ID\,(m) \cdot v_{aliran}\,(m/s) \cdot \rho_{feed}\,(kg/m^3)}{\mu_{feed}\,(kg/m.s)}$

$$= \frac{0{,}0627 \;.\; 3{,}86659 \;.\; 1.163{,}8863}{0{,}0009}$$

$$= 327.141{,}9972$$

Perhitungan *friction loss* :

1. *Contraction loss at tank M-410 exit.*

   Perhitungan *sudden contraction losses* berdasarkan persamaan *Geankoplis 3th Ed. eq. (2.10-6) page 93 :*

$$h_c = K_c \;.\; \frac{v^2}{2 \;.\; \alpha}$$

$$= \left(0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \right) . \frac{v^2}{2 \;.\; \alpha}$$

   Dimana :

$\alpha = 1$ *(for turbulent flow)*

$v^2 = v_{aliran}{}^2$

$= 14{,}9505 \;\; m^2/s^2$

   $A_{1\,(tank)} >>> A_{2\,(pipe)}$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

   Sehingga didapatkan :

$$h_c = \left(0{,}55 \left(1 - 0 \right) \right) . \frac{14{,}9505}{2 \;.\; 1}$$

$$= 4{,}1114 \;\; J/kg$$

2. *Friction in the straight pipe.*

   Material pipa : *Commercial steel.*

   Berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. fig 2.10-3 page 88* , maka didapatkan data untuk *commercial steel* adalah sebagai berikut.

$\varepsilon = 0{,}000046 \;\; m$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}000046 \;\; m}{0{,}0627 \;\; m}$$

$$= 0{,}0007$$

$f = 0{,}0045$

   Perhitungan *friction loss* (F_f) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$F_f = 4 \;.\; f \;.\; \frac{\Delta L \; (m)}{D \; (m)} \;.\; \frac{v^2 \; (m^2/s^2)}{2}$$

$$= 4 \;.\; 0{,}0045 \;.\; \frac{85}{0{,}0627} \;.\; \frac{14{,}9505}{2}$$

$$= 182{,}3735 \;\; J/kg$$

3. *Friction in the two elbows.*

Elbow 90^o = 2 buah

Berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. table 2.10-1 page 93* didapatkan data untuk *elbow* 90^o adalah sebagai berikut :

K_f = 0,75

Perhitungan *friction loss* (h_f) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot 2$$

$$= 0{,}75 \cdot \frac{14{,}9505 \ m^2/s^2}{2} \cdot 2$$

$$= 11{,}2129 \ J/kg$$

4. *Friction loss at the tank M-210 entrance.*

$$h_{ex} = K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

$$= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

Dimana :

α = 1 *(for turbulent flow)*

v^2 = v_{aliran}^2

= 14,9505 m^2/s^2

$A_{1\ (tank)} >>> A_{2\ (pipe)}$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$h_{ex} = \left(1 - 0\right)^2 \cdot \frac{14{,}9505}{2 \cdot 1}$$

$$= 7{,}4752 \ J/kg$$

Total *friction loss* (ΣF) = $h_c + F_f + h_f + h_{ex}$

= 205,1730 J/kg

Perhitungan *mechanical energy actually delivered to the fluid by the pump* (-Ws) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.7-28 page 64* :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

α = 1 *(for turbulent flow)*

$v_2^2 - v_1^2$ = 0 m^2/s^2

g	=	9,8	m/s^2
z_2-z_1	=	30	m
P_2-P_1	=	0	kg/m^2
ρ	=	1.163,8863	kg/m^3
ΣF	=	205,1730	J/kg

Sehingga didapatkan :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot 1} \cdot 0 + 294 + 0 + 205,1730$$

$$= 499,1730 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *energy work delivered to the pump* (Wp) berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. eq 2.7-30 page 65* :

Fractional efficiency (η) = 0,65 *(Geankoplis 3 th Ed. page 112)*

$$Wp = \frac{-Ws}{\eta}$$

$$= \frac{499,1730 \text{ J/kg}}{0,65}$$

$$= 767,9585 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *pump kW power* berdasarkan *Geankoplis 3 th Ed. page 112* :

Power	=	*mass brine* (kg/s)	.	Wp (J/kg)
	=	13,8889	.	767,9585
	=	10.666,0903	W	
	=	10,6661	kW	
	=	14,3035	$hp_{(I)}$	

Tabel C.66 Spesifikasi *Pump* I (L-411)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Pump* I (L-411)
Fungsi	Mengalirkan *pure brine* dari *Brine Mixer Tank* I ke *Mixer Tank* I.
Tipe	*Centrifugal pump.*
Bahan Konstruksi	*Commercial steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.517
Nominal Pipe Size	2,5 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,469
Diameter Luar (in)	2,875
Luas Penampang (ft^2)	0,03322
Power ($hp_{(I)}$)	15
Jumlah (unit)	1

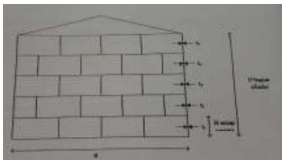
28. *Brine Tank* I (F-421)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *brine* kotor dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer* .

Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit



Gambar C.31 Skema *Brine Tank*

Tabel C.67 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <31>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2600	12.568,5000	2.170	5,7919
$CaSO_4$	0,0032	155,8418	2.960	0,0526
$CaCl_2$	0,0036	173,6448	2.150	0,0808
$MgCl_2$	0,0061	293,1611	2.325	0,1261
$Mg(HCO_3)_2$	0,0012	56,9111	2.344,6	0,0243
KCl	0,0045	217,4357	1.988	0,1094
KBr	0,0011	51,8331	2.750	0,0188
KIO_3	0,0000	1,3061	3.890	0,0003
H_2O	0,7203	34.821,5256	995,68	34,9726
Total	**1,0000**	**48.340,1593**		**41,1769**

Tabel C.68 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <32>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2623	628,4250	2.170	0,2896
$CaSO_4$	0,0019	4,4852	2.960	0,0015
$CaCl_2$	0,0024	5,6831	2.150	0,0026
$MgCl_2$	0,0034	8,1473	2.325	0,0035
$Mg(HCO_3)_2$	0,0006	1,4228	2.344,6	0,0006
KCl	0,0023	5,4359	1.988	0,0027
KBr	0,0005	1,2958	2.750	0,0005
KIO_3	0,0000	0,0327	3.890	0,0000
H_2O	0,7267	1.741,0763	995,68	1,7486
Total	**1,0000**	**2.396,0040**		**2,0497**

Tabel C.69 Spesifikasi *Brine* Keluar Aliran <29>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2601	13.196,9250	2.170	6,0815
$CaSO_4$	0,0032	160,3270	2.960	0,0542
$CaCl_2$	0,0035	179,3279	2.150	0,0834
$MgCl_2$	0,0059	301,3083	2.325	0,1296
$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	58,3339	2.344,6	0,0249
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO_3	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H_2O	0,7206	0,0000	995,68	0,0000
Total	**1,0000**	**14.173,5614**		**6,5054**

T operasi = 30 °C
P operasi = 1 atm
Hold up time = 1 jam
Feed = 50.736,1633 kg/jam
= 50,7362 ton/jam
Feed tinggal = *Feed* x *Hold up time*
= 50.736,1633 kg/jam x 1 jam
= 50.736,1633 kg
= 50,7362 ton
Volume *feed* = 43,2266 m^3/jam
Volume *feed* tinggal = Volume *feed* x *Hold up time*
= 43,2266 m^3/jam x 1 jam
= 43,2266 m^3
Over factor design = 10% (Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume tangki = 1,1 x Volume *feed* tinggal
= 1,1 x 43,2266 m^3
= 48,0295 m^3
= 1.696,1490 ft^3
= 302,0977 bbl

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

Volume tangki ≈ 335 bbl
≈ 1.880,8843 ft^3
Diameter tangki (ID) = 10 ft
= 120 in
= 3,0480 m
Tinggi tangki (H) = 24 ft

	=	288	in	
	=	7,3152	m	
Jumlah *courses*	=	4		

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8	(Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$	=	1	atm					
	=	14,6959	psi					
$P_{hidrostatik}$	=	ρ	.	g	.	H		
	=	1.173,9636	kg/m^3 .	9,8	m/s^2 .	7,3152	m	
	=	84.160,2327	$kg/m.s^2$					
	=	84.160,2327	N/m^2					
	=	0,8306	atm					
	=	12,2064	psi					
$P_{perencanaan}$	=	$P_{operasi}$	+	$P_{hidrostatik}$				
	=	(1	+	0,8306	)	atm		
	=	1,8306	atm					
	=	26,9023	psi					
P_{desain}	=	1,1 x	$P_{perencanaan}$					
	=	1,1 x	1,8306	atm				
	=	2,0340	atm					
	=	29,8914	psi					
	=	29,8914	lb/in^2					

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E \ -\ 0{,}6 \ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{29{,}8914 \ .\ 60}{18.750 \ .\ 0{,}8 \ -\ 0{,}6 \ 29{,}8914} + 0{,}1250$$

$$= 0{,}2447 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

$$t_s = 0{,}2500 \text{ in}$$

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)
= 120 + 2 . 0,2500
= 120,5 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 126 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)
= 126 - 2 . 0,2500
= 125,5 in
= 10,4583 ft

Ls = 188,25 in
= 15,6875 ft

Perhitungan sudut *conical* :

$$\text{Sin } \theta = \frac{ID}{430 \times t}$$ (*Kusnarjo eq. 4-22 page 101*)

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{125,5}{430 \times 1,25} = 0,2335$$

α = 15 ^{o}

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas *(conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

P = 29,8914 lb/in^2
De = ID
= 125,5 in
α = 15 ^{o}
1/2 α = 7,5 ^{o}
cos (1/2 α) = 0,9914
f = 18.750 psi
E = 0,8
C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

t_{ha} = 0,2513 in ≈ 0,3125 in

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell :*

$ha = \frac{1}{2}$ x ID x tan (α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (15^o)

= 16,8138 in

= 1,4012 ft

Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah *(flat head)* :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

Tebal tutup bawah (t_{hb}) = Tebal silinder (t_s)

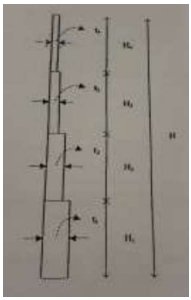
= 0,2500 in

Tinggi tutup bawah (hb) = Tebal tutup bawah (t_{hb})

= 0,2500 in

= 0,0208 ft

Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :



t_1 = 0,0001456 (H - 1) x ID + C

= 0,1600 in

≈ 0,1875 in

t_2 = 0,0001456 (H - 8) - 1) x ID + C

= 0,1478 in

≈ 0,1875 in

t_3 = 0,0001456 (H - 16) - 1) x ID + C

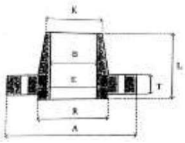
= 0,1357 in

≈ 0,1875 in

t_4 = 0,0001456 (H - 24) - 1) x ID + C

= 0,1235 in

≈ 0,1875 in



Gambar C.32 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <31> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	1.173,9636	kg/m^3
	=	73,2882	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	41,1769	m^3/jam
	=	1.454,1491	ft^3/jam
	=	0,4039	ft^3/s
Viskositas *feed* (μ_{feed})	=	0,8477	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	3,0517	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \; . \; Q_{feed}^{\;0,45} \; (m^3/jam) \; . \; \rho_{feed}^{\;0,13} \; (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \; . \; 41,1769^{\;0,45} \; . \; 1.173,9636^{\;0,13}$

= 52,085 mm

= 2,051 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD *of raised face* (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

Cek jenis aliran <31> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{41{,}1769 \quad m^3/jam}{0{,}0124 \quad m^2}$

$= 3.329{,}9845 \quad m/jam$

$= 0{,}9250 \quad m/s$

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho_{feed}\ (kg/m^3)}{\mu_{feed}\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0627 \ . \ 0{,}92500 \ . \ 1.173{,}9636}{0{,}0008}$

$= 80.367{,}9442$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <32> :

Densitas *feed* (ρ_{feed}) $= 1.168{,}9474 \quad kg/m^3$

$= 72{,}9750 \quad lbm/ft^3$

Flowrate feed (Q_{feed}) $= 2{,}0497 \quad m^3/jam$

$= 72{,}3849 \quad ft^3/jam$

$= 0{,}0201 \quad ft^3/s$

Viskositas *feed* (μ_{feed}) $= 0{,}8551 \quad cp$

$= 0{,}0009 \quad kg/m.s$

$= 3{,}0785 \quad kg/m.jam$

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ Q_{feed}^{\ 0{,}45}\ (m^3/jam) \ . \ \rho_{feed}^{\ 0{,}13}\ (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ 2{,}0497^{\ 0{,}45} \ . \ 1.168{,}9474^{\ 0{,}13}$

$= 13{,}494 \quad mm$

$= 0{,}531 \quad in$

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	0,75	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	3,875	in
	=	0,0984	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5	in
	=	0,0127	m
OD *of raised face* (R)	=	1,6875	in
	=	0,0429	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,5	in
	=	0,0381	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,05	in
	=	0,0267	m
Length through hub (L)	=	2,0625	in

	=	0,0524	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	0,82	in
	=	0,0208	m

Cek jenis aliran <32> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{2,0497 \ m^3/jam}{0,0014 \ m^2}$

$= 1.503,9990$ m/jam

$= 0,4178$ m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho_{feed}\ (kg/m^3)}{\mu_{feed}\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0,0208 \ . \ 0,41778 \ . \ 1.168,9474}{0,0009}$

$= 11.894,7378$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <29> :

Densitas (ρ)	=	2.178,7538	kg/m^3
	=	136,0152	lbm/ft^3
Flowrate (Q)	=	6,5054	m^3/jam
	=	229,7346	ft^3/jam
	=	0,0638	ft^3/s
Viskositas (μ)	=	0,8481	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	3,0530	kg/m.jam

Diameter optimum $= 3,9 \ . \ Q^{0,45}\ (m^3/jam) \ . \ \rho^{0,13}\ (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum $= 3,9 \ . \ 6,5054^{\ 0,45} \ . \ 2.178,7538^{\ 0,13}$

	=	24,604	mm
	=	0,969	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	4,25	in
	=	0,1080	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,5625	in
	=	0,0143	m
OD *of raised face* (R)	=	2	in
	=	0,0508	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,9375	in

	=	0,0492	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,32	in
	=	0,0335	m
Length through hub (L)	=	2,1875	in
	=	0,0556	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,05	in
	=	0,0267	m

Cek jenis aliran <29> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{6,5054 \quad m^3/jam}{0,0022 \quad m^2}$

$= 2.911,2193$ m/jam

$= 0,8087$ m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho\ (kg/m^3)}{\mu\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0,0267 \ . \ 0,80867 \ . \ 2.178,7538}{0,0008}$

$= 55.409,1735$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Tabel C.70 Spesifikasi *Brine Tank* I (F-421)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Tank* I (F-421)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara brine kotor dari *Mixer Tank* I dan *Screw Washer* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	51
Volume (ft^3)	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <31> (in)	2,5
Diameter *Nozzel* Aliran <32> (in)	0,75
Diameter *Nozzel* Aliran <29> (in)	1
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1

29. *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Fungsi : Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine* .

Tipe : Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit.

Gambar C.33 Skema *Brine Mixer Tank*

Tabel C.71 Data *Solubility* Tiap Komponen Pada Suhu 30 °C (Perry 8th ed, 2008)

Komponen	*Solubility* (kg/kg H_2O)
NaCl	0,3609
$CaSO_4$	0,00264
$CaCl_2$	1,02
$MgCl_2$	0,56
$Mg(HCO_3)_2$	0,077
KCl	0,372
KBr	0,707
KIO_3	0,103

Tabel C.72 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <29>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2601	13.196,9250	2.170	6,0815
$CaSO_4$	0,0032	160,3270	2.960	0,0542
$CaCl_2$	0,0035	179,3279	2.150	0,0834
$MgCl_2$	0,0059	301,3083	2.325	0,1296
$Mg(HCO_3)_2$	0,0011	58,3339	2.344,6	0,0249
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO_3	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H_2O	0,7206	36.562,6019	995,68	36,7212
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000

Total	1,0000	50.736,1633		43,2266

Tabel C.73 Spesifikasi *Feed Chemicals* Aliran <30>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0000	0,0000	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0000	0,0000	995,68	0,0000
NaOH	0,5236	253,1551	2.130	0,1189
Na_2CO_3	0,3542	171,2575	2.540	0,0674
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,1222	59,0700	2.210	0,0267
Total	**1,0000**	**483,4826**		**0,2130**

Tabel C.74 Spesifikasi *Brine* & Pengotor Keluar Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2686	13.755,6895	2.170	6,3390
$CaSO_4$	0,0031	160,3270	2.960	0,0542
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0044	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0010	53,1289	2.750	0,0193
KIO_3	0,0000	1,3388	3.890	0,0003
H_2O	0,7141	36.576,9645	995,68	36,7357
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0047	241,5157	2.710	0,0891
$Mg(OH)_2$	0,0041	207,8100	2.340	0,0888
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**51.219,6460**		**43,4386**

$$\text{Densitas } feed\ (\rho) = \frac{\text{Massa } feed}{\text{Volume } feed}$$

$$= \frac{51.219,6460 \quad kg/jam}{43,4396 \quad m^3/jam}$$

$$= 1.179,1005 \quad kg/m^3$$

Hold up time	=	10	menit			
	=	0,1667	jam			
Feed	=	51.219,6460	kg/jam			
	=	51,2196	ton/jam			
Feed tinggal	=	*Feed*		x	*Hold up time*	
	=	51.219,6460	kg/jam	x	0,1667	jam
	=	8.536,6077	kg			
	=	8,5366	ton			
Volume *feed*	=	43,4396	m^3/jam			
Volume *feed* tinggal	=	Volume *feed*		x	*Hold up time*	
	=	43,4396	m^3/jam	x	0,1667	jam
	=	7,2399	m^3			
	=	255,6760	ft^3			
Over factor design	=	10%				(Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume bejana	=	1,1 x	Volume *feed* tinggal	
	=	1,1 x	7,2399	m^3
	=	8,0444	m^3	
	=	284,0845	ft^3	

Perhitungan diameter & tinggi tangki :

Ditetapkan bejana berbentuk silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* dengan perbandingan Ls/ID sebagai berikut.

$$\frac{Ls}{ID} = 1,5$$

$$Ls = 1,5 \; . \; ID$$

$$V_{silinder} = (1/4) \; . \; (\pi \; . \; ID^2 \; . \; Ls)$$

$$= (1/4) \; . \; (\pi \; . \; ID^2 \; . \; (1,5 \; . \; ID))$$

$$= 0,3750 \; . \; \pi \; . \; ID^3$$

$$V_{tutup\ atas} = 0,0847 \; . \; ID^3$$

$$V_{tutup\ bawah} = 0,0847 \; . \; ID^3$$

$$V_{tutup} = V_{tutup\ atas} + V_{tutup\ bawah}$$

$$= 2 \; . \; (\; 0,0847 \; . \; ID^3 \;)$$

$$V_{bejana} = V_{silinder} + V_{tutup\ atas}$$

$$= (\; 0,3750 \; . \pi \; . \; ID^3 \;) + (\; 2 \; . \; (\; 0,0847 \; . \; ID^3 \;) \;)$$

$$= (\; 1,1781 \; . \; ID^3 \;) + (\; 0,1694 \; . \; ID^3 \;)$$

$$= 1,3475 \; . \; ID^3$$

$$ID^3 = \frac{V_{bejana}}{1,3475}$$

$$= \frac{8,0444 \; m^3}{1,3475}$$

$$= 5,9699 \; m^3$$

ID	=	1,8141	m						
	=	71,4202	in						
r_i	=	0,9070	m						
	=	35,7101	in						
Tinggi silinder (Ls)	=	1,5	.	ID					
	=	1,5	.	1,8141	m				
	=	2,7211	m						
	=	8,9275	ft						
Tinggi tutup atas (ha)	=	0,169	.	ID					
	=	0,169	.	1,8141	m				
	=	0,3066	m						
	=	1,0058	ft						
Tinggi tutup bawah (hb)	=	0,169	.	ID					
	=	0,169	.	1,8141	m				
	=	0,3066	m						
	=	1,0058	ft						
Tinggi tangki (H)	=	Ls	+	ha	+	hb			
	=	(2,7211	+	0,3066	+	0,3066	) m		
	=	3,3343	m						
	=	10,9392	ft						

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$	=	1	atm						
	=	14,6959	psi						
$P_{hidrostatik}$	=	ρ	.	g	.	H			
	=	1.179,1005	kg/m^3	.	9,8	m/s^2	.	3,3343	m
	=	38.528,0559	$kg/m.s^2$						
	=	38.528,0559	N/m^2						
	=	0,3802	atm						
	=	5,5880	psi						
$P_{perencanaan}$	=	$P_{operasi}$	+	$P_{hidrostatik}$					
	=	(1	+	0,3802	)	atm			
	=	1,3802	atm						
	=	20,2839	psi						
P_{desain}	=	1,1	x	$P_{perencanaan}$					
	=	1,1	x	1,3802	atm				
	=	1,5336	atm						
	=	22,5377	psi						
	=	22,5377	lb/in^2						

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table item 4 page 342)*
E	=	0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)	*(Brownell table 13.2 page 254)*

C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \cdot r_i\ (in)}{f\ (psi) \cdot E - 0{,}6 \cdot P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{22{,}5377 \cdot 35{,}7101}{18.750 \cdot 0{,}8 - 0{,}6\ 22{,}5377} + 0{,}1250$$

$$= 0{,}1787 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,1875 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)

= 71,4202 + 2 . 0,1875

= 71,7952 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 72 in

icr = 4,4

r = 72

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 72 - 2 . 0,1875

= 71,625 in

= 1,8193 m

Ls = 107,4375 in

= 8,9531 ft

Perhitungan tebal tutup tangki :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$$t_{ha} = \frac{0{,}885 \cdot P\ (lb/in^2) \cdot r\ (in)}{f\ (psi) \cdot E - 0{,}1 \cdot P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{0{,}885 \cdot 22{,}5377 \cdot 72}{18.750 \cdot 0{,}8 - 0{,}1 \cdot 22{,}5377} + 0{,}125$$

$$= 0{,}2208 \text{ in}$$

$$\approx 0{,}25 \text{ in}$$

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

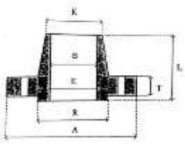
$$t_{hb} = \frac{0{,}885 \cdot P\ (lb/in^2) \cdot r\ (in)}{f\ (psi) \cdot E - 0{,}1 \cdot P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{0{,}885 \cdot 22{,}5377 \cdot 72}{} + 0{,}125$$

$$= 18.750 \cdot \sqrt{0,8 - 0,1 \cdot 22,5377}^{\,0,125}$$

= 0,2208 in

≈ 0,25 in



Gambar C.34 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <29> :

Densitas *feed* (ρ_{feed}) = 1.173,7258 kg/m^3

= 73,2733 lbm/ft^3

Flowrate feed (Q_{feed}) = 43,2266 m^3/jam

= 1.526,5341 ft^3/jam

= 0,4240 ft^3/s

Viskositas *feed* (μ_{feed}) = 0,8481 cp

= 0,0008 kg/m.s

= 3,0530 kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{feed}^{\,0,45}$ (m^3/jam) . $\rho_{feed}^{\,0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \cdot 43,2266^{\,0,45} \cdot 1.173,7258^{\,0,13}$

= 53,235 mm

= 2,096 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD *of raised face* (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

Cek jenis aliran <29> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{43{,}2266 \ m^3/jam}{0{,}0124 \ m^2}$

$= 3.495{,}7452$ m/jam

$= 0{,}9710$ m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho_{feed}\ (kg/m^3)}{\mu_{feed}\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0627 \ . \ 0{,}9710 \ . \ 1.173{,}7258}{0{,}0008}$

$= 84.316{,}5155$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30> :

Densitas *feed* (ρ_{feed}) $= 2.269{,}8194$ kg/m^3

$= 141{,}7002$ lbm/ft^3

Flowrate feed (Q_{feed}) $= 0{,}2130$ m^3/jam

$= 7{,}5222$ ft^3/jam

$= 0{,}0021$ ft^3/s

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ Q_{feed}^{\ 0{,}45}\ (m^3/jam) \ . \ \rho_{feed}^{\ 0{,}13}\ (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum $= 3{,}9 \ . \ 0{,}2130^{\ 0{,}45} \ . \ 2.269{,}8194^{\ 0{,}13}$

$= 5{,}310$ mm

$= 0{,}209$ in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	0,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	3,5	in
	=	0,0889	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,4375	in
	=	0,0111	m
OD *of raised face* (R)	=	1,375	in
	=	0,0349	m
Diameter of hub at base (E)	=	1,1875	in
	=	0,0302	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	0,84	in
	=	0,0213	m
Length through hub (L)	=	1,875	in
	=	0,0476	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	0,62	in

= 0,0157 m

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <28> :

Densitas (ρ)	=	1.179,1287	kg/m^3
	=	73,6106	lbm/ft^3
Flowrate Q)	=	43,4386	m^3/jam
	=	1.534,0195	ft^3/jam
	=	0,4261	ft^3/s
Viskositas (μ)	=	0,8496	cp
	=	0,0008	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \cdot 43,4386^{0,45} \cdot 1.179,1287^{0,13}$

	=	53,384	mm
	=	2,102	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD *of raised face* (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

Cek jenis aliran <28> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q}{A}$ (Tukiman, 2013)

$= \dfrac{43{,}4386 \ m^3/jam}{0{,}0124 \ m^2}$

$= 3.512{,}8868$ m/jam

$= 0{,}9758$ m/s

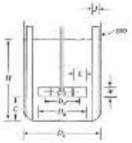
Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho\ (kg/m^3)}{\mu\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0627 \ . \ 0{,}97580 \ . \ 1.179{,}1287}{0{,}0008}$

$= 84.968{,}5384$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Penentuan *agitator* :



Gambar C.35 Skema *Agitator*

Jenis pengaduk = *Six blade open turbine.*

Jumlah *baffle* = 4

Viskositas b*rine* = 0,8496 cp

= 0,0008 kg/m.s

= 0,0031 kg/m.jam

Perhitungan dimensi *agitator* berdasarkan *Geankoplis table 3.4-1 page 144 :*

$\dfrac{Da}{Dt} = 0{,}3$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Dimana :

Dt = ID

= 1,8141 m

= 71,4202 in

Diameter *agitator* (Da) = 0,3 . Dt

= 0,3 . 1,8141 m

= 0,5442 m

= 21,4261 in

$\dfrac{J}{Dt} = \dfrac{1}{12}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*

Lebar b*affle* (J) $= \dfrac{Dt}{12}$

$= \dfrac{2}{}$

	=	12	m
	=	0,1512	m
	=	5,9517	in
$\frac{C}{Dt}$	=	$\frac{1}{3}$ *(Geankoplis table 3.4-1 page 144)*	
Jarak antara pengaduk & tangki (C)	=	$\frac{Dt}{3}$	
	=	$\frac{1,8141 \text{ m}}{3}$	
	=	0,6047	m
	=	23,8067	in
$\frac{Da}{W}$	=	8 *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*	
Lebar pengaduk (W)	=	$\frac{Da}{8}$	
	=	$\frac{0,5442 \text{ m}}{8}$	
	=	0,0680	m
	=	2,6783	in
Kecepatan pengaduk (N)	=	90 rpm *(Hugo A.Jakobson page 812)*	
	=	1,5 rps	
Reynold number (N'_{Re})	=	$\frac{Da^2 \text{ (m)} \cdot N \text{ (rps)} \cdot \rho \text{ (kg/m}^3\text{)}}{\mu \text{ (kg/m.s)}}$	
		(Geankoplis eq. 3.4-1 page 144)	
Reynold number (N'_{Re})	=	$\frac{0,5442 \cdot 1,5 \cdot 2.269,8194}{0,00085}$	
	=	1.186.968,2569 (Turbulen)	
Power Number (Np)	=	2,8 *(Geankoplis fig.3.4-4 page 145)*	
Power (P)	=	Np . ρ (kg/m^3) . N^3 (rps) . Da^5 (m)	
	=	2,8 . 2.269,8194 . 1,5 . 0,5442	
	=	5.188,1982 J/s	
	=	5.188,1982 W	
	=	5,1882 kW	
Efficiency	=	80% (Samuel bridges, 2020)	
Power Actual	=	$\frac{Power}{Efficiency}$	
	=	$\frac{5,1882 \text{ kW}}{80\%}$	
	=	6,4852 kW	
	=	8,6969 $hp_{(I)}$	

Tabel C.75 Spesifikasi *Brine Mixer Tank* II (M-420)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Mixer Tank* II (M-420)
Fungsi	Sebagai tangki pencampuran antara *brine* kotor dengan *chemicals* (koagulan) untuk memurnikan *brine* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas dan bawah *standard dished head* .
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	9
Volume (ft^3)	285
Tinggi (ft)	11
Diameter Dalam (in)	72
Diameter *Nozzle* Aliran <28> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <29> (in)	2,5
Diameter *Nozzle* Aliran <30> (in)	0,5
Tebal Silinder (in)	0,1875
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Jenis Pengaduk	*Six blade open turbine.*
Kecepatan Pengaduk (rpm)	90
Power ($hp_{(I)}$)	9
Jumlah (unit)	1

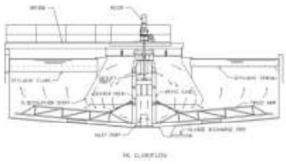
30. *Clarifier* (H-422)

Fungsi : Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.

Tipe : Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk *conical.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit



Gambar C.36 Skema *Clarifier*

Tabel C.76 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2652	13.196,9250	2.170	6,0815
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7348	36.562,6019	995,68	36,7212
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**49.759,5269**		**42,8028**

Tabel C.77 Spesifikasi *Feed* Pengotor Aliran <28>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,3827	558,7645	2.170	0,2575
$CaSO_4$	0,1098	160,3270	2.960	0,0542
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,1526	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0364	53,1289	2.750	0,0193
KIO_3	0,0009	1,3388	3.890	0,0003
H_2O	0,0098	14,3626	995,68	0,0144
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,1654	241,5157	2.710	0,0891
$Mg(OH)_2$	0,1423	207,8100	2.340	0,0888
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**1.460,1191**		**0,6358**

Tabel C.78 Spesifikasi *Pure Brine Recycle* Aliran <27>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2652	11.881,8981	2.170	5,4755
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7348	32.919,2680	995,68	33,0621
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**44.801,1662**		**38,5376**

Tabel C.79 Spesifikasi Pengotor Aliran <43>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2919	1.873,7914	2.170	0,8635
$CaSO_4$	0,0250	160,3270	2.960	0,0542
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0347	222,8716	1.988	0,1121
KBr	0,0083	53,1289	2.750	0,0193
KIO_3	0,0002	1,3388	3.890	0,0003
H_2O	0,5699	3.657,6964	995,68	3,6736
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0376	241,5157	2.710	0,0891
$Mg(OH)_2$	0,0324	207,8100	2.340	0,0888
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**6.418,4798**		**4,9009**

T operasi = 30 °C
P operasi = 1 atm
Pada umumnya *clarifier* memiliki *settling time* sekitar 1-4 jam *(Metcalf, 1984)* , sehingga di asumsikan :
Settling time = 1 jam
Massa *brine* = 49.759,5269 kg/jam
Massa pengotor = 1.460,1191 kg/jam
Feed = Massa *brine* + Massa pengotor
= 49.759,5269 kg/jam + 1.460,1191 kg/jam
= 51.219,6460 kg/jam
= 51,2196 ton/jam
Feed tinggal = *Feed* x *Settling time*
= 51.219,6460 kg/jam x 1 jam
= 51.219,6460 kg
= 51,2196 ton
Volume *brine* = 42,8028 m^3/jam
Volume pengotor = 0,6358 m^3/jam
Volume *feed* = Volume *brine* + Volume pengotor
= 42,8028 m^3/jam + 0,6358 m^3/jam
= 43,4386 m^3/jam
Volume *feed* tinggal = Volume *feed* x *Settling time*
= 43,4386 m^3/jam x 1 jam
= 43,4386 m^3

$$\text{Densitas } brine = \frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine}$$

$$= \frac{49.759,5269 \text{ kg/jam}}{42,8028 \text{ m}^3\text{/jam}}$$

$= 1.162,5305 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Densitas pengotor} = \frac{\text{Massa pengotor}}{\text{Volume pengotor}}$$

$$= \frac{1.460,1191 \text{ kg/jam}}{0,6358 \text{ m}^3\text{/jam}}$$

$= 2.296,5622 \text{ kg/m}^3$

Viskositas (μ) $= 0,8496$ cp

$= 0,0008$ kg/m.s

$= 3,0584$ kg/m.jam

Karena aliran pada *clarifier* ini di haruskan *over flow,* maka :

Volume *clarifier* = Volume *feed*

$= 43,4386 \text{ m}^3$

$= 1.534,0195 \text{ ft}^3$

Perhitungan diameter & tinggi *clarifier* :

$V_{1\,(shell)} = (1/4) \,.\, (\pi \,.\, ID^2 \,.\, Ls)$

Dimana,

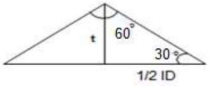
Tinggi silinder (Ls) $= 1,5 \,.\, ID$

Maka didapatkan,

$V_{1(shell)} = 1,1781 \,.\, ID^3$

Untuk $V_{2\,(shell)}$ digunakan tutup bawah berbentuk *conical* dengan sudut 120^o. maka, tinggi *conical :*

$$t = \frac{1}{2} \text{ x ID x } \tan(30^o)$$



$$V_{2\,(conical)} = V_{kerucut}$$

$$= \frac{1}{3} \text{ x } \frac{\pi}{4} \text{ x } ID^2 \text{ x } t$$

$$= \frac{1}{3} \text{ x } \frac{\pi}{4} \text{ x } ID^2 \text{ x } \left(\frac{1}{2} \text{ x ID x } \tan 30^o \right)$$

$$= \frac{\pi}{24} \text{ x } \left(ID^3 \text{ x } \tan 30^o \right)$$

$= 0,0756 \,\, ID^3$

$V_{clarifier} = V_{1\,(shell)} + V_{2\,(conical)}$

$43,4386 \text{ m}^3 = 1,1781 \,.\, ID^3 + 0,0756 \,.\, ID^3$

$ID^3 = 34,6491 \text{ m}^3$

$ID = 3,2601$ m

$= 128,3503$ in

$r_i = 1,6300$ m

$= 64,1751$ in

Tinggi silinder (Ls) = 4,8901 m
= 16,0438 ft
Tinggi *conical* (t) = 0,9411 m
= 3,0876 ft
Tinggi *clarifier* (H) = Ls + t
= (4,8901 + 0,9411) m
= 5,8313 m
= 19,1314 ft

Perhitungan tekanan desain :

Over factor design = 10% (Alan R. Huffman, 1976)

$P_{operasi}$ = 1 atm
= 14,6959 psi

$P_{hidrostatik}$ = ρ . g . H
= 3.459,0927 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 5,8313 m
= 197.674,2986 $kg/m.s^2$
= 197.674,2986 N/m^2
= 1,9509 atm
= 28,6701 psi

$P_{perencanaan}$ = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$
= (1 + 1,9509) atm
= 2,9509 atm
= 43,3660 psi

P_{desain} = 1,1 x $P_{perencanaan}$
= 1,1 x 2,9509 atm
= 3,2788 atm
= 48,1845 psi
= 48,1845 lb/in^2

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*
f = 18.750 psi *(Brownell table 13.1 page 251)*
E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)
(Brownell table 13.2 page 254)
C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \cdot r_i\ (in)}{f\ (psi) \cdot E - 0{,}6 \cdot P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{48{,}1845 \cdot 64{,}1751}{18.750 \cdot 0{,}8 - 0{,}6\ 48{,}1845} + 0{,}1250$$

= 0,3315 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,3750 in

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

Perhitungan OD :

OD	=	ID (in)	+	2	.	t_s (in)
	=	128,3503	+	2	.	0,3750
	=	129,1003	in			

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD	=	132	in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID	=	OD (in)	-	2	.	t_s (in)
	=	132	-	2	.	0,3750
	=	131,25	in			
Ls	=	196,875	in			

Perhitungan tebal tutup bawah (t_{hb}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

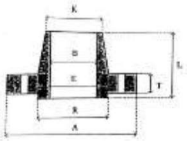
$$t_{hb} = \frac{P \;.\; De}{2 \;.\; \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)\left(f \;.\; E - 0{,}6 \;.\; P\right)} + C$$

Dimana :

P	=	48,1845	lb/in^2
De	=	ID	
	=	131,25	in
α	=	120	^{o}
1/2 α	=	60	^{o}
cos (1/2 α)	=	1	
f	=	18.750	psi
E	=	0,8	
C	=	0,1250	in

Sehingga, didapatkan nilai t_{hb} adalah :

t_{hb}	=	0,5474	in



Gambar C.37 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <27> :

Densitas (ρ)	=	1.162,5305	kg/m^3
	=	72,5744	lbm/ft^3

Flowrate (Q)	=	38,5376	m^3/jam
	=	1.360,9447	ft^3/jam
	=	0,3780	ft^3/s
Viskositas (μ)	=	0,8647	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	0,0031	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \cdot 38,5376^{0,45} \cdot 1.162,5305^{0,13}$

= 50,491 mm

= 1,988 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	6	in
	=	0,1524	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,75	in
	=	0,0191	m
OD *of raised face* (R)	=	3,625	in
	=	0,0921	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,0625	in
	=	0,0778	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,38	in
	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m

Cek jenis aliran <27> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) = $\frac{Q}{A}$ (Tukiman, 2013)

= $\frac{38,5376 \ m^3/jam}{0,0087 \ m^2}$

= 4.437,3834 m/jam

= 1,2326 m/s

Reynold number (N_{Re}) = $\frac{ID \ (m) \cdot v_{aliran} \ (m/s) \cdot \rho \ (kg/m^3)}{\mu \ (kg/m.s)}$

= $\frac{0,0267 \cdot 1,23261 \cdot 1.309,6455}{0,0009}$

= 49.789,5167

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran adalah turbulen.

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <43> :

Densitas (ρ) = 1.309,6455 kg/m^3

= 81,7585 lbm/ft^3

Flowrate Q) = 4,9009 m^3/jam

= 173,0748 ft^3/jam

= 0,0481 ft^3/s

Diameter optimum = 3,9 . $Q^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 . 4,9009 ^{0,45} . 1.309,6455 ^{0,13}

= 20,273 mm

= 0,798 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size = 1 in Sch 40

OD *of flange* (A) = 4,25 in

= 0,1080 m

Min. thickness of flange (T) = 0,5625 in

= 0,0143 m

OD *of raised face* (R) = 2 in

= 0,0508 m

Diameter of hub at base (E) = 1,9375 in

= 0,0492 m

Diameter of hub at point of welding (K) = 1,32 in

= 0,0335 m

Length through hub (L) = 2,1875 in

= 0,0556 m

ID *of standard wall pipe* (B) = 1,05 in

= 0,0267 m

Perhitungan *power clarifier* :

Power (P) = 0,006 . ID^2 *(Ulrich, 1984)*

= 0,006 . 17.226,5625 in^2

= 0,006 . 11,1139 m^2

= 0,0667 kW

Efficiency = 80% (Giorgio Mannina, 2017)

$$\text{Power Actual} = \frac{\text{Power}}{\text{Efficiency}}$$

$$= \frac{0,0667 \text{ kW}}{80\%}$$

= 0,0834 kW

= 0,1118 $hp_{(I)}$

Tabel C.80 Spesifikasi *Clarifier* (H-222)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Clarifier* (H-422)
Fungsi	Memisahkan larutan *brine* dari pengotornya dengan proses sedimentasi.
Tipe	Silinder tanpa tutup atas dan dengan tutup bawah berbentuk conical.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	52
Volume (ft^3)	1.535
Conical Angle (^{o})	120
Diameter Dalam (in)	132
Tinggi Silinder (ft)	35
Tebal Silinder (in)	0,375
Tinggi *Conical* (ft)	4
Tebal *Conical* (in)	1
Diameter *Nozzle* Aliran <27> (in)	2
Diameter *Nozzle* Aliran <43> (in)	1
Power ($hp_{(I)}$)	1
Jumlah (unit)	1

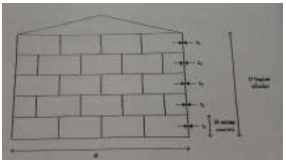
31. *Brine Tank* II (F-423)

Fungsi : Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier* .

Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat.*

Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*

Jumlah : 1 unit



Gambar C.38 Skema *Brine Tank*

T operasi	=	30	^oC			
P operasi	=	1	atm			
Hold up time	=	1	jam			
Feed	=	44.801,1662	kg/jam	(Appendiks C *Clarifier*)		
	=	44,8012	ton/jam			
Feed tinggal	=	*Feed*		x	*Hold up time*	
	=	44.801,1662	kg/jam	x	1	jam
	=	44.801,1662	kg			
	=	44,8012	ton			
Volume *feed*	=	38,5376	m^3/jam	(Appendiks C *Clarifier*)		
Volume *feed* tinggal	=	Volume *feed*		x	*Hold up time*	
	=	38,5376	m^3/jam	x	1	jam
	=	38,5376	m^3			

Over factor design = 10% (Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume tangki	=	1,1 x	Volume *feed* tinggal	
	=	1,1 x	38,5376	m^3
	=	42,8196	m^3	
	=	1.512,1608	ft^3	
	=	269,3279	bbl	

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

Volume tangki	≈	335	bbl
	≈	1.880,8843	ft^3
Diameter tangki (ID)	=	10	ft
	=	120	in
	=	3,0480	m

Tinggi tangki (H) = 24 ft
= 288 in
= 7,3152 m
Jumlah *courses* = 4

Material = *SA-240 Grade M Type 316.*
f = 18.750 psi *(Brownell table 13.1 page 251)*
E = 0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)
(Brownell table 13.2 page 254)
C = 0,125 in *(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm
= 14,6959 psi

$P_{hidrostatik}$ = ρ . g . H
= 1.162,5305 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 7,3152 m
= 83.340,6049 $kg/m.s^2$
= 83.340,6049 N/m^2
= 0,8225 atm
= 12,0875 psi

$P_{perencanaan}$ = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$
= (1 + 0,8225) atm
= 1,8225 atm
= 26,7834 psi

P_{desain} = 1,1 x $P_{perencanaan}$
= 1,1 x 1,8225 atm
= 2,0250 atm
= 29,7593 psi
= 29,7593 lb/in^2

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2)\ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi)\ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{29,7593\ .\ 60}{18.750\ .\ 0,8\ -\ 0,6\ 29,7593} + 0,1250$$

= 0,2442 in

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,2500 in
= $\frac{1}{4}$ in

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)
= 120 + 2 . 0,2500
= 120,5 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 126 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)
= 126 - 2 . 0,2500
= 125,5 in

Ls = 188,25 in
= 15,6875 ft

Perhitungan sudut *conical* :

$$\text{Sin } \theta = \frac{\text{ID}}{430 \text{ x } t} \qquad \text{(}\textit{Kusnarjo eq. 4-22 page 101}\text{)}$$

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{125,5}{430 \text{ x } 1,25} = 0,2335$$

α = 15 ^{o}

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas *(conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

P = 29,7593 lb/in^2
De = ID
= 125,5 in
α = 15 ^{o}
1/2 α = 7,5 ^{o}
cos (1/2 α) = 0,9914
f = 18.750 psi
E = 0,8
C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

t_{ha} = 0,2507 in ≈ 0,3125 in

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell :*

$ha = \frac{1}{2}$ x ID x tan (α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (15^o)

= 16,8138 in

= 1,4012 ft

Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah *(flat head*) :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

Tebal tutup bawah (t_{hb}) = Tebal silinder (t_s)

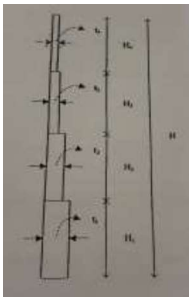
= 0,2500 in

Tinggi tutup bawah (hb) = Tebal tutup bawah (t_{hb})

= 0,2500 in

= 0,0208 ft

Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :



t_1 = 0,0001456 (H - 1) x ID + C

= 0,1600 in

≈ 0,1875 in

t_2 = 0,0001456 (H - 8) - 1) x ID + C

= 0,1478 in

≈ 0,1875 in

t_3 = 0,0001456 (H - 16) - 1) x ID + C

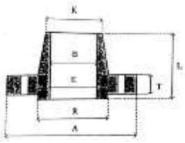
= 0,1357 in

≈ 0,1875 in

t_4 = 0,0001456 (H - 24) - 1) x ID + C

= 0,1235 in

≈ 0,1875 in



Gambar C.39 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <26> dan aliran <27> :

Densitas *feed* (ρ_{feed})	=	1.162,5305	kg/m^3
	=	72,5744	lbm/ft^3
Flowrate feed (Q_{feed})	=	38,5376	m^3/jam
	=	1.360,9447	ft^3/jam
	=	0,3780	ft^3/s
Viskositas *feed* (μ_{feed})	=	0,8647	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	3,1129	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \; . \; Q_{feed}^{\;0,45} \; (m^3/jam) \; . \; \rho_{feed}^{\;0,13} \; (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \; . \; 38,5376^{\;0,45} \; . \; 1.162,5305^{\;0,13}$

	=	50,491	mm
	=	1,988	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	6	in
	=	0,1524	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,75	in
	=	0,0191	m
OD *of raised face* (R)	=	3,625	in
	=	0,0921	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,0625	in
	=	0,0778	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,38	in
	=	0,0605	m
Length through hub (L)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,07	in
	=	0,0526	m

Cek jenis aliran <26> dan aliran <27> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{38{,}5376 \quad m^3/jam}{0{,}0087 \quad m^2}$

$= 4.437{,}3834 \quad m/jam$

$= 1{,}2326 \quad m/s$

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \;.\; v_{aliran}\ (m/s) \;.\; \rho_{feed}\ (kg/m^3)}{\mu_{feed}\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0526 \;.\; 1{,}23261 \;.\; 1.162{,}5305}{0{,}0009}$

$= 87.130{,}3732$

Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Tabel C.81 Spesifikasi *Brine Tank* II (F-423)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Brine Tank* II (F-423)
Fungsi	Sebagai tangki penampungan sementara *pure brine recylce* dari *Clarifier* .
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton/jam)	45
Volume (ft^3)	1.881
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <26> (in)	2
Diameter *Nozzel* Aliran <27> (in)	2
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,3125
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1

32. *Pump* II (L-424)

Fungsi : Mengalirkan *pure brine recycle* dari *Brine Tank* II ke *Brine Mixer Tank* I.
Tipe : *Centrifugal pump.*
Bahan konstruksi : *Commercial steel.*
Jumlah : 1 unit.

Tabel C.82 Spesifikasi *Feed Brine* Aliran <26>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,2652	11.881,8981	2.170	5,4755
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,7348	32.919,2680	995,68	33,0621
NaOH	0,0000	0,0000	2.130	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,0000	2.540	0,0000
$CaCO_3$	0,0000	0,0000	2.710	0,0000
$Mg(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.340	0,0000
$Ca(OH)_2$	0,0000	0,0000	2.210	0,0000
Total	**1,0000**	**44.801,1662**		**38,5376**

Volumetric feed rate (Q_{feed}) = 38,5376 m^3/jam

Massa *brine* = 44.801,1662 kg/jam
= 44,8012 ton/jam
= 12,4448 kg/s

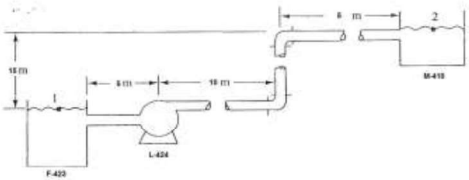
Volume *brine* = 38,5376 m^3/jam
= 1.360,9447 ft^3/jam

Densitas *brine* (ρ_{feed}) = $\frac{\text{Massa } brine}{\text{Volume } brine}$

= $\frac{44.801,1662 \text{ kg/jam}}{38,5376 \text{ m}^3\text{/jam}}$

= 1.162,5305 kg/m^3

Viskositas *brine* (μ_{feed}) = 0,8647 m^3/jam
= 0,0009 kg/m.s
= 0,0031 kg/m.jam
= 0,0009 Pa.s



Gambar C.40 Skema Rencana Perpipaan

Dasar pemilihan tipe pompa :
Tipe *centrifugal pump* lebih ekonomis dan efektif untuk mengalirkan *liquid* berviskositas rendah yakni <0,2 Pa.s (Wima, 2013).

Rencana Perpipaan :

Brine Tank II (F-423) ke *Pump* II (L-424)	=	5	m
Pump II (L-424) ke *Elbow* 1	=	10	m
Elbow 1 ke *Elbow* 2	=	15	m
Elbow 2 ke *Brine Mixer Tank* II (M-410)	=	5	m
Total panjang pipa lurus (ΔL)	=	35	m

Perhitungan diameter pipa :

Asumsi = Aliran Turbulen.

Diameter optimum = $3,9 \; . \; Q_{feed}^{\;0,45} \; (m^3/jam) \; . \; \rho_{feed}^{\;0,13} \; (kg/m^3)$ *(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)*

Diameter optimum = $3,9 \; . \; 38,5376^{\;0,45} \; . \; 1.162,5305^{\;0,13}$

= 50,491 mm

= 1,988 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Geankoplis Ed. 3th appendix A.5-1 page 892* :

Normal pipe size = 2 in Sch 40

OD	=	2,375	in	=	0,0603 m
ID	=	2,067	in	=	0,0525 m
A	=	0,0233	ft^2	=	0,0022 m^2

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q\,feed}{A}$

$= \dfrac{38,538 \; m^3/jam}{0,0022 \; m^2}$

= 17.803,2500 m/jam

= 4,9453 m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\,(m) \; . \; v_{aliran}\,(m/s) \; . \; \rho_{feed}\,(kg/m^3)}{\mu_{feed}\,(kg/m.s)}$

$= \dfrac{0,0525 \; . \; 4,94535 \; . \; 1.162,5305}{0,0009}$

$$= \quad 349.069,6118$$

Perhitungan *friction loss* :

1. *Contraction loss at tank F-423 exit.*

   Perhitungan *sudden contraction losses* berdasarkan persamaan *Geankoplis 3th Ed. eq. (2.10-6) page 93 :*

$$h_c = K_c \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

$$= \left(0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\right) \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

   Dimana :

$\alpha = 1$ *(for turbulent flow)*

$v^2 = v_{aliran}^2$

$= 24,4565 \quad m^2/s^2$

   $A_{1\,(tank)} >>> A_{2\,(pipe)}$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

   Sehingga didapatkan :

$$h_c = \left(0,55 \left(1 - 0\right)\right) \cdot \frac{24,4565}{2 \cdot 1}$$

$$= 6,7255 \quad J/kg$$

2. *Friction in the straight pipe.*

   Material pipa : *Commercial steel.*

   Berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. fig 2.10-3 page 88* , maka didapatkan data untuk *commercial steel* adalah sebagai berikut.

$\varepsilon = 0,000046 \quad m$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,000046 \quad m}{0,0525 \quad m}$$

$= 0,0009$

$f = 0,0049$

   Perhitungan *friction loss* (F_f) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$F_f = 4 \cdot f \cdot \frac{\Delta L\,(m)}{D\,(m)} \cdot \frac{v^2\,(m^2/s^2)}{2}$$

$$= 4 \cdot 0,0049 \cdot \frac{35}{0,0525} \cdot \frac{24,4565}{2}$$

$$= 159,7767 \quad J/kg$$

3. *Friction in the two elbows.*

Elbow 90^o = 2 buah

Berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. table 2.10-1 page 93* didapatkan data untuk *elbow* 90^o adalah sebagai berikut :

K_f = 0,75

Perhitungan *friction loss* (h_f) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.10-6 page 89* :

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2} \cdot 2$$

$$= 0{,}75 \cdot \frac{24{,}4565 \ m^2/s^2}{2} \cdot 2$$

$$= 18{,}3423 \ J/kg$$

4. *Friction loss at the tank M-410 entrance.*

$$h_{ex} = K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

$$= \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \cdot \frac{v^2}{2 \cdot \alpha}$$

Dimana :

α = 1 *(for turbulent flow)*

v^2 = v_{aliran}^2

= 24,4565 m^2/s^2

$A_{1\ (tank)} >>> A_{2\ (pipe)}$, maka diasumsikan :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0$$

Sehingga didapatkan :

$$h_{ex} = \left(1 - 0\right)^2 \cdot \frac{24{,}4565}{2 \cdot 1}$$

$$= 12{,}2282 \ J/kg$$

Total *friction loss* (ΣF) = $h_c + F_f + h_f + h_{ex}$

= 197,0728 J/kg

Perhitungan *mechanical energy actually delivered to the fluid by the pump* (-Ws) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.7-28 page 64* :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot \alpha} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana :

α = 1 *(for turbulent flow)*

$v_2^2 - v_1^2$ = 0 m^2/s^2

g = 9,8 m/s^2

$z_2 - z_1$ = 15 m

P_2-P_1 = 0 kg/m^2

ρ = 1.162,5305 kg/m^3

ΣF = 197,0728 J/kg

Sehingga didapatkan :

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot 1} \cdot 0 + 147 + 0 + 197,0728$$

$$= 344,0728 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *energy work delivered to the pump* (Wp) berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. eq 2.7-30 page 65* :

Fractional efficiency (η) = 0,65 *(Geankoplis 3th Ed. page 112)*

$$Wp = \frac{-Ws}{\eta}$$

$$= \frac{344,0728 \text{ J/kg}}{0,65}$$

$$= 529,3428 \text{ J/kg}$$

Perhitungan *pump kW power* berdasarkan *Geankoplis 3th Ed. page 112* :

Power = *mass brine* (kg/s) . Wp (J/kg)

= 12,4448 . 529,3428

= 6.587,5486 W

= 6,5875 kW

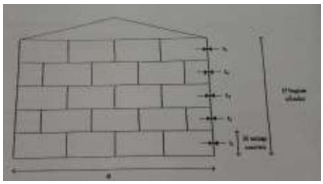
= 8,8340 $hp_{(I)}$

Tabel C.83 Spesifikasi *Pump* II (L-424)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Pump* II (L-424)
Fungsi	Mengalirkan pure brine recycle dari *Brine Tank* II ke *Brine Mixer Tank* I.
Tipe	*Centrifugal pump.*
Bahan Konstruksi	*Commercial steel.*
Kapasitas (ft^3/jam)	1.361
Nominal Pipe Size	2 in Sch 40
Diameter Dalam (in)	2,067
Diameter Luar (in)	2,375
Luas Penampang (ft^2)	0,02330
Power ($hp_{(I)}$)	9
Jumlah (unit)	1

33. NaOH *Storage Tank* (F-425)

Fungsi : Sebagai tangki penyimpanan NaOH.
Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat.*
Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.41 Skema NaOH *Storage Tank*

T operasi	=	30	^oC				
P operasi	=	1	atm				
Dibutuhkan :							
Mass rate NaOH	=	253,1551	kg/jam				
	=	0,2532	ton/jam				
Asumsi persediaan :							
Waktu tinggal	=	7	hari	(Dhaniar, 2014)			
	=	168	jam				
m NaOH tinggal	=	*Mass rate* NaOH		x	Waktu tinggal		
	=	253,1551	kg/jam	x	168	jam	
	=	42.530,0521	kg				
	=	42,5301	ton				
ρ NaOH	=	2,1300	g/cm^3				
	=	2.130,0000	kg/m^3				
V NaOH tinggal	=	(1 / ρ NaOH)		x	m NaOH tinggal		
	=	0,0005	m^3/kg	x	42.530,0521	kg	
	=	19,9672	m^3				
Over factor design	=	10%					(Brownell, 1959)

Sehingga,

Volume tangki	=	1,1	x	V NaOH tinggal	
	=	1,1	x	19,9672	m^3
	=	22,1857	m^3		
	=	783,4825	ft^3		
	=	139,5445	bbl		

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan Appendix E *Brownell* maka menurut API standard 12 C, ukuran & kapasitas tangki penyimpanan untuk *plate 72 inch* adalah :

Volume tangki ≈ 170 bbl

	≈	954,4786	ft^3
Diameter tangki (ID)	=	10	ft
	=	120	in
	=	3,0480	m
Tinggi tangki (H)	=	12	ft
	=	144	in
	=	3,6576	m
Jumlah *courses*	=	2	

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8 (Sambungan *Double welded butt joint*)	*(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$	=	1 atm	
	=	14,6959 psi	
$P_{hidrostatik}$	=	ρ . g . H	
	=	2.130,0000 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 3,6576 m	
	=	76.348,7424 $kg/m.s^2$	
	=	76.348,7424 N/m^2	
	=	0,7535 atm	
	=	11,0734 psi	
$P_{perencanaan}$	=	$P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$	
	=	(1 + 0,7535) atm	
	=	1,7535 atm	
	=	25,7693 psi	
P_{desain}	=	1,1 x $P_{perencanaan}$	
	=	1,1 x 1,7535 atm	
	=	1,9483 atm	
	=	28,6326 psi	
	=	28,6326 lb/in^2	

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E \ -\ 0{,}6 \ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{28{,}6326 \ .\ 60}{18.750 \ .\ 0{,}8 \ -\ 0{,}6\ 28{,}6326} + 0{,}1250$$

$$= 0{,}2397 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,2500 in

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Perhitungan OD :

OD = ID (in) + 2 . t_s (in)
= 120 + 2 . 0,2500
= 120,5 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 126 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)
= 126 - 2 . 0,2500
= 125,5 in
= 10,4583 ft

Ls = 188,25 in
= 15,6875 ft

Perhitungan sudut *conical* :

$$\text{Sin } \theta = \frac{ID}{430 \text{ x } t}$$ (*Kusnarjo eq. 4-22 page 101*)

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{125,5}{430 \text{ x } 1,25} = 0,2335$$

α = 15 ^{o}

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas *(conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \text{ . } De}{2 \text{ . cos } (\frac{1}{2} \alpha) (f \text{ . } E - 0,6 \text{ . } P)} + C$$

Dimana :

P = 28,6326 lb/in^2
De = ID
= 125,5 in
α = 15 ^{o}
1/2 α = 7,5 ^{o}
cos (1/2 α) = 0,9914
f = 18.750 psi
E = 0,8
C = 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

t_{ha} = 0,2460 in ≈ 0,2500 in

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell :*

$ha = \frac{1}{2} \times ID \times \tan(\alpha)$

$= \frac{1}{2} \times ID \times \tan(15^{o})$

= 16,8138 in

= 1,4012 ft

Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah *(flat head)* :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

Tebal tutup bawah (t_{hb}) = Tebal silinder (t_s)

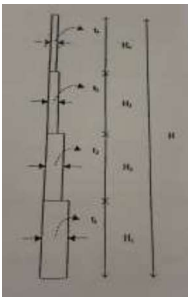
= 0,2500 in

Tinggi tutup bawah (hb) = Tebal tutup bawah (t_{hb})

= 0,2500 in

= 0,0208 ft

Perhitungan tebal silinder tiap *courses* berdasarkan *Kusnarjo page 99* :



t_1 = 0,0001456 (H - 1) x ID + C

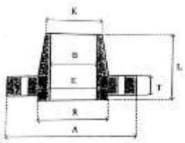
= 0,1410 in

≈ 0,1875 in

t_2 = 0,0001456 (H - 8) - 1) x ID + C

= 0,1410 in

≈ 0,1875 in



Gambar C.42 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30 A> :

Aliran <30 A> adalah aliran NaOH keluar dari NaOH *Storage Tank* (F-425) menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420).

ρ NaOH	=	2.130,0000	kg/m^3
	=	132,9716	lbm/ft^3
Q NaOH	=	8,4138	m^3/jam
	=	297,1314	ft^3/jam
	=	0,0825	ft^3/s
μ NaOH	=	78,0000	cp
	=	0,0780	kg/m.s
	=	280,8000	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{NaOH}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{NaOH}^{0,13} (kg/m^3)$ *(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)*

Diameter optimum = $3,9 \cdot 8,4138^{0,45} \cdot 2.130,0000^{0,13}$

= 27,542 mm

= 1,084 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1,25	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	4,625	in
	=	0,1175	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,625	in
	=	0,0159	m
OD *of raised face* (R)	=	2,5	in
	=	0,0635	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,3125	in
	=	0,0587	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,66	in
	=	0,0422	m
Length through hub (L)	=	2,25	in
	=	0,0572	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,38	in
	=	0,0351	m

Cek jenis aliran <30 A> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{8{,}4138 \quad m^3/jam}{0{,}0039 \quad m^2}$

$= 2.179{,}8042 \quad m/jam$

$= 0{,}6055 \quad m/s$

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \;.\; v_{aliran}\ (m/s) \;.\; \rho\ NaOH\ (kg/m^3)}{\mu\ NaOH\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0351 \;.\; 0{,}60550 \;.\; 2.130{,}0000}{0{,}0780}$

$= 579{,}5792$

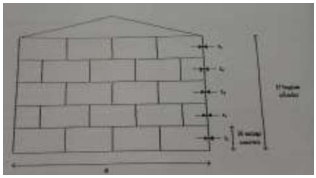
Karena $N_{Re} < 4000$, maka jenis aliran adalah laminer.

Tabel C.84 Spesifikasi NaOH *Storage Tank* (F-425)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	NaOH *Storage Tank* (F-425)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan NaOH.
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	43
Volume (ft^3)	955
Diameter Dalam (in)	126
Diameter *Nozzel* Aliran <30 A> (in	1,25
Tinggi Silinder (ft)	16
Tinggi Tutup Atas (ft)	1,40
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	15
Jumlah (unit)	1

34. $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)

Fungsi	:	Sebagai tangki penyimpanan $Ca(OH)_2$.
Tipe	:	Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat.*
Bahan konstruksi	:	*SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah	:	1 unit



Gambar C.43 Skema $Ca(OH)_2$ *Storage Tank*

T operasi	=	30	°C			
P operasi	=	1	atm			
Dibutuhkan :						
Mass rate $Ca(OH)_2$	=	59,0700	kg/jam			
	=	0,0591	ton/jam			
Asumsi persediaan :						
Waktu tinggal	=	7	hari	(Dhaniar, 2014)		
	=	168	jam			
m $Ca(OH)_2$ tinggal	=	*Mass rate* $Ca(OH)_2$	x	Waktu tinggal		
	=	59,0700	kg/jam	x	168	jam
	=	9.923,7631	kg			
	=	9,9238	ton			
ρ $Ca(OH)_2$	=	2,1520	g/cm^3			
	=	2.152,0000	kg/m^3			
V $Ca(OH)_2$ tinggal	=	(1 / ρ $Ca(OH)_2$)	x	m $Ca(OH)_2$ tinggal		
	=	0,0005	m^3/kg	x	9.923,7631	kg
	=	4,6114	m^3			
Over factor design	=	10%		(Brownell, 1959)		
Sehingga,						
Volume tangki	=	1,1	x	V $Ca(OH)_2$ tinggal		
	=	1,1	x	4,6114	m^3	
	=	5,1238	m^3			
	=	180,9452	ft^3			
	=	32,2278	bbl			

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan *Brownell Table 3.3 Page 43.*

Volume tangki	≈	90	bbl
	≈	505,3122	ft^3

OD	=	7,11	ft.in
	=	85,32	in
	=	2,1671	m
Tinggi silinder (Ls)	=	10	ft
	=	120	in
	=	3,0480	m

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8	(Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$	=	1	atm				
	=	14,6959	psi				
$P_{hidrostatik}$	=	ρ	.	g	.	H	
	=	2.152,0000	kg/m^3 .	9,8	m/s^2 .	3,0480	m
	=	64.281,1008	$kg/m.s^2$				
	=	64.281,1008	N/m^2				
	=	0,6344	atm				
	=	9,3232	psi				
$P_{perencanaan}$	=	$P_{operasi}$	+	$P_{hidrostatik}$			
	=	(1	+	0,6344)	atm		
	=	1,6344	atm				
	=	24,0191	psi				
P_{desain}	=	1,1 x	$P_{perencanaan}$				
	=	1,1 x	1,6344	atm			
	=	1,8160	atm				
	=	26,6878	psi				
	=	26,6878	lb/in^2				

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E \ -\ 0,6 \ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{26,6878 \ .\ 43}{18.750 \ .\ 0,8 \ -\ 0,6\ 26,6878} + 0,1250$$

$$= 0,2010 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,2500 in

$$= \frac{1}{4} \text{ in}$$

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 90 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 90 - 2 . 0,2500

= 89,5 in

= 7,4583 ft

Untuk *storage* kecil ID : Ls = 1 : 1, sehingga :

Ls = 89,5 in

= 7,4583 ft

Perhitungan sudut *conical* :

$$\text{Sin } \theta = \frac{ID}{430 \times t}$$ (*Kusnarjo eq. 4-22 page 101*)

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{89,5}{430 \times 1,25} = 0,1665$$

α = 11 ^{o}

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas *(conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

P = 26,6878 lb/in^2

De = ID

= 89,5 in

α = 11 ^{o}

1/2 α = 5,5 ^{o}

cos (1/2 α) = 0,9954

f = 18.750 psi

E = 0,8

C 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

t_{ha} = 0,2051 in ≈ 0,2500 in

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell :*

$ha = \frac{1}{2}$ x ID x tan (α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (15^o)

= 8,6985 in

= 0,7249 ft

Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah *(flat head)* :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

Tebal tutup bawah (t_{hb}) = Tebal silinder (t_s)

= 0,2500 in

Tinggi tutup bawah (hb) = Tebal tutup bawah (t_{hb})

= 0,2500 in

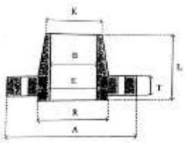
= 0,0208 ft

Perhitungan tinggi tangki (H) :

Tinggi tangki (H) = Ls + ha + hb

= (7,4583 + 0,7249 + 0,0208) ft

= 8,2040 ft



Gambar C.44 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30 B> :

Aliran <30 B> adalah aliran $Ca(OH)_2$ keluar dari $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426) menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420).

ρ $Ca(OH)_2$	=	2.152,0000	kg/m^3
	=	134,3450	lbm/ft^3
Q $Ca(OH)_2$	=	36,4313	m^3/jam
	=	1.286,5619	ft^3/jam
	=	0,3574	ft^3/s
μ $Ca(OH)_2$	=	0,8937	cp
	=	0,0009	kg/m.s
	=	3,2173	kg/m.jam

Diameter optimum = $3,9 \cdot Q_{Ca(OH)2}^{0,45} (m^3/jam) \cdot \rho_{Ca(OH)2}^{0,13} (kg/m^3)$

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = $3,9 \cdot 36,4313^{0,45} \cdot 2.152,0000^{0,13}$

	=	53,333	mm
	=	2,100	in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	2,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	7	in
	=	0,1778	m
Min. thickness of flange (T)	=	0,875	in
	=	0,0222	m
OD *of raised face* (R)	=	4,125	in
	=	0,1048	m
Diameter of hub at base (E)	=	3,5625	in
	=	0,0905	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	2,88	in
	=	0,0732	m
Length through hub (L)	=	2,75	in
	=	0,0699	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	2,47	in
	=	0,0627	m

Cek jenis aliran <30 B> :

Kecepatan aliran (v_{aliran})

$$= \frac{Q_{feed}}{A}$$

$$= \frac{36{,}4313 \ m^3/jam}{0{,}0124 \ m^2}$$

$$= 2.946{,}2117 \ m/jam$$

$$= 0{,}8184 \ m/s$$

Reynold number (N_{Re})

$$= \frac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho\ Ca(OH)_2\ (kg/m^3)}{\mu\ Ca(OH)_2\ (kg/m.s)}$$

$$= \frac{0{,}0627 \ . \ 0{,}81839 \ . \ 2.152{,}0000}{0{,}0009}$$

$$= 123.635{,}3402$$

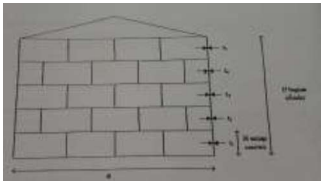
Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Tabel C.85 Spesifikasi $Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	$Ca(OH)_2$ *Storage Tank* (F-426)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan $Ca(OH)_2$.
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	10
Volume (ft^3)	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter *Nozzel* Aliran <30 B> (in)	2,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	11
Jumlah (unit)	1

35. Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)

Fungsi : Sebagai tangki penyimpanan Na_2CO_3.
Tipe : Silinder dengan tutup atas *conical* dan tutup bawah *flat.*
Bahan konstruksi : *SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah : 1 unit



Gambar C.45 Skema Na_2CO_3 *Storage Tank*

T operasi	=	30	°C			
P operasi	=	1	atm			
Dibutuhkan :						
Mass rate Na_2CO_3	=	171,2575	kg/jam			
	=	0,1713	ton/jam			
Asumsi persediaan :						
Waktu tinggal	=	7	hari	(Dhaniar, 2014)		
	=	168	jam			
m Na_2CO_3 tinggal	=	*Mass rate* Na_2CO_3	x	Waktu tinggal		
	=	171,2575	kg/jam	x	168	jam
	=	28.771,2681	kg			
	=	28,7713	ton			
ρ Na_2CO_3	=	2,5400	g/cm^3			
	=	2.540,0000	kg/m^3			
V Na_2CO_3 tinggal	=	(1 / ρ Na_2CO_3)	x	m Na_2CO_3 tinggal		
	=	0,0004	m^3/kg	x	28.771,2681	kg
	=	11,3273	m^3			
Over factor design	=	10%		(Brownell, 1959)		
Sehingga,						
Volume tangki	=	1,1	x	V Na_2CO_3 tinggal		
	=	1,1	x	11,3273	m^3	
	=	12,5859	m^3			
	=	444,4657	ft^3			
	=	79,1629	bbl			

Jika volume tangki distandarisasi berdasarkan *Brownell Table 3.3 Page 43.*

Volume tangki	≈	90	bbl
	≈	505,3122	ft^3

OD	=	7,11	ft.in
	=	85,32	in
	=	2,1671	m
Tinggi silinder (Ls)	=	10	ft
	=	120	in
	=	3,0480	m

Material	=	*SA-240 Grade M Type 316.*	
f	=	18.750 psi	*(Brownell table 13.1 page 251)*
E	=	0,8	(Sambungan *Double welded butt joint*) *(Brownell table 13.2 page 254)*
C	=	0,125 in	*(Kusnarjo page 14)*

Perhitungan tekanan desain :

$P_{operasi}$ = 1 atm
= 14,6959 psi

$P_{hidrostatik}$ = ρ . g . H
= 2.540,0000 kg/m^3 . 9,8 m/s^2 . 3,0480 m
= 75.870,8160 $kg/m.s^2$
= 75.870,8160 N/m^2
= 0,7488 atm
= 11,0041 psi

$P_{perencanaan}$ = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$
= (1 + 0,7488) atm
= 1,7488 atm
= 25,7000 psi

P_{desain} = 1,1 x $P_{perencanaan}$
= 1,1 x 1,7488 atm
= 1,9431 atm
= 28,5556 psi
= 28,5556 lb/in^2

Perhitungan tebal tangki :

Perhitungan tebal silinder (t_s) berdasarkan *Brownell eq.13.1 page 254* :

$$t_s = \frac{P\ (lb/in^2) \ .\ r_i\ (in)}{f\ (psi) \ .\ E\ -\ 0,6\ .\ P\ (lb/in^2)} + C\ (in)$$

$$= \frac{28,5556 \ .\ 43}{18.750 \ .\ 0,8\ -\ 0,6\ 28,5556} + 0,1250$$

$$= 0,2063 \text{ in}$$

Jika nilai t_s distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

t_s = 0,2500 in
= $\frac{1}{4}$ in

Perhitungan diameter & tinggi tangki setelah distandarisasi :

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell table 5.7 page 90,* maka :

OD = 90 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD (in) - 2 . t_s (in)

= 90 - 2 . 0,2500

= 89,5 in

= 7,4583 ft

Untuk *storage* kecil ID : Ls = 1 : 1, sehingga :

Ls = 89,5 in

= 7,4583 ft

Perhitungan sudut *conical* :

$$\text{Sin } \theta = \frac{ID}{430 \times t}$$ (*Kusnarjo eq. 4-22 page 101*)

Dimana, t = tebal *cone* standard = 1,25 in

Maka,

$$\text{Sin } \alpha = \frac{89,5}{430 \times 1,25} = 0,1665$$

α = 11 ^{o}

Perhitungan tebal & tinggi tutup atas *(conical head*) :

Perhitungan tebal tutup atas (t_{ha}) berdasarkan *Brownell eq. (6.154) page 118* :

$$t_{ha} = \frac{P \cdot De}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C$$

Dimana :

P = 28,5556 lb/in^2

De = ID

= 89,5 in

α = 11 ^{o}

1/2 α = 5,5 ^{o}

cos (1/2 α) = 0,9954

f = 18.750 psi

E = 0,8

C 0,1250 in

Sehingga, didapatkan nilai t_{ha} adalah :

t_{ha} = 0,2107 in $\approx$ 0,2500 in

Perhitungan tinggi tutup atas (ha) berdasarkan *Brownell :*

$ha = \frac{1}{2}$ x ID x tan (α)

$= \frac{1}{2}$ x ID x tan (15^o)

= 8,6985 in

= 0,7249 ft

Perhitungan tebal & tinggi tutup bawah *(flat head*) :

Karena tutup bawah tangki berbentuk datar, maka :

Tebal tutup bawah (t_{hb}) = Tebal silinder (t_s)

= 0,2500 in

Tinggi tutup bawah (hb) = Tebal tutup bawah (t_{hb})

= 0,2500 in

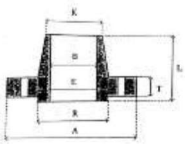
= 0,0208 ft

Perhitungan tinggi tangki (H) :

Tinggi tangki (H) = Ls + ha + hb

= (7,4583 + 0,7249 + 0,0208) ft

= 8,2040 ft



Gambar C.46 Skema *Nozzle (Brownell page 221)*

Perhitungan diameter *nozzle* aliran <30 C> :

Aliran <30 C> adalah aliran Na_2CO_3 keluar dari Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427) menuju *Brine Mixer Tank* II (M-420).

$\rho\ Na_2CO_3$ = 2.540,0000 kg/m^3

= 158,5670 lbm/ft^3

$Q\ Na_2CO_3$ = 14,8315 m^3/jam

= 523,7687 ft^3/jam

= 0,1455 ft^3/s

$\mu\ Na_2CO_3$ = 1,0500 cp

= 0,0011 kg/m.s

= 3,7800 kg/m.jam

Diameter optimum = 3,9 . $Q_{Na2CO3}{}^{0,45}$ (m^3/jam) . $\rho_{Na2CO3}{}^{0,13}$ (kg/m^3)

(Kusnarjo eq. 2-42 page 32)

Diameter optimum = 3,9 . 14,8315 ^{0,45} . 2.540,0000 ^{0,13}

= 36,369 mm

= 1,432 in

Berdasarkan diameter optimum, didapatkan data berikut ini dari *Brownell fig. 12.2 page 221* :

Nominal pipe size	=	1,5	in Sch 40
OD *of flange* (A)	=	5	in
	=	0,1270	m
Min. thickness of flange (T)	=	1,0625	in
	=	0,0270	m
OD *of raised face* (R)	=	2,875	in
	=	0,0730	m
Diameter of hub at base (E)	=	2,5625	in
	=	0,0651	m
Diameter of hub at point of welding (K)	=	1,9	in
	=	0,0483	m
Length through hub (L)	=	2,4375	in
	=	0,0619	m
ID *of standard wall pipe* (B)	=	1,61	in
	=	0,0409	m

Cek jenis aliran <30 C> :

Kecepatan aliran (v_{aliran}) $= \dfrac{Q_{feed}}{A}$

$= \dfrac{14{,}8315 \ m^3/jam}{0{,}0053 \ m^2}$

$= 2.823{,}0264$ m/jam

$= 0{,}7842$ m/s

Reynold number (N_{Re}) $= \dfrac{ID\ (m) \ . \ v_{aliran}\ (m/s) \ . \ \rho\ Na_2CO_3\ (kg/m^3)}{\mu\ Na_2CO_3\ (kg/m.s)}$

$= \dfrac{0{,}0409 \ . \ 0{,}78417 \ . \ 2.540{,}0000}{0{,}0011}$

$= 77.574{,}0465$

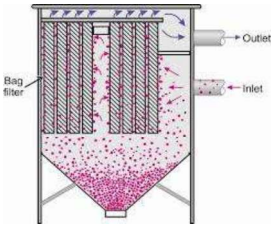
Karena $N_{Re} > 4000$, maka jenis aliran adalah turbulen.

Tabel C.86 Spesifikasi Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	Na_2CO_3 *Storage Tank* (F-427)
Fungsi	Sebagai tangki penyimpanan Na_2CO_3.
Tipe	Silinder dengan tutup atas conical dan tutup bawah flat.
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kapasitas (ton)	29
Volume (ft^3)	506
Diameter Dalam (in)	90
Diameter *Nozzel* Aliran <30 C> (in)	1,5
Tinggi Silinder (ft)	8
Tinggi Tutup Atas (ft)	0,72
Tinggi Tutup Bawah (ft)	0,02
Tebal Silinder (in)	0,25
Tebal Tutup Atas (in)	0,25
Tebal Tutup Bawah (in)	0,25
Sudut *Conical* (^{o})	11
Jumlah (unit)	1

36. *Baghouse Filter* (H-334)

Fungsi	:	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari *Cyclone* I & II.
Tipe *hood*	:	*Plain multiple slot opening 2 or more slots.*
Bahan konstruksi	:	*SA-240 Grade M Type 316.*
Jumlah	:	1 unit



Gambar C.47 Skema *Baghouse Filter (Haul, 2012)*

Tabel C.87 Spesifikasi Udara Buangan Aliran <42>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m^3)	Volume (m^3/jam)
NaCl	0,0002	0,0785	2.170	0,0000
$CaSO_4$	0,0000	0,0000	2.960	0,0000
$CaCl_2$	0,0000	0,0000	2.150	0,0000
$MgCl_2$	0,0000	0,0000	2.325	0,0000
$Mg(HCO_3)_2$	0,0000	0,0000	2.344,6	0,0000
KCl	0,0000	0,0000	1.988	0,0000
KBr	0,0000	0,0000	2.750	0,0000
KIO_3	0,0000	0,0000	3.890	0,0000
H_2O	0,0296	2.156,4020	995,68	2,1658
Udara	0,9702	71.088,4422	1,0755	66.100,4720
Total	**1,0000**	**73.244,9228**		**66.102,6378**

P operasi	=	1	atm
	=	14,6959	lb/in^2
	=	1,01325	bar
Basis waktu	=	1	jam
T *feed*	=	329,15	K
	=	56	^oC
Massa *feed*	=	73.244,9228	kg/jam
	=	73,2449	ton/jam
Massa *solid*	=	0,0785	kg/jam
Volume *solid*	=	0,0000	m^3

$$\text{Densitas } solid\ (\rho_s) = \frac{\text{Massa } solid}{\text{Volume } solid}$$

$$= \frac{0{,}0785 \text{ kg}}{0{,}0000 \text{ m}^3}$$

$$= 2.166{,}9541 \text{ kg/m}^3$$

Massa gas = 73.244,9228 kg/jam

= 161.477,2217 lb/jam

Volume gas = 66.102,6378 m^3/jam

= 18,3618 m^3/s

$$\text{Densitas gas } (\rho_g) = \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}}$$

$$= \frac{73.244{,}9228 \text{ kg}}{66.102{,}6378 \text{ m}^3}$$

$$= 1{,}1080 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{S/G } \textit{solid} \text{ dalam gas} = \frac{\text{Massa solid}}{\text{Volume gas}}$$

$$= \frac{0{,}0785 \text{ kg}}{66.102{,}6378 \text{ m}^3}$$

$$= 0{,}0000011872 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1{,}1872 \text{ mg/m}^3$$

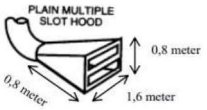
Apabila dalam basis waktu 8 jam, maka :

S/G *solid* dalam gas = 9,4977 mg/m^3

NaCl merupakan salah satu zat kimia yang menjadi kandungan utama PM_{10}. Oleh karena itu, dapat dikatakan bahwa berdasarkan perhitungan diatas terdapat konsentrasi partikulat matter ukuran 10 mikron (PM_{10}) untuk 8 jam adalah sebesar 9,4977 mg/m^3. Nilai ini kurang dari nilai ambang batas faktor kimia di udara, yang mana berdasarkan SK Mennaker No. SE.01/MEN/1997 (NAB = 10 mg/m^3 untuk 8 jam)

Penentuan *Hood* :

Hood yang digunakan adalah *hood* tipe *Plain Multiple Slot Opening 2 or More Slots* agar menghasilkan kecepatan hisap yang tinggi dan memiliki titik jangkauan yang lebih lebar. Berdasarkan (Hardiansyah, 2007), dimensi *hood* diasumsikan sebagai berikut.



Jumlah *hood*	=	3				
Panjang (L)	=	1,6	m	=	5,2	ft
Lebar (W)	=	0,8	m	=	31,5	in
Tinggi (H)	=	0,8	m	=	2,6	ft
Luas (A)	=	Panjang	x		Lebar	

	=	1,6	m	x	0,8	m
	=	1,28	m^2			
v hisapan (v)	=	350	fpm	(Hardiansyah, 2007)		
	=	1,7780	m/s			

Laju aliran hisapan *hood* untuk *plain multiple slot hood* :

X = Radius / Jarak terhadap kontaminan (X < 1,5 d)

X = 1,1176 m

$Q = 0{,}75 \cdot v \cdot (10 \cdot X^2 + A)$

= 18,3618 m^3/s

= 0,5199 ft^3/s

Penentuan *duct* :

Kecepatan dalam *duct* :

Range of Minimum Duct Design Velocities , dapat diketahui bahwa kecepatan yang akan melewati *duct* sebesar 3500 fpm. Sehingga untuk perhitungan *Duct Design Velocities* menggunakan kecepatan minimal sebesar 3500 fpm = 17,78 m/s (Hardiansyah, 2007).

Diameter dalam (d) *duct* :

$$d = \left(\frac{4 \times Q}{\pi \times v \text{ dalam } duct} \right)^{1/2}$$ (Hardiansyah, 2007)

= 1,1467 m

Apabila diameter dalam *duct* disesuaikan berdasarkan yang ada dipasaran (alibaba.com) yakni menjadi :

d = 1,1670 m

= 45,9449 in

maka, kecepatan pipa :

$$v = \frac{Q}{0{,}25 \times \pi \times d^2}$$

= 17,1666 m/s

Diameter cabang *duct* :

v *capture velocities*	=	1,7780	m/s
A	=	1,28	m^2
Q desain	=	v *capture velocities* x A	
	=	2,2758	m^3/s
v *transport velocity*	=	17,78	m/s
Aduct	=	$\frac{\text{Q desain}}{\text{v } transport\ velocity}$	
	=	0,1280	m^2
Aducting cabang	=	$\pi \times r^2$	
0,1280 m^2	=	$\pi \times r^2$	
r^2	=	0,0407	m^2

r = 0,2019 m
d = 0,4037 m

Apabila diameter dalam *duct* disesuaikan berdasarkan yang ada dipasaran (alibaba.com) yakni menjadi :

d = 0,5 m
= 19,7 in

maka, kecepatan pipa :

$$v = \frac{\text{Q desain}}{0{,}25 \times \pi \times d^2}$$

= 11,5908 m/s

Penentuan *effective filtration velocity* (Herdiansyah, 2007) :

v fn = 3 fpm (berdasarkan *filter velocity* untuk klasifikasi debu).
A = 0,9 (karena debu dianggap menganggu dalam lingkungan kerja).
T = 1
P = 1,1
D = 1,2
v ef = v fn x A x T x P x D
= 3,56 fpm

Penentuan *filter length* (Herdiansyah, 2007) :

v ef = 3,56 fpm
can velocity :
v cn = 200 fpm (*filter sizing factor for primary filter collector*).
Berdasarkan grafik *optimizing can velocity vs filter bag length* didapatkan :
Filter length (x) = 9 ft
= 2,7432 m
Asumsi dimensi *bag filter* :

Panjang *bag*	=	5	m	=	16,4 ft
Lebar *bag*	=	4	m	=	157,5 in
Luas *bag*	=	20	m^2	=	215,3 ft^2

Penentuan jumlah *bag filter* (Herdiansyah, 2007) :

x = 9 ft
Berdasarkan grafik *optimizing number of filter bag vs filter bag length* didapatkan :
Jumlah *bag filter* = 110

Tabel C.88 Spesifikasi *Baghouse Filter* (H-334)

Spesifikasi	Keterangan
Nama Alat	*Baghouse Filter* (H-334)
Fungsi	Memisahkan partikel garam yang terbawa oleh udara gabungan dari Cyclone I & II.
Tipe *Hood*	*Plain multiple slot opening 2 or more slots.*
Bahan Konstruksi	*SA-240 Grade M Type 316.*
Kekuatan Hisap (ft^3/s)	1
Panjang *Hood* (ft)	6
Lebar *Hood* (in)	32
Tinggi *Hood* (ft)	3
Diameter *Duct* Utama (in)	46
Diameter *Duct* Cabang (in)	20
Panjang *Bag* (ft)	17
Lebar *Bag* (in)	158
Luas *Bag* (ft^2)	216
Jumlah *Hood*	3
Jumlah *Bag*	110
Jumlah (unit)	1

APPENDIKS D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	119.959,8975	ton/tahun	
	=	363.514,8408	kg/hari	
	=	15.146,4517	kg/jam	
Lama Operasi	=	330	hari	
Basis	=	1	tahun	
Nilai Tukar Rupiah (1 US$)	=	Rp 14.030	(06 Juni 2020)	(www.bi.go.id)
Pengadaan Alat, tahun	=	2021		
Mulai Konstruksi, tahun	=	2022		
Lama Konstruksi	=	2	tahun	
Mulai Beroperasi, tahun	=	2024		

D.1 Harga Tanah

Pabrik akan didirikan di Kabupaten Sumenep, Madura. Diperkirakan luas tanah & bangunan yang diperlukan untuk pembangunan pabrik, serta biaya pembelian tanah yang dikeluarkan adalah sebagai berikut.

Luas tanah & bangunan = 4.000 m^2

Harga tanah = Rp 400.000 per m^2 (www.sumenepkab.go.id)

*Harga tanah didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.

Harga tanah total = Luas tanah & bangunan x Harga tanah

= 4.000 m^2 x Rp 400.000 / m^2

= Rp 1.600.000.000

D.2 Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast* USA.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2021 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada pertengahan tahun 2021 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2024.

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI).

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga alat tahun X}$$

Besarnya harga alat berdasarkan kapasitas dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$\text{Harga alat kapasitas B} = \left(\frac{\text{Kapasitas alat B}}{\text{Kapasitas alat A}}\right)^{0,6} \text{x} \quad \text{Harga alat kapasitas A}$$

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)

Tahun	***Annual Index***
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	603,10
2019	569,00
2020	549,10

Sumber : *Chemical Engineering Magazine,* 2020

Dengan metode *Least Square (Petters & Timmerhaus page 760)* , dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y = a + b\,(x - \bar{x})$$

Keterangan :

$a = \bar{y}$, nilai rata-rata y

$b = \dfrac{\Sigma\,(\bar{x} - x)\,(\bar{y} - y)}{\Sigma\,(\bar{x} - x)^2}$, slope garis *least square*

Tabel D.2 Penaksiran *Cost Index* dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	x^2	y^2	x.y
	Tahun	Annual Index			
1	1999	390,60	3.996.001,00	152.568,36	780.809,40
2	2000	394,10	4.000.000,00	155.314,81	788.200,00
3	2001	394,30	4.004.001,00	155.472,49	788.994,30
4	2002	395,60	4.008.004,00	156.499,36	791.991,20
5	2003	402,00	4.012.009,00	161.604,00	805.206,00
6	2004	444,20	4.016.016,00	197.313,64	890.176,80
7	2005	468,20	4.020.025,00	219.211,24	938.741,00
8	2006	499,60	4.024.036,00	249.600,16	1.002.197,60
9	2007	525,40	4.028.049,00	276.045,16	1.054.477,80
10	2008	575,40	4.032.064,00	331.085,16	1.155.403,20
11	2009	521,90	4.036.081,00	272.379,61	1.048.497,10
12	2010	550,80	4.040.100,00	303.380,64	1.107.108,00
13	2011	585,70	4.044.121,00	343.044,49	1.177.842,70
14	2012	584,60	4.048.144,00	341.757,16	1.176.215,20
15	2013	567,30	4.052.169,00	321.829,29	1.141.974,90
16	2014	576,10	4.056.196,00	331.891,21	1.160.265,40
17	2015	556,80	4.060.225,00	310.026,24	1.121.952,00
18	2016	541,70	4.064.256,00	293.438,89	1.092.067,20
19	2017	567,50	4.068.289,00	322.056,25	1.144.647,50
20	2018	603,10	4.072.324,00	363.729,61	1.217.055,80
21	2019	569,00	4.076.361,00	323.761,00	1.148.811,00
22	2020	549,10	4.080.400,00	301.510,81	1.109.182,00
Σ	**44.209**	**11.263,00**	**88.838.871,00**	**5.883.519,58**	**22.641.816,10**

Berdasarkan data diatas, diperoleh nilai :

$n = 22$

$\bar{x} = 2.009,50$

$a = \bar{y}$

$$= \frac{\Sigma y}{n}$$

$$= \frac{11.263,00}{22}$$

$$= 511,95$$

$$\Sigma (\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \Sigma xy - \frac{\Sigma x \cdot \Sigma y}{n}$$

$$= 22.641.816,10 - \frac{44.209 \cdot 11.263,00}{22}$$

$$= 8.817,60$$

$$\Sigma (\bar{x} - x)^2 = \Sigma x^2 - \frac{(\Sigma x)^2}{n}$$

$$= 88.838.871,00 - \frac{1.954.435.681,00}{22}$$

$$= \quad 885{,}50$$

$$b = \frac{\Sigma \ (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\Sigma \ (\bar{x} - x)^2}$$

$$= \frac{8.817{,}60}{885{,}50}$$

$$= \quad 9{,}96$$

Maka, didapatkan persamaan *Least Square* sebagai berikut.

$$y = a + b\,(x - \bar{x})$$

$$y = 511{,}95 + 9{,}96\,(x - 2.009{,}50)$$

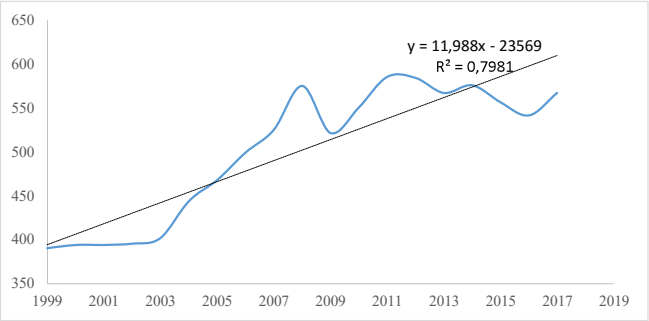
$$= 511{,}95 + 9{,}96\,x - 20.010{,}13$$

$$= 9{,}96\,x + -19.498{,}17$$

$$y = 9{,}96\,x - 19.498{,}17$$

Jika $x = 2021$, maka $y = 626{,}47$

Sehingga, didapatkan *cost index* pada tahun 2021 = 626,47



Gambar D.1 Grafik Hubungan Antara *Cost Index* dan Tahun

D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website *www.matche.com* yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast* USA. Data ini merupakan data pada tahun 2014.

Contoh perhitungan harga peralatan :

1. ***Screener* I (H-113)**

Tipe	:	*High speed vibrating screen.*	
Bahan konstruksi	:	*Carbon steel.*	
Jumlah	:	1 unit	
Harga alat tahun 2014	=	US $ 22.000	(www.matche.com)
Cost index tahun 2014	=	576,10	

Cost index tahun 2021 = 626,47

Harga alat tahun 2021 = $\frac{\textit{Cost index}\ 2021}{\textit{Cost index}\ 2014}$ x Harga alat tahun 2014

= $\frac{626,47}{576,10}$ x US $ 22.000

= US $ 23.923

Total harga alat = Harga alat tahun 2021 x Jumlah alat (unit)

= US $ 23.923 x 1

= US $ 23.923

Untuk perhitungan harga peralatan proses lainnya menggunakkan cara yang sama seperti contoh di atas. Berikut merupakan hasil perhitunganya.

Tabel D.3 Harga Peralatan Proses Pabrik

Kode	Nama Alat	Jumlah Alat (unit)	Harga Alat (US$)		
			Harga Satuan (US$)		Total Harga (US$)
			2014	2021	
J-112	*Screw Conveyor* I	1	4.500	4.893	4.893
C-110	*Roll Crusher* I	1	59.448	64.646	64.646
H-113	*Screener* I	1	22.000	23.923	23.923
J-114	*Screw Conveyor* II	1	3.100	3.371	3.371
J-211	*Screw Conveyor* III	1	6.200	6.742	6.742
F-212	*Silo* I	1	31.800	34.580	34.580
M-210	*Mixer Tank* I	1	101.100	109.939	109.939
J-220	*Screw Washer*	1	20.500	22.292	22.292
H-230	*Centrifuge*	1	42.000	45.672	45.672
B-310	*Rotary Dryer*	1	38.000	41.322	41.322
H-311	*Air Filter*	1	24.880	27.055	27.055
G-312	*Blower* I	1	38.500	41.866	41.866
E-313	*Heater*	1	103.000	112.005	112.005
H-314	*Cyclone* I	1	29.100	31.644	31.644
G-315	*Blower* II	1	23.000	25.011	25.011
B-320	*Rotary Cooler*	1	18.900	20.552	20.552
J-321	*Screw Conveyor* IV	1	3.600	3.915	3.915
H-322	*Cyclone* II	1	25.400	27.621	27.621
J-323	*Screw Conveyor* V	1	4.300	4.676	4.676
C-330	*Roll Crusher* II	1	102.343	111.291	111.291
H-331	*Screener* II	1	40.600	44.150	44.150
F-332	*Silo* II	1	28.100	30.557	30.557
F-334	*Baghouse Filter*	1	105.100	114.289	114.289
M-410	*Brine Mixer Tank* I	1	100.500	109.287	109.287
L-411	*Pump* I	2	18.700	20.335	40.670
J-412	*Screw Conveyor* VI	1	3.600	3.915	3.915
M-420	*Brine Mixer Tank* II	1	107.900	117.334	117.334
F-421	*Brine Tank* I	1	93.200	101.349	101.349
H-422	*Clarifier*	1	79.400	86.342	86.342
F-423	*Brine Tank* II	1	93.200	101.349	101.349
L-424	*Pump* II	2	12.400	13.484	26.968
F-425	NaOH *Storage Tank*	1	46.300	50.348	50.348
F-426	$Ca(OH)_2$ *Storage Tank*	1	30.600	33.275	33.275
F-427	Na_2CO_3 *Storage Tank*	1	30.600	33.275	33.275
Total		**36**			**1.656.125**

(Sumber : www.matche.com)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Total harga peralatan proses tahun 2021 = US$ 1.656.125

= Rp 23.234.611.770

D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang digunakan pada pabrik ini terdiri dari :

1. Air, yang digunakan sebagai pembuatan *brine* dan air proses.
2. Listrik, yang digunakan sebagai sumber tenaga pada beberapa peralatan proses, serta sumber energi bagi penerangan pabrik dan kantor.
3. *Steam,* yang digunakan untuk memanaskan udara yang masuk ke *Rotary Dryer* .

Berdasarkan *Coulson Vol. 6 table 6.1 page 522* , harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan proses, sehingga didapatkan :

Total harga peralatan utilitas = 45% x Total harga peralatan proses
= 45% x Rp 23.234.611.770
= Rp 10.455.575.297

D.2.2 Perhitungan Total Harga Peralatan

Total harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas
= Rp (23.234.611.770 + 10.455.575.297)
= Rp 33.690.187.067

D.3 Gaji Karyawan

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional :

Kapasitas produksi = 119.959,8975 ton/tahun
= 363,5148 ton/hari

Berdasarkan kapasitas produksi di atas, didapatkan data dari *Timmerhaus Ed. 4 th fig. 6-8 page 198* adalah sebagai berikut.

Jumlah pekerja = 68 orang.jam/hari.tahapan proses

Pada pabrik ini terdapat 4 tahapan proses yaitu *Pre-Treatment, Washing & Filtration, Drying & Packaging* , dan *Brine Production.* Maka, didapatkan :

Jumlah pekerja operasi/hari = 68 orang.jam/hari.tahapan proses x 4 tahapan proses
= 272 orang.jam/hari

Jika dalam 1 hari terdapat 3 *shift* kerja dengan 1 *shift* kerja adalah 8 jam, maka :

$$\text{Jumlah pekerja operasi/}shift = 272 \text{ orang.jam/hari} \times \frac{3 \ shift}{24 \text{ jam/hari}}$$
= 34 orang

Jika dalam 1 *shift* terdapat 4 *group* , maka :

$$\text{Jumlah pekerja operasi/regu} = 34 \text{ orang} \times \frac{1 \ shift}{4 \ group}$$
= 9 orang

Contoh perhitungan gaji pekerja dewan komisaris per tahun :

Jabatan = Dewan Komisaris
Gaji / bulan = Rp 50.000.000
Jumlah pekerja = 3 orang

$$\text{Gaji / tahun} = \text{Gaji /bulan} \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang}$$

$$= \text{Rp } 50.000.000 \times \frac{12 \text{ bulan}}{1 \text{ tahun}} \times 3 \text{ orang}$$

$$= \text{Rp } 1.800.000.000$$

Perhitungan untuk gaji pekerja per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara di atas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel D.4 Daftar Gaji Pekerja

No	Jabatan	Gaji / Bulan	Jumlah Pekerja	Gaji / Tahun
1	Dewan Komisaris	Rp 50.000.000	3	Rp 1.800.000.000
2	Direktur Utama	Rp 120.000.000	1	Rp 1.440.000.000
3	Sekretaris Perusahaan	Rp 17.000.000	1	Rp 204.000.000
4	Direktur Keuangan	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
5	Direktur Produksi	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
6	Direktur Pemasaran	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
7	Direktur SDM	Rp 80.000.000	1	Rp 960.000.000
8	Kepala Bagian :			
	a. Pembukuan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	b. Pengolahan Dana	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	c. Proses	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	d. *Quality Control*	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	e. Utilitas	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	g. Promosi	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	f. *Maintenance*	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
	g. Penjualan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	h. Kepegawaian	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	i. Pendidikan dan Pelatihan	Rp 20.000.000	1	Rp 240.000.000
	j. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp 20.500.000	1	Rp 246.000.000
9	Karyawan :			
	a. Pembukuan	Rp 8.000.000	15	Rp 1.440.000.000
	b. Pengolahan Dana	Rp 8.000.000	20	Rp 1.920.000.000
	c. Proses	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	d. *Quality Control*	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	e. Utilitas	Rp 8.500.000	20	Rp 2.040.000.000
	g. Promosi	Rp 8.000.000	17	Rp 1.632.000.000
	f. *Maintenance*	Rp 8.500.000	35	Rp 3.570.000.000
	g. Penjualan	Rp 8.000.000	15	Rp 1.440.000.000
	h. Kepegawaian	Rp 8.000.000	10	Rp 960.000.000
	i. Pendidikan dan Pelatihan	Rp 8.000.000	10	Rp 960.000.000
	j. Kesehatan & Keselamatan Kerja	Rp 8.500.000	20	Rp 2.040.000.000
10	Satpam	Rp 4.500.000	10	Rp 540.000.000
11	*Office Boy*	Rp 4.500.000	5	Rp 270.000.000
12	Supir	Rp 5.500.000	5	Rp 330.000.000
Total		**Rp 834.500.000**	**272**	**Rp 34.236.000.000**

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Biaya gaji pekerja per tahun = Rp 34.236.000.000

$$\text{Biaya gaji pekerja per bulan} = \frac{\text{Biaya gaji pekerja per tahun}}{12}$$

$$= \frac{\text{Rp } 34.236.000.000,00}{12}$$

= Rp 2.853.000.000

D.4 Harga Bahan Baku dan Penjualan Produk

D.4.1 Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website *www.alibaba.com* yang merupakan data pada tahun 2020.

Contoh perhitungan bahan baku garam rakyat per tahun :

Kebutuhan = 138.600 ton/tahun (Neraca massa appendiks A)

Harga = Rp 500.000 / ton (KKP, 2019)

Total harga = Kebutuhan x Harga

= 138.600 ton/tahun x Rp 500.000 / ton

= Rp 69.300.000.000 / tahun

Perhitungan untuk harga bahan baku per tahun lainnya juga dilakukan seperti cara di atas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel D.5 Perhitungan Harga Bahan Baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan (Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam Rakyat	138.600	500.000	69.300.000.000
2	NaOH	2.005	4.208.850	8.438.744.250
3	Na_2CO_3	1.357	1.402.950	1.903.803.150
4	$Ca(OH)_2$	468	1.402.950	656.580.600
Total		**142.430**	**7.514.750**	**80.299.128.000**

(Sumber : www.alibaba.com)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Harga bahan baku per tahun = Rp 80.299.128.000

D.4.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

No	Bahan Baku	Produksi (Ton/Tahun)	Harga (Rp/Ton)	Total Harga (Rp/Tahun)
1	Garam Industri	119.960	2.250.000	269.910.000.000
Total		**119.960**	**2.250.000**	**269.910.000.000**

*Harga penjualan garam industri diasumsikan berdasarkan data penjualan garam industri PT. Garam yang didapatkan dari KKP, 2019.

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :
Hasil penjualan produk per tahun = Rp 269.910.000.000

D.5 Analisa Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan untuk mengetahui apakah Pra Desain Pabrik yang telah direncanakan ini layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return,* IRR).
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period,* MPP).
3. Titik impas (*Break Even Point* , BEP).

Namun, sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal berikut ini.

1. Penaksiran Modal (*Total Capital Investment*), yang meliputi :
   a. FCI (*Fixed Capital Investment*), Modal Tetap.
   b. WCI (*Working Capital Investment*), Modal Kerja.
2. Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost*), yang meliputi :
   a. *Manufacturing Cost,* Biaya Pembuatan.
   b. *General Expenses* , Biaya Pengeluaran Umum.
   c. *Plant Overhead Cost* , Biaya *Plant Overhead* .
3. Biaya Total

Dalam analisis ekonomi ini, Biaya Total perlu ditinjau untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP). Oleh karena itu, perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

a. FC (*Fixed Cost*), Biaya Tetap.
b. SVC (*Semi Variabel Cost*), Biaya Semi Variabel.
c. VC (*Variable Cost*), Biaya Variabel.

D.5.1 Penaksiran TCI *(Total Capital Investment)*

A. Perhitungan FCI *(Fixed Capital Investment)*

A.1 *Direct Cost* (DC), Biaya Langsung

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
1	Harga Peralatan	E		Rp	33.690.187.067
2	Instalasi Peralatan	39%	E	Rp	13.139.172.956
3	Instrumentasi dan Kontrol	13%	E	Rp	4.379.724.319
4	Perpipaan (terpasang)	31%	E	Rp	10.443.957.991
5	Listrik (terpasang)	10%	E	Rp	3.369.018.707
6	Bangunan dan Perlengkapan	29%	E	Rp	9.770.154.249
7	*Facilities Service & Yard Improvement*	55%	E	Rp	18.529.602.887
8	Tanah	6%	E	Rp	2.021.411.224
Total Biaya Langsung (DC)				**Rp**	**95.343.229.399**

(Sumber : *Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 183*)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

DC = Rp 95.343.229.399

A.2 *Indirect Cost* (IC), Biaya Tidak Langsung

Tabel D. 8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga		
1	*Engineering & Supervision*	32%	E	Rp	10.780.859.861	
2	Biaya Konstruksi	34%	E	Rp	11.454.663.603	
3	Biaya Kontraktor	5%	FCI	5%	x	FCI
4	Biaya Tak Terduga	10%	FCI	10%	x	FCI
	Total Biaya Tidak Langsung (IC)	**15%**	**FCI +**	**Rp**	**22.235.523.464**	

(Sumber : *Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 183*)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

FCI = DC + IC

= Rp 95.343.229.399 + (Rp 22.235.523.464 + 15% x FCI)

= Rp 117.578.752.863 + (15% x FCI)

Sehingga,

FCI - (15% x FCI) = Rp 117.578.752.863

85% x FCI = Rp 117.578.752.863

$$FCI = \frac{Rp\ 117.578.752.863}{85\%}$$

= Rp 138.327.944.544

Maka, didapatkan :

Biaya kontraktor = 5% x FCI

= 5% x Rp 138.327.944.544

= Rp 6.916.397.227

Biaya tak terduga = 10% x FCI

= 10% x Rp 138.327.944.544

= Rp 13.832.794.454

IC = Rp 42.984.715.146

B. Perhitungan WCI *(Working Capital Investment)*

TCI = FCI + WCI

Dimana,

WCI = 15% x TCI *(Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 183)*

Sehingga,

TCI = Rp 138.327.944.544 + (15% x TCI)

TCI - (15% x TCI) = Rp 138.327.944.544

85% x TCI = Rp 138.327.944.544

$$TCI = \frac{Rp\ 138.327.944.544}{85\%}$$

= Rp 162.738.758.288

Maka, didapatkan :

WCI = 15% x Rp 162.738.758.288
= Rp 24.410.813.743

C. Perhitungan TCI *(Total Capital Investment)*

TCI = FCI + WCI
= Rp 138.327.944.544 + Rp 24.410.813.743
= Rp 162.738.758.288

Modal Investasi Terbagi Atas :

1. Modal Sendiri *(Equity)*
   Equity = 60% x TCI
   = 60% x Rp 162.738.758.288
   = Rp 97.643.254.973
2. Modal Pinjaman Bank *(Loan)*
   Loan = 40% x TCI
   = 40% x Rp 162.738.758.288
   = Rp 65.095.503.315

D.5.2 Penentuan TPC (*Total Production Cost*)

A. Perhitungan *Manufacturing Cost* (MC), Biaya Pembuatan

A.1 Perhitungan *Direct Production Cost* (DPC), Biaya Produksi Langsung

Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga
1	Bahan Baku		Rp 80.299.128.000
2	Tenaga Kerja	OL	Rp 34.236.000.000
3	Biaya Supervisi	10% OL	Rp 3.423.600.000
4	Utilitas	10% TPC	10% x TPC
5	*Maintenance* dan Perbaikan	2% FCI	Rp 2.766.558.891
6	*Operating Supplies*	1% FCI	Rp 691.639.723
7	Laboratorium	10% OL	Rp 3.423.600.000
8	Produk dan *Royalty*	1% TPC	1% x TPC
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)		**11% TPC +**	**Rp 124.840.526.614**

(Sumber : *Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 197-204*)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

DPC = (11% x TPC) + Rp 124.840.526.614
= (11% x Rp 201.966.737.137) + Rp 124.840.526.614
= Rp 147.056.867.699

Maka, didapatkan :

Biaya utilitas = 10% x TPC
= 10% x Rp 201.966.737.137
= Rp 20.196.673.714

Biaya produk & *royalty* = 1% x TPC
= 1% x Rp 201.966.737.137
= Rp 2.019.667.371

A.2 Perhitungan *Fixed Charge* (FC), Biaya Tetap

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
1	Depresiasi (Peralatan & Bangunan)	10%	FCI	Rp	13.832.794.454
2	Pajak	1%	FCI	Rp	1.383.279.445
3	Asuransi	1%	FCI	Rp	1.383.279.445
4	Bunga	8%	*Loan*	Rp	5.207.640.265
Total Biaya Tetap (FC)				**Rp**	**21.806.993.611**

(Sumber : *Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 205*)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

FC = Rp 21.806.993.611

B. Perhitungan *General Expenses* (GE)

Tabel D.11 Perhitungan Biaya Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Persentase		Nilai Harga	
1	Biaya Administrasi	20%	OL	Rp	6.847.200.000
2	Biaya Penjualan & Distribusi	5%	TPC	5% x	TPC
3	Biaya *Research & Development*	3%	TPC	3% x	TPC
Total Biaya Pengeluaran Umum (GE)		**8%**	**TPC +**	**Rp**	**6.847.200.000**

(Sumber : *Timmerhaus 4th Ed. table 17 page 206-207*)

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

GE = (8% x TPC) + Rp 6.847.200.000

= (8% x Rp 201.966.737.137) + Rp 6.847.200.000

= Rp 23.004.538.971

Maka, didapatkan :

Biaya penjualan & distribusi = 5% x TPC

= 5% x Rp 201.966.737.137

= Rp 10.098.336.857

Biaya *research & development* = 3% x TPC

= 3% x Rp 201.966.737.137

= Rp 6.059.002.114

C. Perhitungan *Plant Overhead Cost* (POC)

POC = 5% x TPC *(Timmerhaus 4th Ed. page 205)*

= 5% x Rp 201.966.737.137

= Rp 10.098.336.857

D. Perhitungan TPC (*Total Production Cost*)

TPC = MC + GE

Dimana,

MC = DPC + FC + POC

Sehingga,

TPC = (DPC + FC + POC) + GE

Berdasarkan hasil perhitungan sebelumnya, didapatkan bahwa :

DPC = (11% x TPC) + Rp 124.840.526.614

FC = Rp 21.806.993.611

POC = 5% x TPC

GE = (8% x TPC) + Rp 6.847.200.000 +

TPC = (24% x TPC) + Rp 153.494.720.224

Maka,

TPC - (24% x TPC) = Rp 153.494.720.224

76% x TPC = Rp 153.494.720.224

$$TPC = \frac{Rp\ 153.494.720.224}{76\%}$$

= Rp 201.966.737.137

DPC = (11% x TPC) + Rp 124.840.526.614

= Rp 147.056.867.699

POC = 5% x TPC

= Rp 10.098.336.857

GE = (8% x TPC) + Rp 6.847.200.000

= Rp 23.004.538.971

MC = DPC + FC + POC

= Rp 178.962.198.166

D.5.3 Perhitungan Analisa Ekonomi

Analisis ekonomi ini dilakukan dengan menggunakan metode *discounted cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan adalah sebagai berikut.

1. Modal investasi :
   a. Modal sendiri (*equity*) = 60%
   b. Modal pinjaman bank (*loan*) = 40%
2. Bunga bank = 9,25% per tahun (BCA) (www.ojk.go.id)
   *Data bunga bank didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.
3. Laju inflasi = 2,96% per tahun (www.bi.go.id)
   *Data laju inflasi didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.
4. Masa konstruksi 2 tahun :
   a. Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri (*equity*) dan 30% modal pinjaman bank (*loan*).
   b. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri (*equity*) dan sisa modal pinjaman bank (*loan*).

5. Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut.
   a. Pada masa awal konstruksi (tahun pertama (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman bank (*loan*) untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
   b. Pada akhir tahun kedua konstruksi (tahun kedua (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman bank (*loan*).
6. Pengembalian modal pinjaman bank (*loan*) dalam waktu 10 tahun = 12% per tahun.
7. Umur pabrik diperkirakan 10 tahun, dengan depresiasi = 10% per tahun.
8. Kapasitas produksi :
   a. Tahun I = 60%
   b. Tahun II = 80%
   c. Tahun III = 100%
9. Pajak pendapatan menurut pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012 :
   a. Rp 0- Rp 50.000.000 = 5%
   b. Rp 50.000.000 - Rp 250.000.000 = 15%
   c. Rp 250.000.000 - Rp 500.000.000 = 25%
   d. Lebih dari Rp 500.000.000 = 30%

   (www.bi.go.id)

   *Data pajak pendapatan didapatkan dari akses web pada tanggal 06 Juni 2020.

A. Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi = TPC - Depresiasi
= Rp 201.966.737.137 - Rp 13.832.794.454
= Rp 188.133.942.683

Berdasarkan data diatas, didapatkan biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun I adalah sebagai berikut.

Biaya operasi tahun I = Kapasitas produksi tahun I x Biaya produksi tanpa depresiasi
= 60% x 188.133.942.682,59
= Rp 112.880.365.610

Biaya operasi untuk kapasitas produksi tahun II dan III juga dihitung menggunakan cara tersebut, sehingga didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel D.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 60%, 80%, dan 100%

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Operasi	
I	60%	Rp	112.880.365.610
II	80%	Rp	150.507.154.146
III	100%	Rp	188.133.942.683

B. Perhitungan Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak terpengaruh inflasi dan bunga bank, sehingga modal sendiri pada akhir masa konstruksi adalah tetap.

Perhitungan total modal pinjaman bank (*loan*) pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut.

Tabel D.13 Modal Pinjaman Bank (*Loan*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman Bank (*Loan*)		
		Pengeluaran	Bunga = 9,25%	Jumlah
-2	30%	Rp 19.528.650.995	Rp -	Rp 19.528.650.995
-1	70%	Rp 45.566.852.321	Rp 1.806.400.217	Rp 47.373.252.538
0	0%	Rp -	Rp 6.188.426.077	Rp 6.188.426.077
Modal Pinjaman Bank (*Loan*) Pada Akhir Masa Konstruksi				**Rp 73.090.329.609**

Tabel D.14 Modal Sendiri (*Equity*) Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri (*Equity*)		
		Pengeluaran	Inflasi = 2,96%	Jumlah
-2	50%	Rp 48.821.627.486	Rp -	Rp 48.821.627.486
-1	50%	Rp 48.821.627.486	Rp 1.445.120.174	Rp 50.266.747.660
0	0%	Rp -	Rp 2.933.015.904	Rp 2.933.015.904
Modal Sendiri (*Equity*) Pada Akhir Masa Konstruksi				**Rp 102.021.391.050**

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Total investasi pada akhir masa = *Loan* pada akhir masa konstruksi + *Equity* pada akhir masa konstruksi

= Rp 73.090.329.609 + Rp 102.021.391.050

= Rp 175.111.720.659

C. Perhitungan Harga Penjualan

Berdasarkan *cash flow,* apabila kapasitas produksi 100% maka didapatkan harga penjualan sebagai berikut.

Harga penjualan produk garam industri = Rp 269.910.000.000

D.5.4 Perhitungan IRR (*Internal Rate of Return*)

Internal rate of return berdasarkan *discounted cash flow* adalah tingkat bunga tertentu, dimana seluruh penerimaan akan dapat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah dengan *trial* "i (tingkat bunga)" hingga memenuhi persamaan berikut ini.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total modal akhir masa konstruksi}$$

Dimana :

n = Tahun

CF = *Cash flow* pada tahun ke-n

Contoh perhitungan *present value* pada tahun ke-1 :

Tahun ke- (n) = 1

Actual cash flow (FV) = Rp 33.763.183.567

Trial IRR (i) = 26,21%

$$\textit{Discounted factor} = \frac{1}{(1 + i)^n} = \frac{1}{(1 + 26\%)^1} = 0{,}7923$$ (Pujawan, 2013)

Present Value (PV) = *Actual cash flow* (FV) x *Discounted factor*

= Rp 33.763.183.567 x 0,7923

= Rp 26.751.396.081

Perhitungan *present value* untuk tahun ke 2 hingga tahun ke 10 dilakukan dengan cara yang sama seperti cara diatas, sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel D.15 Hasil Perhitungan *Trial* Tingkat Bunga (IRR)

Tahun Ke - n	***Actual Cash Flow***	***Trial* IRR (i) = 26,21%** ***Discounted Factor***	***Present Value***
1	Rp 33.763.183.567	0,7923	Rp 26.751.396.081
2	Rp 45.779.743.453	0,6278	Rp 28.739.517.840
3	Rp 57.796.303.338	0,4974	Rp 28.748.106.594
4	Rp 58.364.215.200	0,3941	Rp 23.001.645.001
5	Rp 58.932.127.061	0,3123	Rp 18.402.101.612
6	Rp 59.500.038.922	0,2474	Rp 14.720.942.600
7	Rp 60.067.950.783	0,1960	Rp 11.775.090.327
8	Rp 60.635.862.644	0,1553	Rp 9.417.899.531
9	Rp 61.203.774.505	0,1231	Rp 7.531.921.077
10	Rp 61.771.686.366	0,0975	Rp 6.023.099.997
Total *Present Value* (NPV)			**Rp 175.111.720.659**

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Total *present value* (NPV) = Rp 175.111.720.659

Kemudian, *goal seek* nilai *trial* IRR (i) hingga didapatkan nilai *total present value* (NPV) = nilai total modal akhir masa konstruksi, sehingga didapatkan :

IRR = 26,21% per tahun.

Berdasarkan hasil perhitungan di atas didapatkan bahwa nilai IRR > nilai bunga bank (MARR). Hal ini membuktikan bahwa **pabrik ini layak untuk didirikan** tingkat suku bunga bank = 9,25% per tahun.

D.5.5 Perhitungan Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time,* POT)

Sebelum melakukan perhitungan waktu pengembalian modal (POT), perlu dilakukan perhitungan terhadap akumulasi modal terlebih dahulu.

Tabel D.16 Hasil Perhitungan *Accumulative Cash Flow*

Tahun Ke - n	*Actual Cash Flow*	*Accumulative Cash Flow*
1	Rp 33.763.183.567	Rp 24.992.344.014
2	Rp 45.779.743.453	Rp 62.001.247.914
3	Rp 57.796.303.338	Rp 111.026.711.700
4	Rp 58.364.215.200	Rp 160.620.087.346
5	Rp 58.932.127.061	Rp 210.781.374.854
6	Rp 59.500.038.922	Rp 261.510.574.222
7	Rp 60.067.950.783	Rp 312.807.685.452
8	Rp 60.635.862.644	Rp 364.672.708.543
9	Rp 61.203.774.505	Rp 417.105.643.495
10	Rp 61.771.686.366	Rp 470.106.490.307

Pabrik akan balik modal saat nilai investasi ≤ nilai *accumulative cashflow.*

Apabila :
Investasi = Rp 175.111.720.659
Maka, berdasarkan tabel di atas, didapatkan bahwa :
nilai *accumulative cash flow* = nilai investasi
saat di antara tahun ke - 4 dan 5 .
Oleh karena itu, dilakukan interpolasi terhadap nilai *accumulative cash flow* saat tahun ke - 4 dan 5 untuk menentukan waktu pengembalian modal (POT), sehingga didapatkan :
Waktu pengembalian modal (POT) = 4,3 tahun.

D.5.6 Analisa Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisis titik impas (BEP) digunakan untuk mengetahui kapasitas produksi, dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.17 Biaya FC, VC, SVC, dan S

No	Keterangan	Jumlah	
1	Biaya Tetap (FC)	Rp	21.806.993.611
2	Biaya Variabel (VC)		
	a. Bahan Baku	Rp	80.299.128.000
	b. Utilitas	Rp	20.196.673.714
	c. *Royalty*	Rp	2.019.667.371
	Total Biaya Variabel	Rp	102.515.469.085
3	Biaya Semivariabel (SVC)		
	a. Gaji Karyawan	Rp	34.236.000.000
	b. Pengawasan	Rp	3.423.600.000
	c. *Maintenance* & Perbaikan	Rp	2.766.558.891
	d. *Operating Supplies*	Rp	691.639.723
	e. Laboratorium	Rp	3.423.600.000
	f. Pengeluaran Umum	Rp	23.004.538.971
	g. *Plant Overhead Cost*	Rp	10.098.336.857
	Total Biaya Semivariabel	Rp	77.644.274.441
4	Total Penjualan (S)	Rp	269.910.000.000

Berdasarkan data di atas, didapatkan bahwa :

Biaya tetap saat kapasitas 100% = Rp 21.806.993.611

Biaya tetap saat kapasitas 0% = Biaya tetap saat kapasitas 100%

= Rp 21.806.993.611

Total pengeluaran saat kapasitas 100% = FC + VC + SVC

= Rp 201.966.737.137

Total pengeluaran saat kapasitas 0% = FC + (0,3 x SVC)

= Rp 45.100.275.943

Total penjualan saat kapasitas 100% = Rp 269.910.000.000

Total penjualan saat kapasitas 0% = Rp -

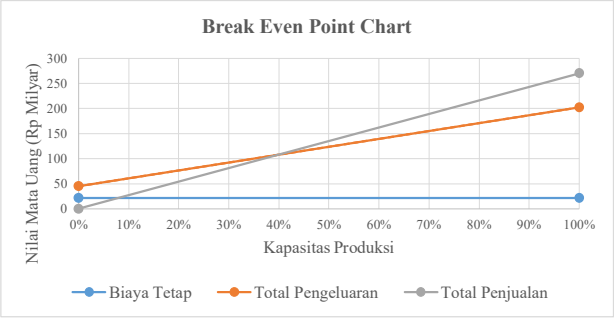
Cost	Kapasitas Produksi			
	0%		100%	
Biaya Tetap	Rp	21.806.993.611	Rp	21.806.993.611
Total Pengeluaran	Rp	45.100.275.943	Rp	201.966.737.137
Total Penjualan	Rp	-	Rp	269.910.000.000

Berdasarkan **Tabel D.17**, didapatkan bahwa :

FC	=	Rp	21.806.993.611
VC	=	Rp	102.515.469.085
SVC	=	Rp	77.644.274.441
S	=	Rp	269.910.000.000

Sehingga,

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3 \times SVC)}{S - (0{,}7 \times SVC) - VC} \times 100\%$$

$$= 0{,}40$$

$$= 40\%$$